



U N A M

ABSORCION DE SULFURO DE HIDROGENO

DESPRENDIDO DE UN SECADOR

TESIS PROFESIONAL

PEDRO REYES RODRIGUEZ

MEXICO 1962



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas

Tesis Digitales

Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©

PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

ABSORCION DE SULFURO DE HIDROGENO

DESPRENDIDO DE UN SECADOR

TESIS

QUE PRESENTA PARA SU EXAMEN PROFESIONAL DE
INGENIERO QUIMICO

PEDRO REYES RODRIGUEZ

ANTE LA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

MEXICO, D. F.

1962

A LA MEMORIA DE MI MADRE

LA SRA. D^{ña}. DOLORES RODRÍGUEZ DE REYES.

A MI PADRE.

A MIS HERMANOS.

A MARÍA GUADALUPE.

SUMARIO.

INTRODUCCION.

- CAPITULO I DATOS TECNICOS.
- CAPITULO II BASES PARA EL CALCULO DE UNA COLUMNA DE ABSORCION.
- CAPITULO III DISEÑO DE PROCESO Y DISEÑO MECANICO DEL ABSORBEDOR.
- CAPITULO IV EQUIPO AUXILIAR.
- CAPITULO V COSTOS.
- CAPITULO VI RESULTADOS EXPERIMENTALES.

BIBLIOGRAFIA.

APENDICE.

INTRODUCTION.

EN LA OPERACIÓN DE SECADO DE UN COLORANTE EN
UNA INDUSTRIA SE PRESENTARON DOS PROBLEMAS:

- 1° DESPRENDIMIENTO DE SULFURO DE HIDRÓGENO, Y
- 2° GENERACIÓN DE POLVO DEL PRODUCTO.

AMBOS FENÓMENOS NO AFECTAN LA EFICIENCIA DEL
PROCESO, YA QUE SUS CANTIDADES NO SON APRECIABLES EN LOS
RENDIMIENTOS. POR RAZONES DE HIGIENE DE TRABAJO SE ESTI
MÓ CONVENIENTE ELIMINAR EL GAS Y EL POLVO, PROCEDENTE DE
LAS CAMPANAS DE SALIDA DE AIRE DE LOS SECADORES.

EL OBJETO DE LA PRESENTE TESIS FUE EL ESTUDIO,
CÁLCULO Y DISEÑO DEL EQUIPO PARA ABSORBER EL GAS FORMADO
Y ELIMINAR EL POLVO.

1.- DATOS TÉCNICOS.

A.- PROCESO DE SECADO.

EL COLORANTE EN FORMA DE UNA SUSPENSIÓN ACUOSA DE CONSISTENCIA ALTA SE ALIMENTA CONTINUAMENTE EN UN SECADOR DE TAMBOR TIPO ABHOSFÉRICO. EN ESTE TIPO DE EQUIPO, EL PRODUCTO QUEDA EXPUESTO A LA ACCIÓN DEL CALOR POR MUY CORTO PERÍODO DE TIEMPO; AÚN CUANDO LA PELÍCULA DEL PRODUCTO PUEDA ALCANZAR UNA TEMPERATURA CERCAÑA A LA DE LA SUPERFICIE DEL TAMBOR, USUALMENTE NO HAY EFECTOS ADVERSOS DEBIDO A SOBRECALIENTAMIENTO.

DURANTE EL SECADO DEL COLORANTE SIEMPRE HAY DESPRENDIMIENTO DE SULFURO DE HIDRÓGENO, SEAN CUALES FUERAN EL TIPO DE SECADO Y LAS CONDICIONES DEL PROCESO DE OBTENCIÓN. LA CANTIDAD RELATIVA DE ESTE GAS, CON RESPECTO A LA ESTEQUIOMETRÍA DE PRODUCCIÓN DE COLORANTE, ES INSIGNIFICANTE.

LA GENERACIÓN DE POLVO EN EL SECADO ES DEBIDA, EN PARTE, A LA ACCIÓN DE ARRASTRE DE LA CORRIENTE DE VAPORES DE AGUA Y AIRE DE CONVECCIÓN QUE SE ALEJAN DE LA SUPERFICIE DEL TAMBOR, Y EN PARTE A LA ACCIÓN DE LA NAVAJA DE ROCE SOBRE EL TAMBOR DEL QUE DESPRENDE LA CAPA SECA.

USUALMENTE, LOS SECADORES DE TAMBOR TIENEN UNA CAMPANA COLOCADA ENCIMA PARA LA CAPTACIÓN DEL VAPORES Y DEL POLVO GENERADO. SU FORMA Y DIMENSIONES ESTÁN DISEÑADAS PARA AYUDAR A MEJORAR LA CONVECCIÓN Y DISMINUIR -

LA POSIBILIDAD DE CONDENSACIÓN DE LOS VAPORES. ³⁷

B.- DETERMINACIÓN DE LA CANTIDAD DE LOS CONTAMINANTES.

LA CONCENTRACIÓN DE SULFURO DE HIDRÓGENO Y POLVO EN LOS GASES DE LAS CAMPANAS VARÍA SEGÚN EL GASTO DE AIRE EN EL TIRO. LA CANTIDAD ABSOLUTA, ASIMISMO, PUEDE VARIAR DE UN LOTE A OTRO DE PIÉMENTO.

LA CONCENTRACIÓN DE SULFURO DE HIDRÓGENO PARA EL SECADOR, TRABAJANDO EN UN LOTE PROMEDIO Y CON LA CAMPANA FUNCIONANDO CON TIPO NATURAL, SE DETERMINÓ CON UN EQUIPO MUESTREADOR MANUAL, DE IMPACTO, PROVISTO DE BAMBOTEADORES CON SOLUCIÓN DE ACETATO DE ZINC ALCALINIZADO. LA VELOCIDAD DE ABSORCIÓN DE ESTE EQUIPO ES DE 10 L/MIN

EL RESULTADO DE LA DETERMINACIÓN DEL GAS FUE DE 0.2 MG/L. QUE CORRESPONDEN A 214 PPM DE H_2S (CALC. NO. 1 ANÉXICO).

EN VISTA DE NO CONTAR CON DATOS DE LA CANTIDAD DE AIRE DEL TIRO DE LA CAMPANA, SE HIZO UNA ESTIMACIÓN POSTERIOR, EN CONDICIONES DE OPERACIÓN SIMILARES, POR CÁLCULO, A PARTIR DEL DATO DE LA PRESIÓN ESTÁTICA EN LA GARGANTA DE LA CAMPANA AL SUOTO; LOS DATOS DE LA MEDICIÓN FUERON:

TEMP. DE LA MEDICIÓN: 70°C

PRESIÓN ESTÁTICA: CON MANÓMETRO INCLINADO (ACEITE, DENSIDAD 0.828)

LECTURA: 0.6 PULG.

FACTOR DE CONVERSIÓN A PULG. DE AGUA $\frac{1}{15.3}$

PRESIÓN ESTÁTICA CORREGIDA: $\frac{0.6}{15.3} = 0.043$

COEFICIENTES DE ENTRADA APLICABLES:

CE = 0.815 (ACTUAL)¹

VELOCIDAD = 50 CE $\sqrt{\frac{2 \cdot g H}{12 \cdot W}} \quad (1.1)$

VOLUMEN: Q = VA

EL CÁLCULO DEL GASTO EN EL TIRO DE LA CAMPANA DIÓ COMO RESULTADO:

VOLUMEN: 500 PIES³/MIN (No. 2 ARÉDICE)

LA CONCENTRACIÓN DE POLVO NO SE DETERMINÓ, PERO SE ESTIMA EN UN ORDEN DE MAGNITUD DE 0.1% SOBRE BASE DE PRODUCTO SECO, PARA UNA PRODUCCIÓN DE 50 KG/HR

RESULTADO: 50 g/HR $\approx$ 1 g/MIN

6.- ESPECIFICACIONES DE PUREZA DEL AIRE.

LA MEZCLA DE AIRE, VAPOR DE AGUA, SULFURO DE HIDRÓGENO Y EL POLVO AL SALIR DEL PUCHO-CHIMENEA DE LA CAMPANA SE DILUYE INMEDIATAMENTE EN EL AIRE ATMOSFÉRICO.

AL DISPONERSE HACIA ATRÁS UN POLVO O UN GAS EXTRAÍDO EN CONDICIONES DE VIENTO ATMOSFÉRICO, SE PRESENTAN POSIBLES MOLESTIAS EN LOS ALREDEDORES.

EL ESTUDIO DE UN PROBLEMA DE ESTA NATURALEZA PUEDE TRATARSE COMO UN FENÓMENO DE DIFUSIÓN EN REMÓLINO, DE ACUERDO CON LAS CONTHIBUCIONES DE BOSANQUET, PEARSON Y DALLA VELLE²⁷, ES POSIBLE POR LO TANTO, CALCULAR LA CONCENTRACIÓN DE UN CONTAMINANTE EN EL AIRE LIBRE EN UN PUNTO DADO, TENIENDO COMO DATOS LA ALTURA DE LA CHIMENEA Y LA VELOCIDAD DEL VIENTO.

LA CONCENTRACIÓN DEL CONTAMINANTE AL PIE DE LA CHIMENEA ES PRÁCTICAMENTE CERO Y SE ELEVA HASTA UN MÁXIMO, QUE SE ENCUENTRA, A UNA DISTANCIA EN EL PLANO HORIZONTAL, DE APROXIMADAMENTE 15 VECES LA ALTURA EFECTIVA DE LA CHIMENEA.

LA ECUACIÓN (1.2) PRESENTADA POR STEINBOCK⁵⁵, PARA GASES CONTAMINANTES ES:

$$C_{MAX} = \frac{13.7 M}{V \cdot H^2} \times \frac{64.06}{\text{PESO MOL DEL GAS CONT.}} \quad (12)$$

DONDE: M = PESO DEL CONTAMINANTE, EN KG/DÍA;

H = ALTURA EFECTIVA DE LA CHIMENEA, EN PIES;

V = VELOCIDAD DEL VIENTO, EN MILLAS/HR

LA ALTURA EFECTIVA DE LA CHIMENEA, ES LA ALTURA DE ÉSTA SOBRE EL NIVEL DEL SUELO MAS LA ALTURA DE ELEVACIÓN DE LA COLUMNA DE GASES ARRIBA DE ELLA; DENTRO ÉSTA ÚLTIMA AL EFECTO COMBINADO DE LA VELOCIDAD DE SALIDA A LA DIFERENCIA DE DENSIDADES Y AL GRADIENTE DE TEMPERATURA. EL VALOR DEL ELEVAMIENTO POR ESTOS TRES FACTORES ESTA DADO POR LA ECUACIÓN (1.3).

$$Z_{\text{MAX}} = \frac{4.77}{1+0.43 \frac{V}{u}} \times \frac{\sqrt{g \Delta}}{V} + 637 \times \frac{g \Delta}{V^3 T_1} (\log_e J^2 + \frac{2}{J-2}) \quad (1.3)$$

$$\text{DONDE: } J = \frac{V^2}{u g} (0.43 - \frac{T_1}{g \theta} - 0.28 \frac{u}{g} \frac{T_1}{\Delta}) + 1 \quad (1.4)$$

DONDE Z = ALTURA DE ELEVACIÓN DE LA COLUMNA, EN PIES; Q = CANTIDAD DE AIRE CONTAMINADO, EN PIES³/SEG; V = VELOCIDAD DEL VIENTO EN PIES/SEG, u = VELOCIDAD DE SALIDA DEL GAS EN PIES/SEG T_1 = TEMPERATURA A LA CUAL LA DENSIDAD ES IGUAL A LA DE LA ATMÓSFERA DE LOS ALREDEDORES, EN °C ABS; Δ = $T_2 - T_1$, DONDE T_2 = TEMP DE GASES DE SALIDA EN °C ABSOLUTOS g = ACELERACIÓN, 32.2 PIES/SEG²; θ = GRADIENTE DE LA TEMPERATURA ATMOSFÉRICA POTENCIAL, °C/1000 PIES ELEVACIÓN.

USANDO LAS ECUACIONES Y PARA VALORES DE:

PARA UN VIENTO MÍNIMO DE 3 MILLAS POR HORA¹⁴
 ALTURA DE LA CHIMENEA 10 METROS (30 PIES) SE O TUVO UNA
 CONCENTRACIÓN MÁXIMA DE 0.076 ppm (No. 3, APÉNDICE) A UNA
 DISTANCIA DE 315 PIES (96 METROS) DE LA CHIMENEA.

EL SULFURO DE HIDRÓGENO ES NOTABLE POR EL OL-
 FATO A CONCENTRACIONES SUPERIORES A 0.3 ppm. LA CON-
 CENTRACIÓN OBTENIDA POR EL CÁLCULO ANTERIOR ES MUY BAJA, -
 NO SOBREPASA LOS LÍMITES RECOMENDADOS POR ALGUNOS CÓDI-
 GOS DE HIGIENE INDUSTRIAL; PARA EL CASO DEL SULFURO DE
 HIDRÓGENO SE ESPECIFICA UNA CONCENTRACIÓN MÁXIMA PERMI-
 SIBLE DE 20 ppm SEGUN A.S.A.⁷ Y LA A.C.G.I.H.³, PARA
 LOS ESTADOS UNIDOS DE NORTEAMÉRICA, EN GENERAL SE RECO-
 MIENDA MANTENER LOS VALORES DE CONCENTRACIÓN DE 1/5 A -

1/2 DE LOS MÁXIMOS DADOS POR LOS ESTUDIOS.⁶

PARA EL CASO DEL POLVO DEL COLOMANTE EN CUESTIÓN, NO SE TIENE NINGUNA INDICACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN MÁXIMA PERMISIBLE. SIMPLEMENTE SU NATURALEZA PIGMENTANTE Y SU PEQUEÑO TAMAÑO DE PARTÍCULA JUSTIFICAN SU ELIMINACIÓN AL MÍNIMO.

LOS SIGUIENTES CÁLCULOS DAN UNA IDEA DE LA CANTIDAD DE PARTÍCULAS DE POLVO QUE ENVA AL AIRE CADA SECA DOR.

PARA UNA CANTIDAD DE POLVO EMITIDO DE 50 g/hr.

SUPONIENDO QUE SE MANEJAN: 4000 m³/hr (2350 pies³/min. (CAMPANA).

LA CONCENTRACIÓN DE POLVO SERÁ: 0.012 g/m³.

ESTE TIPO DE PIGMENTOS TIENEN UN TAMAÑO DE PARTÍCULAS DE 0.2 A 10 MICRAS POR PARTÍCULA Y SE CAEN EN UNA SUPERFICIE BLANCA, POR ACCIÓN DEL AGUA O HUMEDAD PRODUCEN UNA MANCHA DE UN TAMAÑO MUCHAS VECES SUPERIOR.

SUPONIENDO PARTÍCULA DE 1μ 5μ 10μ

EL NÚMERO DE PARTÍCULAS PARA

0.012 g/m³ SERÁ25x10⁹ 2x10⁸ 25x10⁶

AREA QUE RECUBRIRÍAN ESAS PARTÍCULAS

FORMANDO UNA CAPA 100 cm² 25 cm² 10 cm²

INDEPENDIEMENTE DE LA CANTIDAD DE CONTAMINANTES, DE LA ALTURA DE LA CHIMENEA DE LAS CAMPANAS Y DE LOS VIENTOS EXISTENTES, SE CONSIDERÓ CONVENIENTE REDUCIR LA CONCENTRACIÓN DE LOS CONTAMINANTES A LOS SIGUIENTES

TER LÍMITES MÁXIMOS:

SULFURO DE HIDRÓGENO: REDUCCIÓN DE 60% O SEA
CANTIDAD DE H_2S SALIENTE 0.0025 LB/MIN, (NO. 4, APÉNDICE).

POLVO: 0 G/MR

D.- DATOS BÁSICOS PARA CÁLCULOS DE CAPACIDAD
DEL EQUIPO.

1.- SECADORES.

EQUIPO PRESENTE: UN SECADOR DE TAMBOR.

CAPACIDAD EVAPORATIVA. (3.60 LB/MIN) 100 KG
AGUA/MR.

PRESIÓN DE VAPOR DE CALENTAMIENTO (37 PSIG)
2.6 Kg/cm²).

PRODUCCIÓN 50 KG PRODUCTO/MR

EQUIPO FUTURO: UN SECADOR REMELO.

RESULTADO: CAPA. BÁSICA DE SECADORES PARA EL
DISEÑO.

...(440 LB AGUA/MR).... = 200 KG AGUA/MR

2.- CONTAMINANTES.

SULFURO DE HIDRÓGENO -. . . 0.0065 LB/MIN.
= 3.15 G/MIN
(NO. 4 APÉNDICE).

POLVO. 15.2 GRANOS/MIN
= 1.0 G/MIN

3.- AIRE.

LA CANTIDAD DE AIRE QUE MANEJARÁN LAS CAMPANAS,

UNA VEZ CONSTRUÍDO EL EQUIPO, SE CALCULÓ TOMANDO EN CUENTA LOS SIGUIENTES PROPÓSITOS:

A) PROVEER CIRCULACIÓN DE AIRE SOBRE EL TAMBOR; CON ESTO SE ASEGURA UNA MEJOR SEPARACIÓN DE VAPORES HACIENDO MAS RÁPIDO EL SECADO³⁷.

B) PROVOCAR UN LIGERO TIRO O SEA TENER PRESIÓN NEGATIVA EN LA CAMPANA PARA EVITAR SALIDA DE POLVO Y VAPORES POR ABAJO DE LA CAMPANA.

C) EVITAR CONDENSACIÓN DE VAPOR DE AGUA EN EL TECHO Y DE SER POSIBLE EN LAS PAREDES DE LA CAMPANA.

D) EVITAR GRAN LACERO DE AIRE, LO CUAL INCREMENTARÍA EN PROPORCIÓN EL COSTO DE CUALQUIER EQUIPO DE PURIFICACIÓN SELECCIONADO.

LA CAMPANA DISEÑADA TUVO LAS SIGUIENTES CARACTERÍSTICAS:

AA) TAMAÑO. EL MÍNIMO PRÁCTICO PARA EL TAMAÑO DEL SECADOR Y AUXILIARES.

AB) MATERIAL. DE Poca CONDUCTIVIDAD TÉRMICA - (ASBESTO-CEMENTO)

AC) ENTRADAS DE AIRE. SITUADAS EN LA PARTE INFERIOR CON COMPUERTAS AJUSTABLES PARA EL FLUJO DE AIRE, EN LA PARTE SUPERIOR NO HAY ADMISIÓN DE AIRE.

PARA PROVEER UNA BUENA CIRCULACIÓN DE AIRE SOBRE EL TAMBOR Y EN TIRAS MÍNIMAS, SE CONVIERTIÓ EL MECANISMO DE CONVECCIÓN DE CENICU A LA ORIGINAL UN CILINDRO CALIENTE, EN ESTE CASO EL TAMBOR DE CENICU, SE CONVIERTIÓ EN CILINDRO

DE EL VAPOR CALIENTE QUE PROVIENE DE LA PELÍCULA SECÁNDOSE SOBRE ÉL.

CUANDO UN CUERPO CALIENTE ESTA RODEADO DE AIRE, LA PÉRDIDA DE CALOR POR CONVECCIÓN INCLUYE UN FENÓMENO - DE CONDUCCIÓN MOLECULAR, DESDE LA SUPERFICIE CALIENTE AL AIRE ADYACENTE; ÉSTE AL CALENTARSE, SE HACE MENOS DENSO Y ES FORZADO A ELEVARSE; EL LUGAR QUE DEJA ES OCUPADO POR EL AIRE FRÍO DE LAS CERCANÍAS. LA VELOCIDAD DE FLUJO DE AIRE ES DETERMINADA EN RELACIÓN CON LA FUERZA DE GRAVEDAD ($V = \sqrt{2gh}$); Y SE RELACIONA CON LA PÉRDIDA DE CALOR POR CONVECCIÓN CONSIDERANDO LAS RESISTENCIAS FRICCIONALES Y OTROS FENÓMENOS, COMO ES EL DE DIFUSIÓN, SE HAN ESTABLECIDO DIVERSAS FÓRMULAS DE TRABAJO; PARA EL CASO PARTICULAR DEL TAMBOR DECADOR, LA FUENTE PRINCIPAL DE CONVECCIÓN, ES PROPORCIONADA POR EL VAPOR DE AGUA Y SE APLICÓ, POR LO TANTO, LA FÓRMULA (1.5) ESTABLECIDA TENTATIVAMENTE - POR HEMMON²⁰ :

$$q_0 = 290 A_B \sqrt{G M} \quad (1.5)$$

DONDE: q_0 = FLUJO DE AIRE NECESARIO PARA LA -
CAMPAÑA, EN PIES³/MIN

A_B = ÁREA DONDE SE FORMA EL DESPRENDIMIENTO DE VAPOR

G = VELOCIDAD DE FORMACIÓN DE VAPOR EN LIBRAS/PIES² DE ÁREA DE DESPRENDIMIENTO DE VAPOR (MINUTO);

M = APROXIMADAMENTE EL DIÁMETRO O SU

EQUIVALENTE EN LA SUPERFICIE HORIZON-
TAL O SU EQUIVALENTE SI FUERA VERTI-
CAL, EN PIES.

LA CANTIDAD DE AIRE QUE DEBERÁ MANEJAR LA CAM-
PANA PARA PROVEER UN BUEN TIPO DE LOS VAPORES, DIÓ COMO
RESULTADO:

2250 PCM (3800 m³/HR) (No. 4, Apéndice).

PARA PREVENIR LA CONDENSACIÓN DE AGUA EN LA -
PARTE SUPERIOR DE LA CAMPANA Y EN LOS DUCTOS, LAS CONDI-
CIONES DEL AIRE HÚMEDO SE DEBEN AJUSTAR PARA OBTENER VA-
LORES DE HUMEDAD RELATIVA DE 50% O MENOS, A LA TEMPERA-
TURA DE SALIDA DE LA MEZCLA, LO CUAL DA UN MARGEN DE 13
A 15°C (23 A 28°F) ARRIBA DE LA TEMPERATURA DE ROCÍO (Ta-
BLA No. 1).

EL AIRE DE ADMISIÓN, QUE LLAMAMOS EN ESTE CASO
DE DILUCIÓN, ENTRA A LA TEMPERATURA AMBIENTE; BÁSICAMEN-
TE SE CALIENTA POR LA CONVECCIÓN DEL TAMBOR CON VAPOR DE
AGUA DESPRENDIÉNDOSE; PARA REUNIR LAS CONDICIONES DE MEZ-
CLA CON VAPOR DE AGUA ESPECIFICADOS ANTES, EN EL CASO -
IDEAL, EL CALENTAMIENTO QUE NECESITA EL AIRE DE DILUCIÓN
DEBE SER A EXPENSAS DE LA CONVECCIÓN Y RADIACIÓN PROPOR-
CIONADA POR EL TAMBOR SECADOR; CONSIDERANDO EN ESTA FOR-
MA NO HABRÍA NECESIDAD DE PRECALENTAR EL AIRE DE DILUCIÓN.

UN BALANCE DE CALOR PRELIMINAR (Nº 6, Apéndice)
MOSTRADO ESQUEMÁTICAMENTE EN LA FIGURA 1 DIÓ LA CANTIDAD
DE CALOR DISPONIBLE PARA CALENTAR EL AIRE DE DILUCIÓN, -

SIENDO ESTA: 927 BTU/MIN.

LA TABLA II, PRESENTA LAS TEMPERATURAS, VOLUMENES Y CANTIDADES DE CALOR CORRESPONDIENTES, PARA MEZCLAS DE AIRE CON 3.66 LB/MIN DE VAPOR DE AGUA A TRES CONDICIONES DE HUMEDAD RELATIVA. CON BASE EN LA MISMA TABLA, PARA 927 BTU/MIN DISPONIBLES, SE TIENEN LOS SIGUIENTES RESULTADOS:

TEMP. DE LA MEZCLA HUM. RELATIVA.			VOLUMEN.
50°C	122°F	50%	1440 PCM
38°C	100.6°F	56%	2250 PCM

PARA UN GASTO DE AIRE DE 2250 PCM, QUE YA SE CALCULÓ, PARA OBTENER UN BUEN TIRO EN LA CAMPANA CORRESPONDE UNA TEMPERATURA DE GASES DE 38°C Y UNA HUMEDAD RELATIVA DE 56%, A ESA CONDICIONES SE TENDRÁN ÚNICAMENTE 14°F=8°C ARRIBA DE LA TEMPERATURA DE ROCÍO.

POR LO TANTO LAS CONDICIONES DEL AIRE PARA EL DISEÑO DEL EQUIPO SERÁN:

GASTO DE AIRE SECADOR . . . 2250 PCM (3800 m³/HR)
 GASTO DE AIRE DE LOS SECADORES 4500 PCM (7600 m³/HR)
 TEMPERATURA: 100°F (38°C) HR: 56%

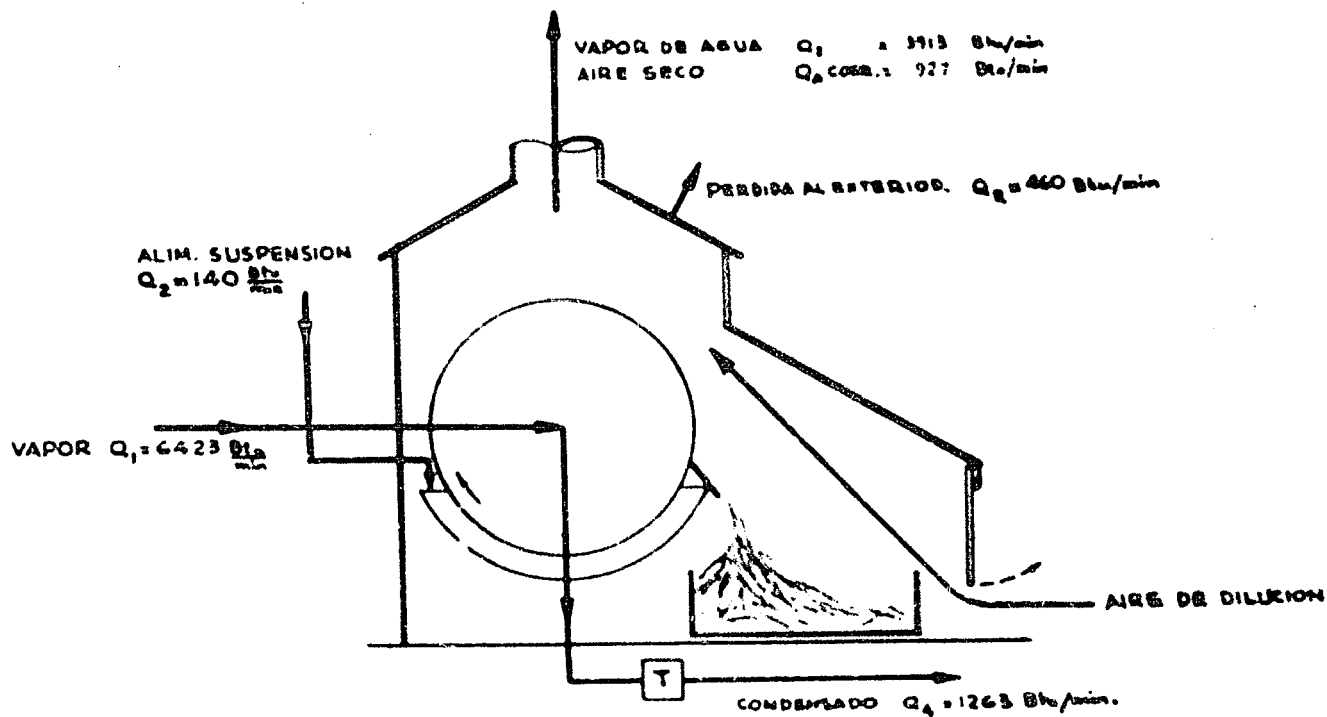


DIAGRAMA DE BALANCE DE CALOR
CAMARA DE UN SECAO DE TAMBOR
FIGURA N°1

VOLUMENES DE AIRE PARA MEZCLA DE AIRE A 20°C CON 3.00 LB/MIN VAPOR DE AGUA
(Presión 500 mm Hg)

TEMPERATURA		ENTALPIA		AIRE SATURADO			AIRE CON 50% HUM. RELATIVA		
°C	°F	BTU/LB AIRE SECO		PIES ³ /MIN V	LB/MIN W	BTU/MIN Q	PIES ³ /MIN V	LB/MIN W	BTU/MIN Q
		HS	HS-HS _{20°}						
40	104	25.0	8.66	1170	57.5	500	2280	112	1020
45	113	27.15	10.83	890	43.1	465	1800	91	785
50	122	29.32	13.00	710	31.6	410	1440	70	610
55	131	31.50	15.17	560	23.5	356	1150	54	480
60	140	31.66	17.33	450	17.2	296	910	41	370
65	149	35.82	18.50	364	12.4	230	740	31.4	282
70	158	37.99	21.66	295	8.85	192	590	23.1	210
75	167	40.16	23.83	242	6.13	146	490	18.3	165
AIRE CON 60% HUM. RELATIVA									
38	100.6	24.15	7.82				2150	111	870
39	102	24.5	8.16				2070	106	860
40	104						1920	98	850
45	113						1520	74	605
AIRE CON 54% HUM. RELATIVA									
39	102	24.5	8.16				2250	112	970
AIRE CON 56% HUM. RELATIVA									
38	100.6	24.15	7.82				2250	112.5	920

PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE AIRE HUMEDO (PRESIÓN 580 mm Hg)

TEMPERATURA		AIRE SATURADO CON VAPOR DE AGUA		VOLUMEN		PESOS	HUMEDAD	VOLUMEN	TEMP. ROCIO	DTF. TEMP.
°C	°F	PRESIÓN PSI	LB/LB AIRE SECO	1 LB AIRE SECO	VA-VB	1 LB AIRE SECO + VAPOR A PRES. SATURADA	A 50% HUM. RELATIVA LB/LB AIRE SECO	A 50% HR PRES. 34.0 LB AIRE SECO	A 50% HR °F	T-T _R °F
20	68	0.34	0.020	17.3	0.5	17.8				
30	86	0.61	0.036	17.8	1.1	18.9				
40	104	1.07	0.064	18.4	2.0	20.4	0.031	19.4	91.5	22.5
45	113	1.39	0.085	18.7	2.6	21.3	0.0405	19.9	90	23.0
50	122	1.79	0.116	19.0	3.5	22.5	0.0525	20.6	98	24.0
55	131	2.28	0.156	19.3	4.7	24.0	0.0680	21.4	106	25.0
60	140	2.89	0.214	19.6	6.7	26.3	0.0890	22.2	114	26.0
65	149	3.63	0.295	19.9	9.4	29.3	0.118	23.7	122.5	26.5
70	158	4.52	0.415	20.2	13.3	33.5	0.156	25.2	131	27.0
75	167	5.59	0.598	20.5	19.0	39.5	0.200	26.9	139.5	27.5

QUE MANEJAN. TAMBIÉN SE DISPONEN DE DATOS PUBLICADOS SOBRE LA ELIMINACIÓN DE NUMEROSOS CONTAMINANTES EN DETERMINADOS TIPOS DE EQUIPOS^{9,23,24,25,34}, REFERENCIAS QUE PERMITEN PREDECIR EN CIERTO GRADO, LOS FACTORES DE DISEÑO - PARA UN EQUIPO DE ELIMINACIÓN DE UN CONTAMINANTE NUEVO.

EN EL CASO DE PARTÍCULAS MENORES DE 2 MICRONES, SE HA ENCONTRADO QUE EL FENÓMENO DE DIFUSIÓN ES DOMINANTE Y SOBRE ESA BASE EXISTE LA POSIBILIDAD DE COMPARARLO CON UN PROCESO DE ABSORCIÓN DE GASES.

EL CÁLCULO DEL EQUIPO ES POSIBLE EFECTUARLO DESDE EL PUNTO DE VISTA DE LA EFICIENCIA DE ELIMINACIÓN DEL POLVO. EN EL PRESENTE CASO, SE EFECTUARÁ ÚNICAMENTE EL CÁLCULO DEL EQUIPO PARA EL FENÓMENO DE LA ABSORCIÓN DEL H_2S SIN TENER EN CUENTA LA EFICIENCIA QUE PUEDA TENER PARA RECOGER EL POLVO.

2.- PARA EL SULFURO DE HIDRÓGENO EN LA CONCENTRACIÓN EN QUE SE ENCUENTRA EN NUESTRO CASO, SE TENDRÍAN DOS PROCESOS APLICABLES:

A) SISTEMA DE CAJAS DE ÓXIDO HIDRATADO DE FIERRO SECO^{44,58,60}. PROCESO QUE SE DESCARTA POR NO SER APLICABLE A LA ELIMINACIÓN SIMULTÁNEA DEL POLVO.

B) ABSORCIÓN: EN UNA OPERACIÓN QUE SE USA CON FRECUENCIA EN LA PURIFICACIÓN DE GASES Y EN LA ELIMINACIÓN DE CONTAMINANTES GASEOSOS EN AIRE.

EL PROCESO MAS SIMPLE SERÍA LA ABSORCIÓN DEL H_2S EN AGUA; SIN EMBARGO, COMERCIALMENTE TIENE MUY Poca

APLICACIÓN, DEBIDO A QUE LA PRESIÓN PARCIAL DEL H_2S EN LA MAYORÍA DE LOS SISTEMAS POR TRATARSE ES MUY BAJA, LO SUFICIENTE PARA HACER MUY CARA LA ABSORCIÓN.³⁰

LOS PROCESOS DE ABSORCIÓN DEL H_2S ACOMPAÑADA - POR REACCIÓN QUÍMICA SON VARIOS, EN FORMA GENERAL SE CONOCEN COMO PROCESOS REGENERATIVOS, DE OXIDACIÓN Y NO REGENERATIVOS.

LA ABSORCIÓN DEL H_2S EN LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO, DEL GAS NATURAL Y DEL GAS ARTIFICIAL, ES UN PROCESO MUY IMPORTANTE, NO SOLO POR LA ELIMINACIÓN DEL H_2S Y DEL CO_2 (ABSORRIDO SIMULTÁNEAMENTE EN LOS MISMOS EQUIPOS), QUE ES ABSOLUTAMENTE NECESARIA EN LA MAYORÍA DE LOS CASOS EN QUE SE USA EL GAS NATURAL O ARTIFICIAL, SINO TAMBIÉN - COMO UNA FUENTE DE OBTENCIÓN DEL AZUFRE EN FORMA ELEMENTAL, EL CUAL A SU VEZ SE EMPLEA GENERALMENTE PARA LA FABRICACIÓN DE H_2SO_4 ; LA RECUPERACIÓN DE AZUFRE DEL GAS NATURAL ES DEL ORDEN DE APROX. 40,000 TONELADAS/AÑO.

LOS NUMEROSOS PROCESOS DE ABSORCIÓN DEL H_2S REGENERATIVOS Y DE OXIDACIÓN SE DESCRIBEN AMPLIAMENTE EN LA LITERATURA^{29,30,58,60} ASI COMO EN PATENTES Y EN TESIS^{6,18}; Y CORRESPONDEN A VARIOS CIENTOS DE INSTALACIONES EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA; LOS MAS CONOCIDOS SON:

PROCESOS	ABSORBENTES EN SOLN
GIRHOTOL	AMINAS, ALIFÁTICAS.
FOSFATO SHELL	K_3PO_4
ALRAZIO	SALES DE AMINOÁCIDOS

ESTE TIPO SE EMPLEAN SOLUCIONES ACUOSAS DE SALES CONTENIENDO Na O K COMO CATIÓN Y UN ANIÓN COMBINADO PARA DAR UNA SOLUCIÓN CON PH DE 9 A 11.

LA OXIDACIÓN SE LLEVA A CABO CON OXIDANTES O CATALIZADORES DISUELTOS O SUSPENDIDOS EN EL MEDIO LÍQUIDO. LOS COMPONENTES USADOS COMO CATALIZADORES INCLUYEN: ÓXIDO DE FIERRO, TIO-ARSENATOS, COMPLEJOS DE CIANURO DE FIERRO Y CATALIZADORES ORGÁNICOS.

ABSORCIÓN DE H_2S DE GRANDES VOLUMENES DE AIRE CONTAMINADO: EN NUMEROSAS INDUSTRIAS, ENTRE LAS CUALES ES TÍPICA LA DE VISCOOSA, SE NECESITA ELIMINAR EL H_2S DEL AIRE USADO EN LAS PROCESOS DE FABRICACIÓN Y SECADO, LOS VOLUMENES MANEJADOS EN DICHAS PLANTAS SON DEL ORDEN DE - 100,000 A 1,000,000 PCM, EN ESTOS CASOS EL PROCESO MAS EMPLEADO ES LA ABSORCIÓN EN SOLUCIONES DE Na_2CO_3 CON CATALIZADOR DE ÓXIDO DE FIERRO EN SUSPENSIÓN^{10,30,43}, POR LO TANTO LA SOLUCIÓN ES REGENERATIVA Y DE ACUERDO CON VARIANTES - EN LA FORMA DE REGENERAR EL PROCESO RECIBE LOS NOMBRES DE BURKMEISER, FERROX, BLUD Y MANCHESTER.

EN INSTALACIONES DONDE LOS VOLUMENES DE AIRE - MANEJADOS SON MODERADOS, ES MAS COMÚN EL USO DE PROCESOS NO REGENERATIVOS PARA LA ABSORCIÓN DEL H_2S YA QUE RESULTA MAS ECONÓMICO DESDE EL PUNTO DE VISTA DE INVERSIÓN DE EQUIPO Y DE MANO DE OBRA. LOS AMBIENTES MEJORES SON EL NaOH Y DESPUES EL Na_2CO_3 ^{30,34,50}. EL EMPLEO DE Ca(OH)_2 HA

FENOLATOS

FENOLATO SÓDICO

CARBONATO AL VACÍO KOPPERS Na_2CO_3 GIAMMARCO-VETROCOKE Na_2CO_3 + CATALIZADORES.

LOS CINCO PRIMEROS PROCESOS MENCIONADOS ARRIBA OPERAN EN PROCESO REGENERATIVO, EN LOS EL H_2S ABSORBIDO, ES DESPUES OBLIGADO A DESPRENDERSE DE LA SOLUCIÓN ABSORBENTE; LAS PROPIEDADES TERMODINÁMICAS QUE SON COMUNES EN EL CASO ÓPTIMO DE LOS ABSORBENTES DE ESTE TIPO SON:³³

(1) UN PODER ALTO DE ABSORCIÓN A BAJA PRESIÓN DE VAPOR; (2) SUS SOLUCIONES EN AGUA, TIENEN UN pH 9-12 QUE CORRESPONDE A UNA BASE FUERTE Y UN ÁCIDO DÉBIL; (3) LA CONSTANTE DE DISOCIACIÓN SE ELEVA CON LA TEMPERATURA PARA DAR UN DECREMENTO EN EL pH QUE FACILITA LA REGENERACIÓN DE LA SOLUCIÓN QUE ESTA SATURADA CON EL H_2S ; (4) LOS MAS ACTIVOS TIENEN LA CONSTANTE DE DISOCIACIÓN DEL ÁCIDO DÉBIL MUY PEQUEÑA Y POR LO TANTO LA MAYOR CONCENTRACIÓN DE OH^- ; (5) DURANTE LA ABSORCIÓN TIENEN UN DECREMENTO DE SU ENERGÍA LIBRE COMO RESULTADO DE LA REACCIÓN QUÍMICA, ESTA ENERGÍA SE RECUPERA DURANTE EL CALENTAMIENTO POSTERIOR, EL CAMBIO TOTAL ESTA ENTRE + 15 Y - 1 Kcal, SIENDO LOS MAYORES AQUELLOS QUE AL REACCIONAR CON EL H_2S DAN UN CAMBIO DE ENERGÍA LIBRE QUE SE ADECUA A CERO (O SEAN CONDICIONES DE EQUILIBRIO).

EN EL ÚLTIMO PROCESO MOSTRADO EN LA TABLA, EL H_2S SE OXIDA HASTA ASUMIR EL ELEMENTAL EN EL SENO DE LA SOLUCIÓN ABSORBENTE.³⁰ CLÁSICAMENTE EN LOS PROCESOS DE

ESTE TIPO SE EMPLEAN SOLUCIONES ACUOSAS DE SALES CONTENIENDO Na O K COMO CATIÓN Y UN ANIÓN COMBINADO PARA DAR UNA SOLUCIÓN CON PH DE 9 A 11.

LA OXIDACIÓN SE LLEVA A CABO CON OXIDANTES O CATALIZADORES DISUELTOS O SUSPENDIDOS EN EL MEDIO LÍQUIDO. LOS COMPONENTES USADOS COMO CATALIZADORES INCLUYEN: ÓXIDO DE FIERRO, TIO-ARSENATOS, COMPLEJOS DE CIANURO DE FIERRO Y CATALIZADORES ORGÁNICOS.

ABSORCIÓN DE H_2S DE GRANDES VOLUMENES DE AIRE CONTAMINADO: EN NUMEROSAS INDUSTRIAS, ENTRE LAS CUALES ES TÍPICA LA DE VISCOOSA, SE NECESITA ELIMINAR EL H_2S DEL AIRE USADO EN LAS PROCESOS DE FABRICACIÓN Y SECADO, LOS VOLUMENES MANEJADOS EN DICHAS PLANTAS SON DEL ORDEN DE - 100,000 A 1,000,000 PCM, EN ESTOS CASOS EL PROCESO MAS EMPLEADO ES LA ABSORCIÓN EN SOLUCIONES DE Na_2CO_3 CON CATALIZADOR DE ÓXIDO DE FIERRO EN SUSPENSIÓN^{10,30,43}, POR LO TANTO LA SOLUCIÓN ES REGENERATIVA Y DE ACUERDO CON VARIANTES - EN LA FORMA DE REGENERAR EL PROCESO RECIBE LOS NOMBRES DE BURKHEISER, FERROX, GLUD Y MANCHESTER.

EN INSTALACIONES DONDE LOS VOLUMENES DE AIRE - MANEJADOS SON MODERADOS, ES MAS COMÚN EL USO DE PROCESOS NO REGENERATIVOS PARA LA ABSORCIÓN DEL H_2S YA QUE RESULTA MAS ECONÓMICO DESDE EL PUNTO DE VISTA DE INVERSIÓN DE EQUIPO Y DE MANO DE OBRA. LOS ABSORBENTES DE FIERRO SON EL NaOH Y DESPUES EL Na_2CO_3 ^{30,34,50}. EL EMPLEO DE Ca(OH)_2 HA

CAÍDO EN DESHUSO ⁴⁴, YA QUE SU ADHERENCIA EN TUBERÍAS, BO-
QUILLAS, ETC. HACE EXCESIVO EL COSTO DEL SERVICIO DE MAN-
TENIMIENTO. SOLUCIONES DE $K_2Cr_2O_7$ ⁴⁵ Y DE $KMnO_4$ SE
EMPLEAN CUANDO ES NECESARIO ELIMINAR EL H_2S EN PRESENCIA
DE TALES CONCENTRACIONES DE CO_2 QUE NO RESULTARÍA ECONÓ-
MICA LA ABSORCIÓN DEL H_2S EN UNA SOLUCIÓN ALCALINA

3.- EQUIPO. LOS EQUIPOS USUALES PARA ABSORCIÓN
DEL H_2S EN CANTIDADES MODERADAS DE AIRE SON: TORRES EMPA-
DAS ^{44, 50}, TORRES LAVADORAS CON BOQUILLAS ^{10, 43}, LAVADORES
DE CHORRO EN VENTURI (JET VENTURY SCRUBBERS) ⁹, TORRES FIL-
TROS DE MIEBLA (FOG-FILTERS), ^{34, 56} ETC.

EL ESTUDIO DE LOS DIFERENTES TIPOS DE EQUIPOS EN
RELACIÓN CON LAS CONDICIONES ESPECÍFICAS DE NUESTRO CASO
NO INDICA QUE:

A) SE TIENE UNA CONCENTRACIÓN ACUMULATIVA DE --
POLVO DE LOS GASES, QUE ES TAMBIÉN COLECTADO EN LA SOLU-
CIÓN RECIRCULANTE Y YA QUE ES RELATIVAMENTE SOLUBLE, SU -
PRESENCIA PODRÍA PRODUCIR FENÓMENOS DE OCLUSIÓN Y ABRASIÓN
DE LOS ORIFICIOS DE LAS BOQUILLAS DE UN EQUIPO OPERANDO A
BASE DE ASPERSIÓN A ALTA PRESIÓN Y EN EL CUAL LOS ORIFI-
CIOS DE LAS BOQUILLAS SON MUY PEQUEÑOS. NO TENIENDO DATOS
EXPERIMENTALES DE LA INFLUENCIA DEL FACTOR MENCIONADO, SE
DESTACAN LOS EQUIPOS DE FILTRO DE MIEBLA Y DE CHORRO VENTU-
RI MULTIPLE.

B) PARA TORRES LAVADORAS NO EMPACADAS CUYO PRIN-

CIPIO ES EL CONTACTO DEL GAS EN CASCADAS Y PAREDES HUMEDAS; SE ENCONTRARON POCOS DATOS EN RELACIÓN CON SU DISEÑO ESPECIALMENTE EN RELACIÓN CON LOS FENÓMENOS DE CANALIZACIÓN DE LA CORRIENTE DE AIRE QUE ES CAUSA DE ABSORCIONES MENOS EFICIENTES DEBIDO A LAS DESVIACIONES DE -- FLUJOS CONSIDERADOS COMO EN CONTRACORRIENTE.

C) EL ÚNICO PROBLEMA PARA LA SELECCIÓN DE UNA TORRE EMPACADA SERÍA LA INCRUSTACIÓN O DEPOSITACIÓN DEL POLVO COLECTADO EN EL EMPAQUE, PARA UN FENÓMENO SE PUEDE PROVEER LA POSIBILIDAD DE LAVADO PERIÓDICO DEL EMPAQUE DE LA COLUMNA.

COMO CONCLUSIÓN DE LAS CONSIDERACIONES ANTERIORES, EL EQUIPO SELECCIONADO PARA DISEÑARSE FUE DEL TIPO DE TORRE EMPACADA Y LA SOLUCIÓN RECIRCULANTE FUE DE HIDRÓXIDO DE SODIO.

CAPITULO II

BASES PARA EL CALCULO DE LA COLUMNA DE ABSORCION.

1.- CONSIDERACIONES TEÓRICAS PRELIMINARES.

A.- DIFUSIÓN.

EN LA ABSORCIÓN SE LLEVA A CABO LA TRANSFERENCIA DE UN MATERIAL DE UNA FASE A OTRA. EL FENÓMENO DE MAYOR IMPORTANCIA ES LA TRANSFERENCIA EN LA INTERFASE. EL MOVIMIENTO O "DIFUSIÓN" DE UNA SUSTANCIA A TRAVÉS DE UNA MISMA FASE ES UN PROCESO MUY SIMPLE, COMPARADO CON LA TRANSFERENCIA ENTRE DOS FASES. EN ABSORCIÓN DE GASES, LA TRANSFERENCIA DEL GAS POR AUTODIFUSIÓN (SOLUTO), SE LLEVA A CABO DE UNA FASE GASEOSA A UNA FASE LÍQUIDA.

EXISTEN DOS CLASES DE DIFUSIÓN: 1A. LA DIFUSIÓN MOLECULAR, QUE ES LA MEZCLA ESPONTÁNEA DE DOS FLUIDOS MISCIBLES QUE SE PONEN EN MUTUO CONTACTO SIN AYUDA MECÁNICA EXTERNA Y ES DETERMINADA POR LA NATURALEZA DE LOS FLUIDOS EN CONTACTO; CUANDO LA DIFUSIÓN ES DENTRO DE UNA SOLA FASE EL PROCESO ES MUY LENTO EN GASES Y EXTREMADAMENTE LENTO EN LÍQUIDOS. 2A. LA DIFUSIÓN EN REMOLINO, QUE ES EL MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE MATERIAL EN FLUIDOS QUE SE MEZCLAN CON AYUDA EXTERNA DE MOVIMIENTO O AGITACIÓN; EL PROCESO DE DIFUSIÓN EN ESTE ÚLTIMO CASO ES MÁS RÁPIDO QUE EN EL DE DIFUSIÓN MOLECULAR.

2.- DEFINICIONES DE CONDICIONES DE SISTEMA.

A) CONDICIONES DE EQUILIBRIO (MÁS PRECISAMENTE CONDICIONES DE EQUILIBRIO ESTÁTICO). UNA SUSTANCIA SE ENCUENTRA EN EQUILIBRIO CUANDO A UNA TEMPERATURA DADA, LAS CONCENTRACIONES DE SOLUTO EN LAS FASES LÍQUIDA Y GASEOSA,

SON TALES, QUE NO HAY MÁS CAMBIOS EN LA CONCENTRACIÓN - DEL SOLUTO EN LAS CONDICIONES EN LAS CUALES LAS FASES ES TAN EN CONTACTO. LAS CONCENTRACIONES EN EQUILIBRIO DEBEN SER DETERMINADAS POR DIFERENTES PORCENTAJES TOTALES DEL - SOLUTO EN EL SISTEMA A LA TEMPERATURA DE INTERÉS.

B) CONDICIONES DE RÉGIMEN PERMANENTE DE FLUJO: EN CONTRASTE CON LA DEFINICIÓN ANTERIOR, RÉGIMEN PERMANENTE DE FLUJO REPRESENTA UNA CONDICIÓN DE EQUILIBRIO DINÁMICO. COMO EN MUCHOS CASOS SE HACE REFERENCIA SIMPLEMENTE A CONDICIONES DE EQUILIBRIO, SE DISTINGUEN AQUÍ LOS DOS - TIPOS DE EQUILIBRIO.

RÉGIMEN PERMANENTE DE FLUJO, EXISTE CUANDO LAS CONDICIONES DE FLUJO SON TALES QUE NO SE LLEVAN A CABO MAYORES CAMBIOS EN LAS CONCENTRACIONES DE LAS CORRIENTES DE GAS Y LÍQUIDO SALIENTES DEL SISTEMA. LAS CONDICIONES - DE FLUJO PERMANENTE CAMBIAN EN CADA TEMPERATURA CON LOS - FLUJOS ABSOLUTOS Y RELATIVOS DE LAS CORRIENTES DEL GAS Y DEL LÍQUIDO, LAS QUE ESTUDIADAS BAJO DIFERENTES CONDICIONES DE VELOCIDADES DE FLUJO FORMAN LA BASE PARA EVALUAR - EL FUNCIONAMIENTO DE UN EQUIPO DE ABSORCIÓN.

C.- TRANSFERENCIA DE MATERIAS ENTRE LAS FASES.

EL MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE MASA EN LOS - LÍMITES DE DOS FASES, ES UN PROCESO BAJO CONDICIONES DE RÉGIMEN PERMANENTE DE FLUJO Y ES UN CASO PRÁCTICO DE DIFUSIÓN MOLECULAR Y EN REMOLINO.

EN LA ABSORCIÓN DE UN GAS POR UN LÍQUIDO, EL GAS SOLUTO DEBE DIFUNDIRSE DE LA FASE GASEOSA A LA FASE LÍQUIDA. PARA ESTUDIAR EL FENÓMENO SE SUGIRIÓ EL CONCEPTO TEÓRICO DE DOS PELÍCULAS EN LA INTERFASE, UNA PARA CADA UNO DE LOS DOS FLUIDOS EN MOVIMIENTO RELATIVO.

EN UN PROCESO COMERCIAL DE ABSORCIÓN, ES FACTOR DOMINANTE LA FRACCIÓN DE ABSORCIÓN OBTENIDA Y ES UN RESULTADO FINAL EN LOS CÁLCULOS DE DISEÑO.

PARA QUE UNA COLUMNA DE ABSORCIÓN LLEVE A CABO SU FUNCIÓN COMPLETA, LAS VELOCIDADES DE TRANSFERENCIA DE MASA QUE DETERMINAN LA ALTURA REQUERIDA, HAN SIDO RELACIONADAS EN TÉRMINOS DE LA TEORÍA DE LAS DOS PELÍCULAS Y EN FACTORES QUE DETERMINAN EL ÁREA EFECTIVA DISPONIBLE PARA LA TRANSFERENCIA.

LA TEORÍA CONSIDERA EL TRANSPORTE DE MATERIAL DE UNA FASE A LA INTERFASE Y DE ALLÍ AL SENO DE LA SEGUNDA FASE; LAS VELOCIDADES EN ESAS PELÍCULAS SE EXPRESAN COMO UN COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE MASA.

SUPONIENDO UN SISTEMA EN RÉGIMEN PERMANENTE DE FLUJO ES EVIDENTE QUE LA VELOCIDAD DE DIFUSIÓN DEL GAS SOLUTO A LA INTERFASE ES LA MISMA QUE LA DE LA INTERFASE AL SENO DEL LÍQUIDO, LA ECUACIÓN (2.1) PRESENTA LAS RELACIONES:

$$N_A = K_G (P_1 - P_2) = K_L (x_2 - x_1) \quad (2.1)$$

EN DONDE:

N_A = VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE LA INTERFA-

SE COMO LB. MOL (HR)(PIE²)

K_G = COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA LB.
MOL/(HR) (PIE²) (ATM)

K_L = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA LB.
MOL/(HR)(PIE²)(LB.MOL/PIE³)

P_1, P_2 = PRESIONES PARCIALES DEL SOLUTO SOBRE LA
SOLUCIÓN QUE TENGA LA COMPOSICIÓN DE LA -
CORRIENTE DE LÍQUIDO, ATM; x_1, x_2 SON LAS
CONCENTRACIONES DE UNA SOLUCIÓN EN EQUILI-
BRIO LA PRESIÓN PARCIAL DEL SOLUTO IGUAL A
 P , SE EXPRESAN EN LB MOL/PIE³.

AMBOS COEFICIENTES PUEDEN COMBINARSE CUANDO SE
SUPONE QUE EXISTE UN EQUILIBRIO LOCAL ENTRE LAS FASES Y
PRECISAMENTE EN EL CONTACTO INTERFACIAL, LAS ECUACIONES
(2.2) Y (2.3) PRESENTAN LA RELACIÓN.

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{K_G} + \frac{H}{K_L} \quad (2.2)$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{K_L} + \frac{L}{H K_G} \quad (2.3)$$

DONDE: K_G = COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE MA-
SA BASADO EN EL GAS, MOLES/(HR)(PIE²)(ΔP)
 K_L = COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE MASA
BASADA EN EL LÍQUIDO, MOLES/(HR)(PIE²)(ΔX)
 H = CONSTANTE DE LA LEY DE HENRY PARA LA ECUA-
CIÓN $P_1 = H X_1$, ATM.
 $\Delta P = P - P_1$, ATM.

$$X = x - x_1$$

P = PRESIÓN PARCIAL DEL COMPUESTO QUE INTERESA (SOLUTO) EN EL BENO DE LA FASE DE GAS.

P_1 = PRESIÓN PARCIAL DEL MISMO COMPUESTO A LA INTERFASE.

X = FRACCIÓN MOL DEL COMPUESTO QUE INTERESA (SOLUTO) EN EL BENO DEL LÍQUIDO

x_1 = FRACCIÓN MOL DEL MISMO (SOLUTO) EN LA INTERFASE.

LAS RECÍPROCAS DE LOS COEFICIENTES TOTALES PUEDEN CONSIDERARSE COMO LAS RESISTENCIAS DE LA TRANSFERENCIA DE MASA, POR DIFUSIÓN DE UNA FASE GASEOSA A UNA LÍQUIDA. ESTAS RESISTENCIAS ESTÁN COMPUESTAS A SU VEZ POR LAS RESISTENCIAS DE LOS COMPONENTES DE LAS DOS PELÍCULAS INDIVIDUALES, (LA DE GAS Y LA DE LÍQUIDO) Y COMO EL SENTIDO DE LA TRANSFERENCIA ES EL MISMO, LAS RESISTENCIAS SON ADITIVAS. UN ANÁLISIS DE LA ECUACIÓN (2.2) NOS INDICA 3 POSIBILIDADES DE UN SISTEMA.

1.- LA RESISTENCIA DE LA PELÍCULA LÍQUIDA SERÁ MUY PEQUEÑA EN COMPARACIÓN CON LA DEL GAS SI H ES PEQUEÑA, YA QUE EL COEFICIENTE ES UNA MEDIDA DE LA SOLUBILIDAD DEL GAS SOLUTO EN EL LÍQUIDO. EN ESTE CASO LA RESISTENCIA DEL GAS SE HACE DOMINANTE COMO ES EN EL CASO DE GASES MUY SOLUBLES COMO POR EJEMPLO EL SISTEMA AGUA-VAPOR DE AGUA O EL SISTEMA NH_3 -AGUA EN LA CUAL LA PELÍCULA DE GAS PROVEE EL 95% DE LA RESISTENCIA.

2.- PARA UN GAS RELATIVAMENTE INSOLUBLE LA RESISTENCIA DE LA PELÍCULA LÍQUIDA SERÁ GRANDE EN COMPARACIÓN CON LA RESISTENCIA DE LA PELÍCULA GASEOSA COMO EN EL CASO DEL SISTEMA CO_2 -AGUA O H_2S -AGUA³¹, EN LA CUAL EL 98% DE LA RESISTENCIA ESTÁ EN LA PELÍCULA LÍQUIDA.

3.- EN OTROS SISTEMAS ALGUNOS CLÁSICOS INDUSTRIALMENTE, AMBAS PELÍCULAS LAS OFRECEN RESISTENCIA POR EJEMPLO: BENCENO-ACEITE O SO_2 -AGUA. LA DETERMINACIÓN DE LAS PROPORCIONES RELATIVAS DE AMBAS RESISTENCIAS ES DIFÍCIL Y EXISTEN DUDAS SOBRE MUCHOS SISTEMAS³². EN ALGUNOS SISTEMAS POR EJEMPLO, EN EL SISTEMA CO_2 -SOLN. NaOH³³ EXISTE DISCREPANCIA EN DIFERENTES ESTUDIOS PARA DECIDIR QUÉ RESISTENCIA ES LA DOMINANTE.

D.- COEFICIENTES CONSIDERADOS SOBRE BASE DE VOLUMEN.

SE HA DESCRITO EL COEFICIENTE K_g EN LAS ECUACIONES (2.2, 2.3) ANTERIORES, COMO LA VELOCIDAD DE DIFUSIÓN EN LA INTERFASE, EXPRESADA EN MOLES POR UNIDAD DE TIEMPO DE ÁREA Y DE FUERZA QUE IMPULSA EN TÉRMINOS DE PRESIONES.

SE CONOCE QUE ES CASI IMPOSIBLE EVALUAR EL ÁREA DE LAS SUPERFICIES INTERFACIALES EN UNA TORRE CON EMPAQUE. ES POSIBLE SIEMPRE CONOCER LA SUPERFICIE TOTAL DE UN EMPAQUE REAL, LA CUAL SIEMPRE ES MÁS GRANDE QUE EL ÁREA INTERFACIAL CUANDO ESTÁ TRABAJANDO MOJADA, YA QUE LOS CONTACTOS DE UNA PIEZA A OTRA PUEDEN NO TENER CONTACTO CON -

EL LÍQUIDO O SEA NO ESTÁN ACTIVOS PARA TENER CONTACTO CON EL GAS.

SE HA INTRODUCIDO LA VARIABLE " a ", QUE REPRESENTA EL ÁREA INTERFACIAL EFECTIVA DE CONTACTO ENTRE LAS DOS FASES POR UNIDAD DE VOLUMEN DE EMPAQUE.

COMO " a " Y K_G DEPENDEN Y VARIAN CON LA NATURALEZA DEL EMPAQUE Y CON LAS VELOCIDADES DE LAS CORRIENTES DE GAS Y LÍQUIDO, SE COMBINAN COMO EL PRODUCTO $K_G a$ QUE REPRESENTA EL COEFICIENTE TOTAL EN BASE DE VOLUMEN PARA UN EMPAQUE DADO.

E. - LINEAS DE OPERACIÓN Y EQUILIBRIO.

SI SE CONSIDERA UN EQUIPO DE ABSORCIÓN INDICADO DIAGRAMÁTICAMENTE EN LA FIGURA 2.

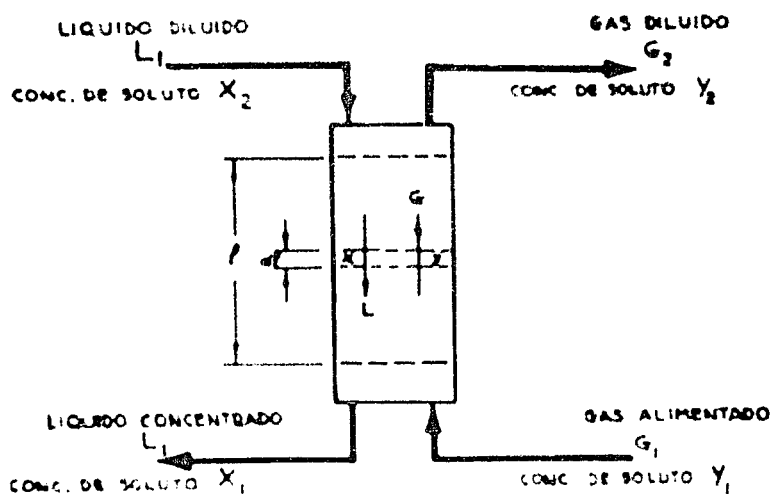


FIGURA DE ABSORCIÓN

DIAGRAMA DE BALANCE DE MATERIALES FIG. 2

PARA QUE HAYA ABSORCIÓN, EN CUALQUIER PUNTO DE LA TORRE EL LÍQUIDO Y EL GAS NO ESTÁN EN EQUILIBRIO, SINO QUE LA CONCENTRACIÓN DEL GAS ES MAS ALTA QUE LA QUE - CORRESPONDE AL EQUILIBRIO CON EL LÍQUIDO.

CONSIDERANDO EL GAS ELIMINADO COMO SOLUTO Y EL LÍQUIDO QUE LO REMOVERÁ COMO SOLVENTE, LAS CANTIDADES G_M Y L_M REPRESENTAN LAS MASAS VELOCIDADES MOLARES EN LA TORRE PARA EL GAS Y EL LÍQUIDO, Y "X" Y "Y" LAS CONCENTRACIONES DEL GAS EN LAS CORRIENTES DE GAS Y LÍQUIDO. LAS MASAS VELOCIDADES SON EXPRESADAS EN MOLES POR HORA POR PIE² Y LAS CONCENTRACIONES EN FRACCIONES MOL; EL BALANCE DE MATERIALES EN EL SOLUTO QUEDARÍA:

$$G_M (Y_1 - Y_2) = L_M (X_1 - X_2) \quad (2.4)$$

CUANDO AMBAS CORRIENTES LA DE GAS Y LA DE LÍQUIDO SON SUFICIENTEMENTE DILUIDAS CON RESPECTO AL SOLUTO, G_M Y L_M NO VARIAN A TRAVÉS DE LA TORRE, ENTONCES LA ECUACIÓN QUEDA:

$$\frac{L_M}{G_M} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{\Delta Y}{\Delta X} \quad (2.5)$$

ESTA ES UNA ECUACIÓN DE UNA LÍNEA RECTA EN LA CUAL EN UN DIAGRAMA X-Y SE CONOCE COMO "LÍNEA DE OPERACIÓN"

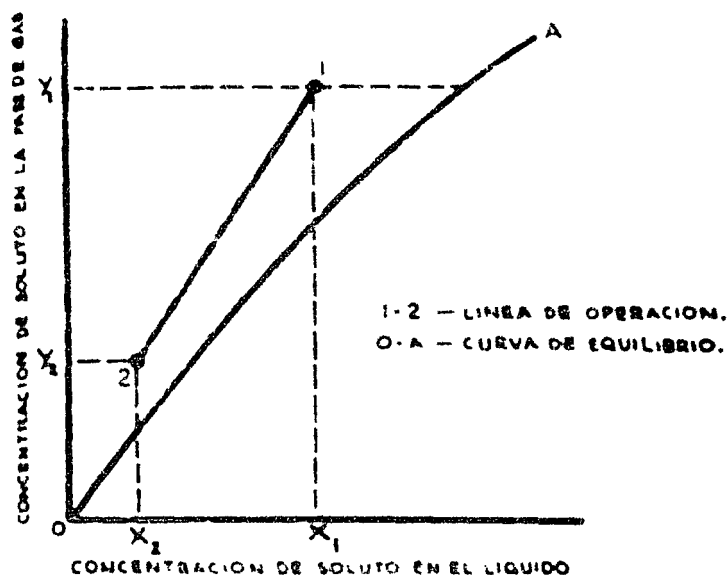
EXISTE UNA RELACIÓN DEFINIDA ENTRE EL PORCENTAJE DE UN GAS DISUELTO EN EL LÍQUIDO Y LA PRESIÓN DEL GAS ARRIBA DEL LÍQUIDO, A MAYORES O MENORES PRESIONES EN EL GAS, SE TENDRÁ CUALITATIVAMENTE MAS O MENOS GAS EN SOLUCIÓN.

LA RELACIÓN RECÍPROCA DE PRESIÓN-VOLUNTIDAD DE

PENDE DE LA TEMPERATURA, SI ESTA SE MANTIENE CONSTANTE Y EN UN SISTEMA DE VARIA REPENTINAMENTE LA PRESIÓN DEL GAS ARRIBA DEL LÍQUIDO, LA CONCENTRACIÓN DEL GAS EN EL LÍQUIDO SE AJUSTARÁ POR SI MISMA, PARA CORRESPONDER A LAS NUEVAS CONDICIONES ARRIBA DEL NIVEL DEL LÍQUIDO. EL PROCESO DE AJUSTE SE LE HA LLAMADO "TENDENCIA A APROXIMARSE A LAS CONDICIONES DE EQUILIBRIO".

DESDE LUEGO LAS CONDICIONES DE EQUILIBRIO SE ALCANZARÁN CUANDO NO HAY VARIACIÓN NETA EN LAS FASES GASEOSAS Y LÍQUIDA. DESDE LUEGO TAMBIÉN, PUEDEN EXISTIR SIEMPRE CONDICIONES DE EQUILIBRIO PARA UN NÚMERO INFINITO DE ESTADOS DE CONCENTRACIÓN, EN ESTE CASO, CUALQUIER GRÁFICA QUE REPRESENTA LAS CONDICIONES DE EQUILIBRIO DE UN SISTEMA SOBRE CUALQUIER LÍMITE DE CONCENTRACIONES SE CONOCE COMO "CURVA DE EQUILIBRIO", IGUAL QUE LA LÍNEA DE OPERACIÓN, LA CURVA DE EQUILIBRIO SE DEFINE EN TÉRMINOS DE Y Y X , Y PUEDE REPRESENTARSE EN UN DIAGRAMA.

EN LA FIGURA 3 SE REPRESENTAN LAS LÍNEAS DE OPERACIÓN. EN LA PARTE IZQUIERDA DE LA CURVA DE EQUILIBRIO LA CONCENTRACIÓN DE SOLUTO EN EL LÍQUIDO ES DIRECTAMENTE PROPORCIONAL A LA QUE HAY EN EL GAS Y SE EXPRESA SIMPLEMENTE COMO $Y=KX$. LA RELACIÓN SE CONOCE COMO LA LEY DE HENRY, SIENDO K LA CONSTANTE DE PROPORCIONALIDAD LLAMADA "CONSTANTE DE LA LEY DE HENRY".



LINEA DE OPERACIÓN Y CURVA DE EQUILIBRIO
PARA UNA COLUMNA EN CONTRACORRIENTE.

FIG. 3.

PARA

F. — FUERZA IMPULSORA.

LA POSICIÓN RELATIVA ENTRE LA LÍNEA DE EQUILIBRIO Y LA DE OPERACIÓN INDICA QUE TAN LEJOS ESTÁN LAS CONDICIONES ACTUALES DE LAS DE EQUILIBRIO ESTÁTICO; COMO EN UN SISTEMA — EN EQUILIBRIO DE ESTE TIPO, LA VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE DE MASA ES CERO, SE SIGUE QUE CUANTO MÁS LEJOS ESTÉ UN SISTE — MA DE LAS CONDICIONES DE EQUILIBRIO, MÁS RÁPIDA SERÁ LA VELO — CIDAD DE TRANSFERENCIA DE MASA. LA DISTANCIA RELATIVA ENTRE LA LÍNEA DE OPERACIÓN Y LA CURVA DE EQUILIBRIO EN LA INDICA — CIÓN DE LA FUERZA QUE IMPULSA; UNA MAYOR SEPARACIÓN DE LAS —

línea de torre tendrá una mayor altura, y por lo tanto una velocidad más grande de absorción, lo cual puede indicarse en el diagrama en la operación una torre más alta, para una composición de gas de salida preestada, una fuerza grande es el resultado de una línea de operación más pendiente, lo cual significa una velocidad de flujo de líquido mayor. La importancia de la localización de la línea de operación es reconocida como uno de los factores que más afectan la economía -- del diseño de un equipo de absorción.

G.- ALTURA DE UNA TORRE EMPACADA.

A PARTIR DE LAS ECUACIONES ANTERIORES, PARA LA ABSORCIÓN DE UN GAS EN POTIBLES CARRERAS LAS ECUACIONES SIGUIENTES, (2.6, 2.7)

$$V_A = K_1 a V \Delta Y \quad (2.6) \quad V_A = K_2 a V \Delta X \quad (2.7)$$

EN DONDE V = VOLUMEN DE LA TORRE EN PIES³, ΔY LO QUE IMPULSA LA FASE DE GAS, ΔX LO QUE IMPULSA LA PELÍCULA LÍQUIDA, EXPRESADOS EN FRACCIONES MOL.

PARA LOS MISMOS CONCEPTOS Y CON BASE EN EL DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA (Fig. 3), LAS ECUACIONES CORRESPONDIENTES SON:

$$V_A PL_w dx = L_w dz = K_1 a P (y - y^*) dz = \frac{K_1 a}{P} (y - y^*) dz \quad (2.8)$$

EN DONDE dz = LA DIFERENCIAL DE ALTURA DE LA TORRE, DE DONDE SE VE QUE EL CONTENIDO DE GAS ES TAN BAJO QUE LA PRESIÓN PUEDE CONSIDERARSE CONSTANTE Y ENLACE A LA CONCENTRACIÓN, PUEDE

$$y = \frac{p}{P} \quad x = \frac{p}{P} \quad \text{DONDE TAMBIÉN } p = P y$$

Y y^* SON LAS PRESIONES PARciales EN LA FASE DE GAS, Y y^* SON LAS PRESIONES PARciales EN LA FASE LÍQUIDA, LAS PRESIONES SON APRO-

RISCO SE REFIEREN A LAS CONCENTRACIONES EN EQUILIBRIO CON LA OTRA FASE EN UN PUNTO DADO DE LA COLUMNA.

DESPEJANDO E INTEGRANDO LA ECUACIÓN (2.8) QUEDARÍAN:

$$l = \frac{G M}{K_G \alpha P} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} \quad (2.9) \quad \text{y} \quad l = \frac{L M}{K_L \alpha P_M} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X - X^*} \quad (2.10)$$

EL VALOR DE LA INTEGRAL ANTERIOR O SEA EL COCIENTE DIFERENCIAL DE MOLUTO TRANSFERIDO EN UNA PORCIÓN DIFERENCIAL DE ALTURA DIVIDIDO POR LA FUERZA QUE IMPULSA, INTEGRADO SOBRE LOS LÍMITES TOTALES DE LA CONCENTRACIÓN OBTENIDA EN LA COLUMNA, DA UN VALOR QUE SE LE LLAMA "NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA" COMO SE OBSERVA EN LA ECUACIÓN (2.11) QUE ES ADIMENSIONAL.

$$N_{TY} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} =$$

SUBSTITUYÉNDOLO EN LAS ECUACIONES (2.9) Y (2.10) QUEDA:

$$l = \frac{G}{K_G \alpha M_G P} N_{TY} = \frac{G}{K_G \alpha M_G P} \frac{Y_1 - Y_2}{(Y - Y^*)_M} \quad (2.12)$$

$$l = \frac{L}{K_L \alpha P_M} N_{TX} = \frac{L}{K_L \alpha M_L P} \frac{X_2 - X_1}{(X - X^*)_M} \quad (2.13)$$

LAS ECUACIONES ARRIBA EXPRESADAS MUESTRAN QUE LA VERDADERA MEDIA DE LA FUERZA IMPULSORA ES LA MEDIA LOGARÍTMICA CUANDO LAS LÍNEAS DE EQUILIBRIO Y DE OPERACIÓN SON RECTAS.

HECIENDO UNA NUEVA SUBSTITUCIÓN, CUYO VALOR EN FUNCIÓN DE LAS BAJAS CONCENTRACIONES DE GAS EN DONDE LAS CANTIDADES TOTALES DE LAS CORRIENTES DE GAS Y DE LÍQUIDO SON QUANTITATIVAMENTE CONSTANTES EN TODO EL ENTORNO, LAS ECUACIONES SE OBTENDRÍAN:

$$E = (HTU)_{OG} \cdot N_{TV} \quad (2.14) \quad E = (HTU)_{OL} \cdot N_{TR} \quad (2.15)$$

SIENDO HTU LA "ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSFERENCIA EN DON-

$$\text{DE } (HTU)_{OG} = \frac{G}{K_G a \cdot M_G \cdot P} \quad (2.16) \quad (HTU)_{OL} = \frac{L}{K_L a \cdot \rho L_M} \quad (2.17)$$

EL VALOR DE HTU ES PROPORCIONAL A LOS VALORES DE LAS RESISTENCIAS TOTALES DE TRANSFERENCIA DE MASA, CUANDO SE EXPRESA EN TÉRMINOS DE CONCENTRACIÓN EN LA FASE DE GAS. EN LA MISMA FORMA QUE EL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA SE RELACIONA CON LOS COEFICIENTES INDIVIDUALES, CUANDO LA LÍNEA DE EQUILIBRIO ES APROXIADAMENTE RECTA, TAMBIÉN LA HTU TOTAL SE RELACIONARÁ CON LOS VALORES DE LAS FASES INDIVIDUALES. SI EN LAS ECUACIONES (2.2) Y (2.3) SE SUSTITUYEN LOS COEFICIENTES TOTALES POR LOS MISMOS EN BASE DE VOLUMEN, Y MULTIPLICAMOS TODOS LOS TÉRMINOS POR LA MASA VELOCIDAD MOLAR, SE OBTIENE:

$$\frac{G_M}{K_G a \cdot P} = \frac{G_M}{K_G a \cdot P} + \frac{H \cdot Q \cdot G_M}{P \cdot L_M} \cdot \frac{L_M}{\rho \cdot L \cdot a} \quad (2.18)$$

LAS ECUACIONES (2.2 Y 2.3) SON EXACTAS PARA CONDICIONES LOCALES EN LA TORRE PERO PUEDEN PERDER EXACTITUD SOBRE TODA UNA SECCIÓN DE COLUMNA DEBIDO A LAS VARIACIONES DE LA CONSTANTE DE LA LEY DE HENRY; EL ERROR SE DISMINUYE SUSTITUYENDO H POR EL TÉRMINO EXPRESADO EN LA ECUACIÓN (2.19):

$$H = P \cdot \frac{\partial y}{\partial x} \quad (2.19) \quad \text{Y SI "M" ES LA PENDIENTE DE LA CURVA DE EQUILIBRIO } M = \frac{\partial y}{\partial x} \quad \text{RESULTANDO } H = \frac{P}{M}$$

POR ANALOGÍA CON LAS ECUACIONES (2.16) Y (2.17), LA ALTURA EN PIES DE UNA UNIDAD TOTAL DE TRANSFERENCIA QUEDA

RELACIONADA CON LAS ALTURAS DE LAS UNIDADES DE TRANSFERENCIA DE LAS PELÍCULAS DE GAS Y LÍQUIDO EN LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$(HTU)_{OG} = (HTU)_G + (HTU)_L \frac{m G_m}{L_m} \quad (2.20)$$

$$(HTU)_{OL} = (HTU)_L + (HTU)_G \frac{L_m}{m G_m} \quad (2.21)$$

EN MUCHOS PROCESOS "m" VARÍA CONSIDERABLEMENTE A TRAVÉS DE LA COLUMNA; EN TALES CASOS SE CONSIDERA CONVENIENTE EVALUAR m EN EL EXTREMO DILUIDO DE LA COLUMNA DONDE QUEDRÁN LOCALIZADAS EL MAYOR NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA.

LA RELACIÓN ENTRE LOS COEFICIENTES Y LA ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSFERENCIA QUEDA POR LO TANTO EXPRESADA EN LAS ECUACIONES (2.16 Y 2.17) Y EN LAS SIGUIENTES (2.22 Y 2.23)

$$(HTU)_G = \frac{G_m}{K_G a} P_m \quad (2.22) \quad (HTU)_L = \frac{L_m}{K_L a} R \quad (2.23)$$

M. - CÁLCULO DE N_T

1ª SOLUCIÓN ANALÍTICA DE COLBURN. ¹⁵

EL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA SE PUEDEN CALCULAR GRÁFICAMENTE CON LAS CURVAS QUE SE ENCUENTRAN EN TODAS BIBLIOGRAFIAS RELACIONADAS CON ABSORCIÓN ^{32,35,36,48} EN DICHAS CURVAS EL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DE LA FASE DE GAS SE MUESTRA PARA VARIOS VALORES DE $\frac{m G_m}{L_m}$ EN RELACIÓN CON EL VALOR DE $\frac{Y_1}{Y_2}$ O SEA DE LA RELACIÓN DE LAS CONCENTRACIONES DE GAS EN LA CORRIENTE DE ENTRADA Y EN LA DE SALIDA. LA CANTIDAD $\frac{m G_m}{L_m}$ NOTAR EL NÚMERO DE "UNIDADES DE ABSORCIÓN" QUE EN (2.1) ES UNA RELACIÓN ENTRE LAS PENDIENTES DE LA CURVA DE EQUILIBRIO Y LA DE OPERACIÓN.

POR ANÁLISIS ECONÓMICOS PARA PROCESOS DE ABSORCIÓN DE GASES, SE HA ENCONTRADO QUE, LAS CONDICIONES DE DISEÑO ÓPTIMO SON EN LOS CASOS EN QUE EL "FACTOR" DE ABSORCIÓN ESTÁ ENTRE 0.5 Y 0.8.

DE ACUERDO CON LAS SUPOSICIONES MATEMÁTICAS, EN LAS QUE SE BASAN ESTAS CURVAS, LA SOLUCIÓN ANALÍTICA DE COLBURN SE APLICA EstrictAMENTE A VALORES EN LOS CUALES, LA LÍNEA DE EQUILIBRIO ES RECTA O CASI RECTA.

2º MÉTODO GRÁFICO DE HANER.

LA ECUACIÓN (2.11) MUESTRA QUE LA DETERMINACIÓN RIGUROSA DEL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DEBE HACERSE POR INTEGRACIÓN GRÁFICA. EL MÉTODO SIMPLIFICADO PARA DETERMINAR POCO A POCO LAS UNIDADES ENTRE LAS CURVAS^{32,19} ES UNA SOLUCIÓN GRÁFICA BÁSICAMENTE DE NATURALEZA GEOMÉTRICA.

1.- CAMBIOS DE TEMPERATURA EN UNA TORRE DE ABSORCIÓN.

EN MUCHOS PROCESOS HAY CAMBIOS DE TEMPERATURA A TRAVÉS DE LA TORRE; PARA ESTOS CASOS LAS CURVAS DE EQUILIBRIO DE COMPOSICIÓN DE GAS VS. COMPOSICIÓN DE LÍQUIDO SE CONSTRUYEN TENIENDO EN CUENTA LAS DIFERENCIAS DE TEMPERATURA.

EN OTROS CASOS HAY ENFRIAMIENTO EN LA TORRE POR EVAPORACIÓN Y POR TRANSFERENCIA DE CALOR AL EXTERIOR Y ES FUNCIÓN DE LA LONGITUD DE LA TORRE MAS QUE DE LA COMPOSICIÓN DEL LÍQUIDO.

SI EN LA ABSORCIÓN HAY FENÓMENOS DE VAPORIZACIÓN DE SOLVENTE, TRANSMISIÓN DE CALOR ENTRE EL GAS Y EL LÍQUIDO, O SIMULTANEAMENTE, ENTONCES LOS CÁLCULOS DEBEN HACERSE CONSIDERANDO ESTOS EFECTOS.

J.- ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA.

PARA GASES DIFÍCILMENTE SOLUBLES, COMO EN EL CASO DEL CO_2 , H_2S , ETC. LA ABSORCIÓN SE LLEVA A CABO POR MEDIO - DE UN ABSORBENTE LÍQUIDO QUE REACCIONA QUÍMICAMENTE CON EL GAS.

EL DESARROLLO DE LA TEORÍA DE ABSORCIÓN PARA CASOS EN QUE OCURRE REACCIÓN QUÍMICA, ES INCOMPLETO, Y NO ES POSIBLE ASENTAR CON SEGURIDAD CASOS O CONDICIONES EN LAS CUALES SE PUEDAN APLICAR UNA ECUACIÓN O UNA SERIE DE CÁLCULOS DE NATURALEZA TEÓRICA. SE CONOCE QUE NO HAY UNA LÍNEA DIVISORIA EN TRE LA ABSORCIÓN PURAMENTE FÍSICA Y LA ABSORCIÓN ACOMPAÑADA DE REACCIÓN QUÍMICA. EN CADA CASO LA DECISIÓN DEBE ESTAR BASADA EN EL ANÁLISIS DE DATOS EXPERIMENTALES^{32,50}.

A CONTINUACIÓN SE DESCRIBEN DOS EJEMPLOS DE DEDUCCIONES Y ECUACIONES APLICABLES A ALGUNOS CASOS DE ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA:

1. EN EL CASO DE UNA ABSORCIÓN DONDE SE LLEVA A CABO UNA REACCIÓN QUÍMICA IRREVERSIBLE EN LA FASE LÍQUIDA, ESPECIALMENTE SI ES MUY RÁPIDA, LA VELOCIDAD DE ABSORCIÓN PUEDE - ESTAR GOBERNADA SOLAMENTE POR LA RESISTENCIA A LA DIFUSIÓN EN LA FASE GASEOSA, LO CUAL DA LUGAR A LAS SUPOSICIONES SIGUIENTES:³⁶

A) NO HAY RESISTENCIA EN LA PELÍCULA LÍQUIDA.

B) LA ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSPARENCIA ES INDEPENDIENTE DE LA VELOCIDAD DE GASES, Y NO HAY CONTRAPRESIÓN DEL SOLUTO SOBRE EL SOLVENTE, EL VALOR DE γ^0 ES CASI CERO.

c) LOS VALORES DE LA CONCENTRACIÓN DE GAS SON PEQUEÑOS, POR LO TANTO y_2 ES MUY PEQUEÑA EN RELACIÓN CON LA UNIDAD.

LA ECUACIÓN FINAL EN TODO CASO SERÁ:

$$N_{TV} = \ln \frac{y_2}{y_1} \quad (2.24)$$

2. PARA SISTEMAS CO_2 - NaOH U OTROS SISTEMAS PARECIDOS: 17,32

SE PUEDE USAR LA ECUACIÓN SIMPLE

$$l = \frac{N_A}{K_G a A \Delta P_{LM}}$$

DONDE A = ÁREA SECCIONAL DE LA TORRE EN pie^2

ΔP = MEDIA LOGARÍTMICA DE LA PRESIÓN PARCIAL DE EL CO_2 EN LAS CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA DE GAS EN LA TORRE.

LOS COEFICIENTES $K_G a$, EN ESTE CASO PARTICULAR, SE ENCUENTRAN EN LA LITERATURA PARA DIFERENTES VELOCIDADES, CONCENTRACIONES DE REACTIVO, ETC.

11. HIDROMECÁNICA DE TORRES EMPACADAS PARA ABSORCIÓN.

UNA VEZ CONSIDERADOS LOS FACTORES QUE TIENEN INFLUENCIA EN LA EFECTIVIDAD DEL CONTACTO DE GAS-LÍQUIDO EN UNA TORRE O SEA EL CÁLCULO DE LA CAPACIDAD, SE NECESITA CONOCER DESPUÉS EL MECANISMO DE OPERACIÓN, QUE SE RELACIONA PRINCIPALMENTE CON LA CAÍDA DE PRESIÓN, LAS CAPACIDADES DE FLUJO LÍMITES,

LOS TIPOS DE EMPAQUE Y OTROS FACTORES MECÁNICOS^{32,35,36,40}
 MUCHOS DE ESTOS FACTORES COMO POR EJEMPLO LA CAÍDA DE PRESIÓN
 NO AFECTAN LA MAGNITUD DE LA CAPACIDAD, PERO ES NECESARIO -
 CONSIDERARLOS DESDE EL PUNTO DE VISTA ECONÓMICO.

A. EMPAQUES.

LOS EMPAQUES SON CONSIDERADOS COMO EL CORAZÓN DE -
 UNA TORRE EMPACADA, SE FABRICAN EN DIVERSOS TAMAÑOS Y FORMAS.
 EN SU SELECCIÓN SE DEBEN CONSIDERAR ENTRE OTROS, LOS FACTORES
 DE CORROSIÓN Y DURABILIDAD: EN GENERAL SE DEBEN REUNIR LAS SI-
 GUENTES PROPIEDADES:

1. GRAN SUPERFICIE DE ÁREA POR UNIDAD DE VOLUMEN.
2. EL ÁREA DIRECTA POR EL EMPAQUE DEBE SER ACCESI-
 BLE POR EL LÍQUIDO Y POR EL GAS.
3. ALTA PROPORCIÓN DE ESPACIOS LIBRES.
4. DE FORMA IRREGULAR.
5. DISTRIBUIR FAVORABLEMENTE EL LÍQUIDO.
6. Poca DENSIDAD APARENTE Y TENER UNA FUERTE RESIS-
 TENCIA FÍSICA POR UNIDAD.
7. PRODUCIR BAJA CAÍDA DE PRESIÓN AL FLUJO DE GAS.
8. SER DURABLES.
9. TENER BAJO COSTO.

PARA UN CASO ESPECÍFICO, TENIENDO EMPAQUES DE PRO-
 PIEDADES YA CONOCIDAS, LA SELECCIÓN ESTA BÁSICAMENTE RELACIO-
 NADA CON UN BALANCE ECONÓMICO + CON LAS PROPIEDADES DE RESIS-
 TENCIA A LA CORROSIÓN.

UNO DE LOS EMPAQUES DE MAS AMPLIO USO Y DEL QUE -

SE DISPONE MAYOR CANTIDAD DE DATOS DE ABSORCIÓN EN LA LITERATURA SON LOS EMPAQUES LLAMADOS "ANILLOS RASCHIG".

PARA USO EN MEDIOS ALCALINOS SE FABRICAN EN MATERIAL CERÁMICO ESPECIAL, CARBÓN O PLÁSTICO.

COMO REGLA GENERAL EL TAMAÑO DEL EMPAQUE NO DEBE PASAR DE 1/30 DEL DIÁMETRO DE LA TORRE PARA EVITAR MALA DISTRIBUCIÓN DEL LÍQUIDO DENTRO DEL LECHO DE EMPAQUE.¹⁷

LAS PROPIEDADES DE LOS ANILLOS RASCHIG DE LA MARCA U.S. STONEMARE, EN MATERIAL DE PORCELANA BLANCA Y PARA LAS MEDIDAS QUE SE ESTIMA SON MÁS CONVENIENTES EN EL CASO DE ESTE TRABAJO, SE DAN EN LA TABLA III.

TABLA No. III

ANILLOS RASCHIG

TAMAÑO NOMINAL PULG.	ESPEJOR DE PARED PULG.	DIAM. EXT. Y LONG. PULG.	CANTIDAD PROMEDIO POR PIES	PEJO PRO-MEDIO LB/PIES	SUPERF. AREA PROM. APROXIMADO PIES ² /PIES ³	PORCIENTO DE ESPACIO LÍBRE P/GAS	DIAM. ESFEROIDAL EQUIV DP (PULG.)
1	1/8	1	1350	40	58	73	0.87
1-1/4	3/16	1-1/4	680	43	45	74	1.10
1-1/2	7/8	1-1/2	375	42	35	68	1.40

B.- Distribución.

EXPERIMENTALMENTE SE HAN LOGRADO FIJAR CONDICIONES QUE PUEDEN DAR UNA BUENA DISTRIBUCIÓN DEL LÍQUIDO SOBRE EL EMPAQUE; EN GENERAL SE NECESITAN CUATRO PUNTOS DE DISTRIBUCIÓN POR PIES PARA TORRES DE MÁS DE 4 PIES EN DIÁMETRO, Y 16

PUNTOS DE DISTRIBUCIÓN POR PIE² CUANDO LA TORRE ESTÁ ENTRE -
2.5 Y 4 PIES EN DIÁMETRO.

ES EVIDENTE QUE LAS TORRES DE MENOR DIÁMETRO CORREN
PONDEN EN LA MAYORÍA DE LOS CASOS A LECHOS DE EMPAQUE MÁS COR-
TOS, ESTO SIGNIFICA QUE SON MÁS SENSIBLES A LA BUENA DISTRIBU-
CIÓN DEL LÍQUIDO.

EN COLUMNAS DE PLANTAS PILOTO SE HA ENCONTRADO QUE
ES NECESARIO TENER UN MÍNIMO DE 35% DE ESPACIO LIBRE EN UN -
DISTRIBUIDOR PARA ANILLOS RASCHIG.

EN CASOS EN QUE SE OFERTA MÁS DEL 55% DE ESPACIOS -
LIBRES SE USAN DISTRIBUIDORES DE ANILLO O BOQUILLAS. EN GENE-
RAL ESTOS TIPOS DE DISTRIBUIDORES ESTÁN CALCULADOS PARA UNA
CAIDA DE PRESIÓN BAJA, EN LA SELECCIÓN SE DEBEN TOMAR EN CUEN-
TA LAS POSIBILIDADES DE TAPONAMIENTO, TAMBIÉN SE DEBE CONSI-
DERAR LA FORMACIÓN DE NIEBLA, ESPECIALMENTE CUANDO SE TRABAJA
EN CONDICIONES CERCANAS AL ANEGADO.

LOS DISTRIBUIDORES PUEDEN SER PLACAS CON ORIFICIOS,
LOS CUALES TRABAJAN ADECUADAMENTE CON ANILLOS RASCHIG O BILAS
SI $\frac{L}{G}$ ES MAYOR DE 2 Y HAY POCOS CAMBIOS EN LA VELOCIDAD DE FLU-
JO DEL LÍQUIDO EN OPERACIÓN. LA DISTRIBUCIÓN CON DIQUES OPERA
MEJOR QUE LAS PLACAS CON ORIFICIOS, SIN EMBARGO ES DIFÍCIL CON-
SEGUIR 50% O MÁS, DE ESPACIOS LIBRES EN TORRES GRANDES; EN ES-
TAS ÚLTIMAS SE USAN DISTRIBUIDORES ESPECIALES O COMBINACIONES
DE LOS TIPOS ANTERIORES.

PARA EMPAQUE DE ANILLOS RASCHIG POR REGLA GENERAL DE-
BE CONSIDERARSE LA NECESIDAD DE REDISTRIBUCIÓN DE LÍQUIDO A CA-
DA DISTANCIA EQUIVALENTE A 2-1/2 A 3 DIÁMETROS DE LA COLUMNA;

SE CONSIDERA 20 PIES DE ALTURA COMO LA DISTANCIA MÁXIMA ENTRE DISTRIBUIDORES EN CASO DE ABSORBEDORES MUY GRANDES, POR RAZONES DE RESISTENCIA FÍSICA DEL EMPAQUE.

C.- SOPORTE DEL EMPAQUE.

LA SELECCIÓN DEL SOPORTE DEL EMPAQUE ESTA DETERMINADO POR EL ÁREA LIBRE QUE PROPORCIONE PARA EL PASO SIMULTÁNEO EN CONTRA-CORRIENTE DEL GAS Y DEL LÍQUIDO. ESTA ÁREA LIBRE DEBE SER POR LO MENOS, DEL MISMO VALOR QUE EL ÁREA LIBRE PROMEDIO DEL EMPAQUE QUE EN GENERAL TIENE UN VALOR QUE VA DEL 40 - AL 70%.

YA QUE EL EMPAQUE INMEDIATAMENTE ENCIMA DE LA PLACA, TIENDE A BLOQUEAR ALGUNOS DE LOS PASAJES, SE TENDRÁ POR RESULTADO QUE UN SOPORTE CONVENCIONAL PUEDE ESTAR OPERANDO CON LA MITAD O MENOS DE EL ÁREA LIBRE CALCULADA COMO DISPONIBLE Y POR TANTO SE TENDRÁ UNA MAYOR CAÍDA DE PRESIÓN EN ESA PARTE, (P.EJ. EN UN CASO TÍPICO³² AUMENTA DE 0.02 A 0.4 PULG. AGUA). OTRO RESULTADO DEL BLOQUEO DE LOS PASAJES ES UNA DISMINUCIÓN DEL LÍMITE DE ANEGADO DE LA TORRE.

CON RELACIÓN A LOS TIPOS DE DISTRIBUIDORES SE PUEDE ESPECIFICAR:

LAS PLACAS PERFORADAS NO TRABAJAN ADECUADAMENTE CON ANILLOS RASCHIG Y SON TOTALMENTE INADECUADAS PARA EMPAQUES DE MAYOR CAPACIDAD.

LAS REJAS DE BARRAS DAN BUENA RESISTENCIA Y SIFICIENTE ÁREA LIBRE, PARA LOS EMPAQUES TIPO SILLA NECESITAN RECUBRIRSE CON UNA MALLA DE ALAMBRE FUERTE.

EN EQUIPOS INDUSTRIALES GRANDES, OPERADOS CERCA DE SUS CAPACIDADES DE DISEÑO, ES RECOMENDADO EL USO DE PLACAS - LLAMADAS "DIQUES DE INYECCIÓN DE GAS", EL TÉRMINO INDICA QUE EN ESTE TIPO DE SOPORTES EL GAS ES INYECTADO DENTRO DE LA CAÑA DE EMPAQUE Y EL LÍQUIDO ESCURRE DE LA COLUMNA SOBRE LOS - DIQUES EN LA BASE DE LAS RANURAS DE INYECCIÓN DE GAS. LAS VENTAJAS DE ESTE SISTEMA SON:

1. Poca caída de presión comparada con la placa.
2. Mayor capacidad de la torre.
3. Menos obstrucción de las entradas de gas por el empaque y menos posibilidades de anegado prematuro en esta zona.

UNA VENTAJA MAS DE ESTE TIPO DE PLACA SOPORTE ES - QUE SIRVEN ADECUADAMENTE COMO REODISTRIBUIDOR.

D.- PLACA DE RETENCIÓN.

USUALMENTE EL ANEGADO EMPIEZA EN LA PLACA SOPORTE INFERIOR, Y LUEGO EN EL CUERPO DE LA COLUMNA. CUANDO EL ANEGADO LLEGA A LA PARTE SUPERIOR PUEDE OCASIONAR UN FLUIDIZADO DEL EMPAQUE EN ESTE PUNTO, CON EL CONSECUENTE QUEBRADO Y DEGRADO DEL MISMO. SI LA CAÍDA DE PRESIÓN EN UN LECHO EXCEDE DE 0.5 A 0.75 PULS DE AGUA PIE DE ALTURA DEL LECHO, ENTONCES SE DEBERÁ PROVEER UNA PLACA DE RETENCIÓN QUE EVITE LA FLUIDIZACIÓN EN LA PARTE SUPERIOR, ESTABILIZANDO ASÍ LA COLUMNA. - LAS ESTAS INDICACIONES DE DISEÑO DE ESTAS PLACAS INDICAN QUE - DEBEN SER RÍGIDAS Y TENER UN PESO ENTRE 10 A 30 LB/PIE².

E.- CAIDA DE PRESIÓN.

PARA QUE PASE UN FLUIDO A TRAVÉS DE UN CONDUCTO DE CUALQUIER FORMA, SE NECESITA EJERCER UNA DIFERENCIA DE PRESIÓN, ENTRE LA ENTRADA Y LA SALIDA DEL CONDUCTO. ESTA DIFERENCIA DE PRESIONES, SE CONOCE COMO LA CAÍDA DE PRESIÓN. NORMALMENTE, UNA TORRE EMPACADA, SE DEBE DISEÑAR PARA OPERAR A LA MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN ECONÓMICA. POR LO TANTO ES NECESARIO, EN LA MAYORÍA DE LOS CASOS, DETERMINAR EL MEJOR BALANCE ENTRE UNA INVERSIÓN DE UN CAPITAL ALTO VS COSTO DE OPERACIÓN EN TORRES OPERANDO CON BAJA CAÍDA DE PRESIÓN, Y ENTRE UNA INVERSIÓN BAJA VS COSTOS ALTOS DE OPERACIÓN EN TORRES DE ALTA CAÍDA DE PRESIÓN. EN ADICIÓN LAS CONDICIONES DE TRABAJO MEJORES SON PARA CAÍDAS DE PRESIÓN ENTRE 0.2 Y 0.4 PULG DE H_2O PIE DE ALTURA. EN EQUIPOS PEQUEÑOS SE PERMITE VALORES UN POCO SUPERIORES.

LOS PRINCIPALES FACTORES QUE INFLUYEN EN LA CAÍDA DE PRESIÓN EN UNA TORRE IRRIGADA, POR ORDEN DECRECIENTE DE IMPORTANCIA, SON:

- 1º PORCENTAJE DE ESPACIOS LÍQUIDOS EN LA TORRE.
- 2º MASA VELOCIDAD DEL GAS.
- 3º MASA VELOCIDAD DEL LÍQUIDO.
- 4º DIÁMETRO EFECTIVO DE UNIDAD Y EMPAQUE.
- 5º DENSIDAD DEL GAS.

EL PORCENTAJE DE ESPACIOS LÍQUIDOS, ES DEFINITIVAMENTE EL MAYOR FACTOR EN EL VALOR DE LA CAÍDA DE PRESIÓN, UN DECREMENTO EN LOS VALORES, P. EJEMPLO DE 70 A 65% INCREMENTA LA CAÍDA DE PRESIÓN EN UN 50%. PARA FLUJO TURBULENTO, LA CAÍDA DE PRESIÓN VARÍA CON LA 0.8 A 1.2ª POTENCIA DE MASA VELOCIDAD DEL GAS, ESTE VALOR ES CORRELATIVO A CARGOS MODERADOS, EN LOS

NO CERCANOS AL VALOR DE ANEGADO.

LA DETERMINACIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN PARA CÁLCU-
LOS DE DISEÑO SE PUEDE EFECTUAR A PARTIR DE CONOCIDAS ECUA-
CIONES^{13,32,40} NOMOGRAMAS³² Y CURVAS¹⁷, CONSTRUÍDOS GENERAL-
MENTE PARA SISTEMAS AGUA-AIRE Y RELACIONADOS CON FACTORES O
CONSTANTES CUYO VALOR SE HA ENCONTRADO EXPERIMENTALMENTE PA-
RA CADA TIPO DE EMPAQUE.

F. - CAPACIDAD DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO.

SE ENTIENDE POR CAPACIDAD DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO,
EL PORCENTAJE DE LÍQUIDO QUE QUEDA RETENIDO ENTRE LOS ESPA-
CIOS DEL EMPAQUE O EN SU SUPERFICIE EN CONDICIONES DE OPERA-
CIÓN EN UNA TORRE EMPACADA. COMUNMENTE SE EXPRESA COMO UNA -
RELACIÓN O FRACCIÓN DE PIES CÚBICOS DE LÍQUIDO POR PIE CÚBI-
CO DE EMPAQUE. DESDE QUE EL LÍMITE MÁXIMO DE TAL VALOR, PUE-
DE SUPONERSE IGUAL A LOS ESPACIOS VACÍOS DE UN EMPAQUE, ESTA
CONDICIÓN ES CERCANA A LA LLAMADA "DE ANEGADO". EN GENERAL,
CONVIENE SIEMPRE TENER LA MÍNIMA RETENCIÓN DE LÍQUIDO QUE SEA
POSIBLE, YA QUE CON ALTOS VALORES, SE INCREMENTA EL PESO DEL
CONTENIDO DE LA TORRE, ASÍNAS, UN EMPAQUE CON ALTOS VALORES -
DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO CORRESPONDE A UNA MAYOR CAÍDA DE PRE-
SIÓN Y LOS TIEMPO DE DRENE SON MAYORES.

LA RETENCIÓN VARÍA CON LOS VARIABLES DE OPERACIÓN.
O SEA CON LOS GASTOS DE GAS Y LÍQUIDO Y CON LAS PROPIEDADES -
FÍSICAS DE LOS FLUIDOS EN TAL FORMA QUE, EN UN SENTIDO ABSOLU-
TO NO ES POSIBLE PREDECIR LA RETENCIÓN PARA UNA FORMA ARBITRA-
RIA DE UN EMPAQUE. EN GENERAL CON EMPAQUES QUE PRESENTAN UN -

condiciones de campo y de laboratorio.
 En una serie de experimentos, se han observado que
 las propiedades de los materiales cambian al ser sometidos a
 diferentes condiciones de temperatura y presión.
 La influencia de la humedad y la temperatura en la
 resistencia de los materiales ha sido estudiada
 en una serie de experimentos. Los resultados
 indican que la resistencia de los materiales
 disminuye al aumentar la temperatura y la
 humedad. Esto es especialmente cierto en
 los materiales orgánicos y en los materiales
 que han sido sometidos a un tratamiento
 térmico. La influencia de la humedad es
 también significativa, especialmente en
 los materiales que son higroscópicos.

de y gas.

5. - Cambios en las propiedades físicas de los

líquidos de gases y sólidos.
 La resistencia de los materiales cambia al ser sometidos a
 diferentes condiciones de temperatura y presión.
 Los cambios de resistencia de los materiales al ser sometidos a
 diferentes condiciones de temperatura y presión han sido estudiados
 en una serie de experimentos. Los resultados indican que la
 resistencia de los materiales disminuye al aumentar la temperatura
 y la humedad. Esto es especialmente cierto en los materiales
 orgánicos y en los materiales que han sido sometidos a un
 tratamiento térmico. La influencia de la humedad es también
 significativa, especialmente en los materiales que son
 higroscópicos. La resistencia de los materiales cambia al ser
 sometidos a diferentes condiciones de temperatura y presión.
 Los cambios de resistencia de los materiales al ser sometidos a
 diferentes condiciones de temperatura y presión han sido estudiados
 en una serie de experimentos. Los resultados indican que la
 resistencia de los materiales disminuye al aumentar la temperatura
 y la humedad. Esto es especialmente cierto en los materiales
 orgánicos y en los materiales que han sido sometidos a un
 tratamiento térmico. La influencia de la humedad es también
 significativa, especialmente en los materiales que son
 higroscópicos.

MUESTRA EN FORMA GRÁFICA, COINCIDE CON UN QUIEBRE EN LA CURVA DE VELOCIDAD DEL GAS VS CAÍDA DE PRESIÓN Y SE DEFINE COMO "PUNTO DE CARGA" DE UNA COLUMNA. SI LA VELOCIDAD DEL GAS SE INCREMENTA AÚN MÁS, SE OBTIENE UN SEGUNDO QUIEBRE MAS ARRIBA EN LA CURVA, QUE COINCIDE A SU VEZ CON UN INCREMENTO AÚN MAYOR DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN RELACIÓN CON EL GASTO DE GAS. ESTE SEGUNDO PUNTO ES UNA CONDICIÓN BIEN DEFINIDA EN LA OPERACIÓN DE UNA TORRE Y SE CONOCE COMO EL "PUNTO DE ANEGADO".

EN FORMA INVERSA DE LA VELOCIDAD DEL GAS SE MANTIENE CONSTANTE Y LA VELOCIDAD DEL LIQUIDO SE VA INCREMENTANDO, SE PRESENTARÁN LOS MISMOS FENÓMENOS. LOS PUNTOS O CONDICIONES DE CARGA Y DE ANEGADO, SON IMPORTANTES EN LOS CÁLCULOS DE DISEÑO, YA QUE ES CASI IMPOSIBLE TENER UNA OPERACIÓN ESTABLE CUANDO SE TRABAJA UNA TORRE MUY CERCA O EN CONDICIONES DE ANEGADO, YA QUE EL LIQUIDO EMPIEZA A SER ARRASTRADO POR LA CORRIENTE DE GAS. POR LO TANTO LOS VALORES DE CARGA Y ANEGADO REPRESENTAN LA CAPACIDAD MÁXIMA DE UNA COLUMNA PARA UN SERVICIO EN PARTICULAR.

LA EXPERIENCIA INDICA QUE LOS VALORES ECONÓMICOS PARA DISEÑO, SON CUANDO LOS GASTOS DE GAS ESTÁN ENTRE EL 50 Y EL 75% DEL VALOR DE ANEGADO. EN LA PRÁCTICA, LOS VALORES DE LOS PUNTOS DE CARGA Y DE ANEGADO SE DETERMINAN POR GRÁFICAS QUE SE RELACIONAN CON LOS TIPOS Y TAMAÑOS USUALES DE EMPAQUE, O POR GRÁFICAS PARA DETERMINAR PARA SISTEMAS AGUA-AIRE. EN CADA UNO DE ESTOS TIPOS DE SISTEMAS, ES NECESARIO HACER CORRECCIONES A LA VELOCIDAD DEL GAS Y A LA CAÍDA DE PRESIÓN, CUANDO -

HAY FENÓMENOS DE BAJA TENSIÓN SUPERFICIAL O SÓLIDOS FINOS -- QUE PRODUZCAN ESPUMA Y BAJEN LA CAPACIDAD PREDECIDA PARA LA TORRE.

EL VALOR MÍNIMO DE CARGA QUE DEBE TENER UN LECHO - EN UNA TORRE, ES AQUEL EN EL CUAL HAY POSIBILIDAD DE QUE EL MOJADO DEL EMPAQUE SEA MUY DEFICIENTE, DE AQUÍ QUE DEBEN EVITARSE GASTOS MUY BAJOS DEL LÍQUIDO; EN GENERAL SE ESPECIFICA ¹⁵ QUE LA IRRIGACIÓN MÍNIMA PARA ASEGURAR UN MOJADO EFICIENTE DEL EMPAQUE, ES ENTRE 3 Y 5 GPM/PIE², AUNQUE EN CIERTOS CASOS PUEDE BAJAR HASTA 1 GPM/PIE².

M. - TENSIÓN SUPERFICIAL Y ESPUMA.

EN GENERAL, SE PUEDE ESTIMAR QUE LA DISMINUCIÓN DE LA CAPACIDAD DE UNA TORRE POR EFECTO DE DISMINUCIÓN EN LA TENSIÓN SUPERFICIAL DEL LÍQUIDO SERÁ MUY PEQUEÑA, A MENOS QUE ESOS CAMBIOS SEAN ACOMPAÑADOS DE FORMACIÓN DE ESPUMA.

EL FENÓMENO DE FORMACIÓN DE ESPUMA SE LLEVA A CABO CUANDO HAY CAMBIOS DE CONCENTRACIÓN EN LA INTERFASE, ESTA CONDICIÓN EXISTE, CUANDO SE ESTÁ DISOLVIENDO UNA SUSTANCIA, EN CAMBIOS DE PH O EN CASO DE TENER SÓLIDOS SUSPENDIDOS QUE TIENDAN A FORMAR UNA INTERFASE ENTRE LA FASE LÍQUIDA Y LA GASEOSA. LA ESPUMA SE DESTRUYE POR LA ADICIÓN AL SISTEMA DE CUALQUIER COMPUESTO QUE TIENDA A DESTRUIR EL CAMBIO DE CONCENTRACIÓN EN LA INTERFASE, COMO POR EJ.: LÍQUIDOS QUE FORMAN UNA PELÍCULA, DETERGENTES O COAGULANTES LOCALES; LA REDUCCIÓN RESULTANTE DE LA TENSIÓN SUPERFICIAL DEL SISTEMA, TENDRÁ PARA ESTOS CASOS UNO EFECTO EN LA REDUCCIÓN DE LA CAPACIDAD.

CAPITULO III

DISEÑO DE PROCESO Y DISEÑO MECÁNICO

DEL ABSORBEDOR.

1.- DISEÑO DE PROCESO.

DE ACUERDO CON LOS DATOS DE LOS PROCESOS APLICABLES A LA ELIMINACIÓN DEL SULFURO DE HIDRÓGENO EN AIRE CONTAMINADO Y PARA VOLUMENES MODERADOS, EL PROCESO SELECCIONADO EN EL CAPÍTULO II, FUE EL DE ABSORCIÓN EN TORRE EMPACADA OPERANDO CON SOLUCIÓN DILUIDA DE NaOH COMO ABSORBENTE; EL DISEÑO DE PROCESO INCLUYE LAS SIGUIENTES CONSIDERACIONES:

A.- CONCENTRACIÓN DEL ABSORBENTE.

BÁSICAMENTE LA CONCENTRACIÓN DEL NaOH EN EL ABSORBENTE, PARA ELIMINACIÓN DEL H_2S ES DEL ORDEN DE 1 A 8% O SEA 0.25 A 2 N, LOS VALORES MAS ALTOS SON PARA CASOS EN LOS CUALES LAS CONCENTRACIONES DEL H_2S EN EL AIRE ENTRANTES SON RELATIVAMENTE ALTOS Y LA CONCENTRACIÓN SALIENTE ES MUY BAJA.³⁴

SI SE COMPARA LA ABSORCIÓN DEL H_2S CON LA DEL CO_2 EN SOLUCIONES ALCALINAS SE ENCUENTRAN LOS SIGUIENTES DATOS: EL SISTEMA $\text{CO}_2\text{-NaOH-Na}_2\text{CO}_3$ PRESENTA UNA PRESIÓN PARCIAL DEL GAS CO_2 EN EQUILIBRIO CON EL LÍQUIDO DE UN VALOR PRÁCTICAMENTE DESPRECIABLE, LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA MÁXIMOS K_G SE LOGRAN CUANDO LAS CONCENTRACIONES DE NaOH ESTÁN ENTRE LOS VALORES DE 2 A 2.5 DE NORMALIDAD, A MENORES CONCENTRACIONES EL VALOR DE DICHO COEFICIENTE ES ALGO MENOR, POR EJEMPLO, CUANDO LA SOLUCIÓN TIENE UN VALOR DE CONCENTRACIÓN 1 NORMAL LA DISMINUCIÓN DEL VALOR MÁXIMO ES APROXIMADAMENTE UN 15% MENOS.

AHORA BIÉN, CONSIDERANDO EL SISTEMA $\text{H}_2\text{S-NaOH}$ NO REGENERATIVO O SEA OPERANDO SIN CATALIZADORES, SE TENDRÁ QUE, -

B.- DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA TORRE.

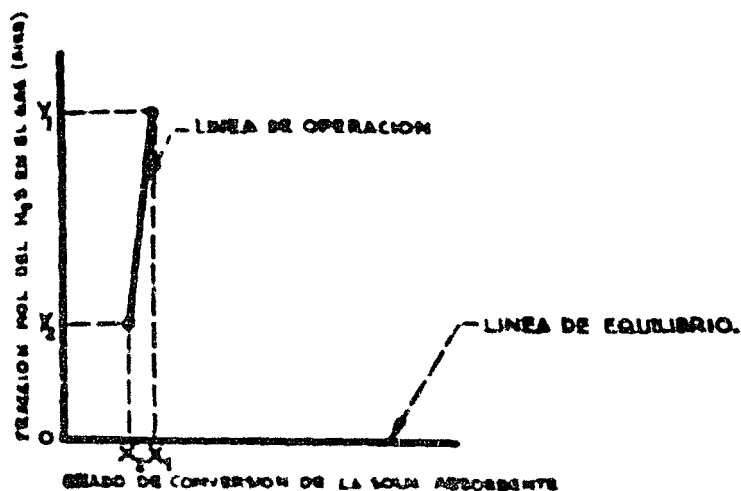
EL PRIMER PASO PARA LA DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO DE UNA TORRE ESTÁ RELACIONADO CON LA DETERMINACIÓN DE LA LÍNEA DE OPERACIÓN EN EL DIAGRAMA DE EQUILIBRIO, YA QUE TENIENDO FIJADOS TEÓRICAMENTE LAS CONCENTRACIONES DE LOS FLUIDOS EN LOS EXTREMOS DE LA TORRE, SE OBTIENE LA PENDIENTE DE LA LÍNEA DE OPERACIÓN QUE ES IGUAL A LA RELACIÓN $\frac{L_m}{G_m}$ EXPRESADA EN MOLES.

COMO LA ABSORCIÓN DEL H_2S EN SOLUCIONES DE $NaOH$ ES UN CASO DE ABSORCIÓN Y ACOMPAÑADA CON REACCIÓN QUÍMICA, Y SIENDO ESTA UNA REACCIÓN MUY RÁPIDA E IRREVERSIBLE, LA PRESIÓN DE VAPOR SOBRE EL LÍQUIDO EN CONDICIONES DE EQUILIBRIO ESTÁTICO ES PRÁCTICAMENTE CERO.

POR LO TANTO, PARA NUESTRO CASO, LAS CONDICIONES SON TALES, QUE, LA CURVA DE EQUILIBRIO COINCIDE CON EL EJE X SEGÚN SE MUESTRA EN LA FIG. 4 CORRESPONDIENTE A LAS LÍNEAS DE OPERACIÓN Y EQUILIBRIO PARA LA COLUMNA DE ABSORCIÓN:

PARA OBTENER EL DIÁMETRO DE LA TORRE, SE NECESITA EFECTUAR UN CÁLCULO PARA VARIOS VALORES DE $\frac{L}{G}$, YA QUE EL VALOR DE DISEÑO NO SE PUEDE FIJAR EN EL DIAGRAMA DE LÍNEAS DE EQUILIBRIO Y OPERACIÓN.

UNA ESTIMACIÓN PRELIMINAR DEL MONTO DE LA INVERSIÓN DEL EQUIPO DE ABSORCIÓN, INDICÓ QUE, LOS CÁLCULOS DE DISEÑO PARA ESTE CASO EN PARTICULAR, SE HARÁN EN LA CANTIDAD DE AIRE NECESARIO PARA UN SOLO RECAUDER, O SEA PARA 2250 PCM DE AIRE.



LÍNEAS DE OPERACIÓN Y EQUILIBRIO PARA LA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE H_2SO_4 . FIGURA NO. 4.

Tomando en cuenta que el aire entrante en el sistema tiene condiciones de humedad relativa de un 60%, al contacto con el líquido en el lecho de la columna alcanzará las condiciones de saturación; considerando el proceso como una humidificación adiabática, las condiciones en el seno de la columna serán 86°F (30°C), con una densidad de 0.0522 lbs de aire seco/pie³; la densidad real de la mezcla puede considerarse igual a 0.0512 lb/pie³ (NO. 8, APÉNDICE), por lo tanto el resultado del gasto de gases sería:

$$G = 121.2 \text{ LB/MIN} = 2.02 \text{ LB/SEG} = 7272 \text{ LB/HR}$$

LA TABLA III PRESENTA LOS DIÁMETROS DEL LECHO DE EMPAQUE, CORRESPONDIENTES A 4 VALORES DE $\frac{L}{G}$, PARA TRES TAMAÑOS DEL EMPAQUE TIPO RASCHIG Y PARA UNA CAÍDA DE PRESIÓN DE DISEÑO DE 0.4" AGUA/PIE, LOS CÁLCULOS (NO. 9, APÉNDICE) SE BASARON EN LA CORRELACIÓN DE LAS VARIABLES DE CAÍDA DE PRESIÓN, CONDICIONES DE GAS Y LÍQUIDO PRESENTADA POR CORRENT¹¹.

TABLA No. III
 DIAMETROS DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN.
 (EN PULG.)

L G	ANILLOS RASCHIG		
	1 PULG.	1-1/4 PULG.	1-1/2 PULG.
1.75	3.72	3.49	3.27
2.0	3.76	3.55	3.30
2.25	3.80	3.59	3.34
2.5	3.84	3.61	3.37

LA TABLA IV MUESTRA LOS DIFERENTES VALORES DE LAS RELACIONES DIÁMETRO DE TORRE A TAMAÑO DE ENPAQUE Y DE CAPACIDAD DE IRRIGACIÓN. CON RESPECTO A LO PRIMERO, SE DEBE SELECCIONAR EL EMPAQUE DE MAYOR TAMAÑO QUE SEA CONSISTENTE CON EL DIÁMETRO DE LA TORRE, ESTA RELACIÓN, PARA ANILLOS RASCHIG ES ESPECÍFICA EN APROXIMADAMENTE $\frac{1}{32}$ DEL DIÁMETRO DE LA TORRE.¹⁷

CON RELACIÓN A LA CAPACIDAD DE IRRIGACIÓN, EL VALOR ESPECIFICADO EN EL CAP. III, FUE ENTRE 3 Y 5 GPM; SIN EMBARGO, PARA LA ABSORCIÓN DE GASES MUY VOLÁTILES Y EN MEZCLAS MUY DILUIDAS EN EL GAS INERTE, OHERWOOD⁴⁸, CONSIDERA OPERAR CON RELACIONES DE LÍQUIDO-GAS LO MÁS BAJAS POSIBLE.

TABLA No. IV

RELACIONES DE DIAMETRO Y CAPACIDADES DE IRRIGACION

$\frac{L}{G}$	DIAM. TORRE / TAM. EMPAQUE ANILLOS RASCHIG			IRRIGACION GPM/PIE ² EMPAQUE RASCHIG		
	1	1-1/4	1-1/2	1	1-1/4	1-1/2
	PULG.	PULG.	PULG.	PULG.	PULG.	PULG.
1.75	44.5	36.3	26.1	2.3	2.6	2.97
2.0	45.0	37.0	26.4	2.5	2.85	3.26
2.25	45.5	37.4	26.7	2.67	3.0	3.47
2.5	46.0	37.6	27.0	2.84	3.4	3.95

EL EMPAQUE SELECCIONADO FUE EL DE 1-1/2" CON BASE EN: (1) ES UN TAMAÑO DE MAYOR EXISTENCIA EN EL MERCADO QUE EL DE 1-1/4 PULG., (2) LA RELACIÓN DE DIÁMETRO DE TORRE A EMPAQUE ESTA MUY CERCA DE LA ESPECIFICADA. LA RELACIÓN $\frac{L}{G}$ SELECCIONADA FUE LA MENOR O SEA DE 1.75, QUE PRODUCE UNA IRRIGACIÓN DE 2.97 GPM/PIE² O SEA PRÁCTICAMENTE EL LÍMITE INFERIOR DE IRRIGACIÓN ESPECIFICADO POR CLARKE.¹⁵

POUR LE TANTO.

DIÁMETRO DE LA TORRE: 3.26 PIES = 1 METRO

GASTO DE LÍQUIDO 214 LB/MIN = 25 GPM

CON DATOS DE COSTOS DE CONSTRUCCIÓN DE TORRES, DE EMPAQUE, ENERGÍA ELÉCTRICA, ETC. PUEDE CONOCERSE SI EL VALOR DEL DIÁMETRO ENCONTRADO ES EL MÁS ECONÓMICO O NECESITA CORREGIRSE. EN OTRA OPCIÓN, LA UNIDAD $\frac{L}{G}$ DE 1.75 GPM/PIE² PUEDE SER.

EL CÁLCULO DE PUEDE EFECTUARSE CORRELACIONANDO LOS DATOS ENCONTRADOS CON PÁR. 4.6. COMPARAR LA TENDENCIA ESPECIAL DE LA UNIDAD $\frac{L}{G}$ CON LA UNIDAD $\frac{L}{G}$ DE 1.75 GPM/PIE² PUEDE SER.

El presente informe tiene como finalidad proporcionar a la Junta de Control de la Armada, la información necesaria para que pueda tomar las decisiones correspondientes en materia de armamento, en función de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

El presente informe se divide en tres partes:

1. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.
2. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

3. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

El presente informe se divide en tres partes:

1. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

2. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

3. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

El presente informe se divide en tres partes:

1. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

2. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

3. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

El presente informe se divide en tres partes:

1. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

2. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

3. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

El presente informe se divide en tres partes:

1. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

2. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

3. - Descripción de las condiciones de servicio y de las necesidades de la Armada.

CONDICIONES DE SERVICIO:

CONSIDERANDO LA POSIBILIDAD DE FORMACIÓN DE ESPUMA EN LA TORRE, SE EFECTUÓ UNA PRUEBA CUALITATIVA DE LABORATORIO A UNA SOLUCIÓN DE NaOH 1 N. A LA CUAL SE LE AGREGARON 10 g/l DEL COLORANTE DEL DECADOR, SE LE BOMBEÓ EN UN VASO DE PRECIPITADOS A UNA FUERTE AGITACIÓN MECÁNICA, LA FORMACIÓN DE ESPUMA FUE INSIGNIFICANTE; LA ADICIÓN DE UN DETERGENTE (TALON 80) EN PROPORCIÓN DE 0.1 g/l DIO UNA FORMACIÓN CONSIDERABLE DE ESPUMA.

EL SEGUNDO FACTOR DE DISMINUCIÓN DE LA CAPACIDAD, SERÍA UNA REDUCCIÓN EN LA TENDIÉN SUPERFICIAL DE LA SOLUCIÓN ABSORBENTE, EL CUAL SE DESCARTA TA QUE, UNA COMPARACIÓN CON EL AGUA, CUYA TENDIÉN SUPERFICIAL ES 72 DINAS/cm a 18°C , LAS SOLUCIONES DE NaOH 0.7 N TIENE 75.4 Y LA SOLUCIÓN DE Na_2CO_3 0.5 N TIENE 74.23 DINAS/cm a 18°C .²¹ SE CONSIDERA POR LO TANTO COMO POCO PROBABLE LA FORMACIÓN DE ESPUMA EN TAL PROPORCIÓN QUE DISMINUYERA LA CAPACIDAD DE LA TORRE.

C.- ALTURA DE LA TORRE.

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA:

LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA TORRE, PRESENTADAS EN EL DIAGRAMA DE EQUILIBRIO, INDICAN QUE (1) LAS CONCENTRACIONES DEL H_2S SON MUY BAJAS, (2) LA NATURALEZA DE LA REACCIÓN EN EL NaOH ES UNA REACCIÓN IRREVERSIBLE MUY RÁPIDA, EN TAL FORMA QUE LA PRESIÓN PARCIAL DEL H_2S EN EL LÍQUIDO ES DE UN VALOR CERCANO A CERO EN CUALQUIERA DE LAS SECCIONES.

DE ASÍ COMO CON LA ENTERA K_L SE EFECTUÓ LA ECUACIÓN:

(2.24). EL RESULTADO DEL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA
FUE: (Nº 9, ANEXO I).

$$N_{Tf} = \ln \frac{Y_1}{Y_2} \ln \frac{0.000475}{0.000104} = 0.95$$

ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSFERENCIA.

LOS ESTUDIOS EFECTUADOS POR VAN KHEVELEN, HORTINZER
Y VAN MOOREN⁵⁹, INDICAN QUE AÚN CUANDO LA ABSORCIÓN DEL SULFU-
RO DE HIDRÓGENO EN SOLUCIONES DE NaOH ES UNA REACCIÓN MUY RÁ-
PIDA, LA BAJA SOLUBILIDAD DEL H_2S EN EL AGUA HACE QUE LA DIFU-
SIÓN EN LA PELÍCULA LÍQUIDA SEA APRECIABLE, EN COMPARACIÓN CON
SISTEMAS DONDE EL GAS ES MUY SOLUBLE, COMO SÍNFAN EN EL CASO -
DE UN SISTEMA $\text{NH}_3-\text{H}_2\text{O}$. SIN EMBARGO PARA LOS CASOS PRÁCTICOS,
SE CONSIDERA COMO UN SISTEMA EN EL CUAL DOMINA LA RESISTENCIA
EN LA PELÍCULA GASEOSA; EN ESTA FORMA, SE EMPLEARON PARA LOS -
CÁLCULOS LAS ECUACIONES CORRESPONDIENTES A ESTE TIPO DE SISTE-
MAS.

VALORES EXPERIMENTALES DE K_G

A) PRATT Y RUTHERFORD⁴¹, DETERMINARON EL VALOR DE K_G
PARA ABSORCIÓN DEL H_2S EN SOLUCIÓN DE NaOH 2 N EN UNA COLUM-
NA DE PELÍCULA DEPENDENTE EXPERIMENTAL, CON BASE EN LA GRÁFI-
CA PRESENTADA POR ELLOS, LOS RESULTADOS DE DICHO COEFICIENTE
PARA NUESTRO CASO FUERON:

$$K_G = 0.26 \text{ LB/MOL} \cdot \text{HR} \cdot \text{PIE}^2 \cdot \text{ATM. A 5 DE OPERACIÓN} = 870 \frac{\text{LB}}{\text{HR} \cdot \text{PIE}^2}$$

CON BASE EN LOS VALORES PRESENTADOS POR KILAM¹⁵, PARA
UNA VELOCIDAD DE IMBURGACIÓN DE $1 \text{ CM}^3/\text{PIE}^2$, CON EMPAQUE RASCHIG
DE 1/2" DIAM., EL COEFICIENTE G DE AREA EFECTIVA DE TRANSFER-
ENCIA FUE UN VALOR DE $13 \text{ PIE}^2/\text{PIE}^2$.

EL RESULTADO DEL COEFICIENTE EXPRESADO SOBRE BASE DE VOLUMEN ES:

$$K_{G0} = 0.26413 = 3.38 \text{ LITROS/HOR PIES}^3 \text{ ATM.}$$

a) LOS MISMOS INVESTIGADORES P. Y R., ESTUDIARON LA ABSORCIÓN DE GASES CONCENTRACIONES EL H_2S EN UN EQUIPO PILOTO, CONSISTENTE EN UNA TORRE CUADRADA DE 2 x 2 PIES x 27 PIES DE ALTO, NO EMPACADA Y OPERANDO CON 6 BOQUILLAS, DISTRIBUIDAS UNA ENCIMA DE OTRA PARA HACER LA OPERACIÓN EN CONTRACORRIENTE, LA PRESIÓN DE OPERACIÓN FUE DE 50 A 100 PSI. USANDO COMO ABSORBENTE UNA SOLUCIÓN 0.1 M DE Na_2CO_3 , EL VALOR PROMEDIO DEL COEFICIENTE K_{G0} FUE DE 4.5, EN CONDICIONES EN LAS CUALES AL ABSORBENTE USADO SE LE AGREGÓ NaOH PARA TRANSFORMAR A Na_2CO_3 EL NaHCO_3 FORMADO EN LA REACCIÓN Y HABIÉNDOSE DEJADO UN LIGERO EXCESO DE NaOH LIBRE, EL COEFICIENTE SE ELEVO HASTA UN VALOR DE 7. EL EQUIPO CUANDO SE OPERÓ CON EMPAQUE DIÓ RESULTADOS MUY PARECIDOS EN CUANTO A LA EFICIENCIA DE ABSORCIÓN, Y POR LO TANTO AL COEFICIENTE MENCIONADO.

b) CHILTON¹⁰, PRESENTÓ UN INFORME DE UN EQUIPO DE ABSORCIÓN CONSISTENTE EN UN DISPOSITIVO HORIZONTAL CON ASPERSIÓN DE 140 BOQUILLAS DISTRIBUIDAS EN FORMA TAL QUE LA OPERACIÓN ES IGUALMENTE A CONTRACORRIENTE. EL CÁLCULO (No. 10, APÉNDICE) DEL COEFICIENTE K_{G0} , OBTENIDO SEGÚN LOS DATOS DEL INFORME RESULTÓ SER 0.15. EL LÍQUIDO ABSORBENTE FUE Na_2CO_3 CON CATALIZADOR DE MANGÁNICO DIOXÍDO.

c) LOS VALORES EXPERIMENTALES DE K_G DETERMINADOS POR OTROS INVESTIGADORES¹¹, NO FUE POSIBLE CONSEGUIRLOS.

VALOR DE K_G CALCULADO COMPARATIVAMENTE.

SE SABE³¹ QUE EL CO_2 ES UN ÁCIDO MÁS DISOCIADO EN SOLUCIÓN ACUOSA QUE EL H_2S , YA QUE SU CONSTANTE DE IONIZACIÓN EN EL PRIMER PASO DE LA REACCIÓN $\text{H}_2\text{CO}_3 \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{HCO}_3^-$ ES APROX. 4.31 POR 10^{-7} A 25°C, CONTRA LA CORRESPONDIENTE DEL H_2S QUE ES 5.7 POR 10^{-8} , SIN EMBARGO TAMBIÉN SE SABE QUE EL H_2S SE ABSORBE MÁS RÁPIDAMENTE³⁰. SIENDO LA ABSORCIÓN ACOMPAÑADA CON REACCIÓN, UN MECANISMO EN EL CUAL INFLUYEN LOS PROCESOS DE DIFUSIÓN Y LA CINÉTICA DE LAS REACCIONES QUÍMICAS^{42,50}, NO ES POSIBLE ESTABLECER EN FORMA RELATIVAMENTE FÁCIL UNA COMPARACIÓN ENTRE EL MECANISMO DE LA ABSORCIÓN DEL CO_2 Y DEL H_2S EN EL NaOH .

SI LA COMPARACIÓN SE HACE SOBRE LA BASE DE QUE, LA RESISTENCIA EN LA PELÍCULA GASEOSA ES DOMINANTE EN EL PROCESO DE ABSORCIÓN, ENTONCES ES POSIBLE RELACIONAR, DENTRO DE CIERTAS LIMITACIONES, LAS ABSORCIONES A PARTIR DE LAS DIFUSIVIDADES DE LOS DOS GASES, YA QUE EL COEFICIENTE DE DICHA PELÍCULA VARÍA CON LA 0.56 POTENCIA DE LA DIFUSIVIDAD^{32,47}.

LOS VALORES CALCULADOS DE LAS DIFUSIVIDADES DEL CO_2 Y DEL H_2S EN EL AIRE EN IGUALES CONDICIONES DE TEMPERATURA Y PRESIÓN RESULTARON SIMILARES; PARA LAS CONDICIONES DE TEMPERATURA Y PRESIÓN DE TRABAJO, EN NUESTRO CASO, MEJORÓ LA DIFUSIVIDAD PARA EL H_2S EN UN 47% (Vé. II, APÉNDICE), LO QUE EQUIVALE A UN INCREMENTO DEL 24% PARA EL COEFICIENTE K_G^a DEL H_2S EN RELACIÓN CON EL CO_2 (Vé. II, APÉNDICE). POR LO TANTO, SI PARA EL SISTEMA $\text{CO}_2\text{-NaOH}$ A UNA CONCENTRACIÓN EN EL VALOR DE K_G^a ES 2.0 A 2.5°C Y 1.1600 LB/(HR)(PIE²), EN NUESTRO CASO, PARA EL

SISTEMA $H_2S-NAOH$ A $32^\circ C$ Y 0.76 ATM (580 MM Hg) Y $L=1500$ LB/(HR)(PIE²)
SE OBTUVO:

$$K_G a = 2.9 \times 1.24 = 3.6 \text{ LB-MOL/(HR)}(\text{PIE}^3)(\text{ATM})$$

RESUMIENDO SE TIENE:

- A. A PARTIR DE LOS DATOS DE LA COLUMNA DE PE- K.G.
LÍCULA DESCENDENTE, PARA G DE DISEÑO, 870 G
LB/HR PIE, $NAOH$ 2 N 3.38
- B. EN OPERACIÓN DE COLUMNA PILOTO CON ASPERSS
RES, PARA G NO REPORTADO Na_2CO_3 0.1 N . . . 4.5
 Na_2CO_3 0.1 N a $NAOH$ LIBRE 7.0
- C. EN ABSORBEDOR HORIZONTAL G A 1600 LB/HR PIE²
 Na_2CO_3 0.1 N 3.15
- D. A PARTIR DE CÁLCULO COMPARATIVO CON CO_2
G A 190 LB/HR PIE² $NAOH$ 2 N 3.6

YA QUE LA CONCENTRACIÓN DE TRABAJO SELECCIONADA FUE
DE UNA SOLUCIÓN 1 N DE $NAOH$ ES POSIBLE QUE EL COEFICIENTE DE
ABSORCIÓN SEA MENOR, TAL COMO SUCEDE CON LA ABSORCIÓN DEL CO_2
EN EL $NAOH$, DE ACUERDO CON LAS EXPERIENCIAS DE TEEPE Y DODGE⁵³
EN ESTE ÚLTIMO SISTEMA LA REDUCCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE -
 2 A 1 N DA UNA DISMINUCIÓN DEL COEFICIENTE $K_G a$ DE UN 14% QUE
NO SE TOMARÁ EN CUENTA, YA QUE LOS DATOS OBTENIDOS EN LOS EQUI-
POS EXPERIMENTALES DE LABORATORIO FUERON DE UN 9.5 A 12.5% -
MÁS BAJOS QUE LOS OBTENIDOS EN DOS TORRES COMERCIALES EN SE-
RIE DE 3 PIES DE DIÁMETRO POR 9 PIES DE ALTO, USADAS PARA LA
REDUCCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE CO_2 HASTA 3 PPM.⁵³

POR TANTO SIN MAYOR CORRECCIÓN SE SELECCIONÓ EL --
PRIMER VALOR DE $K_G a$ ENCUNTRADO:

$$K_G a \text{ DE DISEÑO} = 3.38 \text{ LB MOL/HR PIE}^3 \text{ ATM.}$$

ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSMISIÓN.

USANDO LA ECUACIÓN (2.15) SE OBTUVO

$$(HTU)_{og} = \frac{3}{K_3 \alpha M_3 P} = \frac{870}{3.38(29)(0.76)} = 11.6 \text{ PIES}$$

ALTURA TOTAL DE LA TORRE.

$$L = (HTU)_{og} N_{TV} = 11.6(0.95) = 11.0$$

USANDO LA ECUACIÓN (2.15), SE OBTUVO UNA ALTURA TOTAL DE 11.6 PIES (No. 12, APÉNDICE); ESTE SEGUNDO VALOR SE TOMÓ COMO LA ALTURA TOTAL DE DISEÑO CON BASE EN: (1) POR EL TIPO DE CÁLCULO USADO POR P. & H. LOS CTS.

(2) DUEDO A LA LIMITACIÓN DE FONDO DISPONIBLE PARA EL EQUIPO DE ALBORCIÓN Y AUXILIARES, NO SE DIÓ NINGÚN INCREMENTO DE ALTURA COMO FACTOR DE SEGURIDAD.

CAPACIDAD DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO.

LA RETENCIÓN DE LÍQUIDO EN EL EMPAQUE SE DETERMINÓ POR LA ECUACIÓN SIGUIENTE: (2)

$$h_{\text{LÍQUIDO}} = 1.0034 \left(\frac{L}{G_p} \right)^{0.6} \mu^{0.1} \left(\frac{52.3}{\rho_L} \right)^{0.78} \left(\frac{73}{\sigma} \right)^{0.1}$$

$$h = 0.025 \frac{\text{PIES}^3 \text{ SOLA. ANODERENTE}}{\text{PIES DE LÍQUIDO}} \text{ (No. 13, APÉNDICE).}$$

II.- DISEÑO MECÁNICO DE LA TORRE.

A.- MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.

1.- EMPAQUE.

TRATÁNDOSE DE UNA OPERACIÓN EN MEDIO CORROSIVO Y AL-CALINO, EL MATERIAL SELECCIONADO, DE ACUERDO CON LAS RECOMENDAS

CIONES GENERALES DE LOS FABRICANTES DE EMPAQUE, FUE PORCELANA QUÍMICA.

2.- CUERPO DEL ABSORBEDOR.

EL SULFURO DE HIDRÓGENO HÚMEDO ES UNA SUSTANCIA - CORROSIVA AL ACERO; LOS ESTUDIOS DE CORROSIÓN EN EQUIPOS DE ABSORCIÓN INDICAN QUE EL SULFURO DE SODIO ALCALINO TIENE UNA ACCIÓN CORROSIVA MUY CERCANA A LA DEL H_2S HÚMEDO.²²

EN GENERAL, SE CONSIDERA QUE UN MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN DE EQUIPOS ES ACEPTABLE DESDE EL PUNTO DE VISTA DE CORROSIÓN, CUANDO EL VALOR DE ÉSTA ES MEJOR DE 1/32 PULG./AÑO (0.8MM) Y SE CONOCE COMO LÍMITE ECONÓMICO, UNA CORROSIÓN DE 1/16 PULG./AÑO (1.6 MM); CUANDO ES AÚN MAYOR, SE USA SOLO EN CIENTOS CASOS Y CON BASE EN PRUEBAS DE CORROSIÓN, HECHAS BAJO CONDICIONES DE TRABAJO ACTUAL QUE PUEDAN DAR INDICACIONES SOBRE LOS FACTORES DE SEGURIDAD NECESARIOS.⁵⁴

EN NUESTRO CASO LA CORROSIÓN DEL ACERO POR EL H_2S HÚMEDO, ES MAYOR DE 0.05 PULG./AÑO¹², Y TANTO EL H_2S COMO EL Na_2S Y $NaOH$ PRODUCEN UN TIPO DE CORROSIÓN QUE ES CONOCIDO COMO FRAGILIZACIÓN O AGRIETAMIENTO POR CORROSIÓN DE FATIGA (STRESS CORROSION CRACKING). TOMANDO EN CUENTA LO ANTERIOR, SE ESPECIFICÓ UN RECUBRIMIENTO PROTECTOR Y UN FACTOR DE SEGURIDAD COMO ESPESOR EXTRA AL MATERIAL.

EL RECUBRIMIENTO SELECCIONADO: UNA PELÍCULA DE 0.006 PULG. (0.015 MM) ESPESOR, A BASE DE UNA RESINA EPOXY, EL CUAL SE CONOCE COMO SATISFACTIVO PARA EL H_2S EN MEDIO HÚMEDO Y PARA EL $NaOH$ Y Na_2S ENTRE LAS TEMPERATURAS Y CONCENTRACIONES QUE SE -

CIONES GENERALES DE LOS FABRICANTES DE EMPAQUE, FUE PORCELANA QUÍMICA.

2.- CUERPO DEL ABSORBEDOR.

EL SULFURO DE HIDRÓGENO HÚMEDO ES UNA SUSTANCIA - CORROSIVA AL ACERO; LOS ESTUDIOS DE CORROSIÓN EN EQUIPOS DE ABSORCIÓN INDICAN QUE EL SULFURO DE SODIO ALCALINO TIENE UNA ACCIÓN CORROSIVA MUY CERCANA A LA DEL H_2S HÚMEDO.²²

EN GENERAL, SE CONSIDERA QUE UN MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN DE EQUIPOS ES ACEPTABLE DESDE EL PUNTO DE VISTA DE CORROSIÓN, CUANDO EL VALOR DE ÉSTA ES MENOR DE 1/32 PULG./AÑO (0.8MM) Y SE CONOCE COMO LÍMITE ECONÓMICO, UNA CORROSIÓN DE 1/86 PULG./AÑO (1.6 MM); CUANDO ES AÚN MAYOR, SE USA SOLO EN CIENTOS CASOS Y CON BASE EN PRUEBAS DE CORROSIÓN, HECHAS BAJO CONDICIONES DE TRABAJO ACTUAL QUE PUEDEN DAR INDICACIONES SOBRE LOS FACTORES DE SEGURIDAD NECESARIOS.⁵⁴

EN NUESTRO CASO LA CORROSIÓN DEL ACERO POR EL H_2S HÚMEDO, ES MAYOR DE 0.05 PULG./AÑO¹², Y TANTO EL H_2S COMO EL Na_2S Y $NaOH$ PRODUCEN UN TIPO DE CORROSIÓN QUE ES CONOCIDO COMO FRAGILIZACIÓN O AGRIETAMIENTO POR CORROSIÓN DE FATIGA (STRESS CORROSION CRACKING). TOMANDO EN CUENTA LO ANTERIOR, SE ESPECIFICÓ UN RECUBRIMIENTO PROTECTOR Y UN FACTOR DE SEGURIDAD COMO ESPESOR EXTRA AL MATERIAL.

EL RECUBRIMIENTO SELECCIONADO: UNA PELÍCULA DE 0.006 PULG. (0.015 MM) ESPESOR, A BASE DE UNA RESINA EPOXY. EL CUAL SE CONOCE COMO SATISFACTORIO PARA EL H_2S EN MEDIO HÚMEDO Y PARA EL $NaOH$ Y Na_2S ENTRE LAS TEMPERATURAS Y CONCENTRACIONES QUE SE -

PUDIERAN TENER EN EL SISTEMA.

EL ESPESOR DE PARED PARA EQUIPOS DEL TAMAÑO QUE RESULTÓ PARA LA TORRE, EN GENERAL ES DE 5 MM ($\sim 3/16''$), TENIENDO EN CUENTA QUE HAY POSIBILIDAD DE DETERIORACIÓN EN ALGUNOS PUNTOS DEL RECUBRIMIENTO EN EL INTERIOR DE LA TORRE, QUE SEAN CAUSADOS POR LA MANIOBRA DE CARGA DEL EMPAQUE O POR FALLA DEL RECUBRIMIENTO, SE DIÓ UN FACTOR DE CORROSIÓN EXTRA DE UN ESPESOR DE 3 MM ($\sim 1/8''$). POR LO TANTO, EL ESPESOR RESULTANTE PARA LA PLACA DEL CUERPO DEL ABSORBEDOR FUE: 8 MM ($\sim 5/16''$).

B.- PLACA SOPORTE DEL EMPAQUE.

SE SELECCIONÓ UNA PLACA SOPORTE DEL TIPO DE BARRAS; TENIENDO EN CUENTA LA RESISTENCIA AL PESO Y A LA POSIBLE CORROSIÓN POR FALLA DEL RECUBRIMIENTO, SE ESCOGIERON SOLERAS DE 10 MM ($3/8''$) ESPESOR X 25 MM ($1''$) DE ESPESOR COLOCADAS DE CANTO. CONOCIENDO QUE UNA PLACA SOPORTE DEBE TENER UNA AREA LIBRE DEL MISMO VALOR QUE LA DEL EMPAQUE, Y SIENDO ESTA DE APROXIMADAMENTE UN 65%, EL ESPACIO RESULTANTE ENTRE UNA Y OTRA BOLERA FUE DE 19 MM ($3/4''$). LA PLACA SOPORTE SE DISEÑÓ PARA COLOCARSE EN DOS MITADES.

C.- DISTRIBUIDOR.

COMO LA COLUMNA OPERA CON UNA RELACIÓN $\frac{L}{G}$ MENOR DE 2, SE DEBANCÓ EL USO DE UN DISTRIBUIDOR DE TIPO DE PLACAS CON ORIFICIOS; EN SU LUGAR SE SELECCIONÓ UNA BOQUILLA DE ASPERSIÓN, CON LAS SIGUIENTES ESPECIFICACIONES: (1) ESPECIAL PARA MANEJO

DE LÍQUIDOS CON SÓLIDOS FINOS EN SUSPENSIÓN; (2) OPERANDO A BAJA PRESIÓN, (3) DISTRIBUIR EL LÍQUIDO UNIFORMEMENTE O SEA HACIENDO UN CONO LLENO; (4) EL MATERIAL RESISTENTE A LA CORROSIÓN Y ABRASIÓN.

EL MODELO DE BOQUILLA 1-1/2 H-46 DE SPRAY SYSTEMS CO., EN ACERO INOXIDABLE TIPO 316, REUNIÓ LAS CARACTERÍSTICAS ENUNCIADAS. SUS ESPECIFICACIONES AUXILIARES SON:

PRESIÓN DE OPERACIÓN: 15 PSIG (1.06 Kg/cm²) ÁNGULO DEL CONO 90°.

CAPACIDAD A LA PRESIÓN ESTABLECIDA 24 GPM.

LA ALTURA NECESARIA PARA QUE LA ASPERSIÓN CUBRIERA TODA LA SUPERFICIE DEL EMPAQUE, O SEA, PARA DAR 1 M DE DIÁMETRO DE ASPERSIÓN, RESULTÓ DE: 0.5 M.

D.- ELIMINADOR DE NIEBLA.

EN LOS ABSORBEDORES QUE OPERAN CON DISTRIBUIDOR DE BOQUILLA HAY FORMACIÓN DE NIEBLA DE ABSORBENTE, Y SIENDO NECESARIA SU ELIMINACIÓN, SE INCLUYÓ EN EL DISEÑO ARRIBA DE LA BOQUILLA UNA 2a. PLACA SOPORTE DE EMPAQUE CON UNA ALTURA DE 1 PIE (30 CM) DE ALTURA DE EMPAQUE.

E.- VOLUMEN Y PESO TOTAL DE EMPAQUE.

LA ALTURA TOTAL DEL EMPAQUE, INCLUYENDO LA NECESARIA PARA LA ELIMINACIÓN DE LA NIEBLA FUE: 12.6 PIES (3.81 M) EL VOLUMEN TOTAL RESULTÓ 106 PIES³ (10.9 m³).

EL PESO TOTAL DEL EMPAQUE FUE:

$$106 \text{ PIES}^3 \times 42 \text{ LB./PIE}^3 = 4452 \text{ LB}$$

EL PESO DE RETENCIÓN DE AGUA ES 100 PIES³ x 0.025x62.3 = 156 LB; TOTAL 4608 LB PESO EN OPERACIÓN (~ 2100 Kg).

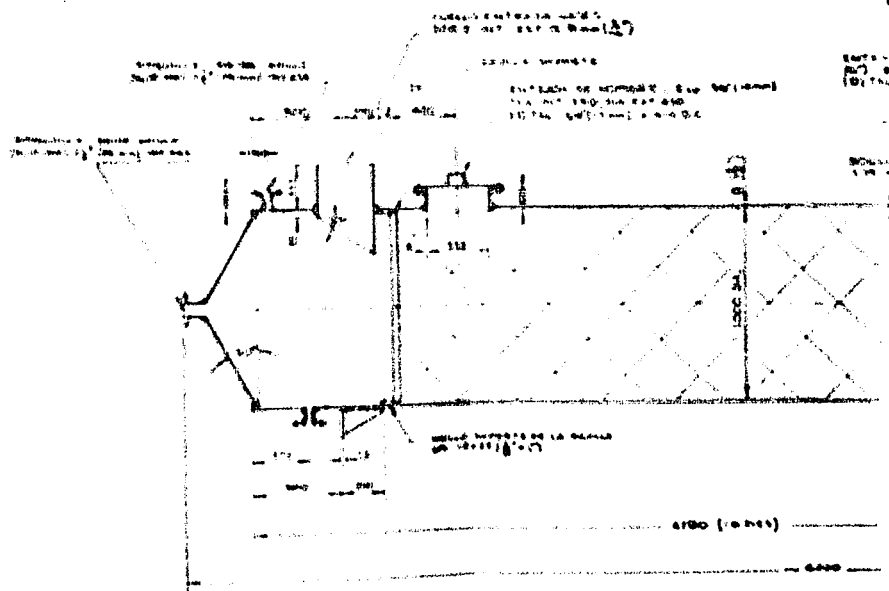
E.- DETALLES DE LA TORRE.

EL DISEÑO SE EFECTUÓ TENIENDO EN CUENTA, LA COLOCACIÓN DE LAS PLACAS, SOPORTE DE EMPAQUE, LAS MANIOBRAS DE CARGA Y DESCARGA DE ÉSTE, EL POSIBLE TAPONAMIENTO DE LA BOQUILLA DE DISTRIBUCIÓN, ETC., EL PLANO NO. 1 ADJUNTO, MUESTRA LOS DETALLES BÁSICOS DE CONSTRUCCIÓN DE LA TORRE.

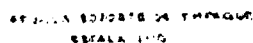
F.- PESO DE LA TORRE.

EL DATO DEL PESO DE LA TORRE SE CALCULÓ PARA PODER ESPECIFICAR LAS DATAS SOPORTES Y LAS CIMENTACIÓN NECESARIA.

TORRE VACÍA	1250 KG (No. 14, APÉNDICE)
EMPAQUE	2100 KG
LÍQUIDO PESO TORRE	<u>3350 KG</u>
PESO TOTAL	3650 KG



LOSTE IN CLVAX



4424 4569
937 1000 (25)

• 6 974740 + 6

SECTION DE MEMOIRE, 2e et 3e années
A. 01 192, 2A 201 410
1:76 607-100; A 0 120.

SECRETARIA (re: Administrative Order 1924
No. 10000 Administrative Order 1924
1924 Administrative Order 1924)

FOURTH DEPT. OF THE ARMY

[illegible]

1950年10月1日

47. 11. 1957 20. 11. 1957 21. 11. 1957

SECRET

10

9102 (1-0149)

COSTE EN ELEVACION

ESPECIFICACIONES:
 MATERIAL: 2 AERO AL CARBON.
 ESPESORES: INDICADOS
 CALADURAS: 24000 COPOLAR A.W.S.
 MEDIDAMENTOS:
 1/8" PUNTO 0.006" (1/16) 0.001
 1/16" PUNTO 0.001" (1/16) 0.001

7 200:0 200 40 000: 10 000 000

FORME DE ABSORCION DE H_2O
1000-1010 DIA a 3600 ESTIMA ENTALDIA

RECEIVED BY THE SECRETARY OF THE ARMY
JAN 10 1960

RECEIVED BY THE SECRETARY OF THE ARMY
JAN 10 1968

PLANO 401

CAPITULO IV.

EQUIPOS WRITERS

SE CONSIDERÓ COMO EQUIPO AUXILIAR DEL ABSORBEDOR EL RELACIONADO CON EL DESPLAZAMIENTO DE AIRE Y DE LA SOLUCIÓN ABSORBENTE. EL DIAGRAMA DE ELEVACIÓN CONVENCIONAL DE EQUIPO, FIG. 5, MUESTRA LAS DISTANCIAS RELATIVAS ESTIMADAS PARA LOS EQUIPOS.

1.- AIRE.

A. DUCTOS AL ABSORBEDOR.

PARA LA UNIÓN DEL ABSORBEDOR CON LA CAMPANA DEL SECADOR, SE SELECCIONÓ DUCTOS DE ASBESTO CEMENTO, CON BASE EN: (1) MENOR COSTO EN COMPARACIÓN CON DUCTOS DE LÁMINA CON RECUBRIMIENTO PROTECTOR AL H_2S HÚMEDO Y (2) MENOR PESO QUE LOS EQUIVALENTES EN BARRO VIGRIADO.

NO SE DISPUSO DE DATOS DE LA RESISTENCIA DE ESTE TIPO DE MATERIAL A LA ACCIÓN DE GASES ÁCIDOS HÚMEDOS.

LA VELOCIDAD DEL AIRE CON EL INTERIOR DE DUCTOS, RECOMENDADA PARA SISTEMAS DE EXTRACCIÓN DE POLVOS², ES DE 2000 A 4000 PIES/MIN ; EN NUESTRO CASO, TENIENDO EN CUENTA LOS TAMAÑOS DE DIÁMETROS USUALES DE DUCTOS Y CONEXIONES MOLDEADOS EN EL MERCADO DE TUBOS DE ASBESTO-CEMENTO, INDICÓ UN DIÁMETRO INTERIOR DE 30.5 CM (12 PULG), LA VELOCIDAD RESULTANTE PARA EL VOLUMEN DE DISEÑO FUE:

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{2390 \text{ PIES}^3/\text{MIN DE GASES}}{0.0785 \text{ PIES}^2} = 3040 \text{ PIES/MIN}$$

B. DUCTO AL EXTRACTOR Y DESCARGA.

EL AIRE SALIENTE DEL ABSORBEDOR ESTÁ EN CONDICIONES DE SATURACIÓN Y DE EQUILIBRIO CON LA EFICIENCIA DE ABSORCIÓN ESTIPULADA, CONTIENE APROXIMADAMENTE 16.5 PPM DE H_2S (No. 9 APÉNDICE); TENIENDO EN CUENTA, ADemás: LA POSICIÓN Y FORMA, -

3-10 150 ASA

DO

LAME II
10000
100 10

TESIS

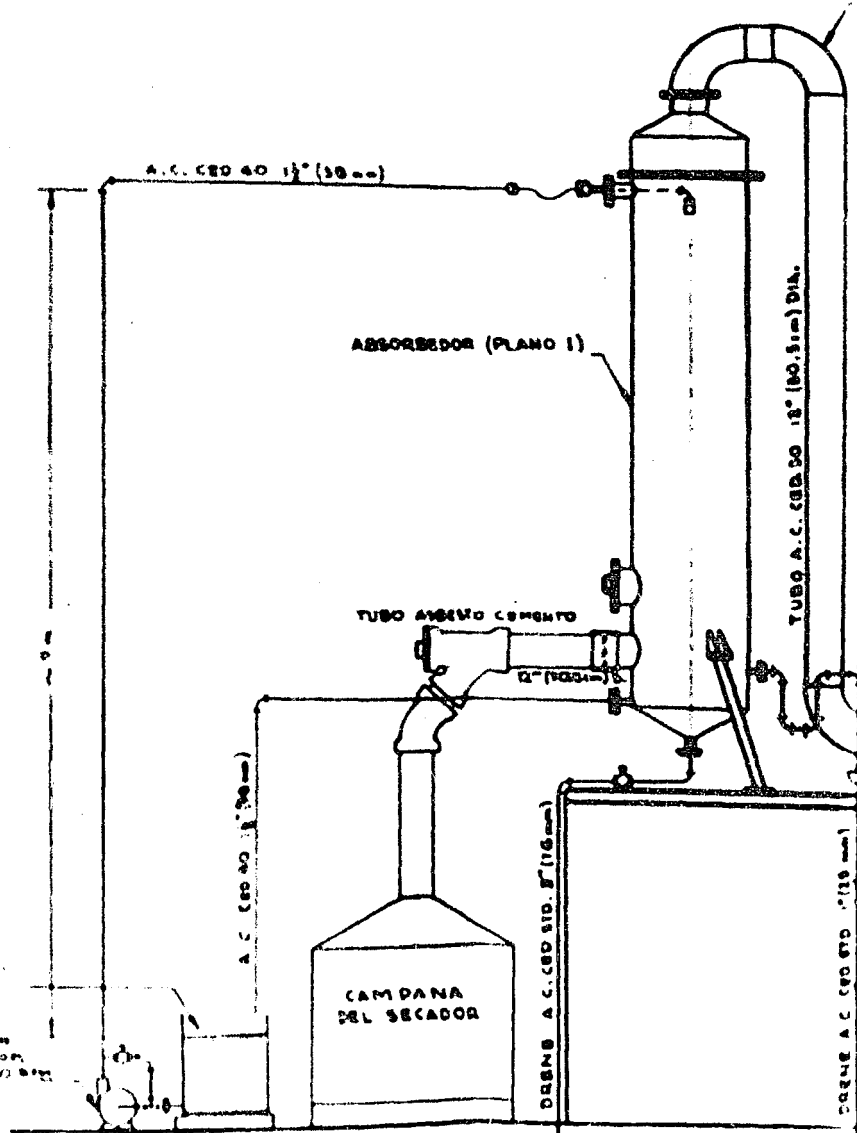
SISTEMA DE ADSORCION DE H_2S
DIAGRAMA GENERAL

ESCALA 1:50

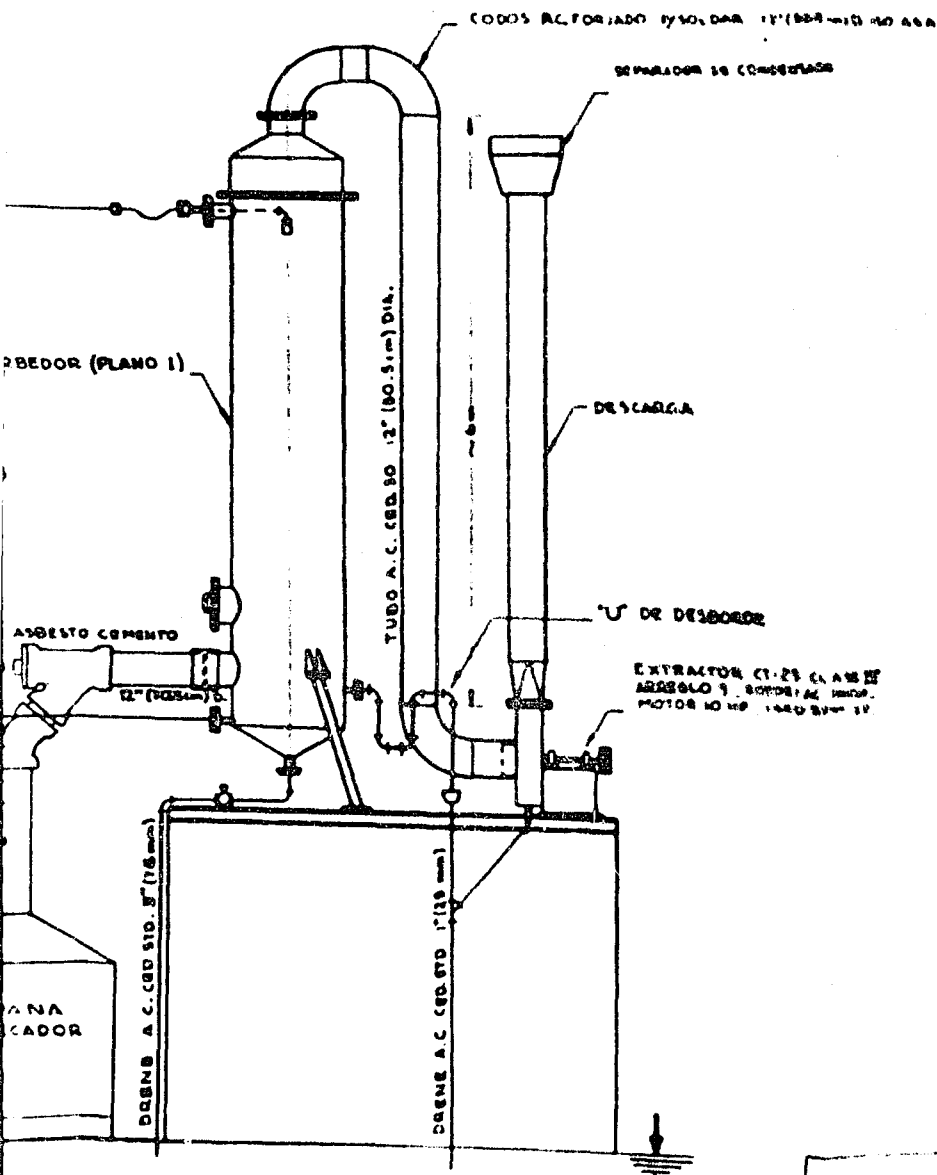
PROF. RAFAEL R.

FIGURA Nº 5

TANGUAS SOLN.
 820 L. CAP.
 BOMBAS verticales 127 mm
 MOD. KMF 32 3000
 MOTOR 15 HP 1800 RPM



ELEVACION CONVENCIONAL



TESIS

SISTEMA DE ADSORCION DE H_2S
 DIAGRAMA GENERAL

Escala: 1:50

Pedro Reyes R.

FIGURA N° 5

LA SIMPLIFICACIÓN EN REPORTES Y EN MONTAJE, SE ESPECIFICÓ, UN DUCTO PRECONSTRUIDO DE UNA PIEZA, HECHO DE TUBO DE ACERO CÉDULA 30 (ESPESOR 8.4 MM, ~5/16 PULG.), CON LOS CODOS NECESARIOS EN ACERO FORJADO SERIE 150 A3A.

EL DUCTO DE DESCARGA DEL EXTRACTOR O CHIMENEA SE DISEÑÓ PARA DESALOJAR LOS GASES A UNA ALTURA 1.0 M Y PROVISTO DE UNA TRAMPA DE COLECCIÓN DE CONDENSADO EN SU EXTREMO.

C.- EXTRACTOR.

A. ESPECIFICACIONES GENERALES.

1.- PRESIÓN DE SUCCIÓN: LAS CAÍDAS DE PRESIÓN AL PASO DE GASES EN EL SISTEMA (NO. 15, APÉNDICE) SON:	PULG. AGUA
CAMPANA	0.36
DUCTO DEL ABSORBEDOR AL EXTRACTOR	0.7
ABSORBEDOR	6.3
DUCTO DEL ABSORBEDOR AL EXTRACTOR	1.1
CHIMENEA DE DESCARGA	0.5
TRAMPA DE CONDENSADO EN LA CHIMENEA	1.5
CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL	10.46

TOMANDO EN CUENTA UN FACTOR DE SEGURIDAD DE 20%, LA PRESIÓN DE SUCCIÓN MÁXIMA, SE ESTIMÓ EN:

$$10.46 \times 1.2 = 12.6 \text{ PULG. DE AGUA (320 MM AGUA)}$$

2.- VOLUMEN: YA QUE EL AIRE YA SATURADO, EL VOLUMEN REAL DE GASES SERÁ LA SUMA DEL VOLUMEN DE AIRE SECO Y DE VAPOR DE AGUA, A PRES. 2970 PULG. ÁLG. A UNO 680 MM HG. COMO QUE EL SISTEMA ESTÁ OPERANDO A SUCCIÓN, LA PRESIÓN DE LOS GASES EN LA ENTRADA AL EXTRACTOR ES MENOR Y POR LO TANTO HAY

UNA DISMINUCIÓN DE LA DENSIDAD DE LOS GASES QUE CORRESPONDE A UN AUMENTO DE VOLUMEN, LA CORRECCIÓN RESULTANTE ES DE APROXIMADAMENTE 4% (No. 18, Apéndice), POR TANTO, EL RESULTADO FUE: VOLUMEN DE AIRE DE DISEÑO: 2460 PIES³/MIN (4200 M³/HR)

3.- MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN: EL EXTRACTOR SE ESPECIFICÓ CON LA CORAZA DE ACERO CON RECUBRIMIENTO DE RESINA EPOXY, PARA EL ROTOR Y FLECHA SE ESPECIFICÓ EN ACERO INOXIDABLE TIPO 316, CON BASE EN: (1) PRESENTA MAYOR RESISTENCIA A LA CORROSIÓN; (2) DER UN MATERIAL EN EXISTENCIA EN EL MERCADO. SE HACE NOTAR QUE EL ACERO INOXIDABLE TIPO 316 NO ES TOTALMENTE RESISTENTE A LA ACCIÓN CORROSIVA DEL SULFURO DE HIDRÓGENO HÚMEDO Y DEL SULFURO SODIO; EN CONDICIONES EN QUE EL METAL NO ESTÁ SUJETO A TENSIÓN, HAY FENÓMENO DE CORROSIÓN DEL TIPO CONOCIDO MAS COMUNMENTE QUE ES DE PICADURAS (PITTING); EN CONDICIONES DE FUERTES TENSIONES, P. EJ. EN EQUIPOS A PRESIÓN, O EN MOVIMIENTO EN TAL PROPORCIÓN QUE EL METAL ESTÉ SUJETO A FUERTES TENSIONES (CASO DEL ROTOR), EL SULFURO DE SODIO EN PRESENCIA DE SULFURO DE HIDRÓGENO PRODUCE FRAGILIZACIÓN - CLÁSTICA DEL METAL, EL SULFURO DE SODIO HÚMEDO SOLO, PRODUCE UNA CORROSIÓN INTERGRANULAR, DENTRO A LA DIFUSIÓN DE HIDRÓGENO QUE SE COMBINA CON LOS CARBUROS.

TENIENDO EN CUENTA LOS FACTORES ANTERIORES, SE ESPECIFICÓ AL ROTOR DE CONSTRUCCIÓN TOTALMENTE SOLDADA Y CON UN ESPESOR DE 4,8 MM (3/16 PULG), NO OBTANTE SE HARÁ NECESARIO REVISAR PERIÓDICAMENTE P. EJ. CADA AÑO, Y REBALANCEO DEL ROTOR SI LA COMPOSICIÓN LOCAL LO AMERITA.

4.- MODELO Y TAMAÑO SE ACUERDO CON LOS ESTÁNDARES DE LA NORMA, ESTÁNDAR 1000 PERTENECE A LA CLASE IV, QUE SIGNIFI-

CA UNA CONSTRUCCIÓN ROBUSTA EN TODAS SUS PARTES.

PARA LA SELECCIÓN DEL MODELO, LA CORRECCIÓN EN LA VELOCIDAD Y POTENCIA DEBIDA A LA TEMPERATURA Y ALTITUD DE TRABAJO FUE:

CORRECCIÓN POR 7200 PIES	1.32
CORRECCIÓN POR 86°C	<u>1.03</u>
TOTAL $1.32 \times 1.03 =$	1.36

PARA UNA PRESIÓN DE SUCCIÓN DE DISEÑO DE 10.5 PULG. LA PRESIÓN DE SUCCIÓN A 70° AL NIVEL DEL MAR SERÁ $10.5 \times 1.36 = 14.3$ PULG. AGUA; PARA LA PRESIÓN DE SUCCIÓN MÁXIMA DE 12.6 PULG. A 70° AL NIVEL DEL MAR SERÁ 17 PULG. DE AGUA.

TOMANDO UNA VELOCIDAD DE SALIDA DE 3750 PIES/MIN, EL MODELO QUE LLENA LAS NECESIDADES FUE EL CT-25 MARCA "TRANSFER" Y DE ACUERDO CON LAS TABLAS DE CARACTERÍSTICAS DE TRABAJO SE OBTUVO:

	PRESIÓN DE	10.5	12.6
	PULG.	PULG.	PULG.
VELOCIDAD	RPM	2200	2400
POTENCIAL FRENO (CORREGIDA)	HP	7.2	8.0

DE ACUERDO CON LAS ECUACIONES (4.1) A (4.5) SE OBTUVO LAS EFICIENCIAS DE TRABAJO DEL EXTRACTOR:

$$\text{PRESIÓN DE VELOCIDAD} = \left(\frac{\text{VELOC. SALIDA}^2}{4005} \right) \times \frac{\text{DENS. AIRE STANDARD}}{\text{DENS. AIRE TRABAJO}} \quad (4.1)$$

$$P_T = \text{PRESIÓN TOTAL DEL EXTRACTOR: PRESIÓN ESTÁTICA + PRESIÓN DE VELOCIDAD} \quad (4.2)$$

$$\text{POTENCIA TOTAL DEL AIRE TÉRMICA: } HP_T = Q \times P \times 0.0001575 \quad (4.3)$$

EFICIENCIA MECÁNICA A PRESIÓN TOTAL

$$\eta = \frac{\text{POTENCIA TOTAL DEL AIRE TÉRMICA}}{\text{POTENCIA AL FRENO}} \quad (4.4)$$

$$\text{EFICIENCIA ESTÁTICA} \quad \eta_s = \frac{P}{P_T} \quad (4.5)$$

SUSTITUYENDO VALORES SE OBTUVO:

$$\text{PRESIÓN DE VELOCIDAD} = \frac{(4750)^2}{4005} \times \left(\frac{0.075}{0.051} \right)^2 \approx 1.3 \text{ PULG.}$$

PARA PRESIÓN ESTÁTICA DE TRABAJO A	10.5 PULG.	12.6 PULG.
PRESIÓN TOTAL	11.8	13.9
POTENCIA DEL AIRE TEÓRICA	4.4 HP	5.2 HP
EFICIENCIA MECÁNICA	0.61	0.65
EFICIENCIA ESTÁTICA	0.55	0.59

INDUSTRIALMENTE, PARA EXTRACTORES DE CAPACIDAD MODERADOS, SE CONSIDERA ACEPTABLE UNA EFICIENCIA ESTÁTICA SUPERIOR A 0.5,⁴⁶ LOS RESULTADOS ANTERIORES INDICAN QUE ES ADECUADA LA SELECCIÓN DEL MODELO CT-25.

EL MOTOR NECESARIO PARA EL EXTRACTOR SERÁ DE 10 HP TOMANDO EN CUENTA LA EFICIENCIA DE LA TRANSMISIÓN, EL MOTOR TRABAJARÁ PRÁCTICAMENTE A PLENA CARGA.

II.- EQUIPO DE CIRCULACIÓN DE ABSORBENTE.

A. TUBERÍAS.

CON BASE EN LAS PROPIEDADES DE LA SOLUCIÓN ABSORBENTE Y EL GASTO L DE DISEÑO, LAS LÍNEAS DE RECIRCULACIÓN Y DRENE TUVIERON LAS SIGUIENTES ESPECIFICACIONES:³⁹

MATERIALES: ACERO AL CARBÓN, ESPESOR: CÉDULA 40.

CONEXIONES: FIERRO MALLEABLE, NEGRAS, SERIE 150 A.S.A.

VÁLVULAS NECESARIAS: TIPO DE MACHO, LUBRICADO, MATERIAL, FIERRO FUNDIDO.

MEDIDAS: RECIRCULACIÓN: 38 MM (1-1/2 PULG) DIÁMETRO.

DRENE: 76 MM (3 PULG) DIAM.

UNIONES: ROSCADAS EXCEPTO EN CONEXIONES DE LA BOMBA Y EL ABSORBEDOR, QUE SERÁN POR BRIDAS.

CONSIDERANDO UN POSIBLE TAPONAMIENTO DE LA BOQUILLA DE DISTRIBUCIÓN Y A FIN DE FACILITAR EL MANTENIMIENTO, SE COLOCARÁ UN TRAMO DE MANGUERA FLEXIBLE EN LA LÍNEA DE LÍQUIDO A LA BOQUILLA, LOCALIZADO JUSTAMENTE EN LA CERCANÍA DE LA ENTRADA DE DICHA LÍNEA AL ABSORBEDOR.

LA VELOCIDAD DEL LÍQUIDO DE RECIRCULACIÓN, PARA EL DIÁMETRO SELECCIONADO FUE DE 3.9 PIES/SEG, VALOR QUE ESTÁ ENTRE LOS LÍMITES DE VELOCIDADES ECONÓMICAS DE MANEJO DE LÍQUIDOS.¹⁶

B. BOMBA.

1.- TIPO Y MATERIALES: TENTATIVAMENTE, POR RAZONES ECONÓMICAS Y DE PRUEBA SE SELECCIONÓ UNA BOMBA CENTRÍFUGA, - DE FIERRO FUNDIDO.

2.- ESPECIFICACIONES DE CAPACIDAD.

GASTO: 25 GPM (5800 L/MR)

PRESIÓN DE TRABAJO:

PRESIÓN NECESARIA A LA BOQUILLA 15 PSIG

PRESIÓN POR ALTURA HASTA LA BOQUILLA 9.5 M
 $\times 1.082 \times 1.42 \text{ PSI/M}$ 14.2

CAÍDA DE PRESIÓN POR FRICCIÓN (NO. 16 APÉNDICE).
 $\frac{1.6}{30.8 \text{ PSIG}}$

EQUIVALENTE A $30.8 \times 0.703 = 21 \text{ M}$ DE ALTURA DE AGUA

3.- MODELO: DE ENTRE LOS MODELOS EN EL MERCADO SE SELECCIONÓ UNA BOMBA DE NORTHINGTON DE IMPULSOR ABIERTO MODELO 1-CONF-50. DE ACUERDO CON LOS DATOS DE CATÁLOGO EL CONSUMO DE POTENCIA ES 1.2 HP OPERANDO A 1750 RPM, QUE EQUIVALE A UNA EFICIENCIA TOTAL DE UN 47%. EL MOTOR SELECCIONADO FUE DE 1.5 HP.

C.- TANQUE DE SOLUCIÓN.

LA CAPACIDAD DEL TANQUE SE CALCULÓ CON BASE EN DEJAR UNA PROVISIÓN DE SOLUCIÓN DE NaOH DE UN 100% DE RESERVA A LO CONSUMIDO EN UN DÍA, EN ESA FORMA AL TÉRMINO DE ÉSTE LA SOLUCIÓN TENDRÁ UNA CONCENTRACIÓN DEL 50% DE LA ORIGINAL QUE SE ESPECIFICÓ EN I V; POR TANTO, EL CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL FLUIDO RECIRCULANDO FUE:

$$V = \frac{G \text{ RS/DIA} \times 2}{0.04 \text{ RS/L (I V)}} = 300 \text{ LITROS}$$

EL VOLUMEN DE DISEÑO DEL TANQUE FUE: 425 L TOTALES, CONTENIDO EN PLACA DE FIERRO, CON ESPESOR DE 4.8 MM (3/16 PULG) CILÍNDRICO, DE 0.77, DIÁMETRO $\times$ 0.91 M ALTA.

III.- EQUIPO ELÉCTRICO.

DE ACUERDO CON EL REGLAMENTO PARA INSTALACIONES DE MOTORES ELÉCTRICOS, Y EN LAS CONDICIONES DE NUESTRO CASO, SE ESPECIFICÓ:

	EXTRACTOR 10 HP	BOMBA. 1-1/2 HP
INTERRUPTOR DE SEGURIDAD (NEMA 1)	100 A	30 A
FUSIBLES	100 A	15 A
ARRANCADOR MAGNÉTICO A VOLTAJE PLENO TAMAÑO 2		TAMAÑO 0
CON ELEMENTOS T(ÚNICOS PARA	27 A	4.65 A
Y PROTECCIÓN DE MOTORES (NEMA 1)		
CABLES Y DE CONDUCTORES	10 AWG	14 AWG
DIÁMETRO DE TUBO CONDUIT	19 MM (3/4 PULG)	13 MM (1/2 PULG)

CAPITULO V

COSTOS.

1.- INVERSION FIJA.

A.- ABSORBEDOR.

1.- EMPAQUE. - EL COSTO DE LOS ANILLOS Raschig VARÍA APPRECIABLEMENTE CON LOS FUENTES DE MERCADO DISPONIBLES; PARA TAMAÑO DE 38 BW (1-1/2 PULG);

THE U.S. STONEMARK CO. 17.75 DOLLS./MILLAR X 20

(FACTOR DE CONVERSIÓN A MONEDA NACIONAL, INCLUYE: IMPUESTOS DE IMPORTACIÓN, TRANSPORTE, SEGUROS Y GASTOS) \$ 270.00 MILLAR M.N.

MERCADO NACIONAL, EN PORCELANA QUÍMICA P.I.A. FUE:

- - - - - \$ 365.00 MILLAR M.N.

ENTIENDO EN CUENTA LA RESTRICCIÓN DE IMPORTACIÓN - SE TOMÓ EL COSTO EN EL MERCADO NACIONAL; EL CÁLCULO DEL COSTO TOTAL DEL EMPAQUE FUE:

$$\frac{\$ 365.00}{13000 \text{ PIEZAS/M}^3} + \frac{106 \text{ PILD}^3}{35.3 \text{ PIES}^3/\text{M}^3} = \$ 8400.00$$

2.- Torre: LA CONSTRUCCIÓN DE LA TORRE DE ABSORCIÓN, SEGÚN LAS ESPECIFICACIONES DEL PLANO No. 1, INCLUYENDO DEBENGRAADO, LIMPIADO COMPLETO DE SOLDADURAS Y ASPEREZAS, Y EL RECUBRIMIENTO CON RESINA EPOXY DE CURADO A TEMPERATURA AMBIENTE POR CATALIZADOR, ASCENDIÓ A:

- - - - - \$ 14,250.00 PUERTO L.A.B. EN TALLER.

EL COSTO DE LA BOQUILLA DE DISTRIBUCIÓN ES: 36 DOLLS.

x \$10.50 x 1.3 = 585.00

3.- Soporte. Se DECIDIÓ, LOCALIZAR EL ABSORBEDOR SOBRE UNA CONSTRUCCIÓN CUYAS COLUMNAS Y TRABES FUERON SUFICIENTES PARA RESISTIR EL PESO TOTAL DEL EQUIPO, SE DISEÑÓ ÚNICAMENTE

TE UN MARCO PARA DESCARGO DE LAS PATAS DEL ABSORBEDOR, HECHO EN DOBLE CANAL LIGIANA DE 152 MM (6 PULG) EL CUAL DESCARGA EN LAS TRADER DE LA CONSTRUCCIÓN. EL MISMO MARCO SE DISEÑO PARA SERVIR DE BASE AL EXTRACTOR. EL COSTO DEL SOPORTE FUE:
 - - - - - \$ 1,950.00 U.S.A. TALLER.

B.- EQUIPO AUXILIAR. (No. 17, APÉNDICE)

a) DUCTO DE LA CAMPANA AL ABSORBEDOR: SE CONSTRUYÓ EN CONEXIONES MOLDEADAS DE ASBESTO CEMENTO "ASBESTOLIT", EL COSTO DEL MATERIAL FUE:
 - - - - - \$ 136.00.

b) DUCTO DEL ABSORBEDOR AL EXTRACTOR: PRECONSTRUIDO EN UN TALLER, INCLUYENDO PINTURA Y GANCHOS, FUE PRESUPUESTADO EN:
 - - - - - \$ 6,630.00

c) DUCTO DE DESCARGA: PRECONSTRUIDO EN TALLER, INCLUYENDO TRANSMISIÓN BRICA Y TRAMPA PARA SEPARACIÓN DE CONDENSADO, FUE PRESUPUESTADO EN:
 - - - - - \$ 2,412.00

d) EXTRACTOR CT-25: SU COSTO, CON MOTOR Y RECURRI-MIENTO SEGÚN ESPECIFICACIONES, INCLUYENDO: POLEAS, BANDAS Y MOTOR DE 10 HP, 4 POLOS, 3 FASES, A PRUEBA DE GOTE, FUE PRESUPUESTADO EN:
 - - - - - \$ 8,850.00

e) TORNEO: EL COSTO DE LOS MATERIALES, FUE ESTIMADO (No. 17, APÉNDICE) EN:
 - - - - - \$ 1,740.00

f) BOMBA: LA UNIDAD COMPLETA, INCLUYENDO BELLO MECÁNICO, CILINDRO, CILINDRO, BASE Y MOTOR IEM, A PRUEBA DE GOTE, 2 HP, 4 POLOS, 3 FASES, FUE PRESUPUESTADO POR LOS FABRICAN-

TES EN:

- - - - - \$ 3,878.00

3) TANQUE DE SOLUCIÓN FUE PRESUPUESTADO POR UNA -
FABRICA CONSTRUCTORA EN

- - - - - \$ 740.00

1) EQUIPO ELÉCTRICO.- POR MATERIALES COMPRADOS DI-
RECTAMENTE POR LA FÁBRICA: \$ 2,540.00

MANO DE OBRA..... 200.00
\$ 2,740.00

C.- COSTO TOTAL DE LOS EQUIPOS
(SIN INSTALAR) \$ 52,314.00

D.- MONTAJE

EL COSTO DEL TRANSPORTE, MONTAJE Y SUPERVISIÓN DEL
EQUIPO, SE CALCULÓ EN UN 15% DEL COSTO DE LOS EQUIPOS CON BA-
SE EN EL MÉTODO DE ESTIMACIÓN PRELIMINAR DE COSTOS DE PLAN-
TAS QUÍMICAS, DADO POR CHILTON; POR TANTO:

COSTO DEL MONTAJE (EXCLUYENDO EL SISTEMA ELÉCTRICO)

- - - - - \$ 50,000.00 x 0.15 = \$ 7,500.00

E.- SERVICIOS DE INGENIERÍA:

SE CONSIDERAN COMO SERVICIOS DE INGENIERÍA LOS SI-
GUENTES CONCEPTOS: ESTUDIO INICIAL DEL PROBLEMA, CÁLCULOS,
DISEÑO DE PROCESO Y DISEÑO MECÁNICO; SELECCIÓN DE EQUIPOS, -
EXECUTACIÓN DE COMPRA, PLANOS DE MONTAJE DE EQUIPO Y SERVI-
CIOS AUXILIARES CONSULTIVOS EN LAS FASES DE ARRANQUE DEL EQUI-
PO. EN LOS PROYECTOS DE PLANTAS DE UN PROCESO CONSIDERADO COMO
AMPLIAMENTE CONOCIDO, LOS CARGOS POR LOS SERVICIOS DE INGENIE-
RÍA SE ESTIMAN EN UN 20 A 35% DEL COSTO TOTAL DE LOS EQUIPOS,
INSTRUMENTOS Y SERVICIOS YA INSTALADOS. EN NUESTRO CASO PAR-

TIBULAR SE TOMÓ COMO COSTO DE LOS SERVICIOS DE INGENIERÍA EL VALOR MÁS BAJO, POR TANTO LA ESTIMACIÓN, EXCLUYENDO EL SISTEMA ELÉCTRICO, DIÓ COMO RESULTADO:

$$- - - \$ 57,074.00 \times 0.2 = \$ 11,400.00$$

F.- CONTINGENCIAS: CONSIDERANDO QUE LOS COSTOS ANTERIORES HAN SIDO CALCULADOS CON SUFICIENTE DETALLE, EL PORCENTAJE ESTIMADO PARA CONTINGENCIAS ES EL 10% DE LA SUMA DE LOS COSTOS ANTERIORES, POR TANTO, ASCENDIÓ A:

$$- - - \$ 71,214.00 \times 0.1 = \$ 7,121.00$$

EL RESULTADO DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO FUÉ:

A. ARBORBODOR	\$ 24,985.00	31.8 %
B. EQUIPO AUXILIAR	27,329.00	34.8
C. MONTAJE	7,500.00	9.6
D. SERVICIOS DE INGENIERÍA	11,400.00	14.5
E. CONTINGENCIAS	<u>7,121.00</u>	<u>9.2</u>
	\$ 78,335.00	100.0%

II.- COSTO DE OPERACION.

A.- COSTOS DIRECTOS.

1.- ENERGÍA ELÉCTRICA: EN NUESTRO CASO, LA ENERGÍA ES SUMINISTRADA A BAJA VOLTAJE POR LA CÍA. DE L. Y F.M., S.A. SEGÚN LA TARIFA NO. 3 N; SUPONIENDO UN FACTOR DE POTENCIA SUPERIOR AL 85%,⁴⁰ INCLUYENDO EL IMPUESTO Y GASTO SE OBTIENE UN COSTO DEL KW HR DE \$ 2.71.

EL CONSUMO SERÁ:

$$KW = \frac{0.746 \times HP}{\text{EFICIENCIA}} = \frac{0.746 \times (7.3+1.2)}{0.87 \times 0.9 \text{ TRANS.}} = 8 \text{ KW}$$

POR TANTO:

$$8 \times 2.4 \times 100 = \$0.21 = 10,100.00/\text{AÑO}$$

2.- REACTIVO: EL COSTO DE LA SOLUCIÓN DE NaOH AL 40%, EN TAMBORES EN EL MERCADO, ES \$ 1.75/100% NaOH, POR TANTO, INCLUYENDO EL CAMBIO DE SOLUCIÓN CADA SEMANA SE OBTUVO - 6.85 kg/DÍA PROM $\times 300 \times 1.75$ \$/kg = 3,600.00/AÑO.

3.- MANO DE OBRA: POR ANÁLISIS DEL CONTENIDO DE -- NaOH LIBRE DIARIO Y ADICIÓN DE NaOH DE REPUESTO: 0.25 HRS HOM BRE/DÍA.

0.25 $\times 300 \times$ \$ 6.00 HR \$ 450.00/AÑO

B.- COSTO INDIRECTO:

1.- MANTENIMIENTO Y CARGOS INDIRECTOS DE PLANTA:⁴¹

ESTIMADO EN UN 3% DEL COSTO DE LA INVERSIÓN.

\$ 78,335.00 $\times 0.03$ \$ 2,350.00/AÑO

2.- DEPRECIACIÓN: ESTIMADA EN UN 10% DE LA INVERSIÓN.

\$ 78,335.00 $\times 0.10$ \$ 7,834.00

COSTO TOTAL DE OPERACION.

ELECTRICIDAD	\$ 12,100.00	46.0 %
REACTIVO	3,600.00	13.7
MANO DE OBRA	450.00	1.7
MANTENIMIENTO	2,350.00	8.9
DEPRECIACIÓN	<u>7,834.00</u>	<u>29.7</u>
TOTAL . . .	\$ 26,334.00	100.0 %

PARA UN CICLO DE OPERACIÓN DE 300 DÍAS POR AÑO SE OBTIENE:

\$ 87.50/DÍA.

CAPITULO VI
RESULTADOS EXPERIMENTALES.
CONCLUSIONES.

1.- RESULTADOS EXPERIMENTALES.

EL EQUIPO INSTALADO EN OPERACIÓN ACTUALMENTE DEFIE-
RE DEL CALCULADO EN LAS SIGUIENTES PARTES:

1.- SE INSTALÓ UN EXTRACTOR CONSTRUÍDO CON LOS MATE-
RIALES ESPECIFICADOS EN EL DISEÑO, EN MENOR TAMAÑO, LA PRESIÓN
DE SUCCIÓN LOGRADA CON ÉL ES MAYOR, PERO EL VOLUMEN ESTA LIMI-
TADO A UN MÁXIMO DE 2250 P.C.M. LOS DUCTOS DEL SISTEMA SON TO-
DOS CON DIÁMETRO DE 25 CM (10 PULG.).

2.- EMPAQUE. HABIENDO DADO UN PLAZO DE ENTREGA MUY
GRANDE AL EFECTUARSE EL PEDIDO DEL EMPAQUE RASCHIG, EN SU LU-
GAR, TENTATIVAMENTE SE COLOCÓ PEDACERÍA DE CERÁMICA DE USO DO-
MÉSTICO COMO LENO DE LA TORRE Y DEL ELIMINADOR DE MIEBLA.

LOS RESULTADOS DE AMBAS MODIFICACIONES FUERON:

1.- INICIALMENTE, SE COLOCÓ LOZA CON MEDIDAS DE APROX.
40 x 40 x 4 MM DE FORMA PLANA, CARGADOR CON DISPOSICIÓN AL AZAR:
ΔP PULG. H₂O/PIE 1.0 (CURVA 1, FIGURA 6).

PRESIÓN DE SUCCIÓN DISPONIBLE PARA LA CAMPANA Y DUCTOS 0.1 PULG. AGUA
GASTO DE AIRE ESTIMADO 710 P.C.M.

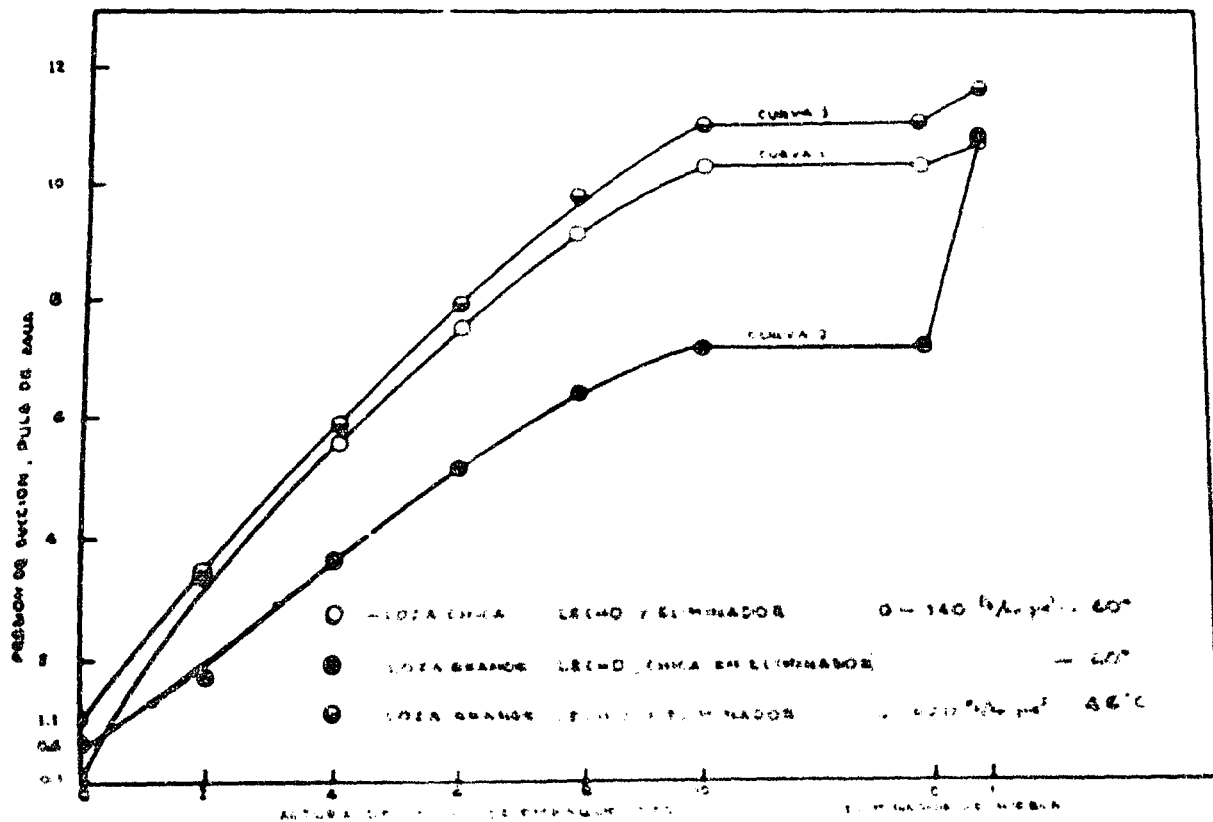
G. EN LA TORRE 340 LB/(HR)(PIE²)

TEMPERATURA DE ENTRADA A LA TORRE: 60°C

TEMPERATURA DE OPERACIÓN EN LA TORRE 51°C

OPERACIÓN: COMPLETAMENTE DEFICIENTE, YA QUE LOS VAPORES ESCA-
PANAN DE LA CAMPANA Y HUBO CONSIDERABLE CONDENSACIÓN.

2.- EL CAMBIO POR LOZA, CON MEDIDAS APROX. DE 7 x 10
x 4 CM DE FORMA CÓNCAVA (PLATOS DE USO DOMÉSTICO ROTOS EN DOS
PARTES) Y CARGADOR CON DISPOSICIÓN AL AZAR DIÓ LOS RESULTADOS
SIGUIENTES:



ΔP PULG. H_2O /PIE 1.0 (CURVA 3, FIG. 6)

PRESIÓN DE SUCCIÓN DISPONIBLE PARA LA CAMPANA Y DUCTOS

AL ABSORBEDOR - - - - - 1.1 PULG.

GASTO DE AIRE ESTIMADO 1400 FCM

G. EN LA TORRE 620 LB/(HR)(PIE²)

TEMPERATURA DE GASES A LA ENTRADA DE LA TORRE 46°C.

TEMPERATURA DE OPERACIÓN EN LA TORRE 38°C.

OPERACIÓN: EL TIRO DE LA CAMPANA ES JUSTAMENTE SUFICIENTE PARA PREVENIR EL ESCAPE DE VAPORES Y POLVO FUERA DE ELLA, SIN EMBARGO EXISTE CONDENSACIÓN EN LAS PAREDES Y EN EL DUCTO AL ABSORBEDOR.

LA EFICIENCIA DE OPERACIÓN DEL ABSORBEDOR, CUALITATIVAMENTE, SE CONSIDERA SATISFACTORIA PARA EL POLVO Y EL SULFURO DE HIDRÓGENO. NO SE HA DETERMINADO CUANTITATIVAMENTE LA FRACCIÓN DE GAS ABSORBIDA.

COMO EL VOLUMEN DE GASES MANEJADO ES MENOR DEL CALCULADO Y ESTÁN A UNA MAYOR TEMPERATURA, EL EXTRACTOR CONSUME LA CARGA PLENA DE SU MOTOR DE 5 HP, O SEA 2 MENOS DEL VALOR OBTENIDO EN EL CÁLCULO DE LA POTENCIA PARA EL GASTO DE DISEÑO.

EL CONSUMO DEL REACTIVO ES APROXIMADAMENTE UN 25% DEL ESTIMADO SEGUN LOS CÁLCULOS DE DISEÑO. NO SE HA DETERMINADO LA CANTIDAD ACTUAL DE H_2S DESPRENDIDO EN EL SECADOR, VALOR QUE DARÍA LA DIFERENCIA CON EL DATO TOMADO ORIGINALMENTE.

EL EQUIPO EN GENERAL, TRABAJA SATISFACTORIAMENTE A EXCEPCIÓN DEL CONTINUO ESCURRIMIENTO DE CONDENSADO EN LA CAMPANA Y EN FALLAS EN LAS UNIONES DE LOS DUCTOS DE ABASTECIMIENTO.

II.- CONCLUSIONES.

EN EL EQUIPO ACTUAL EN OPERACIÓN EL PORCENTAJE DEL COSTO DE ENERGÍA ELÉCTRICA EN EL COSTO DE OPERACIÓN ES EL -- MÁS IMPORTANTE; TENIENDO EN CUENTA LA INSTALACIÓN EN UN FUTURO PRÓXIMO DE UN SECADOR GEMELO CON PROBLEMA DE DESPRENDIMIENTO DE POLVO Y GASES SIMILAR AL ACTUAL, ES DE ESTIMARSE CONVENIENTE:

A) USAR UN SOLO SISTEMA DE ABSORCIÓN PARA LOS DOS SECADORES, PERO OPERANDO COMO TORRE CON BOQUILLAS DE ALTA PRESIÓN EN LAS CUALES, CON BASE EN DATOS EXPERIMENTALES, SE PUEDA PREVENIR EL PROBLEMA DE TAPONAMIENTO. SE ESTIMA QUE EL AUMENTO DE POTENCIA NECESARIA PARA LA BOMBA DE ALTA PRESIÓN SEA MUCHO MENOR QUE LA POTENCIA DEL EXTRACTOR PARA EL VOLUMEN DE AIRE NECESARIO PARA LOS DOS SECADORES, YA QUE LA CAIDA DE PRESIÓN EN ESTE TIPO DE TORRES Y EN LAS DE FILTROS DE KIERLA ES MUY BAJA.

B) PARA DISMINUIR AÚN MÁS LAS CAÍDAS DE PRESIÓN SE CONSIDERA CONVENIENTE USAR DUCTOS CON SECCIÓN CALCULADA PARA VELOCIDADES DE AIRE MENORES Y ESTOS DUCTOS SERÍAN CONSTRUÍDOS EN MATERIAL PLÁSTICO SELECCIONADO PARA LAS CONDICIONES DE TRABAJO, CUYO COSTO PROBABLEMENTE SEA MENOR AL EQUIVALENTE EN ACERO Y MÁS RESISTENTE QUE LOS DE ABESTO-CEMENTO.

CON ALGUNAS MODIFICACIONES SE ESTIMA POSIBLE, UTILIZAR LA TORRE ACTUAL COMO CUERPO DE LA TORRE MODIFICADA OPERANDO CON BOQUILLAS DE ALTA PRESIÓN.



CUERPO PRINCIPAL ABSORBEDOR.



REJILLA SOPORTE DE EMPAQUE
DESCANSANDO EN LA SECCIÓN
SUPERIOR DE LA TORRE.

- 1.- ALDEN J.H. DESIGN OF INDUSTRIAL EXHAUST SYSTEMS THE INDUSTRIAL PRESS, NEW YORK (1959) P. 85-87: ENTRY COEFFICIENTS OF TYPICAL HOODS.
- 2.- IBID., P. 116-124 CHAPTER 6.: PIPING DESIGN.
- 3.- AM. CONFERENCE OF GOVERNMENTAL INDUSTRIAL HYGIENISTS. INDUSTRIAL VENTILATION MANUAL, 4TH ED., EDWARD BROTHERS INC., LANSING MICH., (1959) P. 13.J. THRESHOLD LIMIT VALUES.
- 4.- AM. SOC. HEAT. AIR ENG. HEATING VENTILATING AIR CONDITIONING GUIDE., 36TH. ED., WAYERLY PRESS INC. BALTIMORE (1958), P. 153. SIZED AND CHARACTERISTICS OF AIR-BORNE PARTICULATE MATTER.
- 5.- IBID., P. 160: AIR CONTAMINANTS.
- 6.- IBID., CHAPTER 93 HEAT TRANSMISSION COEFFICIENTS OF BUILDING MATERIALS.
- 7.- IBID., P. 843-867: AIR CLEANING.
- 8.- BOVE PEÑA J.B. CÁLCULO Y DISEÑO DE UN EQUIPO DE ACONDICIONAMIENTO DE AIRE Y ABSORCIÓN DE H_2S PARA LA PLANTA HIDROELÉCTRICA DE EL OVIACHIC. TESIS. E.N.C.Q. U.N.A.M. (1957).
- 9.- BRINK JR. J.A. AND C.E. CONTANT, EXPERIMENTS ON A INDUSTRIAL VENTURY SCRUBBER. IND ENG. CHEM. VOL. 50 No. 8 AUGUST (1958), P. 1157-1160.
- 10.- CHILTON C.H., DEVELOPMENTS: HORIZONTAL SCRUBBER SLASHED POWER COST., CHEM. ENG., VOL. 64, No. 9, SEP. (1957), P. 141-142.
- 11.- CLARKE L., AND R.L. DAVISON, MANUAL FOR PROCESS ENGINEERING CALCULATIONS, 2ND ED. MCGRAW HILL BOOK CO. INC., NEW YORK (1962). P. 278. HEAT TRANSFER HEAT LOSS FROM BARE SURFACES.
- 12.- IBID., P. 77: CORROSION OF METALS AND NON METALS.
- 13.- IBID., P. 455-466: SIZING OF PACKED COLUMNS.
- 14.- IBID., P. 477: WEATHER DATA, WIND VELOCITIES.
- 15.- IBID., P. 460 DISTRIBUTION OF LIQUID.
- 16.- IBID., P. 144-104 PRESSURE DROP IN PIPES, VALVES AND FITTINGS.

- 17.- ECKERT J.S. , DESIGN TECHNIQUES FOR SIZING PACKED TOWERS. CHEM. ENG. PROGRESS, VOL. 57, No. 9, SEPT. (1961) p. 54-59.
- 18.- ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUÍMICAS, REGISTRO DE TESIS U.N.A.M. MÉXICO.
- 19.- HANNA O.T., USE NEW GRAPHICAL METHOD. FIND MASS TRANSFER UNITS., CHEM. ENG. VOL. 66, APRIL (1959) p. 127-130
- 20.- HEMMON H.C.L., PLANT AND PROCESS VENTILATION, THE INDUSTRIAL PRESS, NEW YORK, (1955). p. 173 EXHAUST FROM HOT PROCESS.
- 21.- IBID., p 405-429, CHAPTER 15 EXHAUST AIR CLEANING DUST COLLECTION.
- 22.- HENESS C. DEVELOPING DATA FOR DUST HYDROGEN SOURCE. IND. ENG. CHEM. VOL. 53, No. 9, SEPT. (1961) p. 59A-59A.
- 23.- JOHNSTONE H.F., AND G.D. WILLIAMS, ABSORPTION OF GASES BY LIQUID DROPLETS. DESIGN OF SIMPLE SPRAY SCRUBBERS, IND. ENG. CHEM., VOL. 31, No. 8 AUGUST 1939 p. 993-1001.
- 24.- JOHNSTONE H.F. AND M.M. ROBERTS, DEPOSITION OF AEROSOL PARTICLES FROM MOVING GAS STREAMS. IND. ENG. CHEM. VOL. 41, No. 11, NOV. (1949). p. 2417-2423.
- 25.- JOHNSTONE H.F. AND F.O. BOHMAN, COLLECTION OF AEROSOLS IN VENTURY SCRUBBERS, IND. ENG. CHEM., VOL. 43, No. 6, JUNE (1951) p. 1356-1361
- 26.- JOHNSTONE H.F., R.L. FIELD AND M. McTASHER., GAS ABSORPTION AND AEROSOL COLLECTION IN A VENTURY ATOMIZER, IND. ENG. CHEM. VOL. 46, No. 8, AUGUST (1954) p. 1601-1608.
- 27.- KRAE P.L. AND D.F. KEMMER, ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY, THE INTERSCIENCE ENCYCLOPEDIA INC., NEW YORK, (1954), VOL. 5, p. 405-311 DUST.
- 28.- IBID., VOL. 7, p. 111-112 GAS CLEANING.
- 29.- IBID., VOL. 7, p. 113-114 DUST REMOVAL.
- 30.- KRAE P.L. AND F.O. STEINBERG, KRAE'S PROCESS FOR GAS CLEANING. CHEM. ENG. VOL. 67, JUNE 15 (1960) p. 127-128.

- 31.- LANGE N.A. HANDBOOK OF CHEMISTRY, 10TH. ED. MCGRAW HILL BOOK CO. INC. (1951)
- 32.- LEA MAX. TOWER PACKINGS AND PACKED TOWER DESIGN, THE U.S. STONEMARE CO. ARRON, OHIO (1951).
- 33.- LITVINENKO M.S., AND S.F. LUNDIN. CLASSIFICATION OF INDUSTRIAL ABSORBENTS FOR 1953 BY THEIR THERMODYNAMICAL CHARACTERISTICS. J. APP. CHEM. (URSS) ENGLISH TRANSLATION CONSULTANTS BUREAU. VOL. 29 (1956) P. 593-597.
- 34.- MCGABE LOUIS. INSTALLATIONS OF FOG FILTER UNITS. ATMOSPHERIC POLLUTION FORUM., IND. ENG. CHEM. VOL. 44, No. 8 AUGUST (1952) P. 105 A-106 A
- 35.- MORRIS, B.A. AND JACKSON J. ABSORPTION TOWERS, BUTTERS-WORTH SCIENTIFIC PUBL. LONDON (1953). WORK OF GREENWOOD AND PEARCE, DR. OTTO LUYA M. AND CHIN- YOUNG WEL ABSORPTION ANNUAL REVIEW IND. ENG. CHEM. VOL. 47, No. 3 MARCH (1955) P. 507.
- 36.- PERRY C.H. CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK, 30. ED. MCGRAW HILL BOOK CO. INC. (1950) P. 568-710 SECTION 10: GAS ABSORPTION.
- 37.- IBID. P. 863. DRYING DRIVERS
- 38.- IBID. P. 1034-1039: SCORUBBERS.
- 39.- IBID. P. 1457-1458: MATERIALS OF CONSTRUCTION.
- 40.- IBID. P. 1762-
- 41.- IBID. P. 1840-1844: ACCOUNTING AND COST FINDING.
- 42.- PERRY R. M. AND R.L. PIGFORD. KINETICS OF GAS LIQUID REACTIONS. SIMULTANEOUS ABSORPTION AND CHEMICAL REACTION IND. ENG. CHEM. VOL. 45, No. 6, JUNE (1953) 1247-1253.
- 43.- PRATT D.C.F. AND A. RUTHERFORD. REMOVAL OF HYDROGEN SULPHIDE FROM EXHAUST AIR FROM A VINYLSE STAPLE FIBRE REFINERY. CHEMISTRY AND INDUSTRY. OCTOBER P (1955) P. 1241-1244.
- 44.- PRATT D.C.F. AND A.C. RUTHERFORD. REMOVAL OF H₂S FROM INDUSTRIAL GASES IN IND. ENG. CHEM. VOL. 4, No. 11, NOVEMBER 1950.
- 45.- RUTHERFORD D.C.F. U.S. PATENT 2,811,447 (1948).
- 46.- RUTHERFORD D.C.F. U.S. PATENT 2,811,448 (1948).
- 47.- RUTHERFORD D.C.F. U.S. PATENT 2,811,449 (1948).

- 47.- SHERWOOD T.K. AND R.L. PIGFORD. ABSORPTION AND EXTRACTION 2ND. ED. MCGRAW HILL BOOK CO. INC. NEW YORK. (1952). P. 115-179 CHAPTER V: PRINCIPLES OF THE DESIGN OF ABSORPTION EQUIPMENT.
- 48.- IBID., P. 217-261. CHAPTER VII: GAS ABSORPTION EQUIPMENT.
- 49.- IBID., P. 267-316. CHAPTER VIII: PERFORMANCE OF ABSORPTION EQUIPMENT.
- 50.- IBID., P. 317-320. CHAPTER IX: SIMULTANEOUS ABSORPTION AND CHEMICAL REACTION.
- 51.- KREBS, OP. CIT. P. 265: ABSORPTION OF SO_2 , Cl_2 AND H_2S IN WATER AND VARIOUS BUFFERED SOLUTIONS.
- 52.- SPECTOR, N.A. AND R.F. DODGE, OP. CIT. P. 363: ABSORPTION OF CO_2 BY NaOH AND KOH .
- 53.- TEELE, J.B. AND R.F. DODGE, OP. CIT. P. 360: CO_2 ABSORPTION IN NaOH .
- 54.- STANTON W. PLANT ENGINEERING HANDBOOK 2ND ED. MCGRAW HILL BOOK CO. INC. NEW YORK (1959) P. 3. 45.
- 55.- STEINBOCK R.C., STACKS FOR POLLUTION CONTROL I; II, CHEM ENG. VOL. 59: No. 2 FEB. (1952) P. 144-147; No. 3, MARCH (1952) P. 202-203.
- 56.- THOMAS JR. F.W. EFFECTIVENESS OF THE FOG FILTER FOR REMOVING DUST, FUMES, GASES AND MISTS FROM AIR, BULL. THE R.C. MASON CO., DETROIT, MICH (1954).
- 57.- INCHURCH'S DICTIONARY OF APPLIED CHEMISTRY. LONGMANS, GREEN & CO. LONDON (1947). VOL. I. P. 7 ABSORPTION.
- 58.- IBID. P.
- 59.- VAN BREKVELD, D.J., P.J. HORTIJZER AND G.J. VAN MOOREN. SIMULTANEOUS GAS ABSORPTION AND CHEMICAL REACTION, REC. TRAV. CHIM. VOL. 47 (1948) P. 122-131.
- 60.- ZIMMER L.W., FURTHER CRACKING OF STEEL, CORROSION, No. 8 (1954) P. 34-36.
- 61.- MENZIES W.D., F.W. THOMAS JR. AND L.R. BATHURST PLANT FOR THE PRODUCTION OF SYNTHETIC GAS. IND. ENG. CHEM. VOL. 45, NO. 4, MAY (1953) P. 750-761.

BOLETINES Y CATALOGOS.

BOMBAS WORTHINGTON. BOLETIN M-4. WORTHINGTON DE MEXICO, S.A.
(1960)

HUDSON D.C. THE PRINCIPLE OF THE FOG FILTER. THE R.C. MAHON
CO., DETROIT MICH (1949).

ILLINOIS INSTITUTE OF TECHNOLOGY, GRADUATE SCHOOL THESIS
MANUAL, CHICAGO, ILL. (1955).

INFLUENCE OF CORROSION ON THE CRACKING OF PRESSURE VESSELS
THE INTERNATIONAL NICKEL CO. INC. (1953).

SPRAY NOZZLES. CAT. NO. 24., THE SPRAY SYSTEMS. CO., BELWOOD,
ILL (1960).

STANDARD TESTING PROCEDURE FOR ABSORBERS. AMERICAN INSTITUTE
OF CHEMICAL ENGINEERS. (NEW YORK) (1956).

APENDICE.CALCULO No. 1.CONSERVACIÓN DE CONCENTRACIÓN DEL H₂S.

$$\text{CONCENTRACIÓN DEL H}_2\text{S} \quad 0.2 \text{ MG/L} \times 0.0000623 \frac{\text{LB/PIE}^3}{\text{MG/L}}$$

$$= 0.0000125 \text{ LB/PIE}^3 \text{ H}_2\text{S}$$

VOLUMEN DEL SULFURO DE HIDRÓGENO: UNA LIBRA MOL=378.7

SCF (PIE³/STANDARD)

A LA ALTURA DE MÉXICO Y 70°C SERÍAN:

$$V_1 = V \frac{P_1 T_1}{P_2 T_2} = 378.7 \frac{14.7 \times 618}{11.3 \times 520} = 594 \text{ PIE}^3$$

$$\text{UNA LIBRA DE H}_2\text{S TENDRÁ: } \frac{594}{34} = 17.1 \text{ PIE}^3$$

VOLUMEN DE H₂S POR PIE³ DE AIRE:

$$0.0000125 \times 17.1 = 0.000214 \frac{\text{PIE}^3 \text{ H}_2\text{S}}{\text{PIE}^3 \text{ AIRE}} = 214 \text{ PPM}$$

CALCULO No. 2.

GASTO DE AIRE EN TIRO DE LAS CAMPANAS: ECUACIÓN (1.1)

$$V = 60 \text{ CF} \sqrt{\frac{2.9 W H}{12 W}} \quad G = VA \text{ DONDE: } H = 0.0372; C_e = 0.83; G = \text{ACEBERA-}$$

CIÓN 32.2 PIE³/SEG²; W = DENS. AGUA 62.3 LB/PIE³; W = DENS. AIRE 0.035

LB/PIE³; A = ÁREA DUCTO; PARA 10" DI. = 0.55 PIE²

$$V = 60 \times 0.83 \sqrt{\frac{2 \times 32.2 \times 62.3 \times 0.037}{12 \times 0.035}} = 945 \text{ PIE}^3/\text{MIN}$$

$$G = 0.055 \times 945 = 520 \text{ PCM PIE}^3/\text{MIN}$$

CALCULO No. 3.

ELEVAMIENTO DE LA COLUMNA DE GASES ARRIBA DE LA CMI

NOTA.

SE USÓ ÚNICAMENTE EL PRIMER TÉRMINO DE LA ECUACIÓN (1.1) YA QUE PARA VOLUMENES Y TEMPERATURAS MODERADOS DE LOS -

GASES EL SEGUNDO TÉRMINO SE DESPRECIA⁵⁵ POR LO TANTO:

$$Z_{\text{MAL}} = \frac{4.77}{1 + 0.43 \frac{V}{U}} \times \sqrt{\frac{21.9}{7}} = \frac{4.77}{1 + 0.43 \frac{4.4}{15.7}} \times \sqrt{\frac{3.67 \times 15.7}{4.4}}$$

DONDE:

$$U = 345 \times \frac{1}{60} = 5.75 \text{ PIES/SEG. } V = 3 \text{ MILLAS/HORA} = 3 \times \frac{5280}{3600} = 4.4 \text{ PIES/SEG}$$

$$q_1 = \frac{3.67}{60} = 0.061 \text{ PIES}^3/\text{SEG}$$

ALTURA EFECTIVA DE LOS GASES: $H = \text{ALTURA DE LA COLUMNA} + \text{ELEVACIÓN DE LA COLUMNA DE AGUA} = 10 + 11.1 = 21.1 \text{ PIES}$

CONCENTRACIÓN MÁXIMA DE GASES:

DISTANCIA: $21.1 \times 1.5 = 31.65 \text{ PIES} = 9.6 \text{ METROS.}$

$$C_{\text{MAL}} = \frac{15.7 \times M}{\sqrt{H^2}} \times \frac{64.95 (500)}{\text{PIES}^3 \text{ MOL. GAS CONTAMINANTE}} = \frac{15.7 \times 4.75}{31.65} \times \frac{64.95}{34.2} = 0.076 \text{ PPM}$$

DONDE $M = 0.0065 \times 10 \times 1.4 \times \frac{1}{0.2} = 4.55 \text{ G/GAS.}$

CALCULO No. 4.

CANTIDAD DE CONTAMINANTES.

$$0.0000125 \text{ LB/PIES} \times 500 \text{ PIES}^3 = 0.00625 \text{ LB/MIN H}_2\text{O/SEGADOR}$$

$$0.00625 \times 453 \text{ G./LB} = 2.83 \text{ G/LB}$$

REDUCCIÓN EN EL ABSORBEDOR: 60%

CANTIDAD DE H₂O SALIENTE DEL ABSORBEDOR

$$0.00625 \times 0.4 = 0.0025 \text{ LB/MIN}$$

CALCULO No. 5.

CANTIDAD DE AIRE PARA DAR TIEMPO EFECTIVO EN CADA CAM

PARA, ECUACIÓN (1.4)

$$Q_A = 10 \text{ G. } \sqrt{Q_{\text{GAS}}} = 10 \times 10 \sqrt{\frac{1.4 \times 10^{-4}}{1}} \times 1.1 = 11.2 \text{ PPM}$$

A_0 = AREA SECCIONAL ESTIMADA PARA LA CORRIENTE ARRIBA DEL TAMBOR 4 PIES LARGO x 2.5 ANCHO = 10. PIES

G = 3.66 LB AGUA EVAPORADA MINUTO/10 PIES DE FORMACIÓN DE VAPOR APROXIMADOS.

H = ALTURA ESTIMADA PARA LA FORMACIÓN DE LA COLUMNA DE VAPOR EN EL TAMBOR.

CALCULO No. 6.

BALANCE DE CALOR.

EL CÁLCULO DEL CALOR DISPONIBLE PARA CALCULAR EL AIRE FRÍO DE DILUCIÓN SE EFECTUÓ CON BASE EN UN BALANCE DE CALOR DADO POR LA ECUACIÓN SIGUIENTE:

$$Q_A = Q_1 + Q_2 - (Q_3 + Q_4)$$

DONDE:

Q_1 = CALOR QUE ENTRA CON EL VAPOR A PRESIÓN EN EL TAMBOR SECADOR

Q_2 = CALOR QUE ENTRA CON EL AGUA DE LA SUSPENSIÓN POR SECADO

Q_3 = CALOR QUE LLEVA EL VAPOR DE AGUA PRODUCIDO EN EL SECADO

Q_4 = CALOR EN EL CONDENSADO QUE SALE DE LA TRAMPA.

PARA Q_1 :

SE SUPUSO CONSERVADORAMENTE QUE SE CONSUMEN 1.5 LB DE VAPOR/LB AGUA EVAPORADA³⁷ COMO LA CAPACIDAD EVAPORADA DEL SECADOR ES DE 3.66 LB/MIN, OPERANDO A 217 KG/CM DE PRESIÓN SE -

$$Q_1 = 3.66 \text{ LB/MIN} \times 1.5 \text{ EL VAPOR/LB AGUA} \times 1170 \text{ BTU/LB VAPOR} = 6423 \text{ BTU/MIN.}$$

PARA Q_2 :

SI LA SUSPENSIÓN SE ALIMENTA A 20°C , SE TIENE UNA ENTALPIA DEL AGUA TOTAL A 38 BTU/LB.

$$Q_2 = 3.66 \text{ LB/MIN} \times 38 \text{ BTU/LB} = 140 \text{ BTU/MIN}$$

(PARA LOS FINES DE ESTE CÁLCULO, SE SUPUSO QUE EL PIGMENTO NO SE CALIENTA)

PARA Q_3 .

SE SUPUSO QUE EL AGUA EN FORMA DE VAPOR SE ENCUENTRA A UNA TEMPERATURA DE $40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$, LA ENTALPIA DEL VAPOR DE AGUA A ESTA TEMPERATURA ES 1107 BTU/LB

$$Q_3 = 3.66 \text{ LB/MIN} \times (1107 - 38) \text{ BTU/LB} = 3913 \text{ BTU/MIN}$$

PARA Q_4

LA ENTALPIA DEL CONDENSADO A 262°F ES 230 BTU/LB, POR LO TANTO

$$Q_4 = 3.66 \text{ LB/MIN} \times 1.5 \times 230 \text{ BTU/LB} = 1263 \text{ BTU/MIN.}$$

$$\text{RESULTADO: } 6423 + 140 - (3913 + 1263) = 1387 \text{ BTU/MIN.}$$

EL CALOR Q_4 SE VE DISMINUIDO EN LA PRÁCTICA POR LA PÉRDIDA DE CALOR TRANSMITIDO AL EXTERIOR A TRAVÉS DE LA CAMARANA Y DIRECTO AL SISTEMA DE ABSORCIÓN DE BASES. EL CÁLCULO DE ESTE ÚLTIMO VALOR SE ENTENDIÓ POR DOS MÉTODOS:

1er MÉTODO: SUPONIENDO Q_4 COMO EL 10% DE LA CANTIDAD DE CALOR QUE ESTÁ MANEJANDO EL SISTEMA, SIENDO ESTE UN VALOR QUE SE EMPLEA EN CÁLCULOS PRELIMINARES DE EQUIPOS DE DECADO; POR TANTO:

$$Q_R = (Q_1 + Q_2 - Q_A) \times 0.1 = 530 \text{ BTU/MIN.}$$

2° MÉTODOS: ESTIMANDO LA PÉRDIDA DE CALOR POR CONVECCIÓN, CON BASE EN LA SUPERFICIE DE CAMPANA Y DUCTOS:

SE HA ENCONTRADO QUE EN CONDICIONES NORMALES DE AMBIENTE EXTERIOR (SIN LLUVIA O SIN VIENTO FUERTE) (STILL AIR), LA PÉRDIDA DE CALOR DE SUPERFICIES CALIENTES, SEMILARES A LAS SELECCIONADAS PARA LAS CAMPANAS Y DUCTOS, PARALELAMENTE EXCEDE - DE 2 BTU/HR (PIE²) POR CADA GRADO FAHRENHEIT DE DIFERENCIA DE TEMPERATURA CON EL EXTERIOR.¹¹

OTRAS OBSERVACIONES, INDICAN QUE PARA CASOS SIMILARES, LA TRANSMISIÓN DE CALOR DE DIVERSOS CUERPOS CALIENTES AL AIRE, PARA DIFERENCIA DE TEMPERATURA ENTRE 0 Y 200°F, EXCEDE ÚNICAMENTE EN POCOS CASOS EL VALOR DADO ARRIBA.

TENIENDO: SUPERFICIE DE CAMPANA ($\sim 20 \text{ m}^2$) = $\sim 207 \text{ PIES}^2$ Y SUPERFICIE DE LOS DUCTOS APROX. 50 PIES², LA SUPERFICIE ES $\sim 260 \text{ PIES}^2$.

PARA UNA TEMPERATURA INTERIOR ESTIMADA DE 40°C Y UNA TEMPERATURA EXTERIOR ESTIMADA DE 15°C SE OBTUVO UNA DIFERENCIA DE 25°F, POR TANTO:

$$Q_R = 2 \text{ BTU/HR PIES}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 260 \text{ PIES}^2 \times 45^\circ\text{F} \times \frac{1}{60} \text{ MIN/HR} = 390 \text{ BTU/MIN}$$

TOmando UN PROMEDIO DE LOS DOS VALORES OBTENIDOS, EL RESULTADO FINAL DE LA CANTIDAD MÍNIMA DE CALOR PARA CALENTAR - EL AIRE FUF:

$$Q_A \text{ COR} = \frac{Q_A}{2} - Q_R = 1387 - 460 = 927 \text{ BTU/MIN.}$$

CALCULO No. 7.CANTIDAD DE HIDRÓXIDO DE SODIO DE REPUESTO.

EL SULFURO DE HIDRÓGENO ABSORBIDO POR DÍA ES:

$$4.25 \text{ Kg} \times \frac{60}{100} (\% \text{ DE ABSORCIÓN}) = 2.55 \text{ Kg/DÍA}$$

DE ACUERDO CON LA REACCIÓN (1), CAPÍTULO III EL HIDRÓXIDO DE SODIO CONSUMIDO ES:

$$\frac{80}{34} \times 2.55 = 6 \text{ Kg/DÍA IGUAL A 15 Kg DE NaOH AL 40\%}$$

CALCULO No. 8.DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO DEL ABSORBEDOR.

A) DENSIDAD REAL DE LOS GASES ENTRANTES

$$2250 \text{ PIES}^3/\text{MIN} \times 0.00522 = 117.5 \text{ LB AIRE SECO}$$

$$\text{VAPOR } \frac{1.43}{2393} \text{ PIES}^3/\text{MIN} = \frac{3.66}{628.16} \text{ LB MEZCLA: YA QUE LA LB DE VAPOR DE AGUA SATURADO A 580 MM TIENE 39.3 PIES}^3$$

$$\text{DENSIDAD} = \frac{122.16}{2393} = 0.0512 \text{ LB MEZCLA/PIES}^3$$

B) GASTO DE GASES:

$$1.21.16 \text{ LB/MIN} \times \frac{1}{60} = 2.02 \text{ LB/SEG} = 7300 \text{ LB/HR}$$

C) VALORES DE L Y G

$$G = 1.75 \text{ L} = 1.75 \times 2.02 \times 60 = 214 \text{ LB/MIN} \times \frac{1}{1.042 \times 8.33} = 24.6 \text{ GPM}$$

$$G = 2.0 \text{ L} = 2.0 \times 2.02 \times 60 = 242 \text{ LB/MIN} \times 0.152 = 28.0 \text{ GPM}$$

$$G = 2.25 \text{ L} = 2.25 \times 2.02 \times 60 = 273 \text{ LB/MIN} \times 0.152 = 30.4 \text{ GPM}$$

$$G = 2.5 \text{ L} = 2.5 \times 2.02 \times 60 = 303 \text{ LB/MIN} \times 0.152 = 35.0 \text{ GPM}$$

D) DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA TORRE.

$$G = \text{DENSIDAD DE LOS GASES } 0.0512 \text{ LB/PIES}^3$$

$$L = \text{DENSIDAD DEL LÍQUIDO } 68 \text{ LB/PIES}^3$$

$$\mu = \text{VISCOSIDAD DEL ABSORBENTE A } 30^\circ\text{C: } 0.79 \times 1.11 = 0.88 \text{ CP}^{31}$$

Ψ = RELACIÓN DE DENSIDADES AGUA/LIQ ABSORBENTE =

$$\Psi = \frac{1}{1.042} = 0.957$$

g_c = ACELERACIÓN, 32.2 PIE/SEG²

$F_p = \frac{A_3}{c}$ FACTOR DE EMPAQUE. PARA ANILLOS RASCHIG:

1" 1-1/4" 1-1/2"

F_p 160 125 95

$$\left(\frac{g_a}{c}\right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{0.0512}{65}\right)^{\frac{1}{2}} = 0.028$$

CORRELACIÓN: $\frac{g_a \Psi^{0.2}}{c^2 g_c} \times \frac{A_3}{c} = G^2 \times \frac{0.957 \times 0.974}{0.0512 \times 65 \times 32.2}$

$$\times \frac{A_3}{c} = G^2 \times 0.0087 \frac{A_3}{c}$$

USANDO LA GRÁFICA PRESENTADA POR ECKERT, Y PARA $\Delta P = 0.4$ PULO DE AGUA POR PIE DE ALTURA DE LECHO, SE TIENE:

$\frac{L}{d}$	ABSCISAS $\frac{L}{G} \left(\frac{g_a}{cL}\right)^{\frac{1}{2}}$	ORDENADAS $\frac{G^2 \Psi^{0.2}}{c^2 g_c} \times \frac{A_3}{c}$	$\left(\frac{\text{VALOR ORDENADA}}{0.087 \times \frac{A_3}{c}}\right)^{\frac{1}{2}}$		
			ANILLOS 1"	ANILLOS 1 1/4"	ANILLOS 1 1/2"
1.75	0.049	0.048	$\frac{0.048}{1.39} = 0.186$	$\frac{0.048}{1.087} = 0.210$	$\frac{0.048}{0.839} = 0.240$
2.0	0.056	0.046	= 0.182	= 0.204	= 0.235
2.25	0.063	0.044	= 0.178	= 0.202	= 0.230
2.50	0.070	0.042	= 0.174	= 0.196	= 0.225

$\frac{L}{G}$	DIÁMETRO = $\left(\frac{2.02 \times 4}{G}\right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{2.57}{G}\right)^{\frac{1}{2}}$			AREA SECCIONAL, EN PIES ² CON ANILLOS DE		
	ANILLOS 1"	ANILLOS 1 $\frac{1}{4}$ "	ANILLOS 1 $\frac{1}{2}$ "	1"	1 $\frac{1}{4}$ "	1 $\frac{1}{2}$ "
1.75	$(13.8)^{\frac{1}{2}} = 3.72$	$(2.2)^{\frac{1}{2}} = 3.27$	$(10.7)^{\frac{1}{2}} = 3.27$	10.8	9.52	8.4
2.0	= 3.76	= 3.55	= 3.3	11.1	9.85	8.55
2.25	= 3.80	= 3.58	= 3.34	11.4	10.1	8.75
2.5	= 3.84	= 3.61	= 3.37	11.5	10.25	8.9

CÁLCULO POR APROXIMACIONES PARA DETERMINAR LAS CONDICIONES DE ANEGADO:

SUPONIENDO UN VOLUMEN DE GASES DE 4.04 LB/SEG, CONSERVANDO EL VALOR L DE DISEÑO, QUE ES DE 25 GPH, USANDO LA CURVA DE CONDICIONES DE ANEGADO EN LA GRÁFICA PRESENTADA POR ECKERT SE TIENE:

$$\text{PARA: ABBIDA: } \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.00245 \text{ LA ORDENADA ES } 0.2 = \frac{G^2 \psi \mu^{0.2}}{\rho_g \rho_l g_c} \frac{A}{L^3}$$

DESPEJANDO Y SUBSTITUYENDO VALORES RESULTA:

$$G = \left(\frac{0.2 \times 0.0512 \times 0.2 \times 32.2}{0.957 \times 0.974 \times 95} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.492 \text{ LB/SEG PIE}^2$$

$$G = 0.492 \times 8.4 = 4.13 \text{ LB/SEG}$$

EL ÚLTIMO RESULTADO, ESTA MUY CERCA DEL VALOR USADO PARA EL CÁLCULO POR APROXIMACIONES E INCLUSIVE ES UN POCO MAS ALTO, POR LO TANTO SE PUEDE SUPONER UN PROMEDIO O SEA 4.08 LB/SEG COMO EL VALOR DE ANEGADO EN LAS CONDICIONES DE GUSTO DE LÍQUIDO Y EMPAQUE ESTABLECIDOS, O SEA:

$$\frac{G \text{ DE DISEÑO}}{G \text{ DE ANEGADO}} = \frac{2.02 \times 100}{4.08} = 49.5 \approx 50\% \text{ DE LAS CONDICIONES DE ANE}$$

GADO.

SI SE USA LA CORRELACIÓN DE LOBO, PRESENTADA POR LEVA³² SE TIENE, PARA UN VALOR DE ABSISA DE 0.00245, LA ORDENADA ES

$$0.18 = \frac{u_0^2 a Q_c \mu a^2}{g_c e^3 Q_c \mu a^2}$$

DESPEJANDO Y SUSTITUYENDO VALORES EL RESULTADO ES:

$$u_0 = \left(\frac{0.18 \times 32.2 \times 65}{0.0512 \times 95 \times 0.974} \right)^{\frac{1}{2}} = 8.90 \text{ PIES/SEG}$$

LA VELOCIDAD DE GASES PARA EL VALOR DE G SUPUESTO EN LA ABSISA

$$\text{ES } u_0 = \frac{4.04}{0.0512 \times 18.4} = 9.4 \text{ PIES/SEG Y SI } u_0 = \frac{4.08}{0.0512 \times 15.4}$$

$$u_0 = 9.5 \text{ PIES/SEG.}$$

LA VELOCIDAD DE ANEGADO ENCONTRADA SEGUN LA CORRELACIÓN DE LOBO RESULTA UN 6% MENOR QUE LA DE ECKERT, INTRODUCIENDO LA CORRELACIÓN POR DENSIDAD DE LÍQUIDOS EXPLICADA POR ECKERT EL RESULTADO ES:

$$u_0 = \left(\frac{0.18 \times 32.2 \times 65}{0.0512 \times 95 \times 0.974 \times 0.957} \right)^{\frac{1}{2}} = 9.1 \text{ PIES/SEG}$$

O SEA UN 3% MENOR.

EN CONCLUSIÓN SE TOMÓ COMO EL PRIMER VALOR DE ANEGADO PARA NUESTRO CASO.

CÁLCULO No. 9.

FRACCIONES MOL DE SULFURO DE HIDRÓGENO EN GASES ENTRANTES Y SALIENTES DEL AMBORDERO.

VOLUMEN DE H_2S EN LAS CONDICIONES ENTRANTES:

SE SABE QUE 1 LB/MOL DE H_2S TIENE 378.7 (SCF) (PIES CÚBICOS STANDARD)(60°F, 1 ATM).

EN LA ENTRADA A LA COLUMNA A 38°C (100°F) Y ALTURA DE MÉXICO SEGÚN $V = 378.7 \frac{14.7 \times 560}{11.3 \times 520} = 535 \text{ PIES}^3/\text{LB MOL}$; $\frac{535}{34.2} = 15.6 \frac{\text{PIES}^3}{\text{LB}}$

POR TANTO: $0.0065 \text{ LB/MIN} \times 15.6 = 0.1015 \frac{\text{PIES}^3 \text{ DE } H_2S}{\text{MIN}}$

CONSIDERANDO EL VOLUMEN TOTAL DE AIRE Y VAPOR DE AGUA ENTRANTES QUE SON $2250 + 140 = 2390 \text{ PCM}$

LA FRACCIÓN DEL H_2S ES POR LO TANTO

$$\frac{0.1015}{2390} = 0.0000425 \text{ EQUIVALENTE A 42.5 PPM}$$

b) VOLUMEN DE H_2S EN LAS CONDICIONES SALIENTES.

SUPONIENDO LA TEMPERATURA DE SALIDA DE 30°C O SEA LA DE SATURACIÓN DEL AIRE ENTRANTE SE TIENE.

$$V = \frac{378.7 \times 14.7 \times 5544}{11.3 \times 520} = 512 \text{ PIES}^3/\text{LB MOL}; \frac{512}{34.2} = 15 \text{ PIES}^3/\text{LB } H_2S$$

POR TANTO, PARA UN 60% DE ABSORCIÓN, LOS GASES SALIENTES TIENEN

$$0.0065 \times \frac{40}{100} \times 15 = 0.039 \text{ PIES}^3/\text{DE } H_2S/\text{MIN}$$

CONSIDERANDO EL VOLUMEN TOTAL DE AIRE Y VAPOR DE AGUA

A SALIENTES, LA FRACCIÓN MOL DEL H_2S ES:

$$\frac{0.039}{2370} = 0.0000164 \text{ EQUIVALENTE A 16.4 PPM}$$

CÁLCULO No. 10.

COEFICIENTE K_G PARA EL ANCHOLOO DE H_2S SEGÚN EL INFORME DE CHILTON.¹⁰

CON BASE EN LOS DATOS PRESENTADOS, PUEDE SUPONERSE

QUE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN SON:

$$G = 1250,000 \text{ PIES}^3/\text{MIN} \times 0.075 \text{ LB}/\text{PIE}^3 \times 60 \text{ MIN}/\text{HR} = 564,000 \text{ LB}/\text{HR}$$

$$\text{EL ÁREA SECCIONAL DE EQUIPO ES } \frac{0.785 (30)^2}{2} = 352 \text{ PIES}^2$$

POR TANTO

$$G = \frac{564,000}{352} = 1600 \text{ LB}/\text{HR PIES}^2$$

$$= 55 \text{ PIES}, H = 29, P = 1 \text{ ATM}$$

DE ACUERDO CON LAS ECUACIONES (2.24) Y (2.14) SE OB-

TUVO:

$$N_{TY} = 94 \frac{300}{12} = 3.14 (\text{HTU}) \text{ o } \frac{55}{2.14} = 17.5 \text{ PIES}$$

DESPEJANDO EL TÉRMINO $K_G a$ EN LA ECUACIÓN 2.16 Y SUBS-

TITUYENDO LOS VALORES, EL RESULTADO FINAL FUE

$$K_G a = \frac{1600}{17.5 (294)} = 3.15 \text{ LB-MOL}/(\text{HR})(\text{PIE}^3)(\text{ATM})$$

CÁLCULO N_{O_2} II.

PARA LA ESTIMACIÓN DE LAS DIFUSIVIDADES DE DOS GASES SE

USÓ LA ECUACIÓN DE BUTHERLAND.³²

$$D = 0.0165 \frac{T^{1.5} \sqrt{\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}}}{P (V_1^{0.33} + V_2^{0.33})^2}$$

DONDE: D = COEFICIENTE DE DIFUSIÓN, EN PIE^2/HR ,

T = TEMPERATURA ABSOLUTA EN $^{\circ}\text{K}$;

P = PRESIÓN TOTAL DEL SISTEMA, EN ATMÓSFERAS; M_1 Y M_2 = PESOS

MOLECULARES DE LOS GASES EN CONTACTO; V_1 Y V_2 = VOLUMENES MOLÉ

CULARES DE LOS GASES EN CONTACTO.

VALORES DE LOS VOLUMENES MOLECULARES.

AIRE - 29.9

 $\text{CO}_2 - 7.4 \times 2 + 14.8 = 29.6$ $\text{H}_2\text{S} - 3.7 \times 2 + 25.6 = 33$ (OBTENIDOS A PARTIR DE LOS VOLUMENES ATÓMICOS)

SUSTITUYENDO LOS DIFERENTES VALORES EN LA ECUACIÓN DE SUTHERLAND SE OBTUVO:

DIFUSIVIDAD DEL CO_2 A 78°F Y 1 ATM.

$$D = 0.0155 \frac{(299)^{1.5} \sqrt{\frac{1}{29.6} + \frac{1}{29}}}{1 \left((29.6)^{0.58} + 29.9^{0.58} \right)^2} = 0.53$$

DIFUSIVIDAD PARA EL H_2S A 78°F Y 1 ATM:

$$D = 0.0155 \frac{(298) \sqrt{\frac{1}{33} + \frac{1}{29}}}{1 \left((33)^{0.58} + 29.9^{0.58} \right)^2} = 0.55$$

DIFUSIVIDAD PARA EL H_2S A 86°F Y 0.76 ATM (MÉXICO, D.F.)

$$D = 0.0155 \frac{(303) \sqrt{\frac{1}{34.2} + \frac{1}{29}}}{0.76 \left((33)^{0.58} + 29.9^{0.58} \right)^2} = 0.78$$

LA RELACIÓN DE LAS DIFUSIVIDADES CON EL COEFICIENTE $K_G a$ ES:

$$K_G a_2 = K_G a_1 \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^{0.58}$$

SUSTITUYENDO PARA EL VALOR DE CO_2 A 78°F (25°C)Y EL VALOR DE H_2S A 86°F Y 0.76 ATM SE OBTUVO:

$$K_G a_{\text{H}_2\text{S}} = K_G a_{\text{CO}_2} \left(\frac{0.78}{0.53} \right)^{0.58} = K_G a_{\text{CO}_2} \times 1.24$$

CÁLCULO No. 12.ALTURA DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN USANDO LA ECUACIÓN (1.15):SE TIENE:

SE TIENE:

$$N = 0.0065 \text{ LB/HR} \times 60 \text{ MIN/HR} \times \frac{1}{34.2} \times 0.6 \text{ FRACCIÓN ABSORBIDA} \\ = 0.00685$$

$$A = 8.4 \text{ PIES}^2$$

$$K_G = 3.38$$

YA QUE EN MEZCLAS DE GASES, LA PRESIÓN PARCIAL ES IGUAL A LA FRACCIÓN MOL, SE TIENE:

$$\Delta P_{HL} = \frac{11.3}{14.7} \left(\frac{0.0000425 - 0.0000164}{\rho_n \frac{0.0000425}{0.0000164}} \right) = 0.0000208 \text{ ATM.}$$

SUBSTITUYENDO EN LA ECUACIÓN (2.25) SE OBTUVO:

$$l = \frac{N}{K_G A \Delta P_{LM}} = \frac{0.00685}{3.38 \times 8.4 \times 0.0000208} = 11.6 \text{ PIES}$$

CÁLCULO No. 13.

RETENCIÓN DE LÍQUIDO EN EL EMPAQUE:

USANDO LA ECUACIÓN PRESENTADA POR LEVA³², SE TIENE:

$$h = 0.0004 \left(\frac{L}{D_P} \right)^{0.6} \mu^{0.1} \left(\frac{D_{L,3}}{\rho_L} \right)^{0.16} \left(\frac{\gamma}{\sigma} \right)^{0.1}$$

DONDE h = VALOR DE RETENCIÓN EN PIES³ ABSORBENTE/PIES³ DE EMPAQUE

μ = VISCOSIDAD DEL ABSORBENTE, EN CP.

ρ_L = DENSIDAD DEL ABSORBENTE; LB/PIES³

σ = TENSIÓN SUPERFICIAL EN DINAS/CM

N = EXPONENTE RELACIONADO CON EL VALOR DE L , USANDO LA GRÁFICA PRESENTADA POR LEVA³², PARA $L = 1500 \text{ LB/HR PIES}^3$

$$= 0.9$$

L = CARGA DE LÍQUIDO POR PIES² EN LA COLUMNA

$$L = 11.6 \text{ LB/HR PIES}^2$$

D_p = DIÁMETRO ESFEROIDAL EQUIVALENTE PARA EMPAQUE, EN EL
CASO DE UN EMPAQUE RASCHIG DE 1-1/2" $D_p = 1.4$

POR TANTO:

$$h = 0.0004 \left(\frac{1500}{1.4} \right)^{0.6} 0.88^{0.1} \left(\frac{62.3}{65} \right)^{0.78} \left(\frac{73}{74.2} \right)^{0.8} = 0.025$$

CALCULO No. 14.

PESO DEL ABSORBEDOR.

CILINDRO: $1 \times 11 \times 5.45 \times 63 \text{ Kg/m}^3 = 1080 \text{ Kg}$

TAPA Y FONDO: $2 \times 0.785 \times 63 \text{ Kg/m}^3 = 97 \text{ Kg}$

SOPORTES DE EMPAQUE $2 \times 40 \times 0.66 \times 3.2 \text{ Kg/m} = 170 \text{ Kg}$

BRIDAS, OREJAS Y PATAS, $= 103.00 \text{ Kg}$

TOTAL 1350 Kg.

CALCULO No. 15.

CAIDA DE PRESIÓN EN DUCTOS.²

PARA LAS CONDICIONES DE $Q = 2390 \text{ pies}^3/\text{MIN}$, EN DUCTOS DE 12 PULG. DIÁMETRO INTERIOR; TENIENDO EN CUENTA LA CORRECCIÓN POR LAS TEMPERATURAS DE TRABAJO, (CORROSIÓN POR DENSIDAD Y VISCOSIDAD), LA RUGOSIDAD NATURAL DEL MATERIAL Y LA DEBIDA A LA DEPOSITACIÓN DE POLVO CON VAPOR CONDENSADO EN LAS PAREDES, Y A LAS ENTREGAS, LA CAIDA DE PRESIÓN DE ACUERDO CON LOS MANUALES DE TUBOS DE DUCTOS¹⁶ PULG:

$$\Delta P_{100} = 1.040.944.0871.07 \text{ PULG AGUA/100 PIES DE DUCTO}$$

PARA LINEAS GRANDES EL VALOR DEL VALOR IGUAL VALOR PARA LA CAIDA DE PRESIÓN ΔP_{100} PARA LOS DUCTOS LOCALIZADOS ANTES Y DESPUÉS DEL ABSORBEDOR, EL RESULTADO DE LA CAIDA DE PRESIÓN

ACUERDO CON LAS LONGITUDES DE DUCTO RECTO Y CODOS, ESTIMADOS SEGÚN EL DIAGRAMA DE ELEVACIÓN FIGURA NO. 5 FUE:

DUCTO		
	COMP. - ABS.	ABS. - EXTRACT.
TRAMOS RECTOS	4 M - 13 PIES	6 M 20 PIES
LONG. EQUIVALENTE "Y" SENCILLA	23.0 - 23 "	
LONG. EQUIV. 3 CODOS 90° 13 x 3		39 PIES
LONG. TOTAL EQUIVALENTE	36 PIES	59 PIES

CAIDA DE PRESIÓN DE DISEÑO EN

PULG. DE AGUA, LONG. TOTAL x 1.8 = 0.7 1.1

CAIDA DE PRESIÓN EN EL ABORRECTOR.

PUL. DE AGUA

ΔP EMPAQUE 12.5 x 0.4 5.05

ΔP PLACAS SUPORTE (SUPORTE ANEGADO LOCAL) 0.25 x 2 0.5

ΔP ENTRADA DE LATER (EXPANSIÓN BRUSCA) 0.69

ΔP SALIDA DE GASES (CONTRACCIÓN CONCÉNTRICA) 0.05

CAIDA DE PRESIÓN TOTAL EN EL ABORRECTOR, 6.30

ΔP EXPANSIÓN $H_0 = C \left(\frac{V}{4005} \right)^2 \frac{0.8}{0} = 0.81 \left(\frac{3040}{4005} \right)^2 \frac{0.075}{0.051}$

ΔP CONTRACCIÓN $H_{0C} = C_C \left(\frac{V_C}{4005} \right)^2 \frac{0.8}{0} = 0.07 \left(\frac{3040}{4005} \right)^2 \frac{0.075}{0.051}$

CAIDA DE PRESIÓN EN LA CAMPANA² (ENTRY LOSS):

CAMPANAS CÓNICAS CON ENTRADA DEL AIRE POR COMPUERTAS, ORIFICIOS, ETC.

LEE 1.75 x D, ORIF. 1.50 x F x P. DUCTO.

1 EN LAS COMPUERTAS 754.0 PPM

P_1 INGRESO $\frac{1.40}{4005}^2 \frac{0.075}{0.051} = 0.013$

ACUERDO CON LAS LONGITUDES DE DUCTO RECTO Y CODOS, ESTIMADOS SEGÚN EL DIAGRAMA DE ELEVACIÓN FIGURA NO. 5 FUÉ:

DUCTO

CAMP. - ABS. ABS. - EXTRACT.

TRAMOS RECTOS	4 M -13 PIES	6 M 20 PIES
LONG. EQUIVALENTE Y SENCILLA	23 D -23 "	
LONG. EQUIV. 3 CODOS 90° 13 x3		39 PIES
LONG. TOTAL EQUIVALENTE	36 PIES	59 PIES

CAIDA DE PRESIÓN DE DISCO EN

PULG. DE AGUA, LONG. TOTAL x 1.9 0.7 1.1

CAIDA DE PRESIÓN EN EL ALTOREDOR.

PUL. DE AGUA

ΔP EMPAQUE 12.7 x 0.4 5.05

ΔP PLACAS SUPORTE (SUPONIENDO ANEGADO LOCAL) 0.25 x 2 0.5

ΔP ENTRADA DE LAMES (EXPANSIÓN BRUSCA) 0.69

ΔP SALIDA DE LAMES (CONTRACCIÓN CONCÉNTRICA) 0.06

CAIDA DE PRESIÓN TOTAL EN EL ALTOREDOR, 6.30

ΔP EXPANSIÓN $H_0 = C \left(\frac{V}{4008} \right)^2 \frac{0.9}{0} = 0.81 \left(\frac{3040}{4005} \right)^2 \frac{0.075}{0.051}$

ΔP CONTRACCIÓN $H_{10} = C \left(\frac{V}{4005} \right)^2 \frac{0.6}{0} = 0.07 \left(\frac{3040}{4005} \right)^2 \frac{0.075}{0.051}$

CAIDA DE PRESIÓN EN LA CAMPANA² (ENTRY LOSS):

CAMPANAS CÓNICAS CON ENTRADA DEL AIRE POR COMPUERTAS, ORIFICIOS, ETC.

LEE 1.75 x P_v ORIFICIOS x F x P. DUCTO.

1.1 EN LAS COMPUERTAS VEALTO CON

P_v ORIFICIOS $\frac{1.400}{4005}^2 \frac{0.075}{0.051} = 0.013$

4.- TUBERÍAS.

2 TRAMOS TUBERÍA DE 38 MM (1-1/2 PULG) 12 M	186.00
2 " " 76 MM (3 PULG) 12 M.	417.00
CONEXIONES DE 38 MM, INCLUYENDO RETORNO DE LA BOMBA (BY PASS) Y MANGUERAS.	400.00
CONEXIONES DE 76 MM	100.00
1 VÁLVULA MACHO DE FIERRO 38 MM	142.00
1 VÁLVULA MACHO DE FIERRO 76 MM	<u>498.00</u>
TOTAL....	1743.00

5.- EQUIPO ELÉCTRICO.

INTERRUPTOR 30 A CON FUSIBLES	62.00
INTERRUPTOR 100 A CON FUSIBLES	322.00
ARRANCADORES MAGNÉTICOS, CON ELEMENTOS TÉRMICOS Y ESTACIÓN DE BOTONES, TAMAÑO 0	566.00
TAMAÑO 2	1190.00 •
CONDUCTORES, TUBO CONDUIT Y CONEXIONES	<u>400.00</u>
TOTAL \$	2540.00