産学協同 시리즈

가 스 흡 수 탑 의 설 계

장 인 규*

亞黃酸 gas 吸收塔의 設計

亞黃酸 gas는 一般的으로 黃酸 工場, 石油 化學 工場, 金屬 製鍊 工場, 및 各種 産業 工場 보이라 等의 排氣 gas 中에 多量 含有되어 있다. 이 排氣 gas 中에 存在하는 亞黃酸 gas를 吸收除去 시키는 gas 吸收塔을 設計하고자 한다. 이때 吸收液으로 물을 使用하면 多量이 所要되는 理由로 普通苛性 소다 溶液, 또는 암모니아 水 나 消石灰 等 alkali 液에 吸收 시킨다.

그러나 alkali 液을 使用할 경우에는 液의 準備와 또 處理液을 廢棄 시켜야 하는 경우에는 經濟的인 問題點이 생기게 된다. 여기에서는 吸收液으로 純水를 使用하는 塔을 設計하기로 한다.

1) 設計 條件

混合 排氣 gas 處理量은 42,000 ft³/hr 이고 이 混合 gas 中의 SO_2 濃度는 5.0 Vol.%이며 氣體의 平均 分子量은 30.75 이다. 또 塔 入口에서의 gas 溫度는 86°F, 吸收水의 溫度는 68°F, 全壓은 1.5 atm 이다. 이때 塔 出口에서의 gas 濃度를 0.5 Vol.%로 하려 한다.

2) 裝置選定 및 細部 構造 設計

여기에서는 塔의 細部 構造, 配管, 基礎 bolt 等의 設計는 省略하고 單一分散板을 가진 塔의 塔高 및 塔徑을 中心으로 設計 하고자 한다. 塔 內部 充塡物은 1 *in. 라쉬링 (Raschig ring)을 使用하기로 한다.

3) 平衡 關係

SO_2 gas의 물에 대한 溶解度는 table 1에 表示되어 있다. 이 表로부터 81°F, 1.5 atm. 때의 平衡 관계 表를 table 2와 같이 作成하여 平衡 曲線을 그리면 Fig. 1과 같다.

Table 1. Solubility of Sulfur Dioxide in Water

Weight of SO_2 per 100 weights of H_2O	Partial Pressure of SO_2, mm Hg							
	0°C	7	10	15	20	30	40	50
20	646	657						
15	474	637	726					
10	308	417	474	567	698			
7.5	228	307	349	419	517	688		
5.0	148	198	226	270	336	452	665	
2.5	69	92	105	127	161	216	322	458
1.5	38	51	59	71	92	125	186	266
1.0	23.3	31	37	44	59	79	121	172
0.7	15.2	20.6	23.6	28.9	39.0	52	87	116
0.5	9.9	13.5	15.6	19.3	26.0	36.1	57	82
0.3	5.1	6.9	7.9	10.0	14.1	19.7	···	···
0.2	2.8	3.7	4.6	5.7	8.5	11.8	···	31.0
0.15	1.9	2.6	3.1	3.8	5.8	8.1	12.9	20.0
0.10	1.2	1.5	1.75	2.2	3.2	4.7	7.5	12.0
0.05	0.6	0.7	0.75	0.8	1.2	1.7	2.8	4.7
0.02	0.25	0.3	0.3	0.3	0.5	0.6	0.8	1.3

*홍한 화학 섬유 주식회사 기술과

4) 液—Gas 比

Table 2. Data for Equilibrium Curve

C_A', lb SO_2/ 100 lb H_2O	P_A', mm Hg	$y_e=P_A'/1140$	$x_e=\frac{C_A'/64}{C_A'/64+100/18}$
0.02	0.6	0.000526	0.0000563
0.05	1.7	0.00149	0.000142
0.10	4.7	0.00412	0.000281
0.15	8.1	0.00711	0.000422
0.20	11.8	0.01035	0.000560
0.30	19.7	0.01728	0.000843
0.50	36.0	0.03157	0.001407
0.70	52	0.04560	0.001966
1.0	79	0.06930	0.002793
1.5	125	0.10965	0.004205

Temperature: 81°F
Pressme: 1.5 atm

주어진 設計 條件에 따라, $y_a=0.005$, $y_b=0.05$, $x_a=0$, 이며 또 그림 1)로 부터 $x_b^*=0.00211$ 이므로,

$$\left(\frac{G_x}{G_y}\right)_{min}=\left(\frac{y_b}{x_b^*}\right)_{max}=\left(\frac{0.05}{0.00211}\right)=23.7$$

여기에서 $\left(\frac{G_x}{G_y}\right)$는 $\left(\frac{G_x}{G_y}\right)_{min}$의 1.25~2.0배가 適當하므로 $\left(\frac{G_x}{G_y}\right)=(23.7)(1.25)=29.6$

5) 塔徑 計算

$\rho_y=(30.75)(492)/(359)(537)=0.0783$ lb/ft³

$\rho_x=62.30$ lb/ft³ (at 68°F)

Table 3. Physical Characteristics of Tower Packings.

Type	Material	Dimensions in	Average bulk density, lb/ft³ of tower volume	Surface area, a_t, ft²/ft³ of tower volume	Free Volume, =00 ε%
Dumped packings:					
Brocken solids	Coke	3	24	12	50
		6	10	5.5	57
Roschig rings	Porcelain	$\frac{1}{2}\times\frac{1}{2}$	50	122	64
		1×1	40	58	73
		$1\frac{1}{2}\times1\frac{1}{2}$	42	35	68
		2×2	37	28	74
Lessing rings	Porcelain	1×1	50	69	66
		$1\frac{1}{2}\times1\frac{1}{2}$	58	40	60
		2×2	49	32	68
Berl saddles	Porcelain	$\frac{1}{2}\times\frac{1}{2}$	54	142	63
		1×1	45	76	69
		$1\frac{1}{2}\times1\frac{1}{2}$	38	44	75
Stacked packings:					
Raschig rings	Porcelain	2×2	···	32	80
Single Spiral rings	〃	$3\frac{1}{4}\times3$	52	34	66
		4×4	55	28	67
		6×6	51	19	70
Drip-point grids		···	72	18	48

$\mu_x=1$ C.P

$g_c=4.17\times10^8$ ft-lb/lb-force hr²

또 table 3으로 부터 1 in. 라쉬링에 대한 比 表面積과 乾燥時 空間率을 求하면,

$a_v=58$ ft²/ft³

$\varepsilon=0.73$

여기에서 $\left(\frac{G_x}{G_y}\right)\sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}}=1.05$ 이므로 Flooding velocity curve (Leva, M.; *Chem. Eng.* Progress Symp. Ser. 10, 51, 1954)로 부터 다음 값을 求한다.

$$\left(\frac{G_y^2}{g_c}\right)\left(\frac{a_v}{\varepsilon^3}\right)\left(\frac{\phi^2}{\rho_x\rho_y}\right)\left(\frac{\mu_L'}{\mu_W'}\right)^{0.2}=0.020$$

따라서 G_y=522 lb/ft²hr 實際의 gas 速度를 flooding velocity의 半으로 할 때, 塔 斷面積은,

$$S=(2)\ (42,000)\ (0.0783)/(522)=12.58\ \text{ft}^2$$

故로 塔径, $D=\{(12.58)/(0.7854)\}^{\frac{1}{2}}=4.0$ ft

6) 物質 收支

塔 入口에서의 總 gas量;

(42,000) (537) (0.0783) / (12.58) (546) =235 lb/ft² · hr

塔 入口에서의 SO_2 gas量;

(2,100) (492) (64.1) /(359) (546)(12.58)=26.82 lb/ft²·hr

塔 出口에서의 SO_2 gas量;

(235—26.82) (0.005/0.995) (64.1) /(28.8)=2.33 lb/ft²·hr.

塔 出口에서의 總 Gas 量;

(235+2.33) —26.82=210.51 lb/ft² · hr

吸收水에 吸收된 gas量;

26.82—2.33=24.49 lb/ft² · hr

7) 操作 曲線

y_b=0.05, x_a=0, y_a=0.005, x_b^*=0.00211 G'_{My}= (208.18) / (30.75) =6.77 moles/ft² · hr.

따라서

$$G'_{Mx}\left(\frac{0.00211}{1-0.00211}\right)=(6.77)\left(\frac{0.05}{1-0.05}-\frac{0.005}{1-0.005}\right)$$

$$G'_{xM}=151.7\ \text{moles/ft}^2\cdot\text{hr}$$

그런데 實際 流量을 理論量의 배로 한다면,

$$(303)\left(\frac{x_b}{1-x_b}\right)=(6.77)\left(\frac{0.05}{1-0.05}-\frac{0.005}{1-0.005}\right)$$

여기서 x_b=0.00106 또 주어진 設計 條件에 따른 操作 曲線式은, $(303)\left(\frac{x}{1-x}\right)=(6.77)\left(\frac{y}{1-y}-\frac{0.005}{1-0.005}\right)$ 만일 $(1-x)$項이 1과 근사하다고 하면 윗 式은,

$$303\,x=(6.77)\left(\frac{y}{1-y}-\frac{0.005}{1-0.005}\right)$$

윗 式은 Fig. 1에 圖示 되었다.

8) 塔高 計算

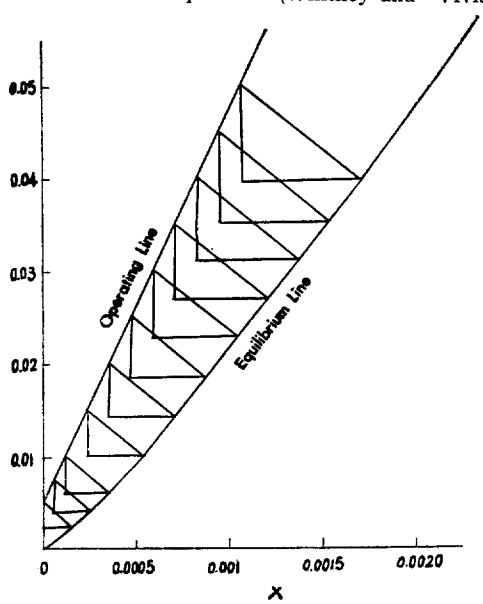
塔 入口에서의 吸收水 量;

(303) (18) =5,450 lb/ft² · hr

塔 出口에서의 流量;

5,450+24.29=5,474.29 lb/ft² · hr

塔 內에서의 平均 流量; 5,462.15 lb/ft² · hr 塔 充塡高 計算에는 HTU method 代身 여기서는 Mass transfer coefficient equation (Whitney and Vivian. "*Chem. Eng.* Progr." 1949, **45**, 323)을 利用하여 Triangle method로 計算한다.



Fg. 1. Equilibrium curve and operating line

즉, $k_x a=(0.152)\ G_x^{0.82}$

$$\frac{k_y a}{\phi}=(0.028)\,G_y^{0.7}\cdot G_x^{0.25}$$

(at 30°C, 1″raschig ring)

故로 $k_x a=(0.152)\ (5462.15)^{0.82}=176.5$

또 塔 入口에서

$$\frac{k_y a}{\phi}=(0.028)\ (210.51)^{0.7}\,(5450)^{0.25}$$

$$=10.16$$

塔 出口에서

$$\frac{k_y a}{\phi} = (0.028)\ (235)^{0.7}\ (5474.3)^{0.25}$$
$$= 10.98$$

따라서

$\left(\overline{\frac{k_y a}{\phi}}\right) = 10.57$ 이므로

Slope $\frac{y-y_i}{x_i-x} = \frac{\phi k_x a}{k_y a} = -16.68$

以上의 값으로 부터 $\int_{0.005}^{0.05} \frac{dy}{(1-y)\ (y-y_i)}$ 를 圖式積分한다.

또 $\left(\frac{k_y a}{\phi G_{My}}\right)_{入口} = \frac{10.16}{6.77/0.995} = 1.493$

$\left(\frac{k_y a}{\phi G_{My}}\right)_{出口} = \frac{10.98}{6.77/0.95} = 1.542$

여기에서 $\left(\frac{k_y a}{\phi G_{My}}\right) = 1.517$ 이므로 以上의 값들을

Table 4. Data for Graphical Integration

y	$1-y$	y_i	$y-y_i$	$\frac{1}{(1-y)\ (y-y_i)}$	Δy	Average Ordinate	Δ Area.
0.005	0.995	0.0023	0.0027	371.6	—	—	—
0.0075	0.9925	0.0040	0.0035	288.0	0.0025	330	0.825
0.010	0.990	0.0060	0.0040	252.5	0.0025	270	0.675
0.015	0.985	0.0100	0.0050	203.0	0.005	228	1.140
0.020	0.980	0.0141	0.0059	173.0	0.005	188	0.940
0.025	0.975	0.0182	0.0068	150.8	0.005	162	0.810
0.030	0.970	0.0226	0.0074	139.3	0.005	145	0.725
0.035	0.965	0.0267	0.0083	124.7	0.005	132	0.660
0.040	0.960	0.0308	0.0092	113.2	0.005	119	0.595
0.045	0.955	0.0350	0.0100	104.7	0.005	109	0.545
0.050	0.950	0.0395	0.0105	100.2	0.005	102.5	0.5125
Total							7.428

Table 5. Coefficients of pressure drop on operation of tower

Packings	Material	Coeff.	$\frac{1}{2}''$	$\frac{5}{8}''$	$\frac{3}{4}''$	$1''$	$1\frac{1}{2}''$	$2''$
Intalox saddle	Porcelain	α	1.04		0.52	0.25	0.13	0.14
		β	0.37		0.25	0.16	0.15	0.10
Raschig ring	〃	α	1.96	1.31	0.82	0.53	0.31	0.23
		β	0.56	0.39	0.38	0.22	0.21	0.17
Berl saddle	〃	α	1.16		0.56	0.53	0.21	0.16
		β	0.47		0.25	0.18	0.16	0.12
Pall ring	Plastics	α				0.22		0.10
		β				0.14		0.12
Pall ring	Metal	α		0.43		0.15	0.08	0.06
		β		0.17		0.15	0.16	0.12
Raschig ring	〃	α		1.20				
		β		0.28				

$\Delta P = \alpha \cdot 10 \cdot \beta \cdot L\left(\frac{G_y^2}{\rho_G}\right)$ Where, ΔP=Pressure drop, H_2O inch per packed bed, ft.

G_y=Mass velocity of gas, lb/ft^2 · sec
L=Mass Velocity of Liquid, lb/ft^2 · sec
ρ_G=Density of gas, lb/ft^3

$\int_{0.005}^{0.05} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} = \left(\frac{k_y a}{\phi k_{My}}\right) Z_T$ 에 代入하면

$$Z_T = (7.428) / (1.517) = 4.89 \text{ ft}$$

故로 塔의 最少 充塡高는 4.9 ft 이다. 그런데 塔 充塡物 支持台 위에 2 in. 라쉬링을 1 ft, $1\frac{1}{2}$ in. 라쉬링을 1 ft 넣을 경우 充塡高는 7.0 ft가 된다.

또 充塡物 上部 約 2 ft, 下部 約 3 ft를 包含하면 塔高는 總, 12 ft 이다.

9) **壓損 計算**

塔 運轉時 充塡物의 壓損은 table 5로부터 計算한다.

즉 $\Delta P = (0.52)(0.16)(10)(0.0618^2)(1.513) / (0.0783)$
$= 0.614$ H_2O inches per 1ft. packed bed

充塡高가 7 ft 일때 充塡物 側 壓損은, $(7.0)(0.614) = 4.3$ in. (水柱)

充塡物 支持台 側; 約 1.0 in. (水柱)

液 分散板 側; 約 1.0 in. (水柱)

따라서 塔의 總 壓損은 5.3 in. (水柱)이다.

10) 經費 推算은 省略 하기로 한다. 以上의 結果로 Packed tower Specification을 作成 한다.

∴ 以上의 計算에는 10 in. Duplex Slide Rule를 사용 했다.

使 用 記 號

a=Area of interface per unit packed volvme, ft^2/ft^3

a_t=Area of dry packing per unit packed volume.

C_A'=Concentration of Component A (Solute), lb/100lb of Solvent.

D=Diameter of packed tower, ft.

G_x=Mass velocity, based on total tower cross section, of liquid stream, $lb/ft^2 \cdot hr$; G_y, of gas stream.

G_{Mx}=Mola mass velocity, based on total tower cross section, of liquid stream, $moles/ft^2 \cdot hr$; G_{My}, of gas stream.

G'_{Mx}=Molal mass velocity of SO_2-free water, $moles/ft^2 \cdot hr.$; G'_{My}, of SO_2-free air.

g_c=Newton's law conversion factor.

k_x=Individual mass trausfer coefficient for liquid phase, lb $moles/ft^2 \cdot hr$. Unit mole fraction; k_y, for gas phase.

P'_A=Partial pressure of Component A, mm Hg

S=Cross sectional area of tower, ft^2

x=Mole fraction component A in liquid; x_a, at liquid inlet; x_b, at liquid out let; x_e, at equilibrium; x_i, at gas-liquid interface; x_6*, equilibrium concentration corresponding to gas phase concetration y_b.

y=Mole fraction component A in gas; y_a, at gas out let; y_b, at gas in let; y_e, at equilibrium; y_i, at gas-liquid interface.

Z_T=Total depth of packed section, ft.

α=Coefficient at table 5.

β=Coefficient at table 5.

ε=Porosity in packed section.

μ=Viscosity, $lb/ft \cdot hr$. μ'_L, of liquid $kg/m \cdot hr.$; μ'_w, of water at 20°C.

ρ=Density, lb/ft^3; ρ_α, of liquid; ρ_y, of gas

ϕ=Relative velocity factor.

ψ=Ratio, density of water to density of liquid.