實驗結果 次表及第4圖の結果を得た。

焼成 温度	配合	粉末度(%)		石膏添加量 %Al ₂ O ₃ ×1/2	成形水量 (%)	粉 碎 時間(分)	小型耐壓力 (kg/cm ²)					
		4900孔	10000孔				1 日	3 日	1 週	2 週	4 週	聯結4週
SK15強	IVa1	2.0	10.0	2.95	62.5	185	6	22	70	127	162	246
	" 2	2.0	10.5	2.94	62.5	200	8	23	68	123	126	200
	" 3	2.0	10.0	2.90	62.5	250	13	26	85	130	173	220
	" 4	2.0	10.0	2.82	62.5	330	25	78	130	182	202	275
	IVb1	2.0	10.0	4.37	67.5	250	12	53	107	140	170	245
	" 2	2.5	10.0	4.11	75.0	445	21	74	134	156	181	276
SK13強	IVa1	1.5	6.5	2.95	62.5	245	—	21	47	—	109	141
	" 2	2.0	8.0	2.94	65.0	270	—	47	64	—	115	150
	" 3	2.0	8.0	2.90	67.5	300	—	84	100	—	144	194
	" 4	2.0	7.5	2.82	65.0	390	—	51	88	—	117	149
	IVb1	全部ダストした										
	" 2	約 1/5 ダストした										

本實驗の結果に依れば水硬率及珪酸率又は是等と鐵率とを一定し單に Cr₂O₃ を添加せる場合に 於ても明かに強度が増加する。尙石灰石と大峠白土とのセメントは白色セメントであつて、之に Cr₂O₃ を添加したセメントは鮮明な綠色セメントである。

6 要 旨

水硬率 2.05~2.14 のポルトランドセメントに於て CaO 及 SiO₂ の含有率を一定し、Cr₂O₃ を以て Al₂O₃、Fe₂O₃ の一部分を置換したもの 14 種、水硬率 2.30 のポルトランドセメントに於て水硬率及 CaO の含有率を一定し Cr₂O₃ を以て SiO₂、Al₂O₃ 及 Fe₂O₃ の一部分を置換したもの 4 種並に石灰石及大峠白土を原料とし水硬率 2.15 の白色ポルトランドセメントに於て水硬率、CaO 及 Fe₂O₃ の含有率を一定し Cr₂O₃ を以て SiO₂ 及 Al₂O₃ の一部分を置換したもの 2 種を試製して小型耐壓力を比較した。

何れの場合に於ても酸化クロムは明かに 1~28 日の普通硬化強度及 4 週聯結硬化強度を増進した。併し酸化クロムの効果は他成分の比に依て幾分か變化するやうである。

終りに本研究は財團法人高松記念資金財團の援助に依つたものである。茲に同財團に對して深い感謝を捧げる。(東京工業大學窯業學科) (昭和 9 年 7 月 20 日受理)

セメント同轉窯のヒートバランスの吟味 (第2報)

吉井豊藤丸

(The Investigation of Heat Balances of Cement Rotary Kiln (part 2))

By Toyofujimaru Yoshii

B. 濕式同轉窯のヒートバランスの計算

本計算は $2.85 \times 3.45 \times 60.9^m$ のウナツクスギルンの順調なる場合につき試験し計算したるものにして其時の原

* kiln は嚴格にいへばキル (kil) と發音すべきであるがこゝでは日本の慣習に従ひキルンとしておく。

料化學成分，使用石炭從つて其石炭灰分其他の計算の基準等は全然乾式の場合と同一なり。唯原料に 34 % の水を含む爲に樽當り焼成用炭は $51.2 \text{ kg/bbl} = 0.3103 \text{ kg/kg.cl'}$ なることゝ飛散ダストの分量及其成分從つて樽當り所要原料は乾式の場合とは稍趣を異にして居る。これを表示すれば次の如し。

原料生物	原料焼成物	石炭灰分	ダ ス ト	クリンカー
1582.8	→ 1028.8	+ 27.9	- 56.7	= 1000.0 g

Table 7

Chemical compositions of flue dust (wet process)

Ig. Loss	11.80 %	SiO ₂	17.29 %
Al ₂ O ₃	5.59	Fe ₂ O ₃	2.27
CaO	53.10	MgO	1.23
SO ₃	5.25	remainder (alkalies, etc.)	3.47
Total	100.00		

1. クリンカー焼成及水分蒸發に要する熱

上に示すが如く 1 kg のクリンカーを焼くに要する原料は 1.5828 kg にして之を更に粘土，石灰石，及鐵鏝等の各原料成分に振分ける時は其内譯は次の如くなる。

Table 8

Chemical ingredients of raw materials required for 1 kg of clinker	Kaolin	Al ₂ O ₃	52.9g	134.0g
		SiO ₂	62.4	
		H ₂ O	18.7	
	Hydrated SiO ₂	SiO ₂	164.2	172.8
		H ₂ O	8.6	
	CaCO ₃	CaO	636.2	1136.1
		CO ₂	499.9	
	MgCO ₃	MgO	17.0	35.6
		CO ₂	18.6	
	Fe ₂ O ₃		25.5	
	CaO		70.5	
Sum			1574.5	
SO ₃ , alkalies, etc. (neglected)			8.3	
Total sum			1582.8	

a. CaCO₃ の加熱及分解に要する熱

乾式の場合と同様の計算を行へば下の如し。

15° から 800°C 迄加熱するに要する熱

$$1.1361 \times \begin{matrix} (\text{kg}) \\ (800-15) \end{matrix} \times \begin{matrix} (^\circ\text{C}) \\ 0.267 \end{matrix} = 238.1$$

分解用熱 (@800°C)

$$1.1361 \times \begin{matrix} (\text{kg}) \\ 379.2 \end{matrix} \begin{matrix} (\text{cal}) \\ = 430.8 \end{matrix}$$

合 計 668.9 cal.

b. MgCO₃ の加熱及分解に要する熱

15° から 650°C 迄加熱するに要する熱

$$0.0356 \times \begin{matrix} (\text{kg}) \\ (650-15) \end{matrix} \times \begin{matrix} (^\circ\text{C}) \\ 0.24 \end{matrix} = 5.4$$

分解用熱 (@650°C)

$$0.0356 \times \begin{matrix} (\text{kg}) \\ 712 \end{matrix} \begin{matrix} (\text{cal}) \\ = 25.3 \end{matrix}$$

合 計 30.7 cal.

c. 遊離の CaO を加熱するに要する熱

15° から 800°C 迄加熱するに要する熱

$$0.0705 \times \begin{matrix} (\text{kg}) \\ (800-15) \end{matrix} \times \begin{matrix} (^\circ\text{C}) \\ 0.219 \end{matrix} = 11.7 \text{ cal.}$$

d. Fe₂O₃ を加熱するに要する熱

15° から 800°C 迄の加熱用熱

$$0.0255 \times \begin{matrix} (\text{kg}) \\ (800-15) \end{matrix} \times \begin{matrix} (^\circ\text{C}) \\ 0.2988 \end{matrix} = 6.0 \text{ cal.}$$

e. カオリンの加熱及分解に要する熱

$$15^{\circ} \text{ から } 800^{\circ} \text{C 迄の加熱及分解用熱} \quad \frac{(\text{kg})}{0.134} \times \frac{(\text{cal})}{352} = 47.2 \text{ cal.}$$

f. 含水珪酸の加熱及分解

$$15^{\circ} \text{ から } 800^{\circ} \text{C 迄の加熱及分解用熱} \quad \frac{(\text{kg})}{0.1728} \times \frac{(\text{cal})}{244.4} = 42.2 \text{ cal.}$$

g. クリンカーを $800^{\circ} \rightarrow 1450^{\circ} \text{C}$ に熱するに要する熱

$$\frac{(\text{kg})}{1} \times \frac{(\text{cal})}{(1450-800)} \times \frac{(\text{S.H})}{0.290} = 188.5 \text{ cal/kg.cl}$$

h. クリンカーの發熱反應

Nacken 氏に従ひ其發熱量を 100.0 cal/kg.cl' とす。

i. クリンカーが窯内で冷めて回収される熱

1450°C のクリンカーが 1200°C (窯出口に於ける溫度) 迄冷却され其失ふ熱は豫熱空氣として再回收される。

$$Q_{1450-1200^{\circ} \text{C}} = \frac{(\text{cal})}{372.9} - \frac{(\text{cal})}{292.0} = 80.9 \text{ cal/kg.cl'}$$

j. 原料の分解によつて生ずる瓦斯のもつ熱

$$\text{CaCO}_3 \text{ 中の } \text{CO}_2 \text{ のもつ熱} \quad \frac{(\text{kg})}{0.4999-0.0084} \times \frac{(\text{cal})}{(800-15)} \times \frac{(\text{S.H})}{0.253} = 97.6 \text{ cal.}$$

$$\text{MgCO}_3 \text{ " } \text{CO}_2 \text{ " } \quad 0.0186 \quad \times (650-15) \times 0.246 = 2.9 \text{ "}$$

$$\text{カオリン中の水分より來る熱} \quad 0.0187 \quad \times (800-15) \times 0.484 = 7.1 \text{ "}$$

$$\text{含水珪酸 " } \quad 0.0086 \quad \times (400-15) \times 0.470 = 1.6 \text{ "}$$

$$\text{合 計} = 109.2 \text{ cal/kg.cl'}$$

k. クリンカーの廢熱によりクーラー内にて空氣が豫熱されて回收される熱量 $= 228.8 \text{ cal/kg.cl'}$. (詳細後出)

故にクリンカー 1 kg. をやくに要する正味所要熱量 ($Q_{cl'}$) は

$$Q_{cl'} = \frac{a+b+c+d+e+f}{1028.8 (= \text{原料焼成物重量 kg/kg.cl'})} + g - (h+i+j+k)$$

$$= 784.1 + 188.5 - (100.0 + 80.9 + 109.2 + 228.8) = 453.7 \text{ cal/kg.cl' なり.}$$

l. スラリー中の水分の蒸發用潜熱

スラリーは 34% の水分を含む故その水量は次の如し。

$$1.5828 \text{ kg} \times 34/66 = 0.8154 \text{ kg/kg.cl'}$$

$$\text{スラリー中の水分が } 15^{\circ} \rightarrow 100^{\circ} \text{C に熱せられるに要する熱} \quad \frac{(\text{kg})}{0.8154} \times \frac{(\text{cal})}{(100-15)} \times \frac{(\text{S.H})}{1.0044} = 69.6 \text{ cal.}$$

$$\text{同蒸發用潜熱} \dots\dots\dots \frac{(\text{kg})}{0.8154} \times \frac{(\text{cal})}{539.9} = 440.2 \text{ "}$$

$$\text{合 計} = 509.8 \text{ "}$$

$$\left. \begin{array}{l} 100^{\circ} \text{C のスチームを } 15^{\circ} \text{C のスチーム} \\ \text{に冷却した場合に論理上吐出す熱量} \end{array} \right\} \quad \frac{(\text{kg})}{0.8154} \times \frac{(\text{cal})}{(100-15)} \times \frac{(\text{S.H})}{0.372} = 25.8 \text{ "}$$

$$\text{差引 (} 15^{\circ} \text{C の水を } 15^{\circ} \text{C のスチームにするに要する熱)} = 484.0 \text{ cal/kg.cl'}$$

2. クリンカーのもつ廢熱

クリンカーがクーラーから出る溫度は平均 180°C なる故其中に含まるる熱量は $Q_{180-15^{\circ}} = 32.7 \text{ cal/kg.cl'}$ なり。

3. クーラーのセルから逃げる熱及豫熱空氣による回收熱

$$\text{輻射によるもの} = 12.9 \text{ cal.}$$

對流によるもの = 14.9 Cal.

合 計 = 27.8 cal/kg.cl'

又クリンカーがクーラーの入口と出口に於て保有する熱量の差は $Q_{1200^{\circ}-180^{\circ}} = 289.7 - 32.7 = 256.6 \text{ cal/kg.cl'}$.
にしてこれより上の輻射及對流による熱損を差引きたる $256.6 - 27.8 = 228.8 \text{ cal/kg.cl'}$. が豫熱空氣として回收さ
るゝこととなる。

4 窯のセルから失はるゝ熱量

フツド及窯尻斷面より逃げる熱も考慮に入れ 153.5 cal/kg.cl' . となる。

5 窯に供給される空氣のもつ熱

石炭の燃焼に要する空氣 = $7.7457 \times 0.3103 = 2.4012 \text{ m}^3$

過剰空氣 (1.8% O₂ 該當) = 0.3576 "

空氣總量 = 2.7588 "

$2.7588 \times 0.312 \times (20 - 15) = 4.3 \text{ cal/kg.cl'}$.

6 焼成用炭の溫度より來る熱

$0.3103 \times 0.25 \times (67 - 15) = 4.0 \text{ cal/kg.cl'}$.

7 窯入スラリーの溫度より來る熱

原料分 $(40 - 15) \times 0.197 \times 1.5828 = 7.8 \text{ cal/kg.cl'}$.

水 分 $(40 - 15) \times 0.9981 \times 0.8154 = 20.3 \text{ "$

合 計 28.1 "

8 ダストによつて失はるゝ熱

飛散ダストの溫度による熱損(詳細後出) $0.0713 \times 0.28 \times (727.8 - 15) = 14.3 \text{ cal/kg.cl'}$.

同 化學的潜熱 " $0.0713 \times 784.1 \times \left(1 - \frac{12.93\%}{34.66\%}\right) = 35.1 \text{ "$

合 計 = 49.4 "

9 廢ガスのもつ熱

a. 石灰石から來るガス

CaCO₃ 中の CO₂ = 0.4999 kg

MgCO₃ " = 0.0186 "

ガス中に残る " = -0.0084 "

差 引 = 0.5101 "

$\therefore \frac{0.510 (\text{kg})}{1.9632 (\text{"/})} = 0.2598 \text{ m}^3/\text{kg.cl'}$.

b. カオリン及含水珪酸からくる水分

$0.0187 + 0.0086 = 0.0273$

$\therefore \frac{0.0273 (\text{kg})}{0.8038 (\text{"/})} = 0.0340 \text{ m}^3/\text{kg.cl'}$.

c. 石炭の燃焼によるガス

$8.0953 \times 0.3103 = 2.5120 \text{ m}^3/\text{kg.cl'}$.

d. スラリー中の水分

$$\frac{0.8154(\text{kg})}{0.8038(\text{g})} = 1.0144 \text{ m}^3/\text{kg.cl}$$

$$\text{以上合計} = 3.8202 \text{ m}^3/\text{kg.cl'}$$

之に完全燃焼を期する爲 1.8% の酸素相當の過剰空氣を用ひたる故其廢瓦斯總量は次の如くなる。

$$3.8202 \text{ m}^3 + \left(1 - \frac{1.8 \times 4.76}{100}\right) = 4.1783 \text{ m}^3/\text{kg.cl'}$$

Table. 9

Mean specific heats of gases at constant pressure (0~t°C/n-m³)

Gases heatrange	CO ₂ & SO ₂	H ₂ O	O ₂ , N ₂ , CO, H ₂ , & air
15°~600°C	0.479	0.383	0.324
15°~770°	0.489	0.385	0.326
15°~800°	0.499	0.389	0.328

Table. 10

Wet kiln waste items.	CO ₂	{ from raw meal.....0.2598 by coal combustion0.4353 from caly0.0340 " coal moisture.....0.0019 by coal combustion0.1669 from water in slurry.....0.0144 }	=0.6951 m ³ /kg.cl'.
	H ₂ O		=1.2172 "
	N ₂ in combustion gas		=1.907 "
	SO ₂ by coal combustion		=0.0004 "
	excess air(equivalent to 1.8% of O ₂)		=0.3581 "
	Total		=4.1783 "

故に廢ガスのもつ熱量は上表を参照して第一報乾式の場合に於けるが如く詳細なる計算を行へば次の如し。

(詳細後出)

$$4.1783 \times 0.372 \times (727.8 - 15) = 1107.9 \text{ cal/kg.cl'}$$

10. ヒートバランスの總括

以上を綜合して熱量の精算を行へば差引 1122.2 cal が廢ガス及其中に浮遊するダストの保有すべき熱なり。而して廢ガスとダストとは同温度と見做しうべく今此温度を x°C とせば第一報の式(1)により次の如く廢ガス温度を算出すること得。

$$4.1783 \times 0.372 \times (x - 15) + 1 \times \frac{7.13}{100} \times 0.28 \times (x - 15) = 1122.2 \text{ cal.}$$

$$\therefore (x - 15) = 712.8^\circ\text{C} \quad x = 728^\circ\text{C}$$

上の廢ガス温度は濕式としては高すぎる故一見不審を抱かるゝならんも此窯は乾式と同様餘熱ボイラを附随しボイラを生かす爲故意に廢ガス温度を高めたものである。

尙上のヒートバランスは此窯としても最も條件の良き場合に於けるものにして時には完全燃焼を期する爲にはこれ以上の過剰空氣を要することもあり、又時には石炭が不完全燃焼をなして甚しきは石炭のまゝ煙道に飛ぶことも濕式キルンに於てはまゝあることなり又運轉中のキルンを休轉する際窯が冷める爲に失はるゝ熱も(追而發表の豫定)亦等閑に附すべからざるものにしてこれらを一切考慮に入れて長期にわたるヒート balan をもとむる時は上のヒートバランスよりも悪くなり從而樽當り所要石炭量も多くなるを常とする。然れどもこ

Fig. 3
Heat balance (wet process)

れは細心の注意と不斷の研究とによつて或程度迄喰とめ得べきものである。

以上計算の結果より得たるヒートバランスを一括表示すれば Fig. 3 の如くなる。

II. 石炭の燃焼効率

以上は廢ガス中に 1.8% の酸素を含む場合のヒートバランスなり。然るに乾式の場合と同様理想燃焼の場合の計算を行へば次の如し。

a. 石炭が理想燃焼をなしたる場合

廢ガスの温度を前同様 728.9°C とし理想燃焼をなしたる爲に前の場合よりも x_1 kg/kg.cl. の石炭が節約されたと假定す。然るときは干式の場合と同様次式を得べし。

$$x_1 = 0.3103 -$$

$$\frac{(0.3103 \times 7340) - 1107.9 + (0.376 \times 1.3082 \times 712.8)}{7340 - (8.0953 \times 0.376 \times 712.8)}$$

$$= 0.3103 - 0.2940 = 0.0163 \text{ kg/kg.cl'}$$

依而理想燃焼の場合の石炭の燃焼効率を 100% と

せば 1.8% の過剰酸素該當の空氣を用ひて完全燃焼したる場合の燃焼効率 E_1' は次の如し。

$$E_1' = \frac{100 \times 0.2940}{0.3103} = 94.75(\%)$$

b. 石炭が不完全燃焼をなし廢ガス中に 1.8% の CO ガスを含む場合

次に比較の爲廢ガス中に 1.8% の CO ガスが存在せる場合に付第一報乾式の場合の式(3)及(4)を適用して計算すれば下の如し。

$$y' = \frac{1.8 \times [(1.3082 \times 7340) + 8.0953 \times (1206.1 - 36.4)]}{1.00 \times 1.4027 \times [7340 - 8.0953 \times 0.374 \times (727.8 - 15)] - 1.8 \times [(7340 \times 5.4283) - (8.0953 \times 3091)]} = 0.0490 \text{ kg/kg.cl'}$$

$$\text{次に } x_2' = 0.049 \times \left(\frac{100 \times 1.4027 - 1.8 \times 5.4283}{1.8 \times 8.0953} \right) - \frac{1.3082}{8.0953} = 0.4388 - 0.1616 = 0.2772 \text{ kg/kg.cl'}$$

$$\text{故に } x_2' + y' = 0.2772 + 0.0490 = 0.3262 \text{ kg/kg.cl' となる。}$$

従つて理想燃焼に對するこの場合の燃焼効率 (E_2') は次の如く低下す。

$$E_2' = \frac{100 \times 0.2940}{0.3262} = 90.13(\%)$$

結 言

以上乾濕兩様の場合につきいづれも實測に基いて各ヒートバランスをもとめたり。兩者を比較する時は各々の項に於て夫々差異があるこれもとより乾式と濕式との差によること勿論なれどもキルシの構造に依存すること亦大なり。即乾式に於ける窯のセルの熱損失が少くしてクーラーの熱損失の多き濕式に於て窯のセルの熱損失が多くしてクーラーの熱損失の少きが如しこれは前者は普通のロータリーキルシに配するにドラムクーラー

を以てしたるに對し後者はウナクス式のインテグラルクーラーなるが爲に窯の口元が過分にクーラーとしてはたらいて居るが爲である。

其他クリンカー焼成用の正味所要熱量の多寡はクーラーのタイプがことなる爲ホットエヤー利用率の多少によるものなり。

従つて上記の結果を以て直に一概に乾濕兩様のヒートバランスの本質的相違と見做すことは早計である。

著者はこゝではヒートバランス計算の根本にふれて乾濕兩様式を比較することは勿論なれども更に窯のタイプが異ればヒートバランスの結果も異るといふことを指摘せんが爲にことさらに相異なる二つのタイプの窯を選んだわけである。

故に若し乾濕兩様式のみを比較せんと欲せば寧同一タイプの窯を用ひあらゆる條件を可及的同一にして比較試験すべきものにして著者はこれを別の機會に譲りたいと思ふ。

終に本研究にあたり直接或は間接に御懇篤なる御指導並に御援助を賜りたる恩師東京工業大學教授近藤清治博士、同木下正雄博士及秩父セメント株式會社常務取締役大友幸助氏に對し深厚なる謝意を表す。

要 旨

1. 從來のヒートバランスの大きな誤謬はギルン及クーラーのセルの輻射及對流熱損の測定及計算法の不備に起因すること多し。

依而著者は自ら考案するところの『線膨脹法』によつて其輻射及對流熱損を精査して正しきヒートバランスを作製せんとせり。

2. 從來のヒートバランスに於て閉却されたるダストによる熱損失がヒートバランスに重大なる役割を演ずることを指摘す。

3. ヒートバランスの計算法を明にして其實用化をはかり窯の各條件及著者が提唱する『燃焼効率』の向上を企圖す。〔完〕

参 考 文 献

- G. Martin, Chem. Eng. & Thermodynamics applied to Cement rotary kiln. 1932.
 H. Kühl & Knothe. Chemie der hydraulischen Bindmittel. 1915.
 Hans Bussmeyer. Wärmewirtschaft in der Zementindustrie. 1931.
 燃料協會編 實用燃料便覽 昭和七年 (昭和 9 年 8 月 18 日受理)

本文第一報 (第四百九十七號) 正誤表

頁	行	正	誤	備 考
295	3	Balance	Balances	
"	20	wet	wel	
"	28	Kühl	kühl	
"	"	Koch	koch	
"	29	Walter Knothe	walter Knothe	
"	30	chemie	Chemie	
"	33	Clinker の略	Clinker, 略	
296	22	振分け	擴げ	
"	41	15°→800°C	15°—800°C	

297	1	$Q_{800^{\circ}\text{C}} = 379.2 \text{ cal/kg. CaCO}_3$	$Q_{800^{\circ}\text{C}} = -379.2 \text{ cal.}$
"	7	Meade	Meacle
"	"	$712 \text{ cal/kg. MgCgCO}_3$	712 cal/kg
"	23及27	$15^{\circ} \rightarrow 800^{\circ}\text{C}$	800°C
297	29	0.1822	182.2
"	24	by A. S. Herschel	by. Q. A. S. Herschel.
298	6	$100.0 \text{ cal/kg. cl'}$	100.0 cal/kg. C
"	16	9.1	7.0
"	27	0.009	0.091
"	33及35	Qcl.	Qd
299	13	供給される空気	供給さる外氣
"	14	0.312	0.241
"	"	3.0 cal	2.3 cal
"	25	以下の熱	以下熱
300	5	カオリン	カホリン
"	27	Gases per kg coal.	Gasses from coal 1kg
"	28	complete	complets
"	30	$\text{CO} \rightarrow 1752.4$	1752.4
301	Fig 1 の下及 29	gases	gasses
"	28	gases per n-m ³ at const' press'.	gasses at const' press 1-nm ³ .
"	35	廢ガス	廢ガスト
"	36	D.Sd. ($x-15^{\circ}$)	D.Sd. ($x-15^{\circ}$)
302	27	$(Q_0 - x_1 Q_c)$	$(Q_0 - x_1 H)$
"	30	c	C
"	36	(15°C)	($^{\circ}\text{C}$)
303	14.15	理想燃焼	完全燃焼
"	30	(@T~t $^{\circ}\text{C}$)	(@T-t $^{\circ}\text{C}$)
304	4	煩雜	繁雜
"	8	論評	論詳
"	12	證左	證査

原稿訂正

附記 第一報煙道ガス中水蒸氣の保有熱量の計算に於て煩雜をさける爲其基準を 15°C のスチームにとりたり。然るに嚴格にいへば第二報濕式の場合に於けるが如く 15°C の水に基準をとるべきものにして後者による時は計算上の煙道ガス温度は前者によるよりも幾分低く出る。

伯爵金子會頭の御近情

會頭には今春三月葉山別荘にて御大患に罹らせられ東京御本邸にて専ら御加養中七月再び葉山御別荘に赴かせられ御療養の處御経過益々御良好にて昨今は御近傍御運動被遊る迄に被成候趣拜承誠に欣賀の至に不堪尙新春と共に速かに御全快あらん事を祈る次第であります斯に會頭閣下の御近情を會員に御知らせ致します。