



タール酸ソーダ水溶液分解装置の化学工学的検討

メタデータ	<p>言語: jpn</p> <p>出版者: 室蘭工業大学</p> <p>公開日: 2014-05-27</p> <p>キーワード (Ja):</p> <p>キーワード (En):</p> <p>作成者: 木村, 一</p> <p>メールアドレス:</p> <p>所属:</p>
URL	http://hdl.handle.net/10258/3147

タール酸ソーダ水溶液分解装置の化学工学的検討

木 村 一

Chemical Engineering Studies for the Carbonators of the Sodium Cresylate.

Hajime Kimura

Abstract

Author described at previous papers that the chemical absorption of carbon dioxide in sodium phenolate solution were carried out by laboratory methods. Used these results, discussed the equipment designs, the operating conditions and the others for the industrial carbonators.

The results obtained is:

1. The tar acids are recovered by the bubble-cap column in which contained 16 plates,
2. The cost of the cake removal operation may be 1/3,
3. Gas rate was obtained at 21.4 m³/hr in this packed columns, approximately.

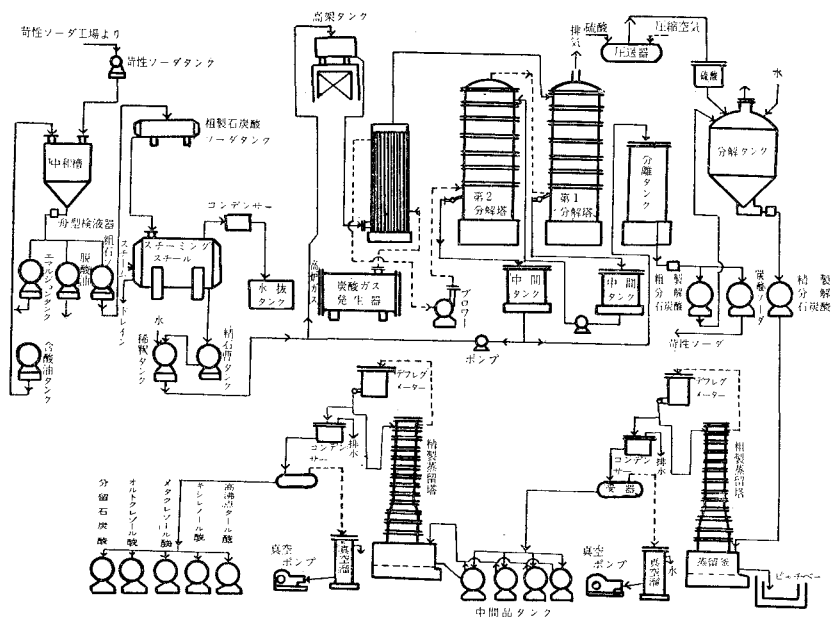
1. 緒 言

現在タール酸ソーダ水溶液分解塔には連続的装置として主に泡鐘塔，次いで充填塔が，稀に加圧吸収塔(充填塔)が使用されている。又回分式装置には流通式攪拌槽が使用されているが，現在そのほとんどが連続的に切り換えられつつある。著者らは先に¹⁾ 反応吸収の解析に必要な基礎的物性値を求め，溶解平衡実験²⁾，吸収速度実験³⁾などを行ない，更に濡壁塔，充填塔，泡鐘塔などの実験室的装置を用いて，石炭酸ソーダ水溶液による炭酸ガスの吸収の基礎的資料を得た。本報では工業的分解塔の装置，操作の現況を述べるとともにさらに前述のごとき基礎的データに基いてこれらを比較検討した結果を述べるものである。すなわち，現在稼働中の連続式装置(主として泡鐘塔，さらに充填塔，加圧吸収塔)について，装置設計の妥当性，作業条件の再検討，保全改修に対する研究事項などの点を追究したものである。

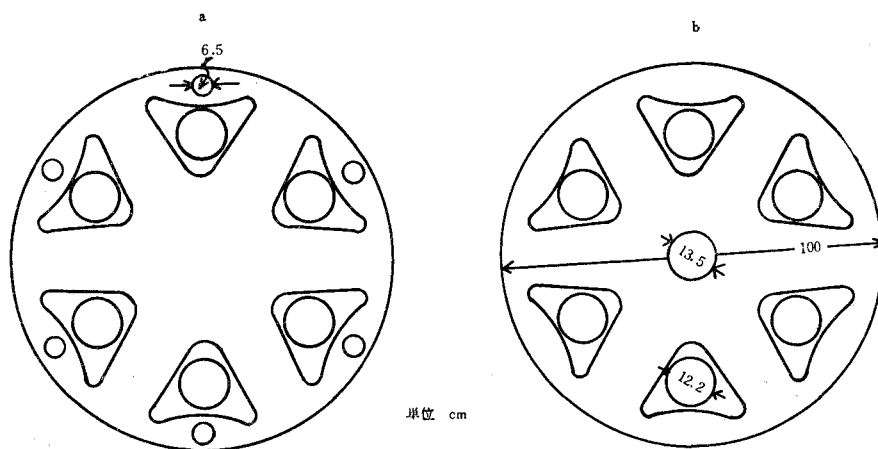
2. 泡 鐘 塔

2.1 装置および作業の概要

装置：対象とした泡鐘塔はA社の分解塔で，第1図にフローシートを，第2図に泡鐘の配置を，第3図に泡鐘の形状寸法を示す。分解塔はコラム内径1000 mm，段間隔100 mm，1ピース3段で12ピース36段を有する泡鐘塔で，泡鐘は3角形で，スロットは3角切欠である。1ピ

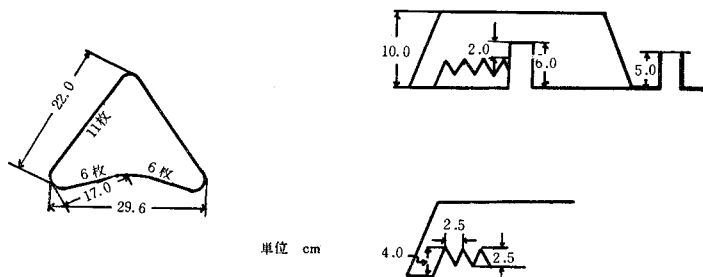


第 1 図



単位 cm

第 2 図



単位 cm

第 3 図

ース 3 段の内容は第 2 図に示すごとく、小さな溢流管 6 個が周囲にある段 a と大きな溢流管 1 個が中央にある段 b とが交互にあり、各段に同じ寸法のライザーが 6 個付設されている。

作業ならびに実験の概要：作業の概要を示せば、タール酸をソーダ塩として抽出し、更にスチーミングを行なって分解塔内流下液の温度降下を防ぎ、タール酸の濃度 20 vol. % に希釈したタール酸ソーダを、地下タンクよりウオシントンポンプで原料タンクに装入し、原料装入用タービンポンプでローターメーター、熱交換器、加熱器を経て分解塔々頂より連続的に装入する。一方、発生炉ガス (20.0 vol. % 炭酸ガス) は分解塔直前において蒸気を飽和し、分解塔に底部より吹き込む。分解塔内では流下タール酸ソーダは上昇炭酸ガスにより分解され、塔底よりセパレーターに流入し、比重差により分解タール酸と炭酸ソーダの 2 層に分離され、分解タール酸はオーバーフロー管より、又炭酸ソーダは U 字管より連続且つ自動的にそれぞれのタンクに流入する。

通常運転中の作業条件は、入口ガス量 $650 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ 、入口ガス組成 (炭酸ガス) 17.2 vol. %, 入口ガス温度 57.5°C 、出口ガス温度 50°C 、入口液量 $0.5 \text{ m}^3/\text{hr}$ 、入口液組成 (タール酸ソーダ) 約 17.5%, 入口液温度 42°C である。この通常作業条件に対して、次のごとく条件を変化して工業操作を試験検討してみた。すなわち、入口液流量を 0.423, 0.848, $1.031 \text{ m}^3/\text{hr}$ 、入口ガス流量を 500, $640 \text{ m}^3/\text{hr}$ と変化せしめて分解率その他の関係を求めてみた。なお堀口ら⁴⁾は原料液挿入段とガス流量を変化して実験した報告がある。

液の分析方法は、タール酸 (粗製分解タール酸) 約 1 g を取り、これに 1 N 苛性ソーダ水溶液 10 ml, 1 N 塩化バリウム 3 ml を加えて蒸留水で 100 ml に希釈する。これを 1 N 塩酸水溶液で電導度滴定を行ない、既報の分析方法で述べたごとく (註 1 参照) 含有タール酸量を算出する。ガスの分析方法はオルザット法を用い、試料採取は液ガスともに一定時間毎に吸収塔の出口、入口で分析する。

2.2 作業実験成績

第 1 表に試験結果および計算値の大略を示す。このとき泡鐘塔の 1 ピース 3 段は段 a と段 b とが交互にあり、それぞれの段で濡れ縁の長さが異なる。そのため $(R_e)_L$ あるいは K_{oL} の数値にも影響を与えて来る。計算の場合は、 $(R_e)_L$ を濡れ縁当りの流量を基準として考え、近似的に段上を液が流れる時に塔の中心で液の流れに直角な断面を基準にとり、この断面における濡

(註 1) 電導度滴定法で全タール酸分などは次式によって求める。(第 4 図参照)

$$\begin{aligned} \text{全タール酸分 (\%)} &= \left\{ \frac{(\text{AB 部の 1 N 塩酸の所要 ml 数}) (f_{\text{HCl}})}{(10) (\text{試料 g 数})} \right\} \times (\text{タール酸平均分子量}) \\ \text{分解タール酸分 (\%)} &= \left[\left\{ \frac{(\text{添加 1 N 苛性ソーダの所要 ml 数}) (f_{\text{NaOH}})}{(10) (\text{試料 g 数})} \right\} \right. \\ &\quad \left. \times (\text{タール酸平均分子量}) \right] - (\text{全タール酸分}) \\ \text{分解率 (\%)} &= \frac{\text{分解タール酸分 (\%)}}{\text{全タール酸分 (\%)}} \times 100 \end{aligned}$$

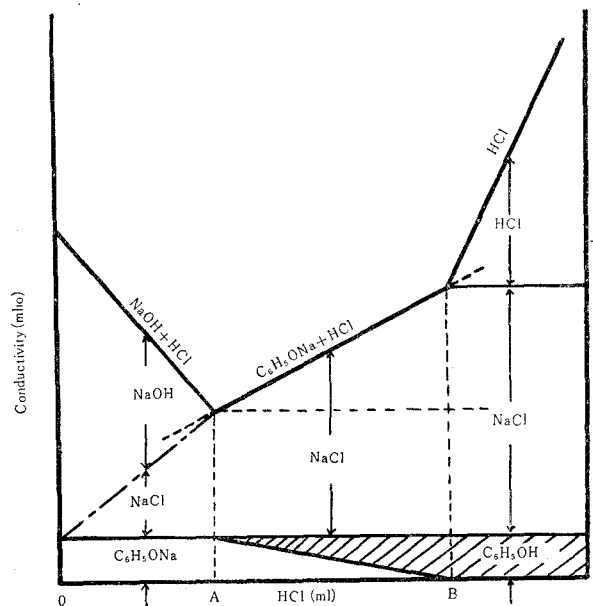
第 1 表

Exp. No.	1	2	3	4	5	6	7
Gas Vol. (m ³ /hr)	500	500	500	500	640	640	640
Gas Conc. (%)	16.91	17.85	17.25	17.40	12.52	16.05	16.51
Liq. Vol. (m ³ /hr)	0.38	0.60	0.78	0.95	0.60	0.80	1.00
Liq. Conc. (%)	18.90	17.16	16.28	15.40	24.23	23.80	23.80
Sp. Gr.	1.091	1.091	1.088	1.088	1.123	1.123	1.123
Absorbed (%)	24.50	34.50	40.47	47.23	36.41	49.24	59.80
Gas Temp. (°C)	57.5	"	"	"	69	70.5	70.5
Liq. Temp. (°C)	41	60	"	"	50	42.5	39
Decomp. ratio (%)	100	100	100	100	86.81	90.10	84.50
$NAG \left(\frac{\text{kg mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{hr} \cdot \text{atm}} \right)$	1.39	1.945	2.295	2.72	2.04	2.804	3.395
K_0G	112.1	154.5	205.45	253.8	250.5	277.2	357.2
$T_A \times 10$	266.2	420.1	544.0	664.0	433.0	577.5	721.0
$T_B \times 10$	321.0	494.0	639.0	780.0	508.0	678.0	848.0
$(R_e)_L \times 10$	207.0	535.0	765.5	967.0	270.3	317.0	348.5
$(K_0L)_{\text{exp}}$	4.73	1.71	1.90	1.95	5.55	9.83	5.47
$(K_0G)_{\text{exp}}$	35.0	12.0			69.5		

れ縁基準の $(R_e)_L$ をとった。すなわち、第 5 図の太線の部分で、段 a については 0.1558 m、段 b については 0.1325 m であった。ゆえにこれより濡れ縁当りの流量を求め、この流量の 4 倍を粘度で割って $(R_e)_L$ を求め、段 a、段 b の平均値を求めたのが表にある $(R_e)_L$ である。又 z' のとり方については近似的に吸収による液濃度勾配を上段の溢流管より下段の溢流管までの距離と考え、段 a、b 共に 36.2 cm ととりそれより K_0L を求めた。

2.3 結果の検討

現在の作業条件は、製品の速かなる生産を考えるために充分な検討も加えずに予備実験のみにて工場を建設し作業条件を決定したもののである。⁵⁾ そのため装置設計には充分過ぎる位の安全率を考え、作業条件その他にも多分に慣習的なものが見受けられ



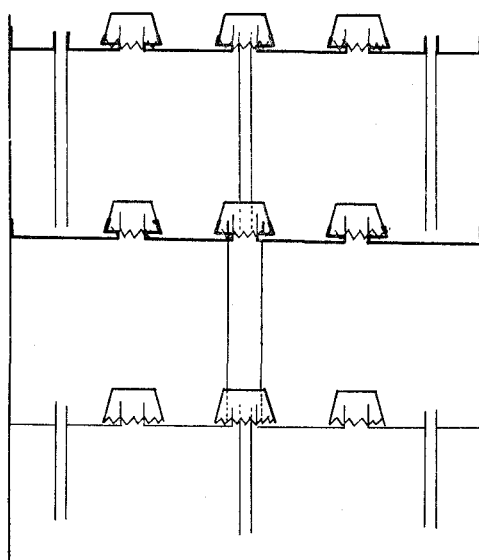
第 4 図

る。すなわち、分解塔を泡鐘塔より充填塔に切り換えた場合でも、他の付属設備はそのまま使用し、甚だしいのは作業条件もそのまま使用しているような場合が行われている。このため存在する種々な矛盾に対しても根拠の薄弱な過大の安全率のためか無関心に処理されている場合が多い。A 社の場合も作業条件は実験的に決定したが装置の設計は化学工学的考察は加えられていない。今この作業条件における泡鐘塔の理論段数を求めて見れば「見掛けの溶解度係数 H' 」を実験的に得ているゆえ³⁾、出口ガス組成(炭酸ガス) 11.8 vol. % とすれば

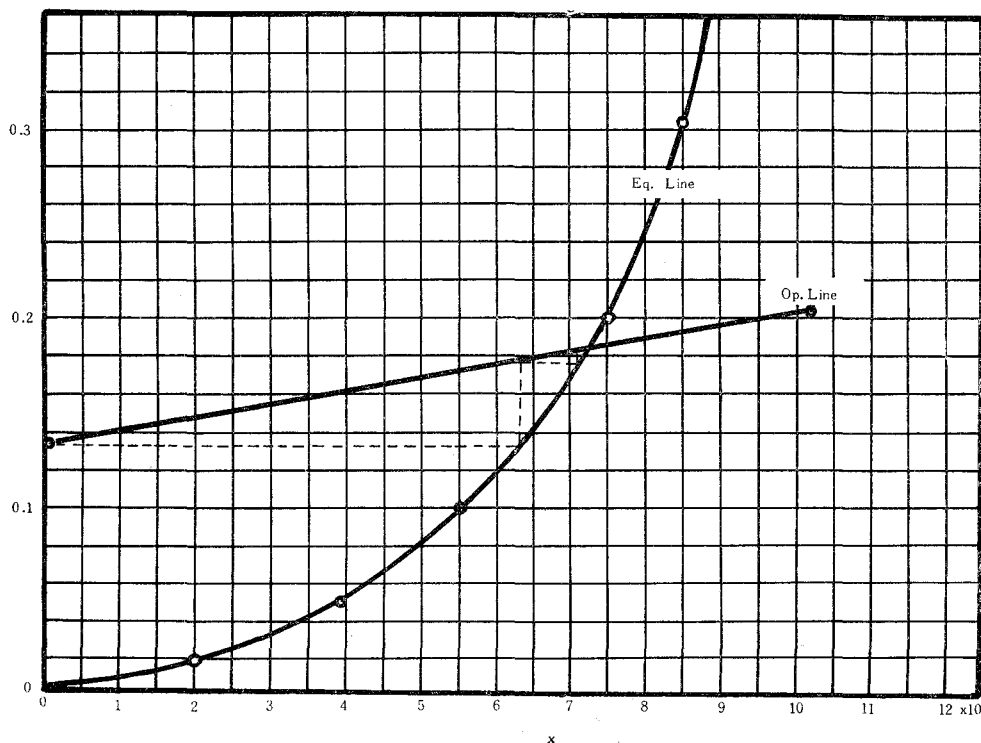
$$y_2 = \frac{11.8}{88.2} = 0.134 \text{ [kg mol-CO}_2\text{/kgmol-Air]},$$

$$y_1 = \frac{17.5}{82.5} = 0.212 \text{ [kg mol-CO}_2\text{/kgmol-Air]},$$

液量 0.5 m^3 に吸収された炭酸ガス量は同伴ガス量が $\left(\frac{650}{22.26}\right)(0.825) \text{ [kgmol]}$ ゆえ、



第 5 図



第 6 図

$$\left(\frac{650}{22.26}\right)(0.825)(0.212-0.134)=1.88 \text{ kgmol}$$
 となり $x_1=1.88/\{(0.5)(1060)/(34.85)\}$
 $=0.1235 \text{ [kg mol-CO}_2\text{/kg soln]}$, $x_2=0$ かつ第2表のごとき平衡関係より平衡曲線, 操作線を図示し, 階段作図法にて理論段数を求めれば第6図に示すごとく2.5段を得, 段効率を約32% (実験室的泡鐘実験値より⁶⁾) としても約10段で吸収が完了することが明らかである。しかしして36段を使用していることは補修維持費ならびにガス圧送機などにかかる動力費の余分の損失を招く許りでなく, スケール除去対策にも影響がある。堀口ら⁴⁾によれば供給ガスは粗製高炉ガスを燃焼して得たものを用いるゆえ, ガス中のダスト, 分解中に生成する炭酸ソーダ, および抽出工程に使用する苛性ソーダ中に混入する炭酸カルシウム等が第3表のごときスケールとなってプレート上に沈降するもので, このスケールのプレート, キャップ内測およびスロットに附着することにより圧力損失は1カ月に大体250~300 mm H₂O 増大する。これは正常運転の場合の分解塔の圧力損失750 mm H₂O に比し非常に動力費の損失を招くゆえ, 分解塔は1カ月に1回休止して24時間温水洗滌を行なうか, 又は解体してスケール除去を行なっている。このスケールはS. G. I. 25の塩酸不溶解分は23.23%でスケールの酸洗滌は不適当に思われ, 現在スケール除去の対策を考究中である。何れにしてもこのスケール対策からも適正段数の設定は重要な課題と考えられるのである。

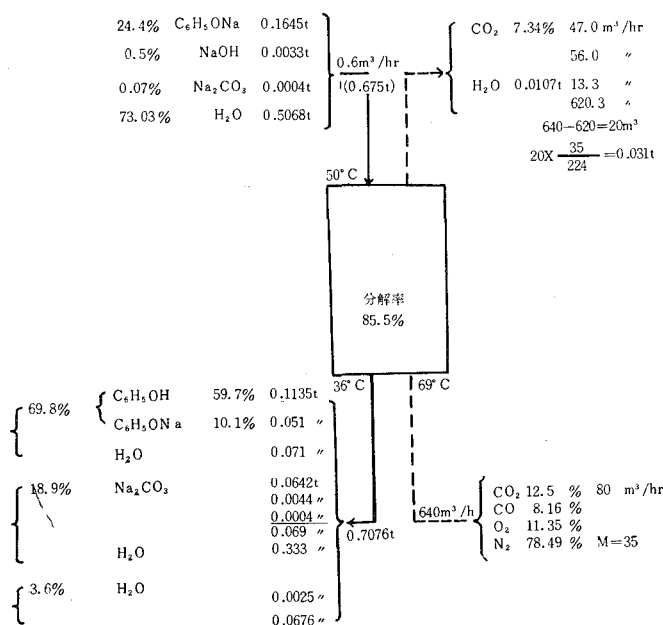
第2表

P	0.1	0.3	0.5	0.7	Atm
C	1.85	2.99	2.95	2.79	kgmol-CO ₂ /m ³ Solv. atm
X_i	0.0608	0.0984	0.0970	0.09266	kgmol-CO ₂ /kgmol Solv.
Y_i	0.11	0.43	1.00		kgmol-CO ₂ /kgmol air

第3表

場 所 \ 成 分	Si wt %	Al wt %	Ca wt %	Mg wt %	Na ₂ CO ₃ wt %	備 考
分解塔上部スケール	18.40	12.88	2.39	0.14	2.65	Fe なし
分解塔下部スケール	17.51	12.15	2.92	0.08	5.83	Fe なし

又分解塔の物質収支をとって見れば第7図のごとくなる。これは一例であるが, 計測器などの不備の点, 測定不能の個所もあったが, 全工程を炭酸ガス収支を中心に考えればあまり矛盾はない結果となった。今80 m³/hrの炭酸ガスが, 反応に消費されている15.3 m³/hrと塔頂より排出される47.0 m³/hrと合計62.3 m³/hrが消費されているが, 残量17.7 m³/hrは液中に溶存している状態になっているものと思われる。この事実は流通式攪拌槽実験でも指摘したごとく³⁾炭酸ガスが理論量まで吸収されてもさらに大量の炭酸ガスが吸収消費され, しかも液分析の結果重炭酸ソーダに移行する前にその様な吸収する機構の存在する結果と一致するものである事は今後の研究に一指針を与え得るものであろう。



第 4 図

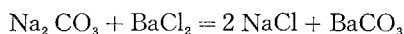
次に K_{OG} の値の検討であるが第 1 表の第 12 項に示すごとく数値の order は合致するが、実験室的泡鐘塔の場合の式

$$K_{OL} = 0.105 (R_e)_L^{0.68} e^{-0.071 L + 1.41 N}$$

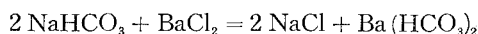
に代入した値より約 1/3 低い値が得られた。これは 1 ピース 3 段の内容で溢流管が中央にあるものと周囲にあるものの平均の $(R_e)_L$ をとり、かつ z' の取り方にも影響があつて、このような低い値が出たものと考えられる。

また原料供給段、ガス流量の影響の検討は研究されているが⁴⁾、分解率 90% では 18 段でよく、24 段以上で液の溢出が行なわれ、30 段以上の段数を有することの無意味さを述べている点注目される。なお同研究によればガス流量は $200 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ が限界値で $250 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ ではローディング現象が生じている。

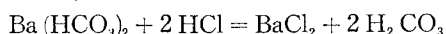
最後に現在行なわれている液分析方法である電導度滴定法であるが、この際炭酸根を塩化バリウムを加えて炭酸バリウムとしてその後、苛性ソーダを加え、塩酸で逆滴定しているが、この際



と同時に



の副反応が生ずる。而して塩酸で逆滴定する場合

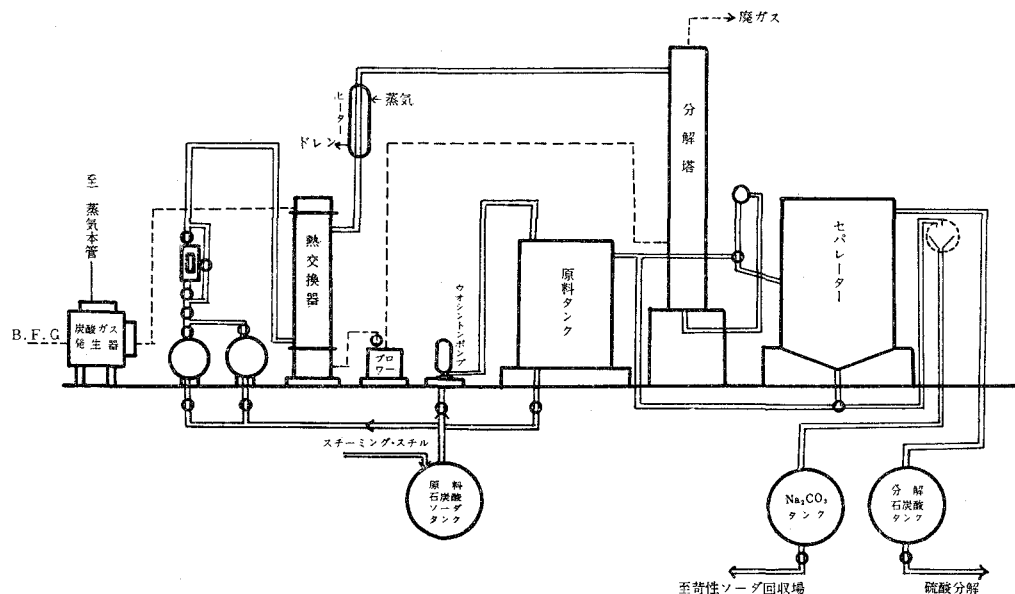


の反応で塩酸が消費される。すなわち重炭酸根に消費される塩酸が電導度滴定の場合現われてくるゆえ、 $\text{Ba}(\text{HCO}_3)_2$ の補正を考慮しなければならない。

3. 充 填 塔

3.1 装置および試験作業の概要

装置：第8図にB社の対象分解塔の常圧充填塔のフローシートを示す。充填塔は内径0.4 mの保温した引抜き鋼管で充填層高4mで1" ラッシヒリング不規則充填をし、空間率72.4%で、液分布器には管内壁に沿った円形内管を用い、下方に開いた小孔をもって噴射させた。塔の側面に覗き窓を作り、液流量に対してチャンネリングを起さぬようにガス流量を調節し得るように工夫をしてある。



第 8 図

作業の概要：作業は前章2.2に全く同様であり、ただ作業条件が多少異なっている。すなわち、入口ガス量 $20 \text{ m}^3/\text{hr}$ 、入口ガス組成(炭酸ガス)16%、入口ガス温度 30°C 、出口ガス温度 60°C 、入口液量 $0.130 \text{ m}^3/\text{hr}$ 、入口液組成(タール酸ソーダ)約14.53%(比重1.084)、入口液温度 65°C である。この条件をガス流量 $8 \sim 36.5 \text{ m}^3/\text{hr}$ 、入口ガス濃度(炭酸ガス)6.0~27%に変化せしめ、液流量、液濃度については既報の泡鐘塔実験の最適作業条件の数値⁵⁾をまづ用い、それより充填塔の最適作業条件を見いだすべく試験した。

液、ガスの分析方法は2.1の泡鐘塔の場合と同じであるが、液試料採取は異なり循環され

ている精石曹より採取し、これを分液漏斗で約4時間放置し、上層に分離する粗タール酸を分離して炭酸ソーダ溶液約4gを精析し、これに対して電導度滴定を行なったものである。

3.2 試験結果と検討

試験結果の一部を第4表に示す。ただ本実験は組織的に行なったものでないゆえ、この結果より直ちに最適条件の決定は困難であるが概略次のことが云い得る。

第4表

Exp. No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Gas Vol. (m ³ /hr)	9.6	9.35	8.28	9.6	21.4	30.7	36.2	36.5	30.9	25.3	23.4
Gas Conc. (%)	6.77	6.8	6.2	7.5	16.6	23.3	27.5	26.7	23.6	20.3	19.3
Liq. Vol. (m ³ /hr)	0.143	0.137	0.131	0.128	0.129	0.132	0.132	0.137	0.131	0.124	0.122
Liq. Conc. (%)	14.53	14.53	14.53	14.53	14.53	14.53	14.53	14.53	14.53	14.53	14.53
Sp. Gr.	1.084	1.084	1.084	1.084	1.084	1.084	1.084	1.084	1.084	1.084	1.084
Absorbed CO (m ³ /hr)	6.3	5.93	4.36	4.53	7.2	6.6	5.5	3.7	3.5	1.2	1.2
Gas Temp. (°C)	30	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"
Liq. Temp. (°C)	65.2	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"
N_{AG}	0.1403	0.1317	0.08752	0.1138	0.4316	0.6092	0.672	0.4212	0.3267	0.09732	0.0899
K_{Ga} ($\frac{\text{kg mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{atm} \cdot \text{hr}}$)	0.8458	0.7653	0.4960	0.5162	0.7916	0.7368	0.6682	0.4162	0.3663	0.1231	0.1204
L (kg/m ² ·hr)	155	148.7	142.0	139	140	143	143	148.6	142	134.2	132.4
a	20.9	20.55	20.35	19.95	19.95	20.35	20.35	20.7	20.35	19.55	19.6
$(R_e)_L$	11.0	10.72	10.34	10.31	10.4	10.4	10.4	10.6	10.34	10.16	10.0
$(K_{Ga})_{\text{exp}} \times 10^{-2}$	4.46	4.21	3.68	4.06	7.82	10.56	12.06	12.5	10.6	8.63	8.0

まづガス流量についてであるが、本実験の結果、むしろガス流量が小さい場合に低いガス濃度で作業した場合も吸収抵抗が少ない事が判明したが、吸収炭酸ガス量、総括容量係数 K_{Ga} の点より考えれば実験番号 No. 5, No. 6 の作業条件が良く、現在の操業条件は略々満足すべきものと思はれる。而し一方実験室の充填塔より求めた実験式⁷⁾

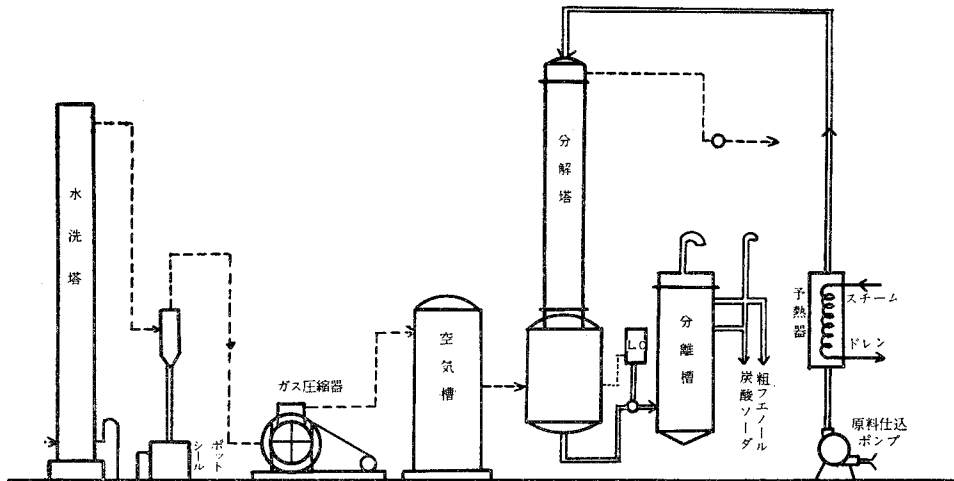
$$K_{Ga} = (1.2)(10^{-4}) N^{0.376} L^{-\frac{344}{T} + 1.815} G^{0.8} \quad (1)$$

によりこの操業条件を当てはめて K_{Ga} を求めて見れば、表に示したごとく $0.0782 [\text{kgmol}/\text{m}^3 \cdot \text{atm} \cdot \text{hr}]$ で大体において満足すべき結果が得られ、この作業実験の最適条件選定に有効であったことを示している。しかし、液流量は極めて低い値の実験のみで $(R_e)_L$ の影響は有効接触面積に関連し、 $a = 20 \text{ m}^2/\text{m}^3$ という低い値であり、この点相当の改良の余地があると考えられる。少なくとも $a = 50 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 位の値でないと一般的な充填塔操業条件としては不利であり、そのため液流量を $0.5 \text{ m}^3/\text{hr}$ 程度が望ましいと考えられる。

4. 加 圧 吸 収 塔 (充 填 塔)

4.1 装置および試験作業の概要

第9図にC社の分解塔(加圧充填塔)の概略図を示す。充填塔は15×15 mm ラッシュヒリング不規則充填した充填層高2.2 m の内径4" S.G. P, で空隙率75.0%である。本装置は三宅ら⁸⁾による中間試験装置で分解率増加のための試験結果のみで、解析的な結果はなされていないゆえその数値のみで一応解析してみる。なお吸収作業は他のエタノールアミンの炭酸ガスの低圧吸収などと略々相等しいものとする。図より知る限りでは、スチーミングは行なっているが、循環は行なっていないようである。その他は加圧に対する注意事項を除けば3.1の充填塔作業と同一である。



第 9 図

4.2 試験結果と検討

試験条件その他得られた結果は第5表のごとくである。原報には述べられていないが、結果より推算して解析に必要な数値を求め一括記載した。

加圧吸収の場合、最も検討を要すべき圧力の影響を求めてみれば、得られた数値より計算して総括吸収係数 $K_{Gp} \cdot a$ 、液濃度に対し

$$K_{Gp} \cdot a = 11.0 p^{-0.78} e^{0.0283 N_m} \quad (2)$$

で表わせるごとく、圧力の0.78乗に逆比例して減少することが明らかであり、 $K_{Gp} \cdot a$ の常圧の場合の数値と上式で $p=1$ の場合の数値と略々一致している点より上式は10気圧以内の加圧吸収には便利であると考えられる。すなわち、装置の設計において、まづ(1)式より常圧でしかも諸因子の影響より作業条件に合致する $K_{Gp} \cdot a$ を求め、これと加圧した $K_{Gp} \cdot a$ が $p^{-0.78}$ に比例

することより両者の比をとり $K_{Gp} \cdot a$ を求め、

$$N_A = z \cdot K_{Gp} \cdot a \cdot (\Delta p)_{lm}$$

で所要炭酸ガス量を決定して塔高を決定すればよい。しかし本法は $K_{Gp} \cdot a$ に対する $(R_e)_L$ 、液濃度などの影響を飽くまで常圧の場合に適用できるとした便法であることは云うまでもなく、機構の解析、装置の正確な設計には加圧下の「見掛けの溶解度係数」その他の物性値などを求め、それにより計算しなければならないのは当然である。

第 5 表

Exp. No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Tower Press (kg/m ²)	4.05	4.0	4.0	4.03	5.0	5.0	4.97	5.0	6.0	6.03	6.0	6.0
Gas Vol. (m ³ /hr)	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0	60.0
Gas Conc. (%)	14.4	13.5	13.8	13.7	13.8	14.4	13.1	13.3	14.1	13.5	13.4	13.8
Liq. Vol. (m ³ /hr)	0.145	0.150	0.155	0.150	0.150	0.150	0.150	0.150	0.150	0.150	0.150	0.150
Liq. Conc. (kg·mol/m ³)	1.293	1.293	1.293	1.293	1.293	1.293	1.293	1.293	1.293	1.293	1.293	1.293
Absorbed CO ₂ (m ³ /hr)	6.48	7.13	8.35	7.70	5.73	7.37	8.64	8.05	6.49	7.46	8.40	8.94
Liq. Temp. (°C)	60	69.6	80	91.4	59.8	69.4	80.8	88.7	59.8	70.4	80.5	91.5
N_A	3.695	4.065	4.761	4.390	3.267	4.202	4.926	4.590	3.700	4.253	4.789	5.097
K_{Ga} (kg·mol/m ³ ·atm)	4.549	6.302	9.174	7.865	3.262	4.70	8.08	6.280	3.33	4.707	6.822	7.682
a	20.3	19.76	22.6	22.75	21.85	21.65	22.4	22.8	20.5	21.66	22.13	22.8
$(R_e)_L$	10.42	12.65	12.21	12.2	11.8	11.5	11.92	12.2	10.7	11.5	12.1	12.2
$(K_{Ga})_1$ atm	5.88	8.22	11.50	13.83	5.94	8.25	11.32	13.87	6.00	8.28	11.19	15.34

5. 結 言

各種分解塔に対して工場実験を行ない、装置作業条件を検討するとともに、実験室的分解塔の試験結果を適用して追究し、下記のごとき多くの結論を得た。現在の操業について

1. 泡鐘塔の段数は 36 段は不合理である。
2. 吸収炭酸ガス量と供給炭酸ガス量との間に追究すべき問題を含んでいる。
3. 液分析法は電導度滴定法のみでは不正確である。
4. 充填塔の作業条件は略々良好と考えられるが液流量の増加が望ましく、それに対応した作業条件を設定すべきである。
5. 加圧吸収塔設計の一指針を示した。

(昭和 36 年 5 月 1 日受理)

引 用 文 字

a : 気液の有効接触面積 [m²/m³]

K_{Ga} : 総括物質移動係数 (ガス基準) [kgmol/m³·hr·atm]

- K_{OL} : 総括物質移動係数 (液基準) [m/hr]
 L : 液の質量速度 [kg/m² · hr]
 N : ガス吸収速度 [kgmol/hr] 又は [kgmol/m² · hr]
 T : 濡れ縁の長さ [m]
 z' : 段上を通過する流体の水平長さ [m]
 z : 塔 高 [m]
 $K_{GP} \cdot a$: 加圧されているときの総括吸収係数 [kgmol/m³ · hr · atm]

文 献

- 1) 木村 et. al.: 室蘭工大研究報告 **3** 巻 3 号, 451 (1960)
- 2) 木村: 化学工学投稿中
- 3) 木村: 本号投稿中
- 4) 堀口 et. al.: 富士製鉄技報 **4** 巻 4 号, 391 (1955)
- 5) " : 富士製鉄化成資料 (1954 年 12 月)
- 6) 木村: 化学工学大会 (東京) 発表 (1958 年 4 月)
- 7) 木村: 化学工学大会 (京都) 発表 (1959 年 4 月)
- 8) 三宅: タール協会関東大会発表 (1934 年 8 月)