室蘭工業大学
学術資源アーカイブ
Muroran Institute of Technology Academic Resources Archive

工業的吸収操作の検討

メタデータ	言語: Japanese
	出版者: 室蘭工業大學
	公開日: 2014-05-20
	キーワード (Ja):
	キーワード (En):
	作成者: 木村, 一
	メールアドレス:
	所属:
URL	http://hdl.handle.net/10258/3017

工業的吸收操作の檢討

木村　一

Discussion of Equipment at Commercial Absorption

Hajime Kimura

Abstract

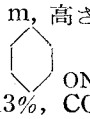
We obtained the data of film coeficient in industrial plants by absorbing carbon dioxide for sodium phenolate solution.

These data enabled us to design packed columns and compere them with the plants.

I 緒　言

液體による氣體の吸收は種々行われているが，筆者は特に化成工場に於てタール酸ソーダ液（主として石炭酸ソーダ）に炭酸ガスを吸收せしめて，石炭酸を回收する工程について，工場實驗を行い，その結果より，既存の裝置を檢討し且つ將來行わんとする吸收機構の研究に必要な大略の値を得んとして，本實驗を行つたものである。猶，本報告には境膜係數の大略の値を得た故に，それに基き吸收塔の設計をして見た。

II 實驗方法

裝置には化成工場で運轉中の內徑 1 m，高さ 3.5 m，各段上の液深 0.5 m の 13 段の泡鐘塔を用い，上部よりタール酸ソーダ液（ 

38%，H_2O 62%）を溫度 60°C，127 m^3/hr で流下し，下部より熔鑛爐ガス（CO_2 13%，CO 6.1%，空氣 80.9%）を 60°C，1 氣壓で 320 m^3/hr 裝入し，これを向流に接觸せしめて連續的に還流吸收せしめる。液，ガス共に各一定時間每に吸收塔の出口，入口兩方で分析するものとする。

液の分析方法は，一定量の吸收液を靜置し，その上澄液 25 c.c. を取り，之に濃度既知の濃硫酸 10 c.c. を加え充分攪拌し，過剩の硫酸を分離せしめ，これを 100 倍に稀釋し，その 25 c.c. を 0.2 規定苛性ソーダ液で逆滴定して所要の硫酸量，吸收量を求める。

III 實驗結果

大略の實驗條件は下記の如し。

液　量	127 m^3	分析液試料	25 c.c.

ガス量	320 m^3/hr	標準苛性ソーダ	0.1876 N
接觸面積	8.01 m^2	作業溫度	60°C

實驗結果の一例を第 1 表，第 2 表に示す。兩表中 I は苛性ソーダの滴定數 (c.c.)，II は吸收速度 $dW/A\cdot d\theta$ で八田氏[1] の式を用いた。即ち

$$dW/A\cdot d\theta = c\cdot V/2\cdot A\cdot v\ (-\Delta x/\Delta\theta)\ \text{mols}\ CO_2/\text{hr}\cdot m^2$$

又 III は $\dfrac{dW}{A\cdot d\theta}$/pg の値で境膜係數を表わすものとする。

第 1 表 {液濃度 38.2%, ガス分壓 0,12 atm}

時間 (hr)	I	II	III
0	3.80	0.483	
1	4.00	1.660	10.00
2	4.30	1.670	9.72
3	4.70	4.416	23.74
4	5.63		
5		3.392	19.27
6	7.06		
7		4.664	26.93
8	9.02		
9		1.907	11.00
10	9.40		
11		1.778	11.24
12	10.15		
13		1.290	8.83
14	10.69		
15		1.095	7.94
16	11.15		
17		0.948	6.97
18	11.55		
19		1.036	7.53
20	11.98		
21		1.107	7.68
22	12.42		
23		1.190	8.04
24	12.92		

第 2 表 {液濃度 23.2%, ガス分壓 0,15 atm}

I	II	III
4.18	0.329	
4.25	0.671	4.87
4.37	1.225	9.18
4.65	0.824	6.48
4.8	0.282	2.48
4.86		
	3.320	24.80
6.25		
	2.145	16.50
7.15		
	2.010	14.68
7.98		
	2.332	16.30
9.20		
	2.333	16.25
10.19		
	1.712	13.66
10.91		
	1.836	14.48
11.70		
	2.010	14.35
12.55		

この工場實驗の結果より，吸收機構の推論は困難であるが，定性的には吸收は炭酸ガスの苛性アルカリ液に對する吸收と異なつて，初期に急激に行われるものでなく，或時間後に吸收速度が急激に增大する點が見られる事と，その增大する點が，前表を始め各實驗でも一樣に，タール酸ソーダの濃度と炭酸ガスの分壓により，時間的なズレのある事である。これに對しては濃度大で分壓小なる場合には，初期に炭酸ガスはガス境膜，並びに液境膜の兩抵抗に作用されるが，或る時間後は界面でのタール酸ソーダと炭酸ガスの作用による水の減少と發生熱量の爲に，液分子の運動が活潑になり，初期に存在した液境膜抵抗をも排除して，急激に吸收速度が

1 八田四郎次： 工化. *31*. 869 (昭和. 3)

增大して來るが，その溫度上昇に應じた液境膜抵抗が生じて來ると，吸收速度はその瓦斯分壓にのみ比例的になると考えられる。猶濃度の影響が分壓の影響より大きい事は本操作により得られた。又，以上の理由により濃度小，分壓大の場合には吸收速度增加の點が遲れ，且つその比例常數の値が大となるのである。

而して機構に關する限り，今後の研究の結果を俟つのが當然であるが，研究實驗と稍似た推論が下し得られ，且つ再現性の大なるものがあると考えられる。

猶以上の實驗結果より，吸收裝置設計に必要な總括境膜係數の値の範圍を，濃度大なる場合 7.3，濃度小なる場合 14.5 と考え，此の値より操業時の數値を基礎として，本吸收に對して最も有利と考えられる充塡塔を設計すると，次の如くなる。

今液入口に於ては炭酸ガスは 99.5% 吸收され，且つ出口にてはタール酸ソーダは完全に存在しないものとし，充塡物は 35 mm ラシヒ環で單位體積の有効面積は全容積の 75% とし，炭酸ガスのタール酸ソーダ液に對する吸收平衡は，炭酸ソーダ液に對するものと相似であると假定する。

塔上，塔下平均ガス通過量

$$(0.0889+0.0777)/2 = 0.0833 \ \mathrm{m^3/sec}$$

塔徑如何に拘らず u/u' は單位時間に通過する氣液兩相の容積比に等しい故

$$(u/u')\ (d^3g/\nu'^2)^{0.1} = 18.3$$

ここで液の粘度 ν' を 0.00089 kg/m·sec.

これらに近い溢汪線の安全圈より　　$u = 0.144$ m/sec.

故に塔徑は，　$D = 0.858$ m.

猶，同伴ガス量　$G = 21.2$ kg mol 同伴ガス/m²·hr

液　　量　$L = 3790$ kg mol 液量/m²·hr,　　(但し，液平均分子量 55)

而して出口，入口の液ガス組成

$$G\left(\frac{y_1}{1-y_1}-\frac{y_2}{1-y_2}\right) = L\left(\frac{x_1}{1-x_1}-\frac{x_2}{1-x_2}\right)$$

より，出口液の組成は　$x_2 = 0.000924$ kg mol CO_2/kg mol 液

故に操作線

$$\frac{y}{1-y} - 0.005 = \frac{3790}{21.2}(x-0)$$

一方，平衡曲線

$$y^* = \frac{4n'x^2}{\pi K(1-x)-4n'x^2}$$

より總括移動單位數 $\int_{y_1}^{y_2}\frac{dy}{y-y^*}$ を Lewis and McAdams[2] の圖解法より求めれば 1.4 となる。

2 W. K. Lewis and W. H. McAdams: Ind. Eng. Chem., *20*, 253 (1928)

而して，

$$\int_{y_1}^{y_2}\frac{dy}{y-y^*}=No_G=\frac{K_G\,a\,SH}{G}$$

又液ガスの濃度小さい時は　$K_G\,a=k_G\,a=\pi\,kg\,a$

これより　$kg=7$ 時の　$H=4.1\,\mathrm{m}$

$kg=14.5$ 時の　$H=2.8\,\mathrm{m}$

即ち，泡鐘塔で連續還流したものが充塡塔では回分的に所期の目的を達し得る事にある。

猶本稿で使用した記號は次の如くである。

$dW/A\cdot d\theta$: 時間 $d\theta$ 中に接觸面積 A を通過して吸收される瓦斯量 [mols CO_2/hr·m²]

$\left.\begin{matrix}K_G\,a\\k_G\,a\\kg\,a\end{matrix}\right\}$: ガス濃度に基く總括容量係數 [kg mol/m³ hr·atm]

c:	滴定標準液濃度 [規定]	g:	重力恒數
V:	液 量 [c.c.]	ν':	液の粘度 [kg/m·sec]
v:	液試料 [c.c.]	D:	塔徑 [m]
$-\Delta x$:	滴定液の連續差	H:	塔高 [〃]
Pg:	ガス中の炭酸ガスの分壓 [atm]	π:	全壓 [atm]
u:	ガス速度 [m/sec]	K:	平衡恒數
u':	液 速 度 [〃]	No_G:	移動單位數
d:	ラツシツヒ環の直徑 [m]	G:	同伴ガスのモル質量速度 [kg mol/m²·hr]
L:	溶劑のみのモル質量速度 [kg mol/m²·hr]		

x:	塔内任意斷面の液濃度	[モル分率]
y:	〃 ガス濃度	[〃]
y^*:	x に平衡なガス濃度	[〃]

(添字 1 は塔底， 2 は塔高を示す)

n'; 初めのタール酸ソーダ液の濃度 [kg mol]

III 結 言

筆者はタール酸ソーダ液による熔鑛爐ガス中の炭酸ガスの吸收を，工場實驗を基にして吸收裝置を檢討した結果，總括境膜係數につき 7～15 の範圍を得，これより充塡塔を設計したが，現在使用中の泡鐘塔より高さに於て殆ど變化なきもの，直徑を約 20% 縮少した塔で充分なる事を立證すると共に，反應速度よりの機構は不明瞭にして滿足な結論は得なかつたが，反應に 2 工程がある事を吸收速度の變化より推論し，且つ操業條件の範圍では，吸收速度はガス分壓より，液濃度による大きな影響を受ける事が見出され，反應による水分消費と考え合せて妥當なる事が證明された。

猶本實驗につき終始御授助を賜つた樋口光明氏，實驗を擔當された本館誠一君に厚く感謝する次第である。

(昭和 28 年 3 月 27 日受付)