

濡壁塔を利用する吸収反応装置

Equipment for the Absorption and Reaction by application of Wetted Wall

高 木 収*
Osamu Takagi

内 容 梗 概

濡壁塔を利用せる吸収反応装置を製作し、水と空気による Flooding (溢注) 現象と圧力降下の実験を行い、予期せる成果を収め最適設計条件を確証し得たのでここにその概要を紹介する。本装置は試運転も良好に終了し順調に運転が行われている。

1. 緒 言

充填塔、スプレー塔による吸収反応装置は従来工業的には数多く用いられているが本論に述べんとする濡壁塔を用いた吸収反応はその理論が十分発展しなかつたため最近に至るまであまり用いられなかつた。

ここに紹介するものは従来攪拌タンク内でバッチ方式で行われていた吸収反応を濡壁塔を利用して行つたものでその原理は原料液を垂直円筒管の内壁を薄膜で流下させ、塔の下部よりは反応ガスを導入して連続的に反応を行わせるものでバッチ式の欠点を補つて次に記すようなきわめて優秀な性能を発揮し得た。

従来のバッチ式反応罐の欠点として

- (1) 反応時の急激な発生熱の除去ができない。
 - (2) 攪拌効果が十分でなく局部反応の発生で均一な反応を行い得ない。
 - (3) 反応が過度に進むのを防ぎ得ない。
 - (4) バックミキシング (Backmixing) やチャンネルリング (Channeling) が起きやすい。
 - (5) 温度条件が均一に保ち得ない。
- などがあつて効率がきわめて悪かつた。これに対して濡壁塔は次のような特長をもっている。

- (1) 反応効率がきわめて良い。
- (2) 反応条件 (流量, 温度, 圧力) の調節が容易である。特に温度に鋭敏な反応には最適である。
- (3) 連続反応が可能である。
- (4) 構造簡単で取り換えが容易である。
- (5) 建設費が低廉で据付面積も少なくて良い。

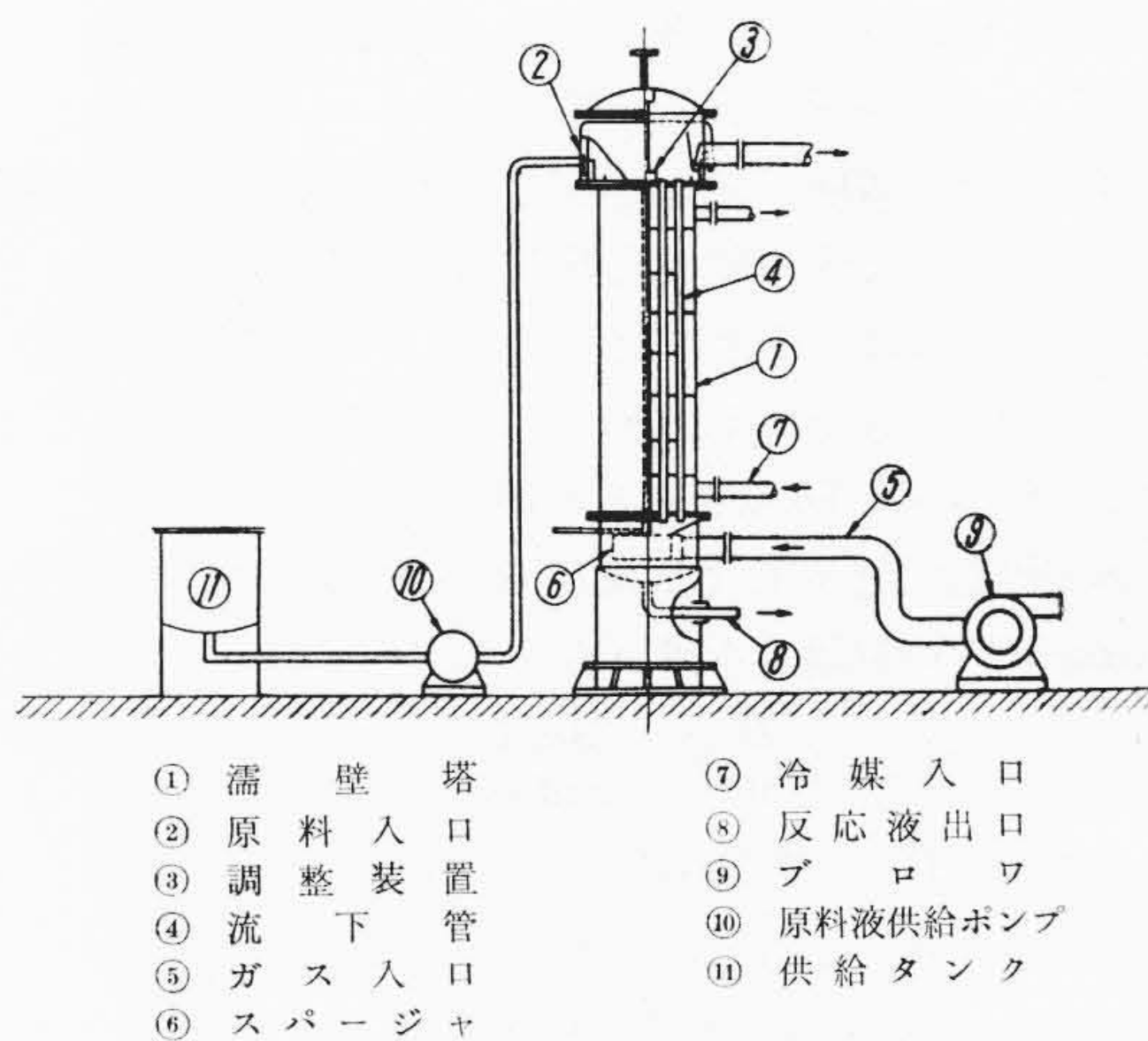
2. 本装置の概要

濡壁塔を利用した吸収反応装置の概要は第1図に示した。その主要部をなす濡壁塔の構造は下記に示すようなもので

塔 径……650 mm

塔 高……9,200 mm

* 日立製作所笠戸工場



第1図 濡壁塔を利用せる吸収反応装置

流下管……外径 56 φ, 内径 50 φ, 長さ 5,000 mm の
もの 47 本

材 質……塔, 管ともに SUS—12

ガス入口の分散管, 上部液入口の調整機構, 管内部の仕上げなどに設計工作とも特別な考慮が払われている。

操作としては, 原料液は送込ポンプより特殊邪魔板機構②を通過して波をできるだけ整流し, 流下管④の上端より各管とも均一な流量で流下する。このためには流下液量の調節は定量ポンプ (ミルトンロイ形式のもの) ⑩または中央の調整用円形堰 (上部鏡板上に出ている調節用ハンドルの回転により上下できるようになっている) ③によつて行う。

円形堰をオーバーフローした液は中央の流下管を流れて原料供給タンクに帰るようになっている。

ガスは下部入口管⑤を通過して分散管⑥に入り各管に均一に流入するブロワ⑨により, 温度の調節は管外シエル側を通る冷媒⑦によつて希望する温度にコントロールなしうる。

濡壁塔には, 本構造のように多管式のものとは単一管式のものおよび管外側を流下さす方式などがあるがガス処

理量と流下液量の関係から最適なものを選ぶべきである。

接触面積とガス速度の関係から本式では多管式を採用し効率の増大を計った。

3. 基礎的考察と決定因子

液ガス向流接触装置として濡壁塔を利用せる場合に問題となる点は次のようなものがある^{(3)~(10)}。

- (1) 流下液の溢沓現象
- (2) 管内のガス流れの圧力損失
- (3) 管内液ガスの境膜内の物質移動現象
- (4) 管内外流体の熱の授受, 熱移動速度の究明
- (5) ホールドアップの解明

液ガスの向流接触であるため流下液量に対してガス量を増加していくと管内壁を流下する液の表面速度は段々と低下しついには上向きになる現象 (いわゆる溢沓現象) を生じ液を吹き上げることになる。実際の設計値としてはこの値の 50~60 %をとるのが普通である。

層流状態で流下しているとき液膜厚みの計算には Nusselt⁽¹⁾ の理論式を用いる。すなわち

$$B^3(1 - 2\frac{B}{d}) = \frac{3\mu_L L}{g\pi d \rho_L^2} \dots\dots\dots (1)$$

- ここに B : 流下液膜の厚さ (cm)
 d : 管内径 (cm)
 μ_L : 液の粘度 (gr/cm, s)
 L : 流下液量 (gr/s)
 g : 重力による加速度 (cm/s²)
 ρ_L : 液の密度 [gr/cm³]

垂直流れの伝熱計算式は下記の式による

$$h_a = \frac{Y}{\left(\frac{B}{C_p \Gamma}\right) \left(\frac{C_p \mu_f}{\lambda_f}\right)^{\frac{2}{3}}} \dots\dots\dots (2)$$

$$Y = 2.5 \left(\frac{B}{l}\right)^{\frac{1}{3}} \times \frac{2}{3}$$

$$X = \frac{4\Gamma}{\mu_f}$$

- ここに h_a : 熱伝達係数 (Kcal/m² h. c)
 B : 液膜の厚み (m)
 C_p : 液の定容比熱 (Kcal/kg. c)
 Γ : 単位浸辺長当りの流量 (垂直管では $\omega/\pi d$)
 μ_f : 流体の粘度 (kg/m. h)
 λ_f : 流体の熱伝導率 (Kcal/m. h. c)
 ω : 流体速度 (kg/h)
 d : 管の内径 (m)
 e : 伝熱部の長さ (m)

ガス境膜物質移動係数⁽²⁾は種々な人の研究結果があるが実用上次の式を用いてよい。

$$H_L/Z = 0.250 P^{\frac{1}{2}} \quad (P < 0.077) \dots\dots\dots (3)$$

$$H_L/Z = 0.163 P^{\frac{2}{3}} \quad (P > 0.077) \dots\dots\dots (4)$$

$$\frac{1}{P} = \left(\frac{B^2 U_s}{D_L Z}\right) = 0.341 \left(\frac{4\Gamma}{\mu_L}\right)^{\frac{4}{3}} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L}\right) \left(\frac{\nu L^2}{g Z^3}\right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (5)$$

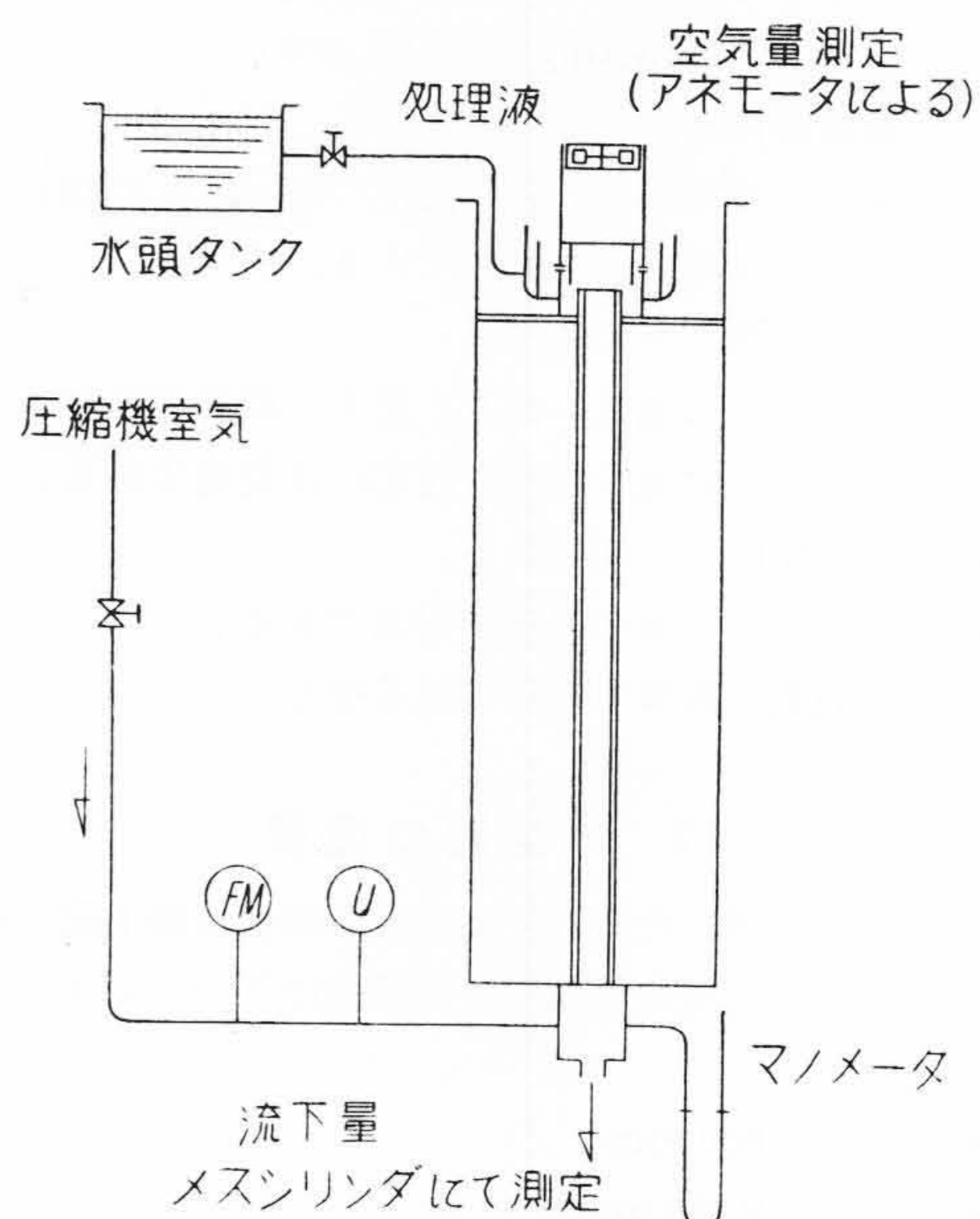
ここに H_L : 液濃度差に基づく対数平均値の H. T. U
 (H. T. U は 1 移動単位に相当する塔高)

- Z : 濡壁塔の高さ (m)
 B : 液膜の厚さ (m)
 U_s : 液膜表面の線速度 (m/h)
 D_L : 拡散速度 (m²/h)
 Γ : 単位浸辺当りの流量
 μ_L : 液の粘度 (kg/m. h)
 ν : 運動粘度 (m²/h)
 g : 重力の加速度 (m²/h)
 ρ_L : 液の密度 (kg/m³)

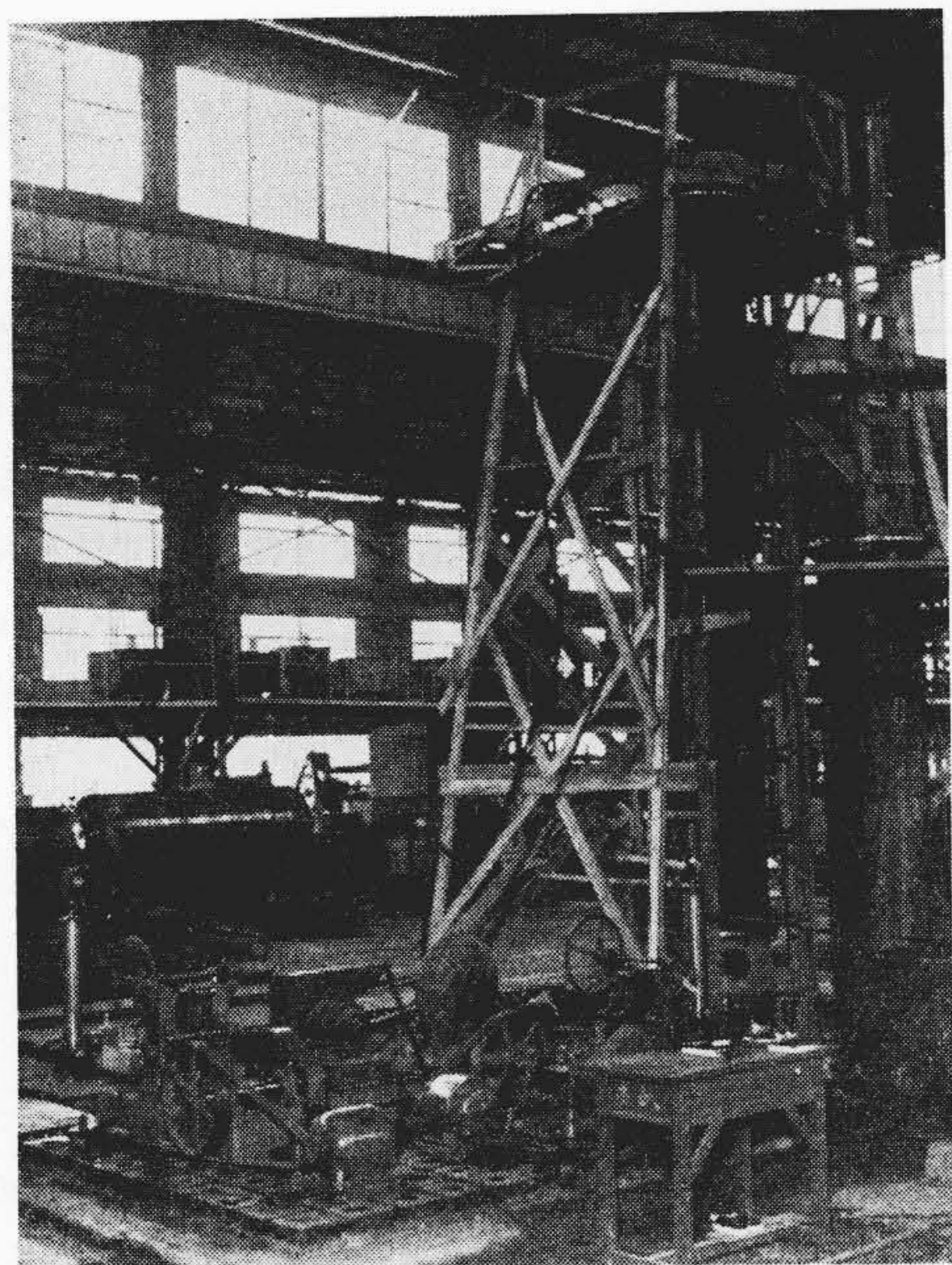
圧力降下について化学工学便覧 P. 76 などに示された式で算出する。

装置の容量は処理液量および通過ガス量により最適条件をきめるわけであるが上述の理論式, または実験式より算定した値に下記のような諸因子の関係を究明して設計上の決定因子を算出するのである。

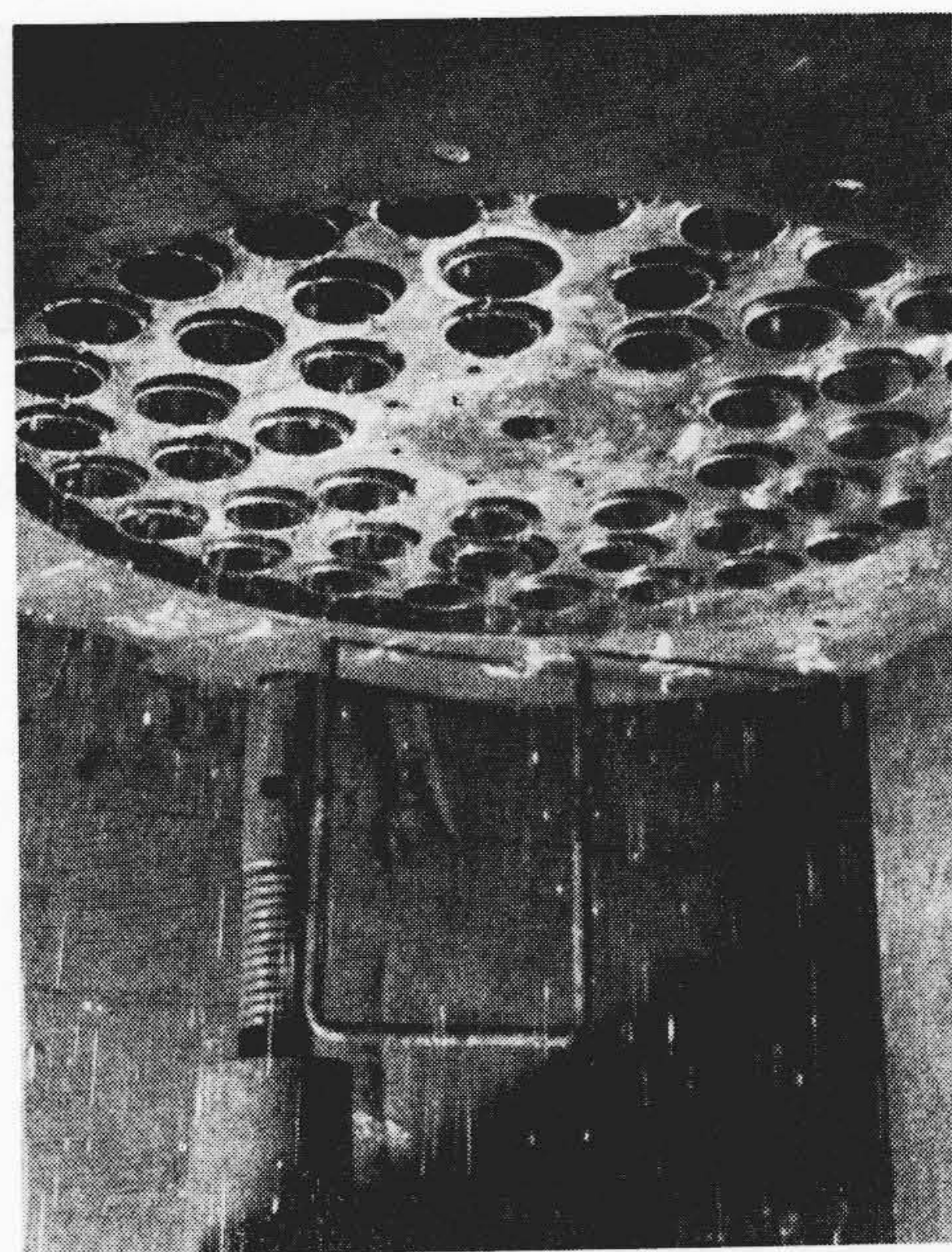
- (1) 腐蝕性の有無による材質の吟味
- (2) 伝熱面積とガス速度および流下液量との相関関係
- (3) 構造上の問題点



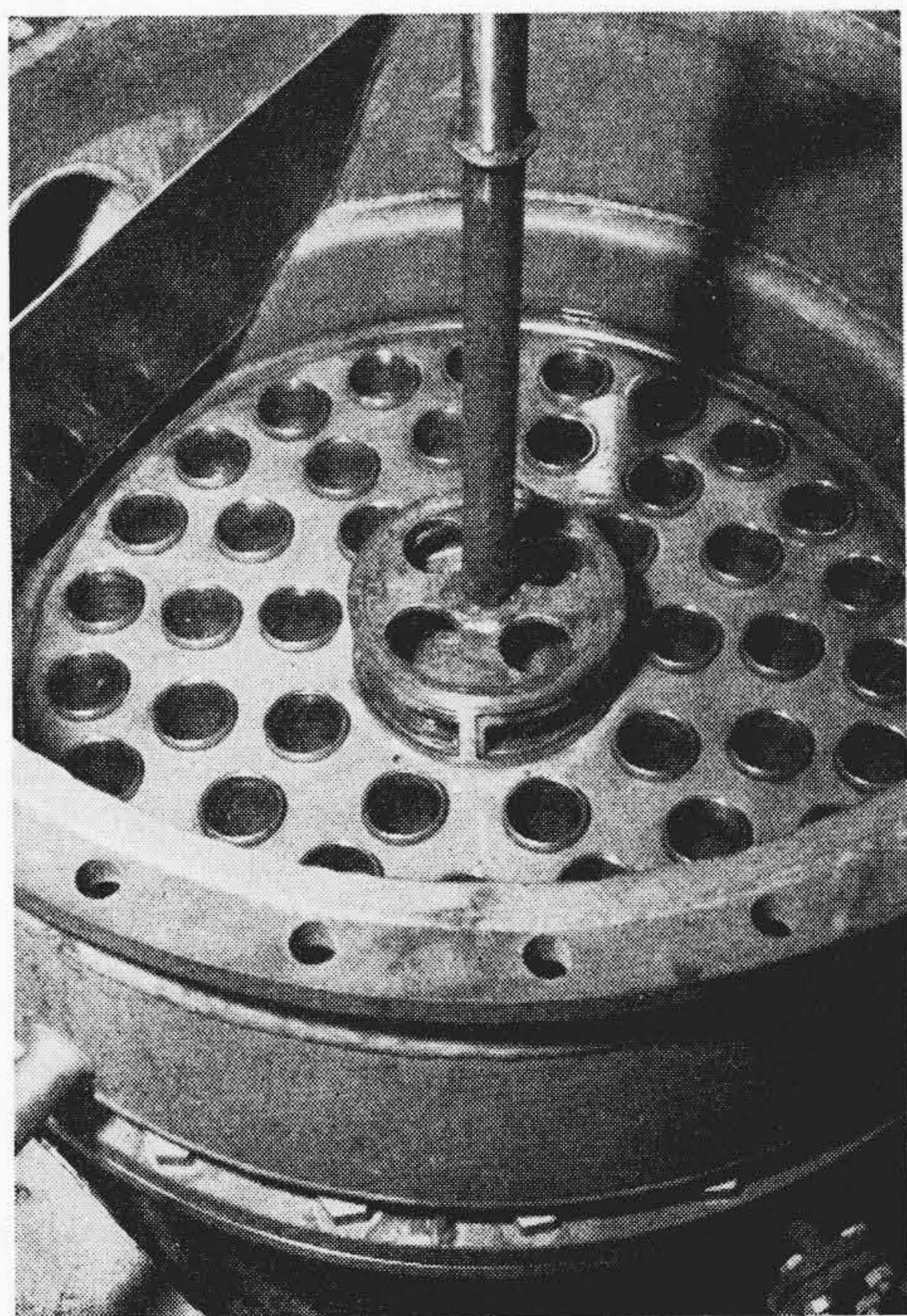
第 2 図 実験装置



第3図 濡壁塔試験状況



第5図 上部管板流入状況



第4図 下部流下状況

4. 実験装置および実験結果

本装置の設計仕様は下記のようなものとした。

通過液量：650～950 l/h

通過ガス量：800～1,200 m³/h

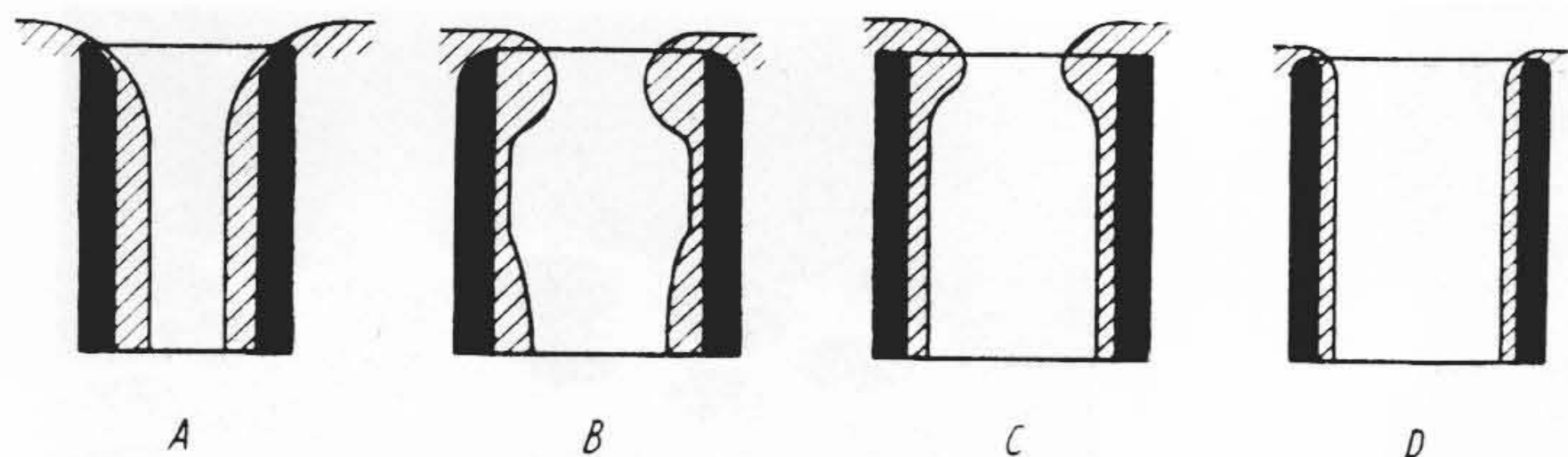
この条件を満足するため既述せるような計算式に基づいて設計値を算定し実験的に確めた、まずあらかじめ第2図に示すような実験装置で1本当りの適正流下量およびガス量を確認の後本装置を用いて水と空気により流動状況と圧力降下の実験を行つた。実験装置の概要は第3図に示すようなものである。第4図は濡壁塔の塔底の流下状況を示したもので、第5図は同塔上部管板部の液流入状況を示したものである、実験を行つた項目を下記に示す

(A) 流動および溢注実験

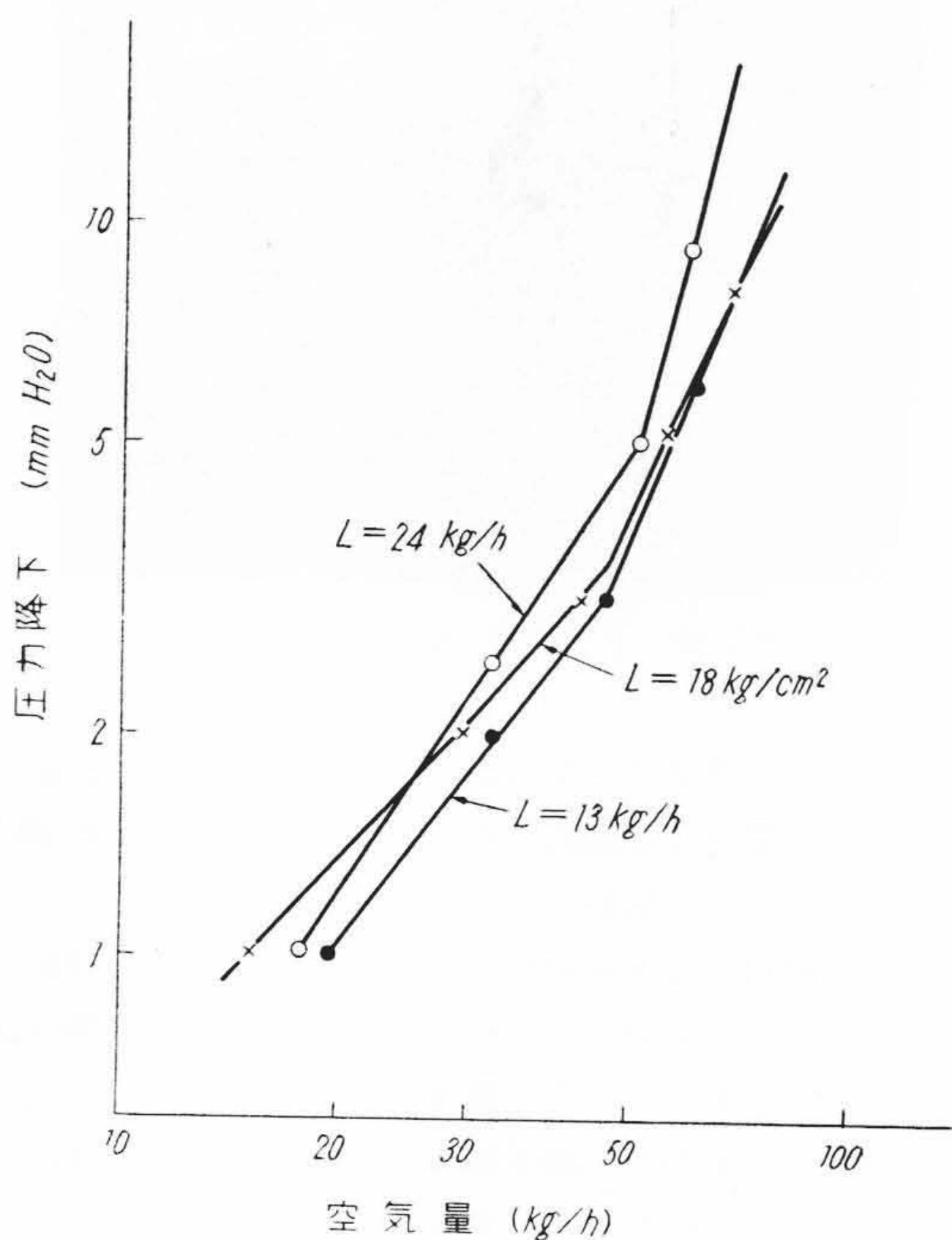
- (1) 各管均一流量（液およびガス流量について）のテスト
- (2) 管板上の流動速度および流動状況
- (3) 適正流下量の実験
- (4) 各管の圧力損失と溢注現象
- (5) 各管の流下薄膜の形成状況とガス通過時の波立ち現象

濡壁塔内の1本を用いて標準流量の±20%について空気量と溢注の状況を調べ、全体の管については塔全体を組立てて水、空気の分布状況を確認の上溢注の実験を行つた。液量調整は中央の円形堰機構によるものと定量ポンプの調節とによつて行い流量測定は定量ポンプであらかじめ計量しておきさらに各管下に特殊液取り機構を設けメスシリンダにより測定の確認を行つた。

流下管の上縁の形状により薄膜の形成と流下状況はいろいろな形をなすが定性的モデルテストで行つた結果によると第6図に示した各種の内(D)の形状が最も安定



第 6 図 管 端 形 状 に よ る 流 下 状 況



第 7 図 空 気 量 と 圧 力 損 失 の 関 係 曲 線

せる薄膜を作りうるようである。

管板上の流動については管の配列と流速に支配されるが各管均一な流量を得るためにはある速度以上には上げられないことがわかり整流機構と分散孔および堰長が問題となる。

適正流下量は溢沓の現象よりもわかるが液膜厚みを 0.3 mm ~ 0.4 mm にとれば満足な結果が得られる。本実験では液量の分布状況は標準液量に対していずれも $\pm 3\%$ 以内に入つた、ガスの分布割合と偏差は分散機構により大きくもなり小さくもなるがわれわれの採用した分散機構では最大でも $\pm 5\%$ 以内に収まる均一度であり工学的な規模の運転条件ではこの程度に入れば十分目的を達せられる。

一定の液量に対し空気量をいろいろ変化して圧力損失と空気量の関係を調べこれを対数紙上に点綴した結果を第 7 図に示す。

この図からわかるように空気量が約 46 kg/h より

50 kg/h のところで圧力損失が急激に増大し屈折点を生ずることが知られる。

本例でははつきりしたローディング現象 (loading) の屈折は示さなかつたが適正処理容量の算定には十分所期の目的が達せられる。この結果より本構造のような多管式濡壁塔と

しては適正流量は 1 本当り流下液量として約 18 kg/cm² 以下くらいにとりガス量として約 30 ~ 35 kg/cm² 程度におさえれば十分実用上安定な運転を行いうる。

なお物質移動速度そのほかの性能については行わなかつた。

5. 結 言

多管式濡壁塔を吸収反応装置に適用するにあつて水、ガスによる流動状況、溢沓現象、圧力損失などの実験を行い適正処理ガス量および液流下量の確認を行つた。

この結果から物理的なデーターのみではあるが液、ガス接触装置として十分濡壁塔が使い得ることを確認した。なお大型塔の実験を行い設計上、構造上、製作加工面上の問題点も解決し得た。

本装置はその後某社に納入し吸収反応装置として所期の目的を達し好調に運転され好評を得ている。

このきわめて効率の良い低廉な濡壁塔は吸収反応を行う化学工業方面に今後大きな寄与をなすことは疑う余地のないものと信ずる。

終りに本運転と実験に協力された日立製作所日立工場三瓶、武藤の両君ならびに検査課加藤氏、その他の方々に感謝する。

参 考 文 献

- (1) Nusselt: Zeit. Ver. Deutscher. mg. 67. 206 (1923)
- (2) Gilliland & sherwood: Ind. Eng. chem. 26, 516 (1934)
- (3) C. J. Debratz etc: chem. Eng. progress 49, 611—616 (1953)
- (4) Leo. Garwin etc: Ind. Eng. chem. 47, 392 (1955)
- (5) 亀井ほか: 化学工学 17 巻 2 号, 50 頁 (1953), 化学工学 18 巻 8 号, 364 頁 (1954), 化学工学 18 巻 9 号, 421 頁 (1954), 化学工学 18 巻 11 号 545 頁 (1954)
- (6) 八田ほか: J. Soc. chem. Ind. Japan 37, 280 B (1934)
- (7) 小柳ほか: 化学工学 18 巻 3 号, 104 頁 (1954)
- (8) 藤田ほか: 化学工学 18 巻 2 号, (1954) 18 巻 10 号, 474 頁 (1954)
- (9) 渡合ほか: 化学工学 17 巻 10 号, 419 頁 (1953)
- (10) 渡合ほか: 日特 第 184284 号 (昭 25)