



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**Cálculo de un Sistema de Descarga
de Sodio en una Planta Proc**

285

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

Leticia Quintero Zazueta

México, D. F.

1974



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

CLAS Tesis

AÑO 1974

FECHA

PROC M. 7 279 266



QUINDA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA:

PRESIDENTE	ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE.
VOCAL	ING. LEOPOLDO RODRIGUEZ SANCHEZ.
SECRETARIO	ING. ANTONIO FRIAS MENDOZA.
1ER. SUPLENTE	ING. CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO.
2o. SUPLENTE	ING. GERARDO RODRIGUEZ ALONSO.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: SOSA TEXCOCO, S.A.

SUSTENTANTE: LETICIA QUINTERO ZAZUETA.

ASESOR DEL TEMA: ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE.

I N D I C E

CAPÍTULO		PÁGINA
I	INTRODUCCION Y OBJETIVOS	1
II	BALANCES DE MATERIAL	5
III	CALCULO DE LA CURVA DE EQUILIBRIO	12
IV	CONDICIONES DE OPERACION Y PRECALENTAMIENTO	16
V	ESTIMACION DEL NUMERO DE PLATOS	31
VI	DISEÑO DE LOS PLATOS	43
VII	ANALISIS ECONOMICO	53
VIII	RESUMEN Y CONCLUSIONES	61
	BIBLIOGRAFIA	63
	APENDICE I	64
	APENDICE II	74

C A P I T U L O I

I N T R O D U C C I O N Y O B J E T I V O S .

INTRODUCCIÓN. EL PROCESO QUE UTILIZA SOBA TEXCOCO, S.A. PARA LA FABRICACIÓN DE CARBONATO DE SODIO ES UN PROCESO DE LOS LLAMADOS NATURALES CUYA MATERIA PRIMA ES UNA SALMUERA CON ALTO CONTENIDO DE ESTA SAL.

EL LAGO DE TEXCOCO, POR SER EL LUGAR MÁS BAJO DEL VALLE DE MÉXICO, FUE EL RECEPTOR DE LAS CORRIENTES QUE LAVABAN LAS COLINAS DEL VALLE; DE ESTA MANERA SE FORMÓ UN MANTO SUBTERRÁNEO DE SALMUERA QUE CONTIENE UNA CANTIDAD DE CARBONATO DE SODIO ESTIMADA EN MÁS DE CIENTO MILLONES DE TONELADAS.

A CONTINUACIÓN SE PRESENTA UNA TABLA CON LA COMPOSICIÓN Y CONCENTRACIÓN DE SALES EN LAS AGUAS DEL SUBSUELO EN LA ZONA DEL ANTIGUO LAGO.

TABLA I - 1.

ANÁLISIS DE SALES EN LAS AGUAS DEL SUBSUELO DEL VASO DE TEXCOCO.

A.T. (ALCALI TOTAL EXPRESADO COMO Na_2CO_3)	6.1000 g/100 ML.
Na_2CO_3	5.4000 "
NaHCO_3	1.4000 "
NaCl	6.5000 "
K (COMO K_2O)	0.5000 "
SiO_2	0.0110 "
CA (COMO CaO)	0.0005 "
Mg (COMO MgO)	0.0010 "
Fe_2O_3	0.0015 "
Al_2O_3	0.0014 "
Na_2SO_4	0.1150 "
LI	0.3000 PPM
B	0.1600 "

A PARTIR DE 1938 SE REALIZARON LOS PRIMEROS TRABAJOS TENDIENTES AL APROVECHAMIENTO INDUSTRIAL DE LAS SALES DEL LAGO, Y SE CONSTRUYÓ POCO TIEMPO DESPUÉS UN EVAPORADOR SOLAR EN FORMA DE ESPIRAL, LLAMADO EL CARACOL, CUYA SUPERFICIE APROXIMADA ES DE 900 HECTÁREAS.

ACTUALMENTE LA SALMUERA SE EXTRAE A TRAVÉS DE UNOS 200 POZOS Y SE BOMBEA AL CARACOL, DONDE SE CONCENTRA POR EVAPORACIÓN MIENTRAS RECORRE EL EVAPORADOR SOLAR EN UN TIEMPO DE MÁS DE SEIS MESES.

EL PROCESO A QUE SE SOMETE LA SALMUERA CONCENTRADA QUE PROVIENE DEL CARACOL ES EL SIGUIENTE (EN EL APÉNDICE FINAL SE MUESTRA EL DIAGRAMA DE FLUJO):

A) EVAPORACIÓN. DEL CARACOL LA SALMUERA SE BOMBEA A UN SISTEMA DE EVAPORADORES DONDE ALCANZA UNA CONCENTRACIÓN DE 17% EN ALCALI TOTAL EXPRESADO COMO CARBONATO DE SODIO. ESTOS EQUIPOS DE EVAPORACIÓN POSEEN UN SISTEMA PARA RECUPERAR EL CO₂ QUE SE DESPRENDE POR LA DESCOMPOSICIÓN DEL BICARBONATO DE SODIO.

B) CARBONATACIÓN. LA SALMUERA CONCENTRADA SE HACE PASAR A TRAVÉS DE LAS TORRES DE CARBONATACIÓN, EN LAS QUE SE INYECTA CO₂ A CONTRACORRIENTE, EFECTUÁNDOSE LA SIGUIENTE REACCIÓN:



EL BICARBONATO QUE SE FORMA, POR SER MÁS INSOLUBLE QUE EL CARBONATO, CRISTALIZA, Y DE ESTA MANERA SE PUEDE SEPARAR DEL CLORURO DE SODIO QUE PERMANECE DISUELTO. DE LAS TORRES SE OBTIENEN DOS CORRIENTES, UNA DE GASES DILUIDOS Y OTRA DE MAGMA DE BICARBONATO DE SODIO Y AGUA MADRE.

C) FILTRACIÓN. EL MAGMA DE LAS TORRES PASA A UN SISTEMA DE FILTROS ROTATORIOS Y EL AGUA MADRE PASA A UN ASENTADOR PARA RECUPERAR LOS CRISTALES FINOS DE BICARBONATO QUE SE VUELVEN A FILTRAR. EL AGUA MADRE FINAL CALIENTE PASA A ALBERCAS EN DONDE POR ENFRÍAMIENTO SE CRISTALIZA EL RESTO DEL BICARBONATO, QUE REGRESA A LOS FILTROS.

D) DESCOMPOSICIÓN DEL BICARBONATO EN HORNOS ROTATORIOS. EL BICARBONATO DE SODIO YA LIBRE DE CLORURO DE SODIO SE LLEVA A UNOS HORNOS ROTATORIOS EN DONDE SE EFECTÚA LA REACCIÓN INVERSA A LA DE LAS TORRES:



DE AQUÍ SE RECUPERA EL CO₂ QUE SE REGRESA AL PROCESO.

E) CALCINACIÓN DEL CARBONATO DE SODIO. DESPUÉS DE LOS HORNOS SE PASA A UNOS CALCINADORES; AQUÍ SE ELIMINA LA MATERIA ORGÁNICA QUE TRAE EL CARBONATO DE SODIO DESDE QUE SE EXTRAE DE LOS POZOS.

F) ALMACENAMIENTO Y CLASIFICACIÓN. DE LOS CALCINADORES PASA A LOS SILOS DE ALMACENAMIENTO, EN DONDE SE SEPARA EL POLVO FINO QUE SE UTILIZA EN LA FABRICACIÓN DE SOSA CÁUSTICA Y EL GRANULADO SE ALMACENA PARA VENDERSE.

OBJETIVOS. EN EL PRESENTE TRABAJO SE PRETENDE DISEÑAR UN EQUIPO DE DESCARBONATACIÓN DE BICARBONATO DE SODIO FINO QUE SE RECUPERA CON UN PROCESO ESPECÍFICO Y QUE NO SE PUEDE FILTRAR; AL DESCOMPONERSE SE PUEDE OBTENER UNA SAL MUERA QUE SIRVA PARA ALIMENTAR NUEVAMENTE AL PROCESO, ELEVANDO ASÍ LA EFICIENCIA EN EL USO DE LA MATERIA PRIMA.

EL PROCESO CONSISTIRÍA EN TRATAR UNA SUSPENSIÓN DE BICARBONATO DE SODIO CON VAPOR PARA DESCOMPONER EL NAHCO₃ HASTA OBTENER UNA SOLUCIÓN SATURADA.

C A P I T U L O II.

B A L A N C E S D E M A T E R I A L .

EN EL CAPÍTULO ANTERIOR SE MENCIONÓ QUE EL PROCESO A ESTUDIAR CONSISTIRÁ EN TRATAR UNA SUSPENSIÓN DE BICARBONATO DE SODIO CON VAPOR PARA DESCARBONATARLO Y OBTENER UNA SOLUCIÓN SATURADA.

EL MAGMA QUE ACTUALMENTE SE BOMBEA DE LA CHARCA DE ENFRIAMIENTO A EL FILTRO DE FINOS TIENE UNA CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS DE 30 % APROXIMADAMENTE.

ASÍ, LA COMPOSICIÓN INICIAL DE LA SUSPENSIÓN A TRATAR SERÁ:

BICARBONATO SÓLIDO	30.0 %
AGUA MADRE	<u>70.0 "</u>
TOTAL	100.0 "

TAMBIÉN SE CONSIDERARÁ LA COMPOSICIÓN DEL AGUA MADRE CON UN ANÁLISIS-PROMEDIO DE ÉLLA:

NaCl	15.0 %
Na ₂ CO ₃	1.4 "
NaHCO ₃	4.0 "
H ₂ O	<u>79.6 "</u>
TOTAL	100.0 "

TOMANDO COMO BASE TODA LA SUSPENSIÓN, LOS PORCENTAJES DE CADA COMPONENTE SERÁN:

	NaCl %	Na ₂ CO ₃ %	NaHCO ₃ %	H ₂ O %	A.T. %
SÓLIDOS	0.00	0.00	30.00	0.00	18.92
AGUA MADRE	10.50	1.00	2.80	55.70	2.76
TOTAL	10.50	1.00	32.80	<u>55.70</u>	21.68

REDONDEANDO CIFRAS, EN LOS CÁLCULOS SE USARÁ UNA COMPOSICIÓN DE LA SUSPENSIÓN DE:

NaCl	10.5 %
NaHCO ₃	31.7 "
Na ₂ CO ₃	1.0 "
H ₂ O	<u>56.8 "</u>
TOTAL	100.0 "

ESTE PUNTO TIENE:

Na ₂ CO ₃	66.7 %
NaCl	<u>33.3 "</u>
	100.0 "

COMO LA CONCENTRACION DE NaCl NO CAMBIA, ES DE 10.5 % EN FUNCION DE LAS SALES ORIGINALES.

DE ESTA MANERA,

$$\% \text{ DE SALES TOTALES} = (10.5/33.3) \times 100 = 31.5$$

Y EN BASE A ÉSTAS,

$$\% \text{ Na}_2\text{CO}_3 = 66.7 \times (100/31.5) = 21.0$$

AHORA BIEN, NO ES DE INTERÉS DESCARBONATAR TOTALMENTE LA SUSPENSION, - SINO QUE PARA EVITAR CRISTALIZACIONES SÓLO SE LLEGARÁ A UNA SOLUCION SATURADA A 70 °C, YA QUE EN EL TANQUE RECEPTOR DE SAMUERA ÉSTA TIENE UNA TEMPERATURA - APROXIMADA DE 80 °C.

VALORES DE LA CARBONATACION LEIDOS EN EL DIAGRAMA TRIANGULAR:

% CARBONAT.	H ₂ O/100 SALES	% NaCl	H ₂ O/100 NaCl	% A.T.
24	295	30.5	967	15.44
26	302	30.3	997	15.07
28	309	30.1	1026	14.71
30	318	29.9	1063	14.30
32	325	29.7	1094	13.97

EL PORCENTAJE DE ALCALI TOTAL SE OBTUVO DE LA SIGUIENTE MANERA:

PARA EL 24 % DE CARBONATACION, POR EJEMPLO,

LÉASE EN EL DIAGRAMA,	23.1 % BICARBONATO DE SODIO
	46.4 " CARBONATO " "
	30.5 " CLORURO " "
	<u>295.0</u> H ₂ O/100 SALES
	395.0 TOTAL

$$23.1 \times 100/395 = 5.85 \text{ NAHCO}_3$$

$$46.4 \times 100/395 = 11.75 \text{ NA}_2\text{CO}_3$$

$$30.5 \times 100/395 = 7.72 \text{ NACl}$$

$$\text{A.T.} = 5.85 \times (53/84) + 11.73 = \underline{15.44 \%}$$

LA SOLUCIÓN ESCOGIDA TENDRÁ:

CARBONATACIÓN 30 % (BICARBONATO ENTRE ALCALI TOTAL, TODO ESPRESADO COMO CARBONATO DE SODIO).

H₂O/100 NA₂CO₃ 1063

H₂O/100 SALES 318

A.T. 14.3 %

NA₂CO₃ 7.15 %

BASE DE CÁLCULO: 1 Ton. de NA₂CO₃.

$$(100 \text{ Kg SALMUERA}/7.15 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3) \times 1000 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3 = 14000 \text{ Kg SALMUERA FINAL.}$$

$$(1063 \text{ Kg H}_2\text{O}/100 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3) \times 1000 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3 = 10360 \text{ Kg AGUA EN SALMUERA.}$$

LA SUSPENSIÓN ORIGINAL TENÍA UNA RELACIÓN H₂O/100 NA₂CO₃ DE 540, ASÍ -
QUE POR TONELADA DE NA₂CO₃:

$$(540 \text{ Kg H}_2\text{O}/100 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3) \times 1000 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3 = 5400 \text{ Kg AGUA EN SUSPENSIÓN.}$$

DIFERENCIA:	10360 Kg AGUA EN SALM. FINAL
	<u>5400 " " " AGUAS MADRES</u>
	5230 " AGUA DE DESCOMPOSICIÓN, CONDENSACIÓN Y DILUCIÓN

LA SUSPENSIÓN ORIGINAL TENÍA 10.5 % DE NA₂CO₃, O SEA QUE POR TON. DE NA₂CO₃
EL TOTAL DE SUSPENSIÓN SERÁ:

$$(100 \text{ Kg SUSP.}/10.5 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3) \times 1000 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3 = 9520 \text{ Kg SUSPENSIÓN.}$$

AHORA BIEN, EL AGUA TOTAL SERÁ LA SUMA DE:

AGUA DE DESCOMPOSICIÓN, AGUA DE CONDENSACIÓN Y AGUA DE DILUCIÓN.

AGUA DE DESCOMPOSICIÓN. EN LA SUSPENSIÓN INICIAL SE TENÍAN 31.7 % DE -
BICARBONATO DE SODIO Y 10.5 % DE CLORURO DE SODIO; ENTONCES, POR TON. DE NA₂CO₃

$$(31.7 \text{ Kg BIC}/10.5 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3) \times 1000 \text{ Kg NA}_2\text{CO}_3 = 3020 \text{ Kg NAHCO}_3$$

SEGÚN LA REACCIÓN DE DESCOMPOSICIÓN DE BICARBONATO Y YA QUE SÓLO SE -

DESCOMPONE UN 70 % DE ÉSTE PUES SE ALIMENTA A 100 % DE CARBONATACIÓN Y SE DESCARGA A 30 %, EL AGUA RESULTANTE SERÁ:

$$3020 \text{ Kg BIC} \times (18 \text{ Kg H}_2\text{O}/168 \text{ Kg BIC}) \times 0.7 = 226 \text{ Kg H}_2\text{O}.$$

SE HABÍAN OBTENIDO 5230 DE AGUA RESTANTE, POR LO QUE EL AGUA DE DILUCIÓN Y CONDENSACIÓN SERÁ LA DIFERENCIA ENTRE 5230 Y 226, ES DECIR, CASI 5000KG.

BALANCE GENERAL DE CALOR.

LOS DATOS UTILIZADOS PARA HACER ESTE BALANCE SE REPORTAN EN LA REFERENCIA (13).

. DISOLUCIÓN.

$$(3020 \text{ Kg BIC}/84 \text{ Kg/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} = 154595 \text{ KOAL}$$

. DESCOMPOSICIÓN.

$$(3020 \text{ Kg BIC}/168 \text{ Kg BIC/MOL AGUA}) \times 0.7 \times 6700 \text{ KCAL/MOL} = 84308 \text{ "}$$

.CALENTAMIENTO.

SI LA SUSPENSIÓN INICIAL ENTRA A 30°C Y A LA COMPOSICIÓN FINAL LLEGA A 104°C DE TEMPERATURA DE EBULLICIÓN,

$$14000 \text{ Kg SALM.} \times 0.81 \text{ KCAL/Kg SALM}^\circ\text{C} \times (104 - 30) = \frac{839160 \text{ "}}{\text{SUB TOTAL } 1078063 \text{ "}}$$

.PÉRDIDAS DE CALOR(13).

$$215613 \text{ "}$$

$$\text{TOTAL } 1293676 \text{ "}$$

AGUA DE CONDENSACIÓN.

$$1293676 \text{ KCAL/TON NACL} / 550 \text{ KCAL/Kg VAPOR} = 2352 \text{ Kg AGUA}$$

AGUA DE DILUCIÓN.

$$5000 - 2352 = 2648 \text{ "}$$

RESUMEN.

BASE: 1 TON. DE A.T. (ALCALI TOTAL).

A) CARGA A LA TORRE.

$$(100 \text{ Kg SUSP}/21 \text{ Kg A.T.}) \times 1000 \text{ Kg A.T.} = 4760 \text{ Kg SUSP.}$$

COMO POR TON DE NACL HAY 2 TON DE A.T.,

$$(2648 \text{ Kg AGUA DIL.}/2000 \text{ Kg A.T.}) \times 1000 \text{ Kg A.T.} = 1324 \text{ Kg AGUA DIL.}$$

$$\text{CARGA A LA TORRE: } \begin{array}{l} 4760 \text{ Kg SUSP.} \\ 1324 \text{ Kg AGUA DIL.} \end{array}$$

B) PROCESO.

$$(2352 \text{ Kg AGUA COND.}/2000 \text{ Kg A.T.}) \times 1000 \text{ Kg A.T.} = 1176 \text{ Kg AGUA COND.}$$

CO₂ DESPRENDIDO, SEGÚN LA REACCIÓN,

$$(44 \text{ Kg CO}_2/106 \text{ Kg A.T.}) \times 1000 \text{ Kg A.T.} \times 0.7 = 290 \text{ Kg CO}_2.$$

PROCESO: 1176 Kg AGUA COND.
 290 Kg CO₂.

C) DESCARGA.

$$(14000 \text{ Kg SALM. FINAL}/2000 \text{ Kg A.T.}) \times 1000 \text{ Kg A.T.} = 7000 \text{ Kg SALM.}$$

DESCARGA: 7000 Kg SALMUERA.

D) CANTIDAD DE CALOR.

$$(1,293,676 \text{ KCAL}/2000 \text{ Kg A.T.}) \times 1000 \text{ Kg A.T.} = 646,838 \text{ KCAL}$$

CANTIDAD DE CALOR: 646,838 KCAL.

E) CANTIDAD DE VAPOR (IGUAL AL AGUA DE CONDENSACIÓN).

CANTIDAD DE VAPOR: 1176 Kg VAPOR.

C A P I T U L O III.

C A L C U L O D E L A C U R V A D E E Q U I L I B R I O .

CUANDO EL BIÓXIDO DE CARBONO SE DISUELVE EN UNA SOLUCIÓN ACUOSA DE CARBONATO DE SODIO, OCURRE LA SIGUIENTE REACCIÓN REVERSIBLE:



LA SOLUBILIDAD DEL CO_2 EN TAL SOLUCIÓN DEPENDE DE LA RELACIÓN DE CARBONATO A BICARBONATO, DE LA CANTIDAD TOTAL DE SAL EN LA SOLUCIÓN O NORMALIDAD DE LA SOLUCIÓN (COMO $\text{NA}_2\text{CO}_3/2 + \text{NAHCO}_3$), LA TEMPERATURA Y LA PRESIÓN PARCIAL DEL BIÓXIDO DE CARBONO EN EL GAS.

LA RELACIÓN ENTRE ESTAS VARIABLES FUE FORMULADA PRIMERO POR MC COY; HARTE, BAKER Y PURCELL (?), (13), OBTUVIERON MÁS DATOS Y EXPRESARON LA RELACIÓN EN UNA FÓRMULA EMPÍRICA QUE SE REDUCE A:

$$P_{\text{CO}_2} = 137 F^2 N^{1.29} / S(1-F)(365-T) \quad \text{--- (1)}$$

DONDE, P_{CO_2} = PRESIÓN PARCIAL DEL CO_2 , MM Hg.

F = FRACCIÓN DE LA BASE TOTAL PRESENTE COMO BICARBONATO.

N = NORMALIDAD DEL SODIO.

S = SOLUBILIDAD DEL CO_2 EN AGUA BAJO LA PRESIÓN DE 1 ATM DE CO_2 , MOL/LT.

T = TEMPERATURA, °F.

LA MAYORÍA DE LOS PROCESOS QUE INVOLUCRAN LA ABSORCIÓN O LA DESORCIÓN DE UN GAS ÁCIDO POR UN LÍQUIDO ALCALINO SE CARACTERIZAN POR UNA REACCIÓN QUÍMICA MUY RÁPIDA Y PARA TODO PROPÓSITO PRÁCTICO LA ABSORCIÓN O DESORCIÓN PUEDE CONSIDERARSE CONTROLADA POR LA PELÍCULA GASEOSA, QUE ES LA QUE CONTROLA LA ABSORCIÓN FÍSICA.

EN EL DIAGRAMA TRIANGULAR, SIGUIENDO LAS LÍNEAS DE CARBONATACIÓN CONSTANTE, EN DONDE ÉSTAS SE UNEN A LA DE 1000 $\text{H}_2\text{O}/100 \text{ NAQL}$, SE LEE:

% CARBONAT.	80	70	60	50	40	30
NAQL	38.0	37.0	35.8	34.2	32.2	29.3
NA_2CO_3	8.6	13.6	19.1	25.6	32.9	42.0
NAHCO_3	53.4	49.4	45.1	40.2	34.9	28.7
H_2O	380.0	370.0	358.0	342.0	322.0	293.0
TOTAL	480.0	470.0	458.0	442.0	422.0	393.0

TABLA 1

EN BASE A LAS CIFRAS DE LA TABLA 1, SE HICIERON LAS TRANSFORMACIONES CO

RESPONDIENTES PARA OBTENER LAS CIFRAS QUE APARECEN A CONTINUACIÓN; A ESTA TABLA SE LE INCLUYERON LOS AUMENTOS EN EL PUNTO DE EBULLICIÓN PARA CADA CASO Y LA PRESIÓN DE TRABAJO A LO LARGO DE LA TORRE QUE PERMITIRÁ CONSTRUIR LA LÍNEA DE EQUILIBRIO.

% CARBONAT.	80	70	60	50	40	30
% NaCl	7.90	7.87	7.80	7.74	7.60	7.45
% A.T.	8.82	9.55	10.10	11.55	13.03	15.27
AGUA	79.20	78.70	78.20	77.40	76.40	74.60
A.T./AGUA	11.12	12.10	12.90	14.90	17.10	20.40
NORMALIDAD	2.10	2.28	2.44	2.81	3.23	3.25
A P E (°C)	2.80	2.90	3.00	3.10	3.30	3.50
PRESIÓN DE TRABAJO (MM Hg)	900.00	905.00	913.00	923.00	935.00	950.00

TABLA 2.

LA NORMALIDAD SE OBTUVO DE LA SIGUIENTE MANERA: $(A.T./H_2O) \times (1 \text{ Eq}/53) \times 1000 = \text{EQ/LITRO.}$

ESAS PRESIONES SE COMPROBARON SUPONIENDO TEMPERATURAS Y APLICANDO LA ECUACIÓN (1), OBTENIENDO ASÍ LOS PUNTOS DE LA LÍNEA DE EQUILIBRIO. PARA APLICAR LA ECUACIÓN SE LEYERON LOS VALORES DE LA SOLUBILIDAD EN LA LITERATURA (8).

ASIMISMO, EL VALOR DE F DE LA ECUACIÓN (1) CORRESPONDE AL GRADO DE CARBONATACIÓN.

LA LÍNEA SE OBTUVO ASÍ: PARA UN VALOR DE F SE SUPUSIERON TEMPERATURAS, SE APLICÓ LA ECUACIÓN Y SE OBTUVIERON PRESIONES PARCIALES DEL CO_2 ; LA PRESIÓN TOTAL DEL SISTEMA SE OBTUVO SUMANDO LA PRESIÓN PARCIAL DEL CO_2 A LA PRESIÓN PARCIAL DEL VAPOR DE AGUA A ESAS TEMPERATURAS, TOMANDO EN CUENTA EL APE.

LOS VALORES FINALES OBTENIDOS SON:

% CARBONAT.	TEMP. (°C)	TEMP. (°F)	P AGUA MMHg	S (MOLES/LT)	P CO ₂ MMHg	PT MMHg	FRACC.MOL CO ₂
80	81.0	178	325	0.0110	575	900	0.638
70	89.0	192	447	0.0082	452	905	0.500
60	95.0	203	582	0.0074	331	913	0.362
50	99.0	210	668	0.0067	254	923	0.276
40	103.0	217	752	0.0062	179	931	0.192
30	106.5	224	852	0.0056	98	950	0.103

RESUMEN DE LA LINEA DE EQUILIBRIO.

T (°C)	% CARBONAT.	P CO ₂ (MM Hg)	FRACC. MOL CO ₂
81	80	575	0.638
89	70	452	0.500
95	60	331	0.362
99	50	254	0.276
103	40	179	0.192
106.5	30	98	0.103

C A P I T U L O I V .

CONDICIONES DE OPERACION Y PRECALENTAMIENTO.

EN BASE AL BALANCE DE MATERIAL DEL CAPÍTULO II SE CALCULARÁ EL BALANCE DE CALOR DEL PRECALENTADOR Y DESPUÉS LOS DIFERENTES PUNTOS DE LA LÍNEA DE OPERACIÓN.

EN EL CÁLCULO DEL PRECALENTADOR, LA SUSPENSIÓN ENTRARÁ A 30°C Y SALDRÁ A UN 80 % DE CARBONATACIÓN, QUE ES EL PUNTO INICIAL DE LA LÍNEA DE EQUILIBRIO.

P R E C A L E N T A D O R .

BASE DE CÁLCULO: 1 Ton. DE NaCl.

CONDICIONES INICIALES: 30°C.

DEL CAPÍTULO II SE PUEDE OBTENER, POR Ton. DE NaCl, LA COMPOSICIÓN DE LA SUSPENSIÓN INICIAL.

NaCl		1000 Kg
NaHCO ₃ DISUELTO:	$(2.8\text{Kg BIC}/10.5\text{Kg NaCl}) \times 1000\text{Kg NaCl} =$	271 "
Na ₂ CO ₃ "	$(1.0\text{Kg CARB}/10.5\text{Kg NaCl}) \times 1000\text{Kg NaCl} =$	95 "
H ₂ O DILUCIÓN:	$(56.8\text{Kg AGUA}/10.5\text{Kg NaCl}) \times 1000\text{Kg NaCl} =$	5409 "
NaHCO ₃ SÓLIDOS:	$(29\text{ Kg BIC}/10.5\text{ Kg NaCl}) \times 1000\text{Kg NaCl} =$	2762 "
AGUA DILUCIÓN ADICIONAL:		<u>2648 "</u>
	TOTAL	12185 "

CONDICIONES FINALES: 81°C.

EL PORCIENTO DE CARBONATACIÓN SERÁ DE 80, PARA EL CUAL LA TABLA 1 DEL CAPÍTULO II DICE:

% CARBONAT.	80
NaCl	38.00
Na ₂ CO ₃	8.60
NaHCO ₃	53.40
H ₂ O	380.00

TOMANDO COMO BASE 1000 KG DE NaCl, SE OBTIENE:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3: (8.6\text{Kg CARB}/38\text{Kg NaCl}) \times 1000\text{Kg NaCl} = 226 \text{ Kg}$$

$$\text{NaHCO}_3: (53.4\text{Kg Bic}/38\text{Kg NaCl}) \times 1000\text{Kg NaCl} = 1405 \text{ "}$$

$$\text{H}_2\text{O}: (380\text{Kg AGUA}/38\text{Kg NaCl}) \times 1000\text{Kg NaCl} = 10000 \text{ "}$$

CARBONATO FINAL - CARBONATO INICIAL = CARBONATO FORMADO.

$$226 \quad - \quad 95 \quad = \quad 131 \text{ Kg}$$

ESTOS 131 KG DE CARBONATO FORMADO CORRESPONDEN A:

$$131 \text{ Kg CARB} \times 84/53 = 208 \text{ Kg DE BICARBONATO DESCOMPUESTO.}$$

ORIGINALMENTE SE TENÍAN 272 KG DE BICARBONATO DISUELTOS; SI SE RESTAN LOS 208 KG DESCOMPUESTOS, QUEDARÁN 64 KG DISUELTOS.

SUMANDO A ESOS 64 KG LOS 1405 QUE SE TIENEN A 80% DE CARBONATACIÓN, -
 $1405 + 64 = 1469 \text{ Kg BICARBONATO DISUELTO A } 80 \text{ \% DE CARBONATACIÓN.}$

EL SÓLIDO QUE QUEDARÁ ES:

$$2762 \text{ Kg SÓLIDO INICIAL} - 1405 \text{ Kg DISUELTO} = 1357 \text{ Kg DE BICARBONATO - SÓLIDO.}$$

RESUMEN DEL PRECALENTADOR.

	CONDICIONES INICIALES(30°C).	CONDICIONES FINALES(81°C).
NaCl	1000 Kg	1000 Kg
Na ₂ CO ₃	95 "	226 "
NaHCO ₃ DISUELTO	271 "	1469 "
NaHCO ₃ SÓLIDO	2762 "	1357 "
AGUA MADRE	5409 "	
AGUA DILUCIÓN	<u>2648 "</u>	
SUSPENSIÓN POR CALENTAR	12185 "	
NaHCO ₃ DESCOMPUESTO		208 "

CANTIDAD DE CALOR.

-DIBOLUCIÓN.

$$(1469 \text{ KG BIC}/84 \text{ KG BIC/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} = 75,199 \text{ KCAL}$$

-DESCOMPOSICIÓN.

$$(208 \text{ KG BIC}/168 \text{ KG BIC/MOL CARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL CARB} = 8,295 \text{ "}$$

-CALENTAMIENTO.

$$(12185 \text{ KG SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/KG}^{\circ}\text{C}) \times (81-30)^{\circ}\text{C} = 503,362 \text{ "}$$

-PÉRDIDAS DE CALOR(20%).

$$\underline{117,371 \text{ "}}$$

$$\text{TOTAL} \quad 704,227 \text{ "}$$

- VAPOR QUE SE CONDENSA.

$$704,227 \text{ KCAL}/550 \text{ KCAL/KG} = 1,280 \text{ KG VAPOR}$$

$$\text{CANTIDAD DE CALOR: } 704,227 \text{ KCAL}$$

$$\text{VAPOR CONDENSADO: } 1,280 \text{ Kg.}$$

PUNTOS DE LA LINEA DE OPERACION.

30 % DE CARBONATACIÓN, (106.5°C).

DE LA TABLA 1 DEL CAPÍTULO ANTERIOR Y DE LA COMPOSICIÓN DE LA SALMUERA INICIAL, SE TIENEN,

COMPOSICIÓN	%	POR TON NACL
NACL	$29.3 \times 100/393 = 7.46$; $7.46 \times 1000/7.46 =$	1000 KG
NAHCO ₃	$28.7 \times \text{"} = 7.30$; $7.30 \times \text{"} =$	979 "
NA ₂ CO ₃	$42.0 \times \text{"} = 10.69$; $10.69 \times \text{"} =$	1433 "
H ₂ O	$293.0 \times \text{"} = 74.50$; $74.50 \times \text{"} =$	10000 "

ORIGINALMENTE SE TENÍAN 95 KG DE NA₂CO₃, O SEA QUE SE FORMARON $1433-95=1338$ KG, ES DECIR, SE DESCOMPUSIERON $1338 \times 84/53 = 2121$ KG NAHCO₃.

QUEDARÁN EL BICARBONATO ORIGINAL MENOS EL DESCOMPUESTO:

$$3033 - 2121 = 912 \text{ KG DE BICARBONATO.}$$

40 % DE CARBONATACIÓN (103°C).

COMPOSICIÓN	%	POR TON NACL
NACL	$32.2 \times 100/422 = 7.63$; $7.63 \times 1000/7.63 =$	1000 Kg
NAHCO ₃	$34.9 \times \quad " = 8.27$; $8.27 \times \quad " =$	1084 "
NA ₂ CO ₃	$32.9 \times \quad " = 7.80$; $7.80 \times \quad " =$	1022 "
H ₂ O	$322.0 \times \quad " = 76.30$; $76.30 \times \quad " =$	10000 "

$$\text{CARBONATO FORMADO} = 1022 - 95 = 927 \text{ Kg}$$

$$\text{BICARBONATO DESCOMPUESTO} = 927 \times 84/53 = 1469 \text{ Kg}$$

$$\text{BICARBONATO TOTAL} = 3033 - 1469 = 1564 \text{ Kg}$$

$$\text{BICARBONATO SÓLIDO} = 1564 - 1084 = 480 \text{ Kg}$$

$$\text{NAHCO}_3 \text{ TOTAL: } 1564 \times 7.63/1000 = 11.93 \% = 1564 "$$

$$\text{ALCALI TOTAL: } 11.93 \times 53/84 + 7.80 = 15.33 \% ; 15.33 \times \\ \times 1000/7.63 = 2009 "$$

$$\text{SUSPENSIÓN: } 1000+1022+1564+10000 = 13586 "$$

CANTIDAD DE CALOR.

-DISOLUCIÓN.

$$(480 \text{ Kg BIC}/84 \text{ Kg BIC/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} = 24571 \text{ KCAL}$$

-DESCOMPOSICIÓN.

$$((1564 - 912) \text{ Kg BIC} / 168 \text{ Kg BIC/MOL CARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL} = 26002 "$$

-CALENTAMIENTO.

$$(13586 \text{ Kg SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/Kg}^\circ\text{C})(106.5 - 103)^\circ\text{C} = 38516 "$$

-PÉRDIDAS (13)

 17818 "

TOTAL 106907 "

-VAPOR CONDENSADO.

$$(106907 \text{ KCAL})/550 \text{ KCAL/Kg} = 194.38 \text{ Kg}$$

-CO₂ FORMADO.

$$(1564-912) \text{ Kg BIC} \times 44 \text{ Kg CO}_2/168 \text{ Kg BIC} = 170.76 "$$

-VAPOR SIN CONDENSAR(VAPOR TOTAL - CONDENSADO).

(VER PÁGINA 10):

$$2352 - 194.38 = 2157.62 \text{ Kg}$$

-MOLES CO₂.

$$170.76/44 = 3.88 \text{ MOLES}$$

-MOLES VAPOR.

$$2157.62 / 18 = 119.87 \text{ "}$$

-MOLES TOTALES.

$$\underline{123.75 \text{ "}}$$

$$\text{-FRACCIÓN MOL CO}_2 \quad 3.88/123.75 = \underline{0.031}$$

50 % DE CARBONATACIÓN (99°C).

COMPOSICIÓN	%	POR TON NaCl
NaCl	$34.2 \times 100/442 = 7.74$; $7.74 \times 1000/7.74 =$	1000 Kg
NaHCO ₃	$40.2 \times \text{"} = 9.10$; $9.10 \times \text{"} =$	1175 "
Na ₂ CO ₃	$25.6 \times \text{"} = 5.79$; $5.79 \times \text{"} =$	748 "
H ₂ O	$342.0 \times \text{"} = 77.40$; $77.40 \times \text{"} =$	10000 "
CARBONATO FORMADO = $748 - 95 = 653 \text{ Kg}$		
BICARBONATO DESCOMPUESTO = $653 \times 84/53 = 1035 \text{ Kg}$		
BICARBONATO TOTAL = $3033 - 1035 = 1998 \text{ Kg}$		
BICARBONATO SÓLIDO = $1998 - 1175 = 823 \text{ Kg}$		
NaHCO ₃ TOTAL: $1998 \times 7.74/1000 = 15.46 \%$ =		1998 "
ALCALI TOTAL: $15.46 \times 53/84 + 5.79 = 15.55 \%$; $15.55 \times$ $\times 1000/7.74 =$		2009 "
SUSPENSIÓN: $1000 + 748 + 1998 + 10000 =$		13746 "

CANTIDAD DE CALOR.

-DISOLUCIÓN.

$$((823-480)\text{Kg BIC}/84 \text{ Kg BIC/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} = 17558 \text{ KCAL}$$

-DESCOMPOSICIÓN.

$$((1998 - 1564)\text{Kg BIC}/168\text{Kg BIC/MOL CARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL} = 17308 \text{ "}$$

-CALENTAMIENTO.

$$(13746 \text{ Kg SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/Kg}^\circ\text{C})(103 - 99) = 44537 \text{ "}$$

-PÉRDIDAS.

15881 KCAL

TOTAL 95284 "

-VAPOR CONDENSADO.

$$95284 \text{ KCAL} / 550 \text{ KCAL/KG} =$$

173.24 KG

-CO₂ FORMADO.

$$(1998 - 1564) \text{ KG BIC} \times 44 \text{ KG CO}_2 / 168 \text{ KG BIC} =$$

113.67 "

-VAPOR SIN CONDENSAR.

$$2157.62 - 173.24 =$$

1984.38 "

-MOLES CO₂ (LAS FORMADAS CON ANTERIORIDAD MÁS LAS FORMADAS A 50% DE CARB.).

$$(113.67 + 170.76) / 44 = 6.46 \text{ MOLES}$$

-MOLES VAPOR.

$$1984.38 / 18 =$$

110.24 "

-MOLES TOTALES.

116.70 "-FRACCIÓN MOL CO₂. $6.46 / 116.70 = \underline{0.0554}$ 60 % CARBONATACIÓN (95°C).

COMPOSICIÓN

%

POR TON NACL

$$\text{NACL} \quad 35.8 \times 100 / 458 = 7.82 ; 7.82 \times 1000 / 7.82 =$$

1000 KG

$$\text{NAHCO}_3 \quad 45.1 \times " = 9.85 ; 9.85 \times " =$$

1260 "

$$\text{NA}_2\text{CO}_3 \quad 19.1 \times " = 4.17 ; 4.17 \times " =$$

533 "

$$\text{H}_2\text{O} \quad 358.0 \times " = 78.20 ; 78.20 \times " =$$

10000 "

$$\text{CARBONATO FORMADO} = 533 - 95 = 438 \text{ KG}$$

$$\text{BICARBONATO DESCOMPUESTO} = 438 \times 84 / 53 = 694 \text{ KG}$$

$$\text{BICARBONATO TOTAL} = 3033 - 694 = 2339 \text{ KG}$$

$$\text{BICARBONATO SÓLIDO} = 2339 - 1260 = 1079 \text{ KG}$$

$$\text{NAHCO}_3 \text{ TOTAL: } 2339 \times 7.82 / 1000 = 18.29 \% =$$

2339 "

$$\text{ALCALI TOTAL: } 18.29 \times 53 / 84 + 4.17 = 15.71 \% ; 15.71 \times$$

$$\times 1000 / 7.82 =$$

2009 "

$$\text{SUSPENSIÓN: } 1000 + 2339 + 533 + 10000 =$$

13872 "

CANTIDAD DE CALOR.

-DISOLUCIÓN.

$$((1079-823)\text{Kg BIC}/84 \text{ Kg BIC/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} = 13105 \text{ KCAL}$$

-DESCOMPOSICIÓN.

$$((2339-1998)\text{Kg BIC}/168\text{Kg BIC/MOL CARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL} = 13599 \text{ "}$$

-CALENTAMIENTO.

$$(13872 \text{ Kg SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/Kg}^\circ\text{C})(99-95)^\circ\text{C} = 44945 \text{ "}$$

-PÉRDIDAS.

$$14330 \text{ "}$$

$$\text{TOTAL} \quad \underline{\underline{85979 \text{ "}}}$$

-VAPOR CONDENSADO.

$$85979 \text{ KCAL}/550 \text{ KCAL/Kg} = 156.33 \text{ Kg}$$

-CO₂ FORMADO.

$$(2339-1998)\text{Kg BIC} \times 44\text{Kg CO}_2/168\text{Kg BIC} = 89.31 \text{ "}$$

-VAPOR SIN CONDENSAR.

$$1984.38 - 156.33 = 1828.05 \text{ "}$$

-MOLES CO₂.

$$6.46 + 89.31/44 = 8.49 \text{ MOLES}$$

-MOLES VAPOR.

$$1828.05/18 = 101.56 \text{ "}$$

-MOLES TOTALES

$$\underline{\underline{110.05 \text{ "}}}$$

$$\text{-FRACCIÓN MOL CO}_2. \quad 8.49/110.05 = \underline{\underline{0.0771}}$$

70 % DE CARBONATACIÓN (89°C).

COMPOSICIÓN	%	POR TON NaCl
NaCl	$37.0 \times 100/470 = 7.87$; $7.87 \times 1000/7.87 =$	1000 Kg
NaHCO ₃	$49.4 \times \text{"} = 10.51$; $10.51 \times \text{"} =$	1336 "
Na ₂ CO ₃	$13.6 \times \text{"} = 2.89$; $2.89 \times \text{"} =$	367 "
H ₂ O	$370.0 \times \text{"} = 78.70$; $78.70 \times \text{"} =$	10000 "

CARBONATO FORMADO =	$367 - 95 = 272$ Kg	
BICARBONATO DESCOMPUESTO =	$272 \times 84/53 = 431$ Kg	
BICARBONATO TOTAL =	$3033 - 431 = 2602$ Kg	
BICARBONATO SÓLIDO =	$2602 - 1336 = 1266$ Kg	
NAHCO ₃ TOTAL:	$2602 \times 7.87/1000 = 20.48$ % =	2602 Kg
ALCALI TOTAL:	$20.48 \times 53/84 + 2.89 = 15.81$ % ; $15.81 \times 1000/7.87 =$	2009 "
SUSPENSIÓN:	$1000 + 2602 + 367 + 10000 =$	13969 "
CANTIDAD DE CALOR.		
-DISOLUCIÓN.		
	$((1266-1079)\text{KG BIC}/84 \text{ KG BIC/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} =$	9573 KCAL
-DESCOMPOSICIÓN.		
	$((2602-2339)\text{KG BIC}/168\text{KG BIC/MOL CARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL} =$	10489 "
-CALENTAMIENTO.		
	$(13969 \text{ KG SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/KG}^\circ\text{C})(95-89)^\circ\text{C} =$	67889 "
-PÉRDIDAS.		
		17590 "
	TOTAL	<u>105541</u> "
-VAPOR CONDENSADO.		
	$105541 \text{ KCAL}/550 \text{ KCAL/KG} =$	191.89 Kg
-CO ₂ FORMADO.		
	$(2602-2339)\text{KG BIC} \times 44\text{KG CO}_2/168 \text{ KG BIC} =$	68.88 "
-VAPOR SIN CONDENSAR.		
	$1828.05 - 191.89 =$	1636.16 "
-MOLES CO ₂ .		
	$8.49 + 68.88/44 =$	10.06 MOLES
-MOLES VAPOR.		
	$1636.16/18 =$	90.90 "
-MOLES TOTALES.		
	<u>100.96</u> "	
-FRACCIÓN MOL CO ₂ .		
	$10.06/100.96 =$	<u>0.0996</u>

80 % DE CARBONATACIÓN (81°C).

COMPOSICIÓN	%	Por Ton NaCl
NaCl	$38.0 \times 100/480 = 7.92$; $7.92 \times 1000/7.92 =$	1000 Kg
NaHCO ₃	$53.4 \times \text{"} = 11.13$; $11.13 \times \text{"} =$	1405 "
Na ₂ CO ₃	$8.6 \times \text{"} = 1.79$; $1.79 \times \text{"} =$	226 "
H ₂ O	$380.0 \times \text{"} = 79.20$; $79.20 \times \text{"} =$	10000 "
CARBONATO FORMADO = $226-95 = 131$ Kg		
BICARBONATO DESCOMPUESTO = $131 \times 84/53 = 208$ Kg		
BICARBONATO TOTAL = $3033 - 208 = 2825$ Kg		
BICARBONATO SÓLIDO = $2825 - 1405 = 1420$ Kg		
NaHCO ₃ TOTAL:	$2825 \times 7.92/1000 = 22.37$ % =	2825 "
ALCALI TOTAL:	$22.37 \times 53/84 + 1.79 = 15.90$ % ; $15.90 \times 1000/7.92 =$	2008 "
SUSPENSIÓN:	$1000 + 2825 + 226 + 10000 =$	14051 "
CANTIDAD DE CALOR.		
-DISOLUCIÓN.		
	$((1420-1266)\text{Kg BIC}/84 \text{ Kg BIC/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} =$	7883 KCAL
-DESCOMPOSICIÓN.		
	$((2825-2602)\text{Kg BIC}/168 \text{ Kg BIC/MOL CARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL} =$	8893 "
-CALENTAMIENTO.		
	$(14051 \text{ Kg SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/Kg}^\circ\text{C})(89-81) =$	91050 "
-PÉRDIDAS.		
		21565 "
	TOTAL	<hr/> 129391 "
-VAPOR CONDENSADO.		
	$129391 \text{ KCAL}/550 \text{ KCAL/Kg} =$	235.26 Kg
-CO ₂ FORMADO.		
	$(2825-2602)\text{Kg BIC} \times 44 \text{ Kg CO}_2/168\text{Kg BIC} =$	58.40 "
-VAPOR SIN CONDENSAR.		
	$1636.16 - 235.26 =$	1400.90 "

-MOLES CO₂.

$$10.06 + 58.40/44 = 11.39 \text{ MOLES}$$

-MOLES VAPOR.

$$1400.90 / 18 = 77.83 \text{ "}$$

-MOLES TOTALES.

$$\underline{89.22 \text{ "}}$$

-FRACCIÓN MOL CO₂. $11.39/89.22 = \underline{0.1277}$

DATOS PARA EL CALCULO DEL PRECALENTADOR.

A LO LARGO DEL PRECALENTADOR HABRÁ UNA DISTRIBUCIÓN DE PRESIONES CORRESPONDIENTES A CIERTAS TEMPERATURAS, EL RANGO DE LAS CUALES ABARCARÁ DE 30 A 81°C QUE SON LAS TEMPERATURAS DE ENTRADA Y SALIDA DEL PRECALENTADOR, RESPECTIVAMENTE.

EN BASE A ESTAS CONDICIONES, SE OBTENDRÁN LAS FRACCIONES MOL DEL VAPOR PARA VARIOS PUNTOS DEL PRECALENTADOR.

TEMPERATURA, 30°C.

COMPOSICIÓN	KG POR TON DE NaCl
NaCl	1000
NaHCO ₃	271
Na ₂ CO ₃	95
H ₂ O	8057
BICARB. SÓLIDO	2762
BICARB. TOTAL	3033
APE	3°
PRESIÓN DEL VAPOR	27 MM Hg
PRESIÓN TOTAL	900 "
<u>FRACCIÓN MOL VAPOR:</u>	<u>27/900 = 0.030</u>

TEMPERATURA, 50°C.

COMPOSICIÓN	KG POR TON DE NAOL
NAOL	1000
NAHCO ₃	742
NA ₂ CO ₃	150
H ₂ O	8500
BICARB. SÓLIDO	2199
BICARB. TOTAL	2941
SUSPENSIÓN	12591
CALOR NECESARIO.	

-DISOLUCIÓN.

$$((2762-2199)\text{KG BIC}/84 \text{ KG BIC/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} = 28820 \text{ KCAL}$$

-DESCOMPOSICIÓN.

$$((3033-2941)\text{KG BIC}/168 \text{ KG BIC/MOL CARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL} = 3669 \text{ "}$$

-CALENTAMIENTO.

$$(12591 \text{ KG SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/KG}^\circ\text{C}) (50-30)^\circ\text{C} = 203974 \text{ "}$$

-PÉRDIDAS.

$$47293 \text{ "}$$

$$\text{TOTAL } 283756 \text{ "}$$

$$\text{-VAPOR CONDENSADO: } 283756 \text{ KCAL}/550 \text{ KCAL/KG.} = 515.92 \text{ KG}$$

$$\text{-CO}_2 \text{ PRODUCIDO: } (3033-2941)\text{KG BIC} \times 44 \text{ KG CO}_2/168 \text{ KG BIC} = 24.10 \text{ KG}$$

$$\text{-PRESIÓN DEL VAPOR: } 79 \text{ MM HG}$$

$$\text{-PRESIÓN TOTAL: } 908 \text{ MM HG}$$

$$\text{-FRACCIÓN MOL VAPOR: } 79/908 = \underline{0.0870}$$

TEMPERATURA, 70°C.

COMPOSICIÓN	KG POR TON DE NAOL
NAOL	1000
NAHCO ₃	1225
NA ₂ CO ₃	201
H ₂ O	8994

BICARB. SÓLIDO	1635
BICARBONATO TOTAL	2860
SUSPENSIÓN	13055
CALOR NECESARIO.	

-DISOLUCIÓN.

$$((2199-1635)\text{Kg BIC} / 84 \text{ Kg/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} = 28871 \text{ KCAL}$$

-DESCOMPOSICIÓN.

$$((3033-2860)\text{Kg BIC} / 168 \text{ Kg BIC/MOL OARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL} = 2911 \text{ "}$$

-CALENTAMIENTO.

$$(13055 \text{ Kg SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/Kg}^\circ\text{C})(70-50)^\circ\text{C} = 211491 \text{ "}$$

-PÉRDIDAS.

48655 "

TOTAL 291928 "

$$\text{-VAPOR CONDENSADO: } 291928 \text{ KCAL} / 550 \text{ KCAL/Kg} = 530.78 \text{ Kg}$$

$$\text{-CO}_2 \text{ PRODUCIDO: } (3033-2860)\text{Kg BIC} \times 44\text{Kg CO}_2 / 168 \text{ Kg BIC} = 45.31 \text{ Kg}$$

$$\text{-PRESIÓN DEL VAPOR: } 202 \text{ MM Hg}$$

$$\text{-PRESIÓN TOTAL: } 912 \text{ "}$$

$$\text{-FRACCIÓN MOL VAPOR: } 202 / 912 = \underline{0.2215}$$

TEMPERATURA, 81°C.

COMPOSICIÓN	Kg POR TON NaCl
NaCl	1000
NaHCO ₃	1466
Na ₂ CO ₃	226
H ₂ O	9500
BICARB. SÓLIDO	1354.4
BICARB. TOTAL	2820.4
SUSPENSIÓN	13546.4

CALOR NECESARIO.

-DISELUCIÓN.

$$((1635-1354.4)\text{Kg BIC}/84 \text{ Kg/MOL}) \times 4300 \text{ KCAL/MOL} = 14364 \text{ KCAL}$$

-DESCOMPOSICIÓN.

$$((3033-2820.4)\text{Kg BIC}/168 \text{ Kg BIC/MOL CARB}) \times 6700 \text{ KCAL/MOL} = 8479 \text{ "}$$

-CALENTAMIENTO.

$$(13546.4 \text{ Kg SUSP} \times 0.81 \text{ KCAL/Kg}^\circ\text{C})(81-70)^\circ\text{C} = 120698 \text{ "}$$

-PÉRDIDAS

$$28708 \text{ "}$$

$$\text{TOTAL} \quad \underline{172249 \text{ "}}$$

$$\text{-VAPOR CONDENSADO: } 172249 \text{ KCAL} / 550 \text{ KCAL/Kg} = 313.18 \text{ Kg}$$

$$\text{-CO}_2 \text{ PRODUCIDO: } (3033-2820.4)\text{Kg BIC} \times 44 \text{ Kg CO}_2 / 168 \text{ Kg BIC} = 55.68 \text{ Kg}$$

$$\text{-PRESIÓN DEL VAPOR: } 330 \text{ MM Hg}$$

$$\text{-PRESIÓN TOTAL: } 916 \text{ "}$$

$$\text{-FRACCIÓN MOL DEL VAPOR: } 330 / 916 = \underline{0.3603}$$

RESUMEN DEL PRECALENTADOR.

T (°C)	Y° VAPOR	VAPOR (Kg)	CO2 (Kg)	Y VAPOR
30	0.0300	41.02	626.11	0.1380
50	0.0870	556.94	602.01	0.6934
70	0.2215	1087.72	556.70	0.8269
81	0.3603	1400.90	501.02	0.8723

CONDICIONES DE OPERACION.

TABLA DE RESULTADOS.

BASE: 1000 Kg DE NaCl.

X	% CARB	CANTIDAD Kg	T °C	Y ^o	CO ₂ Kg	VAPOR Kg	T ^o	Y	CO ₂ P	CALOR TRANSF. KOAL
0.01412	80	13419.79	81	0.638	501.02	1400.90	100.5	0.1277		
0.01342	70	13596.65	89	0.500	442.62	1636.16	102.0	0.0996	58.40	107826
0.01265	60	13719.66	95	0.362	373.74	1828.05	102.5	0.0771	68.88	87951
0.01248	50	13786.68	99	0.276	284.43	1984.38	104.0	0.0554	89.31	71649
0.01082	40	13846.25	103	0.192	170.76	2157.62	105.0	0.0314	113.67	79403
0.00975	30	13869.87	106.5	0.103	0	2352.00		0	170.76	89089

P R E C A L E N T A D O R

	T(°C)	T(°C)	DT(°C)	CALOR TRANSF. (KOAL)
PUNTO 0	30	60	30	623277
PUNTO 1	81	100.5	19.5	

C A P I T U L O V

ESTIMACION DEL NUMERO DE PLATOS.

PARA DETERMINAR EL NÚMERO DE PLATOS REQUERIDOS EN LOS EQUIPOS DE CONTACTO POR ETAPAS, SE UTILIZAN LOS CONCEPTOS DE EFICIENCIA DE PLATO, EVALUANDO PRIMERO EL NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS REQUERIDAS.

SIN EMBARGO, LOS DATOS DEL FUNCIONAMIENTO PARA COLUMNAS DE PLATOS DE ABSORCIÓN SE EXPRESAN TAMBIÉN EN TÉRMINOS DE EFICIENCIAS TOTALES DE COLUMNA, EFICIENCIAS DE PUNTO O EFICIENCIAS DE MURPHREE.

SE HA LLEVADO A CABO UNA CONSIDERABLE CANTIDAD DE TRABAJO EN LA DETERMINACIÓN Y CORRELACIÓN DE EFICIENCIAS DE PLATO, PRINCIPALMENTE EN DESTILACIÓN. ENTRE LAS RELACIONES ESTABLECIDAS PARA LA EFICIENCIA DE PUNTO ESTÁN LAS ECUACIONES DE GEDDES, CHU ET AL., BAKOWSKY Y GERSTER (10), Y PARA LAS EFICIENCIAS DE PLATO DE MURPHREE EXISTEN LAS CORRELACIONES EMPÍRICAS DE DRICKAMER Y BRADFORD, O'CONNELL, WALTER Y SHERWOOD Y LA MODIFICACIÓN DE GILLILAND DE ESTA ÚLTIMA(10).

DE ÉSTAS, SÓLO LAS RELACIONES DE WALTER Y SHERWOOD Y DE O'CONNELL SE HAN COMPROBADO PARA PROCESOS DE ABSORCIÓN.

EN ESTE TRABAJO SE UTILIZARÁ EL MÉTODO DE WALTER Y SHERWOOD PARA OBTENER LA EFICIENCIA DE MURPHREE.

EXPOSICION DEL METODO.

LA EFICIENCIA DE PLATO DE MURPHREE BASADA EN LA FASE GASEOSA, EMG, SE DEFINE COMO LA RELACIÓN ENTRE LA DESORCIÓN REAL DEL GAS OBTENIDA EN UN PLATO Y LA DESORCIÓN QUE SE LLEVARÍA A CABO EN UN PLATO TEÓRICO. CON REFERENCIA A LA FIGURA V-1, SI CD REPRESENTA LA DESORCIÓN REAL, ENTONCES,

$$EMG = CD/CB = (y_{N+1} - y_N)/y_{N+1} - y_N^0 \text{ -----(1)}$$

LA EFICIENCIA DE PLATO DE MURPHREE NO ES UNA EFICIENCIA REAL, YA QUE RELACIONA CAMBIOS PROMEDIO EN COMPOSICIÓN DE LA FASE GASEOSA, NO AL VALOR DE EQUILIBRIO, CON RESPECTO A LA COMPOSICIÓN PROMEDIO DEL LÍQUIDO EN EL PLATO, SINO AL LÍQUIDO QUE SALE DEL PLATO. POR LO TANTO, EL VALOR DE EMG PUEDE EXCEDER EL 100 %.

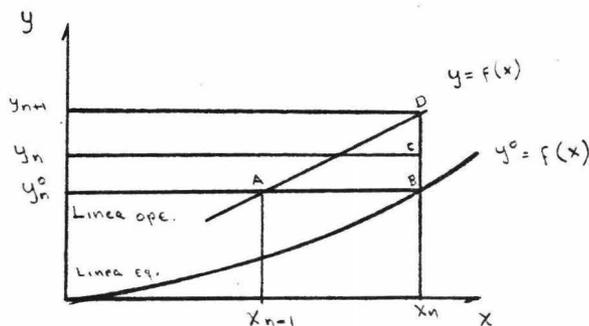


FIGURA V-1

DE ACUERDO CON WALTER Y SHERWOOD (10), LA EFICIENCIA DE MUEPHREE ESTÁ
 DADA POR LA FÓRMULA EMPÍRICA:

$$EMG = 1 - e^{-K} \quad \text{--- (2)}$$

ESTUDIARON LOS VALORES DE K PARA UNA GRAN VARIEDAD DE ABSORBEDORES Y
 CONCLUYERON QUE,

$$K = H / (2.5 + 0.37 M M_L / D_L) U^{0.68} B^{0.33} \quad \text{--- (3)}$$

DONDE, H = PROFUNDIDAD EFECTIVA DEL LÍQUIDO, IN.

M = PENDIENTE DE LA LÍNEA DE EQUILIBRIO, dy^o/dx .

M_L = PESO MOLECULAR DEL LÍQUIDO.

D_L = DENSIDAD DEL LÍQUIDO, LB/FT³.

U_L = VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO, CP.

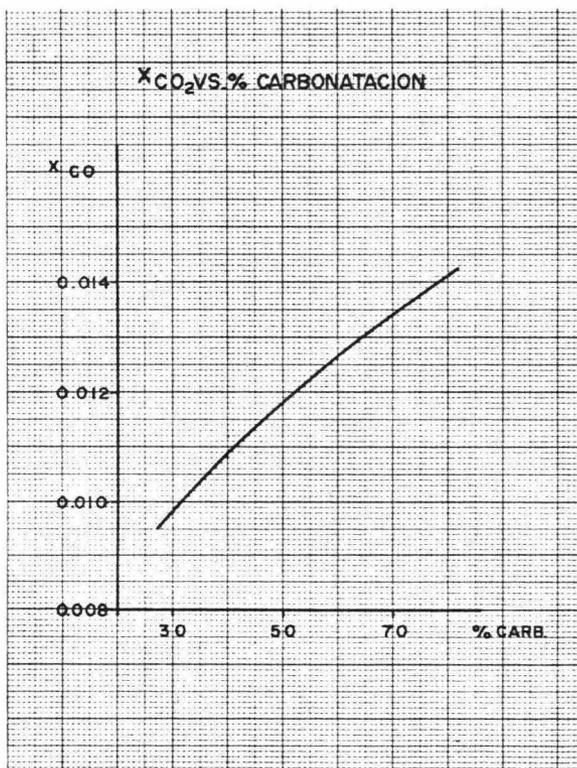
B = ANCHURA DE LAS ABERTURAS O RANURAS.

EN ESTA ECUACIÓN EMPÍRICA, LOS DOS TÉRMINOS ENTRE PARÉNTESIS REPRESENTAN, RESPECTIVAMENTE, LAS RESISTENCIAS DIFUSIONALES DE LAS FASES GASEOSA Y LÍQUIDA.

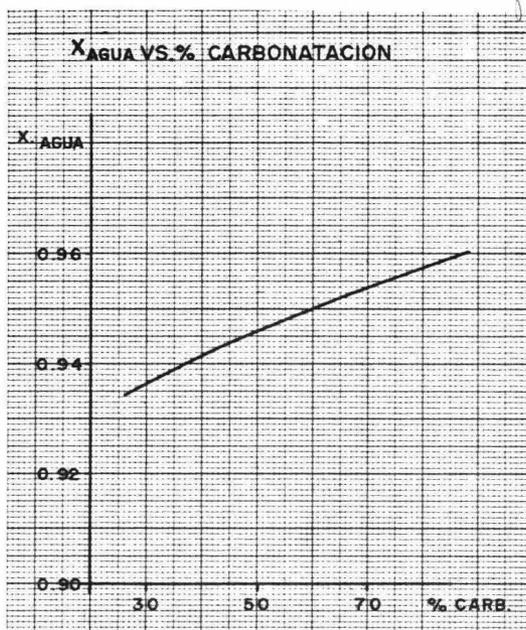
LA ANCHURA DE LAS ABERTURAS JUNTO CON H REPRESENTAN EL ÁREA INTERFACIAL, MIENTRAS QUE EL TÉRMINO QUE INVOLUCRA LA VISCOSIDAD EXPLICA EL EFECTO DE LA VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO EN LAS VELOCIDADES DE DIFUSIÓN BAJAS DENTRO DE LÍQUIDOS.

LA DEFINICIÓN DE M COMO dy^0/dx PERMITE ESTIMAR LA VARIACIÓN EN EFICIENCIAS DE PLATO PARA SOLUBILIDADES DE GASES QUE NO SIGUEN LA LEY DE HENRY.

EN UN SISTEMA DE COORDENADAS, SI SE REPRESENTAN LAS ABCISAS POR LA FRACCIÓN MOL DE CO_2 EN EL LÍQUIDO Y LAS ORDENADAS POR EL GRADO DE CARBONATACIÓN, Y SI SE HACE LO MISMO PARA LA FRACCIÓN MOL DEL AGUA, SE OBTIENEN CURVAS QUE PERMITEN TENER VALORES DE X CORREGIDOS:



aquí no pasó nada



LA SIGUIENTE TABLA MUESTRA COMO SE OBTUVIERON LAS PENDIENTES PARA VARIOS PUNTOS DE LA LÍNEA DE EQUILIBRIO.

BASE: DESORCION DE CO₂.

% CARB	Y ⁰	Y	X	DY	DX	M
30	0.1030	0.0000	0.00975			
40	0.1920	0.0314	0.01082	0.089	0.00107	83.18
50	0.2760	0.0554	0.01176	0.084	0.00094	89.36
60	0.3620	0.0771	0.01265	0.086	0.00089	96.63
70	0.5000	0.0996	0.01342	0.138	0.00077	179.22
80	0.6380	0.1277	0.01420	0.138	0.00078	176.92

BASE: CONDENSACION DE VAPOR.

% CARB.	y_v^0	y_v	x_v	dy_v	dx_v	M
30	0.8970	1.0000	0.9370	0.0890	0.0050	17.80
40	0.8080	0.9686	0.9420	0.0840	0.0040	21.00
50	0.7240	0.9446	0.9460	0.0860	0.0040	21.50
60	0.6380	0.9229	0.9500	0.1380	0.0040	34.50
70	0.5000	0.9004	0.9540	0.1380	0.0030	46.00
80	0.3620	0.8723	0.9570			

UTILIZANDO LA ECUACIÓN (3) Y LOS VALORES QUE APARECEN A CONTINUACIÓN, LAS EFICIENCIAS DE MURPHREE PARA CADA CASO SON:

$$u_L = 0.65 \text{ CP.}$$

$$u_L^{0.68} = 0.746$$

$$B = 0.50 \text{ IN.}$$

$$u_L^{0.68} B^{0.33} = 0.594$$

$$H = 2.8 \text{ IN.}$$

$$\bar{M}_L = 22 \text{ G/MOL.}$$

$$\bar{D}_L = 74.9 \text{ LB/FT}^2.$$

$$0.37 \bar{M}_L / \bar{D}_L = 0.109.$$

EFICIENCIAS DE MURPHREE EN BASE A LA DESORCION DE CO₂.

% CARB	M	$0.37 \bar{M}_L / \bar{D}_L$	A+2.5	Bx0.594	H/C=K	E^K	E^{-K}	EMG
		=A	=B	=C				
30	83.18	9.067	11.567	6.871	0.408	1.503	0.665	0.335
40	89.36	9.740	12.240	7.271	0.385	1.470	0.680	0.320
50	96.63	10.533	13.033	7.741	0.362	1.436	0.696	0.304
60	179.22	19.535	22.035	13.089	0.214	1.239	0.807	0.193
70	176.92	19.284	21.784	12.940	0.216	1.242	0.805	0.195

EFICIENCIAS DE MURPHREE EN BASE A LA CONDENSACION DE VAPOR.

% CARB	M	A	B	C	K	E^K	E^{-K}	EMG
30	17.80	1.940	4.440	2.637	1.062	2.891	0.346	0.654
40	21.00	2.289	4.789	2.845	0.984	2.676	0.374	0.626
50	21.50	2.344	4.844	2.877	0.973	2.646	0.378	0.622
60	34.50	3.761	6.261	3.719	0.753	2.123	0.471	0.529
70	46.00	5.014	7.514	4.463	0.627	1.873	0.534	0.466

PARA DETERMINAR EL NÚMERO DE PLATOS REALES, SE TRAZARÁ GRÁFICAMENTE LA LÍNEA DE EQUILIBRIO Y OPERACIÓN PARA DOS CASOS: EL PRIMERO EN BASE A LA DESORCIÓN DE CO_2 Y EL SEGUNDO EN BASE A LA CONDENSACIÓN DE VAPOR. TOMANDO EN CONSIDERACIÓN QUE EL GRADO DE CARBONATACIÓN ES UNA MEDIDA INDIRECTA DE LA FRACCIÓN MOL DEL CO_2 O DE LA FRACCIÓN MOL DEL AGUA EN LA FASE PESADA, LOS EJES COORDENADOS QUE SE USARÁN EN LA DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE PLATOS TIENEN COMO ABSCISA EL GRADO DE CARBONATACIÓN Y COMO ORDENADA LA FRACCIÓN MOL DEL CO_2 O DEL AGUA EN LA FASE LIGERA, SEGÚN SEA EL CASO.

DESPUÉS DE TRAZAR LA LÍNEA DE EQUILIBRIO Y LA DE OPERACIÓN, SE DIBUJARÁ UNA LÍNEA PUNTEADA ENTRE LAS DOS CURVAS ANTERIORES A UNA FRACCIÓN DE LA DISTANCIA VERTICAL DE LA LÍNEA DE OPERACIÓN IGUAL A LA EFICIENCIA DE MURPHREE. ESTO SE ILUSTRAN EN LA SIGUIENTE FIGURA V-4.

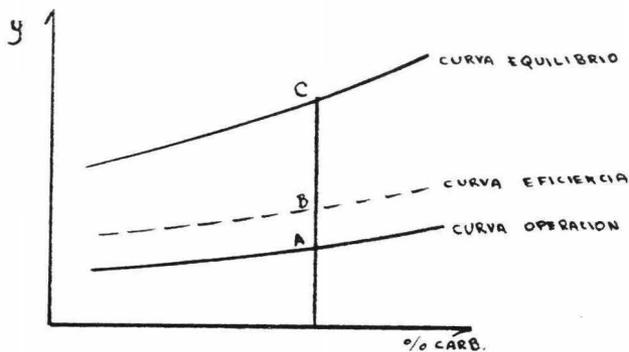


FIGURA V-4.

Así, EL VALOR DE LA EFICIENCIA DE MURPHREE EMG , PARA EL GRADO DE CARBONATACIÓN CORRESPONDIENTE, ES LA RELACIÓN DE LAS LONGITUDES DE LAS LÍNEAS AB/AC . YA QUE LA LÍNEA PUNTEADA REPRESENTA LAS COMPOSICIONES REALES DE LOS EFLUENTES DE LOS PLATOS, SE USARÁ EN LUGAR DE LA CURVA DE EQUILIBRIO PARA DETERMINAR EL NÚMERO DE PLATOS REALES.

LA DETERMINACIÓN GRÁFICA DE LOS PLATOS SE ENCUENTRA EN LAS FIGURAS V-7 y V-8.

EL VALOR DE LAS ORDENADAS CORRESPONDIENTES A VARIOS GRADOS DE CARBONATACIÓN (ABSCISAS) PARA LAS LÍNEAS DE EQUILIBRIO CORREGIDAS POR LA EFICIENCIA SE CALCULÓ COMO SIGUE EN LAS DOS TABLAS QUE SE MUESTRAN ADELANTE.

CÁLCULO DE LA CURVA DE EQUILIBRIO CORREGIDA POR LA EFICIENCIA.

BASE: DESORCIÓN DE CO_2 .

% CARB.	$EMG = AB/AC$	y_{AOP}	y_{CEQ}	$AC = y_C - y_A$	$AB = EMG(AC)$	$y_B = AB + y_A$
30	0.385	0	0.1030	0.1030	0.0397	0.0397
40	0.338	0.0314	0.1920	0.1606	0.0543	0.0857
50	0.292	0.0554	0.2760	0.2206	0.0644	0.1198
60	0.242	0.0771	0.3620	0.2849	0.0689	0.1460
70	0.193	0.0996	0.5000	0.4004	0.0773	0.1769
80	0.142	0.1277	0.6380	0.5103	0.0725	0.2002

CORRECCION GRAFICA DE LOS VALORES DE LA EFICIENCIA

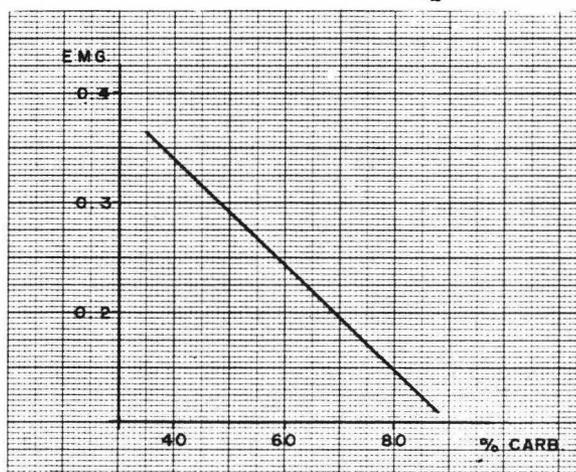
BASE: DESORCIÓN DE CO₂

FIGURA V-5

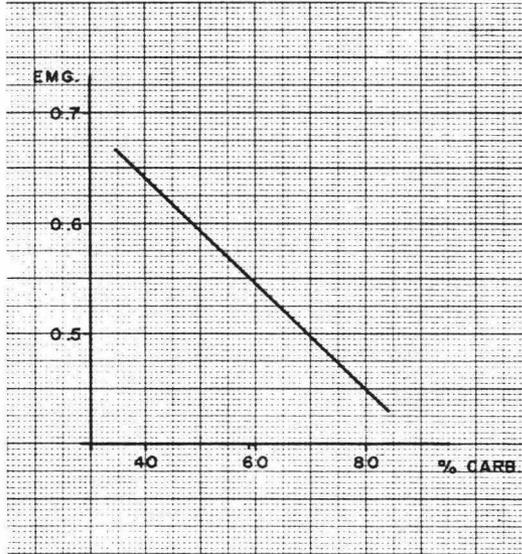
CALCULO DE LA CURVA DE EQUILIBRIO CORREGIDA POR LA EFICIENCIA.

BASE: CONDENSACIÓN DE VAPOR.

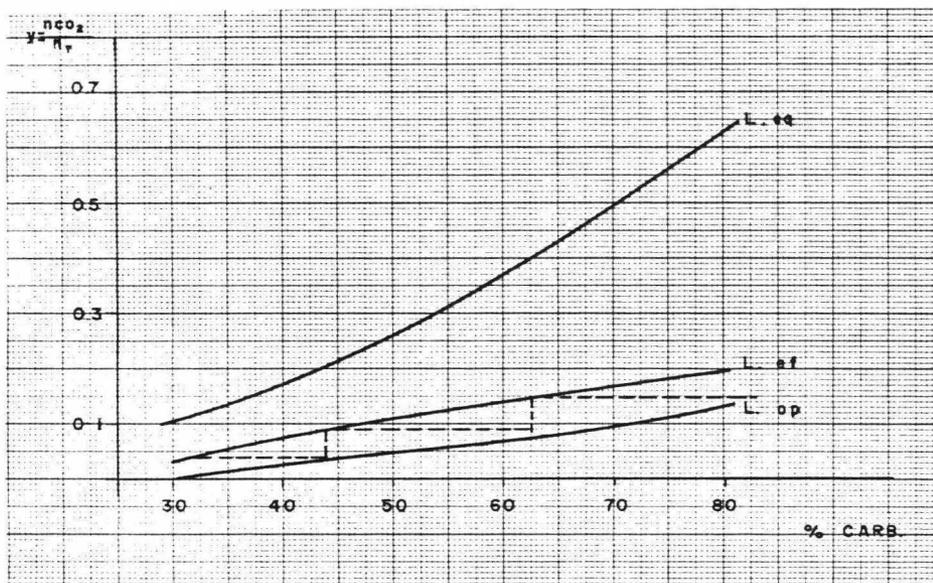
% CARB	EMG= AB/AC	Y _{AOP}	Y _{OEQ}	AC=Y _C -Y _A	AB=EMG(AC)	Y _B =AB+Y _A
30	0.7500	1.0000	0.8970	-0.1030	0.0773	0.9228
40	0.6600	0.9686	0.8080	-0.1606	0.1060	0.8626
50	0.5950	0.9446	0.7240	-0.2206	0.1313	0.8133
60	0.5400	0.9229	0.6380	-0.2849	0.1538	0.7691
70	0.4960	0.9004	0.5000	-0.4004	0.1986	0.7018
80	0.4570	0.8723	0.3620	-0.5103	0.2332	0.6391

CORRECCION GRAFICA DE LOS VALORES DE
LA EFICIENCIA

BASE: CONDENSACION DE VAPOR.

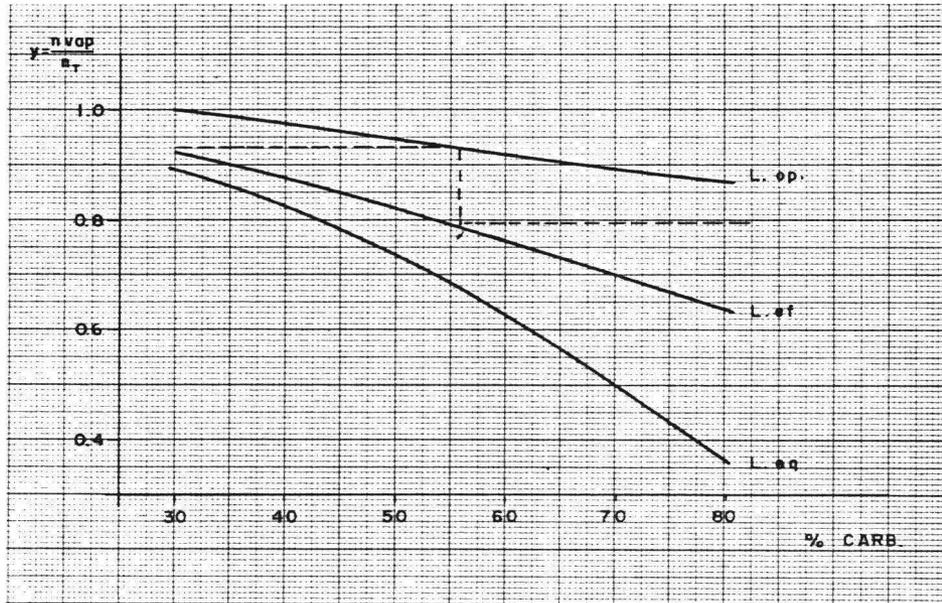


DETERMINACION GRAFICA DEL NUMERO DE PLATOS.

BASE: DESORCIÓN DE CO_2 .

DETERMINACION GRAFICA DEL NUMERO DE PLATOS.

BASE: CONDENSACION DE VAPOR.



DE LOS DIAGRAMAS ANTERIORES SE DEDUCE LO SIGUIENTE:

LA DESCARBONATACIÓN REQUERIRÍA UN DESTILADOR Y MENOS DE DOS PLATOS.

LA CONDENSACIÓN DEL VAPOR PUEDE HACERSE EN UN PLATO Y FRACCIÓN.

ASÍ, LA COLUMNA CONSTARÍA DE UN DESTILADOR Y CUATRO PLATOS, ACTUANDO LA PARTE DE ARRIBA DE LA TORRE COMO PRECALENTADOR.

C A P I T U L O VI

DISEÑO DE LOS PLATOS.

LAS DIMENSIONES DE LA COLUMNA ASÍ COMO EL DISEÑO DE LOS PLATOS SE HICIERON PARA UNA CAPACIDAD DE 50 Ton/día DE ALCALI TOTAL. ÉSTA CAPACIDAD ESTÁ JUSTIFICADA POR EL HECHO DE QUE EN LA FÁBRICA SE PIERDEN ENTRE 30 Y 40 TONELADAS DE ALCALI TOTAL POR CONCEPTO DE FINOS.

PARA ESTE CASO, EL GASTO DE ALGUNOS COMPONENTES ES:

VAPOR EN EL DESTILADOR	2435 Kg
VAPOR EN EL 40 PLATO	1450 "
CO ₂ EN EL 40 PLATO	519 "
VAPOR EN EL DOMO	42 "
MAGMA EN EL DOMO	12616 "
MAGMA EN EL 40 PLATO	14024 "
SOLUCIÓN EN EL DESTILADOR	15008 "

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA.

EN LOS CÁLCULOS DE ABSORCIÓN, DESORCIÓN Y DESTILACIÓN, EL DIÁMETRO DE LA COLUMNA SE DETERMINA UTILIZANDO LA ECUACIÓN DE SOUDERS-BROWN (5),(7),(8), (10),(11),(14),

$$U_G = k((D_L - D_G)/D_G)^{1/2} \text{ -----(1)}$$

DONDE U_G ES LA VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS EN LA COLUMNA, k ES UNA CONSTANTE QUE DEPENDE DEL ESPACIAMIENTO DE LOS PLATOS Y DEL SELLO DE LÍQUIDO, D_L ES LA DENSIDAD DE LA FASE PESADA Y D_G ES LA DENSIDAD DE LA FASE LIGERA. SE SUPONE QUE LA ECUACIÓN ESTÁ BASADA EN CONSIDERACIONES DE ARRASTRE Y PARA DAR VALORES DE LA VELOCIDAD SUPERFICIAL EN LOS QUE LA EFICIENCIA DE PLATO TIENE UN VALOR ÓPTIMO. EL CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA EN BASE A LA ECUACIÓN (1) CONSIDERA QUE EL FLUJO DE GAS ES EL FACTOR CONTROLANTE EN ESTA DETERMINACIÓN.

PARA EL PLATO INFERIOR:

$$D_L = 1.12 \text{ g/cc} \times 62.43 \text{ LB/FT}^3/\text{g/cc} = 70 \text{ LB/FT}^3$$

$$D_G = 18 \text{ LB/MOL} \times (1 \text{ MOL}/359\text{FT}^3) \times (950\text{MMHG}/760\text{MMHG}) \times (273/379) = 0.045 \text{ LB/FT}^3$$

$$((D_L - D_C) / D_C)^{1/2} = 39.428$$

COMO EN ESTE CASO EL DESPRENDIMIENTO DE CO_2 PROVOCARÁ UNA CANTIDAD CONSIDERABLE DE ESPUMA, SE SELECCIONÓ, DE ACUERDO A LOS VALORES RECOMENDADOS EN LA LITERATURA (5), (8), (10), (11), (14), UN ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS DE 24 PULGADAS. CON ESTE VALOR, LA K DE LA ECUACIÓN (1) ES, SEGÚN LA REFERENCIA (8) Y (10) DE 0.12, ASÍ QUE LA VELOCIDAD DE INUNDACIÓN SERÍA DE:

$$U_G = 0.12 \times 39.428 = 4.59 \text{ FT/SEG}$$

CON UNA VELOCIDAD DE DISEÑO IGUAL AL 85 % DE LA VELOCIDAD DE INUNDACIÓN, SE TIENEN, $0.85 \times 4.59 = 3.91 \text{ FT/SEG}$

EL VOLUMEN QUE OCUPA LA FASE LIGERA EN EL PLATO INFERIOR ES DE:

VAPOR,	$(2435 \text{ KG/HR}) \times (1 \text{ LB}/0.454 \text{ KG}) \times (1 \text{ MOL}/18 \text{ LB}) =$	297.97 LB MOL/HR
CO_2 ,	$(177 \text{ KG/HR}) \times (1 \text{ LB}/0.454 \text{ KG}) \times (1 \text{ MOL}/44 \text{ LB}) =$	8.86 "
		306.83 "
MOLES TOTALES,		306.83 "
VOLUMEN,	$(306.83 \text{ LB MOL/HR}/3600 \text{ SEG/HR}) \times (359 \text{ FT}^3/\text{MOL}) \times (379/273) \times (760/950) =$	
		$= 33.98 \text{ FT}^3/\text{SEG.}$
SECCIÓN DE LA COLUMNA,	$33.98 \text{ FT}^3/\text{SEG}/3.91 \text{ FT/SEG} = 8.7 \text{ FT}^2.$	
DIÁMETRO,	$((4/3 \cdot 14) \times 8.7 \text{ FT}^2)^{1/2} = 3.33 \text{ FT} = 105 \text{ CM.}$	

DISEÑO DE PLATOS PERFORADOS.

SE SELECCIONARON PLATOS PERFORADOS CON BAJANTES EN VIRTUD DE SU BAJO COSTO, ALTA CAPACIDAD, ALTA EFICIENCIA Y AL HECHO DE MANEJAR SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN.

PARA LA SELECCIÓN DEL TIPO DE PLATO SE TOMÓ EL CRITERIO DE BOLLES (5), (8), Y SEGÚN LA CANTIDAD DE SUSPENSIÓN MANEJADA RESULTÓ CONVENIENTE UNA TRAYECTORIA DE LA MISMA EN FLUJO CRUZADO.

COMO SE MENCIONÓ ANTES, EL ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS SERÁ DE 24 PULGADAS.

ASIMISMO, LOS CÁLCULOS SE HICIERON POR EL MÉTODO SUGERIDO POR BOLLES Y PRESENTADO POR LUDWIG EN EL SEGUNDO VOLUMEN DE SU LIBRO.

-CONDICIONES PARA EL DISEÑO DE LOS PLATOS.

	FONDO	40 PLATO.
GASTO DE VAPOR Y CO ₂	33.98 FT ³ /SEG	23.40 FT ³ /SEG
GASTO DE LÍQUIDO	59.00 GPM	
DENSIDAD FASE LIGERA	0.045 LB/FT ³	0.023 LB/FT ³
DENSIDAD SALMUERA	70.000 "	
DIÁMETRO DE LA TORRE		3.3 FT

-TAMAÑO DE LAS PERFORACIONES Y ESPACIAMIENTO.

SEGÚN LUDWIG(5), CASI TODA LA LITERATURA HA PRESENTADO DATOS PARA PLATOS CON PERFORACIONES DESDE 1/8 HASTA 1/2 PULGADA DE DIÁMETRO. EL TAMAÑO DE LAS PERFORACIONES CUANDO SE TRATA DE UN SERVICIO LIMPIO SE RECOMIENDA DE 3/16 DE PULGADA Y PARA FLUIDOS QUE CONTIENEN SÓLIDOS SE PUEDEN USAR PERFORACIONES DE 1/2 O 1/4 DE PULGADA. EN ESTE TRABAJO SE ESCOGIÓ UN VALOR RECOMENDADO DE 1/4 DE PULGADA.

TAMBIÉN SE RECOMIENDA (5) QUE EL ESPACIAMIENTO ENTRE LAS PERFORACIONES SEA DE 2.5 VECES EL DIÁMETRO DE ELLAS, SIENDO ESTE ESPACIAMIENTO DE CENTRO A CENTRO DE CADA PERFORACIÓN. ASÍ, EL ESPACIAMIENTO RESULTA DE $2.5 \times 1/4 = 2.5/4 = 5/8$ DE PULGADA.

LA FIGURA 8-69 DE LA REFERENCIA (5) PERMITE OBTENER EL PORCENTAJE DE ÁREA PERFORADA CON LA RELACIÓN DIÁMETRO/ESPACIAMIENTO = D_0/C . PARA ESTE CASO, $D_0/C = 1/4 / 5/8 = 0.40$; CON ESTE VALOR, EL PORCIENTO DE ÁREA PERFORADA ES DE 14.5.

-VELOCIDAD MÍNIMA EN LAS PERFORACIONES (GOTEO).

EL PUNTO DE GOTEO SE CONSIDERA COMO LA VELOCIDAD MÍNIMA DEL VAPOR CON LA QUE SE OBTENDRÁ UNA OPERACIÓN ESTABLE EN EL PLATO, EVITANDO QUE EL LÍQUIDO PASE A TRAVÉS DE LAS PERFORACIONES. ESTE PUNTO SE CONSIDERA GENERALMENTE COMO EL PUNTO MÁS BAJO DE OPERACIÓN DEL PLATO QUE MANTIENE UNA EFICIENCIA ACEPTA--

BLE.

LA DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE GOTEO SE HIZO POR TANTEOS, DE LA SIGUIENTE MANERA: AL PRODUCTO $U_0(d_v)^{1/2}$ SE LE DENOMINARÁ FACTOR DE VELOCIDAD EN LAS PERFORACIONES, U_0 ES LA VELOCIDAD DEL VAPOR A TRAVÉS DE ÉLLAS Y d_v ES LA DENSIDAD DE LA FASE LIGERA. SE SUPUSIERON VALORES DEL FACTOR DE VELOCIDAD, Y CON ESTOS VALORES SE OBTUVIERON LAS CAÍDAS DE PRESIÓN EN EL PLATO; PARA CADA CAÍDA DE PRESIÓN SE LEYERON LOS VALORES DEL FACTOR DE VELOCIDAD F_s EN LA FIGURA 8-67 DE LA REFERENCIA (5) HASTA QUE EL VALOR DE F_s SUPUESTO COINCIDIÓ CON EL VALOR LEÍDO. EL RESULTADO FINAL ES:

$$\text{VALOR DE } F_s = U_0(d_v)^{1/2} \text{ SUPUESTO: } 15$$

$$\text{TIRANTE DE LÍQUIDO SUPUESTO, } H_{SL}: 2.8 \text{ IN.}$$

CAÍDA DE PRESIÓN EN SECO, H_{DT} :

$$H_{DT} = 0.003(U_0^2 d_v)(d_{AGUA}/d_L)(1-B^2)/C_0^2$$

DONDE, d_L = DENSIDAD FASE PESADA

B = FRACCIÓN PERFORADA EN EL ÁREA PERFORADA DEL PLATO.

ESPEJOR DE LOS PLATOS: $1/4$ IN.

DIÁMETRO PERFORACIONES/ESPEJOR PLATOS = 1

DE LA FIG. 8-65 DEL LUDWIG, EL COEFICIENTE DE ORIFICIO $C_0 = 0.82$

SUSTITUYENDO EN LA FÓRMULA, CON $B=0.145$,

$$H_{DT} = 0.003(15)^{1/2} (62.3/70)(1-(0.145)^2)/(0.82)^2 = 0.875 \text{ IN DE LÍQUIDO.}$$

CABEZA EFECTIVA, H_E .

PARA $H_{SL} = 2.8$ IN, DE LA FIG. 8-66 DEL LUDWIG SE LEE $H_E = 1.8$ IN.

CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL EN EL PLATO, H_T

$$H_T = 0.875 + 1.8 = 2.675 \text{ IN. DE LÍQUIDO.}$$

PUNTO DE GOTEO.

USANDO LA FIGURA 8-67 DEL LUDWIG, CON H_T DE 2.675, SE LEE,

$$F_s = 14.3$$

ESTO INDICA QUE CON UN FACTOR DE VELOCIDAD DE 14.3 HABRÁ GOTEADO DE LÍQUIDO, Y SE UTILIZARÁ COMO VALOR MÍNIMO DE VELOCIDAD EL CORRESPONDIENTE A UN FACTOR DE VELOCIDAD DE 15.

-VELOCIDAD MÁXIMA EN LAS PERFORACIONES EN CONDICIONES DE INUNDACIÓN.

SEGÚN LUDWIG(5), LA VELOCIDAD MÁXIMA EN LAS PERFORACIONES DARÁ UN ARRASTRE DE LÍQUIDO EN LA BAJANTE DE UN 50 % DEL ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS.

ASIMISMO, PARA DETERMINAR ESTA VELOCIDAD MÁXIMA, SUGIERE:

- A) SUPONER UN FACTOR DE VELOCIDAD MÁXIMO.
- B) CALCULAR LA ALTURA DEL LÍQUIDO EN LA BAJANTE, H_D
- C) SI $H_D = S_T/2$, DONDE S_T ES EL ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS, LA VELOCIDAD EN LAS PERFORACIONES ES SATISFACTORIA. SI NO, SE DEBE REPETIR.

EL RESULTADO DE LOS TANTEOS ES:

VALOR DE F_S SUPUESTO: 43.

CAÍDA DE PRESIÓN EN SECC. H_{DT}

$$H_{DT} = 0.003(43)^2 (62.3/70)(1-(0.145)^2)/(0.82)^2 = 7.19 \text{ IN. DE LÍQUIDO}$$

CABEZA EFECTIVA, H_E .

PARA $H_{SL} = 2.8^m$, DE LA FIG. 8-66 DEL LUDWIG, SE LEE $H_E = 1.8 \text{ IN LÍQ.}$

CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL, H_T .

$$H_T = 7.19 + 1.8 = 8.99 \text{ IN. DE LÍQUIDO.}$$

ALTURA EN LA BAJANTE, H_D .

$$H_D = H_T + (H_W - H_{OW}) + \Delta + H_D$$

$$H_D = 8.99 + 2.8 + 0 + 0 = 11.79 \text{ IN. DE LÍQUIDO.}$$

SI S_T ES EL ESPACIAMIENTO ENTRE LOS PLATOS Y EL LÍMITE PARA LA INUNDACIÓN ES $S_T/2 = 12 \text{ IN.}$, EL VALOR DE 43 PARA F_S ESTÁ UN POCO POR DEBAJO DEL VALOR MÁXIMO.

-VELOCIDAD DE DISEÑO EN LAS PERFORACIONES.

VALOR DE F_S PARA DISEÑO = 18.

ALTURA DEL VERTEDERO SELECCIONADA(5), $H_W = 2 \text{ IN.}$

ALTURA DEL LÍQUIDO SOBRE EL VERTEDERO, H_{OW} .

$$LW = \text{LONGITUD DEL VERTEDERO} = 0.87 \times D \text{ TORRE} = 0.87 \times 3.3 = 2.87 \text{ FT.}$$

DE LA FIG. 8-52 DEL LUDWIG, PARA UN GASTO DE 59 GPM, SE LEE,

$$H_{OW} = 0.8 \text{ IN.}$$

TIRANTE DE LÍQUIDO, $H_{SL} = F \times H_W + H_{OW}$

$$H_{SL} = 1 \times 2.0 + 0.8 = 2.8 \text{ IN.}$$

CAÍDA DE PRESIÓN EN SECO, H_{DT}

$$H_{DT} = 0.003 (18)^2 (62.3/70)(1-(0.145)^2)/(0.82)^2 = 1.260 \text{ IN. DE LÍQUIDO}$$

CABEZA EFECTIVA, H_E

PARA $H_{SL} = 2.8 \text{ IN.}$, DE LA FIG. 8-66 DEL LUDWIG, SE LEE,

$$H_E = 1.8 \text{ IN.}$$

CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL EN EL PLATO, H_T

$$H_T = 1.8 + 1.26 = 3.06 \text{ IN. LÍQUIDO.}$$

NÚMERO DE PERFORACIONES REQUERIDAS.

TAMAÑO DE PERFORACIONES SELECCIONADO: $1/4 \text{ IN.}$

ESPACIAMIENTO CENTRO A CENTRO: $5/8 \text{ IN.}$

DE LA FIG. 8-70 DEL LUDWIG, PERFORACIONES/ IN^2 DE PLACA = 3.0

AREA DE UN HOYO = 0.049 IN^2 .

EN BASE A LO ANTERIOR, SE TIENE:

(EN LA SIGUIENTE PAGINA)

VELOCIDAD MAXIMA	VELOCIDAD DE DISEÑO	VELOCIDAD MINIMA
$F_s = 43$	$F_s = 18$	$F_s = 15$
Uo DOMO =		
$43/(0.023)^{1/2} = 284.00 \text{ FT/SEG}$	$18/(0.023)^{1/2} = 119.00 \text{ FT/SEG}$	$15/(0.023)^{1/2} = 99.00 \text{ FT/SEG}$
Uo FONDO =		
$43/(0.045)^{1/2} = 257.00 \text{ FT/SEG}$	$18/(0.045)^{1/2} = 84.85 \text{ FT/SEG}$	$15/(0.045)^{1/2} = 70.71 \text{ FT/SEG}$
No. HOYOS REQUERIDOS =		
CFS DOMO = 23.40		
No. HOYOS =		
$23.40 \times 144/284 \times 0.049 = 242$	$23.40 \times 144/119 \times 0.049 = 578$	$23.40 \times 144/99 \times 0.049 = 695$
CFS FONDO = 33.98		
$33.98 \times 144/257 \times 0.049 = 389$	$33.98 \times 144/84.85 \times 0.049 = 1177$	$33.98 \times 144/70.71 \times 0.049 = 1412$

DETALLES MECANICOS PARA EL ARREGLO DE LOS PLATOS.

LOS INCISOS A), B) Y C) ESTÁN BASADOS EN LOS VALORES QUE RECOMIENDA LA REFERENCIA (5) PARA PLATOS PERFORADOS CON BAJANTES.

A) SE TOMARON 3 1/2 PULGADAS DE DIÁMETRO PARA LA EXTENSIÓN DEL ANILLO PARA SOPORTAR EL PLATO.

B) SE TOMARON 5" DE CLARO (SIN HOYOS) ENTRE LA BAJANTE DE ENTRADA Y LA PRIMERA FILA DE HOYOS.

C) SE TOMARÁN 3" DE CLARO (SIN HOYOS) ENTRE EL VERTEDERO DE SALIDA Y LA FILA ADYACENTE DE HOYOS.

D) ÁREA REQUERIDA PARA LAS PERFORACIONES.

CON 1177 HOYOS Y 3 HOYOS/ IN^2 DE PLACA,

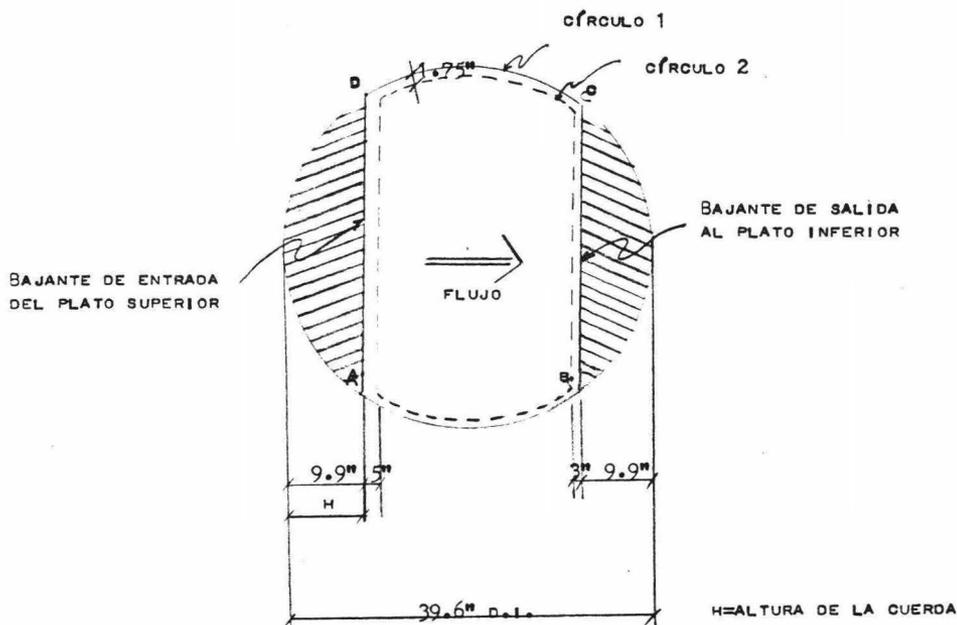
$$1177/3 = 392.33 \text{ IN}^2 \text{ DE PLACA.}$$

E) DETERMINACIÓN DEL ANCHO PARA LAS BAJANTES.

PARA UNA LONGITUD DEL VERTEDERO DE 0.87 VECES EL DIÁMETRO DE LA TORRE Y DE LA FIG. 8-48 DEL LUDWIG, EL ANCHO MÍNIMO DE LAS BAJANTES ES DE:

$$0.25 \times D_{\text{TORRE}} = 0.25 \times 3.3 = 0.83 \text{ FT} = 9.9 \text{ IN.}$$

F) DETERMINACIONES DE AREA (VER FIGURA VI-1).



SIN ESC.

FIGURA VI-1.

-ÁREA DEL SEGMENTO DE CÍRCULO (2) CON CUERDA AD:

$$\text{DIÁMETRO DEL CÍRCULO (2): } 39.6 - 3.5 = 35.1 \text{ IN.}$$

$$\text{ALTURA DE LA CUERDA: } 17.55 - (19.8 - 9.9 - 5) = 12.65 \text{ IN.} = h$$

$$\text{ALTURA CUERDA/DIÁMETRO CÍRCULO} = 12.5/35.1 = 0.3604$$

DEL PERRY, 4ª ED., PÁG. 1-20.

$$\text{ÁREA} = 0.25493 (35.1)^2 = 314.076 \text{ IN}^2.$$

-ÁREA DEL SEGMENTO DEL CÍRCULO (2) CON CUERDA BC:

$$\text{ALTURA CUERDA: } 17.55 - (19.8 - 9.9 - 3) = 10.65 \text{ IN.}$$

$$h/D = 10.65/35.1 = 0.3034$$

$$\text{ÁREA} = 0.20128 (35.1)^2 = 247.979 \text{ IN}^2.$$

-ÁREA DEL CÍRCULO (2):

$$\text{ÁREA} = 3.14 \times (35.1)^2 / 4 = 967.618 \text{ IN}^2.$$

-ÁREA DISPONIBLE PARA HOYOS:

$$967.618 - 247.979 - 314.076 = 405.563 \text{ IN}^2.$$

-NÚMERO DE HOYOS PARA EL ÁREA DISPONIBLE:

$$405.563 \times 3 = 1217 \text{ HOYOS.}$$

EL ÁREA ES SUFICIENTE PARA EL NÚMERO DE HOYOS REQUERIDOS.

C A P I T U L O V I I

ANALISIS ECONOMICO.

EN ESTE CAPÍTULO SE HIZO UNA ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN REQUERIDA PARA EL SISTEMA.

ESTA ESTIMACIÓN SE BASÓ EN LAS COTIZACIONES OBTENIDAS DE DIVERSOS PROVEEDORES, EN CUANTO A MATERIALES, TUBERÍAS, VÁLVULAS, BOMBAS, AISLAMIENTO Y ACCESORIOS SE REFIERE.

EL COSTO DE MANUFACTURA DE LA TORRE Y EL SEPARADOR ES LA SUMA DEL COSTO DE MATERIAL, COSTO DE MANO DE OBRA, LOS CARGOS CORRESPONDIENTES A PRESTACIONES DEL TALLER QUE FABRICA EL EQUIPO, ETC. EL PRECIO DE VENTA SE DETERMINA AÑADIENDO UN CARGO PARA CUBRIR LOS GASTOS DE VENTA, DE ADMINISTRACIÓN Y DE INGENIERÍA; ESTE CARGO ADICIONAL USUALMENTE VA DEL 7.5 AL 20 % DEL COSTO DE MANUFACTURA; EL FACTOR FINAL, LA UTILIDAD PARA EL TALLER, SE AGREGA AL COSTO DE VENTA Y PUEDE SER DESDE UN 5 A 20 % DEL COSTO DIRECTO DE VENTAS.

EL COSTO DE MANO DE OBRA SE PUEDE DETERMINAR USANDO LOS DATOS DE HORAS HOMBRE REPORTADOS EN LA LITERATURA(1),(2) Y LOS SALARIOS APROXIMADOS VIGENTES A LA FECHA.

SIN EMBARGO, ACTUALMENTE LOS TALLERES COTIZAN EL COSTO DE FABRICACIÓN DE UN EQUIPO POR KILOGRAMO DE MATERIAL TRABAJADO Y SEGÚN LO COMPLICADO DEL EQUIPO.

EL DATO QUE SE OBTUVO DE DIVERSOS FABRICANTES ES DE 12 A 14 PESOS POR KILOGRAMO DE MATERIAL TRABAJADO.

EN BASE A LO ANTERIOR, SE OBTUVO EL PESO APROXIMADO DE LA TORRE Y EL SEPARADOR Y SE DETERMINÓ SU COSTO.

AL COSTO DE LA TORRE Y EL SEPARADOR SE AGREGÓ EL DE TUBERÍAS, ACCESORIOS, AISLAMIENTO E INSTALACIÓN.

- PARED DE LA TORRE.

ALTURA: 12 PIES.

DIÁMETRO EXTERNO: 3' 4".

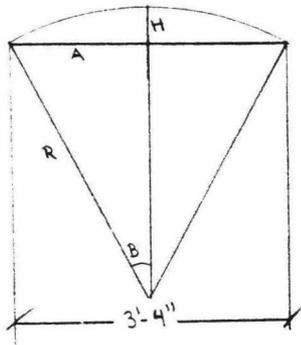
SUPERFICIE: $3.14 \times (3 + 4/12) \times 12 = 125.66 \text{ FT}^2$

ESPEJOR PLACA: 3/16".

PESO POR UNIDAD DE SUPERFICIE (19): 3.47 KG/FT^2 .

PESO PARED: 436.05 KG.

- TAPAS TORRE.



$$A = 3.33/2 = 1.67 \text{ PIES}$$

$$R = 3.33 \text{ PIES.}$$

$$\text{SEN } B = A/R = 1.67/3.33 = 0.50$$

$$B = 30^\circ.$$

$$R \cdot H = R \cos 30^\circ = 2.875$$

$$H = 3.33 - 2.875 = 0.455 \text{ PIES}$$

$$\text{AREA DEL SEGMENTO} = 2 \times 3.14 \times R \times H = 9.311 \text{ FT}^2$$

$$\text{AREA DE LOS DOS SEGMENTOS} = 18.621 \text{ FT}^2$$

PESO DEL MATERIAL: 64.617 KG.

-PLATOS.

AREA DE LAS CUATRO SECCIONES DE CIRCULO (AREA DEL CIRCULO DEL PLATO MENOS LA BAJANTE):

ALTURA DE LA CUERDA: 9.9 PULG.

DIÁMETRO : 3.3 PIES.

$$h/D = 0.250$$

DEL PERRY, 4A. ED., PÁG. 1-20, SE LEE: ÁREA DE LA BAJANTE/DIÁMETRO AL CUADRA
DO. = 0.1535.

$$\text{ÁREA DE LA BAJANTE: } 0.1535 \times (3.3)^2 = 1.672 \text{ FT}^2.$$

$$\text{ÁREA DE TODO EL CÍRCULO} = 8.553 \text{ FT}^2.$$

$$\text{ÁREA DEL PLATO} = 8.553 - 1.672 = 6.881 \text{ FT}^2.$$

$$\text{ÁREA DE LOS CUATRO PLATOS: } 27.524 \text{ FT}^2.$$

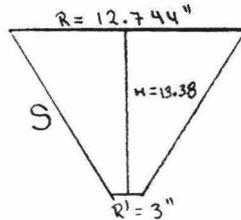
$$\text{PESO DE LA PLACA DE } 1/4 (19): 4.626 \text{ KG/FT}^2.$$

PESO DE LOS CUATRO PLATOS: 128 KG.

-SEPARADOR.

$$\text{ÁREA DEL CILINDRO: } 3.14 \times (12.744 \times 19.116) = 765.34 \text{ IN}^2 = 5.31 \text{ FT}^2.$$

ÁREA DEL CONO INFERIOR:



$$A = 3.14 \times S \times (R - r')$$

$$S = ((R - r')^2 + h^2)^{1/2}$$

$$S = ((12.744 - 3)^2 + (13.38)^2)^{1/2} = 16.55 \text{ IN.}$$

$$A = 3.14 \times 16.55 \times 9.74/144 = 3.52 \text{ FT}^2.$$

$$\text{ÁREA DE LA TAPA SUPERIOR: } 3.14 \times (12.744)^2 / 4 \times 144 = 0.886 \text{ FT}^2$$

$$\text{DUCTO DE ENTRADA: } (2 \times 2.36 + 2 \times 4.72) \times 10/144 = 0.983 \text{ FT}^2$$

$$\text{TOTAL} = 5.31 + 3.52 + 0.886 + 0.983 = 10.699 \text{ FT}^2.$$

PARA PLACA DE 3/16",

$$\text{PESO PLACA} = 10.699 \times 3.47 = 37.13 \text{ KG.}$$

-TOTAL MATERIAL TORRE Y SEPARADOR.

PARED 436.05 Kg

TAPAS	64.617	Kg
PLATOS	128.00	"
SEPARADOR	37.13	"
BOQUILLAS, ETC.	200.00	"
TOTAL	<u>865.80</u>	"

-COSTO DE FABRICACIÓN APROXIMADO:

$$865.8 \times 14 = \underline{12121.16 \text{ PESOS}}$$

TUBERIA DE VAPOR.

TUBO DE 4" DE DIÁMETRO, CD 40.

LONGITUD: 50 MTS.

PRECIO UNITARIO: 122.27 \$/MT.

PRECIO TOTAL 6113.50 PESOS

VÁLVULA AUTOMÁTICA, MARCA FISHER, MOD.655AR, ACTUADOR 3A, 1 1/2".

PRECIO VÁLVULA: 6940.00 PESOS

2 VÁLVULAS DE COMPUERTA, 150 LB, 1621\$/VÁLV.

PRECIO VÁLVULAS: 3242.00 "

VÁLVULA DE GLOBO, 150 LB.

PRECIO VÁLVULA: 3379.00 "

9 CODOS STD 90° CD 40; PRECIO UNITARIO: \$149.00

PRECIO CODOS: 1341.00 "

UN MANÓMETRO: 500.00 "

AISLAMIENTO TORRE, 72.35 \$/3 FT².

PRECIO AISLAMIENTO: 4000.00 "

9 BRIDAS 150 LB. A 175 \$/BRIDA.

PRECIO BRIDAS: 1575.00 "

INSTALACIÓN: 9000.00 "

TOTAL TUBERIA DE VAPOR: 36090.50 "

TUBERIA DE CO₂.

TUBO DE 3" DE DIÁMETRO, CD.40.

LONGITUD: 10 MTS.

PRECIO UNITARIO: 91.17 \$/MT.

PRECIO TUBERÍA: 911.70 PESOS.

VÁLVULA AUTOMÁTICA DE 2 1/2 PULG., MARCA FISHER.

PRECIO VÁLVULA: 7600.00 "

2 VÁLVULAS COMPUERTA 150 LB, 1162.00 \$/VÁLVULA.

PRECIO VÁLVULAS: 2324.00 "

UNA VÁLVULA DE GLOBO, 150 LB. 2480.00 "

UN MANÓMETRO: 500.00 "

6 BRIDAS 150 LB, A 162.00 \$/BRIDA.

PRECIO BRIDAS: 972.00 "

INSTALACIÓN: 4336.00 "

TOTAL TUBERIA CO₂: 19224.00 "

TUBERIA DE MAGMA.

TUBO DE 1 1/2 " DE DIÁMETRO, CD. 40.

LONGITUD: 25 MTS.

PRECIO UNITARIO: 36.40 \$/MT.

PRECIO TUBERÍA: 910.00 PESOS

2 BOMBAS DE IMPULSOR ABIERTO MARCA INGERSOLL RAND, MOD. 1 1/2 CRKOB.

PRECIO BOMBAS: 17300.00 PESOS

UNA VÁLVULA AUTOMÁTICA TIPO SAUNDERS 3010.00 "

5 VÁLVULAS DE DIAFRAGMA, A 1050 \$/VÁLVULA.

PRECIO VÁLVULAS: 5250.00 "

10 BRIDAS 125 LB, A 73.00 \$/BRIDA.

PRECIO BRIDAS: 730.00 "

6 CODOS STD 90°, CD 40 A 36.00 \$/CODO.

PRECIO CODOS: 216.00 PESOS

3 TESA 121.00 \$/TE.

PRECIO TES: 363.00 "

ORIFICIO CON BRIDAS: 1950.00 "

INSTALACIÓN: 8919.00 "

TOTAL TUBERIA DE MAGMA: 38648.00 "

TUBERIA DE SALMUERA.

TUBO DE 2 1/2 PULGADAS DE DIÁMETRO, CD 40.

LONGITUD: 123 MT.

PRECIO UNITARIO: 72.73 \$/MT.

PRECIO TUBERÍA: 8945.80 PESOS 8945.80 PESOS

9 CODOS STD 90° CD 40 A 72.00 \$/CODO.

PRECIO CODOS: 648.00 "

UNA TE: 197.00 "

3 VÁLVULAS COMPUERTA, 150 LB, A 830.00 \$/VÁLVULA.

PRECIO VÁLVULAS: 2490.00 "

UNA BRIDA: 138.00 "

INSTALACIÓN: 3725.7 "

TOTAL TUBERIA SALMUERA. 16144.70 "

AISLAMIENTO PARA LA TORRE.(VER APÉNDICE 1).

COLCHONETAS ARMADAS DE FIBRA DE VIDRIO, DE 1 1/2 PULG. DE ESPESOR.

SUPERFICIE A CUBRIR: 150 FT².

PRECIO DE LA CAJA DE 10 COLCHONETAS DE 16 FT² CADA UNA: 750.00 PESOS

INSTALACIÓN: 1200.00 "

TOTAL AISLAMIENTO: 1950.00 "

COSTO TOTAL TORRE: 124 178 PESOS.

INSTALACION: 12000 "

TOTAL \$ 136 178.00

JUSTIFICACION DE LA INVERSION.

COMO SE MENCIONÓ EN EL CAPÍTULO I, ACTUALMENTE SOSA TEXCOCO UTILIZA EL CARBONATO DE SODIO FINO PARA FABRICAR SOSA CÁUSTICA. SIN EMBARGO, DENTRO DEL PROGRAMA DE INVERSIONES DE PETRÓLEOS MEXICANOS SE ENCUENTRA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA-TERCERA PLANTA DE DERIVADOS CLORADOS; UNA DE LAS MATERIAS PRIMAS DE ESTA PLANTA-SERÁ EL CLORO, POR LO QUE TAMBIÉN HABRÁ DE AMPLIARSE LA CAPACIDAD INSTALADA DE -DICHO PRODUCTO; COMO CONSECUENCIA DE ÉLLO AUMENTARÁ TAMBIÉN LA OFERTA DE SOSA -ELECTROLÍTICA, QUE DEFINITIVAMENTE DESPLAZARÁ A LA SOSA OBTENIDA POR CAUSTIFICA-CIÓN. POR OTRO LADO, RESULTA MUY DIFÍCIL COLOCAR EN EL MERCADO CARBONATO DE SO--DIO MUY FINO, YA QUE LOS PRINCIPALES CONSUMIDORES DE ESTE PRODUCTO, ES DECIR, LOS FABRICANTES DE VIDRIO, NO PUEDEN USAR MUCHO POLVO PORQUE SE INCRUSTAN LOS HORNOS EN QUE SE FUNDE LA SÍLICE.

POR TODO LO ANTERIOR, ES NECESARIO UN SISTEMA PARA TRATAR EL POLVO FI-NO DE CARBONATO DE SODIO, IMPIDIENDO DE ESTA MANERA, ADEMÁS, QUE SE PIERDAN PAR-TE DE ESTOS FINOS A LO LARGO DEL PROCESO.

POR OTRO LADO, HACE ALGUNOS AÑOS SE MANDABA EL AGUA MADRE CON EL BICAR-BONATO FINO A UN VASO DEL CARACOL, Y EL BICARBONATO QUE NO SE PODÍA FILTRAR SE -FUE ACUMULANDO HASTA FORMAR UN DEPÓSITO CONSIDERABLE. EXISTE PUES LA POSIBILIDAD DE RECUPERAR EL BICARBONATO DE ESTE DEPÓSITO QUE PRÁCTICAMENTE SE CONSIDERABA -PERDIDO.

C A P I T U L O V I I I

R E S U M E N Y C O N C L U S I O N E S .

LAS 50 Ton/DÍA DE ALCALI TOTAL A TRATAR REPRESENTAN, EN BASE A LA EFICIENCIA PROMEDIO OBTENIDA EN LA FABRICACIÓN DEL CARBONATO DE SODIO (70 %), UNAS 35 TONS. DE SODA ASH RECUPERADAS AL DÍA. EL PRECIO ACTUAL DEL CARBONATO DE SODIO ES DE 960 PESOS/TON., O SEA, LAS 35 Ton. TIENEN UN VALOR DE 33600 PESOS DIARIOS.

LOS COSTOS DE OPERACIÓN DEL SISTEMA POR CONCEPTO DE CONSUMO DE VAPOR, DE ENERGÍA ELÉCTRICA, Y LA MANO DE OBRA, NO REBASAN LOS 2000 PESOS AL DÍA.

POR OTRO LADO, PARA EVALUAR EL COSTO FINAL DE RECUPERACIÓN DE LOS FINOS SE TENDRÍA QUE CONTABILIZAR EL COSTO EXTRA DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS POR LOS QUE PASA EL BICARBONATO DE SODIO PARA CONVERTIRSE FINALMENTE EN SODA ASH.

SIN EMBARGO, LA OPERACIÓN PROPUESTA DE DESCARBONATACIÓN RESULTA EVIDENTEMENTE FACTIBLE DESDE UN PUNTO DE VISTA TÉCNICO Y ECONÓMICO.

SI ÚNICAMENTE SE PRETENDIERA VENDER MÁS CARBONATO DE SODIO EL FACTOR LIMITANTE SERÍA EL SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LA PLANTA, LO QUE PROBABLEMENTE RESULTARÍA EN UNA INVERSIÓN CONSIDERABLE. ASIMISMO, POR LAS CONDICIONES ACTUALES DEL YACIMIENTO DE CARBONATO DE SODIO, CON EL TIEMPO LA AMPLIACIÓN DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN SÓLO PERMITIRÍA OBTENER SALMUERA A LAS MISMAS CONDICIONES A LAS QUE SE OBTIENE ACTUALMENTE, YA QUE LA SALMUERA DILUIDA DEL CARACOL CADA VEZ LLEGARÍA CON MÁS AGUA A LOS EVAPORADORES. SIN EMBARGO, ÉSTO NO ELIMINARÍA EL PROBLEMA DE LOS FINOS, SINO QUE LA CANTIDAD DE FINOS AUMENTARÍA AL DISMINUIRSE LA FABRICACIÓN DE SOSA CÁUSTICA.

ASÍ PUES, LA DESCARBONATACIÓN ES SÓLO UNA SOLUCIÓN QUE HA PARECIDO APROPIADA DADAS LAS CONDICIONES ACTUALES MENCIONADAS CON ANTERIORIDAD.

B I B L I O G R A F I A .

1. BROWNELL-YOUNG. PROCESS EQUIPMENT DESIGN.(JOHN WILEY & SONS, NEW YORK, 1959).
2. CHILTON. COST ENGINEERING IN THE PROCESS INDUSTRIES.(MC GRAW HILL, 1960).
3. CRANE. FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE.(TECHNICAL PAPER N. 410).
4. CROCKER. PIPING HANDBOOK. (MC GRAW HILL, 4A. Ed., 1945).
5. LUDWIG. APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS.(GULF PUBLISHING COMPANY, VOL. 2, 1964).
6. MARKS. STANDARD HANDBOOK FOR MECHANICAL ENGINEERS.(MC GRAW HILL, 7A. Ed., 1967).
7. NORVAN. ABSORPTION, DISTILLATION AND COOLING TOWERS.(LONGMANS, 1961).
8. PERRY. CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK.(MC GRAW HILL, 4A. Ed., 1963).
9. PRACA ZBIOROWA. TECHNOLOGIA SODY.(WARSAWA 1958, PAŃSTWOWE WYDAWNICTWA TECHNICZNE).
10. SAWISTOWSKY. MASS TRANSFER CALCULATIONS. (INTERSCIENCE PUBLISHERS, JOHN WILEY, 1963).
11. SMITH. DESIGN OF EQUILIBRIUM STAGE PROCESSES.(MC GRAW HILL, 1963).
12. SPINK. PRINCIPLES AND PRACTICE OF FLOW METER ENGINEERING.(THE FOXBORO COMPANY, 1967).
13. TE PANG HOU. MANUFACTURE OF SODA. (HAFNER PUBLISHING COMPANY, 1969, AMERICAN CHEMICAL SOCIETY, MONOGRAPH SERIES).
14. TREYBALL. MASS TRANSFER OPERATIONS.(MC GRAW HILL, 1968).
15. DIAGRAMAS DE EQUILIBRIO OBTENIDOS POR ICI PARA SODA TEXCOCO.
16. AIDE. SLURRY PIPING SYSTEMS.(CHEMICAL ENGINEERING, JUNIO 28, 1971).
17. INSTITUTE FOR AIR POLLUTION TRAINING. CONTROL OF PARTICULATE EMISSIONS, US DEPT. OF HEALTH EDUCATION AND WELFARE PUBLIC HEALTH SERVICE.
18. NORMAS DE BUFETE INDUSTRIAL.
19. MANUAL PARA CONSTRUCTORES, Cfa. FUNDIDORA DE ACERO DE MONTERREY, S.A.
20. CATÁLOGO VITROFIBRAS, S.A., 1973.

ALIMENTACION DE VAPOR.

CUANDO EN UNA TUBERÍA CON ORIFICIOS LA PRESIÓN CORRIENTE ABAJO ES MENOR QUE LA PRESIÓN CRÍTICA DE FLUJO, LA DESCARGA DEPENDE DEL ÁREA DE LOS ORIFICIOS - Y DE LA PRESIÓN EN EL TUBO CORRIENTE ARRIBA. UNA FÓRMULA MUY USADA PARA EXPRESAR LA DESCARGA DEL VAPOR SATURADO EN TÉRMINOS DEL ÁREA DE LOS ORIFICIOS Y DE LA PRESIÓN CORRIENTE ARRIBA ES LA FÓRMULA DE NAPIER (6),(8),

$$W / A = P / 70$$

DONDE, W = GASTO DE VAPOR, LB/SEG.

A = ÁREA DE LOS ORIFICIOS, IN².

P = PRESIÓN CORRIENTE ARRIBA, PSI.

PARA UN CONJUNTO DETERMINADO DE CONDICIONES CORRIENTE ARRIBA, LA VELOCIDAD DE DESCARGA DE UN GAS DE UNA BOQUILLA U ORIFICIO SE INCREMENTARÁ AL DISMINUIR LA RELACIÓN DE PRESIONES ABSOLUTAS P_2/P_1 , HASTA QUE LA VELOCIDAD LINEAL EN LA GARGANTA O SU EQUIVALENTE ALCANZA LA VELOCIDAD DEL SONIDO EN EL GAS Y EN ESE LUGAR. EL VALOR P_2/P_1 PARA EL CUAL SE OBTIENE LA VELOCIDAD DEL SONIDO SE LLAMA - LA RELACIÓN CRÍTICA DE PRESIONES R_c . LA PRESIÓN REAL EN LA DESCARGA NO CAERÁ POR DEBAJO DE $P_1 R_c$, SIN IMPORTAR LA PRESIÓN QUE EXISTA CORRIENTE ABAJO. PARA EL CASO DEL VAPOR SATURADO, ESTA RELACIÓN TIENE UN VALOR DE 0.54.

SI LA PRESIÓN CORRIENTE ABAJO, ES DECIR, EN EL DESTILADOR DE LA COLUMNA ES DE 950 MM Hg, LA RELACIÓN CRÍTICA SE ALCANZARÍA CON UNA PRESIÓN CORRIENTE-ARRIBA DE:

$$(950 \text{ MM Hg} \times 14.7 \text{ PSI} / 760 \text{ MM Hg}) / 0.54 = 34.03 \text{ PSI}$$

$$34.03 \text{ PSI} \times 1 \text{ Kg/cm}^2 / 14.7 \text{ PSI} = 2.31 \text{ Kg}$$

ESTA SERÁ LA PRESIÓN MÍNIMA DEL VAPOR QUE SE DEBE ALIMENTAR A LA TORRE

$$W/A = 34.03 / 70 = 0.49 \text{ LB/SEG IN}^2$$

$$W = (2435 \text{ KG VAPOR/HR}) \times (2.2 \text{ LB/KG}) \times (1 \text{ HR} / 3600 \text{ SEG}) = 1.49 \text{ LB/SEG}$$

$$A = 1.49 / 0.49 = 3.04 \text{ IN}^2.$$

ORIFICIO IN.	AREA IN ² .	3.04/AREA=NO. ORIFICIOS	
1/8	0.01226	248	
3/16	0.02760	110	
1/4	0.04900	62	NÚMERO SELECCIONADO.
3/8	0.11050	28	

SE SELECCIONÓ UN TUBO PERFORADO DE 6" DE DIÁMETRO PARA DISTRIBUIR EL VAPOR YA QUE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN UN TRAMO TAN CORTO DE TUBERÍA ES MÍNIMA, - DE TAL MANERA QUE HASTA EN LOS ÚLTIMOS ORIFICIOS SE ALCANZA LA RELACIÓN CRÍTICA DE PRESIONES.

PARA QUE EL VAPOR SE DISTRIBUYA MEJOR, SE ACOMODARÁN LOS AGUJEROS EN 4 HILERAS DE 16 AGUJEROS CADA UNA.

LINEA DE VAPOR.

EL VAPOR DEL QUE SE DISPONE EN LA PLANTA TIENE UNA PRESIÓN DE 62 PSI, POR LO QUE SERÁ NECESARIO PONER EN LA LÍNEA UNA VÁLVULA REDUCTORA PARA TENER LA PRESIÓN DESEADA. ESTA VÁLVULA DEBE IR ACOMPAÑADA POR UNA VÁLVULA DE COMPUERTA A CADA LADO Y UN "BY-PASS" CON UNA VÁLVULA DE GLOBO. EL GASTO DE VAPOR ES DE - - 2435 KG/HR, O SEA, 5363.44 LB/HR. LA VELOCIDAD RECOMENDADA POR LA LITERATURA PARA EL VAPOR EN LA ENTRADA DE LA VÁLVULA ES DE 6000 FT/MIN (3), (4), (5). PARA ESTA VELOCIDAD Y CON EL GASTO ANTES MENCIONADO, EL NOMOGRAMA DE LA PÁGINA 244 DE LA REFERENCIA (4) DA UN DIÁMETRO DE TUBERÍA DE 4".

LINEA DE CO₂.

EL GASTO DE GAS QUE SALE POR EL DOMO DE LA COLUMNA SE OBTUVO DE LA SIGUIENTE MANERA:

CO₂ EN EL DOMO: 648.24 KG/HR

VAPOR EN EL DOMO: 42 KG/HR.

PRESIÓN EN EL DOMO: 900 MM HG

TEMPERATURA EN EL DOMO: 60°C.

$$\text{MOLES CO}_2^1 (648.24 \text{ KG/HR} / 0.454 \text{ KG/LB}) / 44 \text{ LB/MOL} = 32.45 \text{ MOLES/HR}$$

$$\text{MOLES VAPOR: } (42 \text{ KG/HR} / 0.454 \text{ KG/LB}) / 18 \text{ LB/MOL} = \underline{5.14}^{\text{M}}$$

$$\text{MOLES TOTALES} \quad \quad \quad 37.59^{\text{M}}$$

$$\text{VOLUMEN: } (37.59 \text{ MOLES/HR} / 3600 \text{ SEG/HR}) \times 359 \text{ FT}^3/\text{MOL} \times (333/273) \times (760/900) = 3.86 \text{ FT}^3/\text{SEG}$$

PARA UNA VELOCIDAD RECOMENDADA (3), (4), (5), DE 4000 FT/MIN, EL DIÁMETRO

DE LA TUBERÍA ES DE:

$$4000 \text{ FT/MIN} / 60 \text{ SEG/MIN} = 66.67 \text{ FT/SEG}$$

$$\text{ÁREA SECCIÓN TUBERÍA} = (3.86 \text{ FT}^3/\text{SEG} / 66.67 \text{ FT/SEG}) \times 144 \text{ IN}^2/\text{FT}^2 = 8.34 \text{ IN}^2$$

$$\text{DIÁMETRO TUBERÍA} = (4 \times \text{SECCIÓN} / 3.14)^{1/2} = 3.26 \text{ IN}$$

DIÁMETRO SELECCIONADO: 3".

ESTA LÍNEA TAMBIÉN IRÁ ACOMPAÑADA DE UNA VÁLVULA PARA CONTROLAR LA PRESIÓN EN EL DOMO DE LA TORRE.

LÍNEA DE MAGMA.

PARA CALCULAR LA LÍNEA DE MAGMA SE SIGUIÓ EL PROCEDIMIENTO (16) QUE CONSISTE EN:

- 1) SELECCIONAR UN TAMAÑO DE TUBERÍA.
- 2) CALCULAR LA VELOCIDAD CRÍTICA PARA QUE EL MAGMA NO SE ASIENTE.
- 3) COMPROBAR QUE LA VELOCIDAD DE DISEÑO SEA POR LO MENOS 1 FT/SEG SUPERIOR A LA CRÍTICA.
- 4) CALCULAR LAS PÉRDIDAS POR FRICCIÓN EN LA TUBERÍA.
- 5) CALCULAR LA CABEZA DE DESCARGA DE LA BOMBA.

BASES PARA EL CÁLCULO:

-CONTENIDO DE SÓLIDOS EN EL MAGMA: 30 % EN PESO.

-DENSIDAD DEL MAGMA: 1.3 G/CC = 81.16 LB/FT³ (13).

-VISCOSIDAD O COEFICIENTE DE RIGIDEZ: 50 CENTIPOISES (13).

-ESFUERZO PERMISIBLE: 40 DINAS/CM² (13).

DATOS DEL SISTEMA:

-GASTO: 12616 KG/HR = 42.73 GPM = 0.095 FT³/SEG.

-DIÁMETRO SUPUESTO: 1.5 IN.

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS POR FRICCIÓN.

DE LA REFERENCIA (3), PÁG. A-23 Y A-24,

$$E/D = 0.0012$$

$$F' = 0.056$$

$$\begin{aligned} \text{PÉRDIDAS POR FRICCIÓN} &= 0.056 \times (6.733)^2 \times 110.07 \text{ FT}/64.4 \times 0.1342 = \\ &32.33(\text{LB}_F - \text{FT})/\text{LBM} \end{aligned}$$

CÁLCULO DE LA PRESIÓN DE DESCARGA DE LA BOMBA.

$$\text{PRESIÓN ESTÁTICA} = 20.51 \text{ FT MAGMA} = 11.27 \text{ PSI}$$

$$\text{DIFERENCIA PRESIONES} = 12.07 \text{ " } = 6.8 \text{ "}$$

$$\text{PÉRDIDAS POR FRICCIÓN} = 32.33 \text{ " } = 18.22 \text{ "}$$

$$\text{PRESIÓN TOTAL DE DESCARGA} = \underline{\quad\quad\quad} 36.29 \text{ "}$$

LÍNEA DE SALMUERA.

EL GASTO DE SALMUERA A MANEJAR ES DE 14,361 KG/HR O 0.1258 FT³/SEG. PARA UNA VELOCIDAD DE 4 FT/SEG, EL DIÁMETRO COMERCIAL MÁS CERCANO DE TUBERÍA ES DE 2.5 IN. ESTA LÍNEA TIENE UNA LONGITUD DE 403.56 FT Y LLEVARÁ 9 CODOS, UNA TE Y UNA VÁLVULA DE COMPUERTA.

ORIFICIO PARA CONTROLAR EL GASTO DE MAGMA.

LA ECUACIÓN USADA PARA CALCULAR EL ORIFICIO FUE(12):

$$S = W_M / N D^2 F_A F_M (G_F H_M)^{1/2}$$

DONDE, S = VALOR PARA OBTENER D/D.

$$W_M = \text{FLUJO MÁXIMO} = 302.78 \text{ T/D.}$$

$$N = \text{CONSTANTE DIMENSIONAL,} = 34.02.$$

$$D = \text{DIÁMETRO INTERNO DE LA TUBERÍA,} 1.610 \text{ IN.}$$

$$F_A = \text{RELACIÓN DEL ÁREA DE LA ABERTURA A LA TEMP. DE FLUJO CON RESPECTO A LA DE 68°F} = 1.00$$

$$F_M = \text{FACTOR PARA EL MANÓMETRO} = 1.000 \text{ (CELDA D/P).}$$

$$G_F = \text{GRAVEDAD ESPECÍFICA} = 1.3.$$

$$H_M = \text{DIFERENCIAL MÁXIMA} = 100 \text{ (12).}$$

-VELOCIDAD ; $V = 0.095 \text{ FT}^3/\text{SEG} / 0.01414 \text{ FT}^2 = 6.733 \text{ FT}/\text{SEG}.$

- LONGITUD (INCLUYENDO 7 CODOS DE 90° , UNA VÁLVULA CHECK Y DOS VÁLVULAS DE DIAFRAGMA, UNA DE ELLAS AUTOMÁTICA) : 110.07 FT.

-ELEVACIÓN TOTAL: 6.25 M = 20.51 FT.

CÁLCULO DE LA VELOCIDAD CRÍTICA DE ASENTAMIENTO.

LA CURVA DE HANKS (16), QUE APARECE EN LA PÁGINA 79 DE LA REFERENCIA ANTES CITADA, RELACIONA EL NÚMERO DE REYNOLDS CRÍTICO CON EL NÚMERO DE HEDSTROM.

USANDO LA ECUACIÓN:

$$NHE = NRE \times PL = (DVP/N) \times (T_0/N)/(V/D)$$

DONDE, NHE = NÚMERO DE HEDSTROM.

NRE = " DE REYNOLDS.

PL = " DE PLASTICIDAD.

D = DIÁMETRO INTERNO DE LA TUBERÍA.

V = VELOCIDAD DEL MAGMA.

P = DENSIDAD DEL MAGMA.

N = VISCOSIDAD.

T_0 = ESFUERZO PERMISIBLE.

$$\begin{aligned} NRE &= 0.1342 \text{ FT} \times 6.733 \text{ FT}/\text{SEG} \times 81.16 \text{ LB}/\text{FT}^3 \times 1488 \text{ CP}/(\text{LB}/\text{FT} \text{ SEG})/50 \text{ CP} = \\ &= 2182.41 \end{aligned}$$

$$PL = (40 \text{ DINAS}/\text{CM}^2) \times 100/50 \text{ CP} \times (0.1342 \text{ FT}/6.733 \text{ FT}/\text{SEG}) = 1.59$$

$$NHE = 2182.41 \times 1.59 = 3479.93$$

DE LA FIGURA 6 DE LA REFERENCIA (16), CON ESE VALOR DE NHE SE LEE:

$$(NRE)_c = 1800.$$

$$\text{VELOCIDAD DE TRANSICIÓN: } V_T/V = (NRE)_c/NRE$$

$$V_T = (1800/2182.41) \times 6.733 \text{ FT}/\text{SEG} = 4.18 \text{ FT}/\text{SEG}.$$

ASF, PARA UN DIÁMETRO DE 1.5 IN., SE TENDRÍA UNA VELOCIDAD 2.553 FT/SEG MAYOR QUE LA VELOCIDAD DE TRANSICIÓN.

EL TIPO DE ORIFICIO RECOMENDADO (12) PARA MANEJAR ESTE TIPO DE SUSPEN-
SIONES ES EL ORIFICIO SEGMENTAL.

$$S = 302.78/34.02 \times (1.61)^2 \times (1.3 \times 100)^{1/2} = 0.3011$$

DE LA REFERENCIA (12), $d/D = 0.6437$

$$d = 0.6437 \times 1.610 = \underline{1.0364 \text{ IN.}}$$

SEPARADOR DE LÍQUIDO EN LA LÍNEA DE CO_2 .

DEBIDO AL POSIBLE ARRASTRE DE ESPUMA POR EL GAS QUE SALE DEL DOMO DE LA TORRE, Y TOMANDO EN CONSIDERACIÓN LA EXPERIENCIA DE SOSA TEXCOCO AL RESPECTO EN SUS TORRES DE CARBONATACIÓN, ES CONVENIENTE COLOCAR UN SEPARADOR A LA SALIDA DEL CO_2 .

SE ESCOGIÓ EL MISMO TIPO DE SEPARADORES QUE EXISTEN EN LAS MENCIONADAS TORRES DE CARBONATACIÓN, QUE SON DEL TIPO CICLÓN. ASIMISMO, CABE SEÑALAR QUE LA VELOCIDAD DE DISEÑO UTILIZADA PARA CALCULAR LOS CICLONES DE LAS TORRES ESTÁ DENTRO DEL RANGO DE VELOCIDADES RECOMENDADO POR LA REFERENCIA (17). LAS PROPORCIONES PARA LAS PARTES DEL CICLÓN SE TOMARON DE LA REFERENCIA CITADA.

$$\text{GASTO DE GAS: } 3.86 \text{ FT}^3/\text{SEG.}$$

VELOCIDAD DE DISEÑO:

$$\text{AREA DE LA ENTRADA: } 0.0772 \text{ FT}^2$$

$$S1 \text{ Hc} = 2Bc,$$

$$2 Bc \times Bc = 0.0772 \text{ FT}^2; Bc^2 = 0.0386 \text{ FT}; Bc = 0.1965 \text{ FT} = 2.36 \text{ IN.}$$

$$\text{Hc} = 2 \times 2.36 = 4.72 \text{ IN.}$$

$$\text{Dc} = 2.7 \text{ Hc} = 2.7 \times 4.72 = 12.744 \text{ IN.}$$

$$\text{De} = 4.72 \text{ IN}$$

$$\text{Lo} = 1.5 \text{ Dc} = 1.5 \times 12.744 = 19.116 \text{ IN.}$$

$$\text{Zc} = 0.7 \text{ Lc} = 0.7 \times 19.116 = 13.38 \text{ IN.}$$

$$\text{Jc} = \text{Dc}/4 = 12.744/4 = 3.186 \text{ IN.}$$

$$\text{Sc} = \text{Dc}/8 = 12.744/8 = 1.593 \text{ IN.}$$

LAS ANTERIORES PROPORCIONES ESTÁN REPRESENTADAS EN LA FIGURA A-1.

CAÍDA DE PRESIÓN EN EL CICLÓN.

LA CAÍDA DE PRESIÓN EN EL CICLÓN SE CALCULÓ CON LA FÓRMULA (17),

$$H = K_1 Q_1^2 P_1 (SG)_g / T_1, \text{ DONDE:}$$

H = CAÍDA DE PRESIÓN (PULG. DE AGUA).

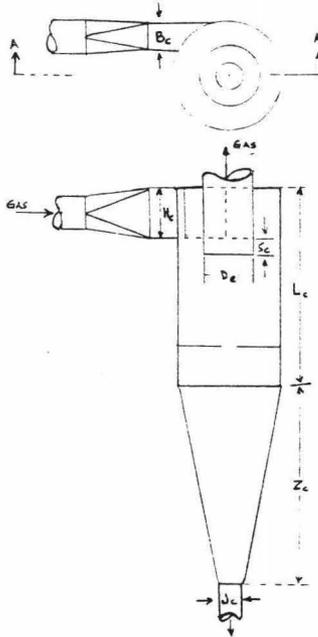
P₁ = PRESIÓN ABSOLUTA A LA ENTRADA (ATM).

(SG) = GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL GAS.

K₁ = CONSTANTE PARA EL CICLÓN, = 0.5.

Q₁ = GASTO DE GAS, FT³/SEG.

$$H = 0.5 \times (3.86)^2 \times 1.18 \times 0.33 / 520 = 0.0056 \text{ IN. AGUA MAN.} = 2 \times 10^{-4} \text{ PSIG}$$



CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA PARED DE LA TORRE.

EL ESPESOR SE CALCULÓ CON LA FÓRMULA:

$$T = (P \times R / (SE - 0.6P)) + C$$

DONDE, T = ESPESOR DE LA PARED.

P = PRESIÓN DE DISEÑO.

R = RADIO INTERIOR DEL ENVOLVENTE.

S = ESFUERZO PERMISIBLE.

E = EFICIENCIA DE LAS JUNTAS.

C = TOLERANCIA POR CORROSIÓN.

SUSTITUYENDO:

$$\begin{aligned} T &= 22.97 \times 19.80 / (18000 \times 0.8 - 0.6 \times 22.97) + 1/8 = \\ &= 0.1566 \text{ IN.} \end{aligned}$$

LA PLACA COMERCIAL SELECCIONADA FUE DE 3/16 DE PULGADA.

CÁLCULO DEL ESPESOR DE LAS TAPAS.

EL ESPESOR DE LAS TAPAS SE CALCULÓ CON LA FÓRMULA:

$$T = 0.885 P R_c / (SE - 0.1 P) + C$$

ESTA FÓRMULA ES PARA CABEZAS ABOMBADAS TAMBIÉN LLAMADAS TORIESFÉRICAS, QUE SON LAS RECOMENDADAS EN LA LITERATURA (1) PARA RECIPIENTES CON PRESIONES DE OPERACIÓN DE 15 A 200 PSIG.

SUSTITUYENDO, Y CON $R_c = 40$ PULGADAS, PARA UN DIÁMETRO EXTERNO DE 39.98 IN DE LA TORRE Y UN ESPESOR DE PLACA DE 3/16 DE PULGADA (TABLA 5-7 DE LA REFERENCIA (1)),

$$T = (0.885 \times 22.97 \times 40.00 / (18000 \times 0.8 - 0.1 \times 22.97)) + 1/8 = 0.1815 \text{ IN.}$$

LA PLACA COMERCIAL SELECCIONADA FUE DE 3/16 DE PULGADA.

CÁLCULO DEL ESPESOR DE LOS PLATOS.

REFIRIÉNDOSE A LA FIG. VI-1, SI SE TOMA UN ELEMENTO DEL PLATO DE LONGITUD IGUAL AL DIÁMETRO DEL MISMO MENOS EL ANCHO DE LA BAJANTE Y DE ANCHO UNITARIO= EL ELEMENTO, ÉSTE SOPORTARÁ LA CARGA MÁXIMA POR CONCEPTO DE LÍQUIDO. ESE ELEMENTO SE PUEDE TRATAR COMO UNA VIGA DOBLEMENTE EMPOTRADA CON CARGA UNIFORMEMENTE DISTRIBUIDA.

PESO DEL LÍQUIDO SOBRE EL ELEMENTO:

$$\text{VOLUMEN DE LÍQUIDO} = 29.7 \text{ IN} \times 1 \text{ IN} \times 2 \text{ IN} = 59.4 \text{ IN}^3 = 0.0344 \text{ FT}^3$$

$$\text{PESO LÍQUIDO} = 0.0344 \text{ FT}^3 \times 70 \text{ LB/FT}^3 = 2.4062 \text{ LB.}$$

$$\begin{aligned} \text{MOMENTO MÁXIMO DEL ELEMENTO} &= wL^2/12 = 2.4062 \times (29.7)^2 / 12 = \\ &= 176.8774 \text{ LB IN}^2. \end{aligned}$$

$$176.8774 \text{ LB IN}^2 / 18000 \text{ LB/IN}^2 = 0.0098 \text{ IN}^4$$

$$T = (6 S)^{1/2} = (6 \times 0.0098)^{1/2} = 0.2428 \text{ IN.}$$

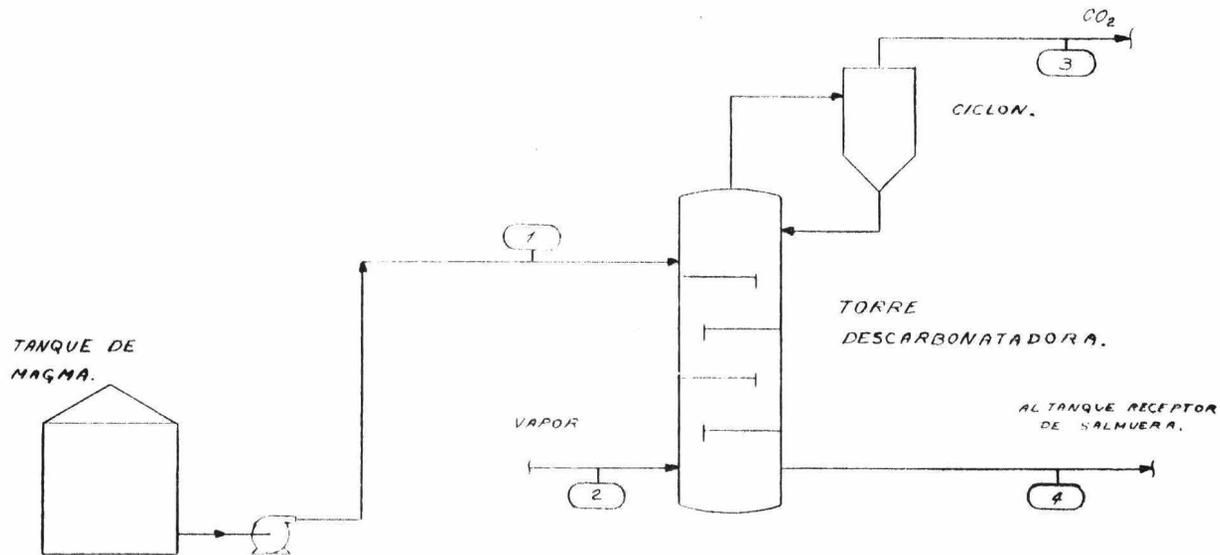
ESPESOR COMERCIAL MÁS CERCANO = 1/4 PULGADA.

AISLAMIENTO PARA LA TORRE.

SE ESCOGIÓ EL AISLAMIENTO QUE SE USA NORMALMENTE EN SOSA TEXCOCO, Y DEL CATÁLOGO CORRESPONDIENTE (20), EL ESPESOR ÓPTIMO CALCULADO POR LOS FABRICANTES ES DE 1 1/2 PULGADA.

INDICE DE FIGURAS.

FIGURA	DESCRIPCIÓN
1.	DIAGRAMA GENERAL DE FLUJO DE LA PRODUCCIÓN DE ÁLCALIS.
2.	DIAGRAMA DE PROCESO.
3.	SISTEMA $\text{Na}_2\text{CO}_3 - \text{NaHCO}_3 - \text{NaCl} - \text{H}_2\text{O}$.
4.	CURVA DE SOLUBILIDAD CONTRA TEMPERATURA DEL CO_2 EN SOLUCIONES DE Na_2CO_3 Y AGUA.
5.	CONDICIONES DE OPERACIÓN 50 T/D DE ÁLCALI TOTAL.
6.	TUBERÍAS.

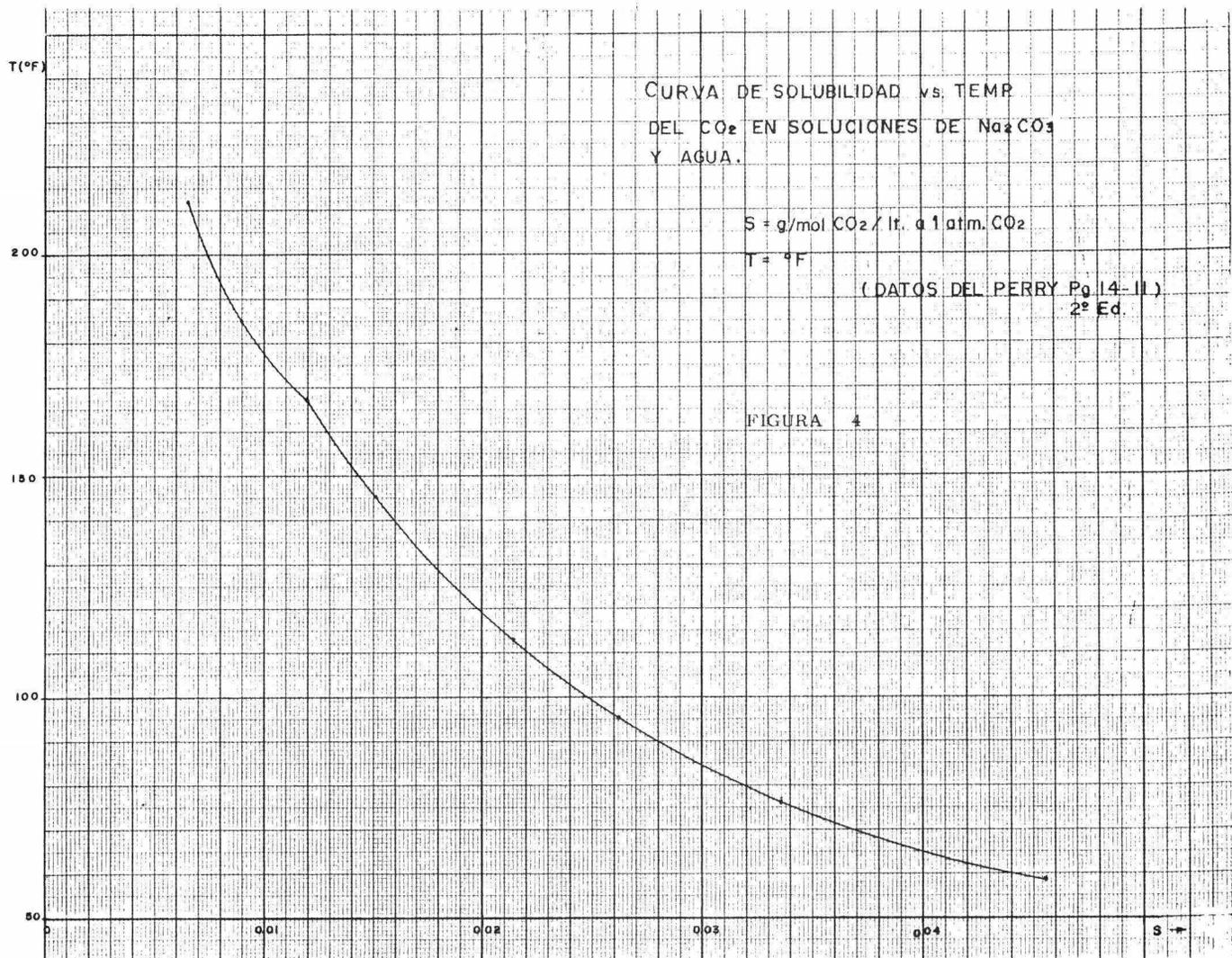


BALANCE DE MATERIAL.

	CORR. 1	CORR. 2	CORR. 3	CORR. 4
TEMP	30°C	125°C	60°C	106.5°C
NaHCO ₃	3140	—	—	666
Na ₂ CO ₃	98	—	—	1659
NaCl	1035	—	—	1035
CO ₂	—	—	648	—
H ₂ O	8343	2435	42	11,001
TOTAL	12,616	2,435	690	14,361

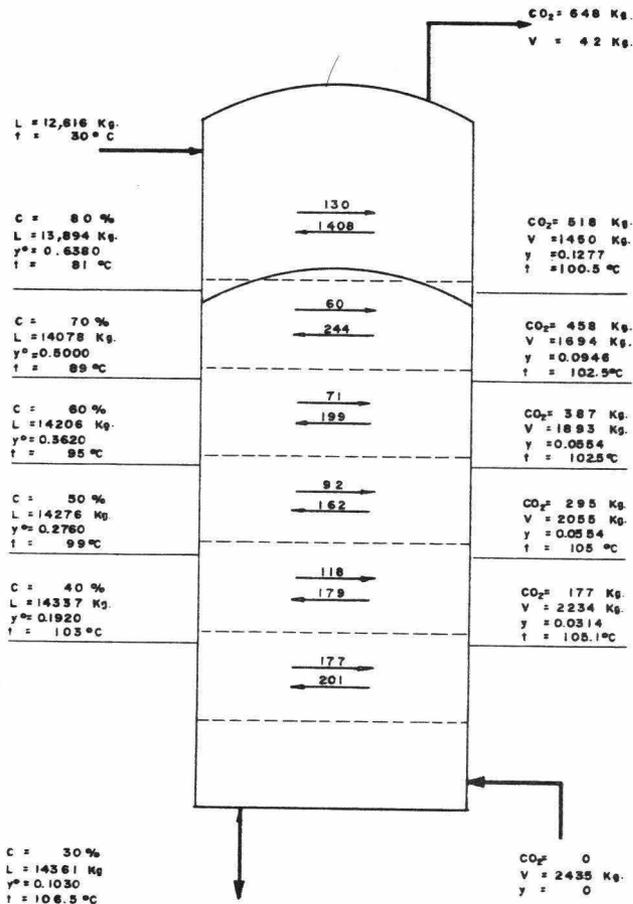
(Kg / HR)

U. N. A. M.	
FACULTAD DE QUIMICA.	
TESIS PROFESIONAL	
FIG. 2	DIAGRAMA DE PROCESO.
	AÑO 1974.
LETICIA QUINTERO.	



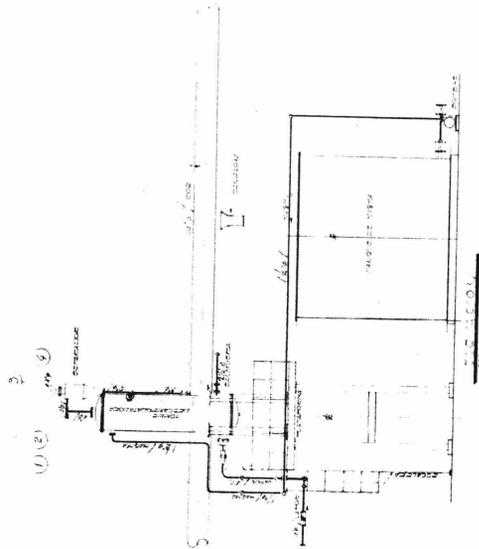
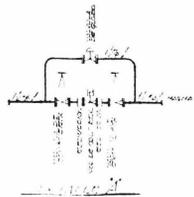
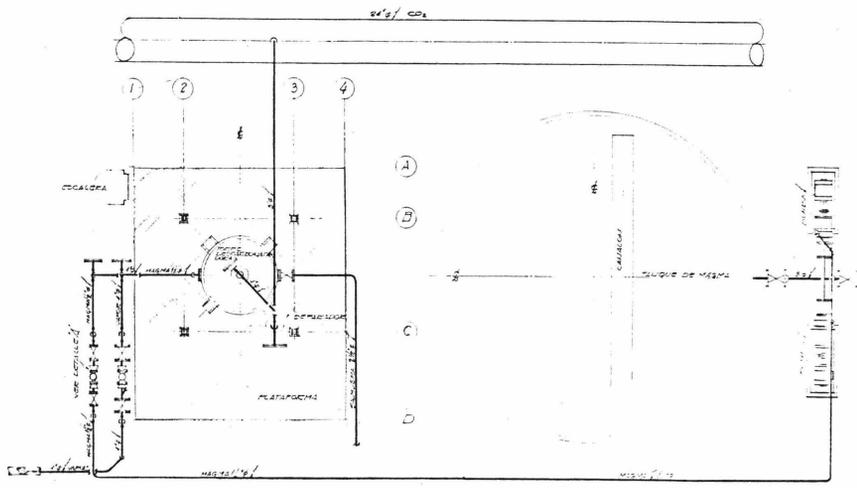
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA ALIMENTACION DE 50 T/D DE ALCALI TOTAL

BASE 1 Hr. DE OPERACION



C = GRADO DE CARBONATACION
 L = FASE PESADA
 V = VAPOR
 y^o = FRAC.MOL DE CO₂ EN EQUILIBRIO
 Y = FRAC.MOL DE CO₂ EN O.P.E.

U. N. A. M.	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FIG. N°	CONDICIONES DE OPERACION
5	50 T/D A. T.
AÑO	1974
LETICIA QUINTERO	



U. N. A. M.	
FACULTAD DE QUÍMICA	
TESIS PROFESIONAL	
ANO	FIG.
1974	6
LETICIA QUINTERO	