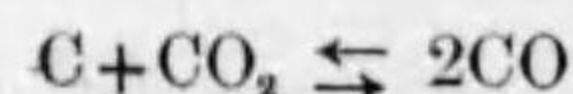


は兩者の割合一定なるを要し此恒一溫度に於て混合瓦斯の成分も一定する。

故に任意の假定の下に與へられたる空氣と蒸氣との割合に對し混合瓦斯の成分及び熱量を計算し得れども、かくして得たる結果は實際のものと大に異なること多ければこゝには其計算法を擧げぬ。

發生爐内の可逆反應 更に重要なることは空氣と炭素との反應に於て凡ての酸素が消費し盡されたとき發生爐内には灼熱炭素、炭酸瓦斯及び一酸化炭素が共存する。炭素は炭酸瓦斯に作用して一酸化炭素を生ずるが又ある状態の下にては此逆も成立して一酸化炭素より炭素及び炭酸瓦斯を生ずる。之れ所謂可逆反應である。式で示せば、



この式で左より右へ移るときは吸熱反應にて右より左へ移るものは發熱反應である。

一定の溫度の下にてはある時間の後平衡成立するものにて高溫度のとき程平衡成立速である。リード及びウィラー (Rhead and Wheeler) 兩氏は

850°C (1560°F) のときはこの混合より平衡に到達するに240時間を要すれども 1,000°C (1860°F) 或はそれ以上なるときは48時間以内にて足ると云ふて居る。更に又850°Cにて $\text{CO}_2 + \text{C} \rightarrow 2\text{CO}$ なる作用は其の逆反應より165倍速に進む。

發生爐作業にて求むる處は最多量の一酸化炭素と最少量の炭酸瓦斯とを得る事である。

溫度高きは之の目的に都合よく又右側の瓦斯壓力大なるとき即ち一酸化炭素が炭酸瓦斯量の2倍容なるときは逆方向の作用起る。

然れども實際には一酸化炭素は發生爐より絶へず取り出さるゝ故右向の作用促進さるゝ事となる。

發生爐瓦斯成生の重要なる因子としてクレメント (Clement) 氏等は炭酸瓦斯を管を通じ種々なる層の炭素と接觸せしめて得たる平衡の結果を報告して居る。

其結果を $\frac{\text{(瓦斯速度)}}{\text{(燃料層の厚さ)}}$ なる比に依りて示せば次の如くなる。

温 度	CO90%の瓦斯を得る時			CO95%の瓦斯を得る時		
	木炭	骸炭	無煙炭	木炭	骸炭	無煙炭
1,000°C	22	A	A	6	A	A
1,100"	82	6	4	52	4	A
1,200"	—	18	10	—	12	7
1,300"	—	62	26	—	50	20

但しAの場合は求むる條件に達し得ざるものである。

此際燃料の氣孔性及び温度の影響大なるは勿論である。

空氣を以て作業する發生爐内の平衡状態に就てカール、ウエンド氏 (Karl Wendt) は次の表を提出した。

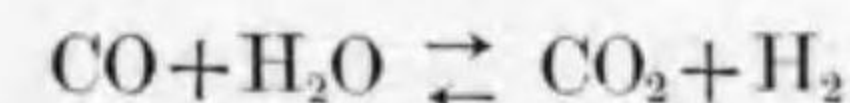
第六十三表 發生爐瓦斯の成分

羽口よりの高さ	温 度 (°C)	瓦 斯 成 分				
		CO ₂	CO	H.	CH ₄	N.
出 口	580	0.7	31.3	6.3	2.4	59.3
60 時	—	1.0	28.9	9.8	2.0	58.3
50 "	1,030	0.6	30.0	11.7	0.6	57.1
40 "	—	0.4	33.4	2.4	0.3	63.5
30 "	1,250	—	34.5	0.4	—	65.1
20 "	—	0.2	34.3	—	—	65.5
10 "	1,400	0.2	34.1	—	—	65.7
羽口面	—	15.0	9.7	—	—	75.3

羽口より20~30吋の邊にて平衡成立する。上層に於て炭酸瓦斯が少しく増加するのは低温の部にて瓦斯の可逆反應起るを示す。

メタン及び水素は瀝青炭を使用するとき現はるゝものにて炭素と空氣との反應が成立する前發生爐の上層に於て行はるゝ乾餾作用により發生する。

蒸氣を用ふるとき一層重要な可逆反應起る。この際一酸化炭素、炭酸瓦斯、水素及び水蒸氣が種々なる割合に共存し一定温度にてはこれらの瓦斯反應の結果一定成分の瓦斯を生ずる。反應式は次の如し。



右向の反應は吸熱反應左向は發熱反應である。混合瓦斯の成分は一定温度に於ては前式の右左兩側の瓦斯濃度に關係するものにて $\frac{\text{CO} \times \text{H}_2\text{O}}{\text{CO}_2 \times \text{H}_2} = K$ なる式が成立する。ハーン氏はKの値を次の如くした。

温 度 (°C)	K
786	0.81
886	1.19

986	1.54
1.086	1.95
1.205	2.10
1.405	2.49

普通の場合には温度は $1,000^{\circ}\text{C}$ (1832°F)前後なる故恒数は略2と見られる。故に瓦斯成分がこの恒数に一致せざる様な時温度が $1,000^{\circ}\text{C}$ になりたるとせば反応系内に可逆反応を起して結局この温度に相当する瓦斯成分に至りて止む。

温度降下すれば一酸化炭素は減じ炭酸瓦斯を増す。温度上昇せば反対に炭酸瓦斯と水素を減じて之に相当する丈の一酸化炭素を増加する。この事實は蓄熱室を通る瓦斯にとりて最も大切にして蓄熱室を出る時の瓦斯成分はそのものより著しく異なる。更に注意すべきは水蒸汽の濃度増すとき温度は降り従てKの値も小となる故に炭酸瓦斯と水素は増す。

60°C (140°F)にて水蒸汽に飽和せる空気を以て作業せる發生爐に就てウエンド氏の實驗せる結果次の如し。

第六十四表 空氣及水蒸汽を以て作業せる發生爐瓦斯の成分

羽口面よりの高	温度 ($^{\circ}\text{C}$)	瓦 斯 成 分					
		CO_2	CO	H.	CH_4	N.	O
出 口	440	5.5	26.8	14.6	3.4	49.7	—
60 "	—	5.3	28.0	19.0	4.1	43.6	—
50 "	810	6.0	28.3	20.7	4.8	40.2	—
40 "	—	5.0	28.7	21.8	5.0	39.5	—
30 "	925	3.0	32.7	17.9	1.2	45.2	—
20 "	—	5.5	28.0	13.7	0.9	51.9	—
10 "	—	9.3	22.0	10.8	0.4	57.7	—
羽 口 面	1110	11.4	0	0	0	79.1	9.5

羽口より30吋以上にては炭酸瓦斯増加し一酸化炭素減少する事こゝにも明である。

發生爐の上部に於ては石炭の乾餾成生物により瓦斯成分を變化せしむる傾きあり水素及びメタンは一部瀝青炭より出で一部は炭素と水蒸汽との反應により生ずる。

蒸汽を用ふる爲の利益、 瓦斯發生爐に水蒸汽使用の必要なる主なる點を擧ぐれば、

(I) 温度の調整を充分になし得る事。

温度の高き程瓦斯の爲には都合よき事は明白の理なれども到達し得る最高温度は燃料の性質

により違ひあり即ち主として焼塊の成生の爲に又一方爐の耐火煉瓦内張りに對する高温度の影響の爲に自ら制限される。

副産物として安母尼亞を回収せんとする場合には非回集式の爐より温度を低く保つ必要あり。然らざれば安母尼亞の回収低くなる。この爲に過量の水蒸気を吹き込む、従て瓦斯の性質の幾分低下するのは免れぬ。

(2) 炭素の瓦斯化を單に空氣のみにて行ふ代りに一部水蒸気を以てすれば成生瓦斯中に窒素を減じ一酸化炭素、水素の如き發熱量高き可熱瓦斯の含有量を増す。

(3) 發生爐の温度低ければ發生瓦斯出口の温度も従て低い故に瓦斯に依り持出さるる顯熱は少い。又可燃瓦斯の含有量多き故に燃燒の際有効である。

顯熱は燃燒によりて生ずる熱程有効でない。それは多くの場合瓦斯は使用前冷却さるる故殆んど全部の顯熱を失ふによる。然るに蒸気を用ふるときはかくして失はるべき熱を有効ならしむるを得る。換言すれば蒸気を以て熱をあまり

必要な個所より之を有効に利用し得る爐又は機關に轉用する事である。

瓦斯發生作業に於ける蒸気の影響に就ては已にボーン及びウィラー兩氏の貴重なる試験が發表せられてゐる。その試験はモンド型の發生爐の基を以て行ひ蒸気の影響を確めた甲の發生爐は燃料の厚さを7呎に保ち一週間に74~93噸を瓦斯化する割合にて作業し、乙の發生爐は燃料の厚さを3呎6吋に減じ瓦斯化の割合を甲の2倍以上とした。この試験の詳細は第六十五表に示す。

瓦斯の生産量は使用蒸気量を増すにつれ増加す。發熱量及び熱能率は1听の石炭に對し蒸気量0.45~0.50听のとき最大である。この際約20%の蒸気は分解せられずに残る。

分解せざる蒸気が瓦斯中に多量含まるゝときは産出瓦斯と共に多大の顯熱を伴ひ同時に潜熱をも發生爐より持出す事となり著しく能率を低下する。この過剰蒸気に含まるゝ顯熱と潜熱とを回収するは大切なる事にて安母尼亞の回収をなす場合にはこの熱を利用するのである。

第六十五表 瓦斯發生爐作業中蒸汽の影響

燃料層の深さ	7 呎					3.5 呎				
	60	65	70	75	80	45	50	55	60	
衝風の飽和温度(°C)	60	65	70	75	80	45	50	55	60	
1听の石炭を瓦斯化するに要する衝風の蒸汽量(听)	0.45	0.55	0.80	1.10	1.55	0.2	0.21	0.32	0.45	
蒸汽の分解率(%)	87.0	80.0	61.0	52.0	40.0	100	100	100	76	
1听の石炭を瓦斯化するに要する空氣量(立方呎)	36.95	34.9	36.8	36.9	37.1	38.8	38.6	36.75	37.45	
蒸汽より來る酸素の比 空氣より來る酸素	0.50	0.62	0.65	0.75	0.80	0.33	0.30	0.42	0.44	
1噸の石炭より出る瓦斯量(°C.760m.m)(立方呎)	138,250	134,400	141,450	145,800	147,500	133,700	132,500	132,700	135,000	
瓦斯成分(%)	CO ₂	5.25	6.95	9.15	11.65	13.25	2.55	2.50	5.10	
	CO	27.30	25.40	21.70	18.35	16.05	31.60	30.60	27.30	
	H	16.60	18.30	19.65	21.80	22.65	11.60	12.35	15.45	
	CH ₄	3.35	3.40	3.40	3.35	3.50	3.05	3.00	3.05	
	N	47.50	45.90	46.10	44.83	44.55	51.40	51.55	49.05	
全可燃物	47.25	47.10	44.75	43.50	42.20	46.25	45.95	46.60	45.85	
瓦斯發熱量(總發熱量)	185.50	185.5	177.5	172.0	169.5	180.0	178.5	180.8	178.7	
B. T. U. 實發熱量	173.00	172.0	163.30	157.30	154.50	170.5	168.7	169.1	166.9	
能率(送風機に要する蒸汽も含む)	0.77	0.750	0.727	0.701	0.665	0.73	0.718	0.722	0.725	

この試験に於て飽和温度を60°C以下にしても熱能率、瓦斯の生産量及び發熱量に何等著しき影響を見ぬ。只この爲に燒塊成生の困難を來す。空氣の飽和温度を45°Cとなすときは爐内の温度非常に上り燃料中の灰を熔融せしむる。ここに興味あるは可逆反應にて55°Cの飽和温度を以て得たる瓦斯は1,100°Cのとき平衡に達する故蓄熱室を通過するも成分に變化起らず。

ボーン及びウイラー兩氏のなしたる試験の中同一飽和温度にて燃料層の厚さを半分にし瓦斯化の速度を倍にしたときの結果を對照して見るに瓦斯の成分は殆んど變らず。只層の厚きとき得るものは可燃瓦斯の量や、多量にして爲めに發熱量が高い。

又瓦斯化の能率は層厚き場合他に比し5%許り高い。大體に於て3.5呎と云ふ様な薄き燃料層を以てしても充分なる結果得らるゝものにて瓦斯化の速度を大にしても尙且つ然り。一方燃料層の厚き場合には燒塊の困難を生じ易き故可成の成分の瓦斯を相當速に製産するには之を薄くする方、作業に便利である。粘結性の燃料を用ふ

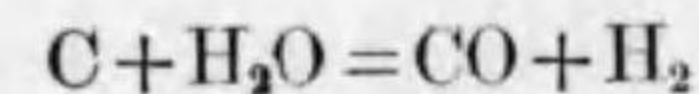
るときは風道を作る傾向ある故不粘結性炭の時に比し厚き層を便とする。

燃料全層の厚さと灼熱部の厚さとの比は可逆反応の見地より發生爐瓦斯の成分の上に大なる影響あり。高温度層の上部は温度漸次下るものにてこゝにては炭酸瓦斯と水素發生の逆反應が起る。

ポイト(voigt)氏はウエنز氏の結果を用ゐる蒸汽の理論的使用量より瓦斯の成分發熱量等を計算した。それに依れば1听の石炭に對し0.3听の蒸汽を用ふるとき最大能率に達し得と云ふ。但しこのとき瓦斯の發熱量最高なれども製産量は少い。

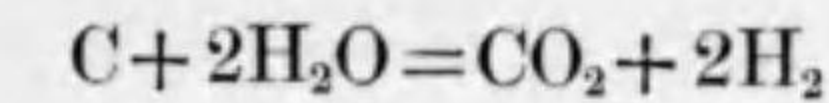
第二十一章 水性瓦斯

水性瓦斯は已述せる如く高温に於て炭素と水蒸氣との作用により出来るものにて之れを式にて示せば次の如し。



故に理論上水性瓦斯は等容積には略同發熱量を有する二つの可燃瓦斯より成立す。然るに實

際には次の作用により生ずる少量の炭酸瓦斯を伴ふ。



この理論に就ては前にも述べたる如く温度の低きとき程炭酸瓦斯の生成増加する。炭酸瓦斯の外尙屢々酸素、窒素の少量を含む事がある。これは蒸氣送入の前吹込みたる空氣が装置のある部分に残留したるに基く。水性瓦斯の成分の代表的なる例次の如し。

水 素	45~51%
一酸化炭素	40~43''
炭酸瓦斯	3~5.5''
窒 素	3.5~7.0''
メ タ ン	0.1~0.5''

水性瓦斯の總發熱量は300~310 B. T. U. 實發熱量は280~290 B.T.U. にして焔の最高温度 (Calorific intensity)は可成高い。

水性瓦斯はメタン及び不飽和炭化水素の含有少き故燃ゆる時焔に光輝乏しく爲に其の主なる用途たる石炭瓦斯に混加する如き際には増光する事あり。かゝる場合この増光水性瓦斯と原水

性瓦斯とを區別する爲に元の水性瓦斯を青水性瓦斯(Blue water Gas)と云ふ。

瓦斯の増光法には温式冷式の二つあり。前者は適當なる油を高温に曝して分解蒸餾を起さしめ成生せる光輝大なる油瓦斯を水性瓦斯に混ざる方法にて後者は揮發性大なるタール油を蒸發せしめて水性瓦斯に加へ適當の發光度を與ふ。

増光水性瓦斯の成分次の如し。

T. Körting. V. B. Lewes G. W. Wallace

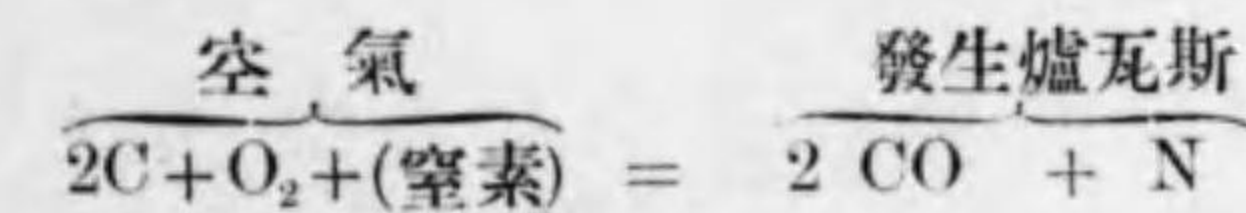
水	素	34~38%	372. %	33.7%
一酸化炭素		23~28"	28.26'	30.0"
飽和炭化水素		17~21"	18.88"	17.5"
不飽和炭化水素		13~16"	12.82"	10.2"
炭酸瓦斯		0.2~2.2"	0.14'	2.2"
窒	素	2.5~5.0"	2.64"	6.2"

水性瓦斯發生の理論は已に述べたる處なれど尙こゝに注意すべき事がある。

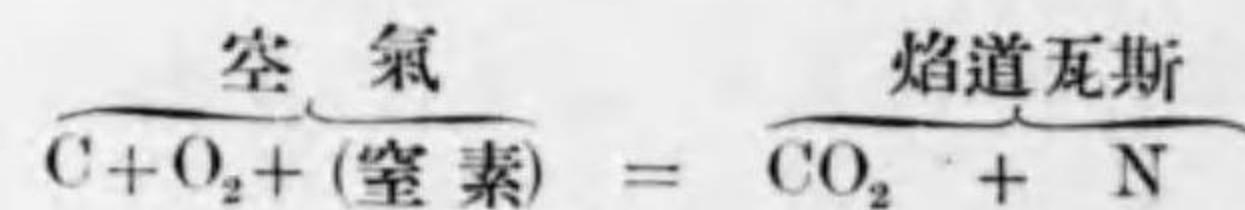
$C+H_2O(\text{蒸気})=CO+H_2$ の式に於て1 甞の炭素は1.5甞の蒸気を分解する爲に2,400 カロリーを要す。この熱を得る爲に發生爐の周圍に別に爐を築きこゝにて炭素を燃焼せしむれば連續的の發生爐

となし得るわけなれ共この企ては實際には失敗に終つた。それ故間歇的方法による即ち最初先づ炭素を灼熱して水性瓦斯製造に適當なる温度に昇らしめ次に水蒸気のみを吹入して良瓦斯の發生已む迄續く。如斯この操作は二段に分れる。

凡て間歇的作業は連續作業に比較して不利益なるは勿論にして水性瓦斯發生の場合瓦斯ホルダーは水蒸気吹入の期間に生ずる水性瓦斯のみを集むるか又は空氣吹込時間の長短に従ひ一個以上の爐を設置する必要が起る。更に水蒸気と炭素との反應は吸熱的なる故蒸気吹込の間爐内の温度はたへず降下しつゝあり爲に瓦斯成分は均一ならずして炭酸瓦斯は漸次増加する。



の式より考ふるに若し空氣が單に一酸化炭素の生成にのみ使はれたりとせば1 甞の炭素の瓦斯化により2,450 カロリーを得る。それ故1 甞の炭素より水性瓦斯を作るには $\frac{2,400}{2,450} = 0.98$ 甞の炭素を空氣吹込みの間に消費せねばならぬ。一方操業状態が、



に示す如く炭酸瓦斯のみを作るものとすれば1 疋の炭素より8,137 カロリーを出す故水性瓦斯發生に用ふる1 疋の炭素に對し $\frac{2,400}{8,137} = 0.29$ 疋使用すれば足りる。然し實際には1 疋の骸炭より水性瓦斯の發生量は1,000~1,140 cbm. とせられる。

その際空氣と炭素との反應により主に炭酸瓦斯となるものにて骸炭の約 $\frac{1}{3}$ しか目的とする水性瓦斯反應にあづからず残り $\frac{2}{3}$ は空氣吹込み中の作用に費される。而して1 疋の骸炭より53,000 cbm の瓦斯を生ずる割合なれば $\frac{2}{3}$ 疋より約5,530 cbm を出す故に1,000cbm の水成瓦斯を造る間に3,000~3,500cbm の發生爐瓦斯が出来る割りである。

これらの瓦斯の熱量の完全なる利用法なければ此の方法にて水性瓦斯を製造するは炭素を炭酸瓦斯に迄燃焼せしむるものに比し能率悪く且つ製造費が高い。以前には是等の發生爐瓦斯は水性瓦斯發生に要する水蒸汽を得る爲に汽罐にて燃したれども増光水性瓦斯の發明されてより増光器又は過熱器を熱するに用ひられるに至つ

た。最も都合好く利用される場合には水性瓦斯爐の全熱能率は80%に達する。水性瓦斯が普通一般の加熱に用ひられる時はデルウイク、クレマー、アルト(Dellwik and Kramer and Aarts.)の式の如く炭酸瓦斯の最高に達する様に操作するものでこの場合發生爐瓦斯は殆んど可燃物を含まざれども顯熱を有する故蒸汽發生に利用する。近時の水性瓦斯發生爐にはベンゾールによる増光法廣く行はれている。

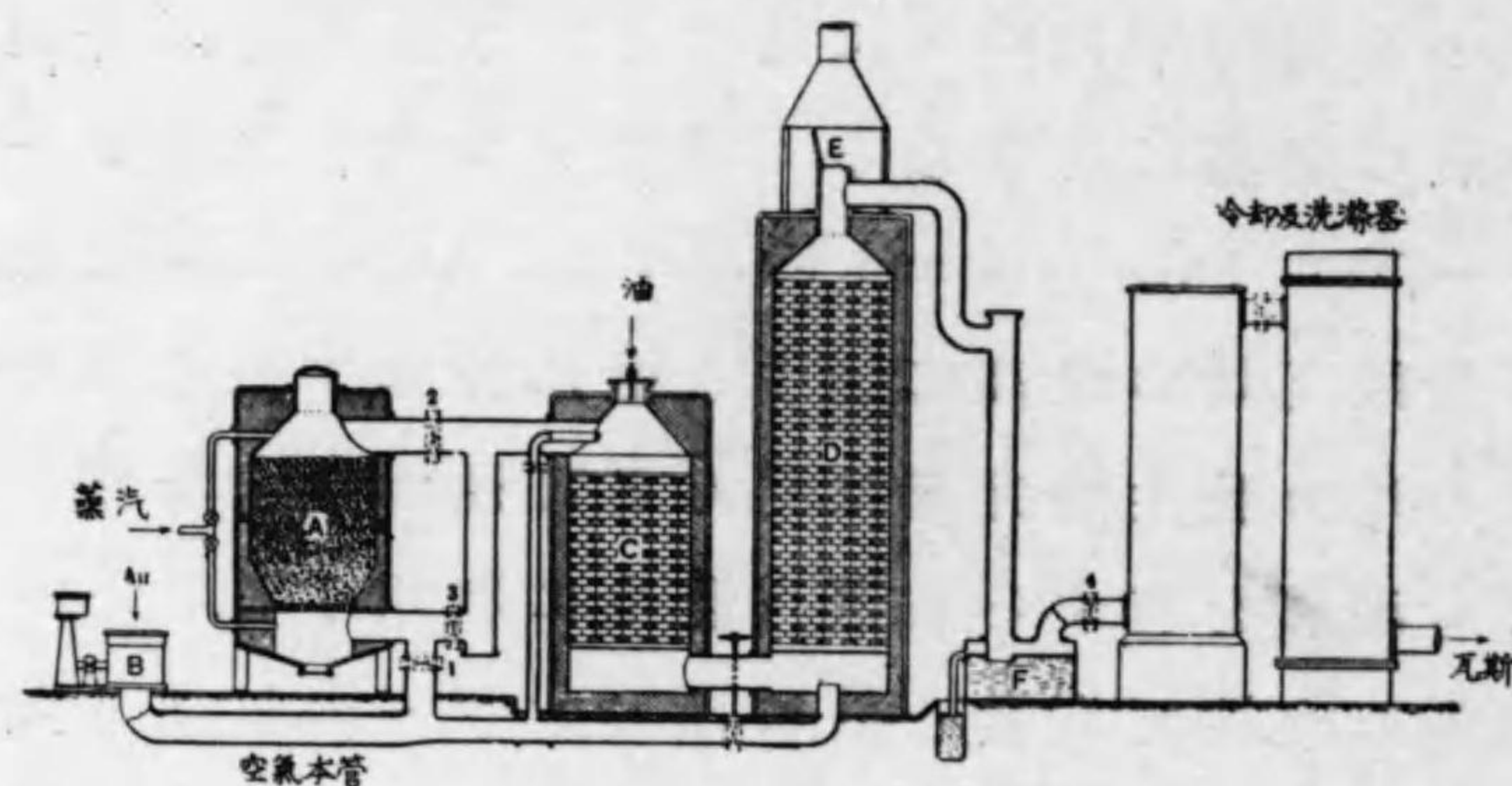
水性瓦斯の製造

ローウエ(Lowe)の式及び1875年米國に初められたるテツシー、デュモテュー(Tessie du Motay.)の式は近頃迄種々なる水性瓦斯發生爐の基本をなしたるものにて是等の式は餘熱を利用し増光器又は過熱器中にて油を分解し炭化水素瓦斯を出すに要する熱を與ふる點にて優る。

水性瓦斯を主として加熱用に供する處にては前記の理由により炭素が炭酸瓦斯となる迄空氣を吹込むを可とする。こゝには増光瓦斯製造法としてローウエに基く原理を説く事とする。

理論上水性瓦斯製造の操作を爲す爲には燃料

第 五 十 六 圖



増 光 水 瓦 斯 装 置

層の厚さ相當大なるを要するものにて、この種にありては爐の高さ6.1米、徑2.1米である、その全體の配置は第五十六圖に示す如し。

發生爐 A は耐火煉瓦にて内張され裝入口、燒塊戸口、灰溜口等を備ふ。送氣辨 1 と 2 の開口する間は 3 は閉じ風は送風機 B より發生爐の底に入り燃燒瓦斯は爐の上部より出て増光器 C に入りこゝにて空氣の助をかり燃燒しつゝ耐火煉瓦のチエツカーの間を降りチエツカーを高熱せしめ更に過熱器 D の底に入り再び空氣の供給を受けて完全燃燒し最後の烟突辨 E を經て逃れる。

瓦斯成生時にありては空氣辨 1 及び烟突辨 E

は閉され辨 4 は開きて凝縮器及び洗滌塔との連絡を作り蒸汽を先づ爐の底より吹込み次に頂部より吹込む。底より吹込む時成生水性瓦斯は辨 2 を通過し頂より吹込む時は辨 3 を經て何れの場合にも増光器の上部より入る。この時油注入器より滴下せる油は瓦斯に伴はれて熱き煉瓦間を通過し次の過熱器に入りこゝにて炭化水素の蒸汽は安定なる瓦斯體となる。瓦斯に伴はれたるタールの一部は直立管にて凝集し F に溜る。尙残りのタールの凝集及び洗滌はそれぞれ適當なる凝縮器及び洗滌器を以つて行ひ更にこの瓦斯を石炭瓦斯に混ざる場合には硫化水素、二酸化炭素を廢除する爲清淨器を通す。

蒸汽を爐の上下より交互に吹込む事は多くの式に於て一致する處にて溫度を均一にする爲である。

蒸汽供給に就て二つの重要な點を注意せねばならぬ。(1)は即ち水蒸汽と炭素との反應は吸熱的にしてドライの水蒸汽すら尙速に爐を冷却して良瓦斯の發生する限界の溫度より降らしめる事にて(2)は水蒸汽過多なる時は燃料層をその

まゝ通過し一層急激なる冷却を起らしめ且つ蒸汽の比熱は高きにより爐より損失する熱量大なる事である。又この過剰蒸汽を發生するに過剰の燃料を要し凝縮器にて冷却水の多量を要する事となり不經濟である。

蒸汽吹込み後の3~4分後に瓦斯の成生は著しく減少するもので反應の進行につれ蒸汽の供給を減少するのが操作上よいとされる。蒸汽吹込み口の壓力を4分後に半減せば骸炭の多大の節約をなし得る。且つ瓦斯中の炭酸瓦斯を減ずる。

又操作を三期に分ち後の二期にて蒸汽を減ずれば一層經濟的に作業し得ると云ふ。

發生爐に新しく骸炭を裝入したる時は空氣吹入を普通の時より1分間長くし全燃料を適當に加熱する必要がある。

ウォレース氏(Wallace)は水性瓦斯發生爐の科學的操作上の重要なる事項として空氣吹入時に爐の各部の瓦斯成分及びそれらの部分の熱量の分布を次の如く示した。

	發生爐	増光器	過熱器
CO	15.0%	6.3%	0.5%
CO ₂	10.2"	15.5"	19.1"
O	0.8"	0.2"	0.3"
N	74.0"	78.0"	80.1"
熱量分布	59.2"	20.8"	18.7"

これより彼は燃料の熱量分配の状態を計算して次の如くした。

瓦斯製造	31.2%
空氣吹入に	40.8"
増光器加熱	14.2"
過熱器加熱	13.0"
外部消費(?)	0.8"
	<u>100.0</u>

青水性瓦斯の實蹟良好なるものにおいて100cbmの瓦斯を得る爲に燃料52匁にて足りる。

増光水性瓦斯1,000立方呎に對する原料消費率としてハーバー(Harper)及びミルネ(Milne)氏は次の如く示した。

	ハーバー氏	ミルネ氏
發生爐に用ふる骸炭(听)	49.62	42.8
汽罐燃料として骸炭及び粉骸炭	—	17.3
油 (ガ ロ ン)	3.25	3.44
汽罐給水量(ガ ロ ン)	9.77	10.50

ミード氏(Meade)の説く所によれば大規模の爐にて最善の條件の下に作業すれば1,000立方呎の瓦斯を得るには骸炭の37.5听を要する事稀にして條件悪しき場合には43听も要すと。

されども骸炭の灰分含有度は大差あるものなればその分析結果を與へざれば一概に比較はなし難い。

發生爐の切斷面一平方米に付き蒸汽所要量は $\frac{1}{2}$ 疋と云はれる。普通の爐にて送風機を含み100 cbmの瓦斯發生に要する蒸汽量は94疋である。

デルウイック—フライシャー式 (Dellwich—Fleischer Process.) 水性瓦斯發生爐の改革は炭素を一酸化炭素に燃焼せしむる代りに炭酸瓦斯にまで燃焼せしむるデルウイックの方法に基くものである。

これに關する理論的考査は已に述べたるが如く一酸化炭素の成生の爲に空氣吹込み中水性瓦斯生成の時と同量の燃料を消費しなければならぬのと副射及び顯熱の損失ある故實際に全使用燃料の僅か $\frac{1}{3}$ が水性瓦斯化されるに過ぎぬ。然るに一方炭酸瓦斯迄燃焼せしむるデルウイック

式にありては空氣吹込時に要する燃料は全使用燃料の $\frac{1}{3}$ に過ぎず。従つて此法によれば1疋の燃料より多量の瓦斯を發生せしめ得る譯にて實際的にはローウエ式にては1疋に付1,000—1,140 cbmなるにデルウイック式によれば2,000—2,280 cbmとなる。

これらの數字を以つて直に以上二つの式の効率を比較する事は出來ぬ。ローウエ式より出る可燃瓦斯の保持する熱を巧に利用すれば優にデルウイック式と同様な熱能率を擧げ得る。けれども後者は又他に有利なる點がある。それは炭酸瓦斯迄燃焼せしむる爲に熱の發生速にて従つて蒸汽送入を初むる溫度に回復する事速に且つ水性瓦斯成生時が全作業時間の大部分を占むる事である。舊式の發生爐にては空氣吹込時間が10分に亘るに拘はらず蒸汽吹込時間(水性瓦斯製造操作時間)は4—5分に過ぎぬ。ローウエの最近式のものでは蒸汽吹込時が空氣吹込時間より1—2分長い丈である。然るにデルウイック式にては空氣吹込時間は2分以内なるに蒸汽吹込時間は7—9分を繼續する事が出来る。

リユース教授の與へたる新舊二式の空氣吹込時瓦斯成分次の如し。

	舊 式	新 式
炭 酸 瓦 斯	4.5%	15~18%
一 酸 化 炭 素	29.0"	1.5~2.5"
窒 素	66.0"	80"
酸 素	0.5"	1.0"

空氣吹込中炭酸瓦斯を作る爲には燃料層は浅く送風は強力なるを要する。デルウイックーフライシャーの發生爐にては普通高さ4.3米直径3.7米にて燃料層の厚さ約1米である。

操業中燃料の厚さを適當に保たしむる爲一定時間毎に原料の裝入を行ふ。即ち空氣吹込の一回おきに骸炭を加ふ。空氣吹込中發生せる燃焼瓦斯は爐の頂上より烟突辨を経て逃れる。蒸汽は交互的に爐の上下より吹込まれ熱き水性瓦斯は加熱器を通りこの中で爐に供給さるる蒸汽に熱を與へ更に洗滌器を経て瓦斯溜に導かれる。

デルウイック式にて瓦斯100 cbmを得る爲の燃料は47~53 疋にて足り1 疋より1,800~2,200 cbm 發生する割合となる。蒸汽吹込量と送風機運轉用

の蒸汽量とは瓦斯100 cbm 當り90~97 疋となる。

クレーマーアート式(Kramer Aarts Process.) デルウイックの原理に基く最も成功したるもの、一つにして其勝れたる處は燃料層浅くして空氣吹込により容易に最高溫度に達し炭酸瓦斯の成生を促進したると蒸汽は空氣の通路の二倍の道程を通過し其の分解を完全になす點にあり。この装置にては水性瓦斯の出口は常に爐の最高溫度の層にあり、こは連續的に作業して製出する瓦斯の成分を均一にする上に重要なる事である。

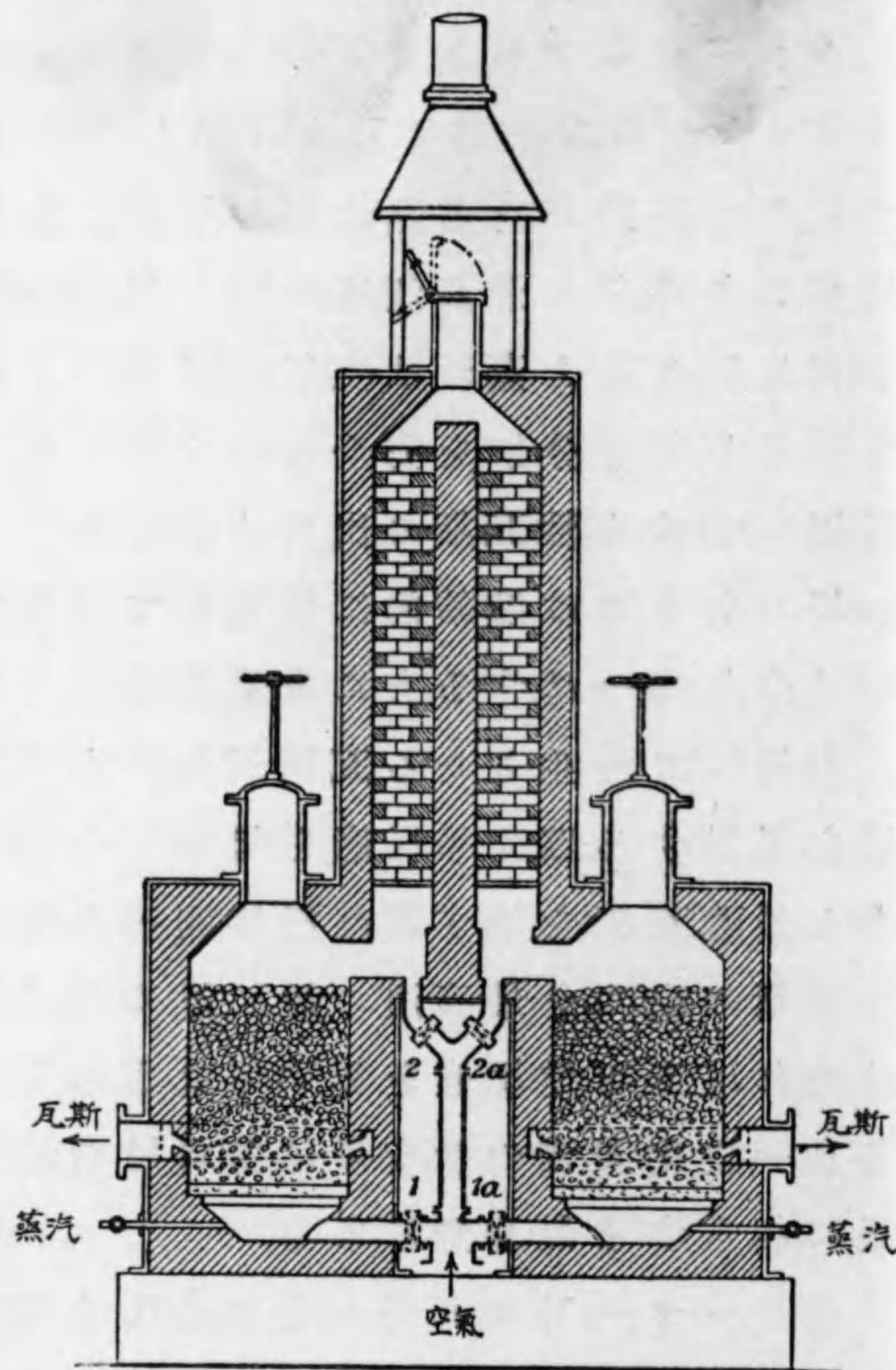
熱層にて發生したる瓦斯がそれより溫度低き層を通過する際、化學反應を起こし一酸化炭素減少し炭酸瓦斯を増す事は已に述べたる處である。

瓦斯の出口を最高溫の層に置く時は製出瓦斯はそれ以上可逆反應を起す能はざる程速に冷却され一酸化炭素の含有量は燃料層の最後の平衡系に相當する最多量にある。

クレーマーアート式一般操業法は第五十七圖に示す如くにして二つの相並立せる小發生爐にI及びIaの口より空氣を吹込む。而して瓦斯は各發生爐の上部より耐火煉瓦を積みたる二つの

第 五 十 七 圖

室に入
る。こ
の室は
相並び
て頂上
に於て
共通と
なる。
第二
次の空
氣は辨
2及び
2aより
導入さ
れ幾分
残れる
一酸化
炭素を
完全燃
焼する。



クレーマーアート式水性瓦斯發生爐

かくて餘熱は蓄熱室の上の烟突辨を経て外氣に

逃れる。空氣送入時間は45秒である。

水性瓦斯發生の操作に於ては蒸汽は一つの發生爐の底に吹込まれ發生せる水性瓦斯は過剩蒸汽と共にこの發生爐と連絡せる蓄熱室を昇り隣の側を降りて他の發生爐の燃料層を通過し下部にある出口より水性瓦斯本管に入る。如斯發生期に於ては爐はシリーズに働く。次の空氣送入の後には蒸汽は前と反對側の爐より吹込まれる。この装置によれば蒸汽の有効燃料(炭素)に及ぼす作用甚だ大なるのみならず第一發生爐にて分解を免れたる蒸汽は蓄熱室にて非常に過熱され第二の發生爐を降りる際には水性瓦斯反應を遂行する上に最上條件となる。又第一の爐内にて生じたる炭酸瓦斯は第二の發生爐通過に際し明に一酸化炭素に變はる。この式によれば燃料層淺くして作業する故燒塊の生成は著しく減んぜられ同時に瓦斯の多量が過熱さるゝにより第二の爐に於て單式爐の如く急激に溫度下る如き恐れなくそれ丈長時間良瓦斯を發生し得る。

ボーン氏 (W. A. Bone) は Leeds にて一晝夜50萬立方方呎のクレーマーアート式の爐を試験して

の價格を1,000立方呎18錢と計算した。クレマー
ーアート式を採用せば増光水性瓦斯1,000立方呎
28錢乃至32錢にて足り。同式にて青水性瓦斯を
作れば12錢乃至16錢なりと云ふ。

Cleethorpesに於てデルウィック式日に30萬立呎
能力のものを試験したる結果によれば青水性瓦
斯は1,000立方呎14錢之を油にて増光し15~16燭
光としたのは34錢5厘となり油の消費は1.27ガ
ロンであると。又ファイルフードにて60萬立方呎
の能力ある爐を以つてベンゾールを増光用とし
15燭光の瓦斯を作るに29錢を要すと云ふ。

水性瓦斯の装置にて空氣及び蒸汽吹入期の顯
熱を利用して能率を擧ぐる事は觀過さるゝ處な
れどもタウシツヒ(Taussig)によれば1,000立方呎の
瓦斯發生に付空氣吹込みの時62,400 B. T. U. 蒸汽
吹込の時48,230 B. T. U. 合計110,630 B. T. U. の顯熱は
損失さるゝものにて逃出瓦斯中に一酸化炭素を
含まば損失は之れ丈に止まらずと。さればタウ
シツヒ氏はこれらの瓦斯を瓦斯機關餘熱式ボイ
ラーに通ずる事を提唱した。實驗によれば1,000
立方呎の製出瓦斯に對し70听の水を蒸發し得る

割合なれば今ボイラーにて石炭1听に付水8听
を蒸發し得るものと假定せば70听の水を蒸發せ
んには8.75听の石炭を要する譯である。

第二十二章 發生爐瓦斯

單純なる發生爐瓦斯(空氣瓦斯、シーメンス瓦斯)

高熱炭素と空氣との作用により生成せる瓦斯
は主として一酸化炭素を含み同時に窒素の多量
を伴ふものにてこれ蓋し實用に供せられたる瓦
斯化炭素の最初の形である。

ビシヨフ氏(Bischof)は1839年に爐底より自由に
自然通風によりて空氣を入れ得る如き簡單なる
發生爐を考案した。

然れども瓦斯體燃料の發展はシーメンス兄弟
の發明せる蓄熱式冶金爐の進歩と密接なる關係
を有する。初期の發生爐は自然通風により骸炭
無煙炭の如きを瓦斯化した後シーメンスは
灰皿の水を盛れる閉底式を用ゐ送風機を以て空
氣を吹込む事にした。更に遅れて蒸汽を以て空
氣を誘導する式が始められた。

炭素に對する空氣のみの作用により生じたる

瓦斯成分は一容の一酸化炭素と二容の窒素とよりなるものにて他の瓦斯燃料との関係は第四十九圖に示す如くにして、その冷瓦斯能率は70%熱瓦斯能率は80~85%である。

瀝青炭より作れる瓦斯の成分は本来の發生爐瓦斯(無煙炭、骸炭を原料とせる)と石炭乾餾より得たる瓦斯との混合せる如き成分を有し、濕式爐底を有するシーメンス爐の瓦斯成分の一例は次の如し。

一	化 炭 素	23.7%
}	水 素	8.0"
	メ タ ー ン	2.2"
}	炭 酸 瓦 斯	4.1"
	酸 素	0.4"
}	窒 素	61.5"

單純なる發生爐瓦斯の用途は冶金爐のみに限られていたが空氣と同時に水蒸氣使用の利益を知るに及びこの單純瓦斯の發生は廢止せられ、混合瓦斯を廣く用ふるに至つた。

混合瓦斯(半水性瓦斯、ダウソン瓦斯)

空氣と水蒸氣とが炭素に作用して連続的に發

生し得る所謂混合瓦斯は發生爐瓦斯と水性瓦斯との兩者の特性を併有し他の間歇的なるものに比し遙に有利である。

かゝる發熱量低き瓦斯體燃料利用の驚異すべき發達は瓦斯機關の設計及び操作の進歩に伴ひしものにて十九世紀末葉に於ける工業界進歩の特筆すべき事柄である。瓦斯機關が動力發生に用ひられ發展するに至れるはオットー3馬力の機關に發熱量低き瓦斯を利用して有利なる結果を得たりとダウソンが宣傳せるに依るものにて今日大瓦斯機關に低發熱瓦斯を高壓縮の下に使用し又はこれらの機關を鎔鑛爐瓦斯の如き低級なる瓦斯にて動かすに至りしは主としてダウソン氏の功に歸すべきである。

壓風又は吸入瓦斯裝置

瓦斯發生爐は次の如く種々に分類する事が出来る。

- (1) 通風の方向による分類 (Draft)
- (2) 發生爐内の壓力による分類 (Pressure)
- (3) 給炭及び衝搔の方法による分類 (Feeding & Poking)
- (4) 灰の取り出し方法による分類 (Ash Removal)

(5) 瓦斯の清浄方法による分類 (Cleaning)

こゝには大體に於て(2)の分類に従ひて説く。

圓筒形の發生爐にて空氣と蒸汽を用ゐる燃料を瓦斯化する際壓風を以て作業するものは空氣を蒸汽の噴出力により誘導するか又は送風機を以つて壓入するのであるが後に機關の吸入作用を利用し必要なる空氣と蒸汽の混合を吸入する所謂吸入瓦斯機關が考案された。これらの瓦斯の性質は燃料同一種であるとしても空氣及び蒸汽の供給具合により變化する。一般に大規模の瓦斯發生には壓風式のものが適當にて動力用、熱用何れにても廣く利用される。吸入瓦斯は小規模の動力發生に適し普通發生爐瓦斯清浄器及び機關を以て一組とする。この場合機關の吸入作用が空氣と蒸汽の誘導及び發生瓦斯を清浄装置を通過して機關の氣管に吸込む迄の働を司るものなれば通路の抵抗少なるを要する。故に複雑なる清浄装置を要する多量のタール質を伴ふ瓦斯には不適當である。無煙炭、骸炭の如き非瀝青質の燃料がこの装置に適する所以はこゝにある。

原料 發生爐瓦斯の汚れ少き程清浄装置は簡

單で濟む譯にて爐の式如何に系らず原料として無煙炭、骸炭を用ふる場合には装置最も簡單である。

低廉なる瀝青炭を以て作業すれば勿論有利なる譯なれどもこの瓦斯を瓦斯機關に使用する爲には必然的に装置の複雑を來し、建設費、作業費の高くなるを免れぬ、冶金爐の加熱用としてはタール蒸汽の存在は發熱量を助くる意味にて有利である殊に發生爐より出た瓦斯が直に爐に導かるゝものにては顯熱も利用される。

特種の瀝青炭は吸入瓦斯發生爐に成功的に利用され又安價なる普通の瀝青炭も時に用ゐられるけれども一般的には瀝青炭は壓風式のものに適する。

瓦斯發生爐に使用し得る燃料の種類には高級なる無煙炭より普通の方法にては使用の途なき50%以上も灰分ある坑所の廢炭並に泥炭、褐炭、木材屑の如きに至る迄炭素を含有する物質ならば皆使用出来る。只使用上注意すべきは其粘結性にてこの性强き石炭は爐内にて降下順調を缺ぎ棚を造りて通風を阻害する。而し僅に粘結性な

きものより寧ろ良好にて殊に粉炭を含む時然り。

瀝青炭を多量に用ふる場合には安母尼亞の回收も考ふべきにて相當の設備をすれば石炭中窒素の大部分は安母尼亞として回收可能なれどもこれが爲には最初の建設費嵩み且つ操業法も自然複雑となるのみならず成生安母尼亞の分解を避くる爲普通の發生爐に於けるより多量の蒸汽を送入し爐内の溫度を低くして操業する必要ある故瓦斯中の炭酸瓦斯及び水素の量多くなり分解せずして素通する蒸汽量も多くなる。従つて清淨装置の方に熱の多量を潜熱又は顯熱として持ち來たす。されば經濟的操業をなすにはこれらの熱を回收するを要すべくこの爲には装置の複雑と建設費の増大は免がれぬ事となる。

發生爐用燃料は範圍廣しとは云ひ乍ら瓦斯品質につき注意を要する製鋼爐用瓦斯發生を目的とする場合自ら燃料炭に制限を生ずる。即ち硫黄の含有1%以下にして灰分、水分の含有量余り大なるは宜しからず、且つ石炭の灰の熔融點は發生爐内熾熱層の溫度を決定する故可及的高きを望む。約 $1,125^{\circ}\text{C}$ 以上なるを理想とする。又燃料

の大きさは瓦斯通過に對する抵抗を支配するものにて余り大なれば瓦斯化の時間を長くし或は通風を不均一にする傾向生じ余り小なれば抵抗を増し従つて送風機の強力なるを要する事となる。製鐵所の發生爐に使用する燃料の例を挙げれば次の如し。

	固定炭素	揮發分	灰分	硫黄	水分	發熱量
田川三坑小塊	41.98	40.92	15.35	—	1.75	6,650
撫順小塊	43.36	42.40	10.50	0.84	3.50	6,954

概念 瓦斯中の炭酸瓦斯を少くするには理論上溫度を $1,000^{\circ}\text{C}$ 以上に保つを要する。されども實際上到達する溫度は爐の内張煉瓦及び灰の燒塊生成により制限される。又かゝる場合發生爐瓦斯を熱きまゝ使用する處でなければ爐内の溫度を高くする程顯熱の損失多くなり能率低下する事となる。さりとして余り低きはタールを生じ通風の妨げとなる。

クレメント及ぶグリーン(Clement and Grine)兩氏は第五十五圖の如き頂上の經6呎半、底部の經7呎、燃料層8呎半の爐の例を示し、その爐の最高溫度は $1,300^{\circ}\text{C}$ (2370°F)にして各層共内部へ入るに従ひ溫

度低きは羽口の設計誤れるか又は通風の不均一に基くものにて送風の均一は最も注意を要する處であると云ふて居る。

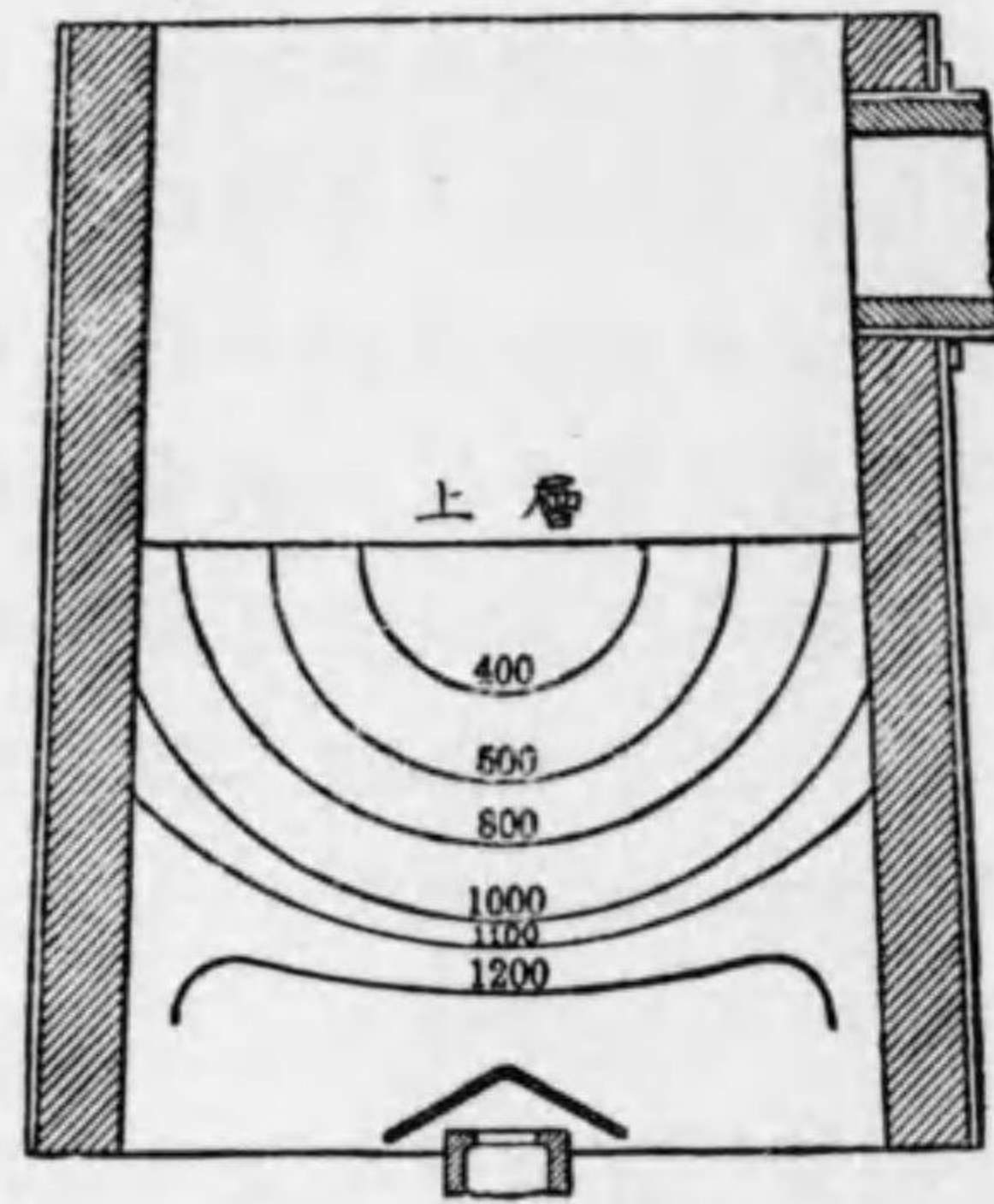
次にチルベリー式及び製鐵所式發生爐の各部の溫度を示す。

	熾熱層溫度	爐頂瓦斯溫度	主管瓦斯溫度	水盤の水の溫度	主管瓦斯壓力(耗)
ケルベリー式	—	650°C	550°C	24°C	30.6
製鐵所式	1,500°C	600	510	30	30~40

爐頂瓦斯溫度は700°C以下をよしとし主管中にて瓦斯が300°C以下に冷却さるゝ如き時には炭化水素の利用充分なり難い。水盤の水の溫度低きは發生爐灰により持去らるゝ損失の少きを示す。

吸入瓦斯發生爐の溫度に就てはガーランド及びクラッツ (Garland & Kratz) 兩氏が試験した。それによれば瓦斯機關との連絡を斷ち吸引作用は

第五十八圖



瓦斯發生爐内の溫度分布状態

スチームインゼクターにより溫度測定の所は爐の各層の中心及び左右の爐壁より3吋離れたる處をとつた、その結果を示せば次の如し。

爐格よりの高さ	溫 度		
	爐壁より3吋離れたる處		中 心
	右 側	左 側	
	°C	°C	°C
24 吋	1,150	1,105	1,115
18 吋	1,290	1,245	1,2,20
12 吋	—	1,315	1,205

而して平均の溫度は1,200~1,260°C 瓦斯出口溫度は590~600°Cなりと。

蒸汽は發生爐の溫度を調節する役目をなす事は前にも述べたる處にして燃料中の水分燃料の性質及び灰の成分は又送入空氣と蒸汽との割合を決定する上に重大なる關係がある。例へば水分多き燃料を用ふるときは外部より吹込む蒸汽量は少くて足り、泥炭の如きに至りては含有水分甚だ多き故外系より蒸汽の供給を殆んど要しない。

空氣及び水蒸汽の使用量を本邦の例によりて

見るに次の如し。

爐 式	石炭1噸に對する 蒸汽量 (A)	石炭1噸に對する 空氣量 (B)	$\frac{A}{B+A}$	$\frac{B}{A+B}$
製鐵所式……	350 (疋)	3,564 (疋)	8.9	91.1
ケルペリー式……	236	3,084	7.1	92.9
スミス式……	700	3,500	16.7	83.3

歐米の例は次の如し。

石炭1噸につき蒸汽量

灰の熔融點高き石炭	300 (疋)
灰の熔融點低き石炭	420

ワイヤー (Wyer) 及びラツタ氏によれば空氣と蒸汽との比は重量にて94:6であると云ふ。

燃料の灰分量とその性質とは甚だ重要なものにて若し灰が熔融し易きときは燒塊の成生を防ぐ爲多量に蒸汽を送りて爐の溫度を低下しなければならぬ。この爲に製出瓦斯の品質下る。燒塊多量に生ずる時は爐の操業に常調を保ち難く燃料を支持する爐格を有する爐にありては灰と燃塊とが通風を阻止するに至る。爐格なき爐にありては燃料の灰分可成多くとも石炭が極めて熔融性ならざる限りは支障なく用ゐ得る。爐

を適當に設計すれば坑所の廢物にて他には使用の途なき50%以上も灰分を含む燃料を以ても尙操業可能であると云ふ。かゝる場合送風の壓力は普通の場合より高くし底は水封式となし灰及び燒塊の取出しには特別なる機械的装置を用ふる。されども風壓を高くすれば爐の溫度昇り燒塊出來る故こゝに自ら制限起る、マルコネット氏 (Marconnet) は發生爐に粉炭を用ふる事を提案した。それによれば風壓は充分高くして灰を熔融せしめ鎔鑛爐に於ける鎔滓の如く發生爐より送出せしむるのである。この方法は瓦斯化の率甚だ高く1時間に斷面1平方米につき1.8~2.3疋に達す。

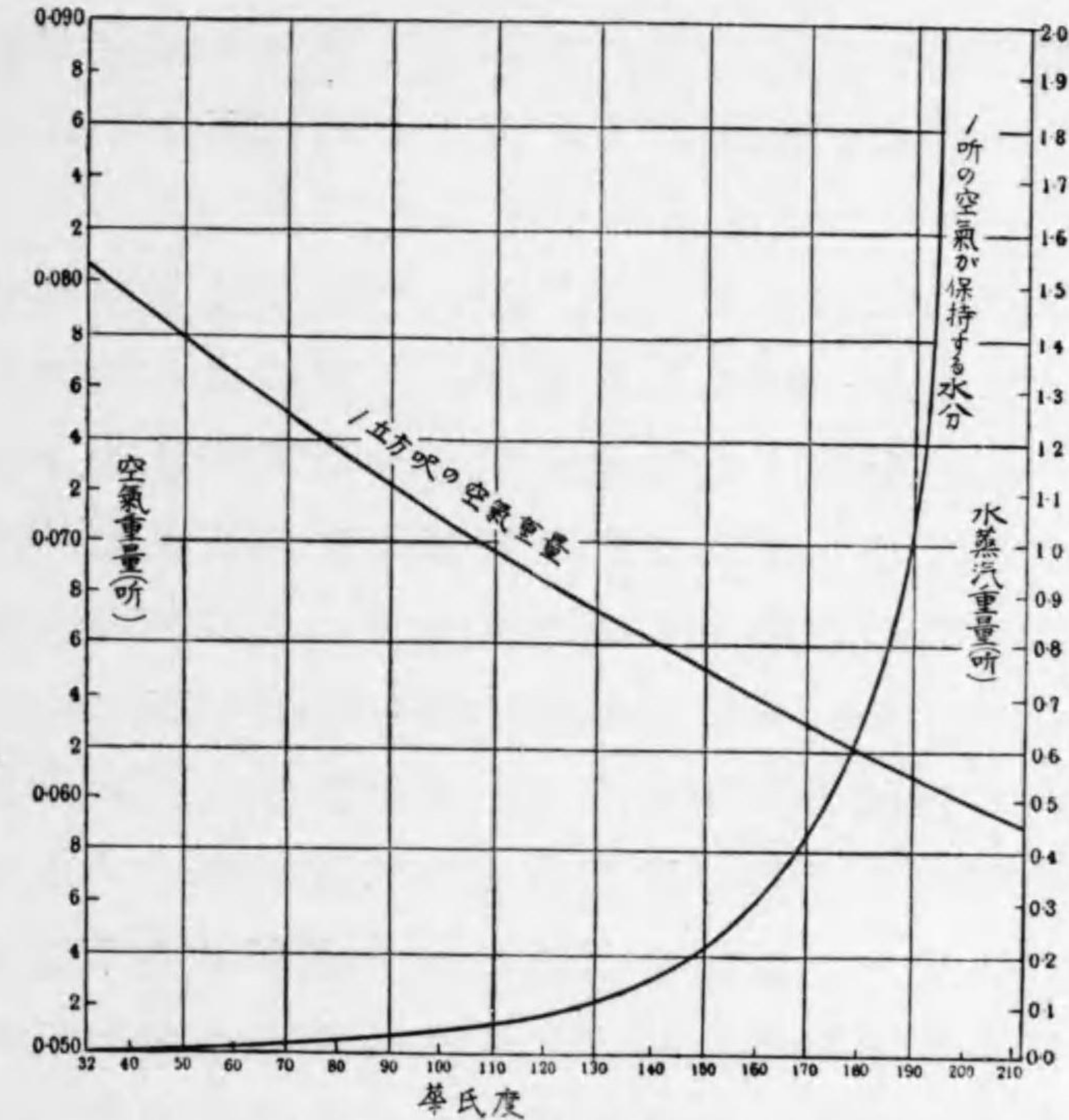
理論上高溫度に於ける炭素1疋は0.64疋の蒸汽を完全に分解し得る。而し普通の安母尼亞非回收式發生爐にて燃料1疋につき蒸汽使用量は1疋を普通とする。この量はドーソン式の爐に例をとれば容積にて空氣の10%に當り重量にて60%に相等する。この蒸氣を保つ爲に汽罐に要する燃料は瓦斯化燃料の $\frac{1}{6}$ と推定される。

壓力式の發生爐ではスチームゼット又は送風機を以て空氣を導入するゼットを固定し空氣の

入口を開け放しのまゝにするときは空気量の變化は單に蒸汽壓の變化のみに依る事となる、然るにこのスチームゼットを圓錐形筒の中に納むるときはそのぬき差しにより導入空気量を加減する事も出来る。長短自在なる遠目鏡式 of ゼットを用ふれば一層都合がよい。

送風機を用ふる式及び多くの吸入瓦斯爐にては空氣と蒸汽との割合が一酸化炭素と水素との發生と熱平衡を保つものなれば1疋の炭素を瓦斯化するに2.6 cbmの空氣と0.64 疋の蒸汽とを要す譯である。ブレーム氏は第五十九圖の如き曲線を以て種々なる溫度に於ける1立方呎の空氣の重さと各溫度に於て飽和せる空氣1听が有する蒸汽の重さとを示した。爐に吹込む蒸汽はドライなる可きにて若しドレインを伴ふ如き場合には著しく爐の溫度を引下げ瓦斯の質を悪くする。従つて蒸汽を過熱するは利益ある事でこの熱は發生せる瓦斯の顯熱に變る。されば多くの發生爐にて空氣と蒸汽の混合を爐の下部をとりまく環狀帶に導きて過熱している。爐にとりてはこの部を冷却する事が燒塊の成生を阻止する

第 五 十 九 圖



灼熱層の深さ、(B) 爐の断面、(C) 送風の速度等により影響される。(A) の條件は(B)(C) と聯關的に燃料の全深さは吹込み得る空氣及び蒸氣量を制限する。

燃料の層薄くして送風過大なれば全層灼熱さるゝに至り一部の炭酸瓦斯は不變のまま、出口に至る。之を防ぐ爲送風を減ずれば瓦斯化の率を減ずる。さればとて燃料層厚きに過ぐれば空氣及び瓦斯の通路に障碍多くなりこれ又瓦斯化の率を減ずる。その上燃料の層厚きを爲に爐の側面に近く燒塊の成生を促す。

燃料の大きさ及び性質により又層の厚さを加減するを要す。粒細き氣孔の多き燃料は空氣との接觸面多き理なれば密にして大なる燃料に比し層薄きを要す。されども粒小さきものは瓦斯の通過に障碍多くなる。

粘結性ある石炭を用ふる時は層を厚くするを要すこの際棚を造る恐あり。瀝青炭を用ふる時は非瀝青炭を用ふる時に比し約2割層を厚くする必要がある。ラッタ氏は瀝青炭に對しては最大1,220耗とした。

以上の概念は一般的に適用し得るものにて成可く多量の燃料が反應にあづかりて燃料の装入時間の間隔を延し得ば作業に便利多い。されどもかゝる場合起り易き障碍は上層に於ける瓦斯の可逆反應と通風の抵抗大なる事及び瓦斯化の率低下する事である。瀝青炭を用ふるある發生爐にては装入鐘が瓦斯出口の下方迄延びたるものあり従つて燃料層の厚さは爐底より装入鐘の底迄を數ふべきにて鐘の目的は石炭より徐々に出た瓦斯中のタール蒸氣を上層に於て永久瓦斯に變ぜしむる爲である。

ボーン及びウイラー兩氏の研究にては第二回目の時装入鐘を短くし且つ燃料層を7呎より1呎半に減少せしも何等著しき變化なかつたと云ふ。故に鐘の効能も實際上明ならず又兩氏の實驗の結果に徴するに通風を一様にさへせば層を厚くする必要なく層は3呎半以上を要する事殆んどなし。多くの發生爐は3呎以下にて好結果を與ふと云ふ。

送風の導入装置

發生爐の成功と否とは主として空氣導入装置

にかゝるものにて空氣の分配不平均なれば或は高温に過ぎ或は其の反對の現象を呈する。

瀝青炭を用ふる容量大なる發生爐にては普通の意味に於ける爐格なくして石炭は羽口より供給する空氣の分配を司る灰の厚き層により支へられる。故に灰又は燒塊の量多き爲に起る困難は少ない。

かゝるものにては爐底の下に水盤ありて水封により大氣と遮斷し同時に作業中灰と燒塊の連續的排出に故障なからしめる。

小型の發生爐は普通灰を支ふべき爐格を有する閉底式にて送風はアツシピットより爐格を通りて入る。吸入瓦斯發生爐は殆んど凡て爐格を有する閉底式である。かゝる式にては爐格上の灰又は燒塊が爐格の過熱を保護する意味にもなる。爐格を掃除する爲に時々機械的に爐格を動す式もある。

爐格の面積は爐體の平面積と等しいがやゝ小なるを普通とする。甚だしく小なる場合には爐格より少しく上りたる所に送風速度大となり爲にこゝに過度の高温を生じ作業に不便を來た

す事がある。

ケース氏(W. L. Case)は發生爐の好況を期すべき條件として次の數項を數へた。

(1) 燃料の供給を一様にして燃料層を均一にして瓦斯の性質を不變ならしむると共に完全に瓦斯化せしむる事。

(2) 灰を抜く際に燃料層を攪亂する事なからしめ全層に亘り空氣蒸汽の配給を一様になす事。

(3) 燃料層を壓しかためず又灰の層を適度にして未燃々料や爐内の熱の漏出を防止する事。

これらの諸點を考ふるに機械的給炭を行ふが理論上便利なるは當然である。

燃料層に就ては急速瓦斯化の場合に於ても尙3呎半を適當とする事已に述べた通りである。灰の層を適度にすれば未燃炭素を利用し得べく同時に灰の保持する顯熱は送風により再び爐内に返し反應にあづからしめる事が出来る。され共灰層過大なれば吹込蒸汽の凝縮を來す事もあるが操業中こゝに至る如きは實に稀有の事である。

以上の諸點に充分注意して設計されたる爐の

最近の適例としてケルペリー式を挙げ得る。

タールの除去

瓦斯機關用に供するには瓦斯を冷却し懸浮するタールを除去する必要がある然らざれば辨其他のヶ所にて困難を惹起す。

このタールを除くに二つの方法知られてゐる。一つは瓦斯中より除くものにて他は發生爐内にて分解せしめるのである。燃料として無烟炭を用ふる時は骸炭を填充せる塔に水を撒下せしめ其の中に瓦斯を通過せしめた丈にて充分である。小規模の吸込瓦斯装置は概ね斯様にして居る。

骸炭は發生爐に使用する如何なる他の燃料よりも揮發分少きものにてその量は炭化の温度により多少差あれども充分炭化されたるものによりては1%以下である。而しこれとても無烟炭に含有さるゝものとは性質を異にする。骸炭より出来るタール質は無烟炭より出来るものに比し極少いがその除去は困難にしてかゝるタールが機關に入れば非常に障礙を來たす。

かくの如く燃料の異なるにつれそれより成立するタールの質は異なれどもこれらの比較につ

き未だ充分なる研究がない。木材乾餾の瓦斯は相當濃密なれども辨に少しく注意を加へ直接タールが其の上に凝縮するのを防ぐ事が出来れば機關用として差支えなからうと云ふ。其の場合にてはタール蒸汽の微量も尙障礙を惹起す恐がある。

骸炭を燃料としたる場合に生ずるタールは非常に高温に熱せられたる結果出来たものにて普通の石炭タールを蒸餾せし時に殘溜する硬ビッチの性質を備へ之を加熱分解する事も又普通の水洗滌により除去する事も困難である。而してこのものが辨の上に凝縮すれば直に硬化しバルブの動きを悪くする。故に骸炭を燃料とする場合には骸炭洗滌塔と瓦斯溜との間に鋸屑洗滌器を設けタールの分離をする。

瓦斯冷却用として水は最も便宜なるものなれば小規模の装置にては瓦斯の冷却とタールの除去とは骸炭洗滌器に水を撒下せしめて同時に之を行ふ。瓦斯の洗滌は不規則なる骸炭面により瓦斯流の方向を變化するによるものにて已に骸炭面に凝縮せるタールは次に來るタール分子の

除去に重要な役目を務める。骸炭洗滌器の作用は普通想像する如く瀘過作用に非ず。

水はタールと混合せず又互に他を溶解する性質を有せざる故供給し易きと安價なる爲一般に用ひつゝあれどこの目的に最も不適當である。

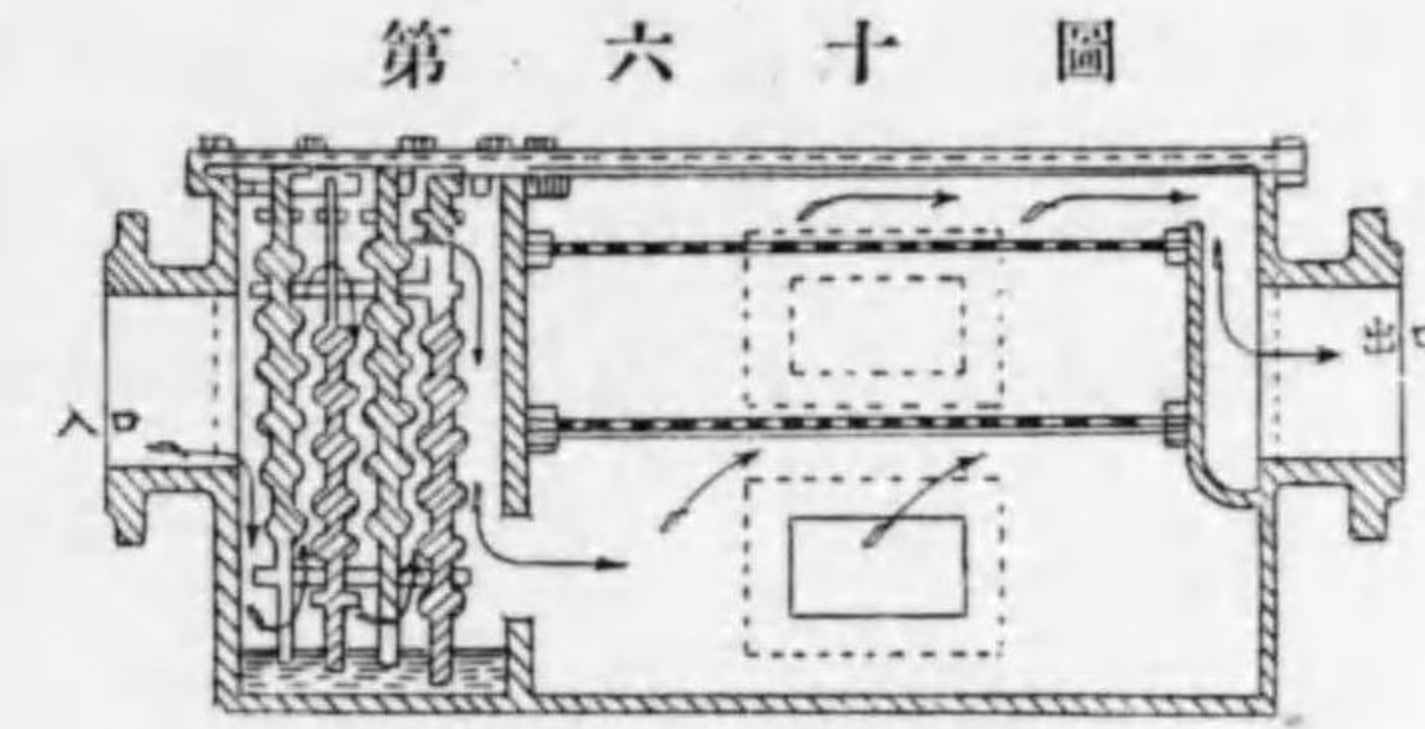
かゝる時チエベレット氏 (Chevalet) のタール油を用ひ洗滌する特許は大に世の注視を引いた。これによればパラフィン油は瓦斯中の微粒子を吸収するのみならずクレオソート油アンスラシン油はタールを溶解する性がある。而してこの爲には沸點 150°C 以上のタール就中 $250\sim 300^{\circ}\text{C}$ のアンスラシン油が最も都合よい。

かくの如くタール油は瓦斯中のタールを除く重要な働きを有しタール油を以て蔽へる面に瓦斯を吹きつくればこの働き甚だ有力である。水はこの點に就ては單に凝縮作用をなすのみにて清淨の目的には寧ろ有害である。

普通の骸炭填充洗滌器にて不充分なりとする場合にはタール抽出器を用ふる。これはたえず瓦斯流の方向を變える様に障碍物を置き瓦斯はその間に迂路曲折して鋸屑洗滌器に至る。

第六十圖はナショナル式タール抽出器にてこの一例である。

瀝青炭を以て操業する大規模の瓦斯發生爐にてはモンドの裝置に於ける如く瓦斯を水平圓筒



ナショナル式タール抽出器

中に送りその中には水を擲散する羽子を回轉せしむるか(第五十八圖参照)又は第六十圖及び第六十一圖に示す如く圓筒型空氣冷却塔を通じて冷却する。何れの場合にも多量のタールを凝縮し得れども尙残留するタールを除く爲にはそれ以上の處理を要す。

空氣冷却は水冷却よりも有利なる事當然にして飽和溶液の場合に急冷すれば結晶細かに表れ緩冷すれば荒き結晶を得ると同様に瓦斯は急激に冷却すればタールを霧狀に凝縮するに拘らず除々に冷却すれば球狀に凝縮する故除去し易い。又水冷却に要する水の使用不自由なる處にては空氣冷却の有利なるは明にて例へ最初の建設費

は高くともかくする事により清浄の爲の水の消費量は半分以下となる。以上の理由により空気冷却法は近來注意を引くに至つた。瓦斯が普通の洗滌器冷却塔等を通過せる後に尙残れるタールを除去するに力學的即ち機械的の装置を用ふる事がある。

廣く知らるゝクロスレーの抽出機は第五十八圖に示す如くにして瓦斯は入口より扇風機を中心を経て出口に移る間に瓦斯中のタールは水沫と共に器の胴體に打ちつけられ排除される。

歐州大陸にて石炭瓦斯清浄の爲に廣く用ゐらるゝ抽出器はペロイツ〜オーダンスの式 (Pelouze & audouins.) であるその原理は第一の有孔板の圓孔より出づる瓦斯の細流を第二の有孔板に衝撃せしめ急激なる方向變化をなさしめその間に前に通過せる瓦斯中のタールは新規に通過する瓦斯中のタールを奪ふ。

クレイトン〜スキロウ (Clayton and Skirow.) 兩氏は石炭瓦斯に就て各種のタール抽出機の能率を研究した。冷却後ある特別なる霧狀タールの除去法を施さざる中は 100 cb.m の中に尙 6~55 瓦の

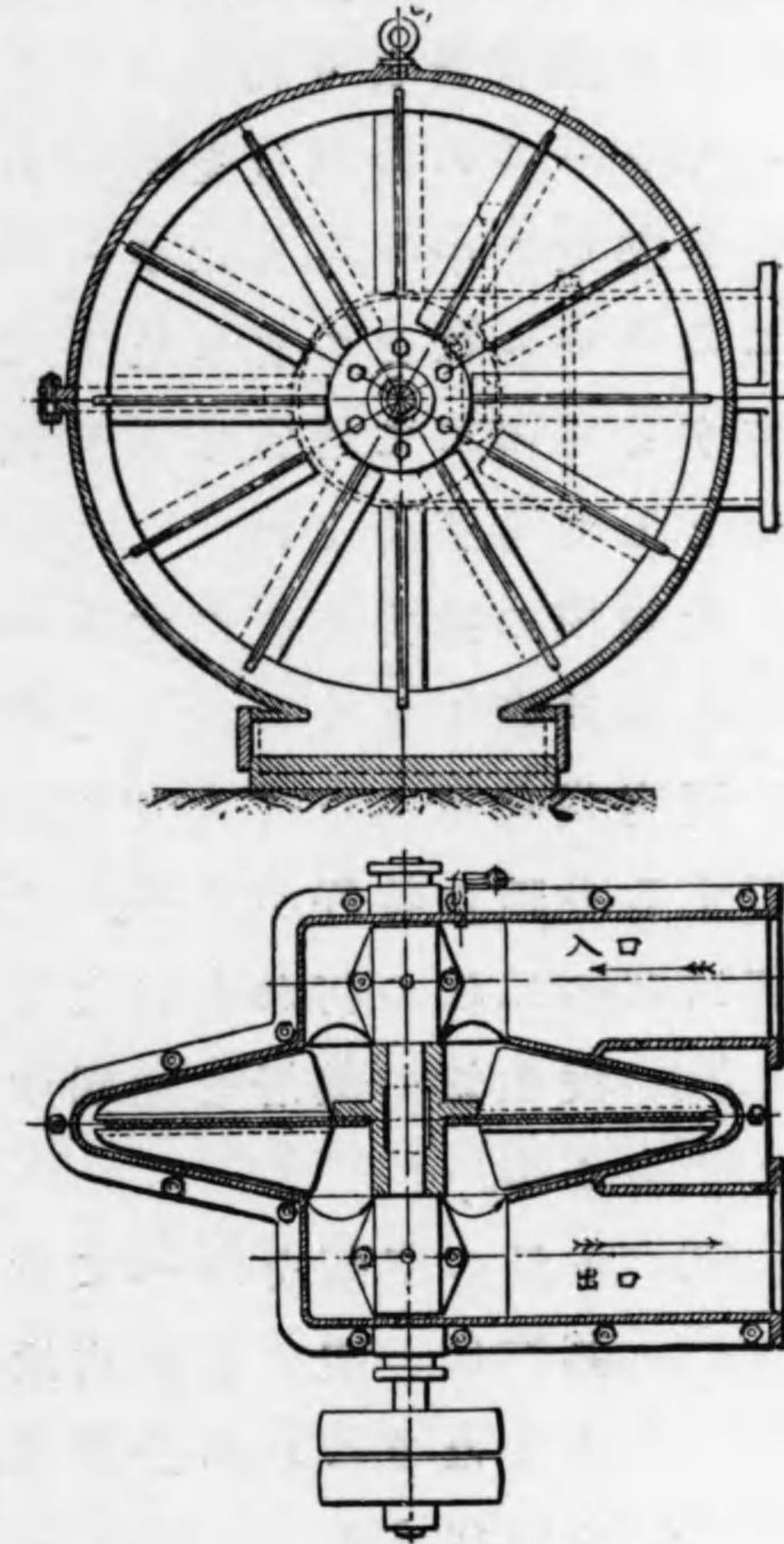
ールを含む。かゝる微量のタールを除く爲にペロイツ〜オーダンスの式が用ひられる。發生に就ても同様の試験をした。それによればクロスレーの 1 時間 20

萬方立呎の能力ある抽出器を用ゐる瓦斯の溫度 84°F なるを一時間 5 萬立方呎通過したるに清浄能率 97.4 % なりしに同溫度に 10 萬立方呎通過せしめたる時は 93.9 % に下降したと云ふ。

タールの瓦斯化

この問題に就

第六十一圖



クロスレー離心動タール抽出器

てはこれ迄随分考えられたる事にてタールを永久瓦斯に變へる事の利益としては瓦斯の發熱量を増し又洗滌装置の不用なる事等が數へられる。1 噸の瀝青炭より約 4~6% のタールを成生し得べくタールの發熱量を 8,800 カロリーとせば石炭の發熱量の中 6~8% はタールに持ち行かれる。このタールはそのまゝとしても相當なる市價を有するものにて適當なる噴燃器を用ふれば汽罐用としても都合よい。

大規模の動力装置にてタールを瓦斯化して用ふる處は殆んどないけれども小仕掛の發生爐就中瀝青炭を用ふる吸入瓦斯發生爐にては之を應用する各種の特許がある。されどもタールの分解は次の二法の何れかによるものである。

- (A) 發生爐の熱層を通過する間に瓦斯化を行ふ事。
- (B) 少量の空氣を加へて乾餾する時はタール蒸氣は一酸化炭素(或は時に炭酸瓦斯)及び水となりこれら分解成生物は再び高温層を通過する。

第一の式にては燃料より餾出する瓦斯又は蒸

汽は發生爐内部の適當なる構造により熱き火床の上層より誘導され下層へ來るか又は適當に設けられたる管により蒸氣インゼクターを以て發生爐の最高熱部に歸復する。この種のものに就ては壓力調整が最も注意すべき事である。

普通の石炭瓦斯製造に於てタールを易く發生爐瓦斯に轉換し得るや否やは多くの當事者の注意を引きし處であつたが未だ成功するに到らぬ。

カールブンテ氏はタールは主としてレトルトの高温中にて出來たる熱分解物にて只僅かに石炭の構成物を不變のまゝにて含むものでこれらは相當高温の下に成生せしものである故その時の温度より高き温度に遭遇せざれば分解する事ないと云ふている。

ブンテは 2 噸の粉骸炭に 1 噸の無水タールを含ませたものを乾餾し 470 B. T. U. の瓦斯 11,580 立方呎(これは全タールの發熱量の 15% に當る)とタールの發熱量の 57% に當るコークスを得之を發生爐に使用した。けれどもこの際尤も重要な事はハイドロリックメーンがグリーズの如きものにて一塊りとなり其の量はタールの 24% を占

むる事である。

次にタール蒸気を空気にて燃焼せしむる時に完全燃焼せしむれば炭酸瓦斯と水蒸気とを生じこれらの成生物を灼熱燃料の層を通過せしむれば水蒸気は水性瓦斯反応にあづかり炭酸瓦斯を一酸化炭素に轉換する。

かゝる方法は各種の發生爐に試みられ中にはアンダーフイードによる式も企てられたがこれは幾分不都合なる點を免れぬ。ファルナ(Farnha.)は爐格を18吋も上下し得る發生爐を考案して。

これを用ふるには骸炭が適當に燃焼するとき爐格を高め次に爐格を低めてその間に瀝青炭を充すのである。けれどもかゝる方法は規則的操作を妨ぐる事となる。

他の装置にてスチームインゼクターを以て瓦斯を爐格の下に誘導し送風に依て灼熱炭層を通過せしむる式もある。されども最も成功したるは二重發生爐の式である。この式は先ず新しき燃料の装入されたる甲の發生爐の底より風を送り成生瓦斯はタール蒸気を伴ひて頂上より逃れ出てこゝにて第二次の空氣を受けて乙の發生爐

の頂上より下向に通過する。但しこの發生爐は前回に於て底より上向に送風をなし高温にあるものである。かくの如く操業を甲乙爐交互に行ふ。

タールの電氣的分離

高壓電氣の放電により瓦斯中に懸浮する霧狀タールの分離はホワイト氏(White)、ハツカー氏(Hacker)等により實驗された。この際瓦斯の温度は24~68.5°Cに保つた。タールの分離は極めて完全に行はれては殆んど無色となり1立方呎を濾過せし濾紙上に僅かなる褐色の汚れを止むるに過ぎぬ。或場合に5時間連続的に2,000立方呎の瓦斯を通じ普通の凝縮器にて12.8听のタールと12.2听の水とを分離したる後電氣分離器にかけて17.7听のタールと2.8听の水を分離したと云ふ。

マツキー氏(W. Mad Macky)はタールを分離する難易に就き燃料の試験法として次の方法を提案した。即ち3瓦の粉碎炭を高さ $1\frac{1}{2}$ 吋上口の徑 $1\frac{3}{8}$ 吋底の徑1吋なる白金坩堝に入れ時計皿に20c.c.の水を入れて蓋をなしアスベスト板に孔を穿ちたるものゝ上に載せ坩堝の底を孔より少し出す

様にしブンゼン焰の内燃を坩堝の底にあて、7分間熱し時計皿に白色粉末若しくは白色の汚れを止めたるものは優良燃料とし著しきタールの凝縮を示したものを劣等燃料とする。

瓦斯産出量及び能率の決定

瓦斯産出量を直接に測定するは困難なる事にてこの問題に就てはセルフオール氏(Thelfole)が試験せる種々なる方法に就ての發表がある。

就中最も便利なる方法は分析による瓦斯中の全炭素より決定するものである。次の例により之を明にする。

使用褐炭	炭素含有	57.7%
瓦斯成分	$\left\{ \begin{array}{l} \text{CO}_2 \\ \text{CO} \\ \text{CH}_4 \end{array} \right.$	2.8%
		30.5%
		2.0%

水素窒素は炭素を含まざる故考慮に及ばぬ。瓦斯を最初夫々重量に換算する。

	發生爐瓦斯の 100cb.m中		標準状態の時 1cb.mの重量		重 量 (庇)
CO ₂	2.4	×	1.972	=	5.522
CO	30.5	×	1.254	=	38.247
CH ₄	2.0	×	0.717	=	1.434

これらの瓦斯中の炭素分を見るにCO₂は $\frac{12}{44}$ の炭素を含みCOは $\frac{12}{28}$ CH₄は $\frac{12}{16}$ を有す。依て

瓦斯中の炭素量(庇)				
CO ₂	5.522	×	$\frac{12}{44}$	= 1.506
CO	38.247	×	$\frac{12}{28}$	= 16.391
CH ₄	1.434	×	$\frac{12}{16}$	= 1.076

1000 cbm 瓦斯中の炭素合計.....18.973

褐炭の100庇を用ふるとせば前示の如く 57.7 %の炭素を有する故これより産出し得る瓦斯量は $\frac{57.7 \times 100}{18.973} = 304.1$ cbmにて1 噸の石炭に對し $304.1 \times 10 = 3.041$ cbm となる。

發生爐の熱能率は産出瓦斯の熱量に對する裝入原料の熱量の比を以て表される。

冷瓦斯能率は 0°C 760 耗壓に於ける瓦斯量及び發熱量より得らるべく熱瓦斯能率はこの價に使用ヶ所に於ける瓦斯の顯熱をその重量と比熱とより算出して加へたものである。上記の場合の冷瓦斯の能率は、

$$\begin{aligned}
 & \text{1庇の燃料より産出する瓦斯} \quad \text{cbm} \quad \text{カロリ-} \\
 & \quad \quad \quad \text{實 熱 量} \quad 3,041 \times 1,098 = 3,339 \text{カロリ-} \\
 & \text{1庇の燃料の發熱量} = 5,400 \\
 & \text{能 率} = \frac{3,339}{5,400} \times 100 = 61\%
 \end{aligned}$$

ボーン教授はこの計算に瓦斯の實熱量をとり又發生爐に用ふる蒸汽及び送風機運轉に要する蒸汽瓦斯洗淨の機械的操業に要する燃料をも併せ考ふべきにてこれが即ち全能率であると云ふている。

瓦斯の燃焼に要する空氣

各種の瓦斯體燃料の完全燃焼に要する空氣量を理論的及び實際的に知る事は重要な事にて之れにより瓦斯の發熱量より瓦斯機關の氣筒に入る混合氣體 1 立方呎の發熱量を計算する事が出来る。

これらの詳細に附ては第四十九圖を参照すべきである。圖にて示す如く富瓦斯と貧瓦斯との發熱量の差は非常に大なるに拘はらず所要空氣量を混合したる後は實際上反て石炭瓦斯又は骸炭爐瓦斯の如き富瓦斯が發生爐瓦斯に劣るを見る。

瓦斯の過早點火

瓦斯機關の中にて壓縮する爲に起る瓦斯の過早點火の原因は氣筒の構造完全ならば瓦斯の成分と點火溫度とによるものと考へられる。氣筒

中にて最初の壓縮を充分高むる事は熱効率及び周期能率を高むる所以なれども壓縮の限度は過早點火の起る以下に止めなければならぬ。

水素の點火溫度は一酸化炭素のそれより約 60~70°C 低ければ過早點火は一般に瓦斯中に水素の量多きとき起るものと考えられる。例へば一酸化炭素多く水素少き熔鑛爐瓦斯の如きは石炭瓦斯に比し壓縮を十分に高め得る様なものである。

ラック氏 (Lacke) は壓縮の安全限度として次の數を示した。

	石炭瓦斯	發生爐瓦斯	熔鑛爐瓦斯	揮發油
壓縮度(听) (ゲージプレツシャ)	80	135	155	65
ピストン衝程に對する クリアランスの率	26	20	17	35

されども水素を以て過早點火の唯一の原因となすは如何にや。高壓縮に耐へざる瓦斯體燃料の主成分の一は水素なるにせよ吾等の注意すべき處は空氣を混合したる場合の瓦斯成分にて第四十九圖の數字を引用すれば各種の瓦斯の空氣混合中水素の割合は次の如くなる。

	石炭瓦斯 骸炭瓦斯	發生爐瓦斯		熔鑛爐瓦斯
		安母尼亞回收式	非回收式	
一容の瓦斯に對し 實際上要する空氣	8.0	1.25	12.5	1.0
元の瓦斯中の水素 (%)	50.0	25.0	12.0	1.0
空氣を混合せるも の、中の水素(%)	5.3	11.0	5.5	0.5

即ち石炭瓦斯及び非回收式瓦斯の空氣を混合せるもの、中には略同量の水素を含み安母尼亞回收式の中には約2倍の水素を有す。故に過早點火の原因の一部は水素に基くにせよ水素に富む瓦斯中に存する他の成分が主なる原因をなすに非ざるか。ブレイム氏は各種の瓦斯成分の差違を求めて主としてアセチレンの如き不飽和炭化水素の存在が主なる原因をなすと云ふて居る。

デクソン及びコワード氏の點火溫度の表より見るもエチレンは水素より40°C下にて點火し、アセチレンは約175°Cにて點火するのを見る。

第二十三章 發生爐及びその裝置

歴 史

發生爐の最も古き形(エベルメン1840年)はキューボラ形にて羽口より風を送り木炭或は骸炭を瓦

斯化し時に石灰石を加へて熔劑とした。

1845年瑞西の冶金者エクマン氏は一つの發生爐を設計し木炭を用ひ。このものは圓筒形煉瓦室を鐵套の中に納めしものにて空氣は鐵套と煉瓦室との間の空間を通過して豫熱されて供給されるものであつた。

1861年シーメンス兄弟は有名なる發生爐の特許を得たり。

この發生爐は瀝青炭を瓦斯化し得たる最初のものにて良質の瓦斯を得たれ共瓦斯化の速度小であつた。1876年ブルツク氏とウイルソン氏は爐格を有せざる圓筒形室の發生爐を作り特許を得た。スチーム=インゼクターを用ひて空氣と蒸汽の濕氣を作り爐床の中央より供給する様になした。

1882年ウイルソン氏は灰及び燒塊を自動的に排除する水封式發生爐を發明し特許を得た。この水封式の爐は其後凡ての舊式の他の爐を壓倒するに至つた。同じ頃(1879~1881年)ドウソン氏 J. E. Dowson)は小規模の熱用(家庭用を含む)及び瓦斯機關用に供する目的を以て瓦斯を發生し之を清

淨冷却する方法を案出した。最初のこの式にては圓筒形發生爐の灼熱燃料層に高壓の過熱蒸汽を送入しその誘導作用によりて必要量の空氣蒸汽の混氣を伴ひて瓦斯化を連續的ならしめた。かくして發生せる瓦斯の洗滌冷却も工夫さるゝに至つた。

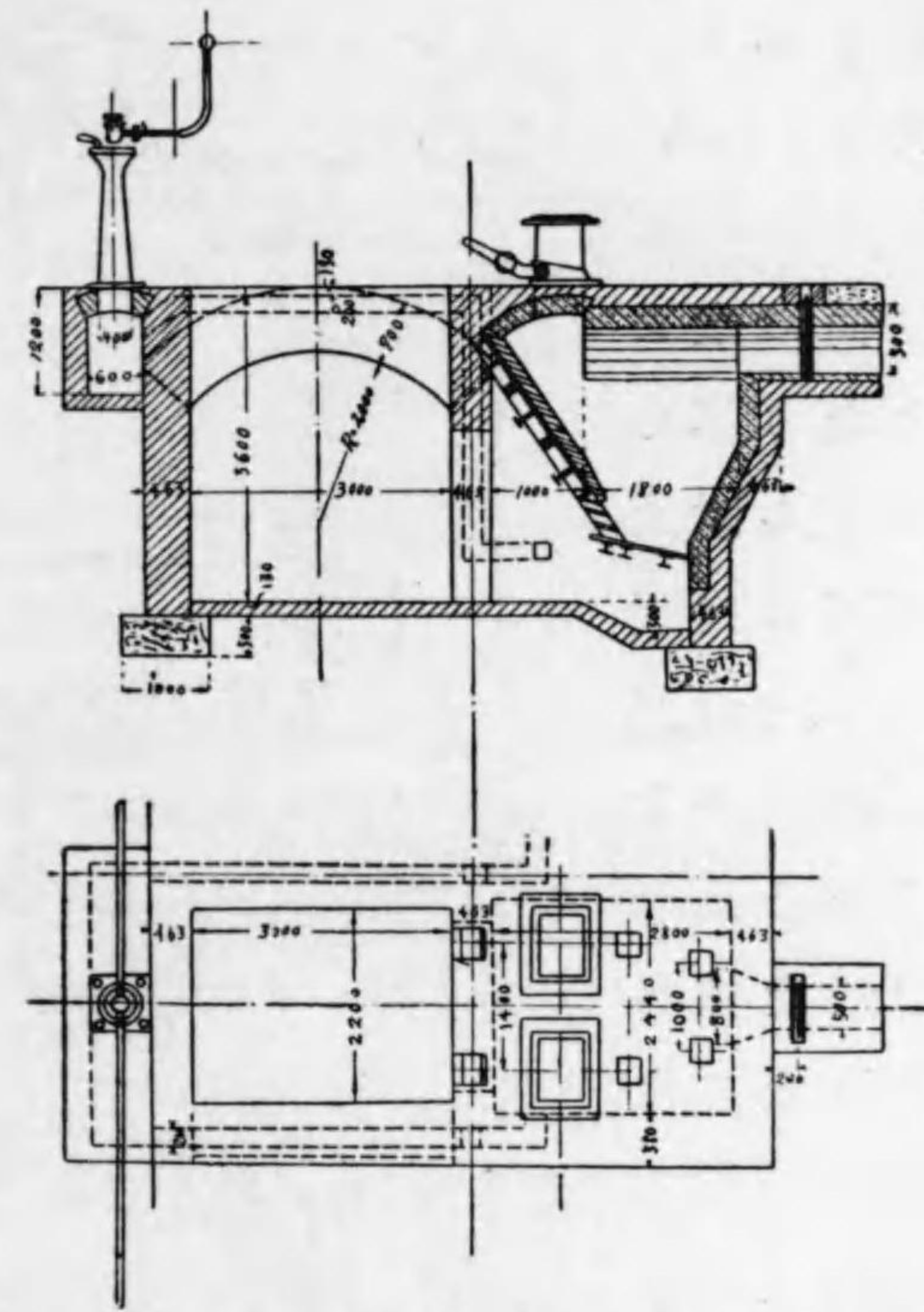
主要なる發生爐

シーメンス發生爐 断面方形なる耐火煉瓦室よりなりその前方は45—60度傾斜してその底に爐格あり空氣はこゝより誘導される。爐格の下に水盤あり水は爐格よりの反射熱により蒸發され導入空氣に濕氣を與ふ。發生爐の前面は鐵扉により閉され空氣は爐格の下より蒸汽力にて誘導される。

第六十二圖は製鐵所第一厚板工場に設置のものである。

ドーソン式發生爐 第六十三圖に示す如く水底式固定爐にして灰滓は水盤Bに落下して掻き出さる。空氣はCの蒸汽インヂェクターにより誘導せられC及びDより入りAを通りて燃料層中に噴出すEは瓦斯出口にて原料炭はFなる鐘の

第 六 十 二 圖



シーメンス式發生爐

降下により適當の時間をおきて装入せられる。G. Gは衝搔口を示しこゝより搔棒を入れ時々燃料層を掻き廻し層の不均一又は燃料の凝結を防ぐ。一晝夜の間衝搔回数除灰回数及び

石炭の装入回数等の例を挙げれば下の如し。

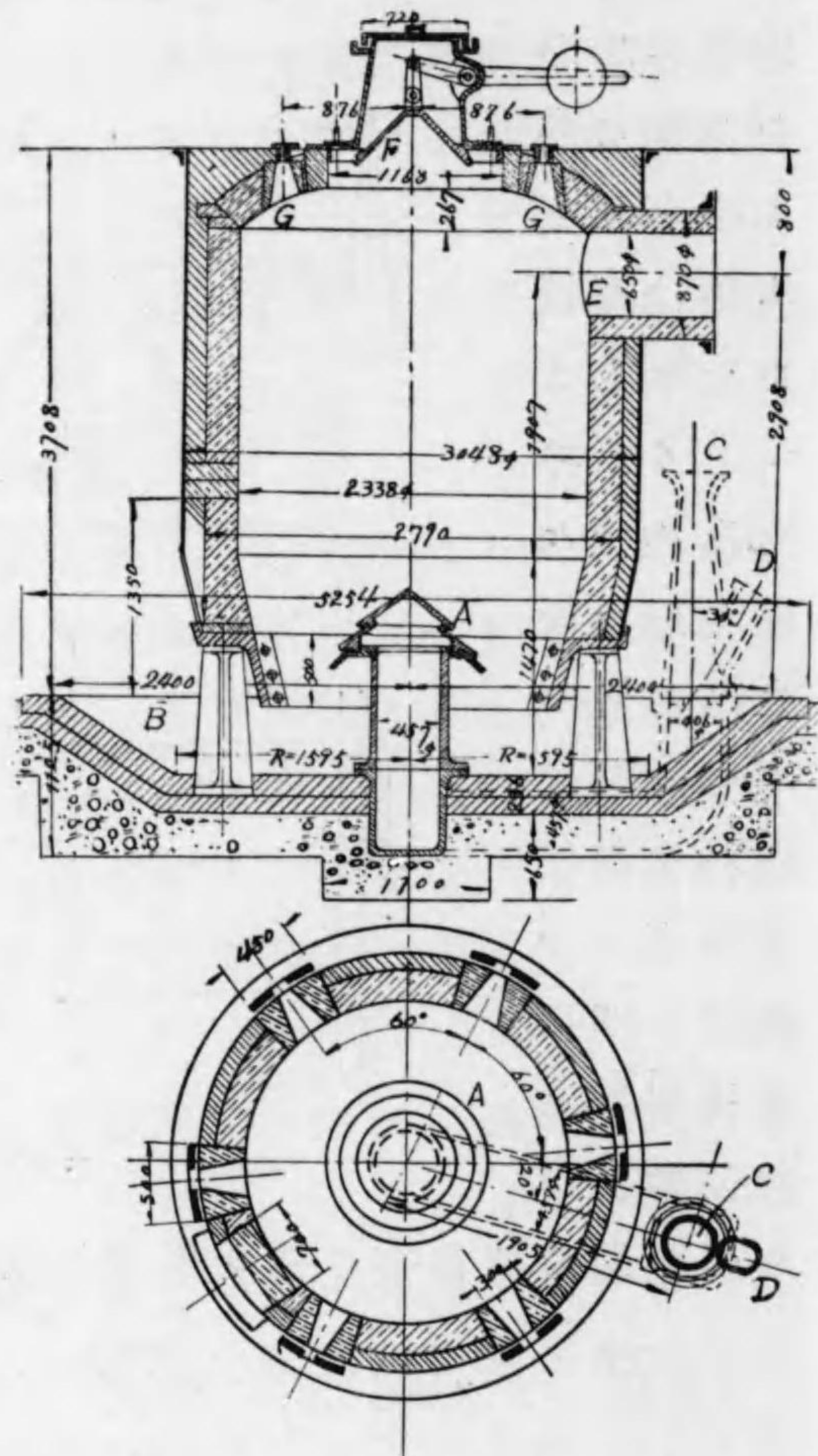
一回の装入量(疋)	一晝夜装入回数	一晝夜衝搔回数	一晝夜除灰回数
42	115	96	3

ダフ發生爐(Duff Producer) 簡單なるものにて第

六十四圖に之を示す。
 内径1.7~3.0
 許のAなる圓筒形室よりなり、厚さ230耗の耐火煉瓦の内張りあり、その底には鑄物よりなる圓形山形を備へBBなる水盤中に浸る爐格はCに示す如く山形をなし水面上に位置す。

空氣蒸汽の混合は爐

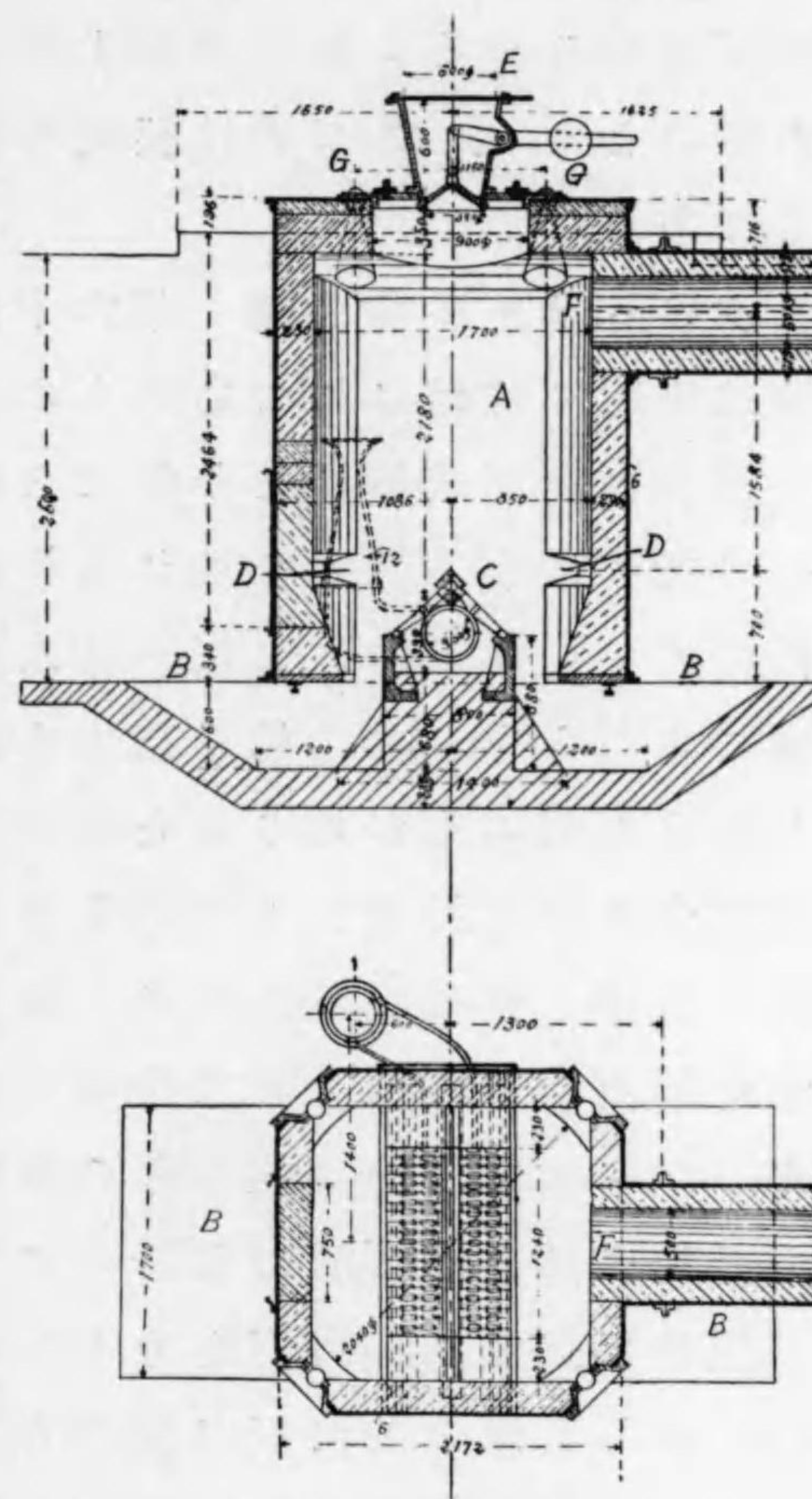
第 六 十 三 圖



ドーソン式發生爐

格の隙間より入り火床に一樣に擴がる様になさる。火床は爐格の三角形の頂より3呎許り上に在り、灰床はその下より水盤迄達し火床を支ふ圓筒套の下部爐格と同一平面の處に掃除口D.D.あり燃料は裝入口Fより間歇的に加へられ瓦斯はFより出づ、G.G.の點線は攪拌口を示す。灰は堆積の割合に應じ適當の間ををき取

第 六 十 四 圖



ダブ式發生爐

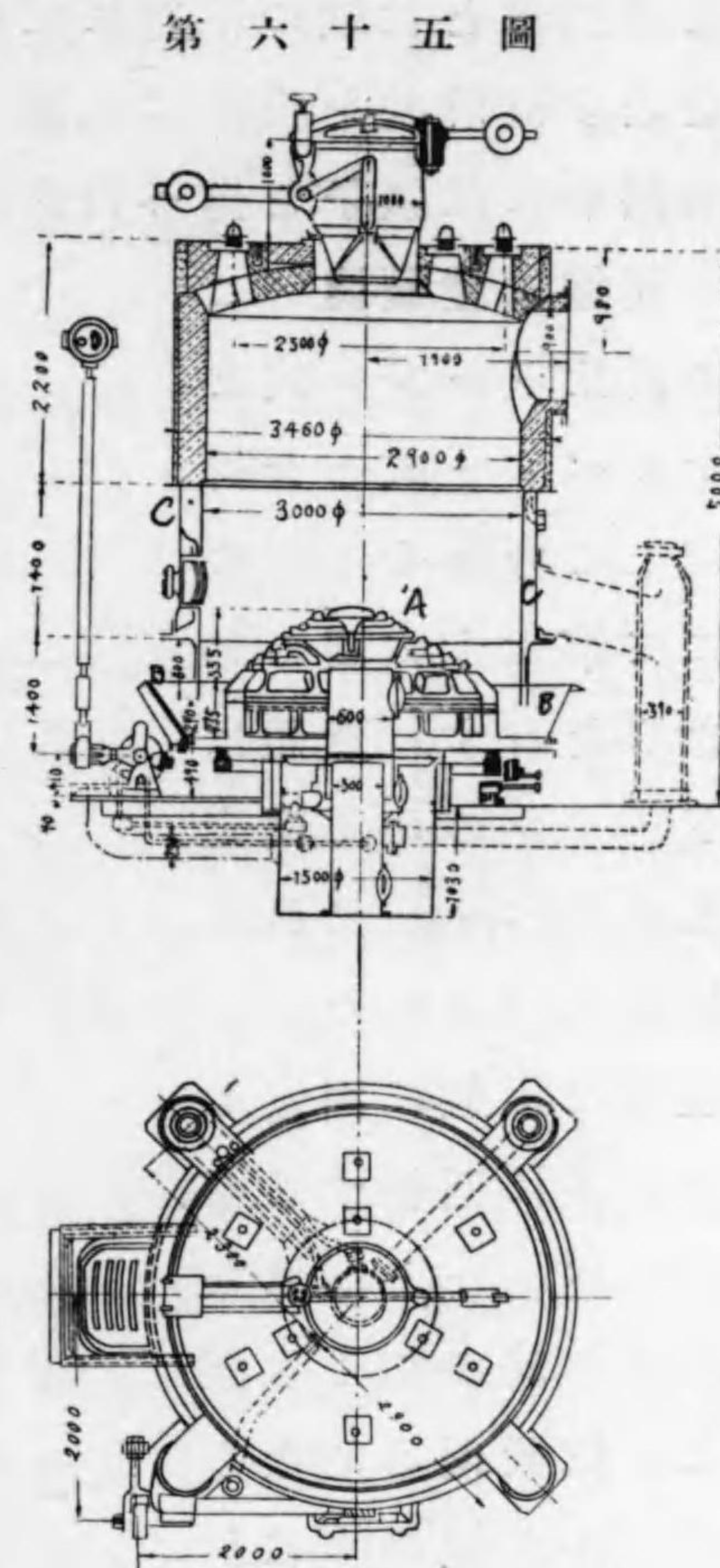
出す。内径3米の發生爐は1時間に0.5噸の石炭を瓦斯化し得る。即ち火床1平方呎につき15听の割合となる。この式は製鐵所坩堝工場に設置してある。

ケルペリー式發生爐 第六十五圖は製鐵所の第二平爐に設置されてあるものを示す。

燃料は密閉式漏斗より給せられ爐の上部には長さを異にする4本の曲れる攪拌棒を備へ齒車仕掛にて自轉し棒は又斷へず水冷される(人力衝搔のものもあり)加之爐の頂中心部を徐々に回轉しかくして石炭が粘り氣を生ずる場合間斷なく破壊する様な装置にしたのもある。爐内最高温度に達する部は二重になり。(圖中C.C)その中に水を斷えず循環せしめて冷却し燒塊の凝着を防ぐ。空氣及び蒸汽は爐格Aの隙間より入り灰は自動的に排出する様に設計されてある。

爐格は長楕圓圓錐形をなし回轉水盤B、B上にやゝ中心をずらして取り付けられる。爐格は數多の鑄物板より組立てられその間隙より空氣蒸汽通ず。この間隙と爐格回轉の速度とにより送風の均一なる分布をなすものである。普通の發

生爐にては空氣蒸汽の壓力の加減は全體として行ひ得るに過ぎざれどもケルペリー式にありては中心部のみにてそれらの壓力の加減をなす事が出来る。それに大規模の發生爐にて中心部の温度低きに拘はらず外層の温度高き様な場合その壓力を減じ中心部の壓力を増し均一温度に達せしめ得。鐵



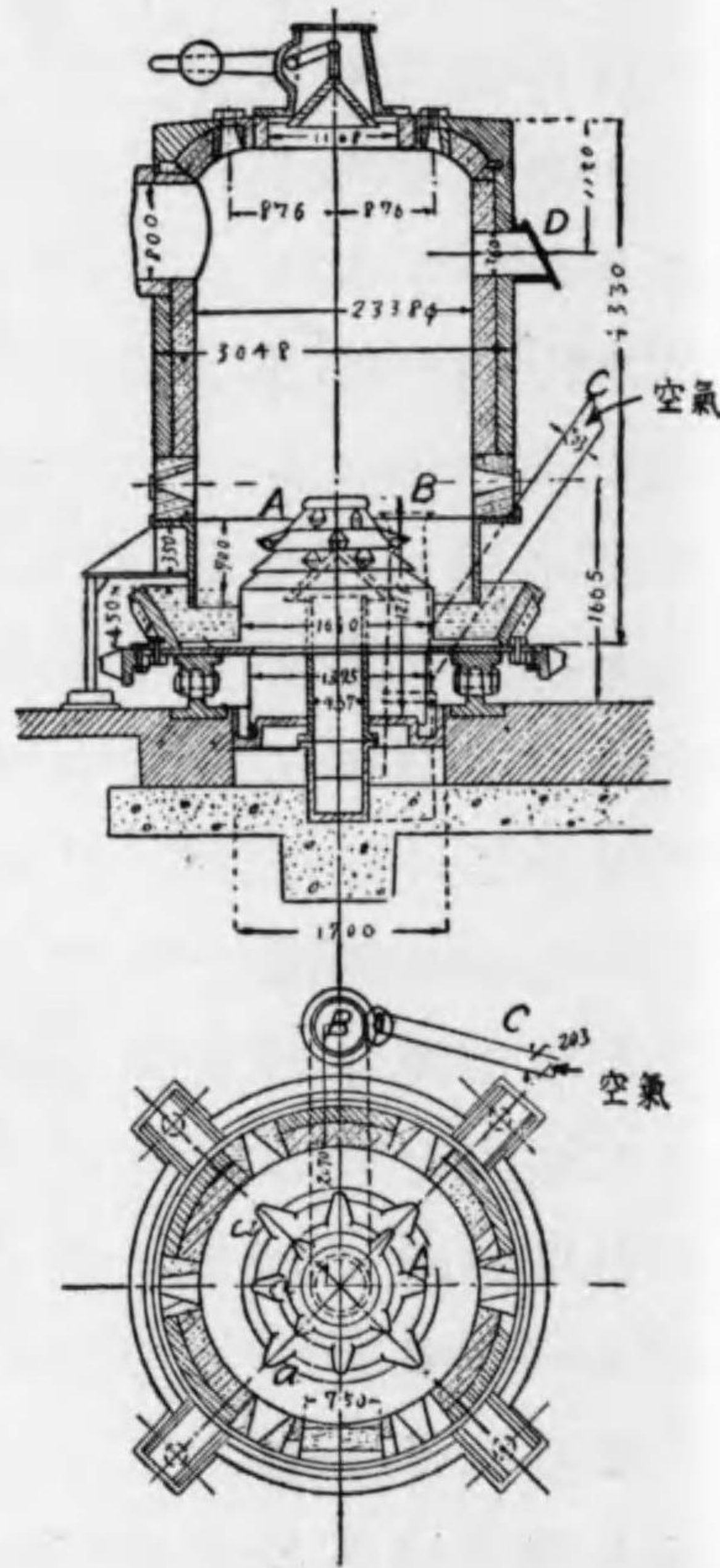
ケルペリー式發生爐

製水盤は爐格と共に2.5~4時間毎に1回の速度を以て回轉する。爐格の中心位置がづれているの

と楕圓形とは爐の下部にて燒塊を破壊する作用をなす故燒塊を自由に水盤中に落下せしめ得。水盤中には搔子を備へ自動的に灰の排出を行ふ。

製鐵式發製爐 この式はドーソン式とケルペリー式とを折衷して考案せるものにて第六十六圖の如き形を有す。爐體はドーソンの如く固定しケルペリーに見る如き水筒部はない。爐格は水盤に固定し之と共に回轉する事ケルペリーと同様なれ共ケ式の如く水盤との位置偏心的ならず。而も爐格(A)に付a、aの如き突起を有しその突起の下側に空氣、蒸汽の噴出口を

第六十六圖



製鐵所式發生爐

有す。この突起は燒塊破碎の役目をもなす。Bは蒸汽インジェクターにて空氣は一部こゝよりも誘導せらるゝがBに附く枝管Cよりも送入せられる。Dは安全なれども近來のものにはこの口ない。一晝夜の石炭消費量は8~9噸にして約60疋宛裝入する。一基一交代につき平均1.26人位で操業可能である。

ヒューズ式發生爐 (Hughes producer) 燃料床の均一を期する爲に機械衝搔を行ふものにヒューズ式あり。第六十七圖は製鐵所第二厚板工場に設置しあるものにて此の式に於て技術的問題となるは機械的に動く部分多き故それらの部の磨損及び動力の損失なからん事である。

Pは鑄鋼製の丈夫なる搔棒にて石炭層中に入りて時計の振子の如き運動をなす。而して之は高熱部にありて耐え得る様に二重管をなして水を通し水冷される。搔棒は前述の如く自ら動くと同時に爐體も共に除々に回轉す。故に燃料床のあらゆる部分がこの棒により衝搔される。これらに要する動力は僅か2~3馬力にて搔棒は年一回取り替ふればよいと云ふ。この種の式にウ

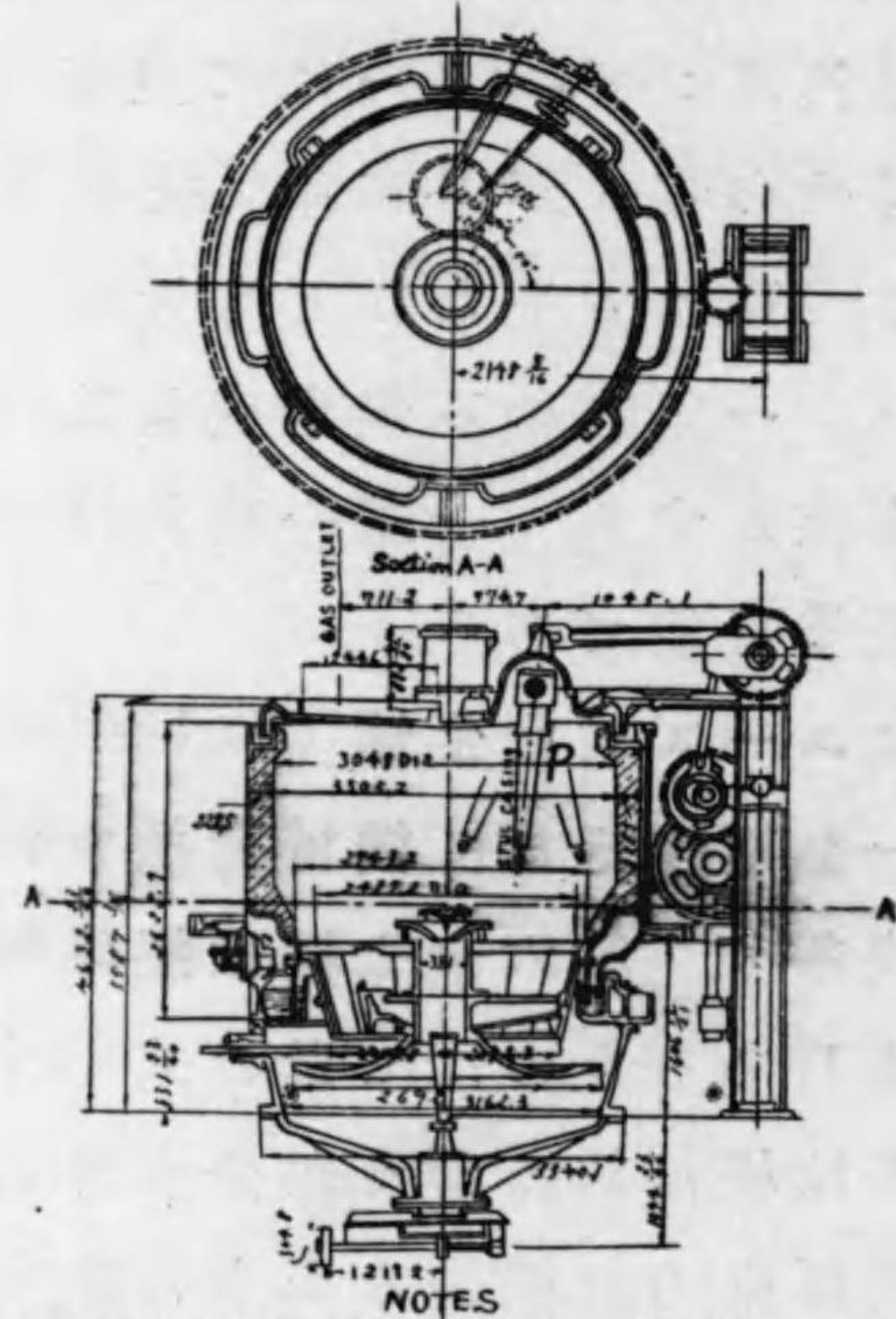
エルマン又はモルガンの式あり何れも大同小異である。

ドツペル瓦斯

(Doppelgas) ストラッヘ氏の二重瓦斯法及びドレンスキー氏の三重法は、水性瓦斯製造に於てタール及びアンモニアを副産物として捕收

し、動力用瓦斯を得んとして工夫せられたるものにして、従来水性瓦斯を製造するには骸炭を使用

第六十七圖



NOTES
 WATER CONNECTIONS FOR TOP PLATE AND POKER. STEAM CONNECTIONS TO BLOWER FOUNDATIONS AND BRICK LININGS AND MOTOR FOR DRIVING PRODUCER TO BE FURNISHED BY PURCHASER UNLESS OTHERWISE SPECIFIED IN CONTRACT.
 NET QUANTITY OF BRICKS FOR ONE PRODUCER
 NO.1 ARCH 75, NO.1 KEY 1700 } HARD BURNED COMMON
 NO.2 KEY 300, 3" STRAIGHT } FIRE BRICK HANDMADE.
 RATIO OF LINE SHAFT TO PRODUCER.
 LINE SHAFT MAKES 368 REVOLUTIONS TO 1 OF PRODUCER.
 PRODUCER MAKES 1 REV. IN 20 MIN LINE SHAFT, 18.4 R.P.M.
 5. ELECTRICAL HORSE POWER REQUIRED FOR DRIVING EACH PRODUCER.

ヒューズ式瓦斯發生爐

した。この際骸炭は石炭を長時間高温に加熱し、700°C以上に熱せられたるまゝ、爐外に出し、水を以て消火して得るものにして、之れを更に水性瓦斯爐に装入し、再び新に加熱して反應温度に達せしむるを要する。此の操作に於て、目的もなく不經濟に消耗せらるゝ熱量、電力、勞力等は莫大なる損害にして、熱經濟上輕々に看過すべきに非ず。該操作の必要部のみを縮合して、途中の無益なる部分を去るべき努力して生れたる工夫の一部として、該二法が表はれたるものである。即ち兩法共に石炭乾餾によりて生じたる骸炭を、温度を低下せしむることなく、其の儘水性瓦斯發生に使用する。

二重瓦斯製法 (Doppelgas process) 二重瓦斯とは、水性瓦斯と乾餾瓦斯との混合物であつて、發熱量は2,500~3,200 カロリに達し、普通燈用瓦斯に混ざる事が出来るが、單獨にて加熱用又は點燈用にも使用し得る。該法にて得らるゝタールは低温タール同様の性質を有す。加熱送氣の場合に飛散する熱は、該法に於ては無益に棄てられずにして、燃料の乾餾に用使せられ、乾餾及び瓦斯化が同一の

巧妙に考案せられたる装置内にて行はるゝものである。骸炭用石炭のみならず、褐炭の如きをも使用して、有効にして窒素の全部を又アンモニアとして捕收し得と云ふ。一工場より得られたるタールの組成を擧ぐれば、

水	33.7 %
ピ ッ チ	18.9 ‰
パラフィン	1.5 ‰
軸 油	19.4 ‰
重 油	24.3 ‰
アンモニア	0.91 ‰

タリー式瓦斯發生爐

石炭の完全瓦斯化の目的を以て、英國に於て考案せられ我國に於ても操業せられつゝあるものに、タリー(Tally)式瓦斯發生爐がある。背の高き一種の高爐(shift kiln)にして其の上半部(全長の約 $\frac{2}{3}$)は石炭乾餾層をなし二重壁より成り、その成壁はレトルトにして乾餾室を形成し、其の外壁との中間層にはチエツカーウオークを充填し、周期的に通過する高温度瓦斯を以てレトルトを外部より加熱するに便ならしめる。下半分(全長の約 $\frac{1}{3}$)は

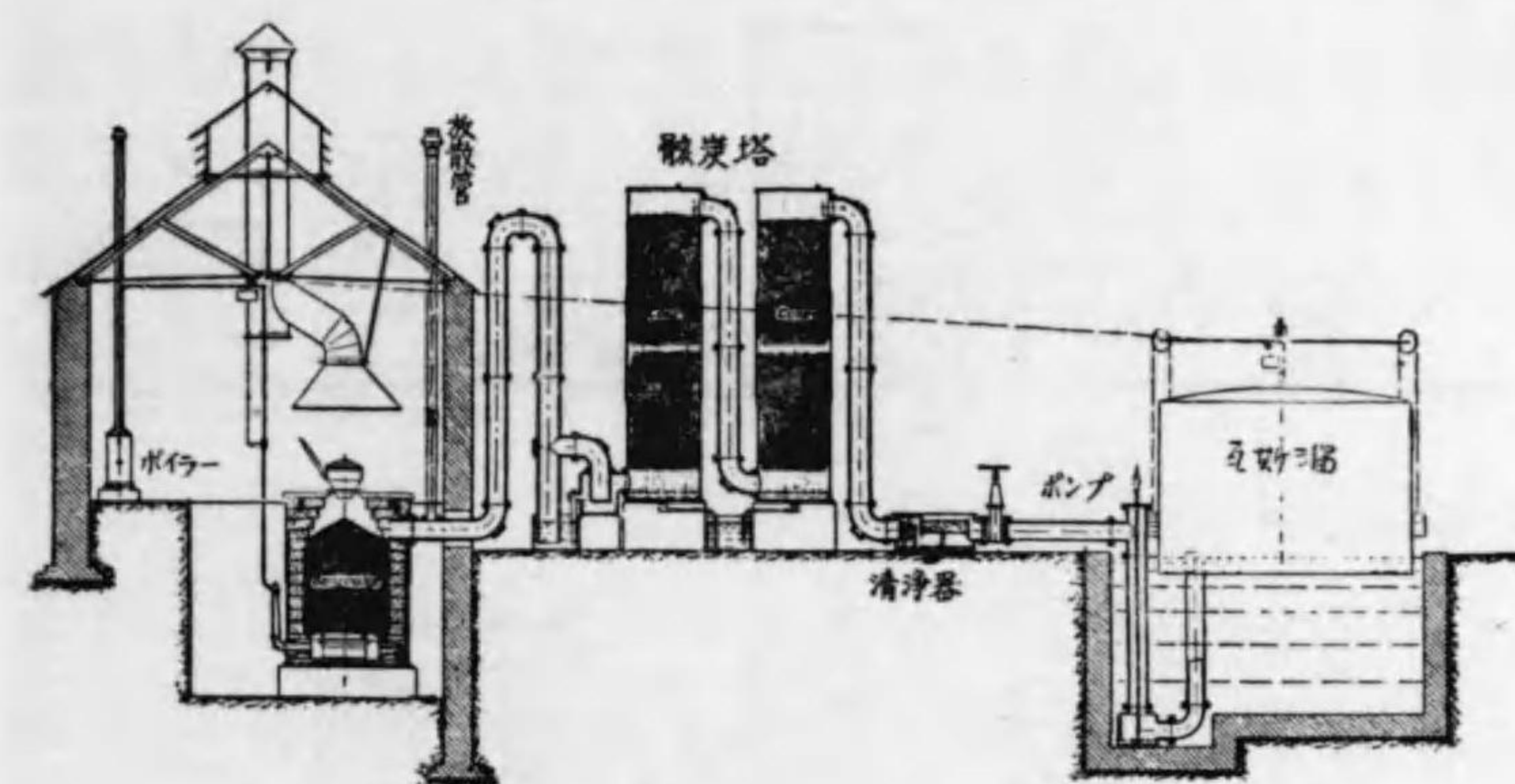
水性瓦斯發生部に相當し、底部に夫々水蒸汽及び空氣の吹入口あり。又灰分の取出口をも備ふ。頂部には石炭投入口、熱排氣の出口、成生瓦斯の取出し口等あり。作業の模様の大體を記載すれば、石炭をレトルトに充填し、下部の主空氣吹込口及び二次空氣吹込口より夫々空氣を導入すれば、爐の下部に於て烈しき燃焼を起し、爲に下部に於て高温を生じ、其燃焼による熱き廢瓦斯は、石炭の充填されたるレトルトの周圍に設けたるチエツカーの部分を通過することに依り裝入炭を間接に加熱すると共に餘分の熱をこの部に蓄藏せしめ冷えたる瓦斯は排氣口より外部に放出せられる。かくして爐温適度に高くなれる際送入空氣を絶ち、同時に下部より水蒸汽を送入する。蒸汽は熾熱せられたる骸炭に觸れて分解を惹起し、水性瓦斯を生ず。該水性瓦斯はレトルト中にて乾餾により發生する乾餾瓦斯と相混じ、瓦斯清淨装置に導かれる。水蒸汽を上部より送入することもあり。このときは成生瓦斯反應が進行するに伴ひ、下部骸炭の温度は著しく低下を來たし、最早反應を惹起せざるに到るを以て、次には水蒸汽の導入

を止めて空気の吹込を行ふ。次に骸炭温度の著しく上昇するに至りて、再び水蒸気を導入して瓦斯の製造を営む。斯くの如く交々に骸炭温度の上昇及び瓦斯製造を行ふものである。装入せられたる石炭は漸次レトルト内を上部より下部に向ふ間に乾餾を受け、遂に骸炭となりて下半部に表はれ、こゝに高温に熾熱せられて水性瓦斯を生成し、遂に最後には全く灰分のみを残し、可燃成分は全部瓦斯状になし得るものである。ターリー式にては3,000~3,500カロリーの瓦斯を、石炭1噸より1,140 cbm位製造することを得ると云ふ。

その他の瓦斯發生

非瀝青炭使用の發生爐裝置 第六十八圖のナショナル瓦斯裝置は閉底式の發生爐を凹所に設置せるものにて、燃料の装入には都合好い。蒸汽放出管は二重になりて空気と蒸汽との加減をなし得る。瓦斯はU型管を通る間に冷却してタールを凝縮し更に一對の骸炭を充填せる洗滌塔に入る。塔の上部よりは水を撒布して瓦斯を洗ふ。かくしても尙瓦斯は少量の霧状タールを含む故更にタール抽出器を通じて瓦斯溜に導く。

第 六 十 八 圖



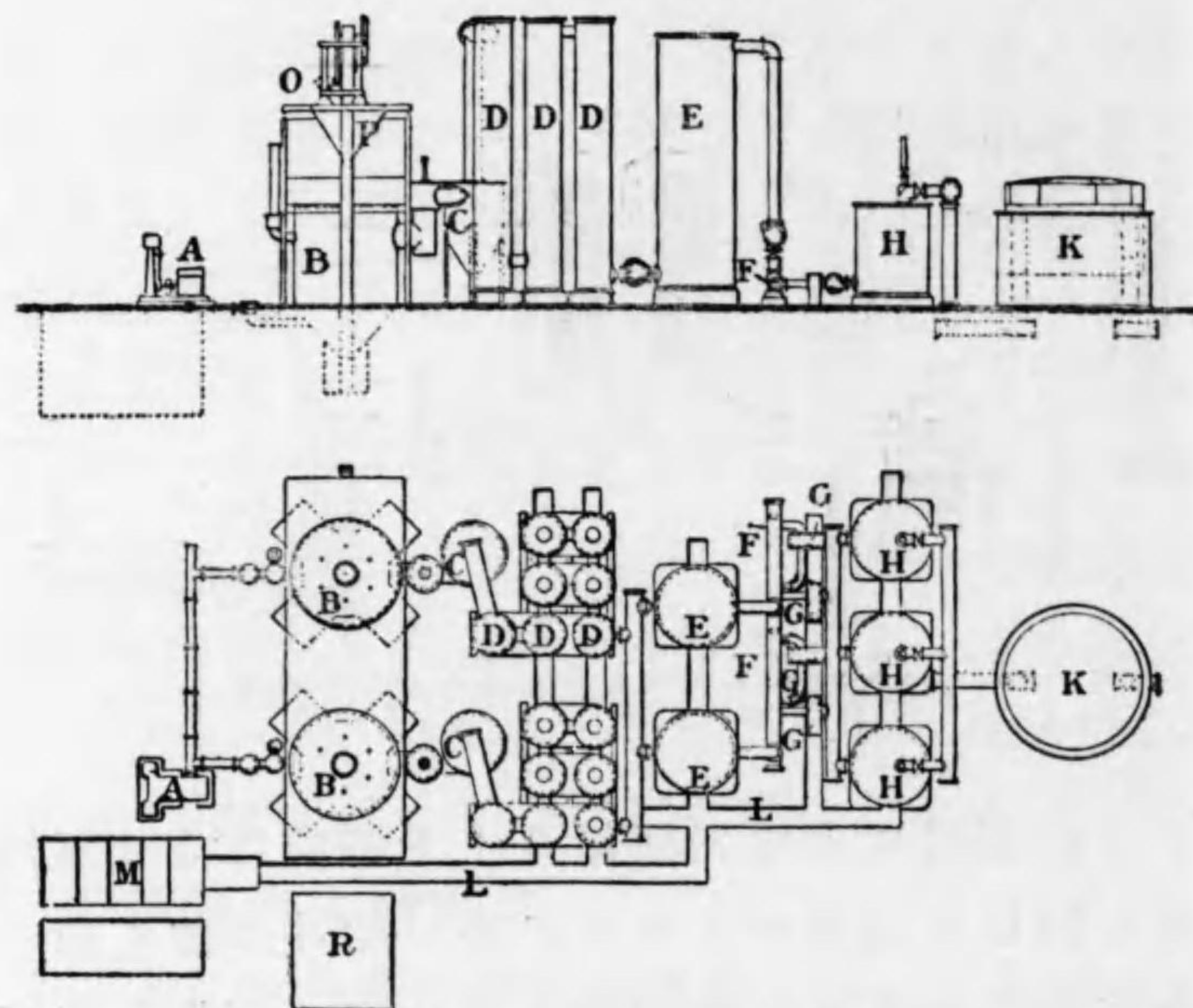
非瀝青燃料を用ふるナショナル瓦斯裝置

この裝置に於て、瓦斯溜の上下運動により蒸汽辨の開閉を加減するために圖の點線の如く兩者を連結させれば瓦斯溜の上昇により蒸汽を遮斷し、従つて空気の供給も、瓦斯發生も自動的に調整される。

瀝青炭使用の發生爐裝置(非回收式) 第六十九圖に示すメイソン式は此の適例にて空氣冷却器を用ひて居る。

各發生爐にはホッパーを備へ昇降機又は送炭器にて燃料をこゝに供給す。圖中Aは送風機にてBは爐體を示す製出瓦斯は先ずCなる除塵器

第 六 十 九 圖



メーソン瓦斯發生裝置

に入る。次にDなる空氣冷却器を列に通じて骸炭洗滌塔Eに入る。こゝでは頂上より水を雨下して瓦斯中のタールを凝縮せしめる。尙残りのタールは扇風器型洗滌器Fにて除去され、次でHなる鋸屑洗滌器を通りて瓦斯溜Kに入る。

安母尼亞回收式 この式の原理は已に述べたるが如く、爐内の溫度を過剩蒸氣の導入により下

げて燃料中の窒素を出来る丈硫酸安母尼亞に轉化せしむるにある。されば經濟的操作をなす爲に分解せざる蒸汽の潜熱及び顯熱は出来る丈利用の法を講じなければならぬ。故に非回收式より多少設備を要する事となる。

發生爐に安母尼亞回收裝置を取付けて成功するに至りしは、ルドウイヒモンド氏(Ludwig Mond)の研究に負ふものにて氏は1879年安價なる瀝青炭を瓦斯化し同時に有要なる副産物を回収する最初の實驗裝置を作つた。その後この方法の價値が認められ、大規模に採用されるに至つた。

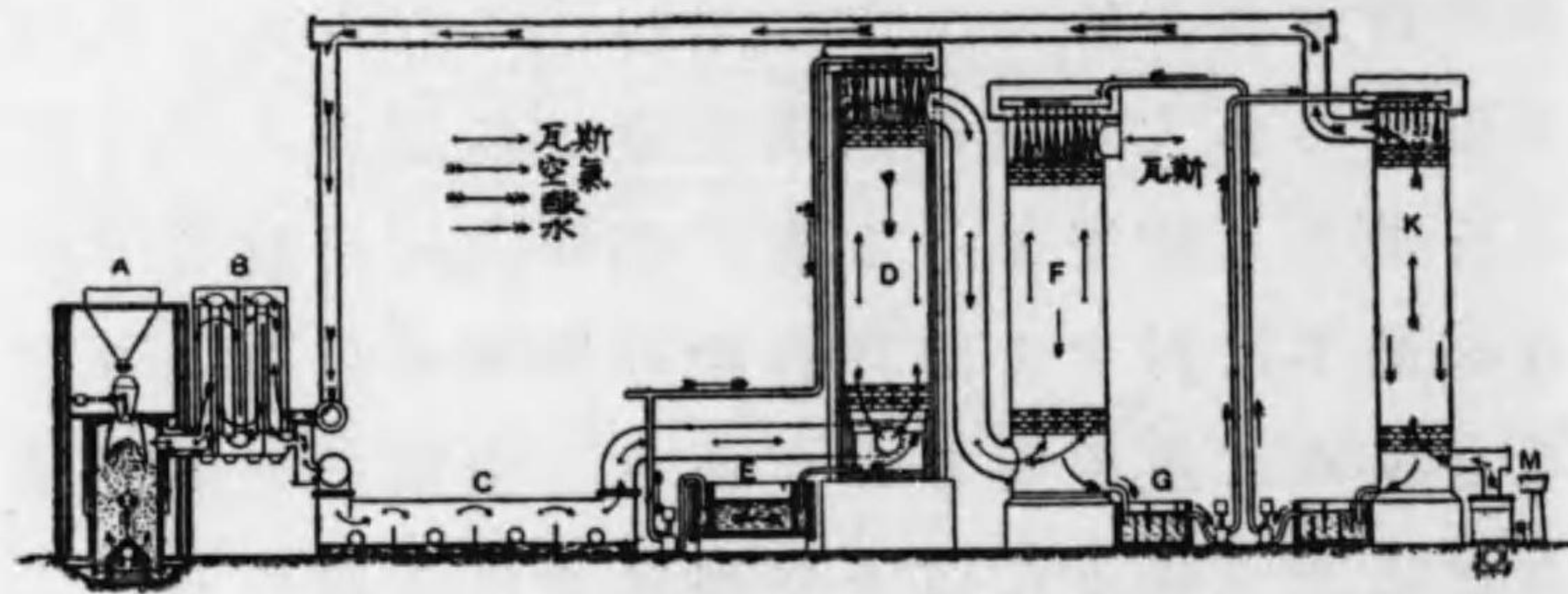
石炭より硫安をとる事は經濟上の見地よりするも農事に對する肥料自給の國家的見地よりするも極めて重要なる事である。撫順モンド瓦斯の實蹟より見るに硫安の製出量は1噸の石炭より30~50 疋を得ると云はれている。

モンド式副産物回收裝置の初期に於ける經驗によれば、2,000馬力以下の動力發生裝置には之を取付けても引合はなかつた。ローラストン氏(Rollaston)が其の當時草せる論文にも石炭の使用量1日に30噸に足らざれば硫安回收裝置は省くを

可とすとある。要するに其の時代には1週間に200噸の石炭を消費するものを以て副産物回収装置の最小限度としたが、近來クロスレー(Crossley)リグビー(Rigby)氏等が工夫せる式によれば1週間に100噸以上の消費力あるものには採算可能なるに至つた。

モンド型副産物回収装置 装置の概略は第七十圖に示す如くにして、發生爐Aにて發生せる瓦

第 七 十 圖



モンド式硫安回収發生爐装置

斯はBなる逆流冷却器を経て洗滌器Cに入る。Cは數個の室に別れ廻轉羽子を備へ瓦斯はこゝにて冷却されると同時に多量のタールを分離する。安母尼亞の回収作用はDなる酸塔にて行はれ出來たる硫安の溶液は貯槽Eに集まり、唧筒に

て酸塔の頂上に上げられ循環する。安母尼亞の回収には液中の遊離酸3~4%を適當となす故、時々新しき酸を加ふ。酸塔を出てたる瓦斯は冷却塔Fに入る。Fはその上部より水を撒布し瓦斯を充分に冷却す。こゝに使用したる水は空氣塔Kにて再び用ふ。

瓦斯は加熱用に供する場合には以上の處理にて充分なれども、動力用に供する場合は更に適當なるタール抽出器を通じ霧狀タール及び水分を除かねばならぬ。

この式にて最も重要なる點は瓦斯の顯熱を回収し、巧に利用する事である。即ち前述の如く冷却塔にて瓦斯より熱を奪ひたる水はGなる槽に集まり唧筒にてKなる空氣塔の頂上に揚げられこれより内部に撒布される。空氣は鼓風器によりこの塔の下部より送られ雨下する溫湯に遇ひて豫熱濕潤され更に逆流冷却器を通りて飽和し且つ熱瓦斯にて充分豫熱されて爐を圍繞する空所を経て爐に供給される。空氣塔より雨下して冷却せし水は再び冷却塔に用ふる。

クロスレー式回収装置 この式の特長は冷却

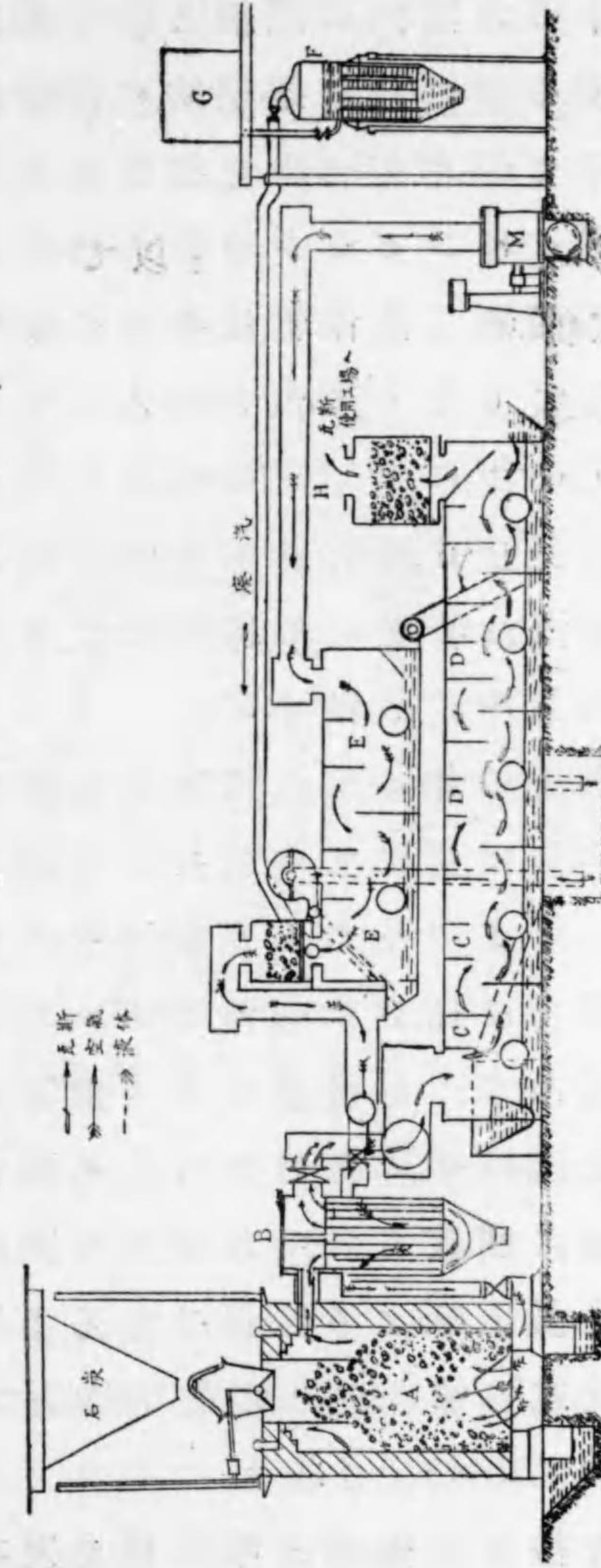
塔を全廢した事である。これに依り建設費に非常なる輕減を來す。其全體配置は第七十一圖に示す如くにしてAより發生する瓦斯は適當なる除塵器を経て反流冷却器Bに入り、次に瓦斯は洗滌器に入る。函の第一廊たるCには高速を以つて廻轉する羽子ありて函内の循環水を瓦斯通路中に撒布し、瓦斯を冷却せしめ塵芥及びタールの一部を除去する。次に廊D.Dにて亞母尼亞の吸收を行ふ。こゝには水の代りに稀薄なる硫酸を貯へ前と同様に瓦斯は酸の霧に遇ひてその中に保持せし安母尼亞を奪はれる。

安母尼亞の吸收進むにつれ新酸を添加するも液中遊離酸の過剰0.5%を越へざる様注意す。かくする中硫安溶液の比重は次第に増し遂に1.15に達すこの點は即ち硫安の26%に相當する。

安母尼亞の回收進行する間は瓦斯の顯熱により硫安溶液の温度は約80°Cを保たれる。この温き硫安溶液は構造が洗滌函と同様なる空氣函E.Eに送られる。こゝには鼓風器Mより冷風を送り函内の羽子の回轉により温液を冷風中に撒布し温液と冷風との間に熱交換を起らしめかくし

て空氣は温められて約60°Cとなり水蒸氣を飽和する。温液の方は爲に温度下りて40°Cとなる。次に此の液は唧筒にて再び安母尼亞を吸收すべき洗滌函に送られる。如斯液の運動は常に熱交換をなしつゝ循環す。この間に硫安の溶液は瓦

第 七 十 一 圖



ク ロ ス ン 改 式 安 母 尼 亞 回 收 裝 置

斯中の水蒸汽の凝縮と酸の補足とにより漸次増加する故これを週期的に沈静槽中に流出せしめ、こゝで輕きタールを掬ひ去り、Fなる蒸溜器に移す爲にインゼクターを以てGなる上槽に揚ぐ。

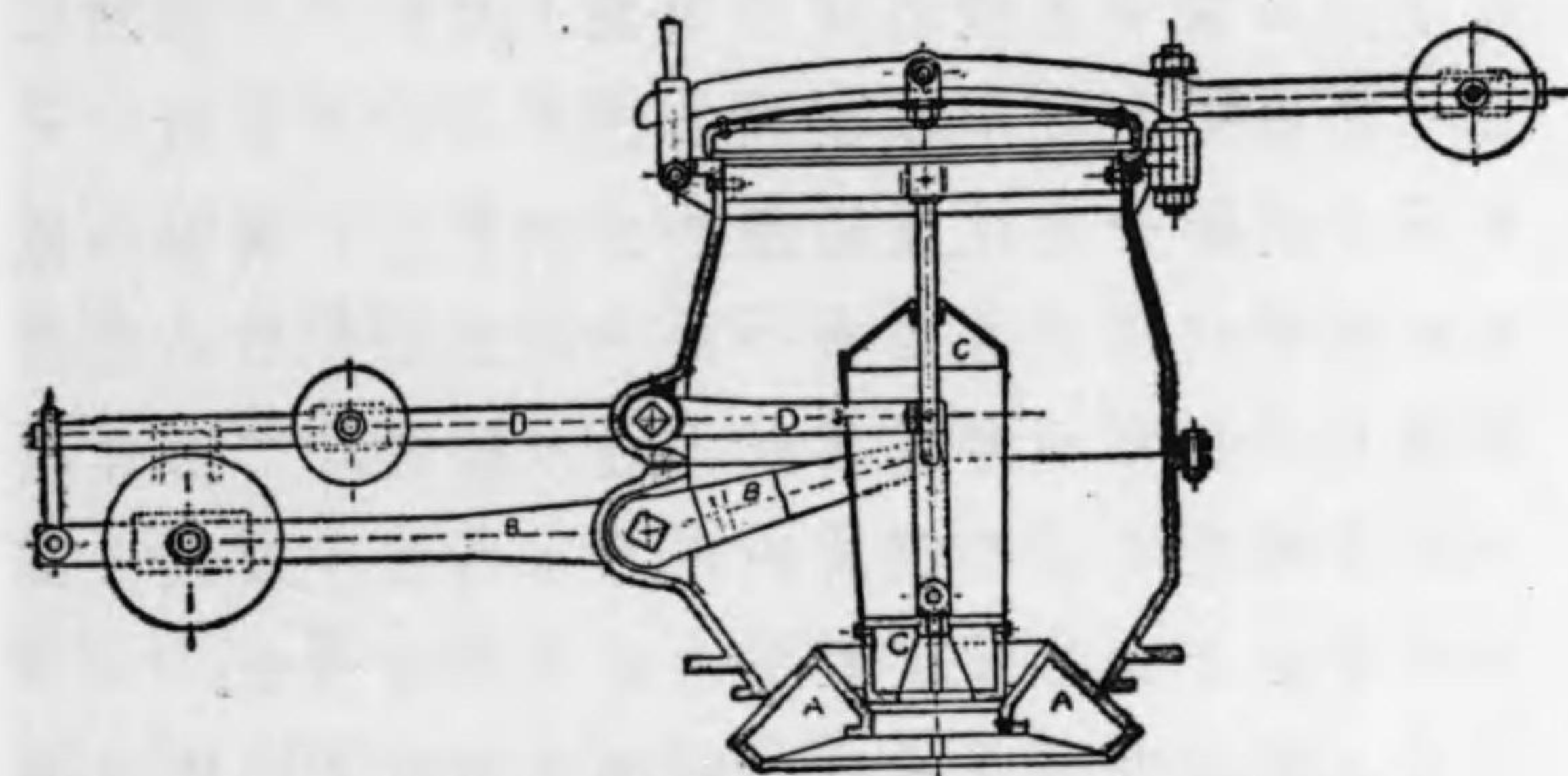
蒸餾器 蒸餾器は多くの鋼管とエンドプレートとよりなり蒸汽を吸入して1平方米突1.05疋の壓力の下にて110°Cの沸點に達せしめる。蒸餾中液の減少する丈新しき液を加ふ。蒸餾器より出る排汽は特別なる導管により空氣函に送るか、又は大氣中に放散する。

以上の如くにして充分に濃化せられたる硫安の溶液は鉛にて内張せる結晶槽に入れて冷却する。Hより出たる瓦斯は、それを瓦斯機關に用ふる場合には更に微量のタールを除く爲に處理する要あり。水洗滌さるゝ際瓦斯の顯熱により氣化し瓦斯中に伴はれて去る蒸汽の潜熱は硫安の溶液に回収され、それ自身の蒸發濃化に役立つ。瀝青炭1噸より生産せらるる瓦斯量は、安母尼亞回收式にて14~15萬立方呎にてその發熱量は135-140 B. T. U.である。

今假りに燃料1噸に付き、瓦斯の生産を145,000

立方呎と、て、發熱量は135 B. T. U. とすれば1噸の瓦斯化により得らるゝ熱量は19,600,000 B. T. U. にて1軸馬力時を得るには、9,800 B. T. U. を要する故、2,000馬力の動力發生裝置に對しては、1時間、1噸の割に瓦斯化する爐を要する譯となる。

第七十二圖



ケルペリー式二重圓錐漏斗

大き略同一なる、洗滌小塊炭の如きを燃料とする場合には燃料裝入に何等の困難なけれども、粉炭細炭及び種々なる大きさのものを含む安價なる劣等炭を燃料とするには普通の裝入裝置にては不適當である。かゝるものに對しては第七十二圖に示す如き、ケルペリー式二重圓錐漏斗が適當

である。圖の外圓錐 A は B なる挺子にて動かされ内圓錐 C は D により動される。石炭が同時に兩者の間を通る際には一所に動かす事も出来、燃料を内圓錐又は外圓錐の何れかを通さんとせば別々にも動かし得る。

吸 入 瓦 斯

炭素に對する空氣或は空氣と蒸汽との作用により、動力瓦斯發生の原理は已に述べたる處にしてこの際要する空氣輸送の方法として、機關の吸入衝程を利用するに至つたのは誠に自然の趨向と見られる。小規模の動力發生装置にてこれ以上操作簡便にして經濟的なるものなき故吸入瓦斯装置は次第に其地歩を占むるに至つた。

この爐に用ふる原料は發明當初暫くの間非瀝青炭に限るものと思はれたが今や充分完全なる域に進歩して炭素分多き瀝青物質は凡て使用し得るに至つた。例へば或種の瀝青炭は勿論褐炭木屑等の如きも用ひ得べく、特に含炭素物質を廢物として棄てつゝある工場或は、現在汽罐にて能率を余り擧げ得ぬ様なものでも吸入瓦斯装置により一層利用の法を講じ得るものである。

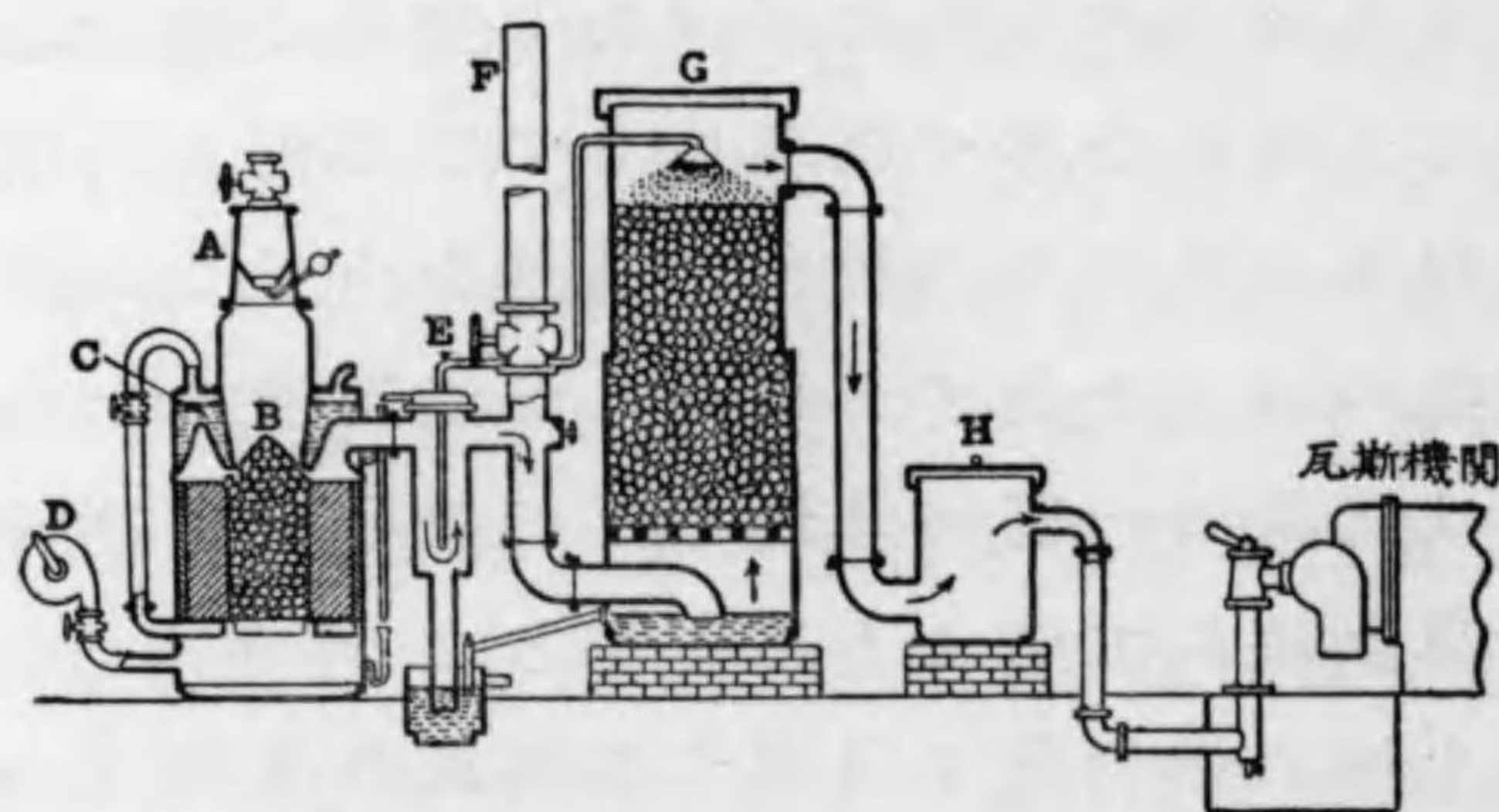
普通の式の吸入瓦斯装置にては空氣と蒸汽との混合は機關の吸入衝程に依り爐に誘導される。然るに或る特種のもの、特に瀝青炭を燃料とする最近式のものに有りては、送風器を用ふ。この場合送風器の處までは壓力は大氣壓以下にて機關側に於てこれより高い。

装入燃料に對する瓦斯の實際量は、前者の方少ない。瓦斯の容積は勿論同じにて成分も等し、而し乍ら吸入の場合と送風器を用ふる場合とは、同じ吸入瓦斯發生爐の瓦斯にしても同一馬力を出さぬ。吸入瓦斯装置にて重要な點は全系を通じて負壓なる事である。されば各所の繼ぎ目の連結に注意し爐は二三の例外を除き閉底式を用ふ。若し爐の内張等に罅裂あり空氣の漏入あらば操作上障礙を來す事明にして、この漏入が燃燒層に起るときは、その局部に高溫を生じ、この部分に燒塊の成生を促す。又漏入が燃料層の上なるときは瓦斯の一部は燃燒し、その成分を害ひ甚だしく高溫度にて爐より出る事となる。

發生爐の燃料層を通過する衝風の速度は一定時に機關がなす衝程の數に比例するものにて、之

を換言すれば瓦斯の製出は、機關の要求に適應する様になり装置は全く自動的である。されども機關の要求は時々異なる重荷により急激なる變化を來す事がある。而しながら發生爐況の變化は之に應ずるよりか遙かに緩慢なるものである。空氣は全く關係なき二つの方法により供給される。一つは運轉開始の初より用ひられ他は始動後機關の吸入衝程により吸ひ込まれるものである。蒸汽の必要なる事は已に述べた處にてこゝに導入さるゝ蒸汽は發生瓦斯の顯熱により、蒸發せるものを空氣流と共に吸込む。かくすれば二重の經濟となる即ち瓦斯の溫度を下げ附屬

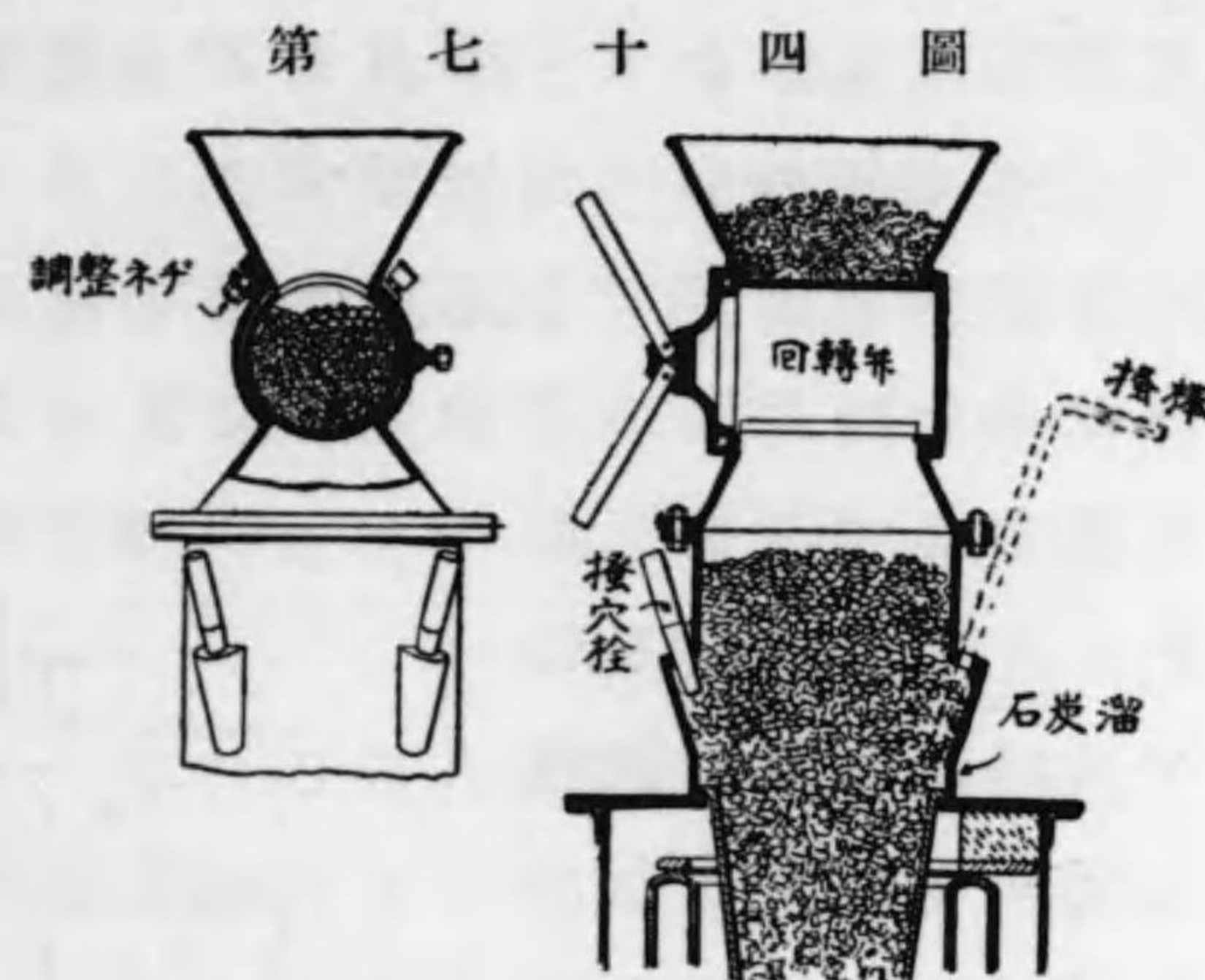
第 七 十 三 圖



吸 入 瓦 斯 装 置

汽罐を省き得る。

閉底式の代表的なるは第七十三圖に示す如くにしてAなる装入口の下に燃料の一時的容



クロスレー式回轉給炭機

器あり、外氣の爐内に侵入する事を防ぐ、クロスレー式は第七十四圖に示す如き回轉式装入口を用ふ。燃料容器の大きさは、燃料装入の回数を減ずる爲約2時間の使用に堪へる丈の量を貯有するを便とす。

發生爐上部の周圍に蒸發器Cありボイラーの如き役をなす。空氣吸入口は右肩上部に示す如くにして、蒸汽に飽和せる空氣はこれより爐の熱に導かれる。Dは始動の時用ふる送風機にして始動後爐より出てたる熱瓦斯はEなる垂直分離器に入る。或る式にてはこの壁が二重になり導

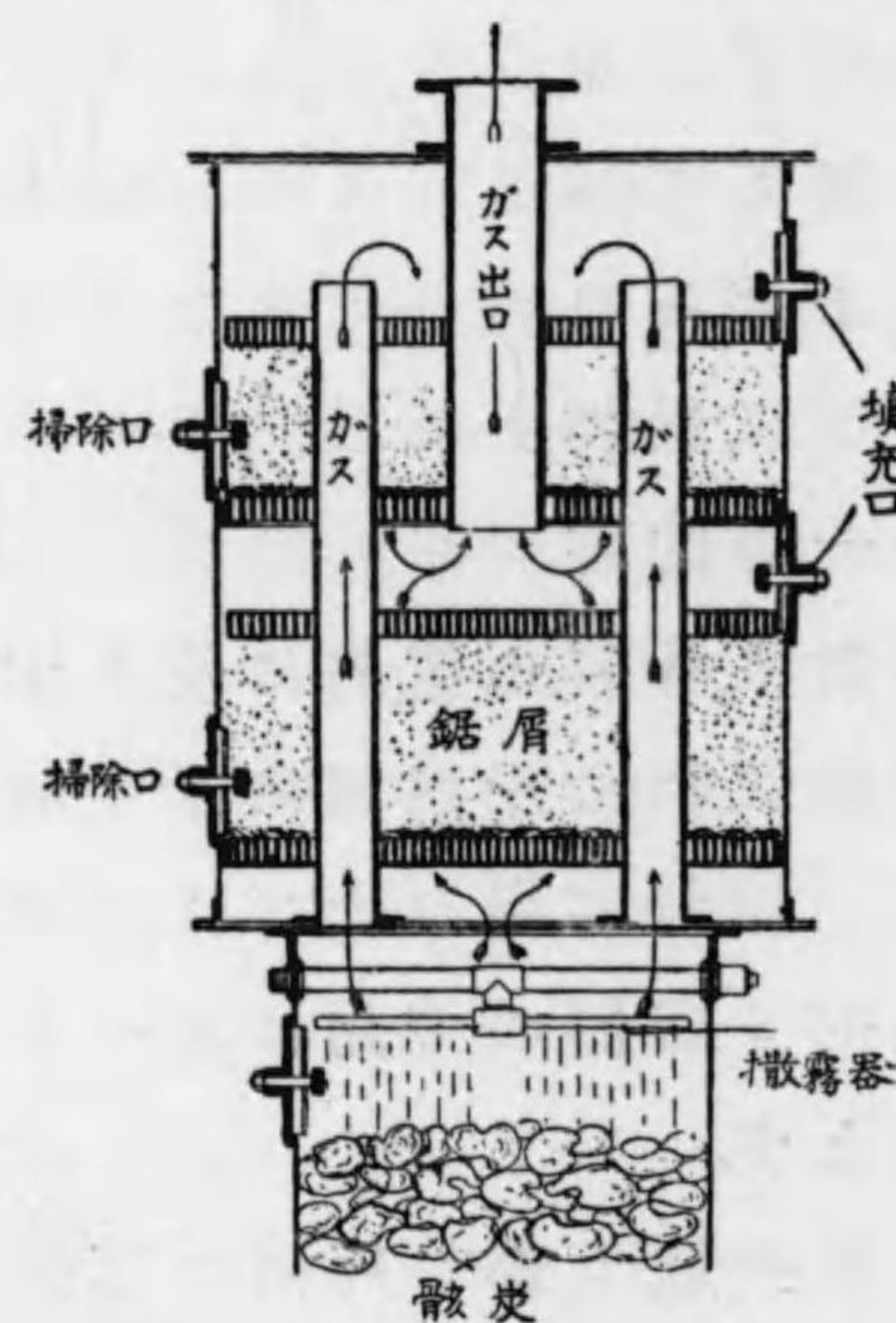
入空氣の豫熱をなす事がある。塵芥及びタールの一部は此の中にて分離する。

分離器を出てたる瓦斯は直立管に入る、その上部はFを經大氣に通ず。始動當初にありては辨を開き凡ての貧瓦斯

をこゝより放撒し、時々試料を取りて試験し瓦斯の良質となれるを認めて後辨を閉ぢ、瓦斯を次の装置に送る。瓦斯は洗滌塔に入る前一旦水を潜りてGなる骸炭洗滌塔に通ず。無烟炭を燃料として使用する際にはこれ丈で洗滌の目的を達し得る譯なれども骸炭を使用

する時は更に是れに附加装置を要す。クロスレーの式にては第七十五圖に示す如き、鋸屑清淨器を骸炭洗滌器の上に置く。これらの装置を通過

第七十五圖



クロスレー式洗滌器

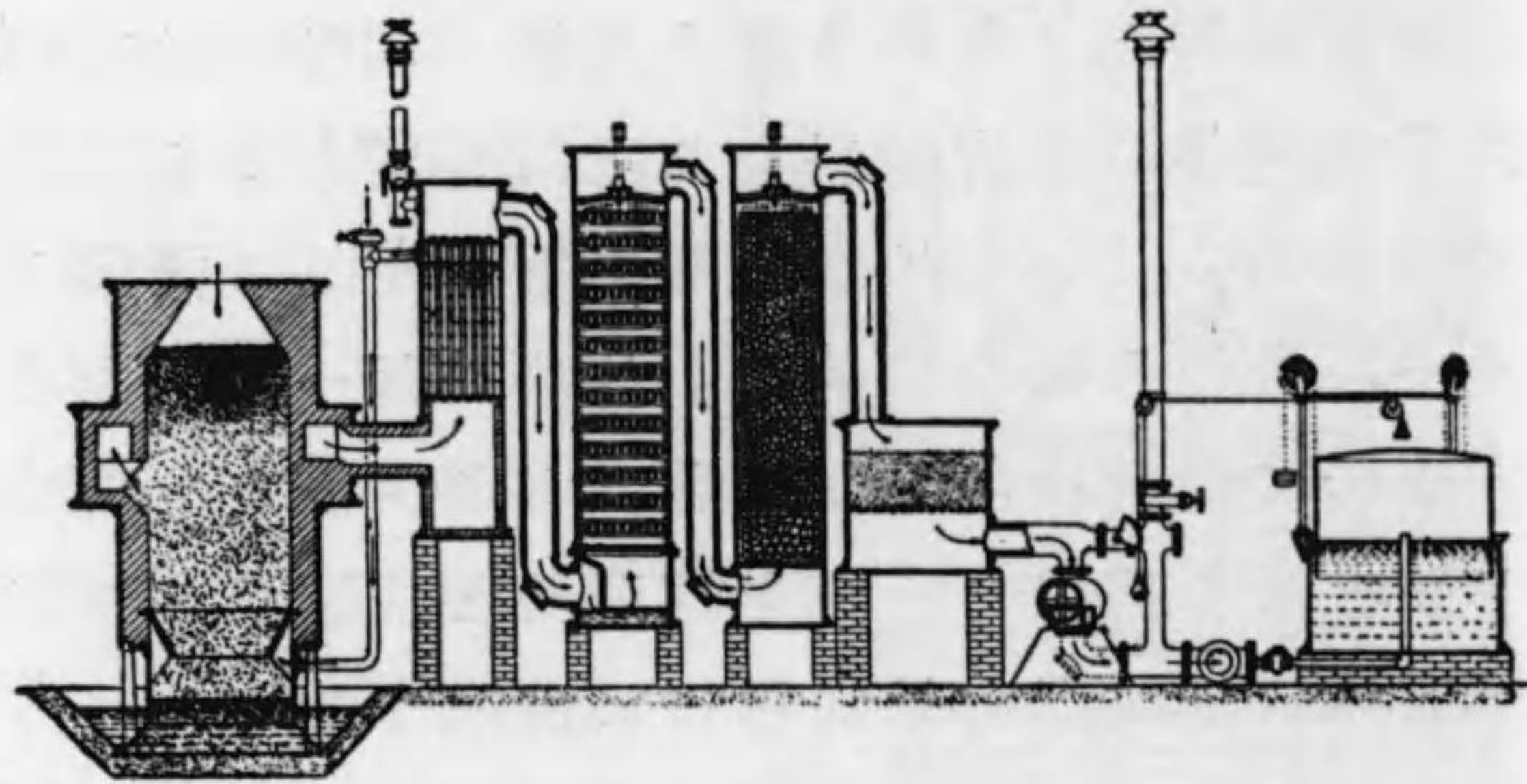
せる瓦斯は膨脹函Hに入り、こゝより機關のピストンの吸引に應じ、瓦斯は氣筒内に吸込まれる。この函は瓦斯流の變動を小ならしむる役をなす。

膨脹函の上にも瓦斯試料採集口、及び瓦斯放散管を備へ洗滌器其の他より來る貧瓦斯を放出する事を得る。

瀝青燃料より作れる吸入瓦斯 不燃結性石炭、泥炭、木屑等の瀝青燃料より吸入瓦斯を作る装置に二つある。一つは主として石炭を以て操業しタール質の分離を目的とし、他は一層一般的なる方法にて最初冷却及び洗滌によりタールを除去し残存せる霧狀タールを膨脹函と洗滌器との間に置ける扇風器型抽出器にて處理するものである。瓦斯中のタール分解の爲に種々なる吸入式發生爐の工夫あれども凡て基く處は乾餾成生物を一層高温なる火層を通過せしめるに過ぎぬ。この部は石炭の乾餾により生じたる骸炭が蒸汽にて飽和せる空氣と作用し發生爐特有の作用をなす處である。この説明をなすためには永年の成績を挙げ來たドーソン式のものを用いるのが都合がよい。第七十六圖は其の略圖を示す。

この種の爐にありては瓦斯の出口は爐の中央部にあり。空氣蒸汽の混合は水封せる底を潜りて入り第二次の空氣は開け放ちのまゝなる上部より吸ひ込まれ操業中の灰及び燒塊の除去は水盤を通じて自由に出來る。

第七十六圖



ドーソン式瀝青炭用吸入瓦斯装置

下部の燃料の反應により生ぜる熱は徐々に上部のものを乾餾しつゝ上部のものゝ降下を促し遂に發生爐反應の専ら益んなる底部に來らしめる。

熱瓦斯は蒸發器に入り、周圍の水に熱を與へて自から冷却し、洗滌器及び鋸屑を敷ける清淨器に

入る。數個の機關を使用する處又は瓦斯を加熱用にも使用する場所にては瓦斯溜を設備すべきなれども唯一個の機關のみなるときは是は不用にて瓦斯發生は適當なる調節器を以て行ふ。

荷重増減による瓦斯の變化

吸入瓦斯装置にては操業中可成自己調節可能なれども瓦斯の性質は常に同一なるに非らず。概して全荷重に近きときは瓦斯の最も良質にて發熱量最大である。かゝる際には爐の通風は最も均一にて適當なる灼熱層を與ふるに適す。

荷重減ずる時は機關を調整して衝風の速度を減じ灼熱層を浅くし溫度を下げる。その結果炭酸瓦斯の量増す。ドーソンは瓦斯コークスにて操業する40馬力の吸入瓦斯機關を45分間試験的運轉し次の結果を得たと發表している。

	容積にて示せる量	
	全荷重	無荷重
CO	27.65%	22.4%
H	9.85%	7.0%
CO ₂	3.8%	4.9%
O ₂	0.3%	0.5%
N ₂ 及びその他	58.4%	65.2%

發熱量	總	128.6 B. T. U.	101.0 B. T. U.
	實	123.0	97.2

ドーソン氏は更に始動後無荷重と全荷重にて1時間運轉せる後の無荷重のときを比較し次の重要な結果を提示した。

	始動後1時間を 經た時の無荷重	1時間全荷重にて運轉 した後の無荷重の時	
CO	12.45%	18.30%	
H	12.15%	13.60%	
CH ₄	2.0%	1.2%	
CO ₂	10.1%	9.0%	
O ₂	—	0.3%	
N ₂	63.3%	58.55%	
發熱量	總	105.8 B. T. U.	122.8 B.T.U.
	實	97.0	113.5

發生爐が全體熱せられたる時良瓦斯の發生するは其の高温度なるに基くものにて一旦灼熱層の深さ適當なるものを得ればそれが荷重少き爲に瓦斯の質悪るくなる迄には相當の時間を要す。されば燃料の消費を最小限に切りつめる事は必ずしも經濟的なるに非らず。かくしたが爲に夜間外界の状態の變化により消火に至る事もあり。

又再び荷重せる時良瓦斯を發生するまでに多大の時間を要する程爐内の冷却する事もある。

吸入瓦斯装置に對する非難はそれが荷重の變化に速に應じ得ざる點にある。けれども今日にてはこの點については心配ない迄に至つた。

前にも述べたる如くある範圍内に於ては瓦斯の生産は機關の要求に比例する。故に機關が適當なる荷重にて運轉される時は灼熱層の深さは導入空氣の速度により加減され良瓦斯を得る様なる状態に達する。

規則正しく荷重減ずる場合には空氣の吹込み漸減し灼熱層は縮少し蒸汽の供給は製出瓦斯の温度降下により自働的に減少する。

最も困難を感ずるのは爐が暫く輕き荷重にて操業されつゝありし荷重を急に増加せんとする時である。かゝる際機關は良瓦斯の多量を要するに拘はらず爐況は是に最も都合悪き状態にあり、各衝擊毎に空氣蒸汽の混合は火床を通じて誘導されるけれども良瓦斯を作るには甚だ温度低く層薄く、従つて瓦斯は甚だ粗悪にしく時々着火せざる事もあり荷重を減ぜざれば機關が始動し

ない。

發生爐蒸汽の供給

發生爐に於ける蒸汽の作用は已に述べたる處にしてこゝには單に火床の溫度及び瓦斯の性質は主として空氣蒸汽の割合如何による事を再言すれば足る。吸込瓦斯装置にて荷重の變化に應じ空氣蒸汽の量を加減する事は一つの難事である。空氣と炭素の反應及び蒸汽と炭素との反應より一酸化炭素又は一酸化炭素と水素のみを作る理想的の場合を考ふるに炭素 1 匁に對し 3.36 匁の空氣 0.19 匁の割となり、この程度の飽和溫度は 64°C である。

けれども實際の場合にはこれ以上の蒸汽を用ひる。上記の數字は理想的のものにて空氣と炭素との反應より起る熱以外外界より熱の加入するものなく又全系より熱の損失もなきものと考へた。然るに衝風は常に可成高溫にして時に過熱さへされてある者なれば蒸汽と混ざる時蒸汽の溫度を不當に引下ぐる如き恐れはない。又發生瓦斯は高溫にて爐を去るものにてガーラント及びクラッツ氏によれば 590~600°C である。故に

理論數より 25% 餘計に蒸氣を要するものとせば 1 匁の炭素に對し 0.8 匁となり空氣 1 匁に付、0.238 匁 ($\frac{0.8}{3.36} = 0.238$)。この飽和溫度は 68°C である。アルキユート氏 (Allcut) が小型の吸入瓦斯爐を以て試験せる處によれば 1000°C にて無烟炭により分解さるゝ蒸汽の最大量は約 0.535 匁なれば前記の割合の理論的空氣量を以てすれば飽和溫度は 62°C となる。蒸汽が凡て分解せば使用蒸汽の増加につれ瓦斯の水素量は増す理なれども、アルキユート氏は 1 匁の石炭に對し蒸汽量が 0.75 匁を越すも水素の増加を認めなかつた。

されば普通の荷重にて最高結果を得んには空氣蒸汽の割合を調整する必要がある。

蒸汽に代用する廢氣

瓦斯中に水素の含有量多くして過早點火の傾向ある場合には壓縮を制限しなければならぬ。これは引いては機關の能率を制限する事となる。かゝる際衝風に加ふべき蒸汽の代りに機關の廢氣を利用する事が工夫された。廢氣は主として炭酸瓦斯及び窒素よりなり(水蒸汽は無視さる)是を爐内に送れば炭素と作用して吸熱反應により

再び一酸化炭素を成生する。

かくして發生せる瓦斯の發熱量は普通の吸入瓦斯より30%も少なけれども機關に供給さるゝ瓦斯混氣の1立方呎の發熱量は常に瓦斯それ自身の約 $\frac{1}{2}$ に減少し60 B. T. U. とる故大した問題ではない。

燃料は凡て水素及び濕氣を含有するものにてそれに空氣も亦幾分の水分を含む。されば瓦斯の成分より水素を除去する事は不可能にして普通の吸入瓦斯にては水素の量を15%迄と規定する。故に空氣を加へて氣笛に送る混氣の中には7.5%を最大とす。

鎔 鑛 爐 瓦 斯

銑鐵製造の際鎔鑛爐より生ずる副産物たる瓦斯は特種の工業に利用し得るのみならず一般的に動力用として利用する時は經濟上有利なるが故に燃料として重要なものである。舊式の爐にて銑鐵を製造せし當時にはこの瓦斯は無益に燒盡された。熱風爐の發明ありてより廢瓦斯中の大部分の熱エネルギーは衝風により再び爐に歸され残部は送風機運轉及び其他に要する蒸汽を

起すに利用された。されども此の方法は甚だ不經濟にて衝風原動力及び發電用として大瓦斯機關に誘導する方法が考案さるゝに及び全製銑工場は從來浪費された剰余瓦斯を節約して此の用途に向ける様に努力さるゝに至つた。瓦斯を汽罐の燃料とし其の發生蒸汽を往復動送風機關に利用する方法丈けにては尙ほ多大の剰余瓦斯を生ずる故に其の瓦斯の適當なる捌け口を考慮して置く必要がある。

コールトン氏(Chorton)によれば獨逸及び英國にて生産及び利用す鎔鑛爐瓦斯の馬力數に換算せる比較は次の如し。(1911年)

	獨 逸	英 國
産出量	1,340,000 軸馬力	1,060,000 軸馬力
利用數量	448,000 †	22,300 †

ヂックソン氏(Dixon)の計算によれば大瓦斯機關にて鎔鑛爐瓦斯より發生する全世界の合計動力數は1,035,509 軸馬力にして此内獨逸はその46.5%を占め米國32.5%佛蘭西5.4%白耳義4.6%澳國2.4%英國2.4%其他6.2%を占むと報告した(戦前の事)

鑄鐵爐瓦斯の成分 鉄鑄の多くは骸炭を燃料として製鉄するを普通とすれどもある地方にては木炭又は石炭を使用する處も有り。爐は衝風を以て燃焼を起さしめ蒸汽を吹込む事なき故製出瓦斯は單純なる發生爐瓦斯に類似している。只石炭を燃料とする場合には瓦斯は發生爐瓦斯と石炭瓦斯との混合體となる、瓦斯の成分は勿論爐況により支配されるけれども次の成分は略平均と見らる。

	骸炭を燃料とする時	石炭を燃料とする時
CO	27~30%	27~30%
H	1.0~2.5%	4~5.5%
CH ₄	—	2.5~4.0%
CO ₂	9.0~12.0%	8.0~10.0%
N ₂	57.0~60.0%	55.0~58.0%

發熱量は普通850~900カロリーである。

剩餘瓦斯量と其の利用 現今の鑄鐵爐にては1噸の出鉄に對し1噸内外の骸炭を消費するが普通である。この骸炭の中炭素の一部は鉄鐵の中に持ち去られるけれども熔劑として加えたる石灰石より來る炭素は炭酸瓦斯又は一酸化炭素

として瓦斯中に加はる、されば概算する場合には1噸の鉄鐵を得る際に1噸の骸炭中の炭素が瓦斯化すると見る。されば常温では約4,000 cbmの瓦斯を得る事となる。今一日500噸の能力ある鑄鐵爐を考ふ、然る時は1時間の製鉄量は20.8噸となり1時間の瓦斯製出量は $4,000 \times 20.8 = 83,200 \text{ cbm}$ となる。

この中45%は熱風爐に使用し10%は送風機用動力及びその他の操業に關聯する動力に使用するものとせば剩餘瓦斯は次の如くにして求められる。

$$\begin{aligned} & \text{1時間當り} \\ \text{熱風爐用} &= \frac{83,200 \times 45}{100} = 37,440 \text{ cbm.} \\ \text{動力用} &= \frac{83,200 \times 10}{100} = 8,320 \text{ } \\ \text{鑄鐵工場にて使用せる合計} & \overline{45,760} \% \\ \text{故に剩餘瓦斯} & 83,200 - 45,760 = 37,440 \end{aligned}$$

更に鑄鐵爐に於ける熱量分布の有様を検する爲に瓦斯の發熱量を900カロリーとし骸炭の發熱量を1噸につき6,600カロリーとする。然る時は

$$\begin{aligned} \text{1時間に骸炭の與ふる熱量} &= 6,600 \times 1,000 \times 20.8 = \\ & 137,280,000 \text{ カロリー,} \end{aligned}$$

1時間に出る全瓦斯の熱量＝

$$900 \times 83,200 = 74,880,000 \text{ カロリー}$$

全熱量に対する瓦斯の熱量の比

$$\frac{74,880,000}{137,280,000} \times 100 = 54\%$$

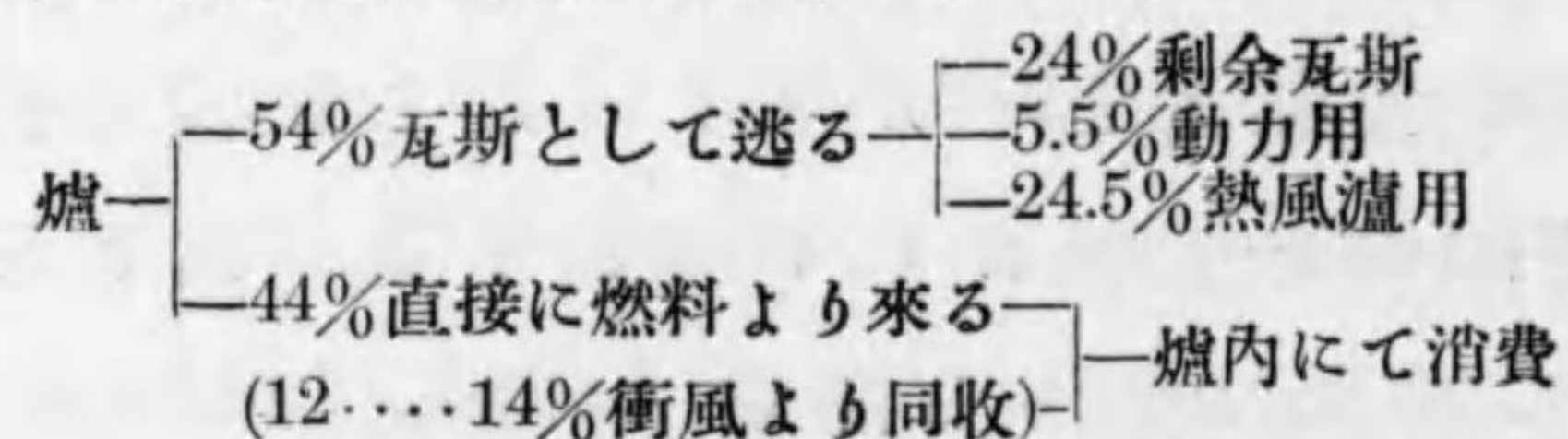
1時間の剰餘熱量＝ $37,440 \times 900 = 33,696,000$ カロリー

大型の瓦斯機關を用ふれば毎時2,520カロリーを以て1軸馬力を出力し得る故剰餘瓦斯を動力に軸化すれば $\frac{33,696,000}{2,520} = 13,371$ 馬力時

之を電氣に變ずるに能率を90%とせば12,034馬力となり1時間銑鐵1噸に付電力578軸馬力を得る事となる。

この計算に依れば1噸の銑鐵に付1日出し得る動力は $\frac{13,371}{20.8 \times 24} = 24$ 馬力となる。

我が國にて1年間産出する銑鐵を約100萬噸なりとすれば剰餘瓦斯より出し得る動力は $\frac{1,000,000 \times 24}{365} = 65,800$ 馬力(毎日一噸に付)である。鎔鑛爐の熱量分配は略次の如し。



鎔鑛爐瓦斯の清淨 瓦斯が爐を出ずるときは

熱くして其の温度は爐況により變化する。是と同時に瓦斯は又可成りの塵芥を伴ふ故瓦斯機關に使用するには清淨するを要する。塵芥の量は使用鑛石及び熔劑燃料の性質により異なる。

フバーデツク(Huberdick)氏の調べに依れば塊鑛を用ふれば1 cbm の瓦斯中に2~4瓦の塵芥を含み(1立方呎に0.88~1.76 グレーン)脆き鑛石を用ふるときは4~6瓦(1立方呎に1.76~2.64 グレーン)を含むと云ふ。この瓦斯を経済的に熱風爐又は汽罐に用ふるには清淨せねばならぬ。然らざれば加熱面を塵芥にて蔽ひ汽罐の能率を引下げる。又熱風爐は清淨瓦斯を用ふれば90°Cの温度降下に3時間保つに拘らず汚れたる瓦斯にては2時間を保つに過ぎぬ、機關用には1 cbm に付0.2瓦以上の塵芥を含まぬ様注意せねばならぬ。

ポーコルニー氏(Pokorny)は獨逸の例を引用する處によれば瓦斯は普通廣大なる室を通じて重き塵芥を沈降せしめるがこれ丈では尙ほ1 cbm に付6~8瓦の塵を含む故直立冷却塔を通じて雨下する水により除塵を行ひ瓦斯の温度を25°Cに冷却せしめる。それより扇風器型の洗滌器を通じ塵

芥の含有度を0.3瓦にして熱風爐又は汽罐に用ふ。機關に用ふるには更に第二段の扇風器型洗滌器を通し塵芥の含有度を1 cbmに付 0.02 瓦以下に下げるのが普通である。ブリュックハウゼンの獨逸國立製鐵所にてはこの種の装置を以つて毎時 400,000 cbm の瓦斯を處理し、之が所要動力は1,800 馬力にて使用水量40萬ガロンなりと云ふ。清淨に用ひたる水は沈靜、冷却後再び使用する。

ザールブリュッケンにては毎時 5,040 cbm を扱ふ乾式清淨装置あり、そこにて瓦斯の最初の温度は 80~120°C にてこれを大なる直立室に導き粗塵を沈降せしめ温度を 50~60°C に引下げる。次に蒸氣熱又は機關の餘熱を以つてこの瓦斯の温度を 10~20 度程温め、かくして乾燥せる瓦斯を紡績工場にて用ふる圓錐型濾過器の如きものを吸引作用により通過せしめ塵芥を 0.01 瓦或はそれ以下に減少する。濾過器がつまる時には縮壓瓦斯を今迄と反對の方向に通じ濾し袋を振動せしめる。

この方法は自動的に 4 分毎に反覆される、清淨に要する費用は(資本の消却を含む)第一の方法のみにて 10,000 cbm につき 140 錢内外であると云ふ。

第五編 動力發生・燃料分析及び燃料供給

第二十四章 燃料消費と動力發生に就ての概念

燃料消費

燃料の有する熱エネルギーを全部有益なる仕事に轉換する事は不可能にて轉換し得る割合は最良の條件の下に於ても装置の異なると共に一様ならず。この割合は該装置の能率として表される。全能率とは汽罐と蒸氣機關或は瓦斯燃料の場合には發生爐と瓦斯機關との能率を含むもので前者にありては汽罐の能率は式に依り大差あり、されども何れの式にせよ燃焼方法の適當なる調整は其能率に最も重大なる關係を有するものである。

已述せる如く 1 馬力當りの燃料消費量は最大荷重に近き状態にて仕事する程少い。吸入瓦斯装置にて全荷重及び荷重少き場合に於ける燃料消費量の割合は已に述べた通りである。他の式にて毎日全荷重又はそれに近き状態の下に作業するとき平均燃料消費量の關係に就て考査して

見る事とする。勿論試験の際には割合に良好なる結果が得らるゝが常時かゝる成績を表すものではない。これ迄各章にて記述せる種々なる燃料の保有するエネルギーの能率上の比較をせん爲に完全なる熱機関にて達せらるゝ理論上の馬力を基調として第六十六表に示す。こゝに1馬力は毎分33,000呎听にして1馬力時は

第六十六表 1馬力を得る爲に熱効率異なる各種

燃料消費量比較(ブレイム氏による)

機関の種類	熱効率	熱當量	燃 料 の 所 要 量				
			1听に付12500 B.T.U.の石炭	1听に付1900 B.T.U.の油	1立方呎600 B.T.U.の石炭瓦斯	1立方呎140 B.T.U.の發牛爐瓦斯	1立方呎90 B.T.U.の鎔鑛爐瓦斯
ディーゼル機関	40	6.400	0.515	0.336	10.4	45.7	57.5
	35	7.320	0.586	0.385	12.2	47.0	81.3
大瓦斯機関	30	8.530	0.683	0.450	14.2	61.0	94.8
	25	10.240	0.819	0.540	17.0	73.2	114.0
普通の油瓦斯機関	20	12.800	1.024	0.675	21.6	91.4	142.5
特大過熱蒸汽タービン	15	17.050	1.365	0.900	28.4	122.0	189.5
高速往復動小型タービン	12.5	20.500	1.640	1.08	34.3	146.5	228.0
普通膨張凝縮式機関	10.0	25.600	2.08	1.35	42.7	183.0	285.0
	7.5	34.200	2.73	1.80	57.0	244.0	380.0
不凝縮式往復動小型機関	5.0	51.200	4.10	2.59	85.4	366.0	570.0

33,000 × 60 = 1,980,000 呎听に當る。又 1 B.T.U.は 778 呎听に相等す、故に完全なる熱機関を以てすれば次の如し。

$$1 \text{ 馬力時に相當する熱量} = \frac{1,980,000}{778} = 2,560 \text{ B.T.U.}$$

キャピテン、サンキー (Captain Sankey) 氏は第六十七表の如き各種の荷重の下に於ける燃料消費量を示した。

第六十七表 荷重異なる場合の燃料消費量

燃 料	種々なる荷重に於ける1時間の燃料所要量(听)					
	1听の發熱量	1/4 荷重	1/2 荷重	全荷重百軸馬力	過剩荷重1割	過剩荷重5割
不凝縮式蒸汽機関	(B.T.U.) 13,000	150	190	270	290	—
		200	240	320	340	410
凝縮式蒸汽機関	13,000	95	120	190	210	310
特大過熱凝縮式蒸汽機関	13,000	55	75	130	150	230
壓力式發生爐瓦斯機関	13,000	37	57	93	—	—
		53	70	104	110	140
吸入瓦斯機関	14,000	34	53	85	—	—
		49	64	96	104	130
油 機 關	19,000	26	40	65	—	—
		33	46	72	78	97
ディーゼル機関	185,000	16	25	45	51	—
		19	27	45	50	69

[註] 同一エンジンの欄に二様の數字を擧げたるは前者100馬力の装置に對し後者は150馬力の装置に對するものである。

ブレイム氏は多くの實際操業上のデータを集めて第六十八表を提示した。

こゝに總能率とは蒸汽装置の場合には汽罐及

第六十八表 全荷重の下に操業するとき1軸馬力の出力に對する燃料の消費量

發動機の種類	總效率%	燃料所要量(听)			
		石炭	油		
小型往復動不凝縮式	5	4~5	-		
大型双膨張凝縮式	6~7	3~4	2~2.5		
蒸汽機關 小型タービン並に特型過熱凝縮式	12~15	1.4~1.7	0.9~1.1		
大型タービン	15	1.4	0.9		
瓦斯機關		發生爐にて 瓦斯所要量の消費量(听) (立方呎)			
		壓風式發生爐	20	0.9~1.1	80~90
		吸入瓦斯發生爐	22	0.8~1.7	80~90
		骸炭爐瓦斯	25~27	-	20~21
		25~27	-	100~110	
油 機 關		油の種類		所 要 量 (听)	
		揮發油發動機	揮發油 (0.722)		18~22
		普通の油機關	燈油 (0.825)	18~25	0.61~0.875
		セミディーゼル機關	燃料油 (0.920)	25~27	0.63~0.69
ディーゼル機關	" (")	30~33	0.45~0.50		

び機關の能率を含み、瓦斯装置の場合には發生爐清淨器及び機關効率を含む。勿論1軸馬力時の消費量は小型の發動機程多けれども内燃機關には其差蒸汽装置のもの程大でない。

瓦斯機關と蒸氣機關との比較

最上なる汽罐作業の成績を以てするも瓦斯發生爐に比すれば多少劣る、これ發生爐は規定出力に對し汽罐より小じんまりしている爲爐の加熱に要する熱量及び副射熱の損失尠いからである。

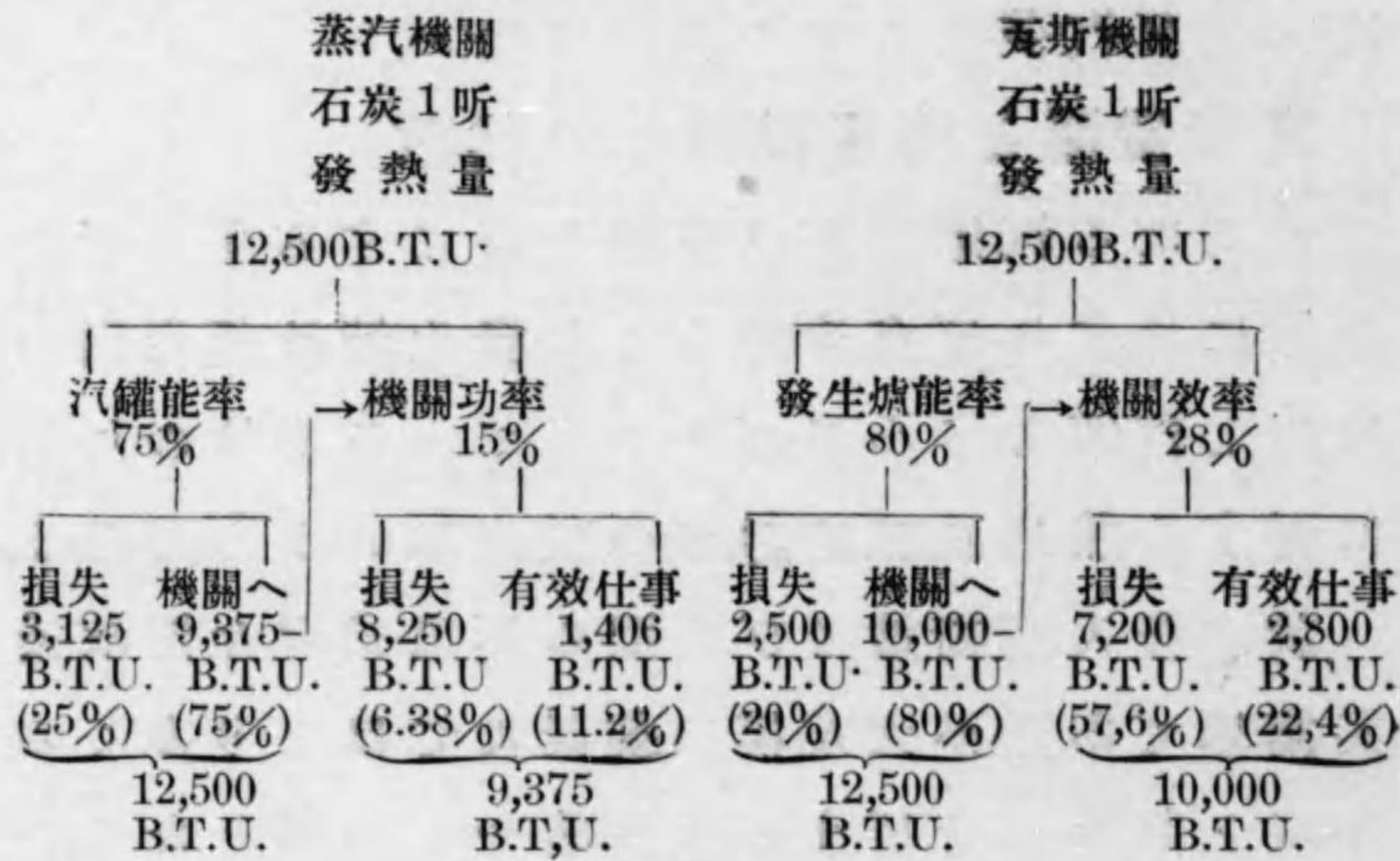
就中吸入瓦斯爐及び小型の壓風式發生爐は操業簡單であるが大規模の装置にてはより多くの注意と熟練とを要する故作業や、困難となる。

瓦斯装置にありては瓦斯の遠距離輸送は簡單にして輸送管内の凝縮損失もなく且つ又壓力は大氣壓より少しく高い丈けなれば蒸汽管に比して安價である。この爲に中央瓦斯發生所を置きて其周圍の機關に供給する方法も考へられる。

次に蒸汽及び瓦斯の動力發生装置に於ける熱量消費の有様を表解して見ると瓦斯機關の排氣冷却装置等の熱損失に就ては權威者の説、區々なれどもこれは兩者の比較には關係なく只全損失

だけ知れば足りる。

こゝに蒸汽機關にては15%の高能率を採り、瓦斯機關は28%を採用する。



されば兩者の總能率の比は2:1となす。

米國試驗所にて行ひたる發生爐及び汽罐の比較試験の結果は甚だ重大なるもにして瀝青炭の最小消費量は1軸馬力に付0.84听、最大1.48听平均1.36听にして褐炭にては平均1.99听であつた。

75種の瀝青炭につき發生爐と瓦斯機關、水管式汽罐と蒸汽機關に付比較研究せしに平均燃料消費量比較は2.7:1であつた。而して汽罐には用ゐ得ざる程の劣等炭も發用爐用としては相等な

る成績を擧げ得たと云ふ。

動力發生に就ての概念

實際上種々相異なる條件の何れにも適當する動力發生裝置を選定する事は困難にして凡て何事にも截然たる境界線なきが如く設備費、燃料費、操業費等を些細に點檢するときは何れの裝置にも甲乙附し難くなる事が往々起る。

我が國動力發生に要する全燃料の中には小規模の裝置例へば100馬力以下の動力發生に使用されるものも可成りある。かゝる小規模の蒸汽機關にては往々甚だしく能率悪く爲に「石炭の暴食者」の異名を附してもいゝ様なものがある。

この不利はやがて吸入瓦斯裝置、石炭瓦斯機關、或は油機關等に推移する勢を誘致するであらう。然れど現在の最近式超過熱機關は石炭の消費量甚だ少いものもある。

燈用瓦斯の供給なき地方にては少量の動力消費者は油機關又は吸入瓦斯機關を選ばねばならぬ。而し今1噸14圓の無煙炭を用ふるとせば1軸馬力時は6厘となり、1ガロン32錢の油を用ふれば1軸馬力時に2錢8厘を要する事となるが

油機関は價格廉にして据付場所狭くてすみ且つ操業簡易なる點にて油の高價なるを補ひ田舎の農事用等にも特に便利である。

燈用瓦斯が相當安く得らるゝ地方にては吸入瓦斯との經濟上の比較大切である。石炭瓦斯の便利なる點としては供給一様にして瓦斯成分均一に且つ瓦斯は已に清淨されてある故それ以上の手數も附隨設備を要しない。設備の費用としては機關丈で足り時に計量器を要するに過ぎぬ。

ツッキー (Tookey) 氏は吸入瓦斯と燈用瓦斯とを60馬力動力發生装置に用ふるとき1馬力に付10,000 B. T. U. 要するものとして比較をした。

吸入瓦斯	石炭瓦斯
瓦斯の熱量 130 B.T.U.	瓦斯の熱量 600 B.T.U.
1听の無煙炭より 77立方呎	
而して $130 \times 77 = 10,000$ B.T.U.	$\frac{10,000}{600} = 16.7$ 立方呎
(1 H.P/H)	(1 H.P/H)
即ち60馬力の出力には60听を要す	60馬力の出力にこの瓦斯1,000立方呎を要す

第六十九表は吸入瓦斯及び石炭瓦斯の各の場合に20馬力及び40馬力の装置の費用比較である。

第六十九表 (ブレイム氏による)

	吸入瓦斯		石炭瓦斯	
	20馬力	40馬力	20馬力	40馬力
發生爐建設費	1,100圓	1,300圓	—圓	—圓
機關設備費	1,500 〆	2,500 〆	1,500 〆	2,500 〆
基礎其の他の費用 (10%の豫備を含む)	260 〆	380 〆	150 〆	250 〆
計	2,860 〆	4,180 〆	1,650 〆	2,750 〆
1週54時間働くもの とし52週間即ち1ヶ 年の總發生馬力數	56,160馬力	11,320馬力	56,160馬力	112,320馬力
利子及び消却を10 %とす	286圓	418圓	156圓	275圓
石炭瓦斯千立方呎 8錢として(1馬力時 に付13立方呎の割)	—	—	818.81 〆	1637.62
無煙炭1噸16圓25錢 のものを1軸馬力時 に付1.1听用ふ	448.15	896.30	—	—
蒸發器 洗滌器 等の 用水1軸馬力2ガロ ンの割但し1,000ガ ロンに付36錢の割	40.43	80.86	—	—
油1週間に1.5ガロ ン1ガロン86錢の割	67.00	67.00	67.00	67.00
勞 銀	208.00	208.00	52.00	52.00
年間總計	1,105.74	1,782.48	1,149.97	2,143.94
1軸馬力時に付	1.97錢	1.59錢	2.04錢	1.90錢

20馬力前後の小規模の装置にては石炭瓦斯と吸入瓦斯との1馬力當り製造費の差殆んどない。

瓦斯及び石炭の価格は地方的にも異なるものなれば以上の例に習ひその地方の状況を参酌して取舍を決すべきである。

装置の大となるにつれ吸入瓦斯の方が有利なる事明である。多くの側を見るに50~60馬力以上のものにては吸入瓦斯が石炭瓦斯よりも経済的であると認められている。

吸入瓦斯、石炭瓦斯、油、及び電気等の優劣比較は各方面にて論議さるゝ處にてその消費量は前に與へたる詳細より容易に求められる。

これらを以て1軸馬力を出すに付ての消費量は次の如し。

吸入瓦斯	1.1听(無煙炭)
石炭瓦斯	17立方呎
油	2.2合(約0.088ガロン)
電 氣	0.7キロワット

第七十表は各種燃料及び電気の種々の価格に於ける1軸馬力時の價を示せるものなり。

チースダール氏(Mr. C. E. Teardale)の比較にならひて1,000立方呎150錢の瓦斯及び1キロワット4錢の電氣を用ひ1軸馬力時を得る時の値段を

第七十表 1軸馬力時に要する燃料費及び電気費

石 炭 瓦 斯 1軸馬力時に付 17立方呎		燈 油 1軸馬力時に付 2.2合		電 氣 1軸馬力時に付 0.7KWH	
1000立方 呎の價格	1軸馬力 の價格	1石の價 格	1軸馬力 の値段	1 KWH の價格	1軸馬力 の値段
200錢	3.08錢	20圓	4.4錢	3錢	2.10錢
250	4.28	25	5.5	4	2.80
300	4.88	30	6.6	6	4.20
350	5.72	35	7.7	8	5.60
400	6.52	40	8.8	10	7.00

次の如くにして表はした。

發生動力馬力	機械功率(%)		1軸馬力時の値段	
	電動機	瓦斯エ ンヂン	電 汽	瓦 斯
30	91	89	3,08錢	2,16錢
300	93	93	3,00錢	2,16錢
1,000	95	91	2,95錢	2,16錢

燃料消費率の低き事は工場經營に重大なる關係ある事は皆知る處なれどもその利益の内往々觀過さるゝ點はこれより起る燃料貯藏場所の少き事にてこれにより貯炭場の經費を省き燃料及

び灰の取扱ひの費用を減じ燃料の變質に伴ふ損失を輕減し得る。他方又同一の貯藏量を持つとせば炭坑の罷業或は運輸機關の不時の故障より受くる打撃は燃料消費率多きものに比して少くてすむ。

瓦斯機關は最大効率を擧ぐる爲に出来る丈規定荷重に近づけて操業する様に準備さるゝ故オーバーロードのきかぬ事は注意すべき點である。されども一方蒸汽機關に比し大小何れの装置によるも發生爐装置にありては能率略同一なる利點がある。米國で試験せる處によれば劣等炭を汽罐に用ふるときその品質の下るにつれ燃料消費量は著しく増加すれども發生爐にてはその割に増加せざる事を示したと云ふ。

吸入式及び壓風式發生爐

一般に吸入式發生爐は無煙炭にて操業し壓風式は無煙、有煙何れにても用ふる。

吸入式瓦斯爐の特長は小じんまりして操業し易く且つ燃料費安價なる點である。瓦斯は常に負壓なれば有害なる一酸化炭素を漏洩する如き事なく又かく瓦斯の壓力小なる處に氣笛に容れ

得る量も壓風式に比し少い。今假りに瓦斯の絶對壓力を11听より7听到すれば氣笛に裝入し得る量は半分となる。

發生爐並に清淨装置を通過する瓦斯に絶對壓力15听以上の壓力を持たせる鼓風器使用のものにありては鼓風器は同時に霧狀タールを除く役目をなす。

壓風式の發生爐によりてはその操業は荷重の變化に關係せざる故吸入式より一層連續的にて瓦斯の成分も均一である。又時々瓦斯溜を設けて瓦斯の分配及びその壓力に變動なからしめる事がある。されども歐洲大陸の壓風式發生爐装置にては多くは瓦斯溜なくしてスチームインゼクターを以て空氣を誘導する代りに空氣を扇風器にて送りて發生瓦斯の量を自動的に加減する。又瓦斯主管を大きくするのも壓力の炭化を小ならしむる一方法である。

吸入瓦斯装置の規模次第に大となり瀝青炭をもこれに使用するに至りてより無煙炭を使用する壓力式の領域を縮少せられ吸入式取つて代るに至つた。

瀝青炭使用の壓風式爐は瓦斯の品質高きを望む場合又は瓦斯を動力用と同時に加熱用に用ふる如きときに行はれる。その建設費及經費の増大は硫安の回収によりても補ひ得るが而し如何なる程度の瓦斯爐ならば之を取りつけて引合ふかと云ふ事は規模の大小、燃料中の窒素含有量により決定せねばならぬ。

ブレイム氏に依れば 400~500 馬力迄の動力發生用には吸入瓦斯がよくこれより大規模のものには骸炭又は瀝青炭を用ゐて燃料價を下ぐるを可とすと。即ちかゝる程度のものには爐は安き不粘結性燃料を用ふるが普通である。1,000 馬力前後の装置になれば安母尼亞回收装置の採否を考慮する必要あらう。

電力を起すに規模大なる瓦斯装置並に蒸汽タービンを用ゐたる場合を比較するにアンドリコー及びポーター(Andrew and Porter)兩氏が電氣技術者協會にて發表せる處によれば蒸汽タービンにては1キロワット時最小3听の燃料を要し瓦斯の際は2听を要す又1キロワットに付装置の建設費はボイラー及びタービンにて144圓瓦斯装

置にて175圓であると云ふ。

チャンス氏(Mr. T. M. Chance)は能率よき機關を用ゐる排汽を低壓タービンに通す事により非常に經濟的ならしむる事を得たりとし1,000キロワットの装置に付次のデータを與へた。

荷重率	石炭の使用量(听)	
	瓦斯機關	蒸汽機關
40%	2.1	2.45
60%	1.8	2.15
80%	1.7	2.00
100%	1.7	1.95

概言せば最新式一流の蒸汽機關は石炭中のエネルギーの12%が直に役立つ、即ち1軸馬力に付1.6~1.7听の燃料を要す、然るに汽罐に發生爐瓦斯を用ゐるその發生爐の燃料に粉炭を用ふれば1軸馬力に2.0~2.2听の石炭を要する。

瓦斯機關又は油機關の効率は蒸汽機關に比し約2倍高くして使用燃料の25%が有効に働く。又原油は普通の良炭より37%優る故油機關は一層少き燃料にて足りる、即ち1馬力に付0.6听にて足りる。揮發油又は同様な油を用ふる内燃機

關は僅か0.4听を要するに過ぎぬ。瓦斯エンジンも略之と同一なる能率を有するを發生爐にての損失約20%ありその他の損失10%ある故一流の蒸汽機關に比し能率に於て40%勝ると見られて居る。

第二十五章 燃料の分析及び試験法

分析法の詳細はこゝに説く余裕なき故知らんとするものは他の専門の書によられたい。只一言しておきたい事は燃料に關する知識の精密を期すればとて水分、揮發分、灰分及び發熱量決定を如何程精密に測定するとも其試料採集を完全に行はざれば無意味となる。現在の傾向は大切なる試料採集の不正確を觀過して枝葉の問題に拘泥し過ぐる憾みがある。

次に試料採集法の一例を擧げる。

石炭試料採集法

貨車積石炭の試料採集

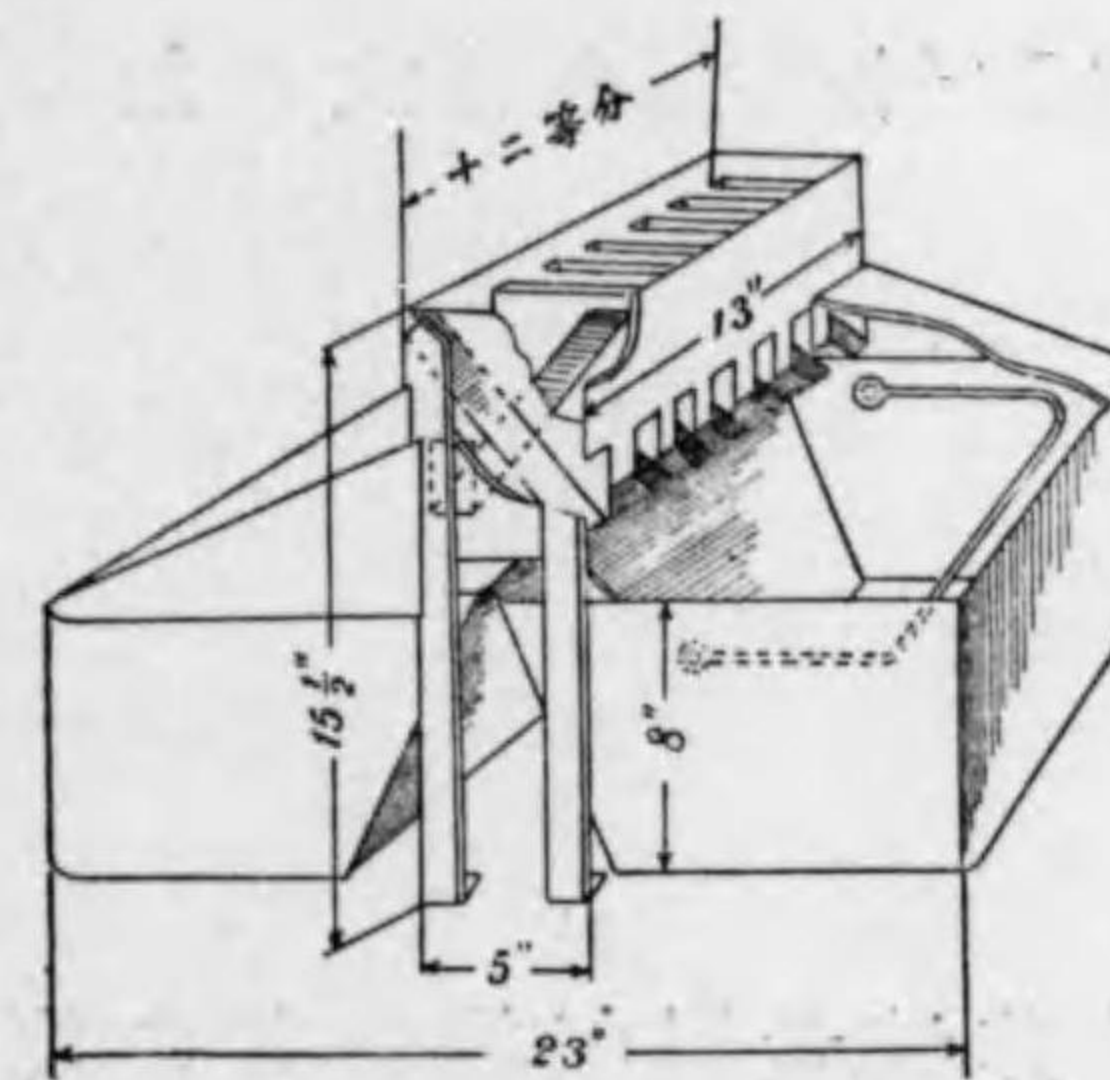
(1) 總試料 (Gross Sample) 石炭貨車を工場構内に引込む際定位置に設けられたる螺旋式總試料採集機により各貨車より其の積載量に對し次の割

合に試料を均一に採り各炭種別に合併して總試料とする。受入石炭總量に對する試料の割合は次の如くす。

粉炭	$\frac{1}{1000}$
切込炭	$\frac{1.5}{1000}$
各種塊炭	$\frac{1.5}{1000}$

(2) 分析試料 (Laboratory Sample) 總試料を均一に混合し之を破碎減量する。減量には第七十七圖

第七十七圖



ライフル

に示す如きライフルを用ふ。破碎並に減量を繰返し大きき15粒以下重量15疋に達せしめ後に述ぶる如き方法により濕氣檢定を行ひたる後更に前同様に破碎並に減量を繰返し、20目標準篩

を通過す可き粒形とし總量1疋を以て分析試料とする。分析試料は之を三分し夫々ゴム栓付廣口硝子瓶に入れ密閉し工場分析試料、保存試料、並に納入者の要求に對する豫備試料とす。

分析試料は引込貨車65臺(約1,000噸を標準とす)分を合併して一分析として代表せしむる事とする。

船積石炭試料採集

海運により着炭し岸壁より陸揚機により荷場し工場内貨車又は運搬装置に積込まれる場合には次の方法による。

(1) 總試料 石炭陸揚機により石炭を移動せしむる際次の割合量を探り合併して總試料とす。受入石炭總量に対する總試料の割合は次の如くす。

粉炭	$\frac{1}{1000}$
切込炭	$\frac{1.5}{1000}$
各種塊炭	$\frac{1.5}{1000}$

(2) 分析試料 試料の破碎、減量、濕氣檢定、其の他凡て前述の通りとす。

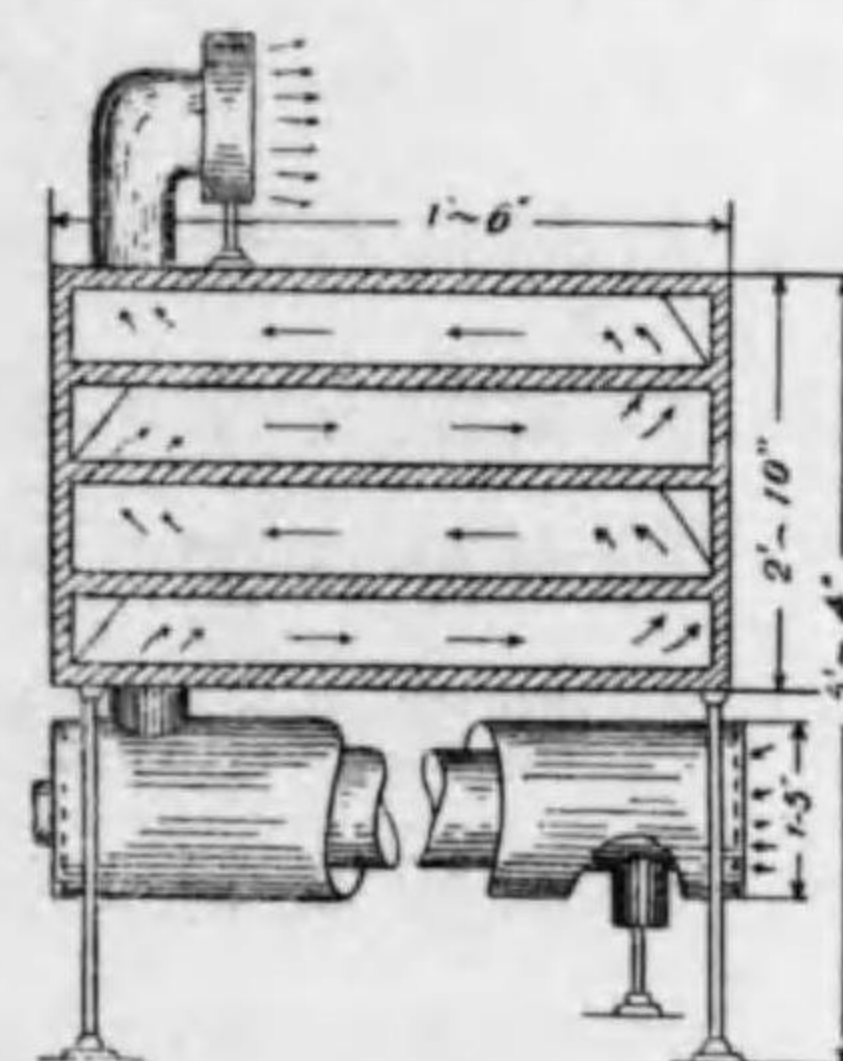
一分析試料の代表する受入炭量は2,000噸以下とし各船毎試料別にして試験を行ふ。

石炭の工業分析

石炭の全水分 受入石炭の全水分を決定する

には總試料を前掲分析試料採取操作中大きき15粒以下重量約15匁に達する迄減量したるものを30°C~40°Cに豫熱せる第七十八圖の如き空氣乾燥爐(又は電氣乾燥爐)に入れ約4時間同一溫度に熱し其の減量を毎時0.1%に達する程度として止む。

第七十八圖



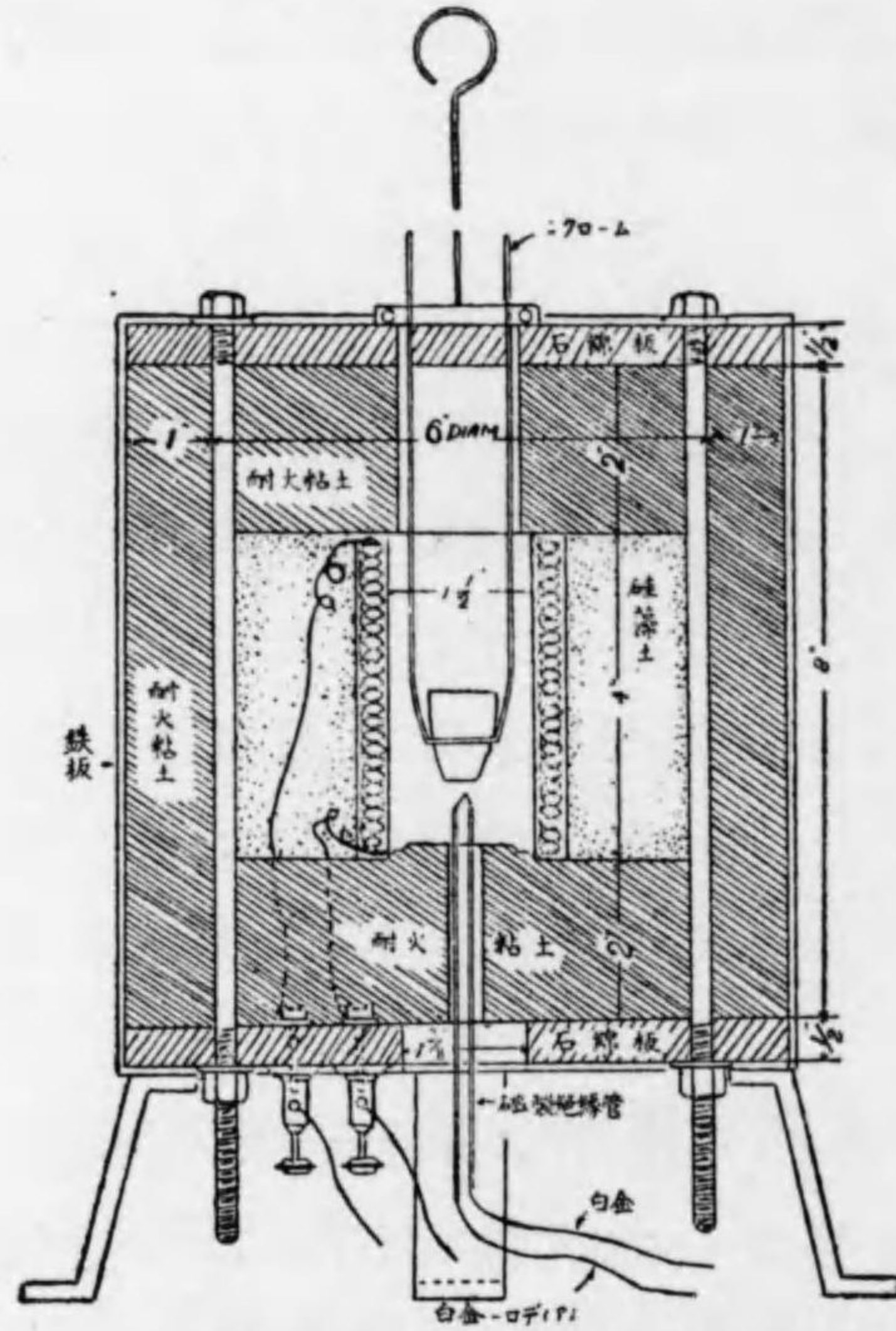
空氣乾燥爐

かくして得られたる減量を石炭の濕氣とす。濕氣を去りし分析試料に對しては後述の如き方法により更に水分を計る。之を分析水分と云ふ。受入石炭中全水分は濕氣並に分析水分の合計したるものにして次式により計算するものである。

受入石炭中全水分% = $\frac{100 - \text{濕氣}\%}{100} \times \text{分析水分}\% + \text{濕氣}\%$
 分析に供する試料は全水分測定法により濕氣を除ける乾燥試料を瑪瑙乳鉢により細粉せるものにて分析の結果は凡て全水分を除ける無水炭として計算するのが正しい。而し習慣上分析表中に水分をも入れて100%にしてをるものもある。

分析水分 細粉試料を1瓦を重量既知の有蓋小皿カプセル又は磁製坩堝(B型0番)に秤取し通風装置ある電気恒温乾燥器を豫熱しをき其中

第七十九圖



揮發分檢定装置(電熱式垂直管加熱爐)にて豫熱し最初出る揮發分を燃し瓦斯の發生減ずるに及び蓋を閉じ電気爐中に挿入し950°に正しく7分間加熱しデシケーター中に冷却、秤量し其の減量より水分

にて105°~110°Cの温度にて1時間乾燥し之をデシケーターに取り冷却後秤量しその減量を求め分析水分の量とす。

揮發分 (標準法)細粉試料1瓦を白金坩堝に秤取し蓋をなし(少々間隙を存して)第七十九圖の如き電気爐の上部にて豫熱し最初

の量を減じて揮發分となす。

別法 囊に水分の檢定に供したる乾燥試料にて引續き之を行ふ。即ち試料を入れたる坩堝に蓋をなし之をブンゼン瓦斯バーナーにて初め5分間は徐々に熱し次の7分間は強熱す(950°とし許容誤差(±)20°)後之をデシケーター中に冷却、秤量し、その減量を揮發分となす。

灰分 細粉試料1瓦を重量既知の磁製坩堝に取り瓦斯又は電気爐中にて700°~800°Cに2~3時間加熱し全く灰化せしめる。この場合に於て爐は豫熱せず。坩堝を挿入せる後徐々に加熱するものとす。灰化後之を取り出しデシケーター中に冷却し後秤量し其の總量より坩堝の重量を減じたるものを灰分の量とす。

固定炭素 水分、揮發分、灰分の%含量を100より減じたる残量を以て固定炭素の%とす。

全硫黃 直徑約50耗の白金皿に2瓦の硫黃合劑(無水炭酸曹達1、マグネシヤ2.)を秤取し之に1瓦の細粉試料を加へ、よく混和し更に之を1瓦の硫黃合劑にて覆ひ電気爐中にて徐々に加熱し700°~800°Cに於て約2時間加熱を續け充分に灰

化せしめ之を取り出して300~400 珩のビーカーに移し皿に附着せるものは熱湯にて能く洗ひ落とし、飽和臭素水を加へ電気加熱盤にて煮沸せしめ濾過洗滌し濾液を鹽酸々性となし再び電気加熱盤にて煮沸し臭素を驅逐し、液の全く無色となりたる後之を鹽化バリウム(10%溶液)の溫液を加へて硫酸バリウムを沈澱せしめ少時靜かに煮沸し一夜放置後、濾過洗滌、乾燥、灰化、秤量し、硫黃量を算出す。

發熱量 ベルテローマラー氏の熱量計による。この測定法は第四章に述べたれば畧す。

灰中燐 豫め灰化せるものの0.5~1.0 瓦を濃鹽酸又は王水にて處置し蒸發乾固後再び少量の鹽酸に溶解し濾過洗滌し濾液を蒸發して可及的遊離酸を除きモリブデン酸アンモニウムの硝酸々性溶液を加へ燐を完全に沈澱せしめ之を濾別し硝酸曹達の2%溶液にて充分洗滌し規定苛性加里液の一定量に溶しその過剰を同一強度の規定硫酸にて滴定し所要のアルカリ量より燐の量を算出す。但しチタニウムを多量含有するものにありては熔融法により豫め之を除去するも

のとす。

骸炭試験法

比重及び氣孔率 約20 耗角の試料を採り100 珩ビーカー内にて蒸餾水を加へて2~3時間煮沸せしめ骸炭中の空氣を悉く驅逐し冷却して水溫を15.5℃に保持しビーカーを天秤皿に跨がせたる木製の橋(ビーカーの支持臺にして天秤皿の上方にてビーカーを支持し天秤皿は橋の如何なる部分にも接觸せざる事を要す)上に置き試料を清淨なる蠟引の絹糸か又は毛髮の清淨したるものにて天秤皿の上方約1吋の高さ(ビーカー内水中の約中央部)に左方の皿の上部の鈎に吊して先ず水中の重量を秤る。此の際天秤皿は全く靜止し且つ橋やビーカーに觸れざるは勿論特に試料がビーカーの側壁に觸れざる様注意するを要す。

次に靜かに糸を引上げて更に上方の鈎に吊り換へ試料を全く水中より出し(試料の下方に水滴の附着し居らざるを要す)靜かに秤量す。次で試料を天秤より離し破碎せざる様外部の水氣を拭ひて蒸發皿に入れ空氣浴中に熱し充分乾燥せしめデシケーター中に放冷し後秤量する。

以上秤量後次式により計算す。

$$\text{真比重} = \frac{C}{C-A}$$

$$\text{容積による気孔率} = \frac{B-C}{B-A}$$

A……水中重量

B……吸水後の空気重量

C……乾燥後の空気重量

水分 15耗以下に砕きたる試料約2疋を採り約3時間空気浴中にて105°~110°Cに熱し減量を水分とす。

潰裂歩留

(イ)ドラム試験 窯前より長さ爐巾の $\frac{1}{2}$ にして一塊の重量約 $2\frac{1}{2}$ 疋のもの4個を採集し直径 $1\frac{1}{2}$ 米、長さ $1\frac{1}{2}$ 米にして内面に幅250耗の6個の羽根を有する鐵製圓筒に入れて中央部固定の軸により1分間15回の速度にて30回回轉せしめ内容物を取り出し15耗角目篩にて分ち篩上に留まりしもの、全量に對する百分率を以て試験の結果を表す。

(ロ)墜落試験 (参考試験)前掲と同様の試料を3米の高さより鑄物鐵板上に二回反覆墜落せしめ之を15耗角目篩にて分ち篩上に留りしもの、全

量に對する百分率を以て其の結果とす。

灰分、揮發分、固定炭分、硫黃、磷、發熱量等は凡て石炭分析法に準する。

八幡製鐵所に於ては汽罐用石炭の作業的試験として下の如き方法が行はれている。之の結果と色々の他の條件を參酌して石炭の評價が爲されるのである。

ランカッシャー型汽罐用石炭蒸發試験法

製鐵所ランカッシャー型汽罐に使用する石炭の蒸發試験は次の如くす。

(1) 蒸發試験は規定の罐にて豫め秤量せる試験用炭を焚燒し蒸發せる水量を計測して之を檢定する。

(2) 一回の試験時間は六時間とす。

(3) 試験回数は同一石炭につき引續き三回以上とす。

(4) 試験は共通煙突を有する汽罐六基を以て施行す。

(5) 試験開始前焰筒及胴板等觸火面の掃除を行ひ火床等を整備する。

(6) 試験を施行するに當り罐水溷濁し其成績

に影響するものありと認むる時は之を取換へ罐の内部掃除を施行する。

(7) 火床の棧の間隙は $\frac{3}{8}$ 吋とす。

(8) 試験は自然通風を以て之を行ふ。

(9) 燃焼度は火床一平方呎につき一時間約12疋とし可成定時隔に定量を給炭する。

(10) 試験中の蒸發水量は豫め検査したる水量計若くは水槽により計測する。

(11) 試験中のCO₂レコーダー又は便宜の方法にて排棄瓦斯中の二酸化炭素を測定する。

(12) 試験開始前火層等を整備し試験施行中と同一状態にて秤量せざる試験用炭を用ひて凡そ30分間運用し火勢を一定する。

(13) 試験開始に先ち灰落内に落下せる灰及び未燃焼炭を除去する。

(14) 試験開始と同時に秤量せる試験炭を投入する。

(15) 試験中火床上は成可攪拌せざる様にし炭質により粘着力強く通風著しく不良になりたる場合は火床上面に沿ひ火鎌を入れ通風を良好ならしめる。

(16) 灰落内に落下せる未燃焼炭は再び焚焼せず灰燼と見做し計算する。

(17) 試験終了時は最後の投入を終りたる時間とする。

(18) 試験終了時の罐の水準火層及び火勢の状況は試験開始の時と同様にする。

(19) 灰及びクリンカーは試験開始後より試験終了時までの間に採集せる全量により計算する。

(20) 蒸發試験成績表は別表の如く表はす。

蒸發試験成績表

石炭の名稱及び産地	炭滓と石炭との比	石炭分析	灰分 揮發分 固定炭素
試験施行の年月日	蒸發倍數		
試験時間	212°Fに換算せる 蒸發倍數		
試験回数	汽罐後部及烟突下部の通風	炭滓分析	水分 灰分 揮發分 固定炭素
蒸氣壓力	給水溫度		
一時間當蒸氣發生量	過熱蒸氣溫度		
一時間當消費石炭量	炭酸瓦斯量		
一時間當炭滓量			

記事 點火の難易、火焰の長短、發煙の素色、其他火床炭層、通風の模様及びクリンカーの性状等可成詳細に記入するものとす。

水管式汽罐用石炭蒸發試験法

製鐵所水管式汽罐に使用する石炭の蒸發試験

は次の如くに実施する。

(1) 蒸發試験はチェーンプレート、ストーカーを具備する規定汽罐にて豫め秤量せる試験用炭を焚燒蒸發せる水量を計測してこれを檢定する。

(2) 一回の試験時間は6時間とす。

(3) 試験回数は同一石炭につき引續3回以上とす。

(4) 試験用炭は粉炭とす。

(5) 試験開始前罐管、罐燃燒室等の掃除を行ひ火床等を整備する。

(6) 試験を施行するに當り罐水濁し其成績に影響するものありと認むる時は之を取り替へ罐の内部掃除を施行する。

(7) 燃燒度は火床一平方呎に付1時間約14疋とし汽罐後部通風13耗、主軸回轉數1分間60、炭層の厚90耗、火床速度1分間200耗とす。但し炭質により炭層並に火床速度を加減する。

(8) 試験中の蒸發水量は豫め檢査したる水量計又は水槽により計測する。

(9) 試験中CO₂レコーダー又は便宜の方法にて排棄瓦斯中の二酸化炭素を測定する。

(10) 試験開始前少なくとも1時間以前より炭層等を整備し試験施行中と同一状態にて汽罐を運用し其間秤量せざる試験用炭を供給する。

(11) 試験開始と同時に秤量せる試験用炭を供給する。

(12) 試験終了時は最後の給炭を終りたる時とす。

(13) 試験終了時の石炭溜内の石炭量、火層、火勢の状況及び罐の水準等は試験開始の時と同様にする。

(14) 灰及びクリンカーは試験開始前灰落内に落下堆積せるものを取除き試験施行中落下せる全量により計算する。

(15) 火床前半部の間隙より落下せし未燃燒炭は之を集收して再び石炭槽に投入する。

(16) 灰落内に落下せる未燃燒炭は火燼と見做し計算する。

(17) 蒸發試験成績表は別表の如く表はす。

(別表)ランカッシャー汽罐用炭試験成績表と畧同じ故省略す。

記事 同前

液體燃料の試験

比重 普通の方法にて測定すべきなれども非常に粘き油の場合には容器の目方及びその中に水を盛りたるときの重量已知の250耗の目盛フラスコを用ふるを便とす。

多くの場合重油の重さは容積より計算す、この際温度は最も重要な因数である。

15°C上下1°C毎に比重に對し±0.0006の補正を行ふを普通とす。15°Cの時の比重決定さるればある容積の油の重量を求むる事は容易である。

引火點 焰により點火するに充分なるだけの油の蒸汽の出る最低温度を引火點といふ。

發火點とは點火するに充分なる蒸汽を出すのみならず油の燃焼を繼續し得る丈の速度を以て蒸汽を出す温度を示す。

引火點は第一に油の蒸汽張力に關係し、第二に點火混氣を作るに要する空氣中の油蒸汽の割合に關係する。この割合は原油餾出物の種類により多少異なる。若し装置が空中に開け放しのまゝなる時は閉塞装置に於けるより引火點少し高い。閉塞さるゝ場合油の曝露さるゝ面が空間に對す

る割合は結果に影響すべきなれば閉塞試験器の標準とすべき大きさは結果を比較する上には一定すべき必要がある。

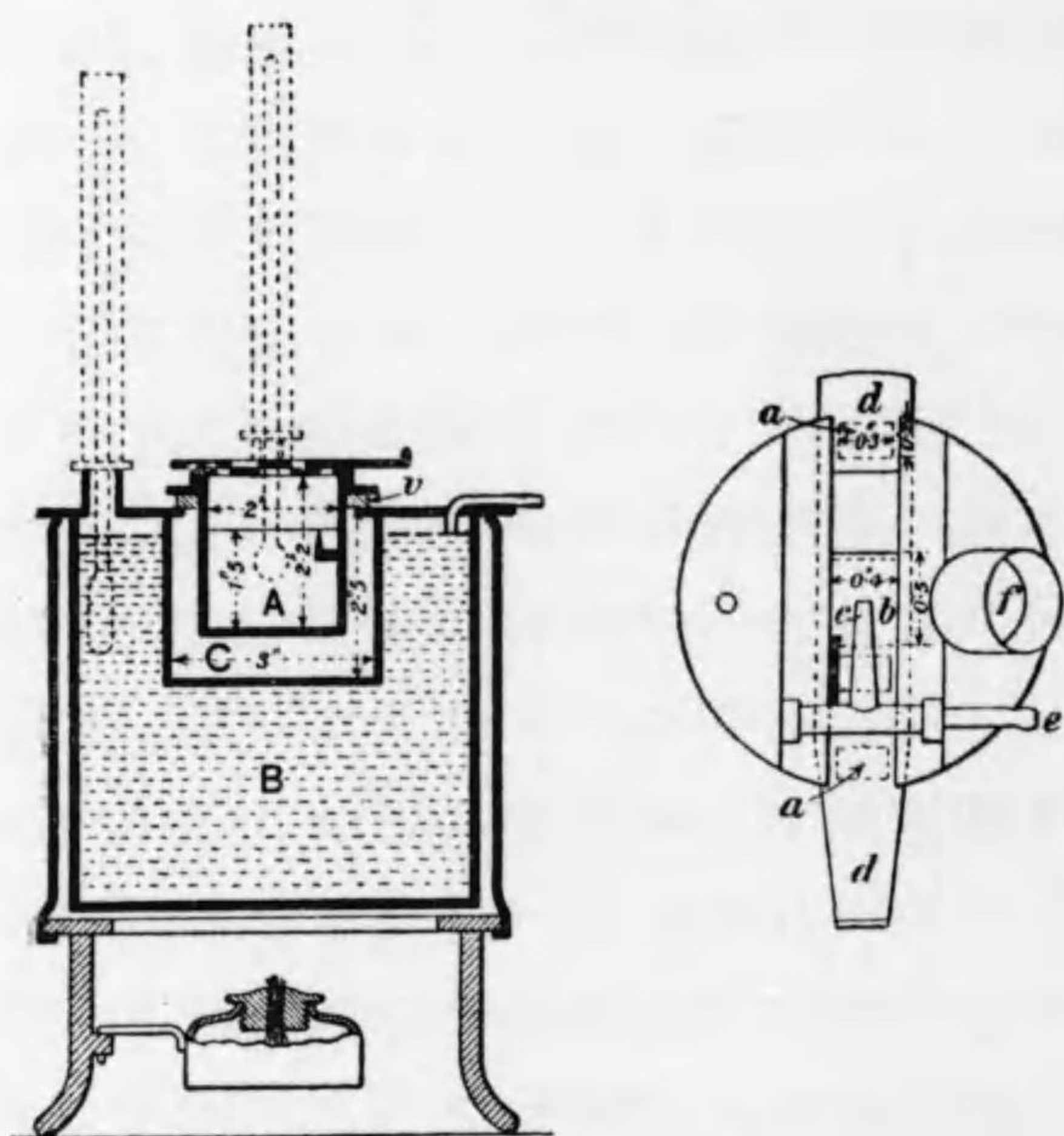
引火點を開放のまゝ、檢定(Open Flash test)するときには可成の變化あるものにて原油又は蒸餾残渣の試験には屢々應用さるれども概値を求るに過ぎぬ。この装置としては上部の徑 $2\frac{1}{2}$ ~ $2\frac{3}{4}$ 吋底部の徑 $\frac{3}{4}$ 吋、深さ $1\frac{3}{4}$ 吋の磁製坩堝を用ひ之を石綿板に孔を穿ちたるものゝ上に置き坩堝の底が約 $\frac{1}{4}$ 吋程孔の下に出る様にし小さき焰を以て丁度坩堝の底に觸れる位の程度にて加熱す。油は坩堝の口より $\frac{1}{2}$ 吋許下迄満す。この際寒暖計の球部は油の中心に置くべきである。普通の寒暖計は球部がやゝ長過ぎる恐がある。

アーベル氏の試験法 引火點を大氣より密閉して測る方法にアーベル氏の装置あり。第八十圖に其の略圖及び主要部の寸法を示す。カップAは加熱槽Bの影響を直接受けざる様黑色硫化護謨のVなる輪により絶縁され且つ加熱槽の壁とカップの底及び側壁との間には約 $\frac{1}{2}$ 吋のCなる空隙を設けて油の温度の上昇を常に規則的な

らしめる。

先づ加熱槽に55℃の水を満しその中に油を入れたるカップを水平に置き油の进出する如き事なき様にする。

第 八 十 圖



ア ー ベ ル 引 火 點 試 験 器

このカップには蓋をなし寒暖計を装置し大きさを適度にせる試験焰をカップの上に用意す。

試験は油の温度が19℃に達せる時より開始し

カップの蓋の開き方は徐々にし閉じ方は速にす。温度上昇一度毎に以上の試験を反覆し引火するに至れば止む。

豫備試験に於て19°~22℃にて引火する事を知る際には別に新しき試料を採り12℃に冷してカップに入れ15℃より試験を開始す。

35℃以下にて引火せざる時は槽内の水を一旦明けて35℃の水を満し空間部にも亦1½吋の深さ迄水を満す而して油の試料も新しく入替へバーナーにて全體を熱しつゝ温度1℃上昇毎に試験を行ふ。

引火點非常に低き油の試験には試料並にカップを溶解しつゝある水中にて0℃に冷して始める。若しかゝる低温にて引火せざる時には徐々に温度を上げ適當なる引火點に達せしむ。かゝる場合特別なる寒暖計をコルク栓を以て取りつくるを要す。

ペンスキーマルテン(Pensky Marten)の試験器はアーベルの試験器にて達し能はざる引火温度を有する重油に適應される。かゝる油を扱ふ際には油並に油の蒸汽と空氣とを混和せしむる爲に

攪拌器を要す。加熱槽の代りに厚き鐵器を用ふる。攪拌器は可撓性の針金により動かしカップの戸口開かるゝとき試験焰はその孔口をのぞく。

加熱割合は1分毎に 2°C を越してはならぬ。この範囲内の温度上昇ならば結果の上にさしたる影響ない。

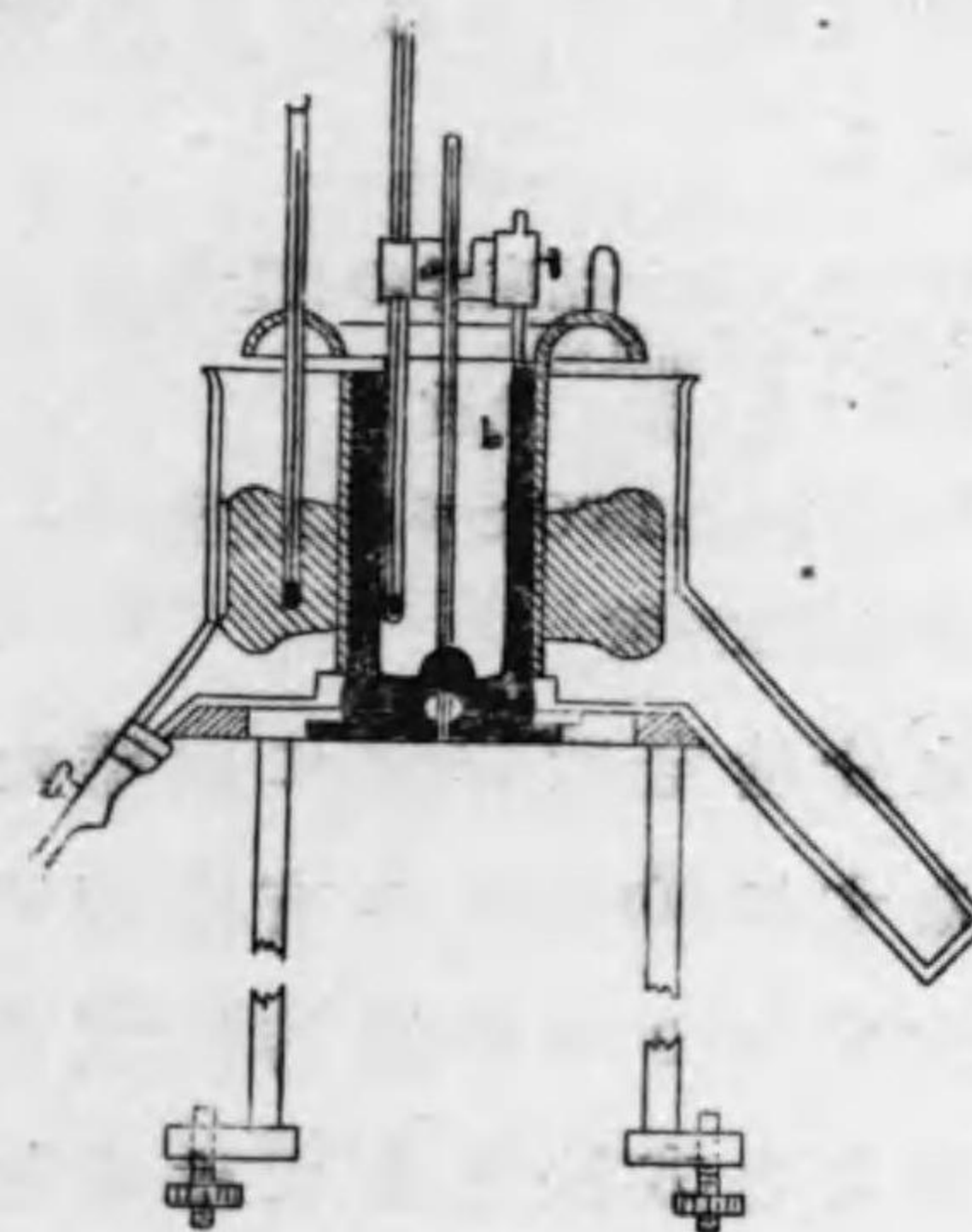
粘度 これ迄油の粘度は減磨の見地より重要であつたが油を廣く内燃機關に用ふるに及び種々の温度に於ける油の粘度又は流動性が一層重要となつて來た。

米國海軍省にては實地試験として徑4吋長さ10呎のパイプを用ゐるヘッドを1呎として試験した。

レッドウッド(Redwood)の粘度計は英國邊の實驗室用として一般に用ゐらるゝ處にて第八十一圖に示す如し。油は瑪瑙の小片に孔を穿てるを底とせる中央のカップに入れ底の孔は試験條件に達する迄はボールバルブにて閉塞す。カップの周圍の水は支脚の間に置かれたるバーナーにて適宜の温度に調整され又カップを中心として水を混和すべき攪拌羽子の設備もある。

多くの油は熱の傳導性悪しき故試験器のカツ

第八十一圖



レッドウッド粘度計

ブに入れる前に適當なる温度に加熱するを可とす。この爲に試験に用ふるカップの約二倍容のフラスコに半分以上試料を満し之を適當なる温度の水を盛れるビーカー中に入れて振盪し速に浴温に達せしめ、この油を試験器のカップの標準線まで

満し正確なる温度に達せし時ボールバルブを開き 50°C の油を用意せる目盛フラスコに滴下せしめ秒時計にて時間を計る。この際試料は一定温度の範囲にて滴出し、かくして時間と温度とに對し曲線を畫く。油の中に懸浮固體を含まぬ様注意すべき事勿論である。

種油はレッドウッド粘度計の標準とされている。 15°C にてこの油の50 c.c.を流出するに535秒

を要する。種々の油の壓力は重さにより變化する故重さを測るには粘度測定に用ゐたると同一溫度に於てしなければならぬ。されば種油に對し粘度は次の如く表される。

$$\frac{T}{535} \times \frac{S}{0.915}$$

T = t°Cに於てある油が粘度計の孔を流出するに要する時間(秒)
 S = t°Cに於けるその油の比重
 535.0.915は夫々15°Cに於ける種油の流出時間及び比重

油中の水分 油中の水分検定は非常に困難なる事に屬す。通常之をなすに200c.c.の有栓筒に密閉して暖めつゝある大ビーカーの溫浴に漬けて一晝夜放置するか、一層よき方法としては電氣加熱板上に置く。

若し原油中に懸浮水あるときは150°C蒸餾試験にて餾出する事を得べく從てその量は目盛筒に受けて可成正確に測る事が出来る。水分丈を蒸發乾燥する方法は極めて不完全のものにて勿論炭化水素の蒸發し易き油には適用し難い。

第二十六章 燃料購買及びその使用法の科學的考查

瓦斯機關の發達目醒しきものあるに拘はらず

蒸汽の發生は石炭の熱エネルギーを仕事に轉換する最も重要なる方法である。されば動力發生上水管式汽罐とタービンとの組合せによる能率を見るに蒸汽機關はとうの昔博物館に時代的の代物として飾らるべしとの豫想に基く單なる見解は事實に於て裏切られるのである。最上の條件を以てすれば汽罐の能率は75~80%に達するも科學的管理の下に作業せざる時は到底これ丈の成績を擧げる事は出来ぬ。使用者側より石炭の價値を見れば石炭が汽罐の條件に適應することゝ發熱量の大なることである。その燃焼性は粘結性の有無及び粒の平均大きさに關係し所要の蒸汽量を發生する爲に爐格の一平方呎に付經濟的に要求量を燃し得るか否かにより決定される。而して石炭の發熱量は可燃物の含有量とその熱價値の如何によるものにて可燃物の割合はその中に含まるゝ灰と水分との和に反比例する。

石炭評價に就ては勿論品質良きものがより高價に値付けされるわけなれども自動裝炭器の設備あり燃焼を科學的に行はしむる處にありては劣等炭も尙充分使用に耐え値段の關係上特種炭

にも勝りて實際上の価値を表はすことがある。運搬賃を省かんとして只手近なる石炭を求むる場合には何等選擇に迷ふ事はない。購買契約を灰分及び發熱量の保證のみに依て定むることは石炭の如き天然産出のものにとりては決して充分なる方法ではない。採掘場所の異なるにつれて成分の間に差異あり保證に反する如き結果が起る。石炭の使用上に充分なる科學的設備なき場合に購買契約を決する最も簡單なる方法は一定金額に付最大熱量を發生する石炭と比較するにある。

即ち $\frac{\text{石炭1噸の發熱量}}{\text{1噸の價額}}$ を各石炭に付いて比較する。然れどもこの發熱量は同一試料を以て測定するも人の異なるにつれ可成の相違を來すものにてその差が余り大なれば發熱量を基礎として契約を締結するに躊躇せざるを得ない。

科學的根據に基く購買法は試料の公平正當及び實驗の正確を認め後始めて行はるゝものである。普通用ゐらるゝ熱量計により起る誤差に關しては已に述べたる處にして堪能なる實驗者はボンズの熱量計にて誤差を0.5%以下になし得

る。

試料の適當なる試験法として二つの形式がある。何れにしても試料は適當なる規定に準じて採り之を同様なる三つの瓶に密閉し一つは使用者側にて試験し、一つは供給者の試験用に供し、一つは最後の決定を與ふべき熟練なる第三者の實驗用に保存する。然れどもこの方法は可成費用を要する故買賣の兩方が如何なる場合にも中立の權威ある實驗者の報告に従ふ事を約することもある。石炭の發熱量に應じて比例支拂 (Sliding Scale) の契約行はるゝ處にては灰分の規格に1~2%の余裕を見ておくよりも全體として一層經濟的なるを必ず悟るであらう。米國政府はこの制度を以て石炭の購買を行ひ經費の2割を節約し得たと云ふ。之に依て利する處は價額が品質に比例するのみならず常に試料を採られ發熱量を檢定されると云ふ考へより供給者の注意により舊式の制度採用の時に比し一層均一なる品質の石炭が得られる事である。

以上の如くすれば取引さるゝ石炭の價は發熱量に嚴格に比例する譯なれども可成公平に採取

した試料ですら1%内外の誤差は生ずるものである。發熱量の結果を餘り小刻みに別ちて値段を區別するは好ましくない。取引上には發熱量の2%の差は觀過するが普通にて米國の權威者は主に之を採用している。蒸汽炭の發熱量が規定のものより100 B. T. U. 又はそれ以上變動ある時100 B. T. U. 毎に若干の増金及び減價をなすは正當ならんも100 B. T. U. 以内の小刻みの差は値段の増減せぬがよい。

發熱量として總發熱量を選ぶべきか又は實發熱量を選ぶべきかは問題の起る處にして後者を以て實際取引上の基礎と考へるは實際上不便がある。凡ての固體燃料の熱量計は總發熱量と與ふのが一般である。實發熱量は常に燃料中の水素含有量を知りて始めて計算し得るものであるから繁雜なる完全分析の結果を待たねばならぬ。

水素の量を揮發分の量より計算せんと企てもあれど兩者の間に完全なる關係を決定し難い。セーラー氏(Seyler)はこの兩者の間に次の如き關係ありと云ふて居る。

$$H=1.72+2.43 \log V \quad V=\text{純炭中の揮發分}\%$$

ブレイム氏はこの式をブレイム、コーワン及びグレー、ワトソン等の石炭分析結果に適用するに誤差は(-)0.14%より(+)0.84%の間にあり實際的には先づ1%と見られる。従つてこの誤差は略同性質の石炭になれば應用する事が出来る。

石炭中の遊離水分に就ては大いに考慮すべきにてこれの蒸發の爲及び焔道にて消費さるゝ熱量が可なり大である。故に實發熱量は提出試量よりこの爲に屬する熱量を差引くが當然である。而し實發熱量の計算をなすに燃焼成生物は100°Cなりと假定するのであるから實發熱量も亦總發熱量と同様實際の場合に眞に適用しては居らぬ譯である。只幾分實際の場合に近似すと云ふに止まる。水分蒸發に費さるゝ熱は次の三項より計算し得る。

(a) 水を大氣温より100°Cに上ぐる熱量

$$(100^\circ\text{C}-t_1)$$

(b) 100°Cの水を同温度の水蒸汽に化す熱量

$$(536.5)$$

(c) 100°Cの蒸汽を焔道瓦斯の温度(t_2)迄上昇する

熱量

$$(t_2-100) \times \text{蒸汽の比熱}(0.48)$$

$$[\text{されば 1 坩の石炭に含まるゝ水の量}] \times [(100-t_1) + 536.5 + 0.48(t_2-100)]$$

實際を之に適用すれば一層了解早い。

例へば灰7.5%の無水炭の發熱量を7,200カロリーとせば純炭の發熱量は7,800カロリーとなる。

今大氣温を15°C 焔道瓦斯温度を300°Cと假定するときには遊離水分による石炭の發熱量の變化次の如くなる。

水分%	有水炭の發熱量 カロリー	水分蒸發量に費さ るゝ熱量カロリー	發熱量損 失の率%
5.0	6,840	36.0	0.5
7.5	6,660	54.0	0.75
10.0	6,480	72.0	1.0
12.5	6,300	90.0	1.25
15.0	6,120	108.0	1.75

この水分を焔道瓦斯の温度に高めて蒸發するに要する熱量の損失歩合は水分百分比の $\frac{1}{10}$ なれば石炭の受渡しを容積にて行ふ場合には取引當時の石炭が基準炭より甚だしく濕潤ならざる限りこの因數は無視しても差支えない。その上こ

の因數を無視すべき他の理由は多量の石炭に於ては部分的に水分の變化大にして之を試料により判斷すること困難に且つ取引後貯藏するときには使用時迄には水分の減少を見るが普通である。灰の量も亦重要なる點にて之の割合に應じ發熱量は變化し制限以上の灰分は實際の灰分より以上發熱量を減ず、故に灰分の割合と共に減價する方法は灰の量がある標準以上に多量なるときは使用者にとり適當なる補償とはならぬ。

灰多ければ従つてその取扱ひの手數多くなりその灰が燒塊を生ずる傾きあるときは一層困難が大きい。即ち焔道に塵芥の積堆を來し又爐格上にては燃焼を妨げ爲に汽罐の能力を殺滅する。されば灰の量ある程度を越すときはその増加率以上に減價するのが當然である。米國政府の購買契約による比例的價格増減(Sliding Scale)の適用範圍は2%より18%の間である。而しこれは余り廣過ぎる様に思はれる。

粉炭の混入割合も亦時に評價の考慮に入れらるゝ事がある。粉炭多きときには炭格の通風を妨げ又は灰中に炭分の損失を多からしめる。

發熱量以外に購買の際科學的に考慮すべき事項に就ては以上述べたる如きものあり之等はすべて重要にして購買契約を之に基いて決定する事は現時の實際にとりては可成の革命的進歩たるを失はぬ。而して斯くする事が取引上公平なるは皆等しく承知すべきなれども一方敏速を尊ぶことも商取引上觀過し能はざる處なれば蒸汽用炭の發熱量に應じて購買價格を決定する簡便法の採用は一般的に行はれて居る處である。

發熱量に基く取引形式の發達を見るに需要者は主に求むる品質の石炭を規則的に供給さるる事を望むものにて若し供給せる石炭が見本炭より劣るときは規定の價格を支拂ふ必要なれども標準價格より價值ある程度のもを供給せる場合には當然それに應じて値段の上に考慮を拂はねばならぬ。

凡て賣買契約は取引兩者に公平に制定さるべきものにて石炭の購賣契約は試料採取法熱量計の式分析法及び賞罰の定め方等公平ならば蒸汽用炭は原則として發熱量に基くべきものである。

この主旨により主なる倫敦の石炭販賣組合と聯合電氣業者との間に締結せられたる契約はA、Bの二様あり、Aは特殊炭に適用し、Bは蒸汽發生用燃料に適用するものである。その基準を示せば次の如し。

第七十一表 石炭購入規格(倫敦電氣組合)

洗 炭 (A)

種 類	發熱量 (B.T.U.)	濕氣 %	粉 炭 混 入 度
ダラム及ヨークシャイアー (瀝青炭)			
ダブルナット……………	13,250	8	角目 $\frac{1}{4}$ 吋以下15%迄
シングルナット……………	13,000	9	〃 $\frac{3}{8}$ 〃 17.5% 〃
ピース……………	12,750	10	〃 $\frac{1}{4}$ 〃 20% 〃
スコッチ(瀝青炭)			
ダブルナット……………	12,750	10	〃 $\frac{1}{2}$ 〃 15% 〃
シングルナット……………	12,500	11	〃 $\frac{3}{8}$ 〃 20% 〃
ピース……………	12,000	13	〃 $\frac{3}{16}$ 〃 20% 〃
ウェルズ(半瀝青及 半無煙炭)			
ラージナット……………	14,300	5	〃 $\frac{1}{2}$ 〃 15% 〃
スモール……………	13,900	6	〃 $\frac{3}{8}$ 〃 20% 〃
ピース……………	13,350	6	〃 $\frac{3}{16}$ 〃 20% 〃

乾燥篩別炭 (B)

ダラム及ヨー (瀝青炭) クシャイアー				
ダブルナット	12,750	5	◇ 1/2 ◇	17.5% ◇
シングルナット	12,500	6	◇ 3/8 ◇	25.0% ◇
ピース	12,250	6	◇ 1/4 ◇	25.0% ◇
ダービーシャイアー及ノ ツチンガム(瀝青炭)				
ダブルナット	12,250	9	◇ 1/2 ◇	15.0% ◇
スモールナット	12,000	9	◇ 3/8 ◇	20.0% ◇
ビーナット	11,500	10	◇ 3/16 ◇	20.0% ◇
ライセスターワルウイック サウススタッフオード				
ダブルナット	12,000	10	◇ 1/2 ◇	15.0% ◇
スモールナット	11,750	10	◇ 3/8 ◇	20.0% ◇
ビーナット	11,250	12	◇ 3/16 ◇	20.0% ◇

Bの価格は發熱量により上下し發熱量の變化が基準のものより相距る事 $\frac{1}{20}$ 以内なれば契約價格より増減する事はない。發熱量は $104.4^{\circ}\text{C}(220^{\circ}\text{F})$ にて一時間乾燥せるものに就て測定する。

水分が標準炭のそれよりも一倍半も多く又粉炭の割合が重量に於て標準炭より25%も多いときは取引を拒絶する權利あり。石炭中の硫黄は2%を越ゆる事は許されぬ。

ライダー氏(Rider)は倫敦炭坑組合動力發生所の規格として次の事項を掲げた。

發熱量 12,500 B. T. U.

粉炭($\frac{3}{8}$ 吋目角篩を通るもの) 20%以内

水分 10%以内

發熱量及び水分は炭坑組合の化學者が埠頭へ積上げたる石炭100噸毎に採せる試料を以て檢定する。發熱量の測定にはマーラーボンプの熱量計を用ふ。

粉炭は組合で任意に埠頭にて約50听採集せる試料に就て試験す。而して若しある積荷中の石炭の品質が(發熱量、水分、粉炭)標準炭より異なる場合には供給者に支拂はるゝ價格は下の如くにして算定する。

(イ)發熱量 12,500 B. T. U.以下なる時には値段は其の低き割合丈減額す。

但し發熱量 10,500 B. T. U.以下なる時は組合はその一船丈は取引を拒絶する權利あり。

(ロ)發熱量 12,500 B. T. U.を越す場合には値段は發熱量の増加と同割合に増加す。

(ハ)若し水分 10%以内なる時は10%に不足する

水分と同割合の石炭の量丈價額を増す。

(ニ)水分10%を越す時は超過水分と同割合の石炭の價格を減額す。但し水分13%を越す時は取引を拒絶することを得。

(ホ)粉炭の割合が20%以内なる時は20%に不足する粉炭の $\frac{1}{4}$ に相當する石炭の量丈増額す。

(ヘ)粉炭の割合20%を越す時は超過粉炭の $\frac{1}{4}$ 量に相當する石炭の價格を減價し、粉炭25%を越す時は取引を拒絶し得る。

石炭商等は最初斯様な契約を結ぶに躊躇するかも知れぬが少しく經驗を経ればかゝる規格が決してむつかしいものでない事を悟るのであらう。

この事は石炭の品質を均一にする事となり従つて取扱及び燃焼手段簡易となり組合の利益となる。

製鐵所に於ける規格

八幡製鐵所に於ける使用炭は年間200萬噸を越せどもその用途は骸炭製造用、發生爐用、汽罐用等多方面なれば全體に亘る格一的の購買規格は制定し得ない。

昭和二年五月に所内石炭檢定規格委員會の案として出來たものは大體次の如き要領である。

骸炭原料炭の如きは灰分の含有度及洗炭可能率により規格制定の必要あり發生爐用及汽罐用石炭とは多少趣を異にするは已むを得ぬ。

(1) 瓦斯發生爐用石炭

瓦斯發生爐用石炭は粘結性少なく硫黄の含有少なき中塊有煙炭にしてその寸法及び灰分量次の條項に該當すべきものなる事。

(イ) 石炭の太さ

石炭の太さは其の直徑22~50耗なる事。22耗未滿の小塊及び50耗以上70耗未滿の大塊を混入する事5%までは許容するも5%を超過する時は3%毎に單價の1%を減價す。但し上記の混入の15%を超過する時又は70耗以上のものを混入する時は不採用又は隨意減價を行ふ。但し此試験には角目篩を使用す。

(ロ) 石炭の灰分

石炭の灰分の標準を14~16%とす。

前記標準未滿のときは0.5%又未滿毎に單價の0.75%を増加し、若し標準超過の時は0.5%又は未

満毎に1.0%を減少す。

(II) 骸炭原料炭

(イ) 凡て骸炭用炭は粉炭なる事。

(ロ) 灰分

灰分の規格は次の如し。

炭種により夫々範囲異なり。(例畧す)

灰分前記規格未滿の時0.5%又は未滿毎に單價の1.2%を減ず。

(ハ) 硫黄

所定の分析法により全硫黄の規格を1%以下とす。但し數種の特種炭には除外例を設けてある。

全硫黄以上の制限を超過したるものに就ては不採用又は隨意減價を行ふ。

(ニ) 粉末度

0.3%耗以下微粉炭の混入量は5%以内とす。但し筑豊炭外2~3種のものには10%迄を許す

尙微粉炭を故意に混入せざる事及微粉炭の量以上の制限を超過するものに就ては不採用又は隨意減價を行ふ様に規定されてある。

(III) 汽罐用石炭

汽罐用石炭は粘結性少なく又硫黄の含有量少き有焰の粉炭若くは切込炭にして其の寸法、發熱量及び灰分次記の條項に該當すべき事。

(イ) 石炭の太さ

粉炭にありては3耗目篩を通過するもの全量の35%以下なる事。

切込炭にありては粉炭(25耗目篩を通過するもの)70%以下なる事。但し3耗目篩を通過するものはその粉炭全量の35%以下なる事。

(ロ) 石炭發熱量

發熱量は6,000カロリー以上。

(ハ) 石炭の灰分

粉炭にありては之を14~16%とし、切込炭にありては之を18~20%とす。

灰分前記標準未滿の時は單價の1.0%減少す。灰分25%を超過する時は不採用又は隨意減價を行ふ事。

(IV) 塊炭

(イ) 石炭の太さ

50~200耗なる事。但し50耗以下のもの20%迄は之を許容す。

(ロ) 石炭の發熱量

石炭の發熱量は6,000カロリー以上

(ハ) 石炭の灰分

灰分の標準を16~18%とす。

前記標準未滿の時には0.5%又は未滿毎に單價の0.75%を増加し若し標準超過のときは0.5%又は未滿毎に單價の1.0%を減少する事。

灰分25%を超過する時は不採用又は隨意減價を行ふ。

焰道瓦斯の成分より燃焼の調節

已定成分の燃料を燃焼せしむるに要する空氣の理論數及焰道瓦斯の理論的組成の計算法は前に説明せる如く之に要するデータは附表第二に示す如くである。燃料が完全燃焼をなす時は全炭素は炭酸瓦斯となり窒素を伴ひて焰道に出る過剰空氣なくして理想的燃焼行はるゝ時の焰道瓦斯の成分がこれである。然るに普通の固體又は液體燃料にあつては幾分の過剰空氣を用ふる故焰道瓦斯中に游離酸素の存在を見る。又燃焼不完全なる時は焰道中に一酸化炭素及炭化水素を伴ふ。この際には理論上遊離酸素存在しない

筈である。

燃焼の能率は次の二つの因數に支配される。

- (1)完全燃焼せしめて最大の熱能力を發揮させる事。
- (2)熱損失を最小にし發生熱の完全なる利用を期す事。

第一項は最も大切なる事にて凡て炭素は一酸化炭素となる場合には1匁に付2,450カロリーを發生するに過ぎざれば炭酸瓦斯となる時の8,180カロリーに比し發熱量は甚だ少ない。その上揮發分の不完全燃焼をなす時には炭化水素瓦斯を逸散するがこの炭化水素は甚だ發熱量高き事は附表一に示す如くである。

これらの損失を防ぐには理論上要するより以上の過剰空氣を加ふればよいかくすれば必然的に焰道瓦斯中に失はるゝ現熱は大となれどもこの損失はある程度は避け難い。

實際問題の上にて最大なる能率を得る爲には不完全燃焼による損失を避くると同時に過剰空氣に基く損失を最小にする様工夫しなければならぬ。

理論的數量の空氣にて燃焼完全に行はるとすれば熱き焰道瓦斯に伴はれて失はるる熱量は瓦斯の重さ及その比熱、溫度により決定される、即ち

$$m \times \text{sp. ht.} (t_1 - t_2) = \text{カロリ}$$

こゝに m は 1 疋の燃料より發生する瓦斯。

t_1 は 焰道瓦斯の溫度。

t_2 は 供給空氣の溫度。

過剩空氣の量増せば m は増加し、 $(t_1 - t_2)$ も増して又損失を増す。過剩空氣はかく焰道瓦斯の損失を來すのみならず直接爐を冷却し、熱の傳導率を減少する。されば好成績を擧げる爲には燃焼に要する空氣量の調節が重要にて従て實際使用する空氣の調節の適當なる方法を考ふる必要がある。この爲には、(a) 焰道瓦斯の分析、(b) 炭酸瓦斯の測定、(c) 炭酸瓦斯の自記連續測定、(d) 瓦斯の比重より炭酸瓦斯の間接的測定等の方法がある。

焰道瓦斯の完全分析には普通オルサット装置 (Orsatt Appartus) を用ふる。これによれば炭酸瓦斯と同時に游離酸素の量を知り得る特徴がある。若し一酸化炭素及炭化水素の量多き時にはそれ

らの大略を知り得る。これらの不完全燃焼生成物少量なる場合にはその測定には一層精密なる分析を要す。勿論瓦斯分析をすれば一番正確なれども普通簡便なる方法を好んで用ふ。

炭酸瓦斯の量を知れば燃焼の様は大體知り得るものにて純炭素は理論數量の空氣をとつて燃ゆれば消費せる酸素と同容積の炭酸瓦斯を生ずる。されば空氣は 21% の酸素を含む故成生瓦斯は 21% の炭酸瓦斯と 79% の窒素とよりなる。今燃料中に $X\%$ の炭素を含むとせば焰道瓦斯は $\frac{21 \times X}{100} = y\%$ の炭酸瓦斯を含む。同様に純炭素に對する過剩空氣量は次の如くして求められる。

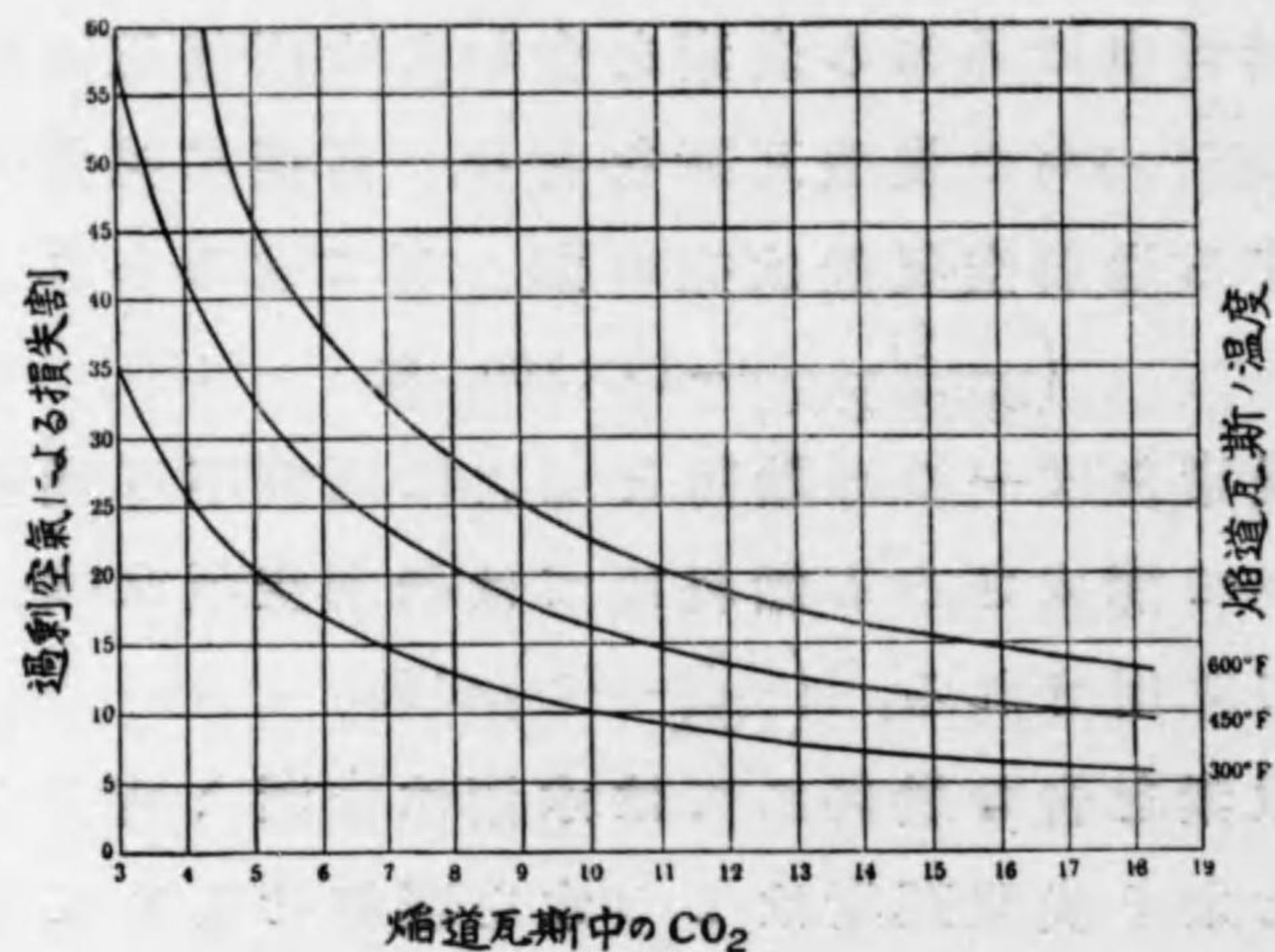
$$\left(\frac{21}{\text{檢出せる } \text{CO}_2} - 1 \right) \times 100 \%$$

炭素を唯一の可燃物とし之に他の不可燃物を混へて構成さるる燃料にては過剩空氣は次の式にて算出される。 $\left(\frac{y}{\text{CO}_2} - 1 \right) \times 100$

水素を含む燃料にては水素は酸素と結合して水となり炭酸瓦斯はこの水を凝縮せしめて後測定さるる故前記の式を少しく改變する必要あり。されども實際上之を無視して最後の式を以て略正確なる數値を與ふる式と倣してよい。

日常接する石炭の各につきて(y)の値を求むることは困難なれども理論的數値の空氣を以て燃燒せる焔道瓦斯中の炭酸瓦斯は18.5~19%なれば $(\frac{18.5}{CO_2}-1) \times 100$ を基礎として過剩空氣量は略計算し得べく且つ與へられたる石炭の發熱量と焔道瓦斯の溫度とより種々なる過剩空氣量の場合の熱損失を計算し得る。第八十二圖の曲線は三つの代表的なる溫度異なる焔道瓦斯の場合を示す。

第八十二圖



焔道瓦斯中の熱損失

この曲線に付て見るに過剩空氣に依つて起る損失の増加率は炭酸瓦斯が12%迄は左程大なら

ねどもそれ以下となる場合急劇に増加す、故に焔道瓦斯中の炭酸瓦斯量を充分高めて作業せんとすれば不完全燃燒による損失の來るべきを豫期しなければならぬ。故に炭酸瓦斯の安全なる最高限度は14%位と思はれる。

焔道中の炭酸瓦斯を簡便に測定する装置は種々ありこれらを應用して至大なる便宜を得ることあれども汽罐(手焚の場合特に然り)の狀況は作業中時々刻々變化する故間歇的測定は連續自記装置に比し價值少ない。

炭酸瓦斯の量を連續的に讀む最も古き方法は冷却せる瓦斯の目方を適當な秤量器を以て測る方法である。こは炭酸瓦斯の目方は空氣のそれに比し大なる故焔道瓦斯の目方を測ることによりその中に存するCO₂の割合を推定するものである。されども現今は一層正確なる測定器ある故かかる舊式なるものは捨てて顧みられぬ。

次にその代表的なるもの三種を擧げる。ここに一言すべきは連續的なる言葉にしてこは嚴密にいへばこの器具には不適當にして三個の中一個を除いて他は間歇的試験を頻繁に行ふに過ぎ

ぬ。その回数は種々なれども一時間15回以内をよしとす。

The "Sarco" CO₂ Recorder

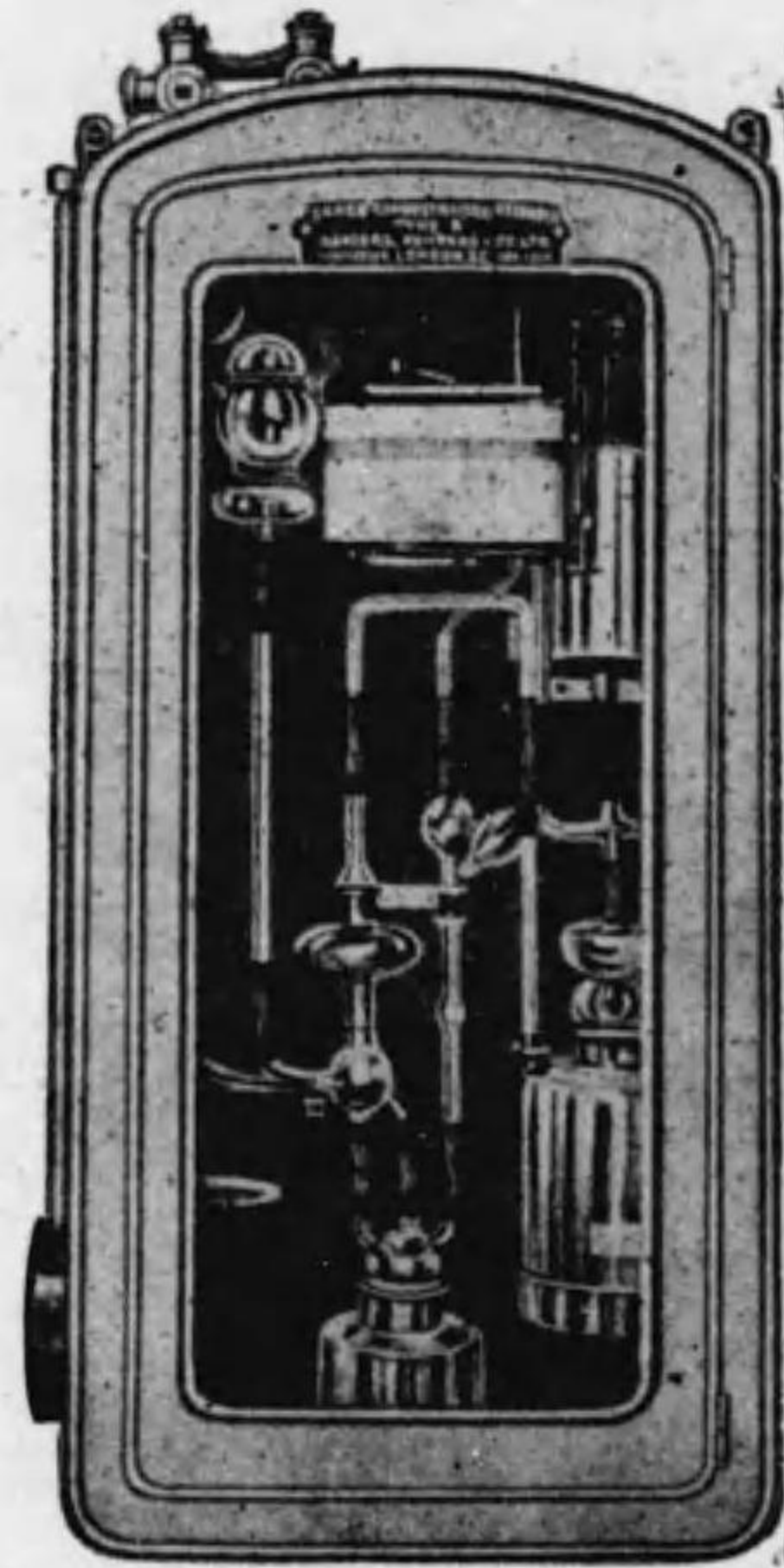
瓦斯は $\frac{3}{4}$ 吋管にて焰道又は爐の最後の燃焼室より取り入れ第八十三圖の(3)に連絡す、瓦斯試料を速かに且つ連続的に收

得する爲に同一の径の他の管により(7)と煙突の基底或は主煙道の便宜なる點とを連絡す、瓦斯吸引に要する力及装置を動かす力は約二呎のヘッドを有する水流により起す。(1時間3~5ガロンの水を要す)水は小さき硝子のインゼクター(9)を経て装置に入るこの加減にて計器の速度を調整する。

水は(74)なる管を通り

(82)の容器に入りここにてその中の空氣を壓迫しこの壓力は(78)の管を経て(87)なる容器に傳

第八十三圖



サーコー"CO₂"レューダー

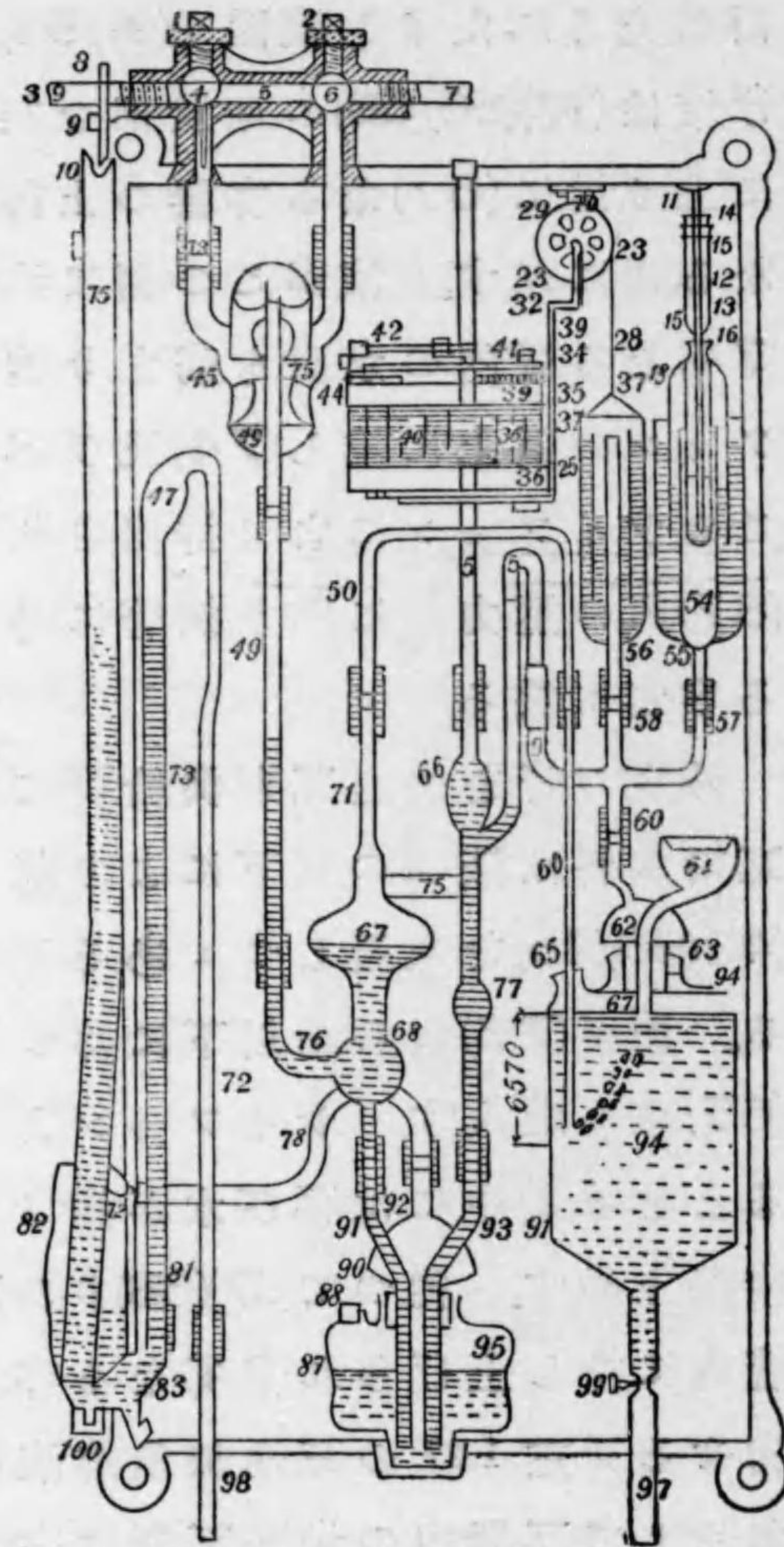
はる、かくして壓力は(87)の容器中(95)の記號の面迄充されたりし液體を(91)(93)の管内に押し上げ液は(77)(66)(68)の球狀部を経て管(51)(52)(49)に上り遂に(67)なる容器の上部細頸にある(71)なる面に達す。液がこの面に達すると同時に(74)なる管内の水面も高まり遂に(72)なるサイフオンの頂上に達し(74)及び(82)内の水は凡てこのサイフオンにより排出される。この瞬間に(87)内の壓力急に降り技管に昇りし液は(87)なる容器に戻る。

(49)の管を焰道瓦斯供給管に連絡しておけば瓦斯試料は液面の落下により起る眞空により(43)(45)(46)を通過しつゝある瓦斯より吸引される。液が(76)なる點以下に落つるとき瓦斯は(67)中に進入す。サイフオンよりの流出休止するとき(82)中には再び水が満され液は又(91)(93)中に上昇す。従つて(67)(68)中の瓦斯は(50)なる管内に押し上げられ(94)なる容器に(64)の線迄滿せる比重1.27の苛性加里溶液中に泡出する。かくして瓦斯中の炭酸瓦斯は完全にこの中に吸收される。残りの瓦斯は(62)に集まり(60)を通

り(57)(58)の枝管に別れて(18)(26)に示さるる浮標に作用す、この中前者は大にして軽き故先づ浮上る。

(14)(15)は指動螺線にして之に依て(18)の浮標の衝程を加減し空気をこの計器に通じ(94)中に何等吸収さるるものなき場合にその20%

第八十四圖



サーコ炭酸瓦斯レコーダー

は(26)なる浮標に働く様に調整す、この浮標は(36)なるペンに連結し(26)が上る時ペンは示表の上を下る。

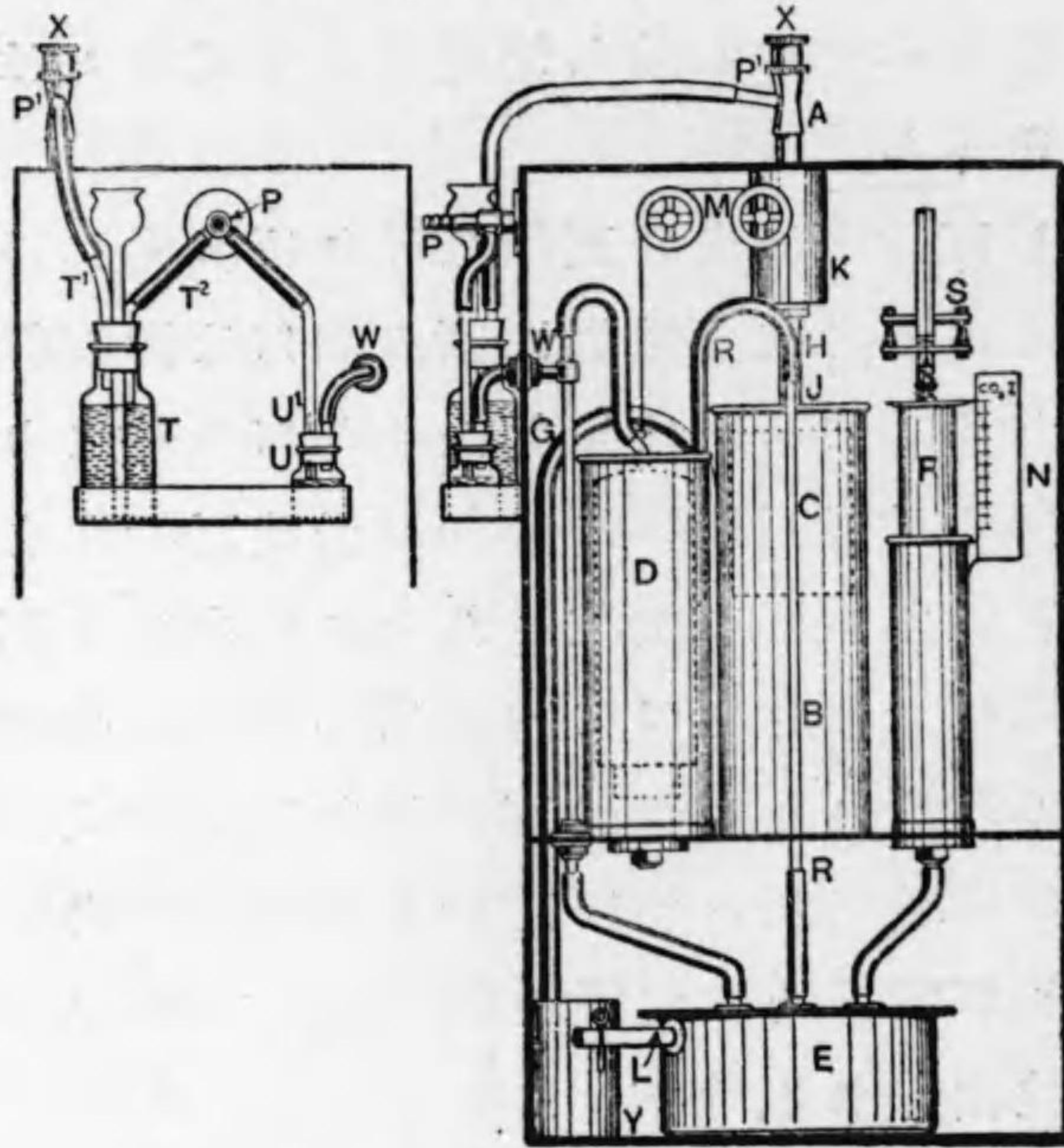
若し瓦斯中に炭酸瓦斯なければ(94)に吸収さるるものなき故全通過瓦斯の20%は浮標(26)に働く、かくしてペンは示標上の20%の線より零の線迄働く、試料瓦斯中に幾分の炭酸瓦斯含まる時は苛性加里液に吸収されそれ丈少なき瓦斯を以て(26)に働き従つてペンは零線に達せず、かくして吸収されたる炭酸瓦斯量を示表の上に線にて記録す、液の戻る時に瓦斯も亦(18)(26)より吸ひ出され(57)(58)を経て(59)(52)を通り(51)より大氣中に放出される。

Simmance and Abadys Valveless Co Recorder,

この式の最近式のものゝ第八十五圖に示す如し。この計器には四個の容器あり、即ちサイフォンタンクB抽出器DレコーダーF及び炭酸瓦斯を吸収する爲の加里槽Eである。

サイフォンタンクには重き浮標Cありタンクに水を充す時徐々に浮上りサイフオンの作用にて水を抜く時急に降下す、抽出器は上下に可動的

第 八 十 五 圖



なる瓦斯溜よりなり浮標とMなる鎖により連結し鎖は二個の調車にかゝる。レコーダーは小瓦斯溜の形をなし鐘Fを備へFは鋭敏なる秤量器Sより吊られてNなるスケール上を動く、苛性加里槽Eは鋼鐵製にて瓦斯の出入口及び液の溢流口Lを備へLはピンチコックにて閉塞す。

Kは小なる水槽にて給水管栓X及びJなる辨

を備へYは箱の下底にあり排水槽となる。瓦斯の通路にある逆流防止装置U及びTなる泡沫防止瓶は凡て箱の側壁に取付けらる。Kの水槽よりBタンクに水を注入しBが満水に近づけば浮標Cは頂部に届く様に浮び尙注水を續くれば浮標は滴下辨Jの端に接し供水を催進しサイフォンを形成せしめる。斯くして水がサイフォン作用にて流れ出す時浮標は沈みDを引き上げ瓦斯はWよりUを経て吸込まれる。サイフォン作用が終り水が尙流出を續くるとき浮標は再び浮き上り抽出器のDは下りその中の瓦斯は苛性加里液中に壓入され次で排出管Rより出される。この中残の試料はレコーダーF中に集る。

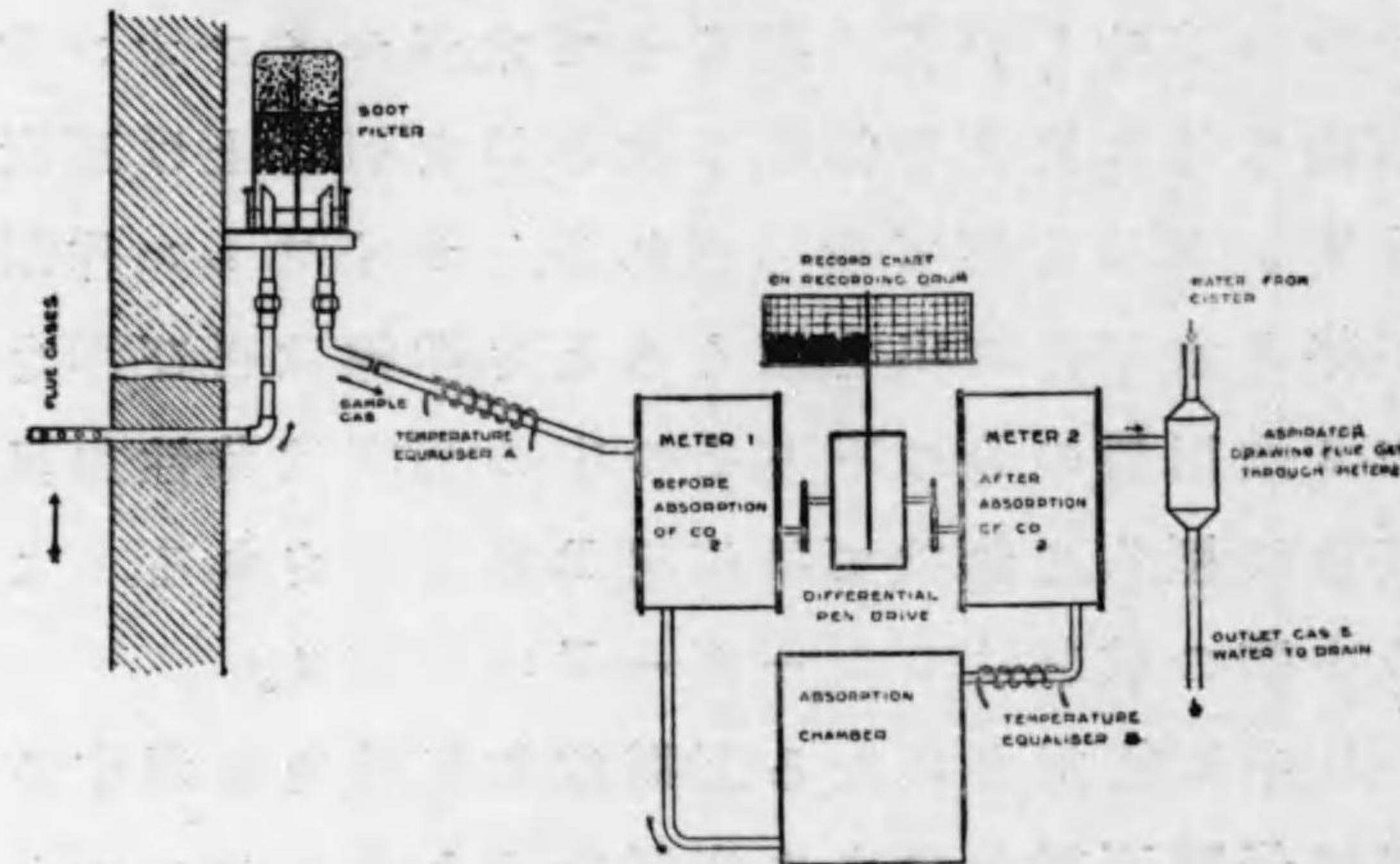
D中に捕集されたる瓦斯は加里液を通過する際に炭酸瓦斯を含まぬ空氣なるときはレコーダーFを100より零迄上げ得るなり。されども焰道瓦斯の同量を處理するときには加里液にて炭酸瓦斯は吸収され爲に零迄上昇せしめることはない。斯くしてレコーダーの止る最高點を記録し試量瓦斯中の炭酸瓦斯の割合を自動的に表す。この装置はマイナス三時の壓迄は正確に計量し

得。

The Bi-Meter CO₂ Recorder.

この装置はもとオットーバイエル氏(Otto Bayer)の考案せるものにてその操作は第八十六圖に示す如し。この特長とする處は炭酸瓦斯の吸収劑

第 八 十 六 圖



Bi-meter CO₂ Recorder

として加里液を用ふる處を固體の消石灰を以て代用し炭酸瓦斯の量は吸収装置の前後に瓦斯メーターを置いて之を計る、この際二つのメーターの回轉速度は異なるものにて之を適當なる齒車仕掛けにてペンに移しドラムに記録す。この装

置には硝子の部又はゴムを用ひたる處なき故破損及び腐蝕することがない。

圖に示す如く瓦斯は最初煤濾器を通過す、こは中に木の削屑及びウッドウールを以て充せる倒鐘にて下部は水封されている。煤濾器を出てたる瓦斯は均温器ともいふべき水冷器に入り次で第一のメーターを通過する。炭酸瓦斯はその次に置かるゝ吸収器にて吸収される、この中には細き消石灰の層ありその層と層との間は木の削屑にて仕切られる。石灰は三日毎に取り替へるを要す。この際吸収器内にて反應熱起り瓦斯の温度は爲に上昇す、依て再び均温器を通し第二のメーターを通過後アスピレーターにて放出する。メーター中の液體は油を用ひその液面を調整し第二のメーターは第一のメーターより4%遅く廻轉する如くす。而して空氣を此の装置に通すときはペンはドラム上の零の線に達する様に調整し。炭酸瓦斯が吸収されるれば第二のメーターの速度はそれ丈減少しペンの記録は炭酸瓦斯の量に比例する事となる。

煙道中の炭酸瓦斯測定は過剩空氣の測定に最

も簡捷なる唯一の方法なれども損失熱を計るには一酸化炭素の存在せざる時のみ有効である。その他小なる誤差は燃料中の可燃硫黄より發生する亞硫酸瓦斯より起る。この瓦斯は炭酸瓦斯を吸収する同一の試薬に吸収される。

レコーダーを設置する事に依りて節約し得る燃料は一般に多大なるものにて、多くの場合此の検定器採用前後の作業に於て作業成績に多大の軒輊起る事を疑はぬ。適當なる場所にこの装置を設置してレコードを常に火夫に見易からしむれば彼等は煙道瓦斯の成分を規本的なるものに保つ事に興味を覺ゆるに至るべく又夜間の間歇的の焚き過ぎを之に依つて見出す便利がある。荷重不同なる動力發生所においてはこの設備なくして適當なる調節をなす事困難であるが之を用ふれば自動送炭機の働の不同をも發見し得る。

瓦斯發生爐の作業に自動炭酸瓦斯レコーダーを採用せば爐内に起る最も大切なる反應を推知し得て作業管理の上に非常に効果がある。

自動レコーダーを正確に保たんとすれば日々の注意を要す。特に煤瀘器は注意を要するもの

れば取替へ易い様にしておかねばならぬ。而してこの中に水氣の入らぬ様に瓦斯導入管に曲りを作りそこにコックを取付けて凝縮水を時々排水するを要す。装置に用ふる管部は時々蒸汽又は壓縮空氣を通すを要す。レコーダーに關する注意は凡て作業場の日課の一部と考へ手入を怠つてはならぬ。

「一立方呎の容積」は、一立方呎の重さ及恒容にて燃ゆるときの發熱量を算出するに必要である。一立方呎の重さは、一立方呎の容積を燃やしたときの重量増加を測定して算出される。一立方呎の容積は、一立方呎の重さを燃やしたときの重量増加を測定して算出される。一立方呎の容積は、一立方呎の重さを燃やしたときの重量増加を測定して算出される。

酸 窒 空 炭 水 一 メ エ エ プ ア ベ

附 表 第 一

瓦斯の成分、一封度の容積、一立方呎の重さ及恒容にて燃ゆるときの發熱量

瓦斯	斯	化学式	一立方呎の重さ(听)		一听の容積		一立方呎の發熱量 A.T.U.		
			O°C	60°F	O°C	60°F	O°C	760mm	60°F 30inch
酸	素	O ₂	0.0894	0.0844	11.20	11.85	—	—	—
窒	素	N ₂	0.0786	0.0742	12.73	13.50	—	—	—
空	氣	—	0.0807	0.0764	12.40	13.10	—	—	—
炭	瓦	CO ₂	0.1234	0.1168	8.10	8.56	—	—	—
水	素	H ₂	0.0056	0.0053	178.50	188.70	342.8	289.0	325.2
一	酸	CO	0.0781	0.0739	12.80	13.50	341.8	341.5	323.5
メ	タ	CH ₄	0.0447	0.0422	22.38	23.70	1,063.0	954.4	1,010.0
エ	タ	C ₂ H ₆	0.0837	0.0792	11.95	12.61	1,852.0	1,694.0	1,762.0
エ	レ	C ₃ H ₄	0.0783	0.0740	12.77	13.50	1,670.0	1,564.0	1,580.0
プ	ロ	C ₃ H ₆	0.1173	0.1111	8.52	9.00	2,469.0	2,306.0	2,342.0
ア	セ	C ₂ H ₂	0.0727	0.0703	13.25	14.32	1,556.0	1,500.0	1,475.0
ベ	ン	C ₆ H ₆	0.2235	0.2115	4.48	4.73	4,018.0	3,845.0	3,803.0

附 表 第 二

燃燒に要する氣空、及酸素の重さ、容積並に焔道瓦斯の重さ及成分

燃 料	燃料一 听到付 (听)	一听到容積 (立方呎)		燃料一立 方呎に要 する容量 (立方呎)	燃 燒 生 成 物				
		O°C760 ヨリ	60°F 30時		CO ₂	H ₂ O	N ₂	水分凝縮 後の成分	
								CO ₂	N ₂
水	8.00	89.4	448.7	0.5	9.00	26.80	—	—	100.0
炭素(燃えてCO ₂ となるとき)	2.66	29.8	149.4	—	—	—	3.66	8.93	79.0
炭素(燃えてCOとなるとき)	1.33	14.9	74.7	—	—	—	2.33	4.46	65.3
一酸化炭素	0.57	6.4	32.0	0.5	—	—	1.57	1.90	65.3
メタン	4.00	44.7	224.3	2.0	2.25	13.40	2.75	11.7	88.3
エタン	3.43	38.3	192.2	3.0	1.30	11.50	3.14	15.0	85.0
アセチレン	3.07	34.4	172.6	2.5	0.69	10.30	3.38	17.5	82.5
ベンゼン	3.07	34.4	172.6	7.5	0.69	10.30	3.38	17.5	82.5

附 表 第 三

世界原油産額(單位1000米石)

國 別	大 正 十 一 年	大 正 十 二 年	大 正 十 三 年	大 正 十 四 年	昭 和 元 年
國 米	557,531	732,407	713,940	763,743	775,000
墨 西 哥	182,278	149,585	139,678	115,515	90,000
露 國	32,966	39,165	45,555	52,448	61,000
波 斯	21,909	28,763	32,373	35,038	35,460
蘭 領 印 度	16,720	19,868	20,473	21,422	22,200
ウエネゼラ	2,201	4,059	9,042	19,687	37,226
羅 馬 尼	9,843	10,867	13,369	16,646	23,299
秘 露	5,314	5,699	7,812	9,164	10,782
印 度	7,700	8,320	8,416	8,000	8,728
波 蘭	5,227	5,373	5,657	5,960	5,835
阿 爾 然 丁	3,018	3,400	4,669	5,818	6,500
トクニダツド	2,445	3,051	4,057	4,654	4,971
英 領 サラソク	2,849	3,940	4,163	4,257	4,300
日 本	2,042	1,789	1,814	2,000	1,900
埃 及	1,188	1,054	1,122	1,226	1,161
コロンビア	323	424	445	581	6,446
佛 國	496	403	426	459	466
獨 逸	319	312	406	411	550
加 奈 太	179	170	161	318	339
チエツコスラ	120	74	76	50	50
グキア	—	—	—	—	—
伊 太 利	31	34	45	45	45
アルゼリア	9	9	11	12	12
ソノ他	101	113	113	112	338
合 計	854,809	1,018,900	1,013,523	1,067,566	1,096,608

附 表 第 四

世 界 石 炭 産 額 (石炭時報所載)

	1926	1925	1924	1923	1922	1921	1920	1919	1918	1917
米 國	601,613	527,861	518,556	59,216	419,643	459,392	597,162	502,534	678,212	651,402
獨 逸	285,240	272,533	243,406	180,473	267,172	268,621	253,391	210,353	273,930	184,427
英 吉 利	127,589	247,079	271,405	281,400	255,892	165,871	233,216	233,468	255,040	278,319
佛 蘭 西	52,478	48,055	44,955	38,577	31,941	28,960	25,300	22,441	30,864	31,846
波 蘭	35,429	29146	32,313	36,296	24,195	7,843	6,660	6,263	6,145	—
*チエツ コスロバ キア	33,022	31,544	5,639	28,613	29,639	32,699	31,087	26,947	—	—
日 本	31,426	31,459	30,111	28,949	27,701	26,221	29,245	31,271	28,029	26,361
白 耳 義	25,320	23,097	23,362	22,922	21,234	21,750	22,389	18,483	15,308	18,588
露 西 亞	25,300	19,000	14,383	11,050	10,631	9,851	6,162	6,463	9,017	30,047
印 度	21,000	20,184	20,524	19,973	19,316	19,511	17,357	22,991	23,209	20,399

加 奈 陀	14,930	13,135	12,372	15,413	13,751	13,556	15,088	12,411	14,978	14,046
*ザール	13,581	12,990	14,032	9,292	11,244	9,576	9,408	—	—	—
南 洲	12,850	12,322	11,820	10,811	8,831	10,339	10,409	9,313	11,938	11,629
濠 洲	10,700	11,579	14,108	12,837	12,496	13,074	13,176	10,736	12,231	11,321
印 蘭	8,651	7,325	6,371	5,650	4,895	4,290	5,512	5,422	5,278	3,370
西 班 牙	6,664	6,520	6,539	6,366	4,765	5,420	5,973	6,244	7,897	6,261
*匈牙利	6,649	6,326	7,078	7,710	7,718	6,419	4,963	3,902	—	—
*奧太利	—	3,060	2,949	2,817	3,276	2,531	2,542	2,097	35,758	42,279
世 界 計	1,355,000	1,361,000	1,358,000	1,360,000	1,226,000	1,134,000	1,316,000	1,173,000	1,032,000	1,356,000

備考 ミネラルインダストリー及びコール・エー・ジに依る。

但し日本は商工省調査にして臺灣樺太を含まず。
獨逸は1919年迄ザールを、奧太利は1918迄、匈牙利並

にチエツコスロバキアを含む。

露西亞の1919年は波蘭を含む。

* 印を附せるは褐炭の産出額多き諸國なり。

第五表 代 表 的 石 炭 の 性 分

各 國 代 表 的 石 炭 の 性 分

國 と 所 在 地	水	揮 發 分	固 定 素	灰	硫 黄	B.T.U./噸	カ ロ リ ー / 瓦	U.H.V. B.T.U.	U.V.M.
三 瀨 中 央 炭	1.73	33.09	48.94	16.24	1.80	12,130	6,739	14,864	39.86
三 池 炭	1.16	34.54	48.97	15.33	3.88	13,243	7,355	16,109	41.13
鹿 町 炭	1.14	20.97	52.77	25.12	0.05	11,155	6,197	14,100	28.98
宇 部 炭	9.85	37.94	40.73	11.48	2.19	10,242	5,690	13,159	48.53
夕 張 炭	0.72	37.86	53.60	7.82	0.29	14,044	7,802	15,419	41.40
土 威 炭	0.88	23.87	68.89	6.36	0.36	14,443	8,024	15,679	25.70
開 平 炭	1.60	29.48	52.09	16.83	1.70	11,950	6,639	15,010	36.35
撫 順 炭	4.51	37.56	50.14	7.79	0.73	12,683	7,046	14,536	42.73
イ ン グ ラ ン ド	1.50	34.68	59.15	8.80	0.87	13,330	7,420	14,140	36.20
ラ イ セ ン	13.22	30.99	50.52	5.27	1.25	13,170	7,320	16,290	38.05
コ ー ク シ ャ イ ヤー	8.44	37.01	51.19	2.00	1.36	13,397	7,440	15,020	40.90
ス コ ヴ ト ラ ン ド	6.86	36.65	51.56	4.14	0.79	12,422	6,905	14,010	40.80
エ ン ン バ ラ	9.87	31.32	55.02	3.43	0.36	12,915	7,206	14,930	63.40
シ ン ナー ク ・ コー ル バ ン	7.50	31.56	56.68	4.04	0.22	13,690	7,610	15,540	35.25

ウ エ ル ス ・ カ ジ フ	1.04	17.17	76.53	5.26	0.86	14,479	8,045	15,540	17.68
ニ ー ス	1.83	7.47	86.82	3.88	0.79	14,574	8,090	15,520	7.32
ポ ー ト ラ ン ド	2.41	11.65	70.49	15.45	1.01	13,124	7,010	16,260	12.48
獨 逸	0.30	6.00	87.60	6.10	0.90	14,080	7,822	15,100	5.90
シ ン	0.80	12.40	79.50	7.30	1.40	13,940	7,745	15,300	12.42
シ ン	2.60	29.20	64.20	4.00	0.80	13,760	7,644	14,810	30.80
ザ ー ル	1.73	33.16	57.54	7.57	0.94	13,896	7,720	15,450	35.90
サ ク ソ ニ ー	8.17	35.93	53.75	2.15	0.76	12,728	7,071	14,230	39.80
シ ン	14.42	44.63	33.85	7.10	1.17	8,872	4,929	11,400	56.50
フ ル ガ リ ヤ ・ プ ロ シ ャ	0.72	36.05	56.43	5.30	3.01	12,690	7,050	13,650	37.50
南 亞 非 利 加	2.57	29.16	57.68	10.59	0.42	12,392	6,885	14,425	32.45
シ ン	1.28	23.70	97.03	7.96	1.24	13,720	7,622	15,271	25.01
オ ー ス ト ラ リ ヤ	1.89	41.35	50.51	6.25	1.01	12,760	7,990	14,000	41.50
ニ ー ス	0.70	16.69	77.67	4.95	0.30	14,915	8,286	15,890	17.20
カナダ	2.10	23.10	58.60	16.20	0.50	12,400	6,888	15,420	26.95
シ ン	1.20	31.70	53.80	13.30	6.60	13,020	7,240	15,690	37.90
シ ン	3.70	35.00	54.20	7.02	2.79	13,150	7,306	14,910	37.40

註 U.V.M.純炭の揮發分 U.H.V.1噸の發熱量

附 表 第 六

水 力 (石炭時報所載)

	調 査 年	利用し得る 全水力(馬力)	現在利用水 力(馬力)	利用水力の 割合 %
米 國	1926	34,818,000	11,176,596	32.10
加 奈 陀	1925	23,000,000	4,290,428	18.65
伊 太 利	1925	6,000,000	3,200,000	53.33
佛 蘭 西	1924	9,000,000	2,700,000	30.00
日 本	1925	8,000,000	2,418,011	30.23
諾 威	1924	12,290,000	1,825,000	14.85
瑞 西	1923	4,000,000	1,400,000	35.00
瑞 典	1924	6,200,000	1,355,000	21.85
獨 逸	1924	7,735,500	1,221,140	15.79
印 度	1923	27,000,000	1,144,000	4.27
露 西 亞	1923	15,425,000	1,000,000	6.48
西 班 牙	1923	5,000,000	880,000	17.60
伯 刺 西 爾	1924	26,000,000	450,000	1.73
墨 西 哥	1922	6,000,000	400,000	1.67
澳 太 利	1925	5,600,000	308,000	5.50
英 吉 利	1923	900,000	250,000	27.78

昭和三年十月廿五日印刷

昭和三年十月三十日發行

燃 料 下 卷

〔非 賣 品〕

著 作 兼
發 行 者

製鐵所教習所

製鐵所教習所長事務取扱

代 表 者

田 尻 生 五

東京市牛込區市谷加賀町一丁目十二番地

印 刷 者

鷺 見 九 市

東京市牛込區市谷加賀町一丁目十二番地

印 刷 所

株 式 會 社 秀 英 舍



終