W : mass flow rate of dry air	[kg/hr]	ρ : density	[kg/m ³]
y : absolute humidity	[kg/kg]	μ : viscosity	[kg/m·hr]
y_0 : saturated humidity	[kg/kg]		
Δy_m : logarithmic mean driving force expressed in absolute humidity	[kg/kg]	Subscript letters	
Z_0 : clear liquid height	[m]	1,2: inlet and outlet	
Z_v : gas-liquid contact height	[m]	g : gas	
		l : liquid	

Literature cited

- Gerster, J. A., A. P. Colburn et al.: *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 716 (1949)
- Kamei, S., T. Takamatsu and S. Nakazaki: *Chem. Eng. (Japan)*, **20**, 71 (1956)
- Pozin, M. Ye. and E. Ya. Tarat: *Zhur. prikl. Khim.*, **31**, 1332 (1958)
- Tohata, H. and T. Nakada: The 23rd Annual Meeting of the Society of Chem. Eng. Japan (1958)
- Tohata, H. et al.: The 27th Annual Meeting of the Society of Chem. Eng. Japan (1962)
- Vits, H.: *Forsch. Gebiete Ingenieurw.*, **24**, 137 (1958)
- West, F. B., Walter D. Gilbert and Toru Shimizu: *I. E. C.*, **44**, 2470 (1952)

石灰炉分解層容積の一計算法*

頼実正弘**・定本省三**

緒言

石灰石の煅焼速度については、V. J. Azbe¹⁾をはじめ数多くの実験報告があるが^{5,6,10)}、石灰炉の設計についての報告は比較的少ない^{2-4,9)}。石灰炉内の変化は電気炉内での実験とはちがい複雑で、現状では炉の設計は経験的に炉の断面積当りの石灰の生産量から炉の内容積を決めているようである。村上⁸⁾は半径 R なる石灰石が分解して、 τ 時間後内部に半径 r^* なる未分解部分を残す状態について理論式をつくり、それを解いて煅焼時間を算出し炉の高さを求めておられる。筆者らは Hyatt, Cutler & Wadsworth⁷⁾が炭酸ガスの分圧を調整した素素気流中で石灰石を煅焼した実験から求めた単位反応面積当りの分解速度が理論式とよく一致するという報告にもとづいて、炉の設計について一計算法を試みた。

炉は堅型で石灰石の処理能力 350 ton/day (石灰の生産能力 196 ton/day)、燃料はコークスを用い、理想炉として取扱うこととする。すなわち、(1) 石灰石およびコークスは炉内に均一に分布し、その大きさは適当である。(2) 炉内の空気は過不足なく均一に炉内に配分される。(3) 熱損失は最少限に保たれる。(4) 石灰石およびコークスは完全に分解あるいは燃焼し、石灰は再炭酸化しないものとして取扱う。

§1. 炉内の熱収支と物質収支

石灰石の組成は本邦産のものでは大体次のとおりである。

CaCO ₃	MgCO ₃	R ₂ O ₃ +SiO ₂	その他
97.1%	1.5	1.1	0.3

コークスは固定炭素 85%、灰分 12% で、発熱量 8100 kcal/kg とする。

石灰石、コークスおよび空気の入口温度はすべて 20°C とし、排石温度 50°C、排ガス温度 120°C とする。

0°C を基準として、石灰石 1000 kg 当りの熱収支計算をおこなうと、コークスの必要量が算出できる。

(入 熱 量)	(出 熱 量)
$\begin{bmatrix} \text{石灰石} \\ \text{コークス} \\ \text{燃焼用空気} \\ \text{コークス燃焼熱} \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} \text{排石} \\ \text{排ガス} \\ \text{分解熱} \\ \text{外壁熱損} \\ \text{排ガス漏洩損} \\ \text{その他熱損} \end{bmatrix}$

コークスの必要量 72.2 kg となり、したがって固定炭素は 61.4 kg 必要なことがわかる。

炉に投入すべきコークス量が決定すれば、物質収支は

* <Calculating Method for Packed Volume of the Decomposition Zone in the Vertical Type-lime Calcining Kiln>
Received on February 9, 1963

** Masahiro Yorizane, Shozo Sadamoto (Dept. of Chem. Eng., Univ. of Hiroshima, Hiroshima, Japan)

容易に算出できる。石灰石 1000 kg を基準にした物質収支を Fig. 1 に示す。

§2. 分解層容積

炉を予熱層、分解層、冷却層に明確に区別することは実際上はなほ困難であるが、この三つの層に分けてそれぞれ容積を計算する。

燃焼用空気は冷却層で石灰と熱交換して予熱されるが、石灰が冷却層に入る温度を 950°C とし、冷却層を出る空気の温度 t °C は次のようにして求められる。

CaO, MgO, ash の平均熱容量 (50°~950°C) をそれぞれ 0.240, 0.279, 0.27 kcal/kg·°C とすれば石灰が放出する熱量は

$$(544 \times 0.240 + 7.2 \times 0.279 + 22.7 \times 0.27)(950 - 50) = 124828 \text{ [kcal]}$$

空気量 711.9 kg, 空気の定圧比熱 0.252 kcal/kg·°C だから、外壁放散熱その他の熱損失を見込んだ熱交換率を 90% とすると

$$t = \frac{124828 \times 0.90}{711.9 \times 0.252} + 20 = 645 \text{ [°C]}$$

$$\text{物質収支より } F \cdot dx = r \cdot d\Phi \quad (1)$$

$$\text{ここで } d\Phi = S \cdot \sigma \cdot d(1 - \epsilon) \cdot A \cdot dH \quad (2)$$

反応速度 r (g-mol/m²·hr) を R (mg/cm²·min) なる単位に換算すると、

$$r = 6R \quad (3)$$

Eq. (1), (2) および (3) より

$$A \cdot dH = \frac{F \cdot dx}{S \cdot \sigma \cdot d(1 - \epsilon) 6R} \quad (4)$$

Hyatt ら⁷⁾によれば石灰石の分解速度 R は次式によって与えられる。

$$R = \frac{1 - (p_{\text{CO}_2}/p^0_{\text{CO}_2})}{B \cdot p_{\text{CO}_2} + (1/R_0)} \quad (5)$$

Fig. 2 は Eq. (5) にもとづいて、Hyatt らが単位反応面積当りの分解速度 R と炭酸ガスの分圧 p_{CO_2} との関係を示したものである。これから $p^0_{\text{CO}_2}$, B および R_0 を計算して $1/T$ に対して片対数方眼紙に点綴すると Fig. 3 に示すように直線関係にあることがわかった。

したがって、Eq. (5) より R を求め、Eq. (4) によって分解層の内容積を計算することができる。

石灰石の表面温度 (石灰石に近接しているガスの温度の意味で用いる) 1050°C の場合について計算例を次に示す。

ガス温度と表面温度の平均温度差は文献⁹⁾より 150°C とすると、冷却層を出た空気の温度は 645°C であるから、これをガス温度 1200°C まで加熱するに要する固定

Fig. 2 R vs. p_{CO_2}

Fig. 1 Material balance

Fig. 3 $p^0_{\text{CO}_2}$, B and R_0 vs. $1/T$

炭素量は、空気量 W kg/hr, 空気の比熱 C_p kcal/kg $\cdot$ °C
 コークスの発熱量 8100 kcal/kg とすると

$$\text{固定炭素量} = \frac{W \cdot C_p (1200 - 645)}{8100} \times 0.85 \quad [\text{kg/hr}]$$

となる。

ここで、石灰石 1 ton 当りの空気量は 711.9 kg で、石灰石の供給量は 350 ton/day すなわち 14.58 ton/hr だから

$$W = 711.9 \times 14.58 = 10380 \quad [\text{kg/hr}]$$

となり、 $C_p = 0.270$ kcal/kg $\cdot$ °C として

$$\begin{aligned} \text{固定炭素量} &= \frac{10380 \times 0.270 (1200 - 645)}{8100} \times 0.85 \\ &= 163.2 \quad [\text{kg/hr}] \end{aligned}$$

となる。

この固定炭素が燃焼して生ずる炭酸ガスは $163.2/12.0 = 13.60$ [kg-mol/hr], 空気の仮想的分子量を 29 とすると空気量は $10380/29 = 357.9$ [kg-mol/hr] となるから、分解層入口での炭酸ガスの分圧 p_{CO_2} は $13.60/357.9 = 0.03800$ [atm] となる。

また、石灰石の分解熱は 429 kcal/kg で、これに必要な固定炭素量は、

$$\begin{aligned} \text{固定炭素量} &= \frac{429 \times 14.58 \times 10^3}{8100} \times 0.85 \\ &= 656.37 \quad [\text{kg/hr}] \end{aligned}$$

この固定炭素が燃焼して生ずる炭酸ガスは $656.37/12.0 = 54.70$ [kg-mol/hr] となる。

反応率 x を 0.1 ずつに分割して計算した結果を Table 2 に示したが、これについて若干補足説明する。

(i) 石灰石の分解によって生ずる炭酸ガス

石灰石の分解によって生ずる炭酸ガスは、 $350 \times 10^3 / (24)(100) = 145.8$ [kg-mol/hr] となるから、これを 10 等分して各段階にわけける。

(ii) コークスの燃焼によって生ずる炭酸ガス

固定炭素の燃焼によって生ずる炭酸ガスは前記のごとく、空気の加熱のために 13.60 kg-mol/hr, 分解熱を供給するために 54.70 kg-mol/hr である。(i) の炭酸ガスと (ii) の分解熱を供給するために生じた炭酸ガスを、ガス温度まで加熱する熱量と外壁への放散熱量を考えて 1 kg-mol/hr を加算すると、コークスの燃焼によって生

ずる炭酸ガスは 55.70 kg-mol/hr となり、これを 10 等分して各段階にわけける。

(iii) 炭酸ガスの全量

空気加熱のために生じた炭酸ガス 13.60 kg-mol/hr に各段階の炭酸ガス [(i)+(ii)] を順次加算して得られる。

(iv) 全ガス量

固定炭素の燃焼に費される空気中の酸素と燃焼によって生ずる炭酸ガスのモル数は等しいから、空気量 357.9 kg-mol/hr (前記) に (i) の値を順次加算して得られる。

(v) 炭酸ガスの分圧 p_{CO_2}

(iii) を (iv) で割る。

(vi) 反応速度 R

煅焼温度に対応する $p^0_{\text{CO}_2}$, B および R_0 を Fig. 3 より読みとり Eq. (5) によって計算する。

(vii) 表面積係数 σ

石灰石の未分解部分の表面積の割合を表わす係数で、石を球形と考えると幾何学的に $\sigma = (1-x)^{2/3}$ となる。

(viii) $A \cdot \Delta H$

Eq. (4) より

$$\begin{aligned} A \cdot \Delta H &= F \cdot \Delta x \cdot S \cdot \sigma \cdot d (1-\epsilon) 6 R \\ &= 145.8 \times 10^3 \times 0.1/22 \times 3.0 \times 0.5 \times 6 \sigma R \\ &= 73.64 / \sigma R \end{aligned}$$

石灰石の大きさとその表面積 S との関係は Table 1 に示した。石灰石の大きさは分解層の容積に大きく影響するが、石灰石の平均直径 0.09 m (約 3.65 inch), したがって $S = 22 \text{ m}^2/\text{ton}$ として計算した。また、石灰石の密度 $d = 3.0 \text{ ton/m}^3$, 空間率 $\epsilon = 0.5$ とした。

Table 2 に計算値を示したが、分解層の容積 $\Sigma A \cdot \Delta H = 51.757 \text{ m}^3$ となり、断面積 A を 15 m^2 とすれば高さは 3.5 m となる。

同様に、石灰石の表面温度 1100°C の場合について計算した結果を Table 3 に示した。すなわち分解層の容積 $\Sigma A \cdot \Delta H = 27.483 \text{ m}^3$, 断面積を 15 m^2 とすれば高さは 1.8 m となる。

冷却層、予熱層の容積は移動層における伝熱として計算できるが詳細は省略する。

結 言

石灰炉内の反応は複雑で内容積の計算も困難であった、現状では経験にたよっている点が多い。

Hyatt らは石灰石 ($0.1 \times 1.0 \times 1.5 \text{ cm}$) を煅焼して、単位反応面積当りの分解速度を石灰石の表面温度 (石の厚さが薄いから反応面の温度とほぼ等しいと) 考えられ

Table 1 Total surface area of limestone per ton (calculated value)

diameter of limestone[inch]	1	2	3	4	5	6	7	8
number of limestone	38,270	4,840	1,437	606	312	180	114	76.6
total surface area [m ²]	78.8	39.4	26.3	19.7	15.8	13.1	11.2	9.9

Table 2 Calculation of the packed volume in decomposition zone
(surface temperature of limestone 1,050°C)

conversion x	CO ₂ decomposition [kg-mol/hr]	CO ₂ combustion [kg-mol/hr]	total CO ₂ [kg-mol/hr]	total gas [kg-mol/hr]	p_{CO_2} [atm]	R [mg/cm ² ·min]	σ	$A \cdot \Delta H$ [m ³]
0.1	14.58	5.57	215.10	503.70	0.4270	20.272	1	3.633
0.2	14.58	5.57	194.95	489.12	0.3986	21.039	0.931	3.760
0.3	14.58	5.57	174.80	474.54	0.3684	21.913	0.861	3.903
0.4	14.58	5.57	154.65	459.96	0.3362	22.918	0.789	4.073
0.5	14.58	5.57	134.50	445.38	0.3020	24.077	0.712	4.296
0.6	14.58	5.57	114.35	430.80	0.2654	25.439	0.629	4.602
0.7	14.58	5.57	94.20	416.22	0.2263	27.054	0.542	5.022
0.8	14.58	5.57	74.05	401.64	0.1844	29.004	0.448	5.667
0.9	14.58	5.57	53.90	387.06	0.1393	31.406	0.342	6.856
1.0	14.58	5.57	33.75	372.48	0.09061	34.441	0.215	9.945
		(13.60)	(13.60)	(357.9)	(0.03800)			$\Sigma A \cdot \Delta H = 51.757$ [m ³]

Table 3 Calculation of the packed volume in decomposition zone
(surface temperature of limestone 100°C)

conversion x	CO ₂ decomposition [kg-mol/hr]	CO ₂ combustion [kg-mol/hr]	total CO ₂ [kg-mol/hr]	total gas [kg-mol/hr]	p_{CO_2} [atm]	R [mg/cm ² ·min]	σ	$A \cdot \Delta H$ [m ³]
0.1	14.58	5.57	216.33	503.70	0.4295	40.904	1	1.800
0.2	14.58	5.57	196.18	489.12	0.4011	42.103	0.931	1.879
0.3	14.58	5.57	176.03	474.54	0.3709	43.451	0.861	1.968
0.4	14.58	5.57	155.88	459.96	0.3389	44.968	0.789	2.076
0.5	14.58	5.57	135.73	445.38	0.3048	46.695	0.712	2.215
0.6	14.58	5.57	115.58	430.80	0.2683	48.684	0.629	2.405
0.7	14.58	5.57	95.43	416.22	0.2293	50.986	0.542	2.665
0.8	14.58	5.57	75.28	401.64	0.1874	53.696	0.448	3.061
0.9	14.58	5.57	55.13	387.06	0.1424	56.918	0.342	3.783
1.0	14.58	5.57	34.98	372.48	0.09391	60.822	0.215	5.631
		(14.83)	(14.83)	(357.9)	(0.04144)			$\Sigma A \cdot \Delta H = 27.483$ [m ³]

る)と炭酸ガスの分圧であらわしているが[式(5)], 実験温度範囲は 800~950°C である。この式が粗大な石灰石を煅焼する炉の設計にも表面温度で近似できると仮定し(擬表面反応の取扱), 1100°C まで外挿して適用できると仮定すれば, 反応面積は粒径と反応率に応じて S と σ によって考慮できるから, 分解層を反応率に応じていくつかの層にわけて内容積を近似計算した。

計算は 350 ton stone/day の能力をもつ理想炉で, 石灰石を直径 0.09m の球とし空間率 0.5 の場合について, 石の表面温度 1050°C および 1100°C についておこなった。石の表面温度とガス温度の平均温度差は 150°C とした。

村上⁸⁾, Wuhler ら¹⁰⁾ が伝熱的取扱いによって求めた

分解層の高さは, 炉の能力, 石灰石の大きさが筆者らの計算例の条件と等しい場合すなわち 13.07 ton CaO/m²·day, 0.09m の場合, 村上によれば 1000°C のとき 4.5 m, 1100°C のとき 2.2m となり, Wuhler によれば 1100°C のとき 1.6m となる。筆者らの計算では 1050°C のとき 3.5m, 1100°C のとき 1.8m となる。

これらの結果は計算に用いた物性値などがそれぞれ若干異なることを考えればよく一致しており, この近似計算法が便法として使用できるのではないかと考えられる。

[付記] 有益なご教示をいただいた徳山曹達株式会社取締役 高代彦治郎氏に厚く感謝の意を表します。

Nomenclature

A : sectional area of furnace [m²]
 B : constant depend on the surface temperature of limestone [—]
 d : density of limestone [ton/m³]
 F : feed of limestone [g-mol/hr]
 H : height of furnace [m]
 P_{CO_2} : partial pressure of CO₂ [atm]

$P^0_{CO_2}$: equilibrium partial pressure of CO₂ [atm]
 R : decomposition rate [mg/cm²·min]
 R_0 : constant depend on the surface temperature of limestone [—]
 r : decomposition rate [g-mol/m²·hr]
 S : surface area of limestone [m²/ton]

T : average surface temperature of limestone
[°K]
 x : conversion [—]
 $\sigma = (1-x)^{2/3}$: coefficient which represents the

fraction of reacting area to the initial
surface area of limestone [—]
 Φ : reaction area [m²]
 e : void space [—]

Literature cited

- 1) Azbe, V. J.: *Rock Prod.*, Feb. 101 (1953)
- 2) Eigen, H.: *Zement-Kalk-Gips*, 5, 504 (1957)
- 3) Eigen, H.: *ibid.*, 6, 258 (1958)
- 4) Furnas, C. C.: *Ind. Eng. Chem.*, 22, 721 (1930)
- 5) Furnas, C. C.: *ibid.*, 23, 514 (1931)
- 6) Haslam, R. T. & Smith, V. C.: *ibid.*, 20, 170 (1928)
- 7) Hyatt, Cutler & Wadsworth: *J. Am. Ceramic Soc.*, Vol. 41, No. 2, 71
- 8) Murakami, K.: *Sekko to Sekkai (Gypsum and Limestone)*, 30, 1480 (1958)
- 9) Wuhler, J.: *Chemie Ing. Techn.*, 30, 19 (1958)
- 10) Wuhler, J. & Radermacher, G.: *ibid.*, 28, 328 (1956)

書評

小河内 美 男 著

「配 管 工 学」

工学図書刊 (1964), 750 円

配管設計および工事についての著者の経験から生れた本で、類の少ない良書である。内容は管について (1) 構造 (肉厚や接続方法など), (2) 支持方法, (3) 熱膨張による応力, (4) 保温などが主眼であり、特に材料力学的に詳しく論じてある。JIS やその他の規則も適当に取入れ、かつ著者の考察した線図を豊富に使って計算が容易にできるように苦心してある。計算用線図は 58 図にもおよんでいる。計算例題も多数あげて理解しやすくなっている。

ただ流動と保温との項については非常に具体的であって、化学工学技術者にとっては、あるいはもう少し理論が濃い方が好まれるかも知れないが、実際にはこの程度の根本知識をよく心得ていれば、普通の問題には十分対処できる。難をいえば参考文献が無いことと、引用した JIS に番号が書いてないところがあるのが玉にきずであらう。

要するに配管の実際について親切にまとめた書物であって、関係のある技術者にはまず第一にすすめたいものである。

[河 東]

中 村 七 郎 著

「化学工場における装置・機器取扱い法」

東京化学同人刊 (1964), 650 円

初めて化学工場運転の実務にたずさわる人々は、単一の装置や機器に関する個別的な専門知識よりも、むしろ始動、保守、点検、停止等を含む総合的な取扱い法を学ぶことに一種のものとかしさを感じるのではないだろうか。それは結局体験を通して習得されるべきものであるにせよ、化学実験における基本操作法に比すべき化学工場運転における基本操作法を述べた書物は待望の書といえる。

本書はこういう要望に答えるものであって、著者は多年石油

精製、石油化学関係の工場運転に従事されたベテランである。

内容は 1. 塔類, 2. 槽類, 3. 加熱炉, 4. 熱交換器, 5. ポンプ類, 6. ミキサー, フィルター, 7. 計器, 8. 圧縮機, 9. 冷凍機, 10. 減圧装置, 11. 配管, 12. 保温および保冷, 13. 装置の清掃, 14. 装置の予備運転および停止, 15. 作業員の一般心得, 16. 安全の各章からなり、特に 1, 7, 11 章に多くのページ数をさいている。敢えて原理や構造に関する記述を必要最少限度に止め、蓄積された体験を中心として、後進の人々に必要と思われることを、努めて平易に説明しようとした著者の意図は充分達せられている。

本書が流体系のプラントに対象を限っていることはやむを得ぬことと思われるが、将来流動層を始めとする粉粒体系に関する装置・機器類の取扱い法にまで内容が拡大されることを期待したい。

[山 領]

渡 辺 正 紀 著

「溶 接 設 計 と 管 理」

オーム社刊 (1964), 1500 円

著者の渡辺教授は溶接構造物の変形、内部応力など、いわゆる溶接力学の権威であるが、本書はその豊富なうんちくを傾けてしかも平易に溶接力学の観点から書かれたユニークな内容のものである。

著者はまた溶接設計はいかに良くなされても、溶接そのものの複雑性から考えて、施工の面において充分の管理がなされないと所期の溶接構造物は出来上らないことを観破され、特に溶接管理の重要性を強調され記述されてある点はまことに当を得たものと考えられる。殊に最新の溶接棒、溶接性鋼材に付いて殆んど漏れなく紹介されてあるのは実務技術者にとって大変有益である。

ただ希望的な意見を述べるとすれば、溶接部の応力分布ならびに集中度および溶接部における力の伝達機構について実際の各種形状につき定量的な説明、紹介が欲しかった。

更に慾をいえば一つの実際のモデル構造物について設計、応力分布、歪量ならびにその矯正等の演習問題的な例示があれば初学者ならびに実務技術者の参考書として更に一段と光を添えるものと思われる。

[小谷敏雄]

重曹の熱分解 (杉山幸男・鬼頭正和, 化学工学, 28, 810~814(1964)) 重曹単一球の分解速度, 反応完結時間, 粒内温度分布は若干の仮定に基づいて解析された三つのモデルにより, 解析的ないし電子計算機による数値解析で, 小さい誤差で推定できる。なおこれらの適用には限界がある。

重曹の加圧成型球は $\varphi=250^{\circ}\sim 300^{\circ}\text{C}$, 温度上昇度 $1.1^{\circ}\sim 4.2^{\circ}\text{C}/\text{min}$ では分解速度は伝熱律速として大過ないことが明らかとなった。

流動層内のジェット粉碎と固体熱分解反応との同時操作について —— 表面粉碎が支配的な粉碎反応の機構 ——

(田中達夫, 化学工学, 28, 815~822(1964)) 反応の進行とともに固体表面に反応生成層を生じ, これを通しての熱または物質の拡散抵抗が総括反応速度を律するような場合, たとえば MgCO_3 の熱分解やある種の物質の酸化, 還元反応などにおいて, 粉碎を同時に行なうことによって機械的にこの反応生成層を除き, 反応速度を高め装置容量を増すことが期待される。本報では, この同時操作の機構を解析的に取扱うためにもっとも単純なモデルを提案し, 操作変数と反応転化率の関係を求め, さらに流動層にジェット気流を吹込む MgCO_3 の熱分解実験を行なって, 基礎理論の成り立つことを示した。

精留塔の段効率 (恩田格三郎・小林 治, 化学工学, 28, 823~828 (1964)) Murphree 段効率 $(EMV)_i$ を modify し, 本文 (9) 式のごとく, 段の中心の液に平衡な蒸気組成を基準とする段効率 $(EMV)_{i/2}$ を定義した。液混合過程に乱流拡散モデルを用いて $(EMV)_{i/2}$ を解析し, Pe 数と λEOG の関数として表わした。この新しい段効率は通常の場合, 段上の液混合に無関係に点効率 EOG にはば等しくなることを示した。また $(EMV)_i$ と $(EMV)_{i/2}$ の関係を誘導した。

多管型濡壁反応吸収塔による炭酸アンモニウム水溶液生成中規模試験 (小久保良・富田憲造, 化学工学, 28, 828~832(1964)) アンモニアと炭酸ガスの混合物を水に吸収させて濃厚な炭酸アンモニウム溶液を製造する装置として, 並流多管型濡壁塔と向流充填塔の組合せが適することに着目し, まず多管型濡壁塔の各管に対するガス・水流入のパラッキと総合的な吸収率の関係を検討し, 引続いて中規模複合装置による連続運転を実施することによりこれに関する操作特性を明らかにした。

多孔板を用いた塩化リチウム水溶液による減湿について (東畑平一郎・山田豊一・中田常雄・板垣浩正, 化学工学, 28, 832~836(1964)) 多孔板を用いて塩化リチウム水溶液による減湿実験を行なった。実験の範囲は $u_g=0.236\sim 1.18\text{ m/sec}$, $L_i=0.2\sim 1\text{ l/min}$, $Z_v=5\sim 30\text{ cm}$ で, その結果は容量係数で整理した。容量係数は主としてガス速度に影響され, 液流量および開口比にはほとんど影響されない。また塩化リチウム水溶液による減湿は非常に効率が高く 1 段で 90% に達し, 容量係数の値は $100,000\text{ kg/hr}\cdot\text{m}^3$ におよぶ。

石灰炉分解層容積の一計算法 (頼実正弘・定本省三, 化学工学, 28, 836~840 (1964)) 石灰石の煅焼速度については多くの報告がなされているが, 石灰炉の設計に関する報告は少なく, 現状では経験に頼っている点が多い。

Hyatt らは石灰石薄片の煅焼実験より, 単位反応面積当りの分解速度を石の表面温度と炭酸ガスの分圧であらわしている[式(5)]。この式が粗大な石灰石の煅焼にも擬表面反応的取扱いによって適用できるという仮定のもとに, 反応面積は粒径と反応率に応じて考慮し, 分解熱を反応率に応じていくつかの層に分けて容積を計算する近似法を提示した。