

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



CORO DE TEHUANTEPEC, S. A. DE C. V.

T E S I S

que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a n :

ROBERTO GONZALEZ CRUZ

JUAN LOPEZ MORENO



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.

CLAS TESIS 1979
ABO M. G. 1
FECHA _____
AÑO _____ 1978
C _____



Jurado asignado originalmente según el tema	PRESIDENTE	<u>ALBERTO BREMAUNTZ MONGE</u>
	VOCAL	<u>CARLOS DORMAN MONTERO</u>
	SECRETARIO	<u>ROBERTO ANDRADE CRUZ</u>
	1er. SUPLENTE	<u>RAFAEL GARCIA NAVA</u>
	2o. SUPLENTE	<u>J. ANTONIO ORTIZ</u>

Sitio donde se desarrolló el tema: CLORO DE TEHUANTEPEC, S.A. DE
C.V.

Sustentantes:


ROBERTO GONZÁLEZ CRUZ

JUAN LOPEZ MORENO

Asesor del Tema:

ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE

A nuestros padres con cariño y gratitud
por habernos guiado con tenacidad y empeño
hasta el alcance de esta meta.

A nuestros maestros por habernos enseñado
con paciencia,
el camino del conocimiento.

A nuestros compañeros y amigos
por su estímulo.

A nuestros hermanos.

A tí.

Agradecemos la dirección
de nuestro asesor del tema
y estimado maestro:

ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE.

Hacemos patente nuestra consideración
por su interés en el desarrollo de este tema,
a las siguientes personas:

Ing. VICTOR SCHROEDER G.

Ing. JOSE E. GALINDO F.

Ing. RUBEN DAVALOS B.

Ing. JAVIER SANCHEZ R.

Ing. MA. PAZ ROJAS DE S.

Y en forma especial, por su colaboración al

Ing. RAFAEL GARCIA NAVA.

OBJETIVO DE ESTA TESIS.

El objetivo principal que se persigue en el desarrollo de esta tesis, es el de describir y diseñar un sistema que incluya la licuefacción, vaporización y recuperación de cloro aplicable a una planta que produzca cloro mediante un proceso electrolítico, con una pureza en los gases de salida de los electrolizadores de 95% base seca.

Para efectuar este diseño necesitaremos investigar las propiedades físicas y químicas de los componentes principales de las corrientes de proceso, enfocando nuestro interés particularmente en el cloro, tanto en su estado líquido como gaseoso. Haremos una descripción de sus propiedades químicas -- más importantes y reportaremos los valores actualizados de sus propiedades físicas más importantes en diseño.

Haremos un bosquejo de los materiales de construcción más comunes, indicando las condiciones bajo las cuales resultan recomendables para los fluidos de proceso involucrados en este tipo de plantas.

Finalmente daremos métodos de cálculo técnicamente apropiados para el diseño del equipo que constituye el sistema en estudio y efectuaremos el diseño de los mismos para una capacidad preestablecida de 200 000 TONELADAS POR -- AÑO DE CLORO (Base 100%).

CAPITULOS DE QUE CONSTA.

- I Introducción
- II Descripción del proceso
- III Materiales de construcción
- IV Recipientes y separadores ? ?
- V Licuefacción
- VI Vaporización
- VII Recuperación
- VIII Conclusiones.

CAPITULO I.- INTRODUCCION.

I.1 ANTECEDENTES

I.2 HISTORIA INDUSTRIAL

I.3 PROPIEDADES Y CARACTERISTICAS DEL CLORO

I.3.1 Generales

I.3.2 Propiedades atómicas y moleculares

I.3.3 Propiedades químicas

I.3.4 Propiedades físicas y termodinámicas del cloro

I.4 BOSQUEJO DE LOS METODOS DE FABRICACION

I.4.1 Celdas de diafragma

I.4.2 Celdas de cátodos de mercurio

I.4.3 Otros procesos para producir cloro

I.5 AUXILIARES EN LA PLANTA DE CLORO

I.5.1 Purificación de salmuera

I.5.2 Secado y licuefacción de cloro

I.5.3 Almacenamiento y transporte de cloro

I.6 Usos.

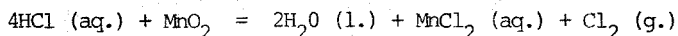
CAPITULO I.- INTRODUCCION.

I. 1 ANTECEDENTES

El cloro es un elemento que junto con el flúor, bromo, yodo y astatinio forman el grupo de los halógenos.

El cloro fue el primer elemento de los halógenos que se descubrió y dicha obtención ocurrió en el año de 1744, la realizó el sueco Karl Scheele, el método con que se preparó cloro por primera vez, es todavía el empleado en el laboratorio y consiste en mezclar dióxido de magnesio y ácido clorhídrico, calentando la mezcla se produce una reacción en la que se desprende cloro gaseoso y se recupera debido a que a condiciones normales de presión y temperatura el cloro es un gas 2.5 veces más pesado que el aire y aprovechando esta propiedad se recuperará por desplazamiento.

La reacción efectuada es la siguiente:



1.2 HISTORIA INDUSTRIAL

En el año de 1799 se obtuvo cloro por medio de la primera patente a escala industrial como un agente blanqueador, tal fue su uso principal hasta principios del siglo XIX.

El cloro fue licuado por primera vez por la compañía del Alkali en Niágara en el año de 1909, este fue uno de los puntos de partida en el crecimiento de la industria del cloro y a partir de entonces surgieron nuevos usos.

El uso de cloro como purificador de agua se derivó de una epidemia de tifoidea en Niágara en el año de 1912.

Las plantas productoras desarrolladas entre 1910 y 1920, sintieron los efectos de la 1.ª Guerra Mundial, ésto se debió a que el cloro fue usado como un gas mortífero, originándose con ésto el primer gran crecimiento de la industria química del cloro.

El período de 1930 a 1940 fue notorio por el auge repentino de los años 20's y la depresión de los 30's, debido a esta depresión muchas industrias comen- zaron a desembolsar dinero para investigar nuevos usos del cloro, descubri- endose la aplicación del cloro en los etilén-glicoles, solventes clorados, - cloruros de vinilo etc.

Durante la 2a. Guerra Mundial, el uso de los derivados químicos del cloro, - fue restringido en tanto que nuevos usos militares se fueron desarrollando y una vez finalizada la Guerra, el uso de los derivados químicos del cloro - volvió a tener su demanda industrial.

I.3 PROPIEDADES Y CARACTERISTICAS DEL CLORO.

I.3.1 PROPIEDADES GENERALES.

El cloro es un gas pesado, de olor penetrante e irritante, asfixiante y ve- venoso, de color verde amarillento y de gran actividad química. El cloro - líquido es claro, ámbar.

I.3.2 PROPIEDADES ATOMICAS Y MOLECULARES.

Símbolo Atómico	Cl
Peso Atómico	35.453
Número Atómico	17
Símbolo Molecular	Cl ₂
Peso Molecular	70.906

El cloro elemental existe en forma de dos isótopos naturales, con masa ató- mica de 35 y 37. El cloro atómico ordinario consiste de una mezcla de 76% - de cloro 35 y 24% de cloro 37.

I.3.3 PROPIEDADES QUIMICAS

FLAMABILIDAD.

El cloro en estado gaseoso no es explosivo ni inflamable, sin embargo con - oxígeno es capaz de provocar y mantener la combustión de ciertas sustancias. Muchas reacciones químico-orgánicas con el cloro son muy rápidas, en algu - nos casos con violencia explosiva.

VALENCIA.

El cloro usualmente forma compuestos univalentes pero puede combinarse con una valencia de 3,4,5, 6 7.

REACCIONES QUIMICAS.

Reacciones con Agua.

El cloro es ligeramente soluble en agua, cuando reacciona con agua pura se obtienen soluciones de hipoclorito y ácido clorhídrico, el cloro hidratado - ($\text{Cl}_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$) ó hidrato de cloro cristaliza a 49.3°F.

Reacciones con Metales.

En los usos normales del cloro, las temperaturas de operación no exceden de 230°F. Debajo de esta temperatura, el cobre, hierro, plomo, níquel, platino, acero y tantalio son químicamente resistentes al cloro seco, gas ó líquido. También son resistentes ciertas aleaciones de cobre y fierro, incluyendo Hastelloy B y C y acero inoxidable tipos 304 y 306.

Las velocidades de reacción del cloro con muchos metales, aumentan con cierta rapidez arriba de ciertas temperaturas, por lo que encima de éstas, los materiales de construcción deben seleccionarse con mayor cuidado. Estas temperaturas son considerablemente menores si los metales ó las aleaciones están en forma de esponja, alambre ó polvo finamente dividido.

El cloro seco reacciona con aluminio, arsénico, oro, mercurio, selenio, telurio, estaño y titanio. El aluminio se incendia en cloro a menos de 4°F.

A ciertas temperaturas, el potasio y el sodio arden en cloro gaseoso. El acero al carbón se incendia a 483°F. El antimonio, arsénico, bismuto, boro, cobre, hierro, fósforo y ciertas de sus aleaciones se incendian espontáneamente en cloro si están en forma de esponja, alambre o polvo finamente dividido. El cloro húmedo, es muy corrosivo para todos los metales comunes - principalmente a causa de los ácidos hipocloroso e hipoclorhídrico formados por la hidrólisis. El oro, platino, plata y titanio son resistentes al cloro húmedo.

A temperaturas menores de 300°F, el tantalio es inerte tanto al cloro húmedo como al cloro seco. El cloro húmedo reacciona casi instantáneamente con el mercurio.

Reacciones con otros elementos.

El cloro se une bajo condiciones específicas con la mayoría de los elementos. Estas reacciones son extremadamente rápidas; A la temperatura de ebullición, el cloro reacciona con el azufre, no reacciona directamente con oxígeno o nitrógeno, los óxidos y los compuestos nitrogenados son bien conocidos, pero únicamente pueden ser preparados por métodos indirectos. Mezclas de cloro e hidrógeno formadas con más del 5% de cada componente pueden reaccionar con violencia explosiva formando cloruro de hidrógeno.

Reacciones con compuestos Inorgánicos.

La preparación de hipoclorito de sodio y de calcio son reacciones típicas del cloro con los álcalis y los hidróxidos de metales alcalinotérreos; Los hipocloritos formados son agentes oxidantes poderosos.

Debido a su gran afinidad con el hidrógeno, el cloro remueve al hidrógeno de algunos de sus compuestos, tal como la reacción con sulfuro de hidrógeno para formar ácido clorhídrico y azufre. El cloro reacciona con amoníaco ó compuestos de amonio para formar varias mezclas cloro-aminas dependiendo de las condiciones, una de éstas, bajo condiciones propias podría ser el explosivo tricloruro de nitrógeno.

Reacciones con compuestos orgánicos.

El cloro reacciona con compuestos orgánicos para formar derivados clorados y cloruro de hidrógeno. Algunas de estas reacciones pueden ser explosivas, incluyendo aquéllas con hidrocarburos, alcoholes y éteres y en las operaciones que los involucran se deben utilizar métodos propios.

I.3.4. PROPIEDADES FISICAS Y TERMODINAMICAS DEL CLORO.

PROPIEDAD.

CALOR ESPECIFICO.

a) Gaseoso.

a P = Cte. Cp	0.115 Btu/lb°F a 59°F.
	0.115 Btu/lb°F a 15 psia entre 50 y 100°F.
	0.122 Btu/lb°F 100 psia entre 100 y 150°F.

para otras temperaturas ver la Figura I.1

a V = Cte. Cv	0.0848 Btu/lb°F a 15 psia entre 50 y 100°F
	0.0849 Btu/lb°F a 59°F.

b) Líquido.

	0.226 Btu/lb°F entre 32 y 75°F.
	0.233 Btu/lb°F entre 32 y 100°F.

c) Relación Cp/Cv.

1.355

CALOR DE FUSION.

a -150.7°F.	41.2 Btu/lb.
-------------	--------------

CALOR DE VAPORIZACION.

a -29.29°F.	123.7 Btu/lb.
-------------	---------------

para otras temperaturas ver la Figura I.2

CONDUCTIVIDAD TERMICA.

a) Gaseoso.

32°F.	0.0042 Btu/hr.ft ² °F/ft.
132°F.	0.0049 Btu/hr.ft ² °F/ft.

b) Líquido.

86°F.	0.108 Btu/hr.ft ² °F/ft.
25°F.	1.340 Btu/hr.ft ² °F/ft.
0°F.	1.490 Btu/hr.ft ² °F/ft.

CONSTANTE DIELECTRICA.

- a) Líquido. 2.15 a 66°F para ondas con longitudes mayores de 10,000 cm.

DENSIDAD.

- a) Gas seco. 0.2003 lb/ft³.
para otras temperaturas ver la Figura I.3

- b) Gas saturado a 32°F. 0.799 lb/ft³.

- c) Líquido.
a 32°F. 91.67 lb/ft³.
a 68°F. 88.07 lb/ft³.

para otras temperaturas ver la Figura I.4

- d) Crítica. 35.77 lb/ft³.

ENTALPIA.

- a) Gas seco. 232.74 Btu/lb.
b) Gas saturado. 231.43 Btu/lb.
c) Líquido. 116.39 Btu/lb.

para otras condiciones ver la Figura I.7

ENTROPIA.

- a) Gas seco. 0.73985 Btu/lb°R.
b) Gas saturado. 0.70224 Btu/lb°R.
c) Líquido. 0.46823 Btu/lb°R.

para otras temperaturas ver la Figura I.8

GRAVEDAD ESPECIFICA.

- a) Gas seco.* 2.482
b) Gas saturado. 9.337
c) Líquido. 1.468 0°/4°C.

* Condiciones Standard 32°F (0°C) y 14.7 psia. (1 atm.).

INDICE DE REFRACCION.

a 57.2°F.	1.367
a 68.0°F.	1.385

PRESION CRITICA. 1118.7 psia.

PRESION DE VAPOR.

a -22°F.	3.1 psig.
5°F.	17.2 "
32°F.	38.8 "
68°F.	81.9 "
95°F.	129.9 "
131°F.	218.1 "
158°F.	302.4 "
203°F.	492.2 "
266°F.	888.0 "

para otras temperaturas ver la Figura I.5

PUNTO DE EBULLICION.

(Punto de licuefacción.) -29.29°F.

PUNTO DE FUSION.

(Punto de congelamiento.)

- a 1 atm. -149.80°F.

RELACION DE VOLUMEN LIQUIDO-GAS. 1 Vol. cloro líq. = 446.8 Vol. de cloro -
gaseoso.
1 lb cloro líq. = 4.98 ft³ cloro gaseoso.

RESISTENCIA ESPECIFICA.

(No conductor.) + 10¹⁶ ohm-cal a -160°F.

SOLUBILIDAD.

a) Solubilidad en agua. Ver Figura I.6 y Tabla I.4

b) Solubilidad en otros
solventes. Ver Tabla I.3

SUSCEPTIBILIDAD MAGNETICA ESPECIFICA. -0.51×10^{-6} unidades electromagneticas -- c.g.s. a -140°F .

TEMPERATURA CRITICA. 291.2°F .

TENSION SUPERFICIAL

a 32°F .	21.9 dinas/cm.
82.4°F .	16.99 "
122°F .	13.39 "

VISCOSIDAD.

a) Gaseoso.

a 68°F . 0.0133 cp.

La viscosidad del cloro gaseoso es aproximadamente la misma que la del vapor saturado entre 1 y 10 atmósferas.

b) Líquido.

a 68°F . 0.345 cp.

La viscosidad del cloro líquido es aproximadamente $1/3$ de la del agua a la misma temperatura desde 32°F hasta 150°F .
para otras temperaturas ver la Figura I.9

VOLUMEN ESPECIFICO.

a) Gas seco.* $4.992 \text{ ft}^3/\text{lb}$.

b) Vapor saturado. $1.330 \text{ ft}^3/\text{lb}$.

para otras temperaturas ver la Figura I.10

c) Líquido saturado. $0.01091 \text{ ft}^3/\text{lb}$.

para otras temperaturas ver la Figura I.10

PROPIEDADES TERMODINAMICAS.

Ver Tabla I.1 y I.2

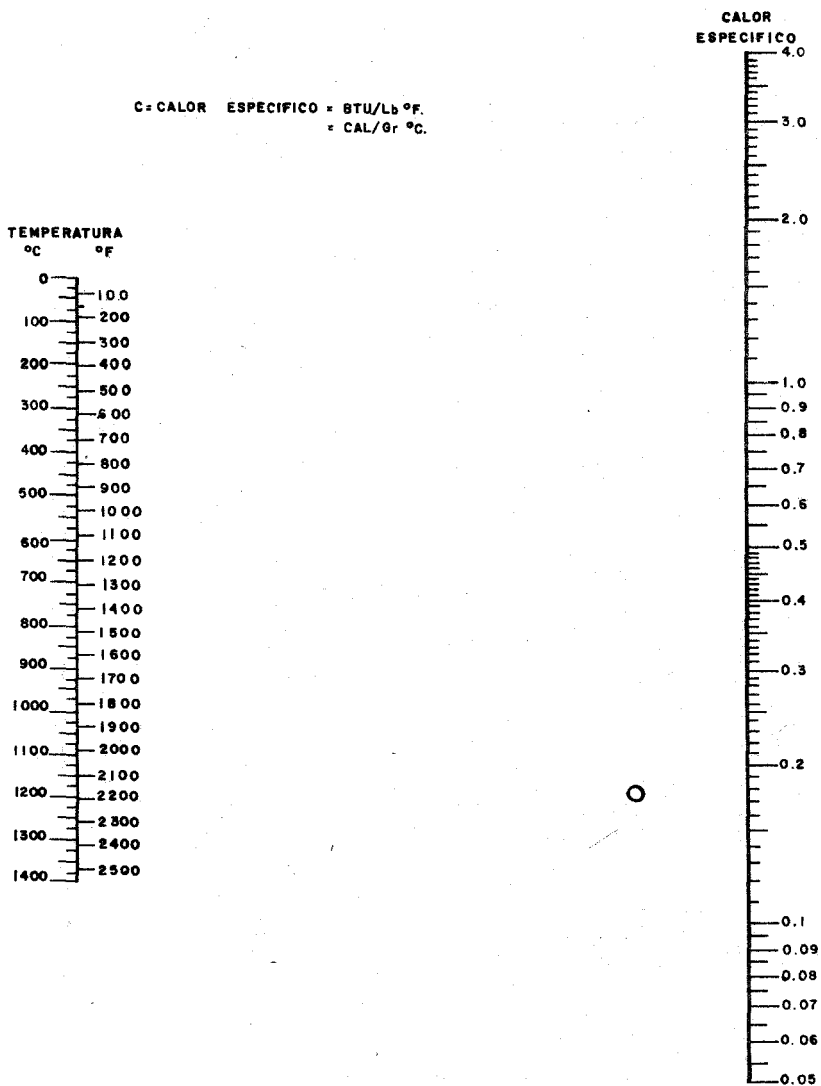


FIGURA I-1- Calor especifico para el cloro gaseoso a 1 atm.

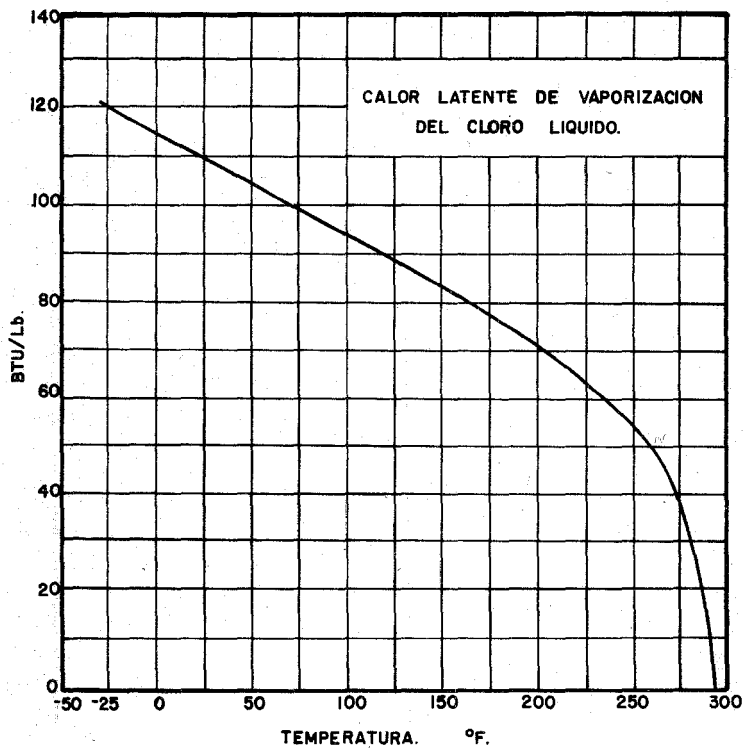


FIGURA. I-2.- Calor latente de vaporizacion del cloro liquido.

DENSIDAD DEL CLORO GASEOSO.

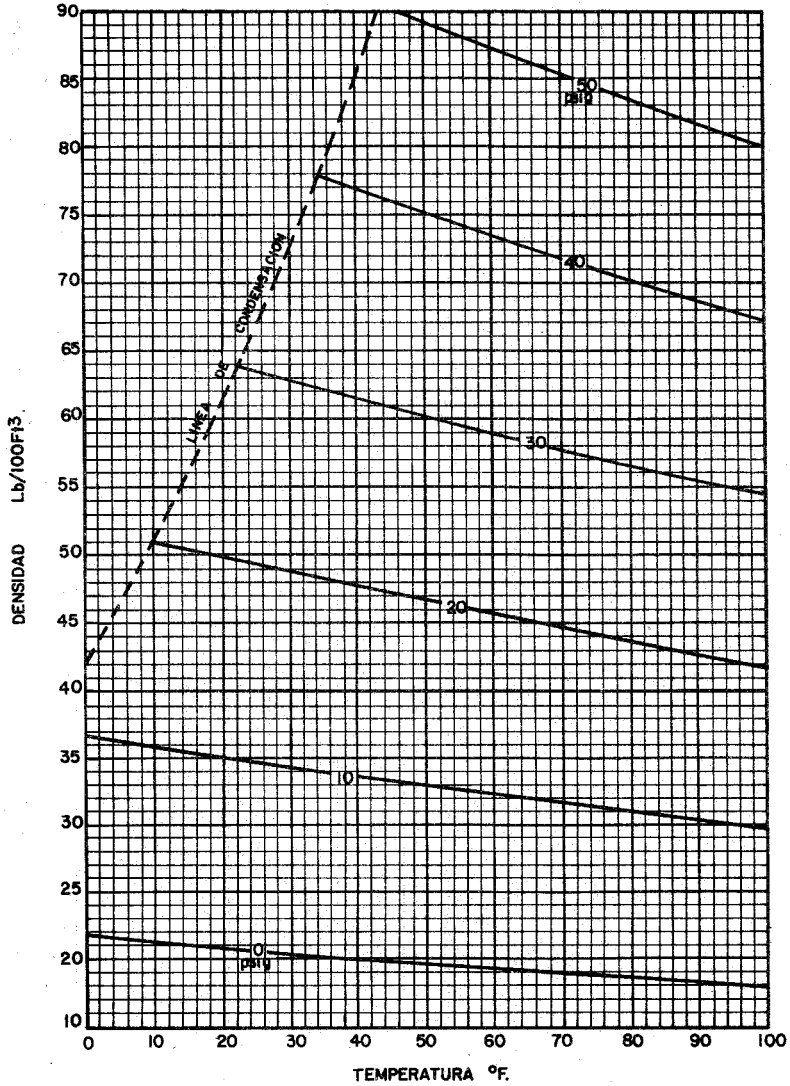


FIGURA. I-3.- Densidad del cloro gaseoso.

DENSIDAD DEL CLORO LIQUIDO.

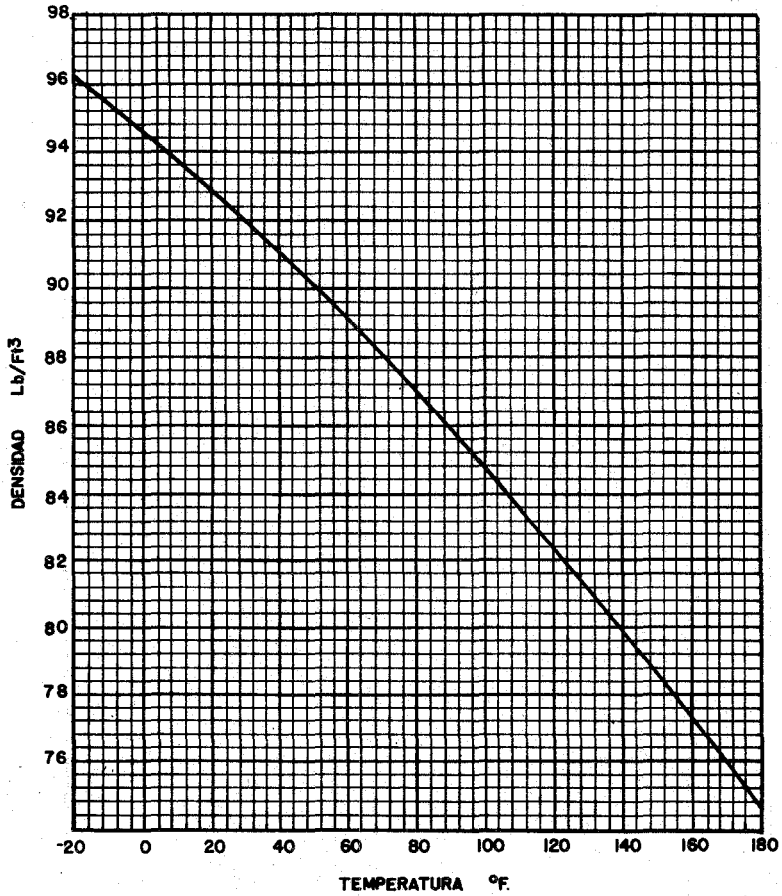


FIGURA I-4.- Densidad del cloro liquido.

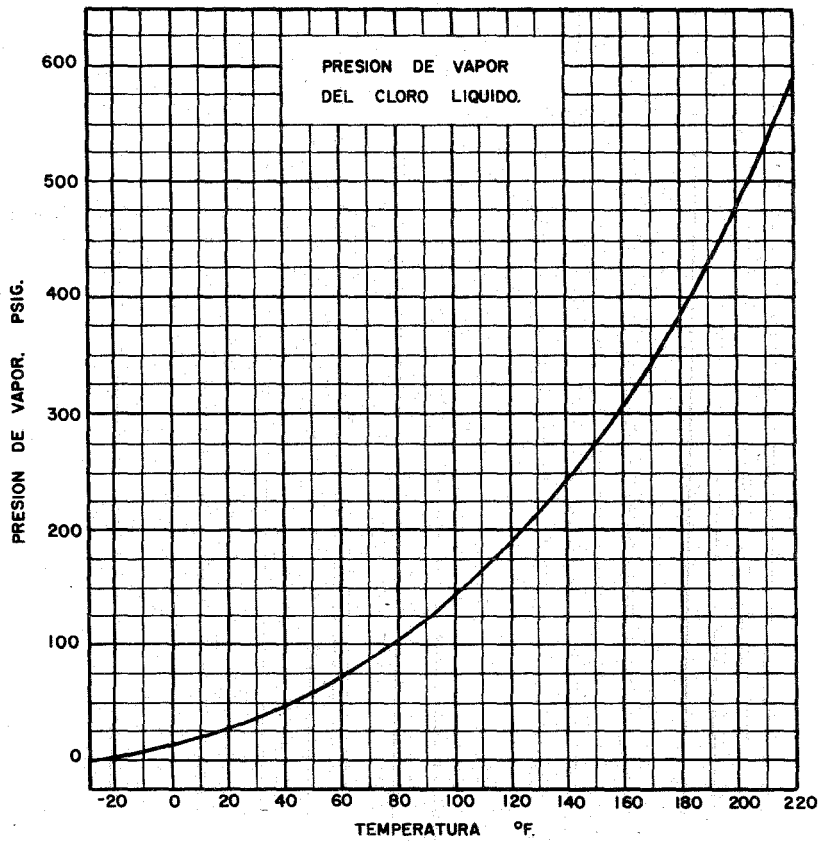


FIGURA. I-5.- Presion de vapor del cloro liquido.

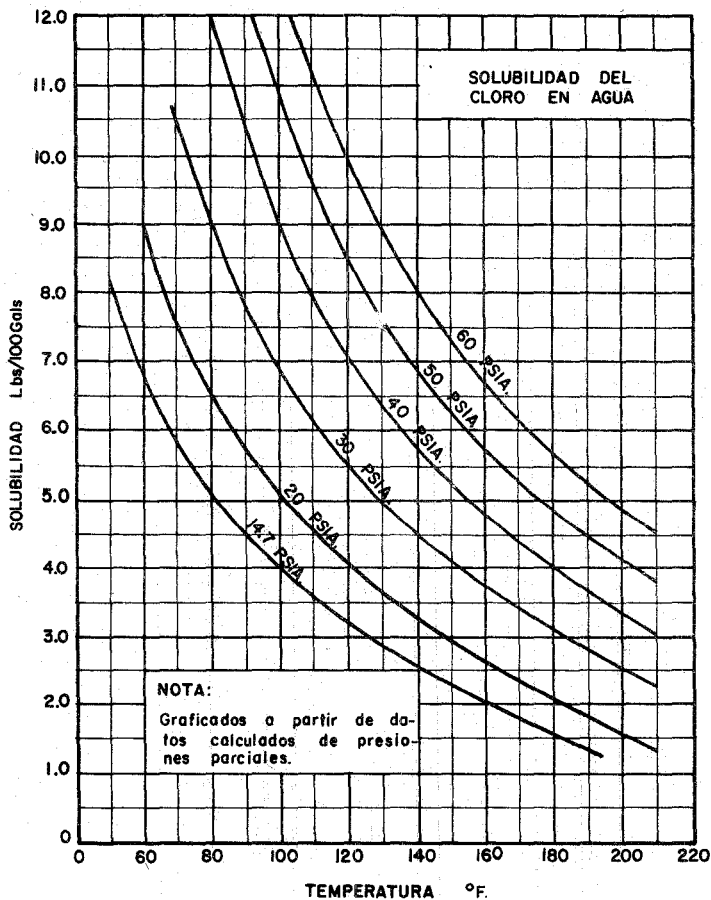


FIGURA. I-6.- Solubilidad del cloro en agua a diferentes presiones y temperaturas.

DIAGRAMA. ENTALPIA-PRESION.

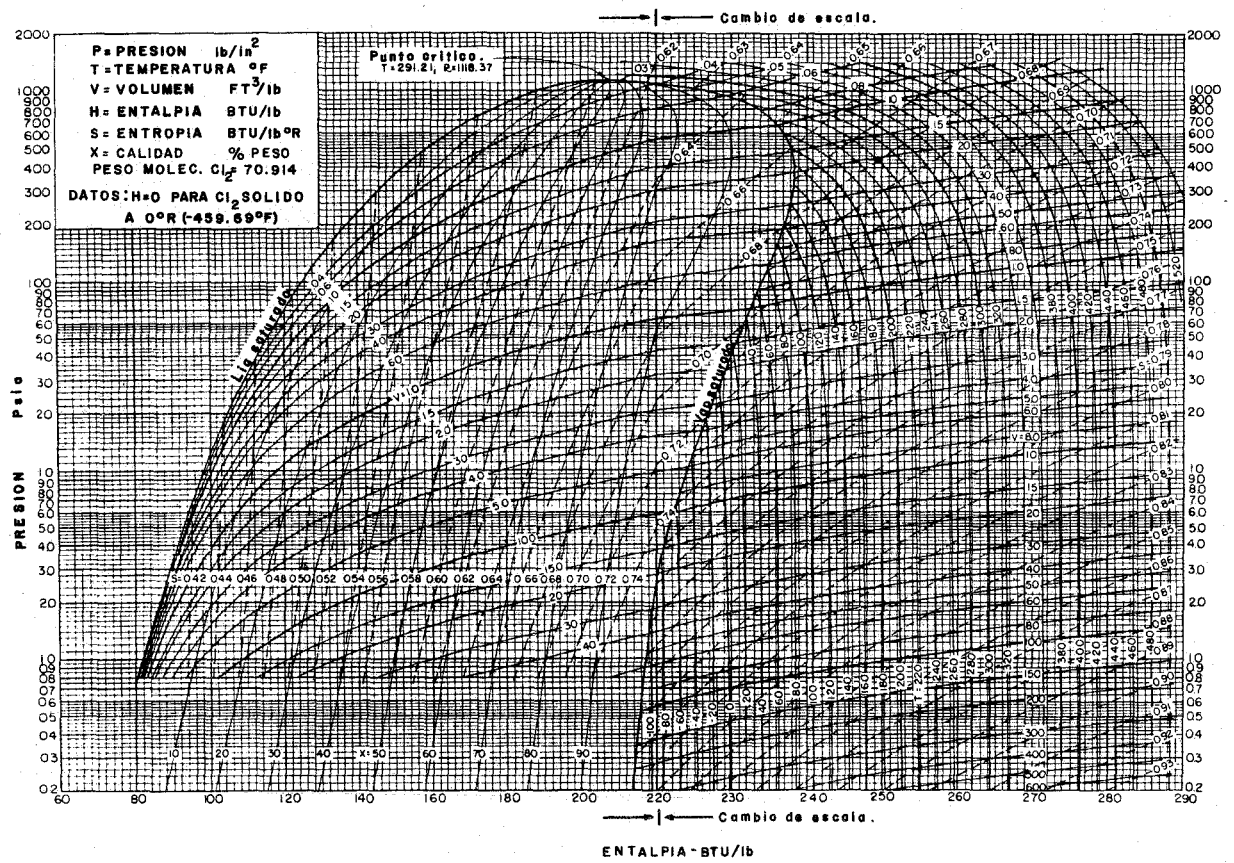


FIGURA. I-7 Diagrama entalpia-presion para el cloro.

DIAGRAMA. ENTROPIA - TEMPERATURA.

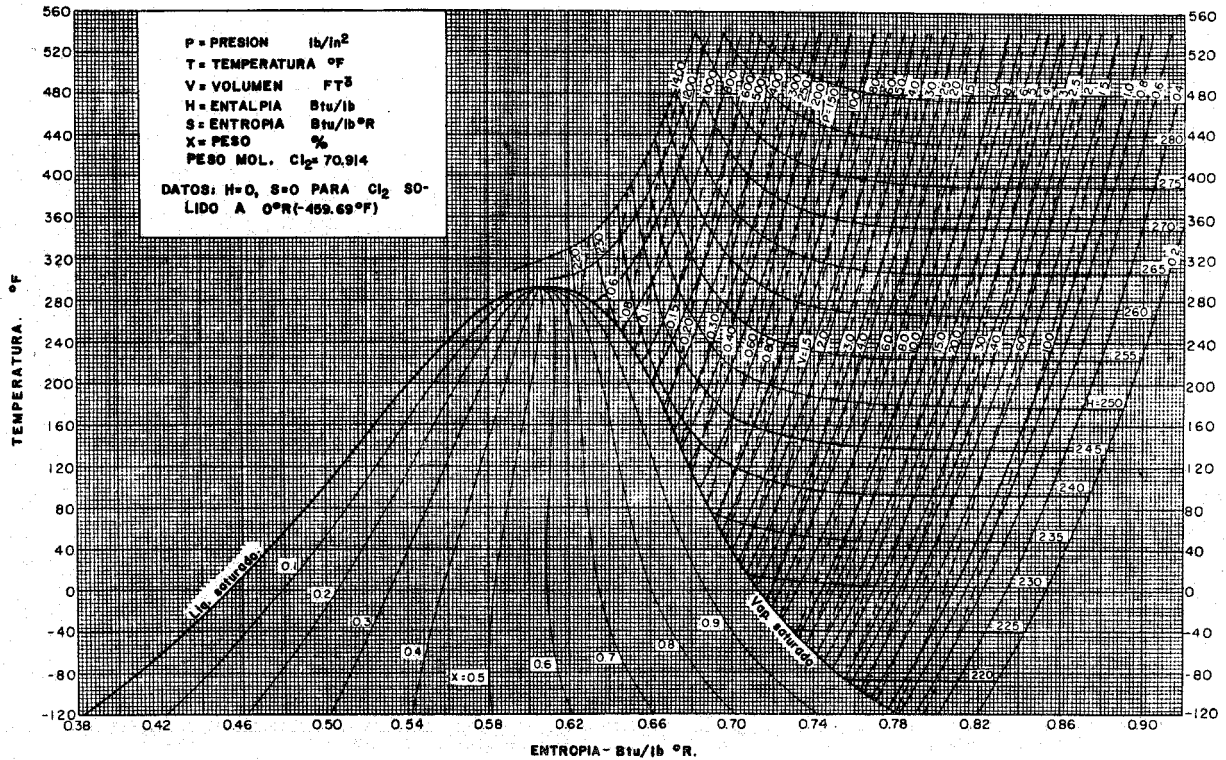


FIGURA. I-8 Diagrama entropia-temperatura para el cloro.

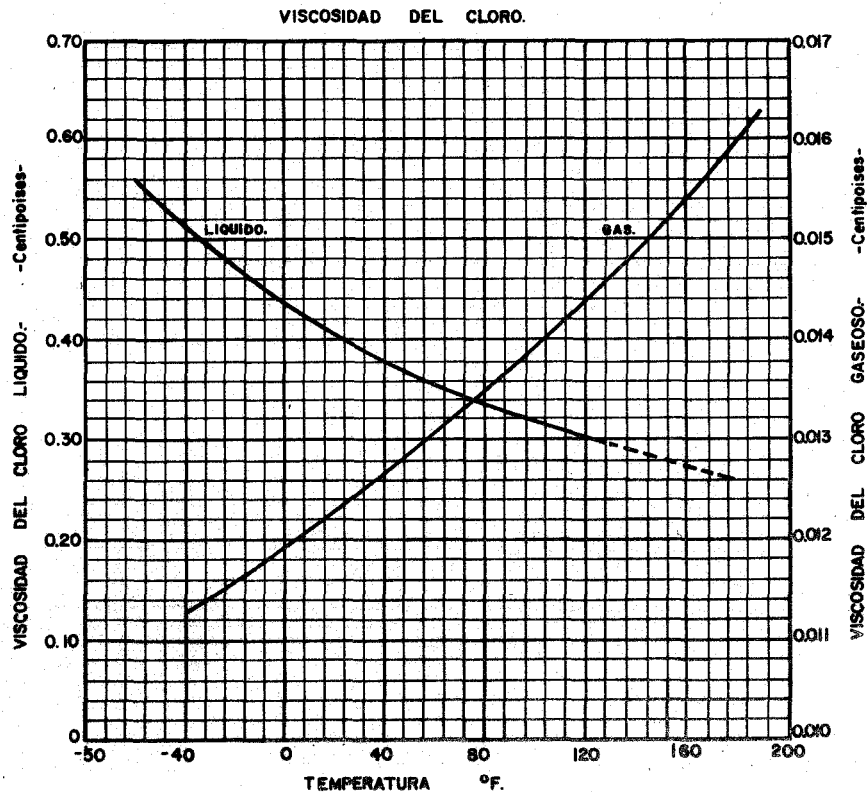


FIGURA. I-9.- Viscosidad del cloro liquido y gaseoso.

VOLUMEN ESPECIFICO.

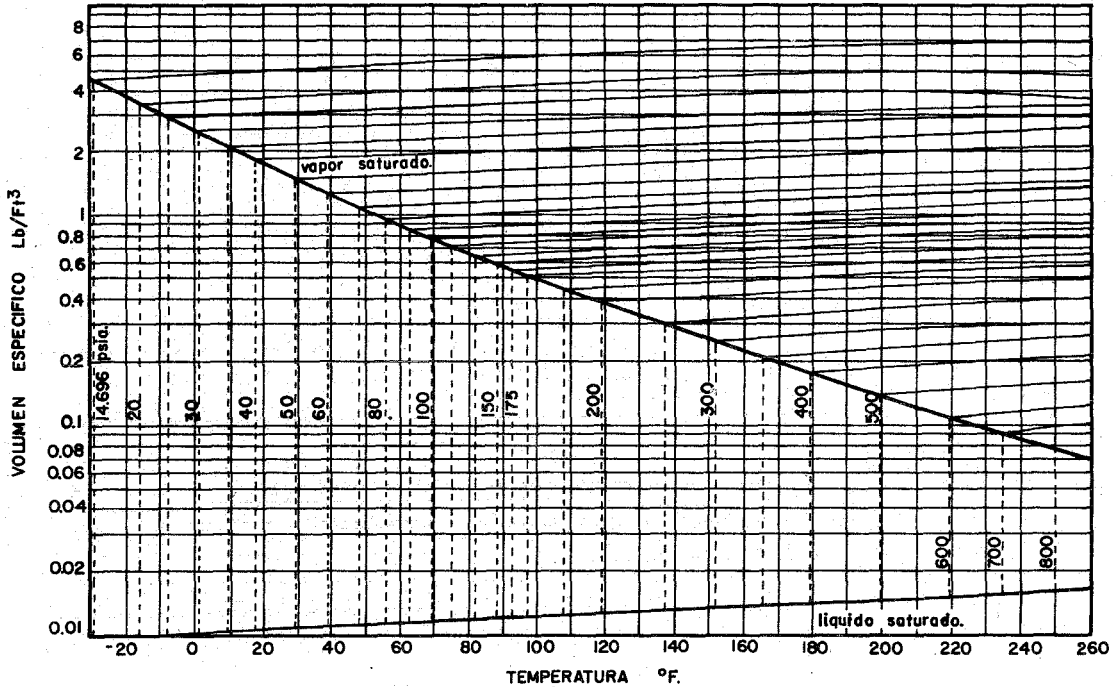


FIGURA. I-10.- Volumen especifico del cloro. (a diferentes presiones y temperaturas).

TABLA 1-1.
PROPIEDADES TERMODINAMICAS DEL CLORO SATURADO.

DATOS; H=O; S=O Para Cloro solido a -460°F(O°R)										
Temperatura °F	Presion		Volumen f ³ /lb		Entalpia (H) Btu/lb			Entropia(S) Btu(lb)(°R)		
	atm.	psia.	Liquido	Gas	Liquido	Vaporizacion	Gas	Liquido	Vaporizacion	Gas
-130	.035317	0.51902	.0093982	95.994	78.448	137.13	215.58	.37470	.41594	.79064
-120	.054607	0.80251	.0094728	63.931	80.891	135.73	216.62	.38200	.39957	.78156
-110	.082035	1.2056	.0095493	43.777	83.306	134.35	217.66	.38900	.38421	.77321
-100	.12006	1.7644	.0096278	30.739	85.697	133.00	218.70	.39574	.36976	.76551
-90	.17157	2.5214	.0097083	22.081	88.068	131.67	219.73	.40224	.35615	.75839
-80	.23992	3.5258	.0097911	16.194	90.421	130.34	220.76	.40851	.34329	.75180
-70	.32891	4.8336	.0098762	12.101	92.760	129.03	221.79	.41459	.33111	.74570
-60	.44279	6.5073	.0099637	9.1996	95.087	127.72	222.81	.42048	.31955	.74002
-50	.58627	8.6158	.010054	7.1038	97.407	126.41	223.81	.42620	.30854	.73474
-40	.76444	11.234	.010146	5.5643	99.720	125.09	224.81	.43177	.29805	.72982
-30	.98281	14.443	.010242	4.4157	102.03	123.76	225.79	.43719	.28802	.72522
-29.29	1.0000	14.696	.010249	4.3458	102.19	123.67	225.86	.43757	.28793	.72490
-20	1.2473	18.330	.010341	3.5482	104.34	122.42	226.76	.44249	.27842	.72091
-10	1.5640	22.985	.010442	2.8793	106.65	121.06	227.70	.44766	.26920	.71686
0	1.9396	28.504	.010548	2.3614	108.96	119.67	228.63	.45272	.26034	.71305
10	2.3808	34.988	.010656	1.9545	111.27	118.26	229.54	.45767	.25179	.70946
20	2.8946	42.539	.010769	1.6314	113.59	116.82	230.42	.46253	.24354	.70607
30	3.4884	51.285	.010886	1.3723	115.92	115.35	231.27	.46729	.23556	.70285
40	4.1696	61.276	.011007	1.1625	118.26	113.84	232.09	.47197	.22781	.69979
50	4.9459	72.685	.011132	.99128	120.60	112.28	232.88	.47657	.22029	.69687
60	5.8251	85.606	.011263	.85030	122.96	110.68	233.64	.48110	.21297	.69407
70	6.8153	100.16	.011399	.73336	125.33	109.03	234.35	.48556	.20583	.69139
80	7.9246	116.46	.011542	.63565	127.71	107.32	235.03	.48995	.19885	.68880
90	9.1613	134.63	.011690	.55347	130.11	105.54	235.66	.49429	.19201	.68630
100	10.534	154.80	.011846	.48389	132.54	103.70	236.24	.49858	.18529	.68387
110	12.051	177.10	.012010	.42463	134.98	101.79	236.77	.50283	.17867	.68149
120	13.721	201.65	.012181	.37387	137.46	99.783	237.24	.50704	.17213	.67917
130	15.554	228.58	.012363	.33015	139.97	97.686	237.65	.51122	.16566	.67688
140	17.558	258.03	.012555	.29229	142.51	95.483	237.99	.51539	.15922	.67461
150	19.743	290.14	.012759	.25934	145.10	93.163	238.26	.51954	.15280	.67235
160	22.119	325.05	.012976	.23053	147.74	90.710	238.45	.52370	.14638	.67008
170	24.695	362.91	.013208	.20521	150.44	88.105	238.54	.52788	.13992	.66780
180	27.481	403.87	.013458	.18285	153.21	85.329	238.54	.53208	.13339	.66547
190	30.489	448.07	.013729	.16302	156.06	82.355	238.42	.53633	.12676	.66309
200	33.729	495.67	.014024	.14533	159.01	79.151	238.16	.54065	.11998	.66064
210	37.213	546.88	.014349	.12948	162.08	75.677	237.76	.54507	.11300	.65807
220	40.952	601.83	.014710	.11519	165.29	71.882	237.17	.54960	.10576	.65536
230	44.958	660.70	.015118	.10221	168.66	67.697	236.36	.55430	.098155	.65245
240	49.244	723.69	.015588	.090340	172.26	63.022	235.28	.55921	.090072	.64929
250	53.824	791.00	.016143	.079352	176.13	57.713	233.84	.56443	.081322	.64575
255	56.228	826.33	.016465	.074118	178.20	54.752	232.95	.56718	.076609	.64379
260	58.711	862.81	.016827	.069012	180.38	51.529	231.91	.57007	.071598	.64167
265	61.274	900.48	.017242	.063991	182.70	47.980	230.68	.57312	.066208	.63932
270	63.919	939.35	.017730	.058995	185.20	44.008	229.21	.57638	.060310	.63669
275	66.648	979.47	.018326	.053936	187.94	39.448	227.39	.57994	.053693	.63363
280	69.464	1020.8	.019103	.048647	191.04	33.987	225.03	.58395	.046948	.62990
285	72.368	1063.5	.020251	.042733	194.82	26.849	221.67	.58883	.039053	.62489
290	75.362	1107.5	.022863	.034204	200.81	14.057	214.87	.59661	.018750	.61536
291.21	76.100	1118.37	.027960	.027960	207.77	00.000	207.77	.60582	.00000	.60582

TABLA 1-2.
PROPIEDADES TERMODINAMICAS DEL CLORO SOBRECALENTADO

DATOS: H=0; S=0 Para Cloro solido a -460°F (0°R)											
Presion Paio		Temperatura °F									
		0	60	120	180	240	300	360	420	480	540
10	V	6.8782	7.7991	8.7171	9.6330	10.548	11.461	12.373	13.285	14.197	15.107
	H	229.30	236.07	242.94	249.92	256.99	264.13	271.33	278.58	285.85	293.13
	S	.74325	.75708	.76961	.78107	.79163	.80142	.81054	.81907	.82706	.83459
15	V	4.5593	5.1777	5.7932	6.4066	7.0185	7.6292	8.2392	8.8484	9.4571	10.065
	H	229.12	235.91	242.81	249.81	256.89	264.04	271.25	278.50	285.78	293.07
	S	.73167	.74555	.75812	.76960	.78018	.78999	.79912	.80766	.81566	.82318
20	V	3.3997	3.8669	4.3312	4.7933	5.2539	5.7134	6.1720	6.6299	7.0873	7.5443
	H	228.94	235.76	242.68	249.69	256.79	263.95	271.17	278.43	285.71	293.01
	S	.72338	.73732	.74992	.76143	.77203	.78185	.79100	.79954	.80755	.81508
25	V	2.7037	3.0803	3.4539	3.8253	4.1952	4.5639	4.9317	5.2989	5.6655	6.0317
	H	228.76	235.61	242.55	249.58	256.69	263.86	271.09	278.35	285.64	292.94
	S	.71690	.73089	.74353	.75507	.76569	.77553	.78468	.79324	.80125	.80879
30	V		2.5559	2.8690	3.1799	3.4893	3.7975	4.1048	4.4115	4.7176	5.0232
	H		235.45	242.42	249.46	256.58	263.77	271.01	278.28	285.58	292.88
	S		.72561	.73828	.74985	.76049	.77034	.77951	.78808	.79610	.80364
40	V		1.9001	2.1377	2.3731	2.6069	2.8395	3.0712	3.3022	3.5327	3.7627
	H		235.14	242.15	249.23	256.38	263.59	270.84	278.13	285.44	292.76
	S		.71718	.72994	.74156	.75225	.76213	.77132	.77990	.78794	.79549
50	V		1.5064	1.6989	1.8890	2.0775	2.2647	2.4511	2.6367	2.8218	3.0064
	H		234.82	241.87	248.99	256.17	263.40	270.68	277.98	285.31	292.64
	S		.71055	.72340	.73508	.74581	.75572	.76494	.77354	.78160	.78916
60	V		1.2438	1.4062	1.5662	1.7245	1.8815	2.0376	2.1930	2.3478	2.5022
	H		234.50	241.60	248.75	255.96	263.22	270.51	277.83	285.17	292.52
	S		.70506	.71800	.72974	.74051	.75046	.75970	.76832	.77639	.78396
80	V		.91500	1.0401	1.1625	1.2831	1.4024	1.5207	1.6383	1.7553	1.8719
	H		233.83	241.04	248.27	255.54	262.84	270.18	277.53	284.90	292.27
	S		.69620	.70933	.72120	.73206	.74208	.75137	.76003	.76813	.77573
100	V			.82012	.92012	1.0182	1.1149	1.2106	1.3055	1.3998	1.4937
	H			240.46	247.78	255.11	262.47	269.84	277.23	284.63	292.02
	S			.70245	.71446	.72542	.73550	.74485	.75355	.76168	.76931
150	V			.52589	.59641	.66464	.73133	.79692	.86168	.92583	.98948
	H			238.94	246.50	254.01	261.50	268.99	276.47	283.94	291.40
	S			.68940	.70181	.71303	.72331	.73279	.74160	.74982	.75751
200	V			.37753	.43391	.48751	.53935	.58997	.63971	.68878	.73734
	H			237.30	245.16	252.87	260.52	268.12	275.70	283.25	290.77
	S			.67946	.69237	.70390	.71438	.72401	.73293	.74124	.74900
250	V				.33580	.38091	.42398	.46570	.50647	.54653	.58605
	H				243.72	251.68	259.50	267.23	274.91	282.55	290.14
	S				.68461	.69650	.70722	.71702	.72607	.73446	.74230
300	V				.26978	.30954	.34691	.38276	.41759	.45167	.48518
	H				242.19	250.44	258.45	266.32	274.11	281.84	289.50
	S				.67786	.69019	.70118	.71116	.72033	.72882	.73673
600	V					.12611	.15202	.17435	.19487	.21427	.23292
	H					241.13	251.26	260.38	269.03	277.39	285.56
	S					.66116	.67506	.68662	.69681	.70601	.71444
1,000	V						.028549	.065890	.081940	.095029	.10672
	H						209.81	244.10	256.83	267.42	277.08
	S						.80796	.85205	.86707	.87872	.88868

TABLA I.3

SOLUBILIDAD DEL CLORO EN OTROS SOLVENTES.

A.- SOLUBILIDAD DEL CLORO EN AGUA.-($P_T = 760$ mm hg)

t	C_s	q	t°	q	Fase solida.
0.0	4.610	1.460	-0.24	0.492	Cl.8(H ₂ O) + Hielo
3.0	3.947	1.250	-0.00	0.507 - 0.560	Cl.8(H ₂ O)
6.0	3.411	1.080	-2.00	0.644	"
9.0	3.095	0.980	-4.00	0.732	"
9.6	3.031	0.960	-5.00	0.823	"
10.0	2.980	0.940	-8.00	0.917	"
12.0	2.778	0.880	-9.00	0.965 - 0.908	"
15.0	2.635	0.835	-20.0	1.850	"
20.0	2.260	0.715	-28.7	3.690	Cl.8(H ₂ O) + 2 Capas
25.0	1.985	0.630			
30.0	1.769	0.562			
40.0	1.414	0.451			
50.0	1.204	0.386			
60.0	1.006	0.324			
70.0	0.848	0.274			
80.0	0.672	0.219			
90.0	0.380	0.125			
100.0	0.000	0.000			

Donde:

t = °C

C_s = Coeficiente de solubilidad.

= Volumen del cloro (reducido a 0°C y 760 mm hg), absorbido por 1 volumen de agua a una presión total de 760 mm hg.

q = Gramos de cloro por 100 gms. de agua a una presión total de 760 mm. hg.

B.- SOLUBILIDAD EN SOLUCIONES ACUOSAS DE HCl.-($P_T = 760$ mm hg. y t = 25°C)

Gms. mol/1000 gms. H ₂ O		Gms. mol/1000 gms. H ₂ O	
HCl	Cl ₂	HCl	Cl ₂
0.000	0.0923	3.989	0.0914
0.010	0.0826	4.903	0.978
0.100	0.0639	5.180	0.1004
0.200	0.0619	7.016	0.1150
0.496	0.0630	8.163	0.1219
1.019	0.0665	8.854	0.1281
1.991	0.0737	9.805	0.1326
2.990	0.0824		

##

cont. tabla I.3

C.- SOLUBILIDAD EN SOLUCIONES ACUOSAS DE H_2SO_4 Y DE VARIAS SALES.

-($P_T = 760$ mm hg. y $t = 25^\circ C$).

1.- H_2SO_4

Gms. mol/1000 gms. H_2O	
H_2SO_4	Cl_2
0.4995	0.06272
1.0240	0.05617
1.9686	0.04973
3.0090	0.04550
3.9934	0.04278
4.9901	0.04066

2.- $BaCl_2$

Gms. mol/1000 gms. H_2O	
$BaCl_2$	Cl_2
0.3300	0.062160
0.6670	0.054940
1.0000	0.049240
1.3330	0.044680

3.- KCl

Gms. mol/1000 gms. H_2O	
KCl	Cl_2
0.500	0.06610
1.000	0.06109
2.013	0.05388
3.014	0.04865
3.913	0.04724

4.- $NaCl$

Gms. mol/1000 gms. H_2O	
$NaCl$	Cl_2
0.501	0.06575
0.998	0.05795
2.991	0.04161
3.989	0.03601
4.989	0.03187

D.- SOLUBILIDAD EN SOLUCIONES ACUOSAS DE $NaCl$.

Coefficientes de solubilidad en:

t	$NaCl$.	$NaCl$.	$NaCl$.	$NaCl$.
$^\circ C$	9.97%	16.01%	19.66%	26.39%
0	2.30	1.90	1.70	0.50
5	2.00	1.60	1.40	0.44
10	1.70	1.30	1.15	0.40
15	1.40	1.06	0.95	0.36
20	1.20	0.90	0.80	0.34
25	0.94	0.75	0.65	0.30
50	----	----	----	0.20
80	----	----	----	0.05

###

cont. tabla I.3

E.- SOLUBILIDAD EN SOLUCIONES ACUOSAS DE HCl Y KCl.-($P_T = 760$ mm hg)

Coefficiente de solubilidad en:

t °C	HCl. Sg = 1.046	HCl. Sg = 1.080	HCl. Sg = 1.125	KCl. 20 g/100 cc.	Resultados a 21°C Gms. HCl/1000 cc.	Solubilidad del cloro.
0	4.10	6.40	7.30	1.50	0.000	2.2799
5	5.10	5.20	6.70	2.00	3.134	1.6698
10	4.10	4.50	6.10	2.20	9.402	1.5013
15	3.50	3.90	5.50	1.60	12.540	1.5292
20	3.00	3.40	4.70	1.20	31.340	1.8033
25	2.50	3.00	4.40	1.00	125.360	2.4473
30	2.00	2.40	----	0.90	219.380	3.1312
40	1.25	1.60	----	----	313.401	3.8224

25

F.- SOLUBILIDAD EN VARIOS SOLVENTES.

Solvente:	t °C	Presión parcial del Cl ₂ en mm hg.	Gms. Cl ₂ /1.0 gm. de sol. saturada.	% mol de Cloro.	
				En el experimento	A 1 atm. de P. parcial.
Heptano	0	750	0.2036	26.50	27.00
Tetracloruro de Silice	0	681	0.1310	26.60	28.80
Tetracloruro de Carbono	0	729	0.1560	28.60	29.80
"	19	680	0.0848	16.30	18.70
"	40	557	0.0433	8.91	12.15
Dibromuro de Etileno	20	752	0.0813	19.00	19.20
"	40	736	0.0469	11.51	11.90

####

cont. tabla I.3

G.- SOLUBILIDAD EN SOLUCIONES ACUOSAS DE NaCl Y HCl.

Solubilidad del Cl₂ Solubilidad del Cl₂
En NaCl a 762 mm hg. y 20°C En HCl a 760.5 mm hg. y 20°C

Gms. mol/litro		Gms. mol/litro	
NaCl	Cl ₂	HCl	Cl ₂
0.0000	0.0953	0.0000	0.0965
0.7770	0.0705	1.1550	0.1010
1.3230	0.0594	1.8720	0.1049
1.9650	0.0496	2.5000	0.1092
3.1590	0.0379	3.0000	0.1139
3.5970	0.0321	4.1010	0.1243

TABLA I.4
SOLUBILIDAD DEL CLORO EN AGUA
.....

Temperatura °C	°F	Por ciento	Libras por 1 000 Gals.	Gramos por Litro
10	50.0	0.99	83.2	9.96
11	51.8	0.96	80.5	9.65
12	53.6	0.93	78.0	9.34
13	55.4	0.90	75.5	9.04
14	57.2	0.87	73.1	8.76
15	59.0	0.84	70.8	8.49
16	60.8	0.82	68.6	8.22
17	62.6	0.79	66.5	7.97
18	64.4	0.76	64.5	7.73
19	66.2	0.74	62.6	7.50
20	68.0	0.72	60.7	7.30
21	69.8	0.70	59.1	7.08
22	71.6	0.69	57.6	6.90
23	73.4	0.67	56.1	6.72
24	75.2	0.65	54.7	6.55
25	77.0	0.64	53.4	6.39
26	78.8	0.62	52.1	6.24
27	80.6	0.61	50.8	6.09
28	82.4	0.59	49.7	5.95
29	84.2	0.58	48.6	5.82
30	86.0	0.57	47.5	5.70
35	95.0	0.51	42.3	5.07
40	104.0	0.46	38.0	4.55
45	113.0	0.43	35.4	4.24
50	122.0	0.39	32.4	3.88
60	140.0	0.33	27.0	3.24
70	158.0	0.28	22.8	2.73
80	176.0	0.22	18.1	2.16
90	194.0	0.13	10.2	1.23
100	212.0	0.00	00.0	0.00

I.4 BOSQUEJO DE LOS METODOS DE FABRICACION.

La producción del cloro a nivel industrial se lleva a cabo con métodos electrolíticos de cloruros fundidos ó salmueras de cloruros de metales alcalinos. En la electrólisis de salmuera, el cloro se produce en el ánodo de grafito - y el hidrógeno junto con el hidróxido de sodio ó potasio en el cátodo.

Como los productos del cátodo y del ánodo se deben separar totalmente para ser almacenados, muchos diseños de celdas se han desarrollado y refinado.

Existen dos tipos de celdas electrolíticas:

1. Celdas de diafragma
2. Celdas de catodo de mercurio

I.4.1 CELDAS DE DIAFRAGMA

Debido al gran número de celdas diseñadas y al razonable número que actualmente están operando, se dividen en tres grupos:

1. Aquéllas que tienen diafragmas verticales no sumergidos.
2. Aquéllas que tienen diafragmas verticales sumergidos.
3. Aquéllas que tienen diafragmas horizontales no sumergidos.

Estas celdas se encuentran a su vez en gran variedad de formas, por ejemplo:

- a) Cilíndricas
- b) Rectangulares
- c) Cuadradas

Tanto las celdas de cátodos verticales sumergidos como no sumergidos son hechas de tipos geométricos similares. En general las celdas de diafragma verticales consisten de un tanque exterior de acero, sean cilíndricas o rec tangulares, el cual soporta un cátodo de placa de hierro perforada ó una -

mampara de hierro, a una pequeña distancia de este tanque, como el tanque - es de acero, ambos, el tanque y la mampara de hierro que soporta son elec-- tricamente catódicos.

Los tipos más importantes de celdas de diafragma son:

- 1.- Celdas Allen - More.
- 2.- Celdas Billiter.
- 3.- Celdas Dow.
- 4.- Celdas Gibbs.
- 5.- Celdas Hargreaves - Bird.
- 6.- Celdas Hooker tipo "S".
- 7.- Celdas tipo Krebs.
- 8.- Celdas Welson.
- 9.- Celdas Tounend - White.
- 10.- Celdas Tucker - Windecker.
- 11.- Celdas Vorce.
- 12.- Celdas Wheeler.

En la Figura I.11, se ilustra una celda Hooker tipo "S".

I.4.2 CELDAS DE CATODOS DE MERCURIO.

En las celdas álcali-cloro de tipo cátodo de mercurio, la salmuera continuamente alimentada, es parcialmente descompuesta en un compartimiento llamado "Electrolizador", entre un ánodo de grafito y un cátodo de mercurio en movimiento formando cloro gaseoso en el ánodo y amalgama de sodio y mercurio en el cátodo.

La amalgama fluye continuamente a un segundo compartimiento llamado descompositor de amalgama o celdas secundarias donde se convierte en ánodo, con - un cátodo de grafito ó de hierro en un electrolito de solución de NaOH. Se alimenta agua purificada a las celdas secundarias generalmente a contraco-- rriente con la amalgama, se forma hidrógeno gaseoso y el electrolito aumen-

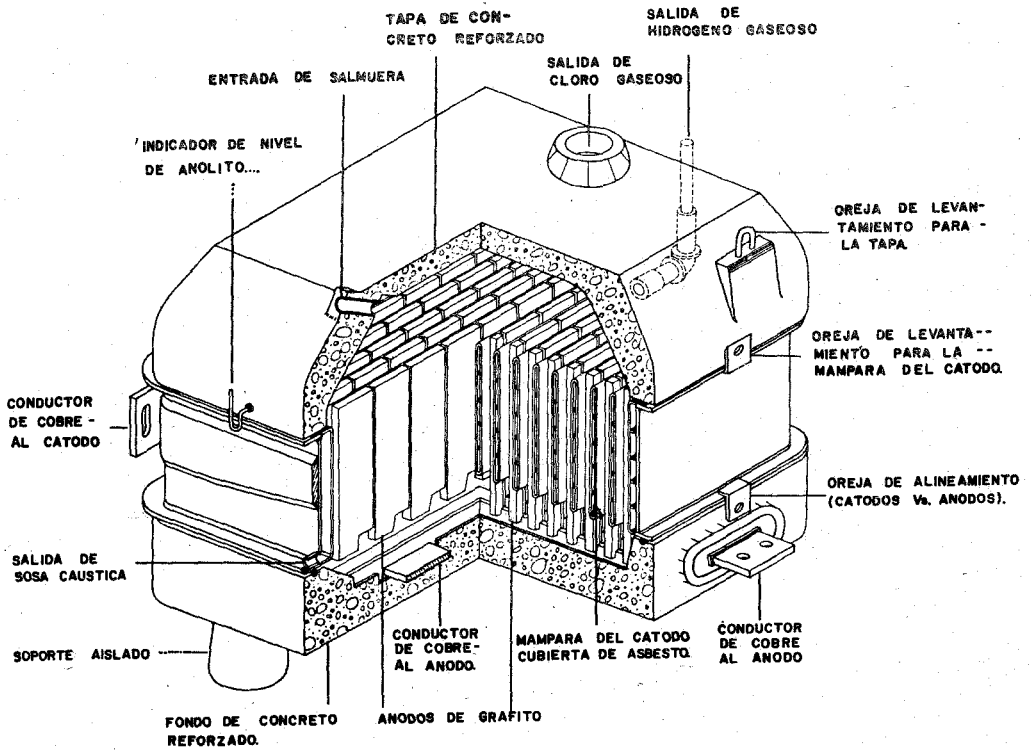


FIGURA I. II.- Diagrama tipico de una celda de Diafragma.

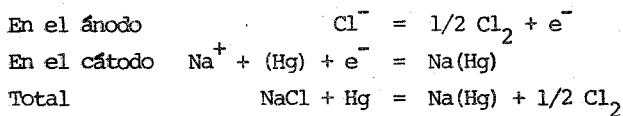
menta su contenido de NaOH. De las celdas secundarias sale una solución - que contiene de 30 a 70% de NaOH de alta pureza.

Se alimenta a la celda primaria salmuera saturada y purificada la cual sale aproximadamente a una concentración de 260 gramos por litro de NaCl.

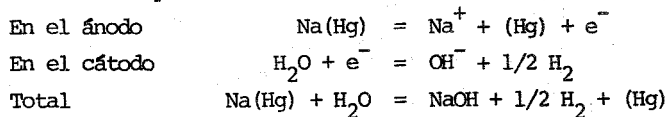
Generalmente se libera de cloro, se resatura con sal seca purificada y se retorna como alimentación fresca.

Reacciones:

1. En el Electrolizador.



2. En el descompositor.



PERDIDAS DE MERCURIO:

Localización de las pérdidas:	Pérdidas de Mercurio.
En purgas y desechos de purificación de salmuera	0.550
En el gas hidrógeno	0.013
En la solución de sosa cáustica	0.013
En el aire de la cámara de celda	0.001
En la purga de carbón de celdas secundarias	0.004
Otras	<u>0.419</u>
Total	1.000

TIPOS DE CELDAS DE MERCURIO.

1. Celdas Castner
2. " Castner-Mathieson
3. " de mercurio de Imperial Chemical Industries
4. " de mercurio I.G., Farbenindustries
5. " de cátodo rotatorio I.G. Farbenindustries
6. " de cátodo de mercurio Krebs
7. " tipo Trough Mathieson
8. " Sorensen
9. " Whiting

COMPARACION DE LAS CELDAS DE MERCURIO Y DIAFRAGMA.

Los dos procesos han existido uno al lado del otro tanto en América como en Europa, los que proponen la celda de mercurio, claman, por una ventaja de ésta en cuanto a combustible, debido a que se ahorran la evaporación del licor cáustico. Sin embargo, esto no es totalmente cierto puesto que con un moderno equipo de alta presión generador de potencia, es posible realizar la electrólisis y la evaporación con el mismo combustible, más aún el proceso de mercurio requiere sal seca de manera que con una planta que tiene el mínimo costo de abastecimiento de sal (solución saturada de pozos profundos) se requiere de una instalación evaporadora que es comparable en costo y consumo de combustible a aquella requerida para la sosa cáustica.

Los que proponen la celda de diafragma afirman que con modernos procesos de purificación, para sosa cáustica se puede producir una sosa igual o superior a aquella obtenida en celdas de mercurio. Esta purificación sin embargo aumenta la complejidad y los costos de operación reducidos en gran parte por las celdas de mercurio.

En las celdas de diafragma, el consumo de asbesto y grafito es definitivamente superior en costo al de mercurio y grafito en las celdas de mercurio. En las celdas de mercurio la desventaja que encontramos es el peligro de envenamiento por mercurio, que aunque extremadamente pequeño, es real.

En la tabla I.4 se muestra un resumen de las características generales que-

TABLA I.4

Tabla comparativa de las características de las celdas de Diafragma y Mercurio.

	CELDAS			UNIDADES
	DIAFRAGMA		MERCURIO	
	LARGAS	CORTAS		
Voltaje a través de la celda	3.2-4.55	2.9-4.5	3.8-4.9	Volts
Corriente por celda	Arriba de 5,000	800-5,000	1,500-40,000	Amperes
Densidad de corriente, ánodo	45-180	5.0-7.5	30-350	Amperes/ft ²
Eficiencia de corriente de celda	93-96	80-97	91-96	%
Eficiencia de energía de celda	48.5-66	48-76	48-60	%
NaOH	0.695-0.95	0.685-1.09	0.6-0.7	lb/kw-hr
Cl ₂	0.617-0.84	0.61-0.965	0.53-0.62	lb/Kw-hr
Vida del ánodo	350-800	300-900	300-700	Días
Período promedio de op. de celda	40-300	90-730	180-730	Días
Concentración de álcali catódico	100-135	40-140	30-70	g/litro
Concentración de sal álcali catódico	130-175	110-200	-°-	g/litro
Consumo de grafito	6-25	6-20	5-20	lb/Ton.de Cl ₂
Cl ₂	3-8	1-5	3-12	lb produc./ft ² día

ft² de cámara de celda.

presentan uno y otro tipo de celdas.

I.4.3 OTROS PROCESOS PARA PRODUCIR CLORO.

Electrólisis de cloruro de potasio.

Una solución saturada de KCl puede ser alimentada y electrolizada en cualquiera de las celdas descritas anteriormente.

Electrólisis de cloruro de magnesio.

La primera producción comercial en alta escala de magnesio metálico en América fue por medio de la electrólisis de cloruro de magnesio fundido, obteniéndose además cloro por el proceso de Dow Chemical Co., Sin embargo, la producción de magnesio metálico no tiene importancia comparada con la demanda de cloro en el mercado.

Cloro a partir de sodio metálico.

El sodio metálico es obtenido ampliamente por medio de la electrólisis del NaCl fundido usando las celdas de Dow Chemical Co., ésta celda produce cloro seco concentrado caliente que posteriormente es enfriado y licuado.

Cloro a partir de sal y ácido nítrico.

La producción de cloro por medio de la reacción de sal con ácido nítrico, lleva hasta ahora veinte años, pero sólo es practicado por la compañía Solvay-Process en Virginia. Este procedimiento es de particular interés puesto que el cloro se obtiene sin la producción simultánea de sosa cáustica, produciéndose en su lugar nitrato de sodio (NaNO_3), este procedimiento aún no ha sido descrito excepto en la literatura de patentes. Las dificultades con la corrosión en muchos puntos del proceso han sido vencidas a un costo considerable y ésta es probablemente la razón de su lento crecimiento.

I.5 AUXILIARES EN LA PLANTA DE CLORO.

I.5.1 Purificación de salmuera

Toda la sal común, contaminada con Ca, Mg y otros elementos indeseables de -

be ser purificada antes de ser utilizada satisfactoriamente en celdas de cloro, en las instalaciones de celdas de mercurio, se requiere resaturar los afluentes del anolito con sal sólida y a ésta le sigue la purificación. Comúnmente se utiliza carbonato de sodio e hidróxido de calcio para precipitar magnesio y calcio respectivamente. Algunas veces se emplean cloruro y carbonato de bario para la precipitación, cuando estos agentes químicos pueden ser obtenidos fácilmente, además tienen la ventaja de reducir la concentración de iones $SO_4^{=}$.

I.5.2 SECADO Y LICUEFACCION DE CLORO.

El gas que sale de las celdas es recolectado por medio de un ligero vacío controlado para ese fin. Este gas usualmente contiene además de vapor de agua en equilibrio con él, un fino rocío de salmuera, algo de CO_2 del deterioro del ánodo, aire succionado en varios puntos del sistema e hidrógeno de la difusión através del diafragma o de la reacción amalgama-anolito.

La mayoría del vapor de agua es separado, enfriando el cloro gaseoso ya sea en contacto directo con agua en un lavador ó por contacto indirecto por medio de serpentines o tuberías de vidrio, através de los cuales circula el agua de enfriamiento. La mayoría de la neblina de salmuera se separa en la misma operación. A continuación se seca el gas con ácido sulfúrico, esto se hace generalmente en torres de secado, donde el ácido fluye a contra-corriente con el gas. El ácido se alimenta con una concentración del 98 a 100% a la última de varias torres en serie (última con respecto al flujo de cloro), generalmente 3 ó 4 y se descarga aproximadamente a 60% a la salida de la primera torre.

I.5.3 ALMACENAMIENTO Y TRANSPORTE DE CLORO.

La mayoría de los tanques de almacenamiento de cloro líquido, son hasta la fecha diseñados para una presión de trabajo de 225 a 375 psia. Algunos tanques de almacenamiento se recubren con aislante para mantener la temperatura tan baja como sea posible.

I.6 USOS

El cloro en varias modalidades incluyendo polvo blanqueador, clorito de sodio, etc., es el agente blanqueador universal. El cloro por si mismo es extensamente usado en el blanqueo de la pulpa de madera.

En la digestión de materiales fibrosos tales como bambú, y paja en que esta acción es más importante que el blanqueo, se obtiene un producto de alta pureza.

Un uso muy importante y probablemente el de más rápido crecimiento es la preparación de compuestos clorados.

Los usos de cloro en metalurgia incluyen varios métodos para la extracción de metales, cobre, plomo, zinc, níquel, oro, plata, platino, titanio, tungsteno, y vanadio.

En países civilizados, uno de los usos más importantes del cloro, es la purificación sanitaria del agua potable y esterilización de aguas residuales, un uso menor lo constituyen desinfectantes caseros.

Preparación de Compuestos clorados:

a) Inorgánicos:

1. Acido Clorhídrico
2. Bromo
3. Cloruros metálicos
 - a. cloruro férrico
 - b. cloruro de estaño
 - c. cloruro de aluminio
4. Cloruros no metálicos
 - a. sulfuro mono y biclorado
 - b. tri y penta cloruros de fósforo
5. Compuestos oxidados
 - a. hipoclorito de calcio
 - b. hipoclorito de sodio
 - c. cloruro de sodio
 - e. clorato de sodio
 - f. dióxido de cloro

b) Orgánicos

1. Solventes clorados de acetileno y etileno
2. Tricloro etileno
3. Tetracloruro de carbono
4. Clorobenceno y tolueno
5. Etilén-glicol
6. Fluido antidetonante
7. Plásticos sintéticos
8. Hules sintéticos
9. Refrigerantes
10. Aditivos lubricantes
11. Naftalenos clorados
12. D.D.T.
13. Otros productos

A continuación mencionamos el uso principal de los compuestos clorados.

1. Cloral.- fabricación de insecticidas.
2. Cloroformo.- fabricación de fluorocarbonos y drogas.
3. Cloroparafinas.- aditivos para lubricantes y pinturas.
4. Diclorobenceno.- insecticidas y solventes orgánicos.
5. Cloruro de etilo.- compuestos antidetonantes de $PbCl_4$.
6. Dicloruro de etileno.- fluidos anticongelantes y fibras sintéticas.
7. Oxido de etileno y glicol.- fluidos anticongelantes y fibras sintéticas.
8. Tetracloruro de carbono.- fabricación de fluorocarbonos para refrigerantes y propelentes.
9. Hexacloruro de benceno.- insecticidas.
10. Glicerina sintética.- resinas para fabricación de tabacos y explosivos.
11. Acido clorhídrico sintético.- cloruro de vinilo y usos ácidos.
12. Cloruro de metilo.- fabricación de silicones, solvente, y soportes - de catalizadores.
13. Cloruro de metileno.- removedor de pinturas, propelentes y solventes en general.

14. Acido monocloro acético.- herbicidas, detergentes, productos farma -
céuticos.
15. Monocloro beneceno.- fenol, anilina y D.D.T.
16. Percloro etileno.- lavado en seco.
17. propilen-glicol.- resinas, poliéster, celofán.
18. Titanio.- metal para aleaciones especiales
19. Tricloroetileno.- desengrasado de metales
20. Cloruro de vilino.- productos plásticos y resinas.

BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO I.

- 1.- Chlorine handbook
PPG chemical industries
Pittsburgh, Pa.
- 2.- Chlorine handbook
The chlorine institute Inc.
4th Edition, New York, 1972
- 3.- Chlorine, properties and essential information for safe handling and use
chemical safety DATA SHEET SD-80
Manufacturing chemists association, Washington, 1960
- 4.- Sconce S. J.
Chlorine, Its manufacture, properties and uses.
Reinhold publishing corporation, New York, 1962
- 5.- Seidell, Ph, D. Atherton
Solubilities of inorganic and metal organic compounds.
D. Van nostrand company, New York
3th Edition, 4th Printing Vol. 1, 1953
- 6.- Sommers H. A.
The Chlor-Alkali industry
Chemical engineering progress Vol. 61, No. 3, March 1965

CAPITULO II.- DESCRIPCION DEL PROCESO.

OBJETIVO DE ESTE CAPITULO

II.1 DESCRIPCION DEL PROCESO ELECTROLITICO EN CELDAS DE DIAGRAMA

II.1.1 Reacciones químicas

II.1.2 Descripción de una celda de diafragma

II.2 DESCRIPCION DEL PROCESO TOTAL

II.3 BALANCE DE MATERIA.

CAPITULO II. DESCRIPCION DEL PROCESO.

OBJETIVO DE ESTE CAPITULO.

En este capítulo haremos una breve descripción del proceso electrolítico que se lleva a cabo en el interior de una celda de diafragma mencionando las reacciones principales que conducen a la obtención de los productos finales como son cloro y sosa cáustica y las reacciones secundarias que también tienen interés desde el punto de vista de proceso pues dan lugar a contaminantes.

Describiremos además el proceso total de una planta electrolítica sosa-cloro incluyendo todas las operaciones efectuadas.

II.1 Descripción del Proceso electrolítico en celdas de diafragma.

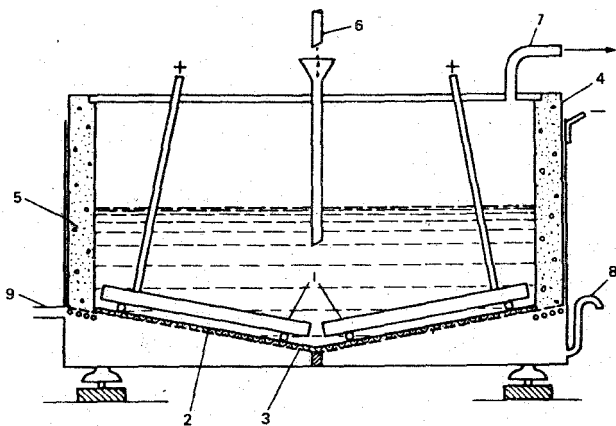
La celda de diafragma cloro-alkali es un método principal para la producción de cloro en el siglo XX, aproximadamente el 75% de la producción de cloro en E.U.A., se lleva a cabo en celdas de diafragma, la celda de diafragma es excepcionalmente simple en principio y operación.

El gran crecimiento en la demanda de cloro y la disponibilidad de nuevos materiales de construcción, han abierto oportunidades para su desarrollo así que durante los últimos años, se han dirigido mayores esfuerzos hacia el desarrollo de celdas de diafragma.

II.1.1 Reacciones Químicas.

En la operación de una celda de diafragma típica (Figura II.1), se alimenta salmuera de cloruro de sodio ó potasio saturada, a una temperatura aproximada de 60 a 70°C al compartimiento del anolito desde donde fluye através del diafragma hasta el compartimiento del catolito donde se forma el álcali. El flujo es continuo, con una cabeza diferencial que mantiene el flujo a través del diafragma, formándose cloro gaseoso en el ánodo e hidrógeno y álcali en el cátodo.

Las celdas modernas se operan con eficiencia del cátodo (hidrógeno) muy cercana a 100% y una eficiencia de ánodo (cloro) de aproximadamente 97%. Sólo una porción del cloruro de metal alcalino que entra a la celda es electrolí-



DONDE:

- 1.- ANODO
- 2.- CATODO
- 3.- DIAFRAGMA
- 4.- RECIPIENTE PARA ANOLITO Y CLORO
- 5.- RECIPIENTE PARA CATOLITO E HIDROGENO
- 6.- ENTRADA DE SALMUERA
- 7.- SALIDA DE CLORO
- 8.- SALIDA DE CAUSTICA
- 9.- SALIDA DE HIDROGENO

FIGURA II-1.- Operacion de una celda tipica de diafragma.

zado y la porción que no reacciona, sale del compartimiento del catolito - con la solución de hidróxido de sodio.

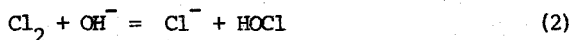
Reacciones Anódicas.

La principal reacción del ánodo es:



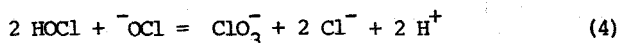
Esta simple reacción representa aproximadamente el 97% de la descarga del ánodo, bajo buenas condiciones de operación; Sin embargo las siguientes reacciones que representan pérdidas menores, son de particular importancia puesto que tienen un efecto considerable en la vida del ánodo, en la vida del diafragma y en la pureza de los productos.

El cloro formado en el ánodo, satura el anolito y se establece un equilibrio como sigue:

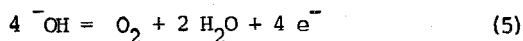


Las reacciones 2 y 3 indican la importancia de la concentración del ión hidrógeno en la solubilidad del cloro en el anolito. Normalmente el pH del anolito se encuentra en el rango de 3.0 a 4.0.

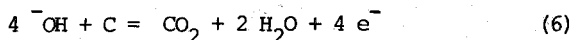
El ácido hipocloroso y el hipoclorito tienden a reaccionar para producir clorato de acuerdo a la siguiente reacción usada en celdas electrolíticas de clorato:



Sumado al ión cloruro, otros aniones pueden descargar en el ánodo. Bajo condiciones usuales de operación, la descarga de OH^- es la reacción competitiva más importante en la descarga del ión cloruro.



Con electrodos de grafito, que son el único tipo usado en el presente en producción comercial, la reacción (6) también puede ocurrir como se muestra:



La fuente de iones ^-OH descargados en el ánodo, es el licor catódico, del cual los iones ^-OH migran bajo la influencia del potencial eléctrico a través del diafragma. Bajo condiciones de estado estacionario, la cantidad de iones ^-OH entrando al anolito, debe ser igual a la cantidad usada en otras reacciones, por ejemplo: Formación de clorato, más la cantidad descargada en el ánodo. De aquí que un cierto pH se establece en el anolito, el cual es suficientemente alto para provocar la velocidad de descarga requerida en el ánodo. El pH establecido, depende no solamente de la rapidez de migración de ^-OH a través del diafragma sino también de las características del material del ánodo (los potenciales de descarga relativas del oxígeno y del cloro).

Para una cierta velocidad de descarga de oxígeno, el pH del anolito, con diferentes materiales del ánodo, tendería a estar en el siguiente orden:
Anodos de carbono grafito no tratado grafito tratado platino.
Las reacciones indudablemente son mucho más complicadas de lo que se ha representado. Compuesto peroxigenados, hidróxidos orgánicos, ácidos orgánicos y monóxidos de carbono son formados probablemente como intermediarios. Trazas de compuestos orgánicos resultantes de la oxidación anódica, están siempre presentes en alguna extensión en el licor cáustico de las celdas con ánodo de grafito; también pequeñas cantidades de monóxido de carbono, tetracloruro de carbono, cloroformo y hexacloro etano están siempre presentes en el cloro. Vaaler¹ ha estudiado el mecanismo de las descargas de oxígeno y bióxido de carbono en los ánodos de celdas de cloro.

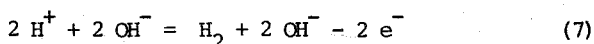
La presencia de aniones diferentes de ^-OH , por ejemplo: HSO_4^- , ClO_3^- , OCl^- son siempre factores en la formación anódica de oxígeno y dióxido de carbono.

1. Vaaler L.E., Trans. Electrochem. Society 107,691 (1960).

no en pequeñas cantidades, tales aniones no producen ningún efecto en la formación de la cantidad total de oxígeno, porque la descarga de éste - - (ó CO_2) de acuerdo a cualquier mecanismo, también involucra la formación de una cantidad equivalente de iones H^+ . El ión hidrógeno formado por tal proceso, tiende a neutralizar un equivalente de ión hidroxilo y de aquí a reducir la extensión de las reacciones (5) y (6) correspondientes.

Reacciones catódicas.

La reacción principal del cátodo involucra la reducción del ión H^+ para producir H_2 gaseoso.



La descarga de hidrógeno, de la solución acuosa, libera un equivalente de iones OH^- derivados del agua.

La reducción de HOCl a Cl^- también toma lugar en el cátodo. Sin embargo para todos los propósitos prácticos, la eficiencia de corriente de la descarga de hidrógeno es de 100 por ciento .

II.1.2 Descripción de una celda de diafragma. *no*

Como prototipo de las celdas de diafragma tenemos la llamada celda Hooker - tipo S, describiremos brevemente la llamada S-30, que es la mas recomendada para la mayoría de las instalaciones.

La celda es aproximadamente cúbica y consta de tres secciones; inferior, - media y superior colocadas una sobre la otra. El arreglo anódico consiste de un fondo de concreto en el cual está colocado un molde de plomo, que contiene dos delgadas barras conectoras de ánodos y 128 ánodos de hoja de grafito proyectados verticalmente. Las barras de cobre son de 12 in. de ancho y 3/4 in. de espesor en los extremos y están afiladas en la dirección en que disminuye la corriente. Los ánodos de hoja son 1 1/4 x 6 1/4 x 25 in. de longitud, el molde de plomo está sellado al fondo de concreto por medio de un material asfáltico.

La sección del cátodo consiste de una estructura de acero con las partes su

perior e inferior bridadas y una barra conectora de cobre, soldada a la estructura. Una malla de acero que está soldada al interior de la estructura de acero formando una unidad catódica integral. El diafragma se aplica a esta unidad sumergiendo el cátodo en asbesto embebido en el licor de la celda (el licor cáustico contiene aproximadamente 11.5% de NaOH y 15% de NaCl) y se aplica un vacío de acuerdo al plan de operación. El cátodo con el diafragma depositado se coloca sobre los ánodos de grafito recubriéndolos .

Puesto que la parte superior de la celda está totalmente abierta, el espacio entre el cátodo y ánodo debe ser cuidadosamente ajustado.

La tapa de concreto de la celda se coloca directamente sobre el cátodo sellándose con cemento. Las conexiones eléctricas de una celda a otra se hacen por medio de barras conectoras de cobre, en forma de L ajustadas para aportar flexibilidad al arreglo.

Las celdas se remueven del circuito para ser renovadas individualmente sin suspender la operación de las celdas restantes por medio de un switch que conecta a las celdas por la parte trasera conocido comunmente como switch de corte (cut out switch).

Una celda puede operar en un rango de 20,000 a 32,000 amp. La salmuera se introduce a la celda por medio de un tubo de vidrio a través de un orificio colocado en la parte superior de la celda. La cantidad de salmuera se controla para el circuito total y se varía de acuerdo con la carga de corriente y la concentración de sosa cáustica deseada, el nivel del anolito se ajusta automáticamente así mismo de acuerdo con la porosidad del diafragma. El licor cáustico fluye de la tubería de filtración hacia afuera de la celda mientras que el hidrógeno recogido dentro del cátodo es removido por la parte trasera de la celda a través de un aislante al cabezal de hidrógeno mientras que el cloro formado en el ánodo burbujea hacia arriba a través de la salmuera acumulándose en la parte superior de la celda donde es retirado por medio de una tubería hacia el cabezal de cloro.

La tubería de salmuera, hidrógeno y licor cáustico se construye generalmente de acero, mientras que la línea de cloro se construye de cerámica o polyester.

Función del diafragma.

La función que desempeña el diafragma en la celda es mantener un flujo de salmuera desde el anolito hasta el catolito a través de él a una velocidad de flujo igual a la migración de iones OH^- del cátodo al ánodo y este principio se ha aplicado en la mayoría de las celdas de diafragma desde 1892.

Se ha supuesto que el diafragma actúa como una cama filtrante y que el flujo de salmuera y la migración de iones se puede calcular, cuando el número de poros y diámetro promedio de poros es conocido.

II.2 Descripción del proceso total.

La producción de cloro y sosa cáustica involucra muchos factores adicionales a la operación de las celdas electrolíticas. Por ejemplo la pureza de la salmuera debe ser la apropiada lo mismo que el voltaje y amperaje suministrados de corriente directa. El cloro e hidrógeno gaseosos, deben recolectarse, enfriarse y tratarse para usos subsecuentes. El licor de celdas deberá evaporarse para concentrar la sosa cáustica y separarlo de sus sales, éstas y otras operaciones se efectúan en los diversos departamentos de una planta CLORO - ALCALI.

Una planta moderna típica de cloro-sosa usa celda de diafragma y la secuencia del proceso es la siguiente:

La salmuera cruda se debe precalentar para ser purificada y así eliminar las impurezas de calcio, magnesio y fierro que pudiera traer consigo. La salmuera se purifica añadiéndole reactivos que precipiten los iones contaminantes y posteriormente se separan los sólidos formados por asentamiento y filtración. Para aumentar el contenido de sal a un máximo práctico, la salmuera se calienta y satura con sal purificada obtenida de la evaporación del licor de celda, antes de ir a los electrolizadores.

La salmuera se alimenta en paralelo a todas las celdas desde un cabezal de salmuera que existe para cada banco de celdas. La corriente directa se suministra a las celdas desde una fuente de corriente alterna de arco de mercurio, diodos de silicón u otro tipo de equipo de rectificación. Las celdas se arreglan en bancos eléctricamente conectados en serie. El número de

celdas arregladas en un banco, depende del voltaje suministrado y de la celda de voltaje por celda.

La electrolisis de la salmuera en las celdas, nos da como resultado la formación de cloro gaseoso, hidrógeno gaseoso y sosa cáustica. Los gases salen de las celdas saturados con vapor de agua. La sosa cáustica abandonará la celda como licor cáustico, el cual contiene aproximadamente 11.5% de NaOH en peso y aproximadamente 16% de NaCl en peso. Los tres productos son retirados por separado y procesados en diferentes departamentos.

El hidrógeno gaseoso se lava en una torre empacada en contacto directo con agua donde además se enfría y se le eliminan trazas de sal o sosa cáustica, después se comprime para ser utilizado en algunos otros procesos ó como combustible para las calderas generadoras de vapor de proceso.

El cloro gaseoso de las celdas, se enfría ya sea por contacto directo con agua en una torre empacada ó bien por contacto indirecto, en seguida se seca con ácido sulfúrico, en torres empacadas conectadas en serie. El gas se comprime a 25 ó 60 psig. y debido a su baja pureza en cloro, se dividen en dos corrientes, una de las cuales será llevada a un proceso de licuefacción donde se le eliminan impurezas tales como: CO_2 , O_2 , N_2 , H_2 etc., puesto que -- el cloro licúa primero.

El cloro líquido se lleva a un vaporizador de superficie donde se obtiene cloro gaseoso de alta pureza, el cual se une a la corriente de cloro de baja pureza, con lo cual se obtiene un producto que cumple con las especificaciones mínimas requeridas por el cliente.

Parte del cloro líquido es transferido a carros tanque, para su distribución y venta ó a tanques de almacenamiento.

El gas de venteo proveniente de los licuefactores contiene incondensables y algo de cloro, el cual puede ser recuperado por procesos patentados, tales como la absorción en tetracloruro de carbono (Diamond Shamrock), absorción en agua (Hooker), o puede ser absorbido el álcali para la producción de hipoclorito.

En el proceso Diamond el cloro se recupera de la solución de tetracloruro de carbono por calentamiento y desorción.

En el proceso Hooker el cloro se separa del gas de venteo de los licuefactores (sniff gas) por absorción en agua y se recupera usando el agua que con-

tiene cloro para enfriar por contacto directo el gas proveniente de celdas. Antes de abandonar el enfriador, el agua se acidifica y se calienta con vapor para despojarla del cloro.

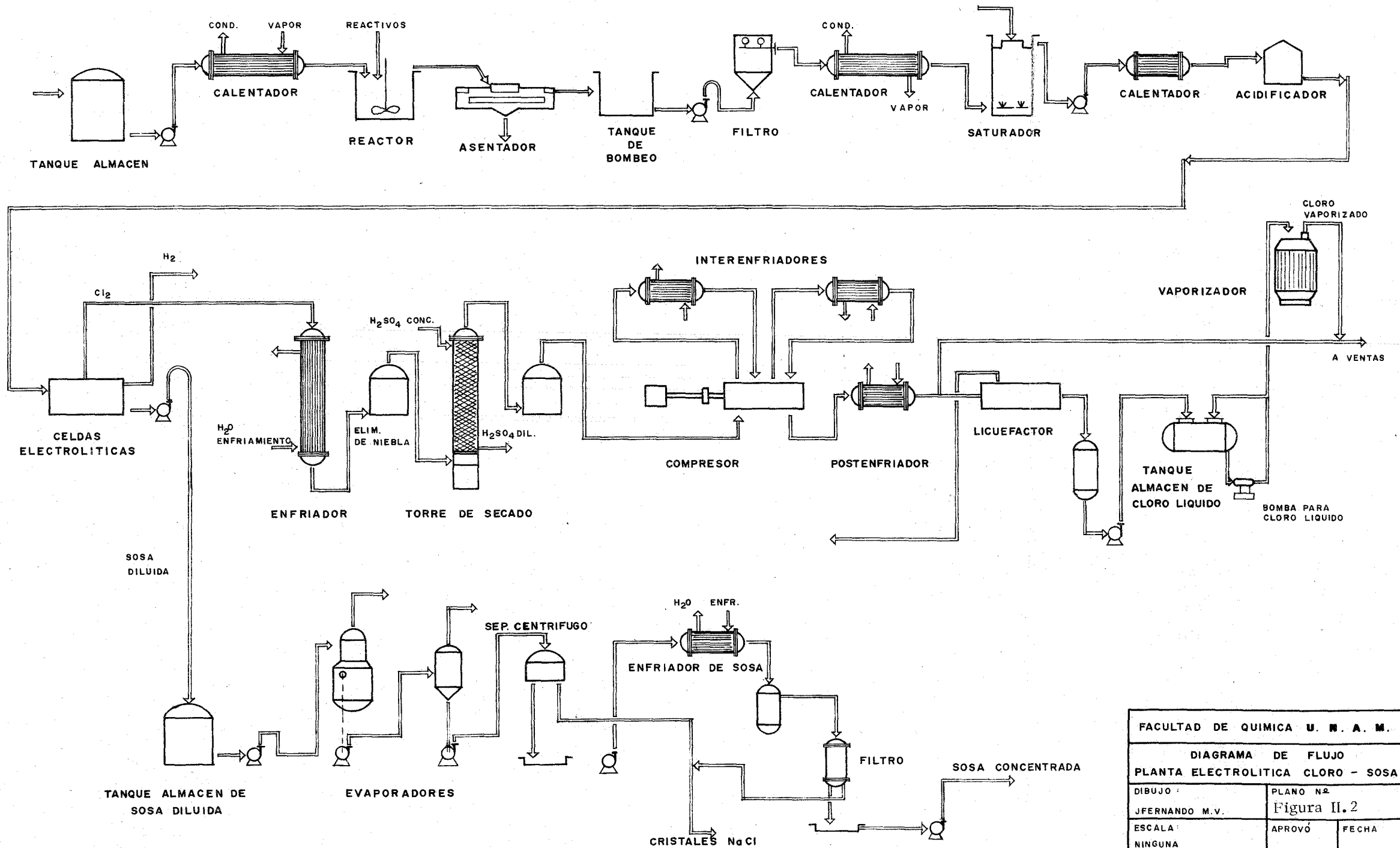
La evaporación del licor de celdas hasta que su contenido de NaOH sea del 50% en peso, se efectúa en un evaporador de triple efecto. Conforme el contenido de NaOH aumenta, la sal se cristaliza y por medio de centrifugación, se separa del licor cáustico. La sal se lava de sosa cáustica y se recircula para el sistema de salmuera,

Cantidades adicionales de sal se remueven de la sosa cáustica 50% por enfriamiento seguido de filtración.

Sosa cáustica standard del 50% en peso, conteniendo únicamente 1% de sal, - se embarca en carros-tanque o puede ser evaporada en un evaporador de simple efecto hasta obtener sosa cáustica del 73%.

Se pueden usar varios procesos para reducir el contenido de sal en el licor standard del 50%, para convertirlo en licor grado rayón. El proceso más usado para la desalación, es el llamado proceso DH de "COLUMBIA- SOUTHERN" - que emplea amoníaco líquido para la extracción de las impurezas de la sosa cáustica.

La Figura II.2 muestra el Diagrama de Flujo de Proceso de una Planta electro-lítica de cloro-sosa.



FACULTAD DE QUIMICA U. N. A. M.

DIAGRAMA DE FLUJO
PLANTA ELECTROLITICA CLORO - SOSA

DIBUJO: J.FERNANDO M.V. PLANO N.º: Figura II.2

ESCALA: NINGUNA APROVÓ: FECHA:

II-3.- BALANCE DE MATERIA.

Capacidad de la planta = 200 000 Ton/año. (Cloro 100%).

La composición del gas de celdas a la salida de los electrolizadores es la siguiente:

	% Vol
Cl ₂	95.10
H ₂	0.40
CO ₂	1.10
O ₂	2.70
N ₂	0.70
	<u>100.00</u>

Cloro Producido:

$$200\ 000\ \text{Ton/año.} = 22\ 831\ \text{Kg/hr.}$$

$$W_{\text{Cl}_2} = \frac{22\ 831}{71} = 321.5641\ \frac{\text{Kg mol}}{\text{Hr}}\ \text{Cl}_2$$

Balance del gas de celdas:

	% Vol	Kg mol/hr.
Cl ₂	95.10	321.5641
H ₂	0.40	1.3525
CO ₂	1.10	3.7195
O ₂	2.70	9.1296
N ₂	0.70	2.3669
	<u>100.00</u>	<u>338.1326</u>

Ventas de cloro:

De la producción total de dicha planta, una cuarta parte se vende como cloro líquido.

1.- Cloro líquido a ventas: 80.39102 Kg mol/hr.

2.- Cloro gaseoso a ventas: $\frac{241.17308}{321.56410}$ Kg mol/hr.
" "

NOTA: La mezcla gaseosa a ventas lleva una pureza de cloro del 99.0%

$$\therefore 241.17308\ \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}}\ \text{Cl}_2 \times \frac{0.01}{99.0} = 2.43609\ \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}}\ \text{de impurezas.}$$

Cloro de celdas que va directamente a ventas:

Mezcla: 95.1% de pureza de cloro.

$$2.43609 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \times \frac{0.951}{0.049} = 47.28006 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \text{ de Cl}_2$$

La corriente de cloro a licuefacción es de:

$$321.5641 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} - 47.28006 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} = 274.28404 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \text{ de Cl}_2$$

La corriente de cloro líquido a vaporización es:

$$241.17308 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \text{ de Cl}_2 - 47.28006 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \text{ de Cl}_2 = 193.89302 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \text{ de Cl}_2$$

Composición de la corriente directa de celdas a ventas.

	% Vol	Kg mol/hr
Cl ₂	95.10	47.28006
H ₂	0.40	0.19886
CO ₂	1.10	0.54688
O ₂	2.70	1.34234
N ₂	0.70	0.34801
	<u>100.00</u>	<u>49.71615</u>

En la figura II.3 se muestra el diagrama de bloques del sistema de licuefacción, vaporización y recuperación de cloro,

En dicho diagrama se han numerado las diversas corrientes cuya composición y flujo molar se indicarán posteriormente en esta sección.

Estas corrientes son las que emplearemos en lo sucesivo para el diseño termodinámico de los equipos involucrados en cada una de las etapas de este -- proceso.

Además cabe aclarar, que en dichas corrientes no se indican las condiciones de operación, pues esto se hará en los capítulos correspondientes a cada -- etapa.

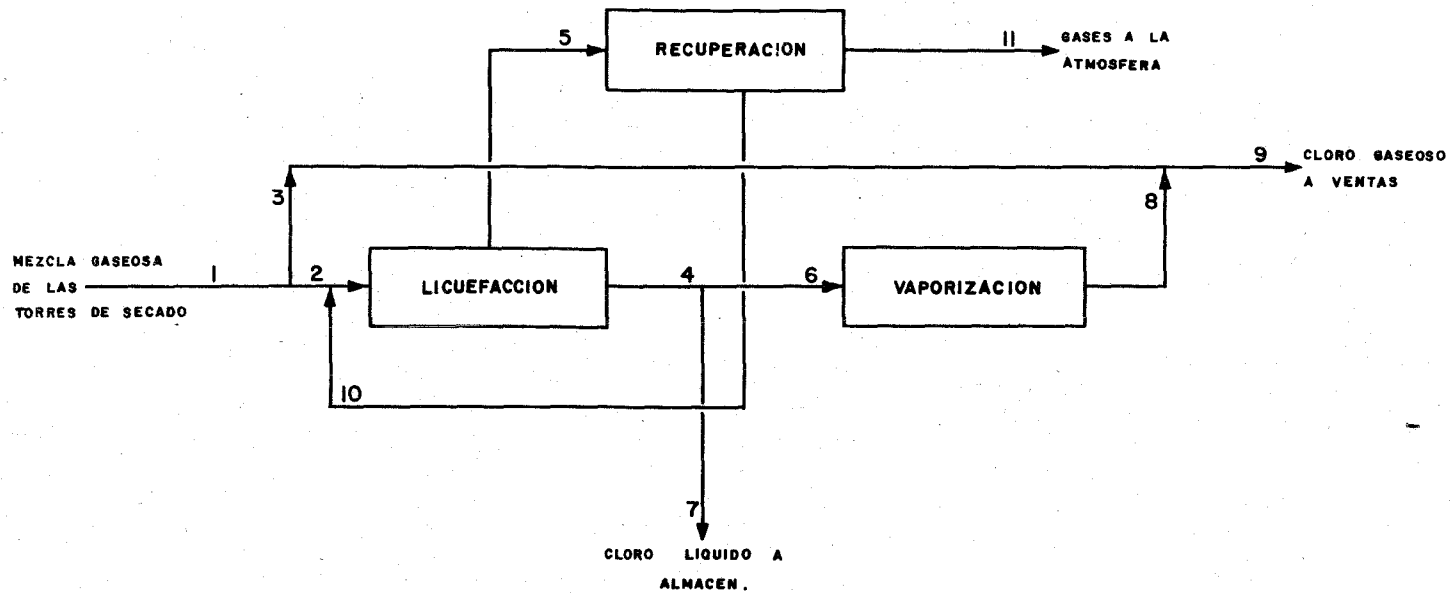


FIGURA II-3.- Diagrama de bloques del sistema de licuefacción, vaporización y recuperación de cloro.

Las corrientes que se muestran en el diagrama de bloques son las siguientes:

CORRIENTE 1

	% mol	Kg mol/hr.
Cl ₂	95.10	321.56410
H ₂	0.40	1.35253
CO ₂	1.10	3.71946
O ₂	2.70	9.12958
N ₂	0.70	2.36693
	<u>100.00</u>	<u>338.13260</u>

CORRIENTE 2

	% mol	Kg mol/hr.
Cl ₂	95.10	274.28404
H ₂	0.40	1.15367
CO ₂	1.10	3.17258
O ₂	2.70	7.78724
N ₂	0.70	2.01892
	<u>100.00</u>	<u>288.41645</u>

CORRIENTE 3

	% mol	Kg mol/hr
Cl ₂	95.10	47.28006
H ₂	0.40	0.19886
CO ₂	1.10	0.54688
O ₂	2.70	1.34234
N ₂	0.70	0.34801
	<u>100.00</u>	<u>49.71615</u>

CORRIENTE 4

	% mol.	Kg mol/hr
Cl ₂	100.00	274.28404
H ₂	0.00	0.00000
CO ₂	0.00	0.00000
O ₂	0.00	0.00000
N ₂	0.00	0.00000
	<u>100.00</u>	<u>274.28404</u>

CORRIENTE 5

	% mol.	Kg mol/hr
Cl ₂	3.6433	1.2098000
H ₂	3.4796	1.1555000
CO ₂	9.5703	3.1779000
O ₂	34.7485	11.5387000
N ₂	48.5583	16.1245000
	<u>100.0000</u>	<u>33.2064000</u>

CORRIENTE 6

	% mol.	Kg mol/hr
Cl ₂	100.00	193.89302
H ₂	0.00	0.00000
CO ₂	0.00	0.00000
O ₂	0.00	0.00000
N ₂	0.00	0.00000
	<u>100.00</u>	<u>193.89302</u>

CORRIENTE 7

	% mol.	Kg mol/hr
Cl ₂	100.00	80.391020
H ₂	0.00	0.000000
CO ₂	0.00	0.000000
O ₂	0.00	0.000000
N ₂	0.00	0.000000
	<u>100.00</u>	<u>80.391020</u>

CORRIENTE 8

	% mol.	Kg mol/hr
Cl ₂	100.00	193.89302
H ₂	0.00	0.00000
CO ₂	0.00	0.00000
O ₂	0.00	0.00000
N ₂	0.00	0.00000
	<u>100.00</u>	<u>193.89302</u>

CORRIENTE 9

	% mol.	Kg mol/hr
Cl ₂	99.00000	241.17308
H ₂	0.08163	0.19886
CO ₂	0.22449	0.54688
O ₂	0.55102	1.34234
N ₂	0.14285	0.34801
	<u>100.00000</u>	<u>243.60917</u>

CORRIENTE 10

	% mol.	Kg mol/hr
Cl ₂	100.00	1.2098000
H ₂	0.00	0.0000000
CO ₂	0.00	0.0000000
O ₂	0.00	0.0000000
N ₂	0.00	0.0000000
	<u>100.00</u>	<u>1.2098000</u>

FIN DE CAPITULO.

BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO II.

1.- Sconce S. J.

Chlorine, Its manufacture, properties and uses.

Reinhold publishing corporation, New York, 1962

2.- Sommers H. A.

The Chlor-Alkali industry

Chemical engineering progress, Vol. 61, No. 3, March 1965

CAPITULO III.- MATERIALES DE CONSTRUCCION.

OBJETIVO DE ESTE CAPITULO.

DESCRIPCION DE MATERIALES.

CAPITULO III. MATERIALES DE CONSTRUCCION.

OBJETIVO DE ESTE CAPITULO:

Este capítulo tiene por objeto, establecer aquellos materiales que pueden ser utilizados para la construcción tanto de equipo como de tuberías y accesorios para el manejo de cloro en las diferentes formas en que se le encuentra cuando se produce en forma electrolítica a escala industrial.

De todo esto, determinaremos cuál de los materiales mencionados, es el más recomendable tanto desde el punto de vista económico como de proceso, para la construcción del equipo involucrado en los sistemas de Licuefacción, Vaporización y Recuperación, cuyo diseño es el objeto de esta tesis.

El cloro es un gas a temperatura ambiente, inerte a la mayoría de los metales cuando se encuentra frío y seco, pero cuando el gas se calienta, ataca a todos los metales hasta cierto grado.

DESCRIPCION DE MATERIALES.

Los materiales de construcción que debido a sus propiedades, son convenientes para manejar cloro líquido, cloro gaseoso húmedo ó seco son los que a continuación se detallan:

- | | |
|----------------------------|-----------------------------------|
| 1. Plomo | 11. Hastelloy |
| 2. Hierros de alto silicón | 12. Durimet, Clorimet |
| 3. Porcelana química | 13. Niquel y aleaciones de niquel |
| 4. Sílica vítrea | 14. Stoneware (cerámica) |
| 5. Worthite | 15. Cobre y sus aleaciones |
| 6. Tantalio | 16. Titanio |
| 7. Silicones | 17. Hierro y acero |
| 8. Revestimientos de hule | 18. Acero al carbón |
| 9. Acero forrado de vidrio | 19. Acero inoxidable |
| 10. Carbon, Grafito | 20. Cloruro de polivinilo (PVC) |
| | 21. Polyester reforzado (FRP) |

A continuación se detallan estos materiales.

1. Plomo

El plomo se recomienda como un material para el manejo de cloro húmedo hasta 230°F, pues presenta una ligera corrosión, y para cloro seco la corrosión es despreciable. Pequeñas cantidades de cloro, tal como se usa para tratamiento de agua, no tiene efecto sobre el plomo.

Para manejo de HCl, no es muy recomendable, pero a temperaturas normales, - existe sólo una pequeña corrosión a concentraciones arriba del 30% y a 212°F, se han usado concentraciones hasta del 20%.

El ácido clorhídrico y el ácido hipocloroso formado en presencia de la humedad, ataca a la mayoría de los metales excepto al platino, plata, plomo y -- ciertas aleaciones especiales.

Una capa protectora de cloruro de plomo, se forma sobre éste y resiste una - corrosión posterior, mientras que la película permanezca intacta. Esta pelí- cula protectora permite el uso de plomo para cloro húmedo hasta 230°F, con - una ligera corrosión.

En general a temperatura ambiente, la corrosión del plomo por cloro húmedo ó seco, sea líquido o gaseoso, es moderada, por lo cual se recomienda su uso - desde un punto de vista económico.

Una corrosión rápida tiene lugar si el plomo contiene trazas de cloruros ó - si se introduce en una solución fuerte de algún cloruro y posteriormente es- expuesto al aire. Esto se debe a una acción catalítica en la que el cloruro actúa como un intermediario en la formación de carbonato de sodio y cloruro- de plomo, el cual posteriormente es atacado por la humedad y por el bióxido- de carbono del aire para formar carbonato de plomo y cloruro de sodio.

2. Hierros de alto silicón.

El hierro de alto silicón, es un material muy resistente a la corrosión.

Se ha encontrado que los siguientes análisis son satisfactorios para cier - tas aplicaciones en el manejo de cloro gaseoso, húmedo o seco y agua de clo- ro.

a. 14.50 Si 0.75 Mn 0.90 C

b. 14.50 Si 0.75 Mn 0.90 C 3.00 Mo.

A temperaturas moderadas, el manejo de cloro seco gaseoso, no presenta problemas particulares desde el punto de vista de corrosión ya que es inerte a la mayoría de los metales y aleaciones, incluyendo el hierro de alto silicón sin embargo, puesto que el cloro gaseoso reacciona rara vez en estado seco con materiales secos, un ingeniero de proceso debe considerar materiales de construcción que no deben ser afectados por el cloro gaseoso, húmedo ó seco, soluciones de cloro en agua o compuestos orgánicos. Bajo estas condiciones los hierros de alto silicón, particularmente aquéllos que contienen molibdeno, conocidos como duriclor, han demostrado ser aleaciones económicas para construir equipo de proceso siempre y cuando no se maneje cloro húmedo ca - lientes ó mezclas de cloro y vapor de agua. Una limitación en el uso de los hierros de alto silicón, es que las aleaciones sólo se encuentran disponibles en forma de moldajes y debido a su extrema dureza únicamente se pueden terminar por pulimiento

Dicho equipo consiste de: bombas centrífugas, válvulas ventiladores, eye - tores, boquillas de mezclado y fundiciones especiales.

Propiedades Físicas y mecánicas del Hierro de Alto Silicón:

Resistencia a la tensión (barra de 1/2 in diam.) psi	16 000
Dureza, Brinell	520
Gravedad específica	7.0
Punto de fusión °F	2 300
Conductividad térmica, cgs	0.125
Coefficiente de expansión, in/in/°F	
100 - 300 °F	7.3×10^{-6}
100 - 500 °F	7.5×10^{-6}
100 - 700 °F	7.8×10^{-6}

3. Porcelana química.

Como un material de construcción, la porcelana química es estable en presencia de todos los compuestos químicos excepto ácido fluorhídrico, ácido fosfó

rico y alcalis fuertes calientes. Debido a su notable estabilidad química - encuentra gran aplicación para manejo de cloro y cloro combinado con una gran variedad de otros compuestos químicos.

Por ejemplo en la fabricación electrolítica de cloro gaseoso, la tubería y - válvulas de porcelana se usan para conducir el gas húmedo desde las celdas. Las torres de porcelana química se usan para el secado de cloro gaseoso en - contacto con ácido sulfúrico antes de que el cloro sea licuado.

En la industria del proceso, donde el cloro gaseosos se presenta en combina- ción con otros elementos químicos en pequeñas o grandes cantidades, la esta- bilidad química universal de la porcelana es de gran valor.

Por lo tanto, debido a la gran estabilidad de la porcelana química en presen- cia de cloro húmedo, ácidos minerales y compuestos clorados, es un material- de construcción muy versátil para la industria de proceso.

El equipo de porcelana se puede usar en un amplio rango de temperaturas, la- única restricción será que no haya un cambio brusco de temperatura que exceda 100°F, cualquier cambio mayor deberá hacerse gradualmente.

El equipo de porcelana química usada en el manejo de cloro gaseoso, incluye- tuberías con bridas mecánicas, accesorios para tuberías, llaves de bástago, válvulas, válvulas de ángulo, y válvulas de seguridad, empaques para torre y una gran variedad de equipo especial.

4. Sílica Vítreo.

En general la sílica vítrea no es atacada por el cloro en ausencia de otros- materiales a temperaturas inferiores a los 1650°F, la presencia de carbón au- menta el grado de ataque. R.J. Quinn establece que la sílica fundida es re- comendable para el manejo de cloro a altas temperaturas y es el único mate- rial a excepción del platino que puede ser usado para este propósito.

5. Worthite.

En general el worthite no es recomendable para usarse en contacto con cloro - húmedo. El cloro gaseoso a temperaturas normales no ataca este material, pe- ro puesto que el acero es recomendado para manejar cloro gaseoso seco y clo- ro líquido, no hay mucha aplicación de este material desde el punto de vista- económico.

6. Tantalio.

El tantalio es inerte al cloro gaseoso, seco ó húmedo, a todas las temperaturas hasta 300°F., y al agua de cloro. También se ha encontrado que es inerte a todos los cloruros, con los cuales ha sido probado o usado.

Uno de los primeros usos del tantalio fue en válvulas de diafragma y de aguja, para regular el flujo de cloro.

Los intercambiadores de calor de tantalio se han usado desde 1935, para combinar cloro con amoníaco y producir cloruro de amonio q.p. Los calentadores y condensadores de tantalio se usan en otros equipos donde el cloro o cloruros presentan problemas de corrosión o contaminación.

Mientras que el cloro seco no es especialmente corrosivo, el cloro húmedo, - así como muchos cloruros en presencia de humedad adquieren un carácter ácido lo que constituye el problema de corrosión y muy pocos materiales metálicos-resisten su ataque, siendo además un problema de contaminación del producto. El tantalio es inerte al ácido clorhídrico aún a las temperaturas de ebullición. Resiste fácilmente los ácidos diluidos formados del cloro y cloruros. Es un material que se usa en la construcción de instrumentos para uso en cloro para la construcción de diafragmas y partes húmedas de transmisores de presión, temperatura, flujo etc.

7. Silicones.

Se ha comprobado que los materiales de silicones pueden resistir al agua de cloro saturada a 77°F, cloro gaseoso seco ó húmedo a presión atmosférica y - una temperatura de 77°F.

La resistencia de fluidos de silicones al agua de cloro no es muy accesible. Los efectos del cloro gaseoso húmedo ó seco sobre los fluidos de silicón se reportan en la tabla III.1, se puede tomar como índice para la resistencia - de varias grasas de silicones al cloro. De interés particular es el efecto del cloro gaseoso sobre la grasa para llaves de bástago DL, especialmente di señada para válvulas de presión lubricadas. Este lubricante de silicón ha - sido usado efectivamente con válvulas que manejan cloro gaseoso a bajas pre-

siones y temperatura atmosférica.

Los efectos del cloro gaseoso, húmedo ó seco y agua de cloro en resinas sólidas de silicones se encuentran reportadas en la tabla III.2, la resistencia al cloro del elastómero silastic silicon se reporta en la tabla III.3. Los valores dados en esta tabla sostienen la afirmación que en general el silástico tiene muy buena resistencia al cloro gaseoso húmedo ó seco a presión-atmosférica y 77°F., y para agua de cloro concentrada a 77°F., generalmente podemos decir que es más resistente para cloro húmedo que para cloro seco. En la aplicación industrial, rellenos de silástico 180 son usados para sellar la conexión entre una tubería de vidrio y un codo de cerámica en una línea que lleve vapor a 220°F., y de 90 a 95% en concentración de cloro gaseoso húmedo.

Tabla III.1 Resistencia de Fluidos de silicon al cloro gaseoso a 77°F.

Tipo de fluido	Reactivo	Aumento en la viscosidad %	Evaluación *
DC 200	Gas seco	- 0.6	Buena
	Gas húmedo	1.5	Buena
DC 500	Gas seco	4.7	Buena
	Gas húmedo	2.0	Buena
DC 550	Gas seco	2.4	Buena
	Gas húmedo	2.6	Buena
DC 703	Gas seco	17.9	Perfecta
	Gas húmedo	2.5	Buena
DC 710	Gas seco	- 1.3	Buena
	Gas húmedo	10.0	Perfecta

* Esta evaluación se basó en observaciones de las condiciones de las muestras a prueba, así como los cambios medidos en la viscosidad.

Para mayor información ver referencias al Capítulo III.

Tabla III.2 Resistencia de las Resinas de silicón al cloro gaseoso seco ó húmedo y al agua de cloro.

Tipo de resina	Reactivo	Aumento en Peso %	Aumento en volumen %	Evaluación*
DC 993	Gas seco	2.8	0	Buena
	Gas húmedo	1.5	0	Buena
	Agua de cloro	7.1	38	Pobre
DC 996	Gas seco	2.1	0	Buena
	Gas húmedo	0.3	0	Buena
	Agua de cloro	3.4	0	Perfecta
DC2103	Gas seco	1.6	0	Buena
	Gas húmedo	0.4	0	Buena
	Agua de cloro	0.2	0	Buena

* Esta evaluación se basó en una consideración de cambios medibles y cambios en la apariencia física de las muestras a prueba.

8. Revestimiento de hule.

Tanques, tuberías y accesorios forrados de hule natural o sintético, han sido muy usados en instalaciones industriales que maneja cloro gaseoso seco ó húmedo y agua de cloro. Soluciones de hipoclorito de sodio o calcio son manejadas también por estos materiales.

El cloro seco gaseoso tiene muy poco efecto sobre el revestimiento de hule. Por otro lado el cloro húmedo reacciona con la superficie para formar una capa de cloruro de hule. El agua de cloro reacciona de la misma manera que el cloro húmedo, la magnitud de la reacción depende de la concentración de la solución. El carácter de esta capa de reacción y la profundidad hasta donde ocurre la reacción, puede ser controlada por la composición específica del hule. El hule vulcanizado suave reacciona mas rápidamente y tiende a formar una capa de cloruro, el cual es quebradizo y se adhiere fuertemente al hule sin reaccionar. El hule duro y semiduro reaccionan más lentamente y hasta una menor profundidad que el hule flexible, sin embargo la superficie clorada tendería a pulverizarse más rápidamente. En servicios que involucran raspa-

Tabla III.3 Resistencia del Silastic al Cloro gaseoso, seco ó húmedo y al agua de cloro.

Tipo de Silastic	Reactivo	Aumento Peso %	Aumento Volumen %	Eficiencia puntual Retenida % *	Evaluación +
120	Gas seco	0.0	0	87	Buena
	Gas húmedo	0.4	0	129	Buena
	Agua de cloro	4.5	0	106	Buena
125	Gas seco	0.5	0	92	Buena
	Gas húmedo	0.2	0	109	Buena
	Agua de cloro	3.8	0	93	Buena
150	Gas seco	1.2	0	85	Buena
	Gas húmedo	0.9	0	82	Buena
	Agua de cloro	8.0	0	72	Perfecta
160	Gas seco	1.3	0	79	Buena
	Gas húmedo	0.8	0	81	Buena
	Agua de cloro	0.4	0	122	Buena
160 Rojo	Gas seco	1.4	0	67	Perfecta
	Gas húmedo	0.7	0	85	Buena
	Agua de cloro	19.8	51	57	Pobre
167	Gas seco	0.7	0	61	Perfecta
	Gas húmedo	0.2	0	66	Perfecta
	Agua de cloro	9.3	20	38	Pobre
180	Gas seco	0.4	0	71	Buena
	Gas húmedo	0.8	0	72	Buena
	Agua de cloro	3.5	0	100	Buena
181	Gas seco	0.1	0	82	Buena
	Gas húmedo	0.8	0	74	Buena
	Agua de cloro	4.0	0	100	Buena

* El porcentaje de eficiencia puntual retenida es = $100 \left(\frac{\text{Dureza} \times \text{elasticidad de la muestra tratada}}{\text{Dureza} \times \text{elasticidad de muestra no tratada}} \right)$.

+ La evaluación se basa en cambios de peso y volumen, cambios en las lecturas del durómetro y el elastómetro y observaciones en las condiciones físicas de la muestra de prueba.

duras, estos productos duros algunas veces son sujetos a una desintegración más rápida, que el hule flexible.

La mayoría de los servicios industriales que manejan cloro la raspadura no es un factor y el hule duro y semiduro es más conveniente. La reacción inicial es rápida, pero los producto de la superficie de reacción forman una película efectiva, la cual impide futuros ataques.

La solubilidad de cloro en agua varía desde 0.98% a 50°F., hasta 0.0% a - 212°F., y a una mayor concentración, mayor severidad del ataque en el hule. La experiencia ha demostrado que el acero forrado de hule es el mejor y más económico material de construcción para estas instalaciones.

9. Acero forrado de vidrio.

Reacciones que requieren el uso de cloro gaseoso seco se pueden realizar en equipo de acero forrado de vidrio.

El rango de capacidad de este equipo es muy aceptable desde 350 hasta 2000-galones. Las presiones de trabajo internas varían con el tipo de la unidad de acero forrado de vidrio seleccionada para efectuar la reacción, 150 psi-estaría cerca de la presión interna máxima para unidades standard. El rango de temperaturas se puede considerar de 300 a 350°F. La agitación se puede suministrar por medio de agitadores y mamparas de acero forrado de vidrio. Las reacciones que involucaran el uso de cloro gaseoso húmedo ó agua de clo-ro, también se pueden conducir con buen éxito en unidades de acero forrado - de vidrio.

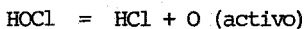
10. Carbón, grafito.

Carbón, grafito y karbato (carbón y grafito impermeable) no son atacados - por el cloro seco. El carbón y el grafito son usados en reactores que em - plean cloro gaseoso seco a temperaturas tan altas 3,000°F., sin ataque visi-ble. Tales aplicaciones implican forrar tubos, elementos de calentamiento,-crisoles, carbón poroso, difusores perforados y una gran variedad de partes-especiales. En la práctica se emplean tubos de grafito para la introducción de cloro en baños de metales fundidos para operaciones de fundición, cual - quier mezcla de cloro y aire se puede usar hasta la temperatura a la cual el carbón y el grafito son sujetos a la oxidación del aire, por ejemplo: 625 y

800°F, respectivamente,

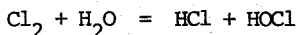
Las características de corrosión del carbato son similares a las del carbón y grafito, con excepción de que la temperatura del material está limitada por una temperatura de operación máxima de 340°F. Este material es muy usado en sistemas que involucran la clorinación de hidrocarburos. Difusores, elementos de calentamiento o enfriamiento, condensadores, tuberías, válvulas y bombas son los equipos construidos de este material.

Mientras que el carbón, grafito y carbato no son atacadas por el cloro, su comportamiento en ácido hipocloroso es mas variable yendo desde el no ser atacado hasta una oxidación muy rápida. Esto era de esperarse debido a la acción de oxidación de la reacción.



De una manera más general, podemos establecer el carbato es más resistente a esta oxidación seguido por el grafito y por último el carbono.

Puesto que el equilibrio de la reacción



Se desplaza hacia la izquierda, se concluye que a medida que la concentración del ión cloro aumenta, la cantidad de HOCl y O (activo) disponible disminuye. Así mismo es aparentemente cierto que para la concentración de HOCl presente en el cloro húmedo su descomposición aumente con la temperatura al menos hasta la temperatura de ebullición.

11. Hastelloy.

A temperaturas normales, el cloro gaseoso seco se puede manejar eficientemente en hierro, acero, 18-8-3 molibdeno, acero inoxidable, monel, bronce y cobre. Pero tan pronto como cantidades apreciables de agua se adicionan al cloro gaseoso, se convierte en uno de los agentes más corrosivos y pocos materiales pueden resistirlo adecuadamente. Hule, vidrio, plata y platino se pueden usar para este propósito, sin embargo estos materiales carecen de las-

propiedades físicas y químicas requeridas por los standards comerciales ó bien su costo puede ser muy elevado. En cambio una aleación que posee la resistencia necesaria a la corrosión y las propiedades físicas para el manejo de cloro gaseoso húmedo es el Hastelloy "C".

La velocidad máxima de corrosión aprobada en un ambiente húmedo para el Hastelloy "C", es de 38 mills/año.

Bajo algunas condiciones el Hastelloy "C", se ha mostrado muy satisfactorio para el manejo de cloro gaseoso húmedo a temperaturas tan altas, como 1800° F., siempre y cuando exista poca humedad.

El Hastelloy C ha sido muy empleado satisfactoriamente para el manejo del cloro gaseoso seco ó húmedo en equipos tales como válvulas, tuberías, recipientes, tubos de cracking y tubos de alimentación.

A causa de las limitaciones físicas del hule ó del vidrio y del alto costo de materiales tales como plata y platino, el Hastelloy C, ha demostrado ser una de las aleaciones más satisfactorias para el manejo de cloro.

Esta aleación se encuentra disponible en el mercado en forma fundida ó forjada. En esta forma es usual para el diseño de algún tipo de equipo requerido que deba resistir este severo agente corrosivo.

12. Durimet, clorimet.

Durimet T (22 Ni, 19 Cr, 3 Mo, 1 Cu, 1 Si, 0.07 max de C), y Durimet 20 - (29 Ni, 19 Cr, 3 Mo, 4 Cu, 1 Si, 0.07 max de C). Han sido usados para el manejo de cloro gaseoso húmedo o seco y agua de cloro.

Se ha encontrado que el Durimet 20, es muy satisfactorio para el manejo de agua de cloro con concentraciones arriba de 3 000 ppm de cloro, a temperatura ambiente.

El costo menor de los hierros de alto silicio y su tiempo de vida más satisfactorio, han limitado el uso del Durimet.

El equipo disponible en Durimet consiste de: Bombas, válvulas, boquillas de mezclado, steam jets, ventiladores, accesorios, y moldajes especiales.

El durimet es una aleación mondeable. Ninguno de los durimet son recomendables para cloro gaseoso húmedo ó agua de cloro a elevadas temperaturas, sin previa prueba bajo las condiciones de operación. Sin embargo, se ha encontra

do que el durimet, resulta satisfactorio para uso con cloro húmedo hasta temperaturas de 80°F.

Clorimet No. 3.- Es una aleación de níquel (62 Ni, 18 Cr, 18 Mo, 3 Fe, - 0.07), que posee excelente resistencia a la corrosión del cloro húmedo - ó seco, y agua de cloro a temperatura ambiente.

Las pruebas que se le han hecho indican que es adecuado para cloro húmedo hasta una temperatura de 850°F. El clorimet 3 se utiliza para bombas, válvulas, boquillas de tanques, ventiladores, etc.

Es una aleación especial que se produce únicamente en forma moldeada.

13. Níquel y aleaciones de níquel.

Níquel, Monel, e Inconel, son resistentes al cloro seco hasta una temperatura considerablemente elevada. A temperaturas altas se encuentran entre los materiales más resistentes. La experiencia ha demostrado que el límite superior de temperatura conveniente para el uso del níquel e inconel - es aproximadamente de 1000°F., y para el Monel es aproximadamente de 850°F, esta resistencia es extensiva al cloro gaseoso húmedo siempre y cuando la temperatura esté por encima de la del punto de rocío de la mezcla cloro - vapor de agua.

Ni-Resist.- Es también resistente al cloro seco a temperatura ambiente.

La temperatura superior para su uso es cerca de 400°F para el Ni-Resist - tipo 1 (14% Ni, 6% Cu) y aproximadamente de 450°F, para el Ni-Resist ti po 3, (30% N).

Monel.- Es un material standard para el acondicionamiento de cilindros de cloro y válvulas de carro-tanque, para platos de orificio en tuberías de - cloro. Aplicaciones comunes de Monel y níquel son fabricación de reactores agitadores, serpentines de calentamiento, válvulas, tuberías y otras partes en conexión con la clorinación de materiales orgánicos donde los reactivos - están esencialmente libres de agua.

Ninguno de estos materiales es resistente al cloro húmedo a temperaturas in feriores a la del punto de rocío de la mezcla cloro-agua, tampoco en la exposición continua a soluciones de agua de cloro excepto en concentraciones - de cloro muy diluidas.

El níquel monel e inconel resisten al cloro líquido hasta una temperatura - de 200°F.

14. Stoneware.

La fabricación de cloro es uno de nuestros procesos industriales más importantes y también uno de los más difíciles de escoger material de construcción, debido a la naturaleza muy corrosiva del cloro húmedo caliente.

En su estado seco, el cloro se puede manejar con buen resultado en acero ó hierro, pero cuando está húmedo ataca a la mayoría de los metales y como resultado, materiales de construcción no metálicos son muy usados en la fabricación y manejo de cloro húmedo, siendo el stoneware uno de estos materiales. Es completamente inerte al cloro húmedo caliente y tiene la ventaja de ser fácilmente fabricado en las formas requeridas para el equipo usado en procesos de cloro. En ese proceso en particular el cloro es producido en celdas a partir de salmuera transportándolo desde las celdas hasta el lugar donde se enfría desde 180°F, (la temperatura a la cual sale de las celdas) hasta 60°F., secándolo con ácido sulfúrico y entonces lo comprimimos en cilindros ó carros tanque los cuales se usan como medios de envase. Cuando el cloro sale de las celdas está saturado con vapor de agua que se debe separar antes de ser manejado comercialmente.

La mayor parte de la separación tiene lugar en los enfriadores y ésta se completa en las torres de secado, después que el cloro sale del secador es relativamente no corrosivo y se puede manejar en hierro o acero. Desde el punto de salida de las celdas hasta la salida del secador, el material ampliamente usado es el stoneware. Puesto que el gas de salida de las celdas está caliente, la tendencia del stoneware de fallar bajo agudas condiciones térmicas fue una cierta desventaja, pero en años recientes se desarrolló un tipo especial de stoneware con objeto de usarse en una planta de cloro, llamado SP-22, el cual ha demostrado ser muy satisfactorio.

Normalmente una de las desventajas del stoneware para equipo de enfriamiento, era su baja velocidad de transferencia de calor, pero este equipo ahora se construye usando stoneware SP-22 (que no tiene un coeficiente de transferencia de calor particularmente alto) y una forma de stoneware llamado B-41 el cual tiene un coeficiente de transferencia de calor de 3 a 4 veces mayor que el stoneware común, se usa para los tubos donde tiene lugar la transferencia de calor.

Los equipos que se construyen de Stoneware incluyen; Torres de absorción y de reacción, Tés, válvulas, tuberías, bombas, accesorios, codos y sellos de seguridad, agotadores y reactores (limitados por el tamaño y la presión), para manejar cloro húmedo y agua de cloro.

15. Cobre y sus aleaciones.

El cobre y las aleaciones de cobre tienen una excelente resistencia a la corrosión, También tienen la propiedad de formar películas del producto insuluble de su corrosión en muchos medios, tal que resulta una efectiva protección contra la corrosión. El cobre y muchas aleaciones del cobre son muy-sensibles a los efectos de la velocidad. La presencia de oxígeno ó agentes oxidantes en una solución generalmente aceleran la velocidad de corrosión - del cobre y sus aleaciones.

Muchas aleaciones de cobre son resistentes al HCl concentrado o diluido a - temperatura ambiente. La corrosión es más rápida cuando el ácido es concentrado. Cobre, aleaciones de latón rojo, fósforo-bronce, níquel-bronce, aluminio-bronce, se usan para manejar ácido clorhídrico.

El cloro húmedo gaseoso es corrosivo para todas las aleaciones de cobre.

16. Titanio.

El titanio no es atacado por el cloro gaseoso seco ó húmedo y agua de clo - ro a temperaturas normales que vayan de 75 a 80°F.

El titanio es totalmente inmune al cloro gaseoso húmedo, en cambio a sólo- 90°F, el cloro seco incendia al titanio pulverizado, si el contenido del - gas es inferior a 0.0005% de agua; Arriba del 0.013% de agua no hay reac - ción. La posibilidad que el cloro incendie una masa de titanio depende de - la temperatura y de qué tan áspera sea la superficie.

17. Hierro y acero.

El hierro colado es satisfactorio para manejar cloro seco, líquido ó gaseo - so desde el punto de vista de corrosión. Sin embargo comunmente se usan -

tuberías de acero y accesorios de acero forjado. El cloro húmedo es bastante corrosivo al hierro y al acero.

18. Acero al carbón.

Tuberías, accesorios y tanques de almacenamiento construidos de acero al carbón, se recomiendan para manejar cloro seco, líquido ó gaseoso, hasta una temperatura de 80°F, pero no es recomendable su uso cuando se maneja cloro húmedo.

19. Acero inoxidable.

A bajas temperaturas el cloro seco gaseoso y mezclas secas de aire-cloro se manejan convenientemente en acero inoxidable del tipo 304, 316 y 317, la humedad causará un severo ataque, así como temperaturas alrededor de 800-900°F a estas temperaturas el cloro seco ataca severamente.

20. Cloruro de Polivinilo. (PVC).

El cloruro de polivinilo presenta una resistencia bastante satisfactoría al cloro seco a temperaturas inferiores a 100°F, y con cloro húmedo sufre un pequeño ataque.

21. F.R.P.

Las tuberías de F.R.P. son química y estructuralmente elaboradas con un balance apropiado de resinas y fibra de vidrio para resistir el ataque de una gran variedad de ácidos y álcalis, así como ambientes y humos corrosivos. Estas características de resistencia a la corrosión son aprovechadas por la industria química. Tuberías y accesorios de F.R.P. dan un excelente servicio cuando se trabaja con temperaturas hasta de 250°F y presiones hasta de 150 psi.

Las tuberías de F.R.P. están disponibles en el mercado en longitudes hasta de 40 ft. y diámetros desde 2" hasta 60".

Además, su uso es ideal para instalaciones a la interperie pues es practicamente inmune a los efectos solares, calor, frío y otras condiciones ambientales. A la resina básica se le debe adicionar absorbente ultravioleta. Cuando se maneja cloro húmedo contaminado con hidrógeno, la tubería debe suministrarse parcialmente pigmentada para eliminar el peligro de explosión -- causada por la luz ultravioleta.

FIN DE CAPITULO.

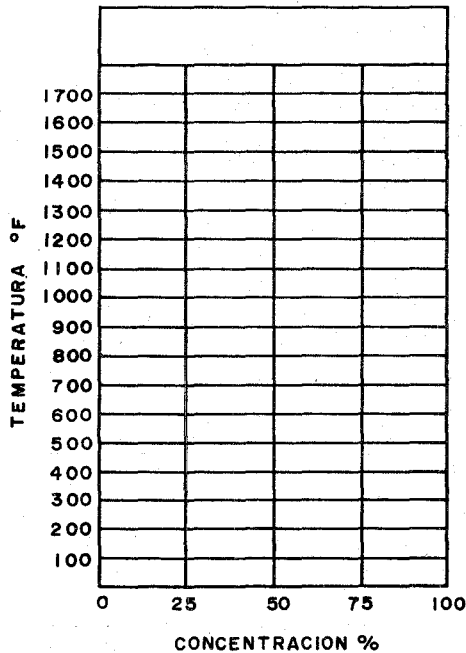
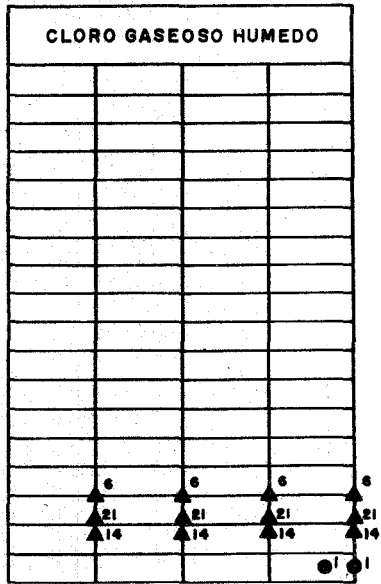
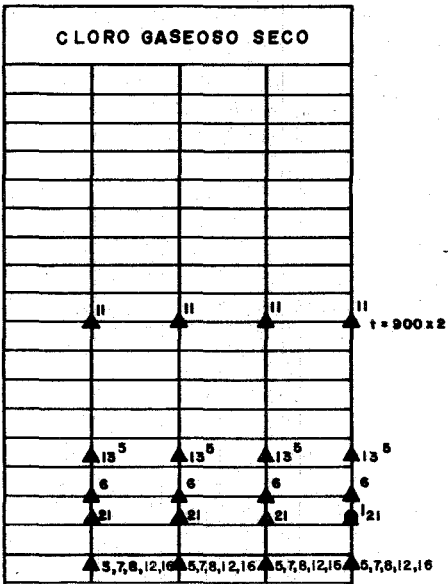
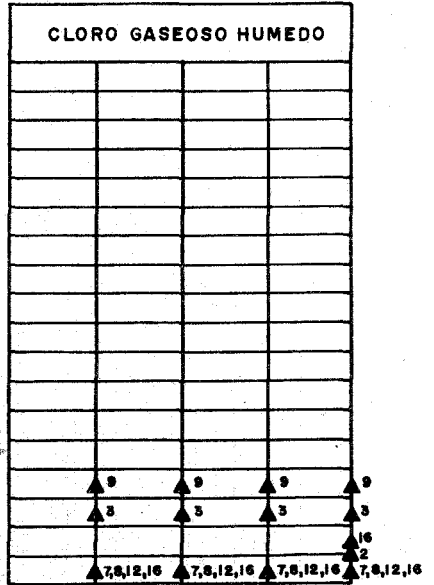
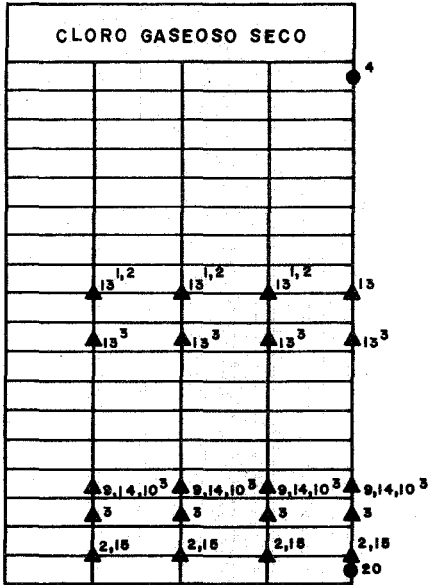


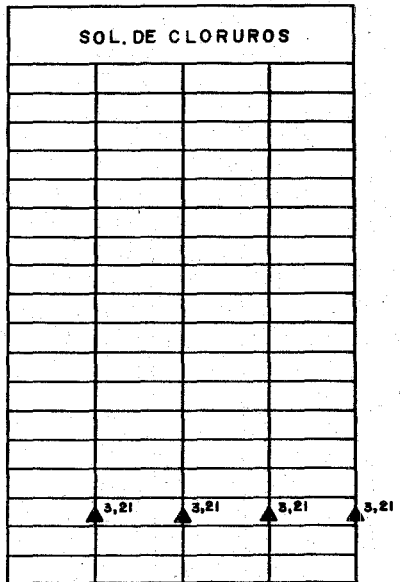
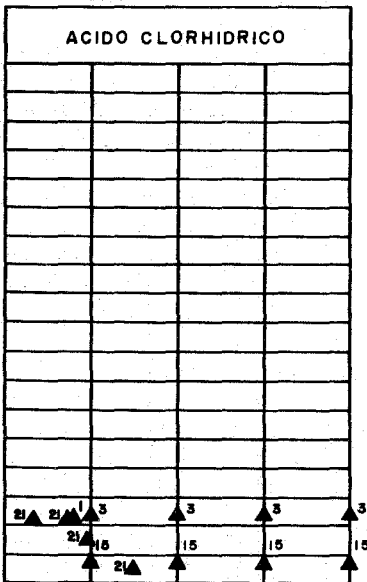
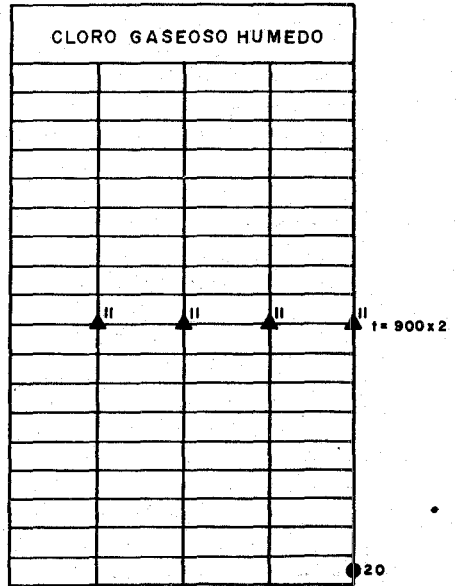
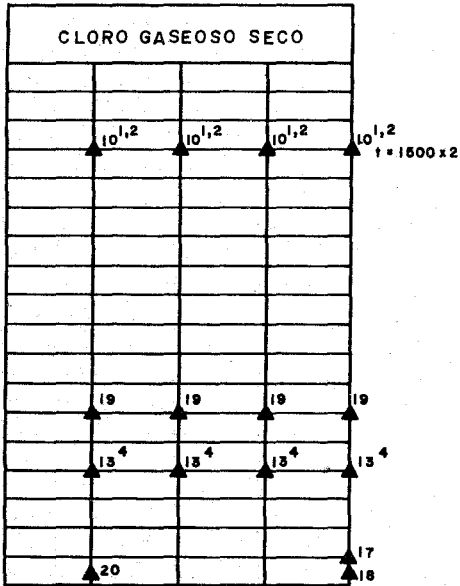
FIGURA. III-1.- Tabla de corrosión para materiales de construcción.

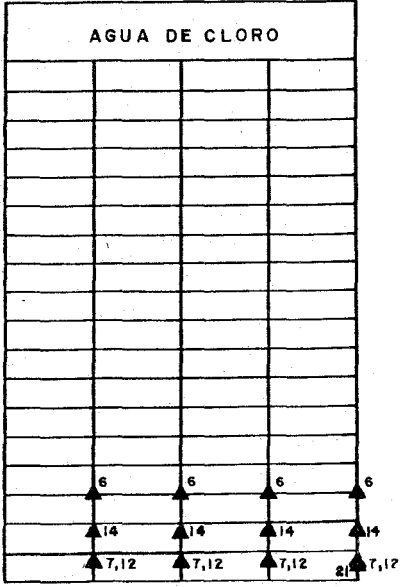
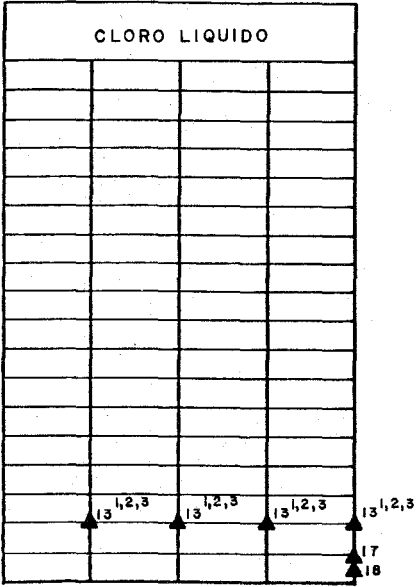
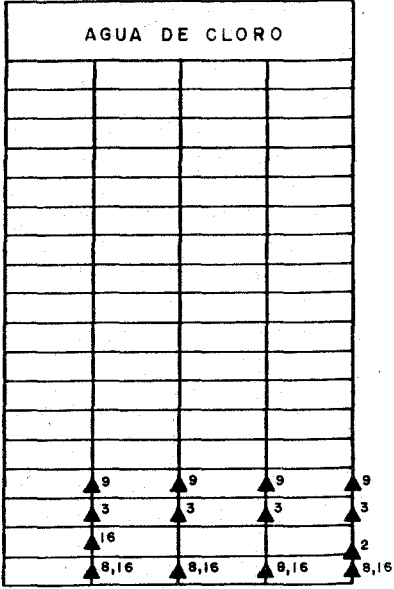
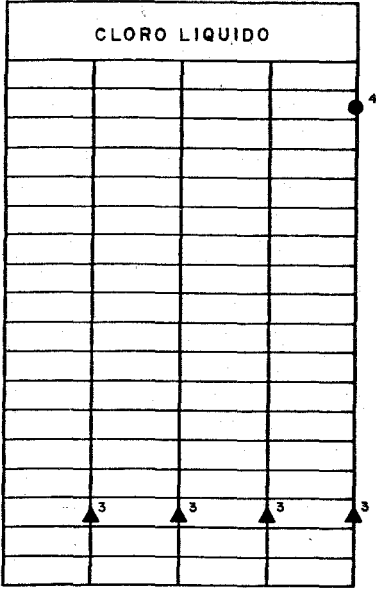
Donde:

▲ = Muy recomendable. 0.005 in./año.
 ● = Recomendable. 0.005-0.02 in./año.

- | | |
|-----------------------------|------------------------------------|
| 1.- PLOMO | 11.- HASTELLOY |
| 2.- HIERROS DE ALTO SILICON | 12.- DURIMET, CLORIMET |
| 3.- PORCELANA QUIMICA | 13.- NIQUEL Y ALEACIONES DE NIQUEL |
| 4.- SILICA VITREA | 14.- STONEWARE |
| 5.- WORTHITE | 15.- COBRE Y SUS ALEACIONES |
| 6.- TANTALIO | 16.- TITANIO |
| 7.- SILICONES | 17.- HIERRO Y ACERO |
| 8.- REVESTIMIENTO DE HULE | 18.- ACERO AL CARBON |
| 9.- ACERO FORRADO DE VIDRIO | 19.- ACERO INOXIDABLE |
| 10.- CARBONO, GRAFTTO | 20.- CLORURO DE POLIVINILO (PVC) |
| | 21.- F.R.P.. |







BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO III.

- 1.- Corrosion resistance of copper and copper alloys
Chemical engineering, Jan. 1951, Pags. 108-112.
- 2.- Huscher J. L.
Chemical engineering, Nov. 1952, Pags. 264-280.
- 3.- Materials, selection chart
Chemical engineering, Aug. 1950, Pags. 197-200.
- 4.- Perry and Chilton
Chemical engineering handbook
McGraw hill, Kogakusha, LTD.
5th Edition, 1973
- 5.- Pratt W. E.
Chemical engineering, Nov. 1953, Pags. 264-280.
- 6.- Roll K. H.
Chemical engineering, Feb. 1953, Pags 264-280.
- 7.- Seymour R. B. & Steiner R. H.
Chemical engineering, Dec. 1952, Pags. 278-286.
- 8.- Spitz A. W.
Chemical engineering, Feb. 1947, Pag. 135.
- 9.- Wet and dry chlorine Vs. materials of chemical plant construction
Chemical engineering
Part I Jan. 1947, Pags. 211-214.
Part II Feb. 1947, Pags. 219-234.
Part III March 1947, Pags. 213-220.

CAPITULO IV.- RECIPIENTES Y SEPARADORES

OBJETIVO DE ESTE CAPITULO

IV.1 RECIPIENTES A PRESION

IV.1.1 Antecedentes

IV.1.2 Cálculo del espesor del cuerpo

IV.1.3 Cálculo del espesor de las tapas

IV.2 SEPARACION VAPOR-LIQUIDO

IV.2.1 Antecedentes

IV.2.1 Separadores verticales

IV.2.2 Separadores horizontales



CAPITULO IV. RECIPIENTES Y SEPARADORES.

OBJETIVO DE ESTE CAPITULO:

1. Describir los métodos para el diseño de recipientes a presión y tanques separadores vapor-líquido, mismos que serán calculados posteriormente - donde se requiera en los sistemas de vaporización, licuefacción ó recuperación.

IV.1 RECIPIENTES A PRESION.

IV.1.1 ANTECEDENTES.

Un recipiente a presión es un depósito cerrado de longitud limitada (en contraste con la longitud ilimitada de una tubería). Su dimensión más pequeña es considerablemente mayor que la tubería de conexión y está sujeto a - presiones mayores que una ó dos lb/in².

La discusión de recipientes a presión en ese trabajo tiene como finalidad - dar un enfoque general sobre métodos de diseño de estos recipientes, mismos que están extensamente tratados en el A.S.M.E. Boiler and Pressure Vessels-Code que consta de once secciones y cuya Sección VIII se refiere exclusivamente a Recipientes a Presión.

Existen muchos puntos que debe considerar el Ingeniero cuando se van a diseñar recipientes a presión con ó sin pre-esfuerzo.

Al diseñar un recipiente a presión, primero debemos decidir cuál será el material usado para su construcción. La selección depende principalmente de tres factores:

1. Esfuerzo
2. Resistencia a la corrosión
3. Costo

Existe un cuarto factor que es de menor importancia.

4. Resistencia a la temperatura.

En la mayoría de los casos en la industria de procesos químicos, altas -- temperaturas no combinan con altas presiones. Lo más común es encontrar - altas temperaturas a presiones moderadas ó altas presiones a temperaturas moderadas, lo cual viene a simplificar el procedimiento de diseño.

En nuestro caso, donde el material seleccionado como ya vimos, fue el acero al carbón, el rango de temperatura de -20 a 650°F., es considerado el -- rango elástico y de 650 a 1,200°F., el rango de arrastramiento.

En el rango elástico, el acero se puede estirar hasta el límite elástica (justo antes del punto de deformación) durante un período de tiempo, - - en este rango el acero se alargará ó se contraerá bajo la acción de un es -- fuerzo, tan pronto como el esfuerzo sea retirado, el acero retornará a sus dimensiones originales, excepto si el rango elástico es desproporcional.

A su vez el diseño de recipientes a presión depende de muchos factores y - condiciones. En este estudio sólo mencionaremos algunos de los más impor -- tantes.

La lista que sigue muestra algunos de los factores más importantes que se -- deben considerar cuando se proyecta un recipiente a presión.

1. Dimensiones.- esto es, diámetro, longitud, etc., y sus limitaciones.
2. Presión de trabajo.
3. Temperatura de trabajo.
4. Diferencia de temperaturas en la pared.
5. Método de calentamiento ó enfriamiento.
6. Naturaleza corrosiva de los materiales que reaccionan y de los pro -- ductos.
7. Tipo de funcionamiento, sea intermitente o continuo.
8. Número y tamaño de los orificios en el cuerpo, en la tapa, y en el - fondo.
9. Instalación sea verticua u horizontal.
10. Métodos de agitación.
11. Materiales. Sus propiedades a la tracción y costo.
12. Tipo de construcción, esto es forjada soldada remachada, etc.

En esta parte sólo se estudiarán bajo el encabezamiento del diseño los - principios que rigen la relación entre la presión de trabajo y el espesor-

de la pared. Pues en realidad el diseño implica muchos otros detalles prácticos como tapas, aberturas y cierres, válvulas de seguridad y eficiencia de soldadura. Para estos detalles en relación con presiones hasta un máximo de 175 a 210 Kg/cm² deberán consultarse los dos códigos aceptados para los recipientes a presión (API-ASME Code for the Design, Construction, Inspection, and Repair of Unfired Pressure Vessels for Petroleum liquid and Gases, edición de 1943. - - - Rules for construction of Unfired Pressure Vessels, - ASME Boiler Construction Code, Sec.VIII,, New York, 1943).

En el tratamiento de las relaciones entre presiones y esfuerzos que se harán a continuación se hacen las siguientes suposiciones:

1. No hay gradiente de temperatura en la pared del recipiente.
2. La presión aplicada es constante.
3. No se produce ningún efecto de escala, esto es el esfuerzo depende del propio diámetro.
4. El material es isotrópico.
5. No existen esfuerzos iniciales en el material antes de aplicar una presión.
6. Las temperaturas son lo bastante bajas por lo que se desprecia el escurrecimiento plástico.

IV.1.2 CALCULO DE ESPESOR DEL CUERPO.

1. Recipientes Cilíndricos.

El Sistema complicado de esfuerzos que existen en las paredes de un recipiente cilíndrico cerrado, sometido a una presión (interna, externa, ó una combinación de ambas) se reduce a un sistema de tres esfuerzos principales - perpendiculares entre sí que son:

- a. Esfuerzo tangencial S_t .
- b. Esfuerzo Radial S_r .
- c. Esfuerzo Longitudinal S_l .

Véase Fig.IV.1

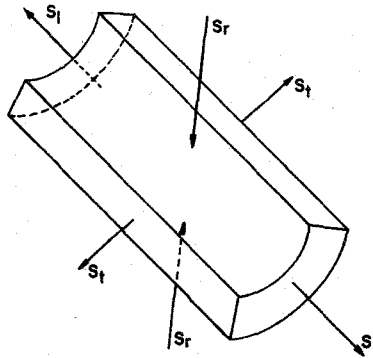


Fig. IV.1 Esfuerzos Principales en la pared de un recipiente a presión.

En el caso de un recipiente a presión interna, S_t y S_l son esfuerzos de tracción y S_r es uno de compresión, en este caso S_l es tan pequeño en relación con S_t que no es necesario tomarlo en cuenta con respecto a la ruptura del recipiente. Pero en el caso de los recipientes reforzados con alambre enrollado, esto no será cierto y en realidad S_l será el factor limitante.

En el caso de un cilindro de paredes delgadas, esto es, un cilindro donde la relación de diámetros externo a interno es menor que 1.2, podemos concentrar nuestra atención en el esfuerzo tangencial y suponerlo uniformemente distribuido en toda la sección transversal de la pared.

En el rango elástico, ya sea proporcional ó desproporcional y con ciertas limitantes en la presión de operación, ASME recomienda las siguientes fórmulas para el cálculo del espesor para recipientes cilíndricos a presión.

a. Para recipientes cilíndricos cuando P no excede a 0.385 SE.

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0.6 P} \quad (1)$$

$$P = \frac{S \times E \times t}{R + 0.6 t} \quad (2)$$

b. Para recipientes cilíndricos cuando P excede a 0.385 SE.

$$t = R \left(\left(\frac{S \times E + P}{S \times E - P} \right)^{0.5} - 1.0 \right) \quad (3)$$

$$P = S \times E \frac{\left(\frac{R + t}{R} \right)^2 - 1}{\left(\frac{R + t}{R} \right)^2 + 1} \quad (4)$$

2. Recipientes esféricos.

Para cuerpos esféricos, cuando el espesor del cuerpo de un recipiente totalmente esférico no excede de 0.356 R, ó P no excede 0.665 SE, las siguientes fórmulas se aplicarán:

$$t = \frac{P \times R}{2 S \times E - 0.2 P} \quad (5)$$

$$P = \frac{2 S \times E \times t}{R + 0.2 t} \quad (6)$$

Cuando sea necesario se proveerá a los recipientes de atiesadores u otros - medios de soporte para prevenir sobre esfuerzos ó grandes distorsiones bajo cargas externas diferentes de temperatura y presión.

Las cargas que deberán considerarse en el diseño de recipientes tanto cilíndricos como esféricos son:

- 1) Presión externa ó interna de diseño.
- 2) Cargas de impacto incluyendo presiones rápidamente fluctuantes.
- 3) Peso del recipiente y contenido normal bajo condiciones de operación ó de prueba. (Esto incluye presión adicional debido a cabeza estática - de líquidos).

- 4) Cargas superimpuestas, tales como otros recipientes, equipo operando, - aislamiento, recubrimientos resistentes a la corrosión y erosión y tubería.
- 5) Cargas debidas a viento, terremotos, etc., donde se requieran.
- 6) Reacciones de vigas soporte, anillos y otros tipos de soporte.
- 7) El efecto de los gradientes de temperatura en el esfuerzo máximo.

Nomenclatura:

t = espesor del cuerpo, in.

P = presión, lb./sq.in.

S = esfuerzo permisible, lb./sq. in.

E = eficiencia de soldadura, adimensional.

R = radio interno, in.

D = diámetro interno, in.

IV.1.3 CALCULO DEL ESPESOR DE LAS TAPAS.

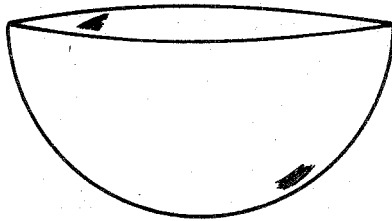
GENERALIDADES.

El tipo de recipientes más comunmente usado es recipientes cilindricos verticales u horizontales con tapas formadas, por tal motivo debemos seleccionar cuál es el tipo de tapa más conveniente para el servicio en cuestión. En general el ingeniero de proceso tiene tres alternativas para escoger, y son las siguientes:

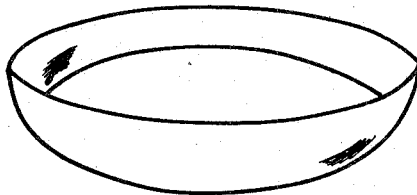
1. Hemisféricas.
2. Elipsoidales.
3. Toriesféricas.

Estos tipos se muestran en la figura IV.2.

La tapa hemisférica es altamente especializada por su diseño y su aplicación. Es el tipo más caro en su fabricación, siendo generalmente fabricada en construcción soldada a partir de piezas moldeadas de 4 a 7 pies dependiendo del tamaño. Para tamaños más pequeños, se pueden efectuar construcciones sin costura con un espesor de 1/4 de in. como máximo.



a)



b)



c)

FIGURA. IV-2.- Tipos de tapas formadas; a.-Hemisferica, b.-Elipsoidal y c.-Torisferica.

La tapa elipsoidal generalmente se usa en recipientes que operan hasta 150 psi., su diseño requiere de un espesor más grueso (hasta de 3/4 in.), además es el más difícil y costoso para fabricar.

El diseño torisférico, ha sido un standard en los sistemas a bajas presiones.

Para tapas formadas, en las cuales exista una presión sobre el lado cóncavo, la forma de calcular su espesor según el código A.S.M.E., Sección VIII es la siguiente:

1. Tapas hemisféricas.

Cuando el espesor de una tapa hemisférica no exceda de 0.356 L, ó P no exceda de 0.665 SE se aplican las siguientes fórmulas.

$$t = \frac{P \times L}{2 S \times E - 0.2 P} \quad (7)$$

$$P = \frac{2 S \times E \times t}{L + 0.2 t} \quad (8)$$

L = radio interno, in.

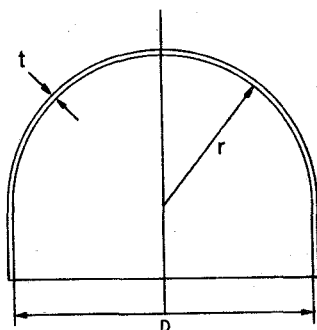


FIGURA. IV-3.- Esquema ilustrativo de una tapa hemisférica.

2. Tapas Elipsoidales.

- a) El espesor requerido para una tapa de forma elipsoidal, en el cual la mitad del eje menor h (profundidad interna de la tapa elipsoidal) es igual a $1/4$ de la longitud interna del eje mayor se calcula de la siguiente manera:

Siempre que $h = D/4$

$$t = \frac{P \times D}{2 S \times E - 0.2 P} \quad (9)$$

$$h = \frac{ID}{4} + s_f + t \quad (9')$$

$$P = \frac{2 S \times E \times t}{D + 0.2 t} \quad (10)$$

Donde h = profundidad interna de una tapa elipsoidal, in.

D = longitud interna del eje mayor de la elipse, in.

- b) Para valores de D/h desde 2 hasta 6

$$t = \frac{P \times D \times K}{2 S \times E - 0.2 P} \quad (11)$$

$$P = \frac{S \times E \times t}{D \times K + 0.2 t} \quad (12)$$

Donde: $K = 1/6 \times (2 + (D/2h)^2)$

Nomenclatura:

P = Presión interna, lb./sq. in.

S = Esfuerzo permisible, lb./sq. in.

E = Eficiencia de junta.

D = Longitud del eje mayor, in.

h = Profundidad interna de la tapa ϕ $1/2$ longitud de eje menor, in.

t = Espesor de la tapa, in.

Ver Figura IV.4.

3. Tapa toriesférica.

El espesor requerido para una tapa toriesférica se calcula de la siguiente manera:

- a) Si el radio de la coyuntura es igual al 6% del radio de la corona pero no menor que $3t$ y L no excede $D + 2t$.

$$t = \frac{0.885 P \times L}{S \times E - 0.1 P} \quad (13)$$

$$P = \frac{S \times E \times t}{0.885 L + 0.1 t} \quad (14)$$

Donde L = radio interno de la corona .

- b) Para valores de L/r desde 1 hasta $16 \frac{2}{3}$.

$$t = \frac{P \times L \times M}{2 S \times E - 0.2 P} \quad (15)$$

$$P = \frac{2 S \times E \times t}{L \times M + 0.2 t} \quad (16)$$

Donde $M = 1/4 (3 + (L/r)^{1/2})$.

L no debe exceder de $D + 2t$ y r debe ser al menos $3t$ y $0.06 \times (D + 2t)$.

r = radio interno de la coyuntura, in.

L = radio interno de la corona, in.

Ver Figura IV.5.

4. Tapas cónicas y toricónicas.

Este es un tipo menos común de tapas en recipientes a presión, sin embargo encuentra todavía uso en equipos con funciones especiales.

se calculan de la siguiente manera :

a) Tapas cónicas (sin coyuntura de transición).

$$t = \frac{P \times D}{2 \cos \alpha \times (S \times E - 0.6 P)} \quad (17)$$

$$P = \frac{2S \times E \times t \times \cos \alpha}{D + 1.2 t \times \cos \alpha} \quad (18)$$

Aplicable cuando α es menor ó igual que 30° .

D = diámetro interno del borde de la tapa, in.

Se requerirá un anillo de refuerzo donde lo indique el Código ASME.

b) Tapas toricónicas.

Se deberán usar tapas toricónicas en las que el radio interno de la coyuntura no es ni menor que 6% del diámetro externo del borde de la tapa, ni menor que tres veces el espesor de la coyuntura, cuando el ángulo alfa exceda de 30° .

El espesor requerido se calculará con las fórmulas para tapas cónicas en las que se usará D_1 en lugar de D.

Donde:

D_1 = diámetro interno de la porción cónica de una tapa toricónica en su punto de tangencia a la coyuntura, medida perpendicularmente al eje del cono, in.

α = ángulo de inclinación de la parte cónica.

Ver ilustración de este tipo de tapas en figura IV.6 .

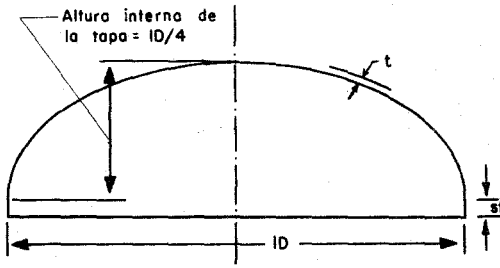


FIGURA. IV-4.- Esquema ilustrativo de una tapa elipsoidal

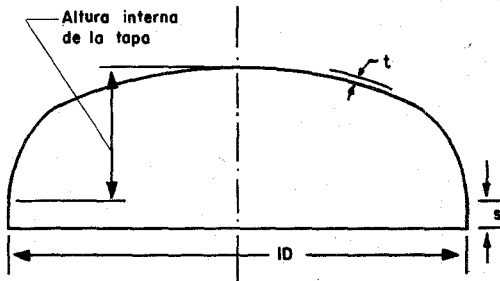


FIGURA. IV-5.- Esquema ilustrativo de una tapa torisférica

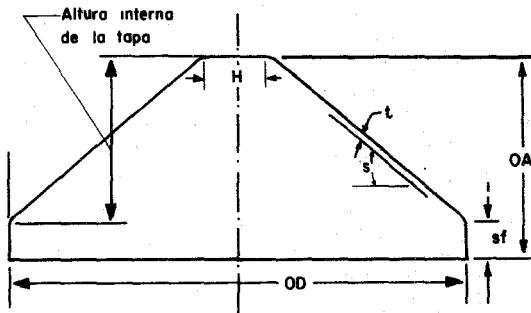


FIGURA. IV-6.- Esquema ilustrativo de una tapa toriconica

5. ECUACIONES PARA ENCONTRAR LAS DIMENSIONES OPTIMAS DE RECIPIENTES A PRESION CON TAPAS ELIPSOIDALES.

Relaciones de volumen.

Un recipiente cilíndrico cerrado por ambos lados con tapas elipsoidales tiene un volumen igual al volumen de la sección cilíndrica más dos veces el volumen contenido en una tapa.

El volumen contenido en una tapa se puede expresar en términos de un cilindro, de volumen equivalente, teniendo el mismo diámetro interior que la sección cilíndrica de la tapa. En la figura IV.7 se muestra una sección transversal de una tapa elipsoidal, teniendo una relación 2:1 del eje mayor de la elipse al eje menor.

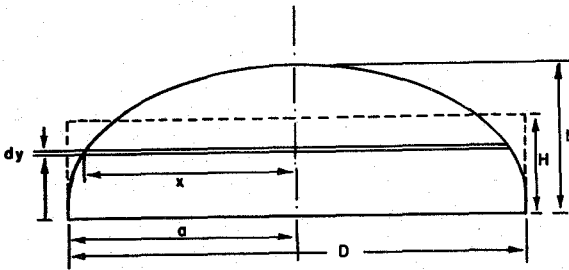


FIGURA. IV-7.- Dimensiones de una tapa elipsoidal 2:1

Las ecuaciones para las relaciones de volumen para una tapa elipsoidal 2:1 son las siguientes:

La ecuación de un elipse es:

$$\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} = 1 \quad (19)$$

Para una tapa elipsoidal 2:1, $a = 2b$

Substituyendo:

$$\frac{x^2}{4b^2} + \frac{y^2}{b^2} = 1 \quad (20)$$

$$x^2 + 4y^2 = 4b^2$$

$$x^2 = 4(b^2 - y^2) \quad (21)$$

Diferencial de volumen:

$$dV = A \, dy = \pi x^2 \, dy \quad (22)$$

$$V = \int_0^b \pi x^2 \, dy = 4\pi \int_0^b (b^2 - y^2) \, dy$$

$$= 4\pi (b^2 y - y^3)_0^b$$

$$V = \frac{8}{3} \pi b^3 \quad (23)$$

Pero como $a = 2b$; entonces $a^3 = 8b^3$. Por lo tanto:

$$V = \frac{\pi}{3} a^3 \quad (24)$$

El volumen de un cilindro equivalente es:

$$V = \pi a^2 h \quad (25)$$

donde h = longitud del cilindro equivalente.

Igualando volúmenes:

$$a^2 h = \frac{\pi}{3} a^3$$

Por lo que:

$$h = \frac{a}{3} = \frac{D}{6} \quad (26)$$

Por lo tanto el volumen de dos tapas elipsoidales teniendo una relación del eje mayor al eje menor de 2:1 es :

$$V_{\text{tapas}} = 2 \left(\frac{1}{4}\right) \pi D^2 \left(\frac{D}{6}\right)$$

$$V_{\text{tapas}} = (1/12) \pi D^3 \quad (27)$$

Entonces el volumen total contenido en el recipiente será:

$$\begin{aligned} V_{\text{recip}} &= V_{\text{shell}} + V_{\text{tapas}} \\ &= (\pi/4) D^2 L + (\pi/12) D^3 \end{aligned} \quad (28)$$

Siendo L = longitud del recipiente entre líneas tangenciales.

$$L = (4V/\pi D^3) - (D/3) \quad (29)$$

Nomenclatura:

D = Diámetro del cilindro

a = Semieje Mayor

b = Semieje Menor

h = Altura del cilindro equivalente

L = Longitud del recipiente entre líneas tangenciales.

Relaciones de costo.

El diámetro de un plato circular requerido para formar una tapa elipsoidal es aproximadamente un 22% más grande que el diámetro interno del recipiente. También el costo de la tapa formada es aproximadamente un 50% más grande que el costo del acero del cual se formó. Este aumento en el costo resulta de costos extras para platos circulares, costos de formado y maquinaria

El costo de la sección del shell del recipiente formado será:

$$C_{\text{shell}} = C_s \rho \pi D L \quad (t/12) \quad (30)$$

$$= C_s \rho \pi D \quad (t/12) \quad ((4V/\pi D^2) - (D/3)) \quad (31)$$

El costo de las dos tapas es:

$$C_{\text{tapas}} = 2 \quad (1.5 C_s \rho) \quad ((\pi/4) \quad (1.22 D)^2 \quad (t/12)) \quad (32)$$

El costo total del recipiente será:

$$C_T = C_{\text{shell}} + C_{\text{tapas}}$$

$$C_T = C_s \rho \pi (t/12) (1.275 (V/D) + 0.782 D^2)$$

En este estudio consideraremos:

$$t = (P d)/2S = (P D)/24 S \quad (33)$$

Substituyendo t

$$\begin{aligned} C_T &= C_s \rho \pi (1/288 S) P D (1.275 (V/D) + 0.782 D^2) \\ &= C_s k (1.275 (V/D) + 0.782 D^2) \end{aligned} \quad (34)$$

Como se sabe el costo del shell no es constante, pero es una función del pe so del recipiente, el cual a su vez es una función de la presión y del diámetro. Para recipientes que tengan un espesor de la placa del cuerpo hasta de 2", el costo del cuerpo variará inversamente con $D^{1/3}$, cuando el espesor sea mayor que 2 in. pero menor que 6 in. el costo del cuerpo variará inversamente con $D^{1/4}$.

$$C_s = \frac{C_s}{D^{1/3}} \quad (35)$$

Substituyendo:

$$C_T = C'_s k (1.275 \frac{V}{D^{1/3}} + 0.782 D^{8/3}) \quad (36)$$

Manteniendo el volumen constante, diferenciamos e igualamos a 0 para obtener el resultado óptimo.

$$\frac{dC_T}{dD} = -\frac{1}{3} \frac{1.275 V}{D^{4/3}} + \frac{8}{3} (0.782 D^{5/3}) = 0 \quad (37)$$

Reduciendo:

$$D_{opt}^3 = \frac{1.275 V}{6.25}$$

$$D_{opt} = 0.204 V \quad (38)$$

$$D_{opt}^3 = 0.204 \left(\frac{\pi D^2}{4} L + \frac{\pi D^3}{12} \right)$$

$$D_{\text{opt}} = 0.160 L + 0.053 D_{\text{opt}}$$

$$L = \frac{0.947}{0.160} D = 5.93 D = 6 D_{\text{opt}}$$

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{\text{opt}} = 6 \text{ aprox.} \quad (39)$$

Para recipientes con espesor del cuerpo hasta de 2 in.

Para placas de espesor entre 2 in. y 6 in., el costo guarda la siguiente relación:

$$C_s = \frac{C_s''}{D^{1/4}} \quad (40)$$

$$C_T = C_s'' k \left(1.275 \frac{V}{D^{1/4}} + 0.782 D^{2.75}\right) \quad (41)$$

Diferenciando e igualando a cero para obtener el diámetro óptimo:

$$\frac{dC_T}{dD} = -\frac{1}{4} \frac{1.275 V}{D^{5/4}} + (11/4) (0.782 D^{1.75}) = 0 \quad (42)$$

$$D_{\text{opt}}^3 = 0.148 V \quad (43)$$

$$D_{\text{opt}}^3 = 0.148 \left(\frac{\pi D^2}{4} L + \frac{\pi D^3}{12}\right)$$

$$D_{\text{opt}} = 0.116 L + 0.039 D_{\text{opt}}$$

$$L = \frac{0.961}{0.116} D_{\text{opt}} = 8.28 D_{\text{opt}} = 8 D_{\text{opt}}$$

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{\text{opt}} = 8 \text{ aprox.} \quad (44)$$

Nomenclatura:

C_s = costo del cuerpo fabricado (\$/lb)

C_T = costo total del recipiente cilíndrico (\$).

1.5 C_s = costo de la tapa fabricada (\$/lb).

= densidad del acero (lb/ft³).

IV.2 SEPARACION VAPOR- LIQUIDO.

IV.2.1 ANTECEDENTES

En la mayoría de los procesos químicos, una vez efectuada la reacción, se requiere de una separación de los productos y de las materias primas sin-reaccionar, sub-productos ó impurezas.

Además, particularmente en todas las operaciones de un proceso se requiere la separación de un material arrastrado, esto puede ser, un paso en la purificación de una corriente ó toda una operación importante del proceso.

Un tipo clásico de separación encontrada en la industria es aquélla que involucra una mezcla vapor-líquido en la cual se aprovecha la gran diferencia de densidades como principio básico para la separación.

Un separador vapor-líquido provee del espacio suficiente para separar un vapor de un líquido con arrastre mínimo del líquido. Este arrastre se origina cuando generamos vapor a partir de un líquido, cuando esto ocurre, el vapor arrastra y se lleva con él una gran cantidad de gotitas de líquido - de diferentes tamaños.

Los métodos comunes para disminuir este arrastre son:

1. Reducción de la velocidad de corriente del vapor. Esto permite que las gotitas se asienten por gravedad.
2. Uso de una malla. Debido al choque de las gotitas con la superficie de una malla de alambre, éstas se unen formando grandes gotas que caen debido a la acción de la gravedad como se muestra en la figura IV.8.

Tipos de Separadores.

- | | |
|-----------------------------|--------------|
| 1. Separadores verticales | a) Con malla |
| | b) Sin malla |
| 2. Separadores horizontales | a) Con malla |
| | b) Sin malla |

IV.2.2 SEPARADORES VERTICALES.

DESCRIPCION.

Los separadores verticales se deben usar cuando hay pequeñas cargas de líquido, el espacio del terreno es limitado ó cuando se requiere controlar el nivel fácilmente. Los separadores verticales se pueden fabricar con ó sin mallas, dependiendo de la velocidad que lleve el vapor, ya que si la velocidad es muy grande, el vapor arrastrará, grandes cantidades de líquido por lo cual será necesario colocar mallas.

BASES DE DISEÑO.

Para una presión y temperatura del tanque, se requieren las siguientes bases de diseño:

1. Flujo volumétrico del vapor $\text{ft}^3/\text{seg.}$
2. Densidad del vapor lb/ft^3
3. Densidad del líquido lb/ft^3
4. Flujo volumétrico del líquido $\text{ft}^3/\text{seg.}$

DISEÑO DE SEPARADORES VERTICALES.

1. Calcular gastos volumétricos de líquido y de vapor.

$$Q_L = W_L / \rho_L \quad \text{ft}^3/\text{min.}$$

$$Q_V = W_V / \rho_V \quad \text{ft}^3/\text{min.}$$

2. Calcular el diámetro del tanque.

La velocidad del vapor determina el diámetro mínimo del tanque, la cual es diferente para cada método de reducir el líquido arrastrado.

Friend, Lemieux, y Schreiner, desarrollaron el siguiente método para calcular la velocidad del vapor en función de un nuevo término R_d el cual se define como la relación entre la velocidad del vapor en el área del tanque y una velocidad base de $0.227 \times ((\rho_L - \rho_V) / \rho_V)^{0.5}$.

$$R_d = \frac{\frac{Q_V}{\frac{\pi}{4} D^2}}{0.227 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)} = \frac{Q_V (\rho_V / (\rho_L - \rho_V))^{0.5}}{0.227 \times \frac{\pi}{4} D^2} \quad (45)$$

Sabiendo que:

$$\text{Vol. carga} = Q_V (\rho_V / (\rho_L - \rho_V))^{0.5} \quad (46)$$

Por lo tanto:

$$R_d = \frac{\text{Vol. carga}}{0.227 \times \frac{\pi}{4} D^2}$$

$$D = (\text{Vol. carga} / (0.227 \times 0.785 \times R_d))^{0.5} \quad (47)$$

Comunmente los fabricantes eliminan los valores de R_d y recomiendan valores para k donde $k = 0.227 R_d$, y dan un factor de seguridad a la velocidad máxima permitida para obtener el diámetro del recipiente.

$$V_m = k ((\rho_L - \rho_V) / \rho_V)^{0.5} \quad (48)$$

Donde : $k = 0.35$ para separadores con malla .

$k = 0.20$ para separadores sin malla.

$$k = 0.227 R_d \quad (49)$$

$$V_D = 0.75 V_m \quad (50)$$

$$V_D = \frac{Q_V}{\frac{\pi}{4} D_D^2} \quad (51)$$

$$D_D = (Q_V / 0.785 V_D)^{0.5} \quad (52)$$

Donde: Q_V = flujo de vapor ft³/seg.
 ρ_V = densidad del vapor lb/ft³.
 ρ_L = densidad del líquido lb/ft³
 D = diámetro interno mínimo del tanque ft
 V_m = velocidad máxima permitida ft/seg.
 V_D = velocidad de diseño ft/seg.
 D_D = diámetro de diseño del tanque ft

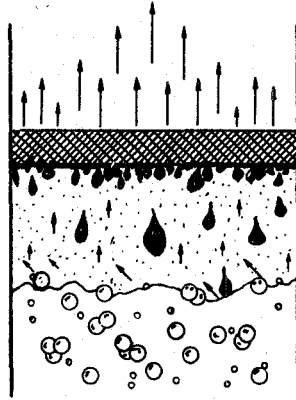


FIGURA IV-8. Diagrama que muestra la acción de la malla de alambre en la separación vapor-líquido.

Los valores de R_d se establecen tomando como base una operación satisfactoria de los tanques separadores y únicamente se pueden medir en términos del líquido arrastrado.

A.H. Younger hizo una serie de experimentos para determinar valores para la R_d , obteniendo los siguientes resultados para tanques verticales sin malla:

Para un tanque de separación vapor-líquido $R_d = 0.44$; $k = 0.1$

Para un knockout drum $R_d = 0.88$; $k = 0.2$

Recuérdese que un tanque de separación (depósito donde se genera el arrastre) debe tener un valor menor de R_d que un knockout drum (depósito donde posteriormente se reduce el arrastre residual de una fuente externa).

Los fabricantes de mallas recomiendan un $R_d = 1.54$; $k = 0.35$, para todas las aplicaciones normales de proceso. Ellos reportan excelente operación desde un 30% ($R_d = 0.46$) hasta un 110% ($R_d = 1.69$) de sus velocidades recomendadas. Con objeto de dejar espacio para las ondas de presión sugieren un $R_d = 1.15$ (75% de la velocidad recomendada).

G.D. Kerns, usa un $R_d = 1.30$ para tanques con mallas convencionales; además

usa $R_d = 1.24$ para tanques con mallas de alta capacidad y un valor de $R_d = 0.5$ como máximo para tanques sin malla.

El tipo de malla depende de las siguientes variables:

- a) Caída de presión
- b) Carga arrastrada
- c) Viscosidad del líquido
- d) Velocidad del gas

Curvas de diseño usando estas variables son usadas por York y Poppele.

El diámetro mínimo se puede calcular con el nomograma de la figura IV.9 mostrando a continuación.

3. Calcular altura de separación.

El dar una altura de separación suficiente está implícita en la selección del R_d .

Para tanques sin malla, A.H. Younger, recomienda 3 ft. ó más para el espacio del vapor además de 1 ft., hasta el nivel máximo del líquido, él dice que a las bajas velocidades que comúnmente prevalecen, un espacio vapor mayor de 3 ft., no da una reducción notoria del arrastre.

Lo recomendable es usar una combinación de los siguientes tres criterios :

- i) Criterio de Younger. usar 3 y 1 ft.
- ii) Criterio de la Schuyler Manufacturing Corporation. Usar una altura de separación de 0.75 veces el diámetro interno del tanque.
- iii) Criterio de Niemeyer. Usar 6" como mínimo arriba y abajo de la boquilla de entrada.

La figura IV.10 muestra que el espacio de separación requerido para un separador con malla es igual que para un separador sin malla, esto se debe a que la velocidad del vapor es mayor en un separador con malla. Nótese que el espacio extra encima de la malla no es necesario ya que en ese espacio no se efectúa una separación adicional.

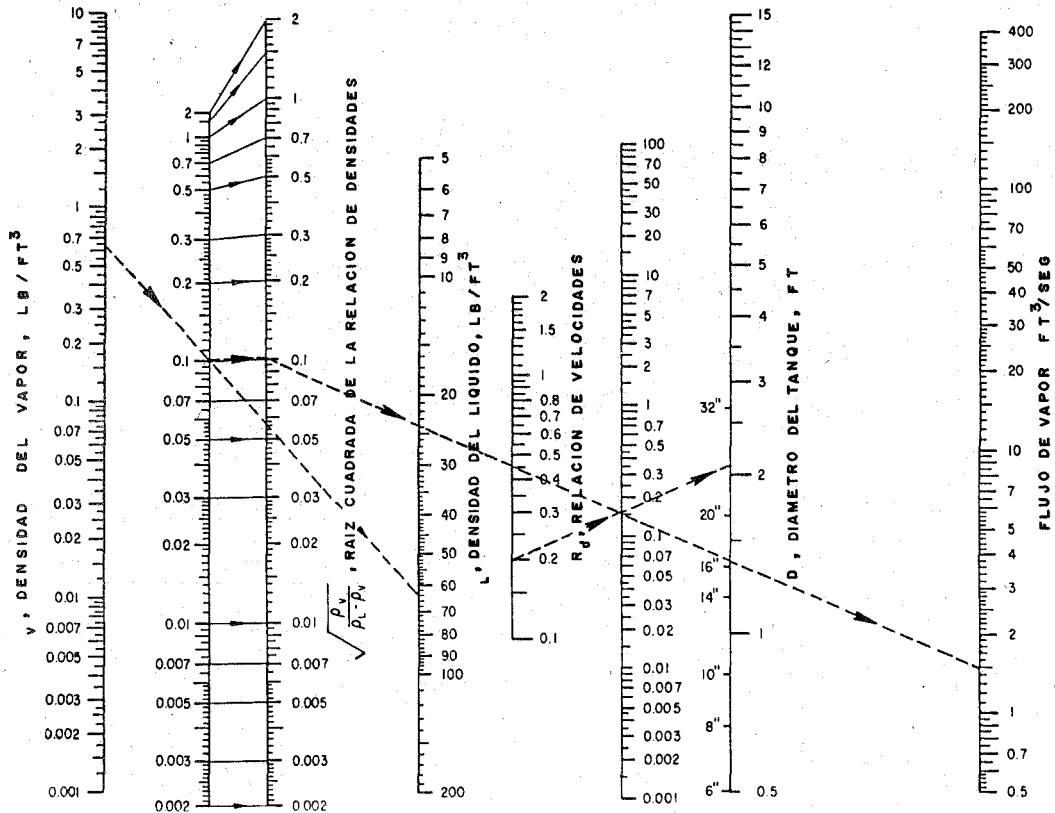


FIGURA IV-9. Nomograma para determinar el diametro del tanque.

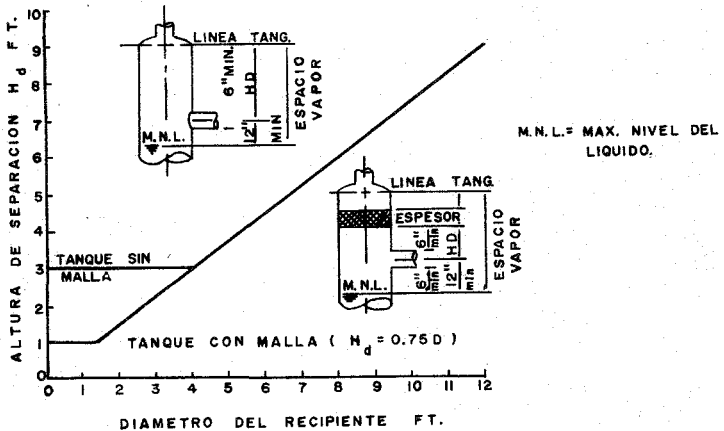


FIGURA IV-10. Altura de sepacion recomendada.

4. Tiempo de residencia del líquido.

El tiempo de residencia del líquido se define como el tiempo requerido para vaciar el líquido del tanque a la velocidad de flujo diseño. Normalmente se toma como base la distancia que existe entre el máximo nivel del líquido y la línea tangencial del fondo. El tiempo adicional disponible en la tapa del fondo sirve como un ligero factor de seguridad.

Un rango de trabajo conveniente para la mayoría de los diseños, es de 2 a 5 minutos, se debe usar un tiempo mayor para un líquido que se alimenta en una torre que para un líquido que va a almacenamiento.

La altura requerida para el tiempo de residencia se puede calcular con el nomograma mostrado en la figura IV.11.

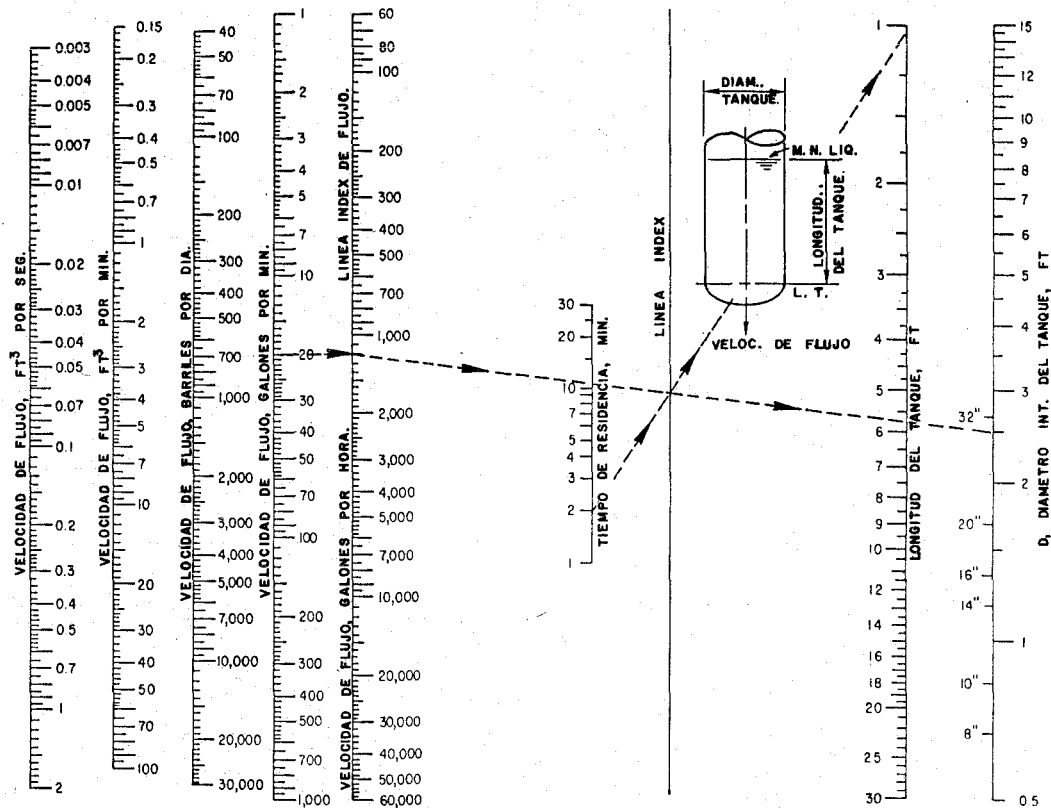


FIGURA IV-II. Nomograma para determinar la longitud del tanque para un tiempo de residencia deseado.

I.V.2.3 SEPARADORES HORIZONTALES.

DESCRIPCION.

Los separadores horizontales se usan para proveer de un tiempo de residencia adecuado para grandes cargas de líquido y de la altura de separación requerida, reduciendo la velocidad del vapor debido a la gran área de flujo en el tanque.

A estos separadores se les asignan dos funciones principales que son:

- 1.- Separar las gotitas del líquido arrastrado por el flujo de vapor.
- 2.- Proveer de un tiempo de residencia para grandes cantidades de líquido.

El dimensionamiento de estos tanques para las condiciones del proceso involucran:

- a).- Suponer un tamaño (fijado por el tiempo de residencia).
- b).- Checar la disminución del arrastre. Las velocidades de asentamiento de las gotitas son determinantes en esta parte. Este chequeo confirmará el primer tamaño supuesto ó establecerá una nueva iteración.
- c).- Ajustar el diseño para satisfacer un balance económico.

BASES DE DISEÑO.

En general se requieren las siguientes bases de diseño:

- 1.- Flujo volumétrico del vapor $\text{ft}^3/\text{seg.}$
- 2.- Densidad del vapor lb/ft^3
- 3.- Densidad del líquido lb/ft^3
- 4.- Flujo volumétrico del líquido $\text{ft}^3/\text{seg.}$

cuando se desea un diseño más refinado, se debe tomar en cuenta lo siguiente:

- 5.- Viscosidad del vapor centipoise
- 6.- El tamaño de las gotitas a separar micrones

como puede verse no existe gran diferencia en las bases de diseño requeridas para el cálculo de separadores verticales con aquellas requeridas para el cálculo de los horizontales.

TIEMPO DE RESIDENCIA.

El tiempo de residencia del líquido se proporciona para mantener la planta - de trabajo continuo. Es el intervalo de tiempo entre el momento en que se - cierra la alimentación y el momento en que el tanque queda totalmente vacío.

$$T_r = \frac{V}{Q_v} = \frac{\text{Volumen almacenado.}}{\text{velocidad de descarga del fluido.}} \quad (53)$$

Es común en la práctica no tomar en cuenta el volumen del líquido que se en - cuentra en las tapas usándolo como un ligero factor de seguridad.

Younger recomienda de 5 a 10 minutos como tiempo de residencia tomando como nivel máximo del líquido la mitad del tanque.

G.L. Kerns y E.R. Niemyer recomiendan un tiempo de residencia de 7 1/2 mi - nutos, tomando como nivel máximo del líquido la mitad del tanque.

LOCALIZACION DEL NIVEL DEL LIQUIDO.

Puesto que el tiempo de residencia se basa en el líquido almacenado entre - los niveles máximo y mínimo del líquido, se deben usar reglas arbitrarias - para localizar estos niveles.

1. Establezca el nivel máximo del líquido de manera que se provea de un es - pacio vapor mínimo de 12 in., para tanques de 5 ft ó menos de diámetro - interno y un 20% del diámetro para tanques mayores. Aumenta esta dimen - sión si es necesario para obtener la separación vapor-líquido requerida
2. Localice el nivel mínimo basado en las reglas que gobiernan la separa - ción líquido-líquido cuando existan grandes cantidades de la tercera fa - se presentes. En algunos casos, se usa un servicio especial para mante - ner la tercera fase fuera del tanque.

CALCULO ITERATIVO DEL DIAMETRO DEL TANQUE.

Se selecciona un tanque horizontal cuando se involucran grandes cantidades - de líquido. Por consiguiente el tiempo de residencia probablemente determi - nará el tamaño del tanque.

Los pasos para el cálculo iterativo del diámetro son:

- i) Determine el diámetro del tanque (primera iteración) por medio de nomograma de la figura IV.12 basado en la ecuación 50, usando como datos el tiempo de residencia y el flujo volumétrico del líquido.
- ii) Ajuste el diámetro para adaptarlo a un tamaño de tapa comercial (aún incrementos de 6 in., excepto para 2 ft., 8 in.,). Una línea dibujada desde este diámetro ajustado a través de la marca en la línea de índice B en el nomograma nos dará la longitud del tanque correspondiente a este nuevo diámetro.

El diámetro encontrado en la primera iteración debe ser corregido para ajustar la localización de los niveles del líquido. El camino fácil para evaluar el espacio perdido es mediante el uso de la figura IV.13 la cual es un nomograma que se basa en el área del segmento de un círculo. A partir del valor de una flecha y diámetro, este nomograma convierte directamente a por ciento de área.

- iii) Comprobar la disminución del arrastre.

La disminución de arrastre tiene lugar en el espacio vapor. Aquí la velocidad de la corriente de vapor se reduce a una velocidad a la cual se puede efectuar el asentamiento de las gotitas por gravedad. Estas gotitas de líquido se asientan de la corriente de vapor cuando el tiempo de residencia del vapor en el recipiente es igual ó mayor que el tiempo de caída de las gotitas. Para esta condición:

$$\frac{f_a \frac{\pi}{4} D^2 L}{Q_v} = \delta \text{ mayor que } \frac{a}{U_t} \quad (54)$$

Donde:

f_a = por ciento del área del tanque ocupada por el espacio vapor expresada como un decimal.

D = diámetro interno del tanque ft.

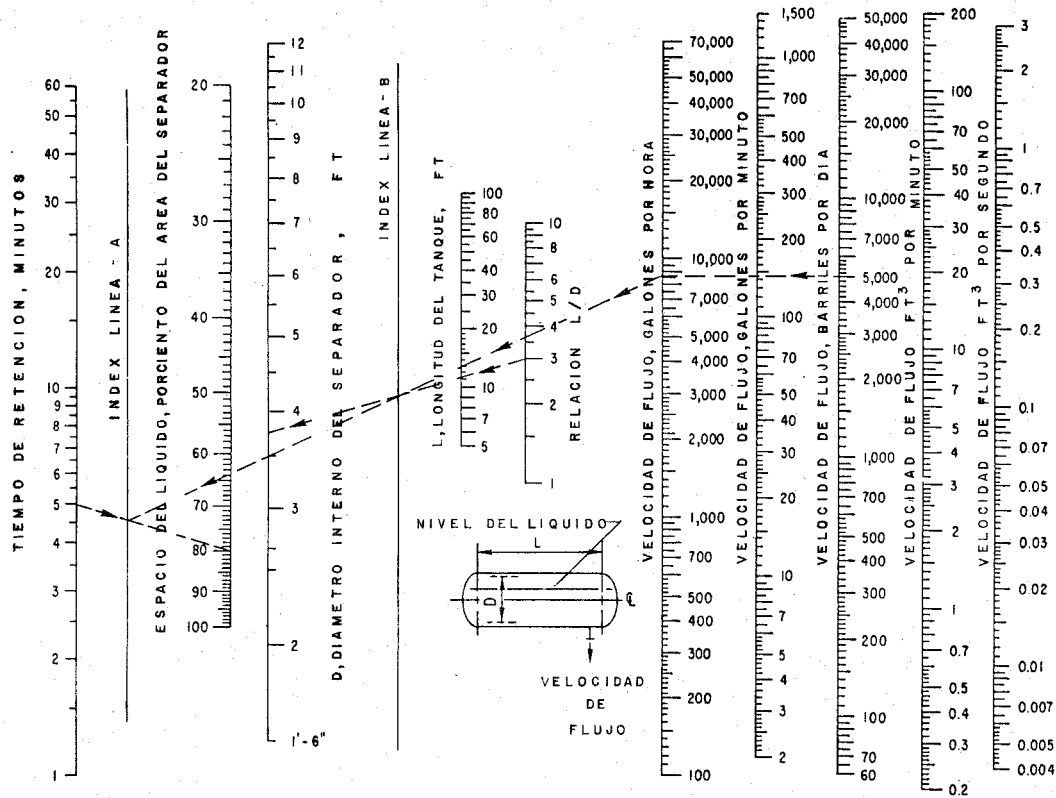


FIGURA IV-12. Nomograma para determinar el diametro del tanque en funcion del tiempo de residencia.

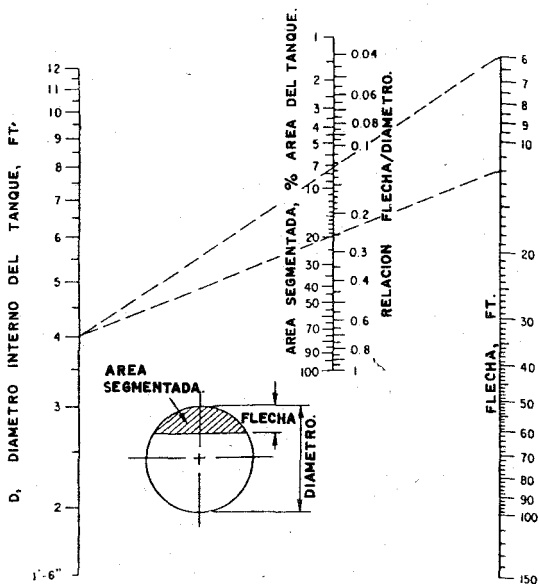


FIGURA IV-13. Nomograma para determinar area segmental disponible para el tiempo de residencia del liquido.

L = longitud del tanque. (distancia horizontal entre la entrada del líquido y vapor y la salida del vapor), ft.

a = espacio vapor, ft.

U_t = velocidad de asentamiento de las gotas, ft/seg.

Por conveniencia, la velocidad de asentamiento se debe convertir a un término de operación satisfactoria, R_{dh} . El cual se define como la relación de la velocidad de asentamiento y una velocidad base de $0.227 ((\rho_L - \rho_V) / \rho_V)^{0.5}$, ésto es:

$$R_{dh} = \frac{U_t}{0.227 ((\rho_L - \rho_V) / \rho_V)^{0.5}} = \frac{\text{Vol. carga}}{0.227 \frac{\pi}{4} D^2} \times \frac{a}{f_a L} \quad (55)$$

$$\text{Vol. carga} = Q_V (\rho_V / (\rho_L - \rho_V))^{0.5} \quad (56)$$

$$k = 0.227 R_{dh} \quad (57)$$

$$k = \frac{\text{Vol. carga}}{\frac{\pi}{4} D^2} \times \frac{a}{f_a L} \quad (58)$$

Los valores de R_{dh} para el diseño, son calculados cuando el tamaño de las gotitas a separar y la viscosidad del vapor son conocidos. (Ver velocidad de asentamiento de las gotitas). Cuando uno ó ambos valores se desconocen se debe recurrir a los valores de R_{dh} reportados en la literatura.

Younger reporta para una operación satisfactoria de tanques horizontales tipo knock-out drum, un $R_{dh} = 0.18$ a 0.28 , suponiendo el nivel hasta la mitad del tanque.

Kerns utilizó en la figura IV.14 que se muestra a continuación, un valor de $R_{dh} = 0.167$ como satisfactorio.

La disminución de arrastre se checa con ayuda de la figura IV.14 que en realidad es un nomograma de la ecuación (55).

En el nomograma de la figura IV.14, se calcula el valor de R_{dh} partiendo de los valores conocidos de espacio-vapor, diámetro del tanque y carga de vapor.

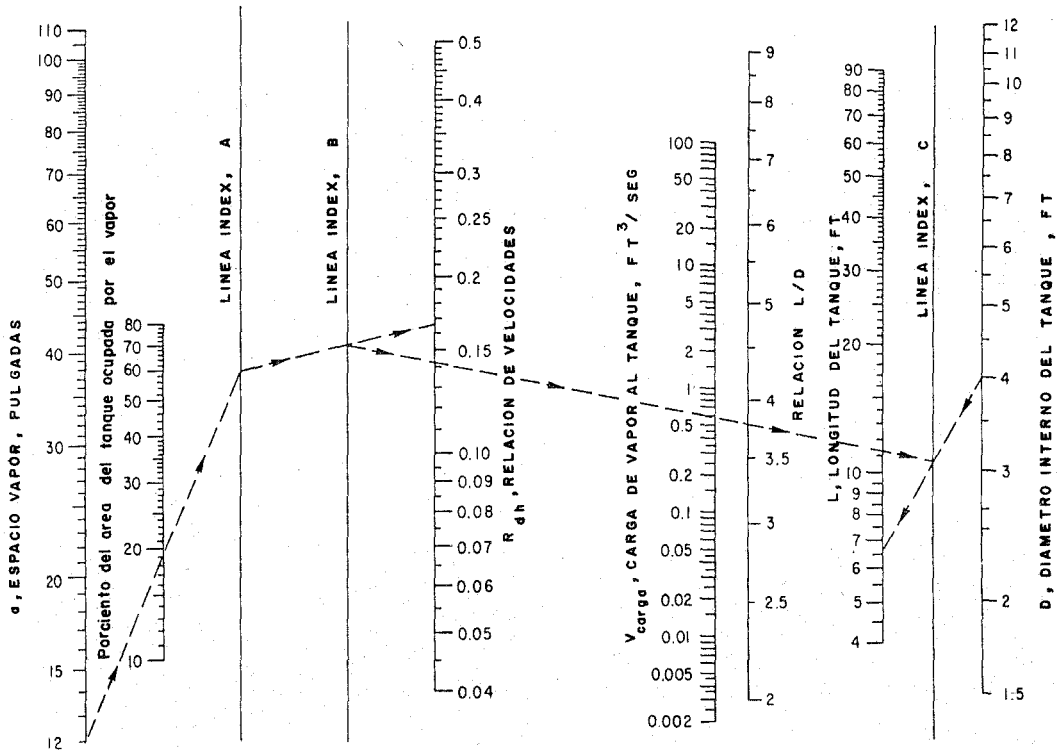


FIGURA IV-14. Nomograma para dimensionar separadores horizontales.

iv) Tamaño del tanque cuando la carga de vapor controla.

En caso de que el diámetro utilizado como primera iteración no cheque con la disminución del arrastre, se hace lo siguiente:

Si aumentamos el espacio vapor para un tamaño de tanque dado, reducimos el tiempo de residencia pero también disminuimos el arrastre. De la ecuación 55 y de la figura IV.15 mostrada a continuación, vemos que conforme aumentamos el espacio vapor (siendo el 76.5% del diámetro el límite máximo) la función $a/f_a D$ disminuye, por lo que disminuye efectivamente el arrastre.

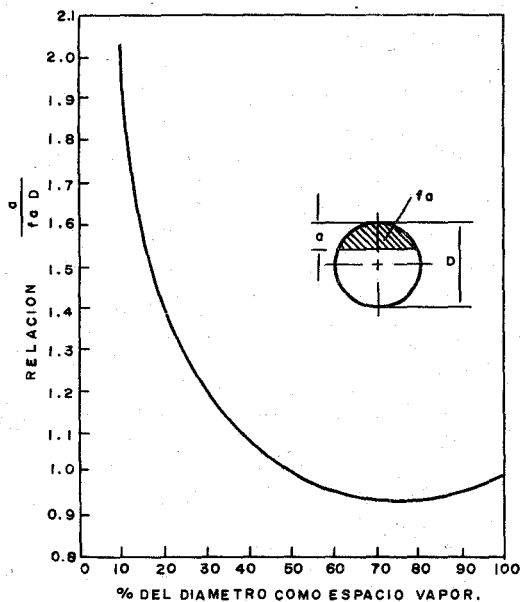


FIGURA IV-15. Al aumentar el espacio vapor se disminuye el arrastre.

Por lo tanto cuando la carga de vapor controla el tamaño de un tanque horizontal, se deben seguir los siguientes pasos:

Para llegar a un diseño mejor balanceado, cuando la carga de vapor controla el tamaño de un tanque horizontal, se deben seguir los siguientes pasos:

- a) Comience en la marca sobre la línea Índice C de la figura IV.14 (paso 4) Dibuje una línea partiendo de la L/D económica a través de esta marca. Extiendala hasta la escala del diámetro. Esto dará el nuevo diámetro de iteración.
- b) Ajuste el diámetro a un diámetro comercial de tapa y lleve una línea des de ese diámetro ajustado hasta la marca en la línea Índice C y prolóngue la hasta la longitud del tanque correspondiente a este nuevo diámetro.
- c) Usar la figura IV.12 para obtener el porcentaje del espacio del líquido. Si el espacio del líquido es menor que 23.5% del área, use 23.5% (ó mayor todavía) no use un espacio vapor mayor del 50% del área.
- d) Use la figura IV.13 para determinar el área ocupada por el nivel mínimo del líquido (si lo hay)
- e) Determine el área ocupada por el espacio vapor. Esta es la diferencia que existe entre 100% y el total del espacio del líquido (paso c) más -- el espacio mínimo del líquido (paso d).
- f) usando nuevamente la figura IV.13 determine el aumento correspondiente al espacio de vapor.
- g) Usar la figura IV.14 con el nuevo espacio vapor y con el porcentaje de -- área.
- h) Repita este procedimiento si es necesario, hasta que chequen todas las - dimensiones.

VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO DE LAS GOTITAS.

Para los casos en donde se requiera un diseño más completo el punto de partida para checar la disminución de arrastre es la velocidad de asentamiento de las gotitas.

Las gotitas en el rango de 3 a 100 micrones (1 micrón = 1/25,400 in.), se asientan bajo la acción de la gravedad a una velocidad dada por la ley de Stokes.

La velocidad de asentamiento se encuentra por medio de la siguiente ecuación:

$$U_t = \frac{G_L D_p^2 (\rho_L - \rho_V)}{18\mu} \quad (59)$$

Donde:

U_t = Velocidad terminal de libre asentamiento del líquido arrastrado debido a la acción de la gravedad ft/seg.

G_L = Constante gravitacional ft/seg².

D_p = Diámetro de las gotitas ft.

μ = Viscosidad del vapor lb/ft seg.

La figura IV.16 es un nomograma de la ecuación 59, la viscosidad y el tamaño de las gotitas se grafican en sus unidades más comunes. La velocidad de asentamiento se calcula con el nomograma.

La figura IV.17 nos muestra un arreglo general para un separador horizontal con mallas.

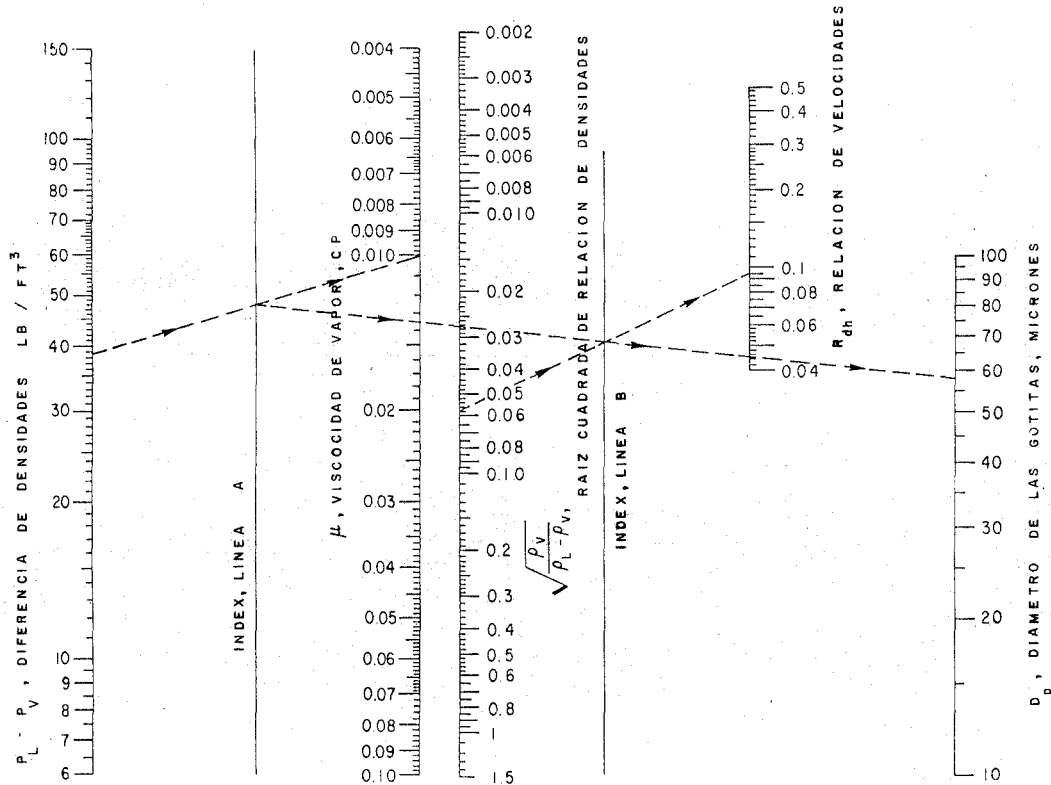


FIGURA IV-16. Nomograma basado en las ecuaciones de la velocidad de asentamiento para encontrar el R_{dh} .

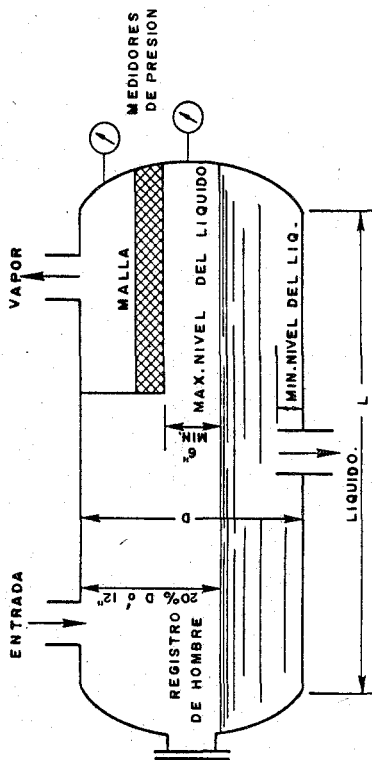


FIGURA IV-17. Arreglo general de un separador horizontal vapor-líquido con mallas.

CRITERIOS DE LA RELACION L/D.

Los fabricantes de estos equipos de separadores vapor-líquido así como de recipientes a presión en general, después de muchos años de experiencia han llegado a obtener ciertos criterios para la relación de L/D, los cuales dependen principalmente de su presión de diseño.

Presión de diseño (psig.)	L/D
100 ó menos	3
101 a 300	4
301 a 600	5

Tiempos de residencia.

Factores recomendados:

Personal:	Factor	Instrumentación	Factor
Experimentado	1.0	Bien-instrumentado	1.0
Bien entrenado	1.2	Instrumentación STD	1.2
Inexperto	1.5	Instrumentación pobre	1.5

Dependiendo de que personal e instrumentación tengamos, sacaremos un factor promedio, el cual se multiplicará por los tiempos de residencia indicados a continuación:

Tiempos de residencia entre niveles mínimo y máximo. MIN

Tanques de reflujo. Considerar tiempo a cada corriente como sigue:

- Reflujo	5
- Producto a almacenamiento	2
- Alimentación a torre	15

Tanques de balance para alimentar una planta ó unidad:

- Recibe alimentación de otra unidad con tablero de control independiente.	20
--	----

- Lo mismo que el anterior, pero el tablero es común	15
- Recibe alimentación de tanquería	15
- Alimenta a una torre, cuarto de control independiente	12
- Alimenta a otro tanque de alimentación de otra unidad (por gravedad ó por inercia)	3
- Lo mismo que el anterior, pero el líquido es bombeado	5
Tanque de succión de compresores, basado en el flujo de líquido de la unidad que precede al compresor que produzca más líquido. Corriente de proceso	10
Tanques de succión de compresores de refrigeración. Tanque a la presión mayor	15
Tanques de succión de compresores de refrigeración. Tanques entre etapas	3
Tanques de succión de compresores de proceso con separación del líquido. Entre nivel máximo y mínimo de paro	10
Tanques de succión de compresores de refrigeración. Entre nivel máximo y mínimo de paro	3
Tanques de alimentación a un reactor	25

BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO IV.

- 1.- ASME boiler and pressure vessel code
Section VIII.
Edition 1974
- 2.- Brownell L. E. & Young E. H.
Process equipment design
John wiley & sons. Inc. New York
- 3.- Evans Frank L. Jr.
Equipment design handbook for refineries and chemical plants, Vol. 2
Book division, Gulf publishing, Houston Texas, 1964
- 4.- Kerns G. D.
New charts speed drum sizing
Petroleum Refiner, Vol. 39, No. 7, July 1960, Pags. 168=170.
- 5.- Markovits Richard E.
Chosing the most economical vessel head
Chemical engineering, July 12, 1967
- 6.- Niemeier E. R.
Check these points when desing knockout drums
Hydrocarbon processing & Petroleum refiner, Vol. 40, No. 6,
June 1961, Pags. 155-156.
- 7.- Perry and Chilton
Chemical engineering handbook
McGraw hill, Kogakusha, LTD.
5th Edition, 1973

CAPITULO V.- LICUEFACCION.

Antecedentes

Objetivo de este capítulo

- V.1 Generalidades sobre licuefacción
- V.2 Ciclos de refrigeración
 - V.2.1 Refrigeración por compresión
 - V.2.1.1 Proceso de vaporización-compresión
 - V.2.1.2 Proceso de refrigeración por expansión de un gas
 - V.2.1.2 Proceso con efecto Joule-Thompson
 - V.2.2 Refrigeración por absorción
- V.3 Alternativas de refrigerantes
 - Características deseables para un refrigerante
 - Refrigerantes inorganicos
 - Refrigerantes halocarbonicos
 - Reacción de los refrigerantes con la humedad
 - Reacción de los refrigerantes con el aceite
- V.4 Consideraciones sobre licuefacción de cloro
 - V.4.1 Problemas principales en la licuefacción de cloro
 - V.4.2 Aproximaciones a altas eficiencias
 - V.4.3 Selección del sistema de licuefacción empleado
- V.5 Bases de diseño
 - V.5.1 Método de calculo para condensadores parciales.
 - Condensadores de una mezcla de condensables e incondensables
- V.6 Cálculos
 - V.6.1 Balance de materia y diagrama de flujo
 - V.6.2 Balance de calor
 - V.6.3 Diseño termodinámico del sistema de licuefacción
 - V.6.3.1 Diseño termodinámico de los interenfriadores
 - V.6.3.2 Diseño termodinámico de los licuefactores
 - V.6.3.3 Diseño de los recipientes y separadores líquido-vapor
 - V.6.3.4 Diseño de intercambiadores de calor
 - V.6.3.5 Hoja de datos de los compresores de cloro

CAPITULO V.- LICUEFACCION DE CLORO

ANTECEDENTES.

Como ya lo hemos dicho anteriormente, el cloro obtenido directamente de la sección anódica de los electrolizadores lleva como impureza otros gases, - además de que sale saturado con vapor de agua, lo que lo hace un gas particularmente corrosivo.

La humedad del cloro gaseoso se elimina en las torres de secado que operan a contracorriente con ácido sulfúrico.

Las impurezas gaseosas que lleva el cloro, se eliminan en la práctica por medio del proceso llamado licuefacción que consiste en condensar el cloro a bajas temperaturas aprovechando que éste condensa primero que cualquiera de sus impurezas, teniendo cuidado únicamente de que las temperaturas a las que se efectúe la Licuefacción del Cloro sean lo suficientemente altas para evitar la condensación de cualquiera de sus impurezas.

OBJETIVO DE ESTE CAPITULO.

En este capítulo haremos una descripción somera de los ciclos de refrigeración más usuales en la Industria y de los refrigerantes comúnmente usados - así como su selección para ser usados en Refrigeración.

Describiremos también el proceso de Licuefacción que emplearemos para la - separación del cloro de sus impurezas y efectuaremos el diseño termodinámico del equipo involucrado en dicho proceso.

V.1 GENERALIDADES SOBRE LICUEFACCION. 61

Por licuefacción podemos entender el proceso mediante el cual se lleva al estado líquido un gas de los llamados permanentes. Esto sólo se puede lograr a temperaturas y presiones inferiores a las críticas.

Generalizando, podemos efectuar la licuefacción de un gas aplicando cualquiera de los principios siguientes:

a. A una temperatura cualquiera, inferior a la temperatura crítica, se puede llevar un gas al estado líquido comprimiéndolo a temperatura constante hasta que licúe.

b. A una presión cualquiera inferior a la presión crítica, podemos ir disminuyendo la temperatura de un gas hasta llevarlo al estado líquido.

El problema de comprimir un gas ha quedado resuelto por medio del uso de compresores, ya sea del tipo centrífugo ó bien, de desplazamiento positivo mientras que las bajas temperaturas se consiguen con el uso de refrigerantes.

V.2 CICLOS DE REFRIGERACION.

Para efectuar refrigeración, un refrigerante puede ser utilizado de cualquiera de las siguientes maneras:

- 1.- En conjunción con un compresor, condensador y evaporador en un ciclo de compresión.
- 2.- Con un absorbente en conjunción con un absorbedor, generador, evaporador y condensador en un ciclo de absorción.

El refrigerante absorbe calor por medio de su evaporación generalmente a bajas temperaturas y bajo nivel de presión. Por medio de su condensación a un nivel superior, desprende este calor a cualquier medio disponible, usualmente agua ó aire .

En un sistema de compresión se eleva la presión del vapor de refrigerante desde la presión del evaporador hasta la del condensador por medio de un compresor.

En un sistema de absorción, el aumento en la presión se produce por medio de calor suministrado por vapor de calentamiento ó cualquier otro fluido caliente disponible que circule a través de tubos de calentamiento.

El conjunto absorbedor-generador es análogo a un compresor en que el absorbedor constituye el punto de succión y el evaporador el punto de descarga. El cabezal de esreado corresponde a la válvula de expansión. El evaporador y el condensador son idénticos para ambos sistemas, tanto de absorción

como de compresión.

V.2.1. REFRIGERACION POR COMPRESION.

Para obtener las temperaturas requeridas para licuar gases, se emplean procedimientos de refrigeración de los cuales los más empleados en la práctica industrial del tipo de Refrigeración por Compresión, son:

- a. Refrigeración producida por la vaporización de un líquido.
- b. Refrigeración por medio del efecto Joule-Thompson.
- c. Refrigeración por medio de la expansión de un gas produciendo trabajo externo.

V.2.1.1 PROCESO DE VAPORIZACION - COMPRESION.

Este ciclo de refrigeración por compresión utiliza dos fenómenos:

- 1.- La evaporación de un refrigerante líquido absorbiendo por lo tanto calor para disminuir la temperatura de sus alrededores.
- 2.- La condensación de un refrigerante vapor desprendiendo calor para elevar la temperatura de sus alrededores.

El ciclo se representa en forma esquemática en la figura V.1 y en la figura V.2, se muestra un diagrama de presión - entalpia.

Comenzamos con el refrigerante líquido antes del evaporador en el punto A, tanto en la figura V.1 como V.2, la admisión del líquido al evaporador se controla por medio de un dispositivo automático de estarangulamiento (válvula de expansión) que es actuado tanto por temperatura como por presión. La presión del refrigerante se reduce a tra vés de la válvula, desde la presión en el condensador, punto A, hasta la presión en el evaporador, punto B. La válvula actúa como forntera entre los lados de alta y baja presión del sistema.

La reducción de presión ayuda al refrigerante a ebullicir o vaporizarse. Para mantener la ebullición, se transmite calor desde el medio a ser enfriado a la superficie del evaporador y desde aquí al líquido en ebullición que se

como de compresión.

V.2.1. REFRIGERACION POR COMPRESION.

Para obtener las temperaturas requeridas para licuar gases, se emplean procedimientos de refrigeración de los cuales los más empleados en la práctica industrial del tipo de Refrigeración por compresión, son:

- a. Refrigeración producida por la vaporización de un líquido.
- b. Refrigeración por medio del efecto Joule-Thomson.
- c. Refrigeración por medio de la expansión de un gas produciendo trabajo externo.

V.2.1.1 PROCESO DE VAPORIZACION - COMPRESION.

Este ciclo de refrigeración por compresión utiliza dos fenómenos:

- 1.- La evaporación de un refrigerante líquido absorbiendo calor para disminuir la temperatura de sus alrededores.
- 2.- La condensación de un refrigerante vapor desprendiendo calor para elevar la temperatura de sus alrededores.

El ciclo se representa en forma esquemática en la figura V.1 y en la figura V.2, se muestra un diagrama de presión - entalpia.

Comenzamos con el refrigerante líquido antes del evaporador en el punto A, tanto en la figura V.1 como V.2, la admisión del líquido al evaporador se controla por medio de un dispositivo automático de estrangulamiento (válvula de expansión) que es actuado tanto por temperatura como por presión.

La presión del refrigerante se reduce a través de la válvula, desde la presión en el condensador, punto A, hasta la presión en el evaporador, punto B. La válvula actúa como frontera entre los lados de alta y baja presión del sistema.

La reducción de presión ayuda al refrigerante a ebullicir o vaporizarse. Para mantener la ebullición, se transmite calor desde el medio a ser enfriado a la superficie del evaporador y desde aquí al líquido en ebullición que se

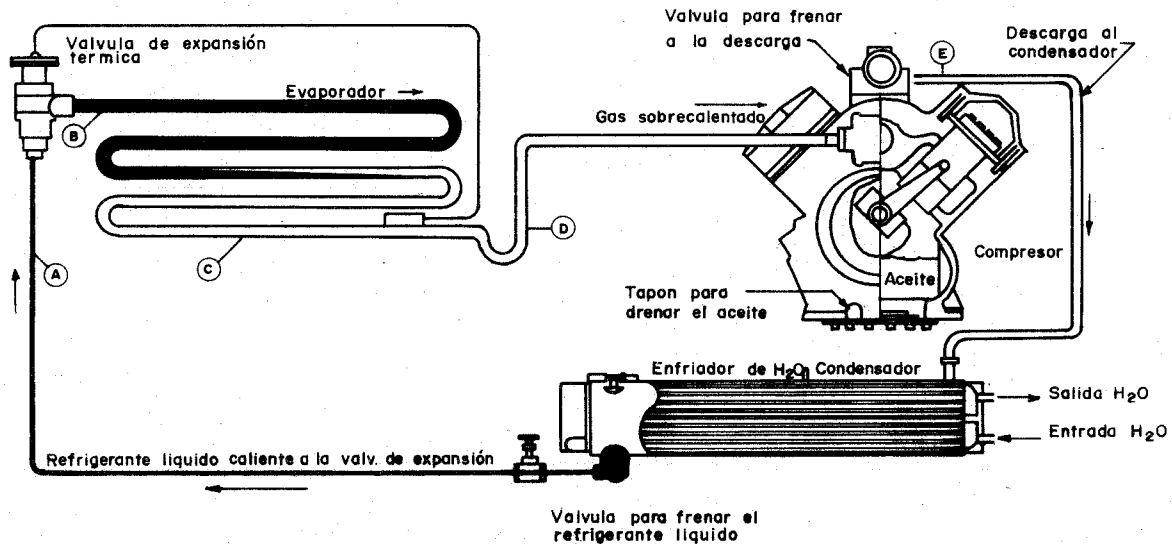


FIGURA V.1 Ciclo de compresión para un compresor recíprocante

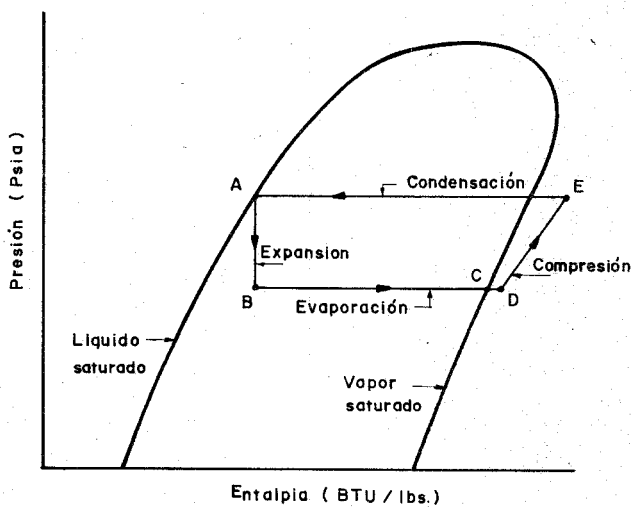


FIGURA V. 2.- Diagrama entalpia - presión para un ciclo de compresión

encuentra a una temperatura inferior.

El refrigerante, líquido y vapor, pasando a través del evaporador, continúa absorbiendo calor hasta que es vaporizado completamente, siendo éste el punto C de nuestros diagramas. El sobrecalentamiento del vapor, controlado por la válvula de expansión, ocurre desde C hasta D.

El gas sobrecalentado es acarreado a través de la línea de succión hasta el cilindro del compresor, aquí el gas es comprimido adiabáticamente, elevando su temperatura y presión hasta el punto E. La presión producida provoca que el gas caliente fluya al condensador. La válvula de descarga del compresor evita el reingreso del gas al compresor y forma una frontera entre los lados de alta y baja presión.

En el condensador, el medio condensante (aire ó agua) absorbe calor para condensar el gas caliente. El refrigerante líquido se recoge en el recipiente que puede estar combinado con ó separado del condensador.

El refrigerante líquido fluye entonces por la línea de líquido hasta la válvula de expansión, punto A, para repetir el ciclo.

Tomando en cuenta las propiedades de los líquidos, es evidente que este método no puede ser usado en un amplio rango de temperaturas si sólo utilizamos un líquido, el máximo rango posible iría del punto crítico al punto triple y en la mayoría de los casos la presión del punto triple es tan baja -- que hace impracticable abarcar todo el rango, la temperatura mínima que es posible alcanzar con un sólo fluido por este método es aproximadamente menos 100°F, sin embargo usando dos ó más fluidos en serie, tal que el de menor punto de ebullición sea condensado debido al efecto refrigerante producido por la evaporación de aquél del punto de ebullición inmediato superior, y así sucesivamente hasta que el de mayor punto de ebullición se condensa -- mediante agua de enfriamiento, siendo posible obtener temperaturas mucho más bajas. Tal sistema se conoce con el nombre de Refrigeración en cascada.

Las restricciones que presenta este método son el hecho de que la temperatura crítica del fluido más bajo usado, debe ser superior a la temperatura del punto triple del fluido inmediato superior.

V.2.1.2 PROCESO DE REFRIGERACION POR EXPANSION DE UN GAS.

Este proceso mostrado esquemáticamente en la figura V.3 y en un diagrama - temperatura - entropía en la figura V.4, utiliza como fluido de trabajo un gas, tal como aire, que no se condensa al líquido en ningún punto del proceso.

El gas entra a un compresor, punto A, donde es llevado a una presión superior y al mismo tiempo a una elevada temperatura como resultado de una compresión adiabática, llegando al punto B. El gas comprimido es enfriado a presión constante, substancialmente hasta la temperatura del agua de enfriamiento, punto C, entonces se expande en una turbina donde efectúa trabajo-externo hasta una presión que en el caso ideal sería igual a la presión de entrada del compresor. El eje de la turbina se conecta generalmente a la flecha del compresor de manera que el trabajo producido por la expansión - del gas sea directamente utilizado en la compresión, el motor suministrará el trabajo adicional requerido.

El gas frío que resulta de la expansión, punto D, se conduce a través de un refrigerador donde absorbe calor a presión constante y el gas caliente regresa a la entrada del compresor para completar el ciclo, punto A.

Es importante notar que el gas comprimido debe realizar trabajo durante la expansión.

El uso de este mecanismo a bajas temperaturas presenta el problema de mantener el buen funcionamiento de las máquinas recíprocas a temperaturas a las cuales no es posible usar líquido lubricante, esta dificultad fue vencida con el uso de un expansor de turbina ideado por Kapitza.

(Kapitza, Proc. Roy. Soc. A 147, 189 (1934)).

V.2.1.3 PROCESO CON EFECTO JOULE-THOMPSON.

Por medio de este método se pueden obtener temperaturas cercanas al cero absoluto, lo cual parece sorprendente si pensamos en que la disminución de la temperatura producida por una expansión Joule-Thompson, aún desde altas presiones es bastante pequeña. Sin embargo, combinando la expansión con el in

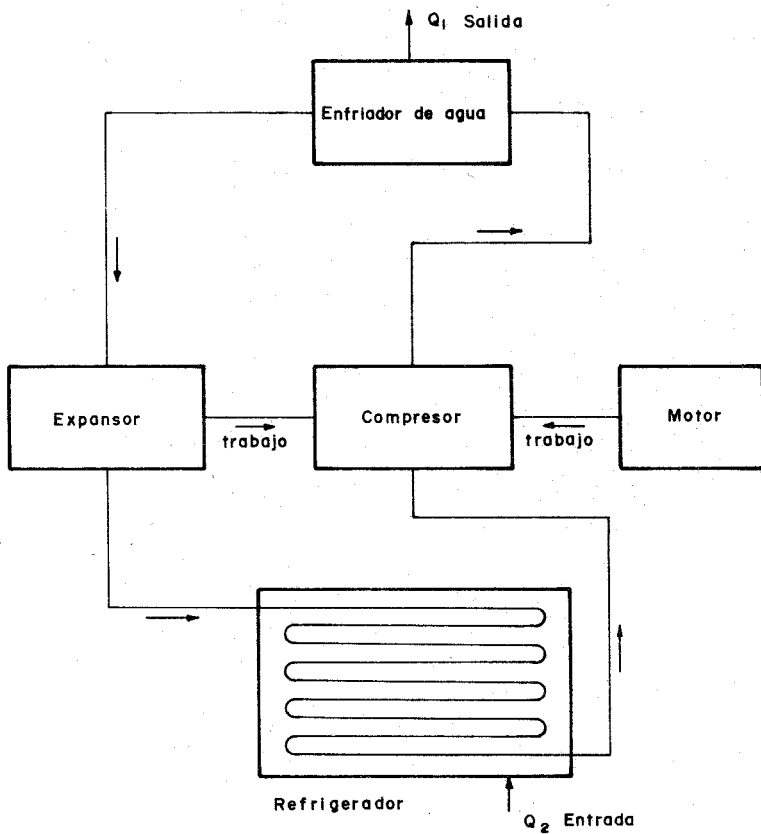


FIGURA V.3.- Proceso de refrigeración para una expansión de gas

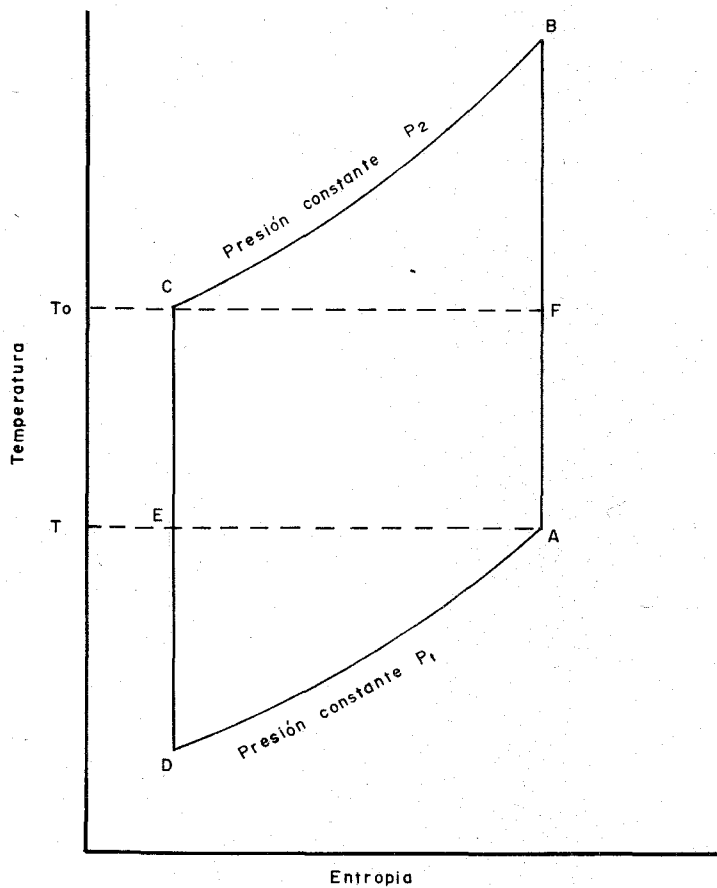


FIGURA V. 4.- Ciclo de refrigeración de la expansión de un gas en un diagrama entropía - temperatura

tercambio de calor como se muestra en la figura V.5, el pequeño efecto de enfriamiento puede ser acumulativo.

El gas a alta presión y a temperatura ambiente entra al sistema de baja temperatura en 1, cuando todo el sistema está a la temperatura de los alrededores, el gas llega a 4 todavía a temperatura ambiente, disminuyendo su temperatura cuando se expande isoentálpicamente y entonces se recircula a través del intercambiador a contracorriente con el gas de entrada. Esto provoca que el gas de alta presión llegue a 4 un poco más frío, y todavía se enfría más después de la expansión hasta 5. Obviamente la temperatura en 5 continuará cayendo hasta que algún efecto compensador tome lugar, si suponemos que no hay intercambio de calor entre el sistema y los alrededores, este efecto sólo podrá ser una licuefacción parcial en 5 seguida de una separación de las dos fases. Puesto que sólo una parte del fluido regresa a través del intercambiador, la refrigeración disponible para enfriar el gas de alta presión disminuye y eventualmente se alcanza un estado estacionario que se caracteriza por un balance de energía.

Existe también una restricción para este método y es que el estado inicial del fluido debe ser tal que su cambio isotérmico de entalpia en la expansión sea un incremento de ésta. Esta condición la satisfacen todos los gases excepto el hidrógeno y el helio. En la figura V.6 se muestra un proceso industrial donde se aplica el efecto Joule-Thompson.

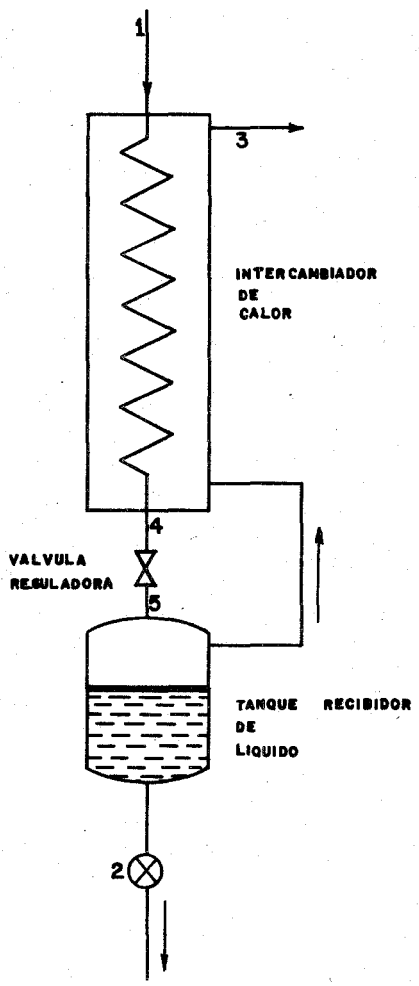


FIGURA V. 5.- Esquema para mostrar el empleo del "efecto de Joule-Thomson para refrigeracion a bajas temperaturas.

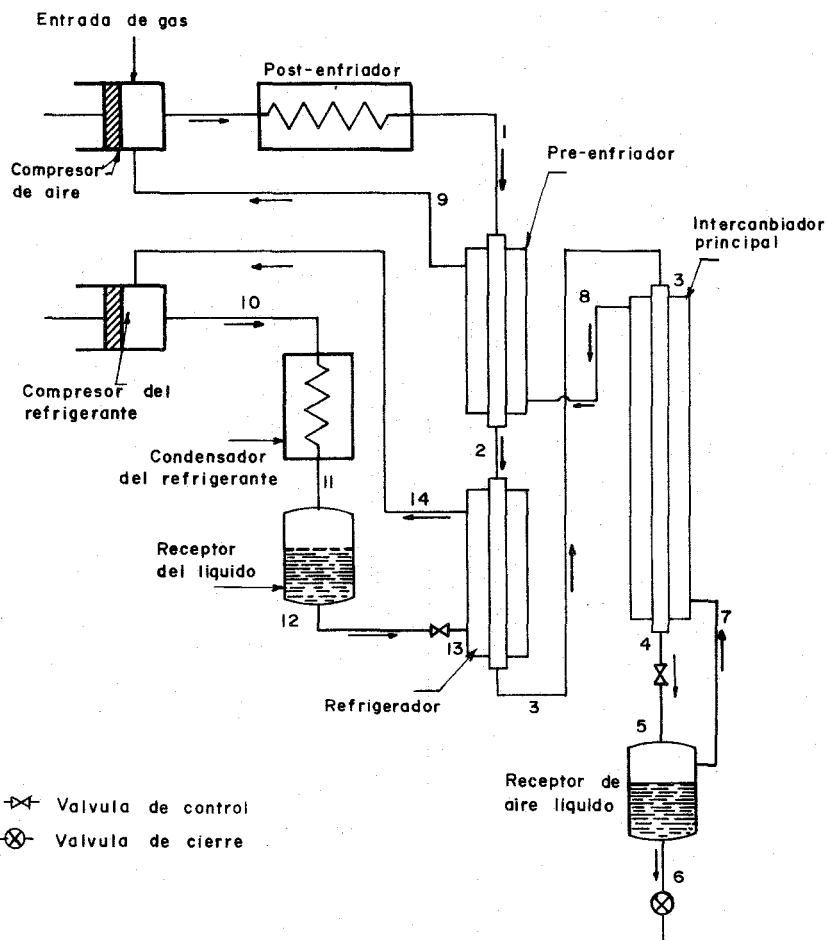


FIGURA V. 6.- Ciclo de liquido-aire usando el efecto Toole-Thomson complementado por un refrigerador auxiliar.

V.2.2. REFRIGERACION POR ABSORCION.

El ciclo de Refrigeración por Absorción utiliza dos fenómenos:

1. La solución de absorción (absorbente más refrigerante) puede absorber - refrigerante vapor.
2. El refrigerante ebulle (se autoenfía por evaporación instantánea) cuando se sujeta a una presión menor.

El refrigerante se esprea en un evaporador que se mantiene a alto vacío. - Una porción de refrigerante se autoevapora y enfría la porción que permanece líquida. El refrigerante vapor es absorbido por la solución absorbente en el absorbedor. La solución resultante se calienta en el generador liberando el vapor de refrigerante, que se condensa en el condensador. El refrigerante líquido se retorna al evaporador completando el ciclo. Como - ejemplo de refrigeración por absorción tenemos el caso en que se usa Bromuro de Litio como absorbente y agua como refrigerante.

La figura V.7 ilustra el ciclo de absorción. La figura V.8 ilustra el ciclo en un diagrama de equilibrio con puntos numerados representando presiones, - temperaturas y concentraciones en el ciclo de refrigeración.

En la figura V.7 encontramos el absorbedor parcialmente lleno con solución de Bromuro de Litio. Del otro lado está el evaporador conteniendo agua. - Un tubo que conecta las corazas es evacuado de manera que no haya aire presente. El Bromuro de Litio comienza a absorber vapor de agua; conforme el vapor es absorbido, el agua ebulle, generando más vapor y causando que el - agua remanente sea enfriada.

Puesto que el agua puede vaporizar más fácilmente si es espreada, se utiliza una bomba para circular el agua desde el fondo del evaporador hasta un cabezal de espreado en la parte superior. Un haz de tubos vaporizadores se encuentra localizado debajo del cabezal de espreado del evaporador; El medio que circula por los tubos es enfriado instantáneamente por el agua del exterior de los tubos vaporizadores. La solución de bromuro de litio absorbe vapor de agua con mayor facilidad si es espreada; por eso, se usa una -

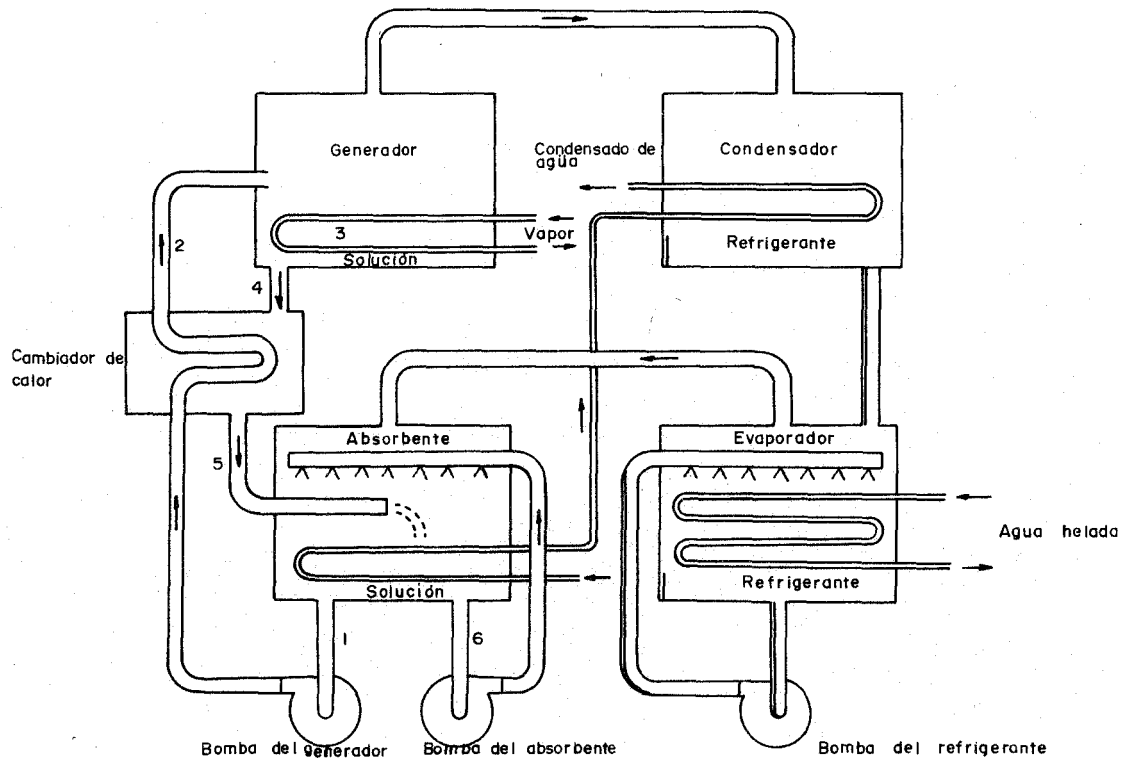


FIGURA V. 7.- Ciclo de refrigeración por absorción

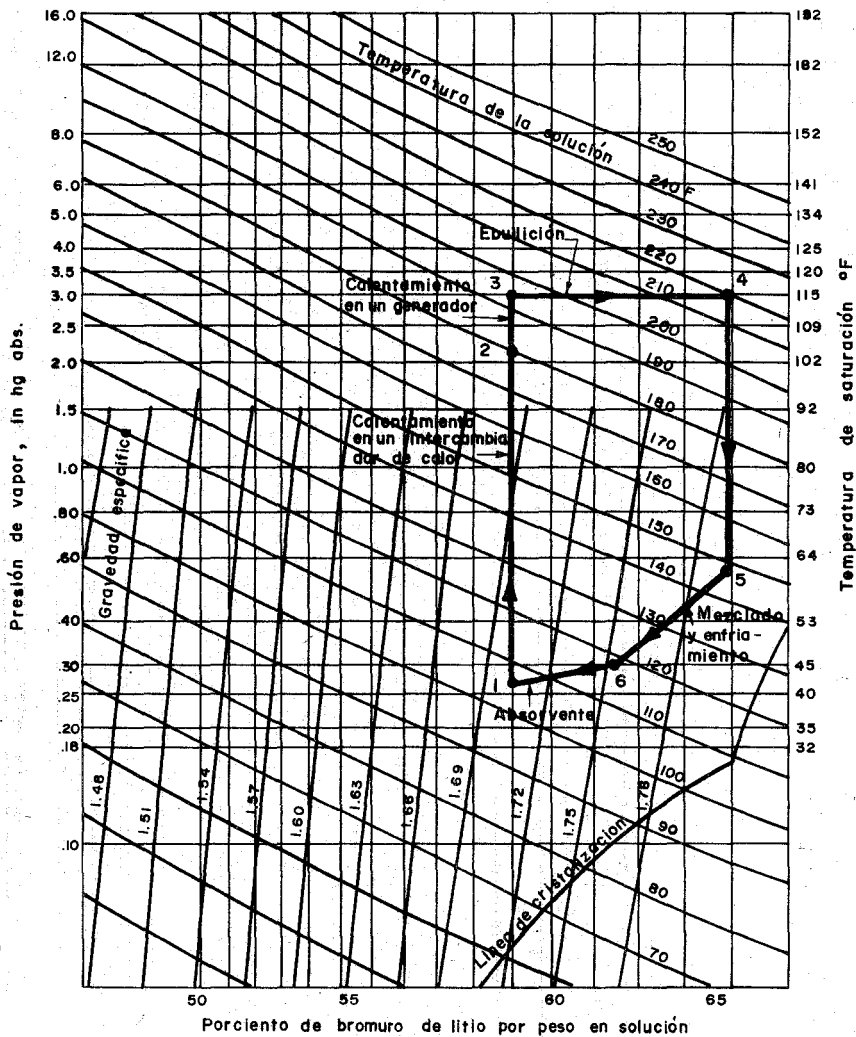


FIGURA V. 8.- Diagrama de equilibrio para el bromuro de litio

bomba para hacer circular la solución desde el fondo del absorbedor hasta un cabezal espreado en lo alto del absorbedor.

Conforme el bromuro de litio continúa absorbiendo vapor de agua, éste se diluye y su habilidad para absorber vapor de agua adicional disminuye. La solución diluída es bombeada al generador donde se aplica calor por medio de vapor de calentamiento o cualquier otro fluido caliente en el interior del haz de tubos del generador para retirar por medio de la ebullición el vapor de agua de la solución.

La solución se concentra y retorna al absorbedor. Puesto que la solución diluída que va al generador debe ser calentada mientras que la solución concentrada que proviene del generador debe ser enfriada, se usa un cambiador de calor en el circuito de la solución para conservar calor.

El vapor de agua que se obtiene de la evaporación de la solución en el generador, pasa al condensador y entra en contacto con los tubos relativamente fríos del condensador. El vapor condensa en el condensador y regresa al evaporador de manera que no hay pérdidas de agua en el ciclo.

Antes de que el medio de enfriamiento del condensador, en este caso agua, pase por el haz de tubos, se hace pasar por los tubos localizados en el absorbedor. De este modo, el medio de enfriamiento recoge el calor de dilución y el calor de condensación que se genera conforme la solución absorbe vapor de agua.

V.3. ALTERNATIVAS DE REFRIGERANTES.

Los medios de trabajo empleados en los sistemas de refrigeración reciben el nombre de Refrigerantes.

El diseño de un sistema de Refrigeración se ve influenciado por las propiedades del refrigerante empleado. La conveniencia de un refrigerante para una cierta aplicación se determina por sus propiedades físicas, termodinámicas y químicas y por varios factores prácticos.

Muchas sustancias se pueden usar como refrigerantes incluyendo compuestos halocarbónicos, hidrocarburos, inorgánicos y otros. La American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers han adoptado un sistema de designación específico para refrigerantes.

La tabla V.1 muestra este sistema para los compuestos más comunes de importancia comercial en refrigeración. Los números asignados a los hidrocarburos, y compuestos halocarbónicos tienen un significado especial. El primer dígito de la derecha es el número de átomos de fluor en el refrigerante. El segundo dígito de la derecha es el número de átomos de hidrógeno más uno, presentes. El tercer dígito de la derecha es el número de átomos de carbono menos uno, pero cuando ese dígito es cero se omite. Así, el etano C_2H_6 es el refrigerante 170, mientras que el diclorodifluoro metano cuya fórmula es CCl_2F_2 es el refrigerante 12.

Los refrigerantes inorgánicos se designan añadiendo 700 al peso molecular del compuesto. Esta identificación fue adoptada arbitrariamente. De esta manera, el amoníaco será el refrigerante 717 mientras que el agua es el refrigerante 718.

La tabla V.2, muestra algunas características termodinámicas para los refrigerantes más comunes.

CARACTERISTICAS DESEABLES PARA UN REFRIGERANTE.

El refrigerante ideal debe tener como mínimo las siguientes características:

- a. Presiones positivas de evaporación.- Las presiones positivas de evaporación evitan la posible entrada de aire atmosférico al sistema durante la operación.
- b. Presiones de condensación moderadamente bajas.- Esta característica permite el uso de equipo y tuberías ligeros en el lado de alta presión del sistema.
- c. Temperatura crítica relativamente alta.- La temperatura del refrigerante deberá ser mayor que las temperaturas de condensación de operación normal, para evitar requerimientos innecesarios de elevadas potencias.
- d. Bajas temperaturas de congelación.- La temperatura de congelación deberá ser suficientemente baja tal que no ocurra la solidificación del re -

refrigerante durante la operación normal.

e. Bajo costo de refrigerante.- Esta característica es obvia, aún cuando su significado depende del tamaño del sistema. El costo del refrigerante no tiene importancia cuando se trabaja con pequeñas cantidades de refrigerante, como en el caso de un refrigerante doméstico.

f. Un alto calor latente de vaporización.- Esto significa un alto efecto de refrigeración por libra de refrigerante circulado. Esta característica generalmente es conveniente, sin embargo, en sistemas de pequeña capacidad bajas velocidades de flujo del refrigerante pueden originar dificultades en su control.

g. Debe ser estable e inerte.- El refrigerante deberá ser inerte a reaccionar con los materiales del sistema. No debe ser corrosivo en presencia de agua.

h. Alta capacidad dieléctrica del vapor.- Esta característica es importante en compresores herméticamente cerrados, en donde el vapor del refrigerante puede entrar en contacto con el giro del motor.

i. Altas características de transferencia de calor.- Esto involucra propiedades tales, como su densidad, calor específico, conductividad térmica, y viscosidad.

Altos coeficientes de transferencia de calor reducen el área requerida en intercambiadores de calor.

j. Solubilidad satisfactoria en aceite.

k. Baja solubilidad en agua.

l. No debe ser tóxico.- El refrigerante no debe ser venenoso ni contaminante, de comestibles.

m. No debe ser irritante.

n. No debe ser inflamable.- El vapor no deberá encenderse ó soportar la combustión en cualquier concentración con aire atmosférico.

o. Detección fácil de pérdidas.- Las pérdidas en la línea de refrigerante y en el equipo deben ser detectadas por medio de un método simple y positivo.

REFRIGERANTES INORGANICOS.

Hasta 1930, los refrigerantes usados fueron exclusivamente los compuestos inorgánicos.

Amoníaco, bióxido de carbono, dióxido de azufre, fueron comunmente usados en sistemas de compresión de vapor. De estos tres compuestos sólo el amoníaco tiene actualmente importancia comercial. Varios refrigerantes halo-carbónicos han substituído a los dos primeros en sus aplicaciones.

1. Amoníaco.- El amoníaco es el refrigerante excelente desde el punto de vista termodinámico. Su punto de ebullición de -28°F , a 14.696 psia. permite presiones de evaporación positivas en la mayoría de sus aplicaciones en refrigeración. Su temperatura crítica de 271°F , es relativamente alta mientras que su temperatura de congelación de -108°F , es suficientemente baja. Además de tener un elevado calor latente de evaporación, el amoníaco tiene excelentes características de transferencia de calor, los sistemas de amoníaco son relativamente pequeños y el costo de este refrigerante es bajo. En presencia de agua el amoníaco ataca fuertemente al cobre y sus aleaciones de manera que, nunca se utilizan metales cuprosos con amoníaco si existe la probabilidad de que alguna cantidad de agua pueda existir en el sistema. Se usan materiales ferrosos para equipo y tubería. El amoníaco es inmisible ó insoluble con aceites lubricantes minerales, sin embargo, es totalmente soluble en agua.

Sus desventajas son que es fuertemente irritante aún en pequeñas concentraciones, es medianamente tóxico y en concentraciones en aire que oscilan en-

tre 16 y 25% en volumen arderá débilmente.

2. Dióxido de Carbono.- El uso principal del dióxido de carbono en refrigeración actualmente es como hielo seco. El dióxido de carbono es tóxico - no es irritante ni inflamable. El punto triple se localiza a -69.9°F , y a presión atmosférica el hielo seco sublima a -109°F ,

Como refrigerante en un sistema por compresión de vapor, el dióxido de carbono tiene varias desventajas. Su temperatura crítica de 87.8°F , está debajo de la temperatura de condensación normal accesible a la mayoría de los sistemas. Comparados con muchos otros refrigerantes, las presiones de operación son extremadamente altas y los costos de energía relativamente grandes.

3. Dióxido de Azufre.- En el pasado, este refrigerante fue ampliamente usado en sistemas comerciales pequeños y domésticos. No es inflamable, pero es fuertemente irritante y medianamente tóxico. En presencia de agua, se forma ácido sulfuroso que ataca fuertemente a los metales, particularmente a los ferrosos.

4. Agua.- El principal uso del agua en refrigeración es como hielo. La alta temperatura de congelación del agua limita su uso en sistemas por compresión de vapor. El agua se usa como vapor refrigerante en algunos sistemas por absorción.

5. Aire.- Se usa aire seco como refrigerante en algunos sistemas por compresión, también se utiliza como aire líquido y es de importancia comercial como materia prima en la producción de nitrógeno y oxígeno líquidos.

REFRIGERANTES HALOCARBONICOS.

Se reconocen 42 compuestos halocarbónicos como refrigerantes, todos estos compuestos se producen sintéticamente y se conocen como refrigerantes de la familia de los Freones. En 1930, se obtuvo el primero de dicha familia, siendo éste el freón 12. La introducción de dichos refrigerantes dio un

gran impulso a la industria de refrigeración. Las características más importantes de este tipo de refrigerantes son que no son tóxicos, ni irritantes ni inflamables,

1. Refrigerante 11.- Tricloromonofluorometano CCl_3F es un líquido claro-incoloro con un punto de ebullición relativamente alto de 74.9°F , a 14.696 psia., tiene una temperatura de congelación de -168°F , y una temperatura crítica de 388°F . El refrigerante 11, se usa principalmente en sistemas de temperaturas relativamente altas que emplean compresores centrífugos.

2. Refrigerante 12.- Diclorodifluorometano CCl_2F_2 fue el primero que se obtuvo de dicha familia, siendo el de mayor uso en la actualidad. Es un líquido claro, incoloro, con punto de ebullición de -21.6°F , a 14.696 psia, permitiendo presiones de evaporación positivas para un amplio rango de aplicaciones. Tiene una temperatura crítica relativamente alta de 233.6°F , y una temperatura de congelación de -252°F ,

El refrigerante 12, tiene un bajo calor latente de vaporización. Es un compuesto muy inerte y estable. Su vapor tiene una capacidad dieléctrica-relativamente alta. Debido a su alta densidad de vapor, el desplazamiento del pistón del compresor es moderadamente bajo. El refrigerante 12, es completamente miscible con el aceite lubricante mineral pero es esencialmente insoluble en agua.

3. Refrigerante 13.- Monoclorotrifluorometano CClF_3 tiene una temperatura de ebullición de -114.6°F , a 14.696 psia y una temperatura crítica de -83.9°F . El refrigerante 13, es importante puesto que no ofrece riesgos en el lado de baja temperatura en sistemas de cascada.

4. Refrigerante 14.- Tetrafluoruro de carbono CF_4 tiene una temperatura de ebullición de -198.4°F , a 14.696 psia., y una temperatura crítica de -49.9°F . Se emplea como refrigerante a temperaturas sumamente bajas para usarse en sistemas de cascada.

5. Refrigerante 21.- Dicloromonofluorometano CHCl_2F tiene una tempera -

tura de ebullición de 48°F, a 14.696 psia., Su uso principal es en sistemas que emplean compresores centrífugos para necesidades de refrigeración a temperaturas relativamente altas.

6. Refrigerante 22.- Monoclorodifluorometano CHCl_2F_2 tiene una temperatura de ebullición de -41.4°F, a 14.696 psia. El refrigerante 22, tiene un calor latente de vaporización mayor que el refrigerante 12 y su vapor es también más denso. Es semimiscible con aceite, siendo altamente miscible a temperatura ambiente, pero relativamente inmisible a temperaturas de bajo de 0°F. Ha sido usado en refrigeración a temperaturas bajas.

7. Refrigerante 113.- Triclorotrifluoroetano $\text{CCl}_2\text{FCClF}_2$ tiene un punto de ebullición de 117.6 °F, a 14.696 psia. Ha sido usado en sistemas con compresores centrífugos como refrigerante:

8. Refrigerante 114.- Diclorotetrafluoroetano $\text{CClF}_2\text{CClF}_2$ tiene un punto de ebullición de 38.4°F, a 14.696 psia. Ha sido usado principalmente como refrigerante en compresores del tipo de aspa rotatoria y de HP fraccionario.

De los ocho refrigerante halocarbónicos, los más importantes comercialmente son los refrigerantes 11, 12, y 22. De estos, el refrigerante 12 tiene mayor uso desde el punto de vista industrial.

REACCIONES DE REFRIGERANTES CON LA HUMEDAD.

Un sistema de refrigeración se debe cargar únicamente con el refrigerante. Sin embargo, es extremadamente difícil prevenir trazas de humedad existentes en el sistema.

Los dos principales efectos que resultan de la humedad, en un sistema de refrigeración son:

- a. La corrosión
- b. El congelamiento de los dispositivos de expansión.

Casi todos los refrigerantes forman ácidos o bases corrosivos en presencia de agua; Estos compuestos corrosivos pueden ser altamente destructivos para válvulas, sellos y otras partes metálicas.

Cuando el agua entra en contacto con un refrigerante, puede solubilizarse con él ó permanecer libre. El agua es soluble en NH_3 en todas las proporciones, de manera que en sistemas de Amoniacó no se encuentra agua libre.

El agua también es muy soluble en CO_2 y SO_2 . La figura V.9, muestra la solubilidad del agua en varios refrigerantes halocarbónicos. El agua es relativamente insoluble en todos los compuestos mostrados en la figura V.9, pero particularmente en los refrigerantes 112, 113 y 114. El congelamiento de válvulas de expansión y formación de hielo en vaporizadores resulta solamente de la presencia de agua libre.

Los sistemas con refrigerante 12, son susceptibles a esta dificultad.

Toda precaución posible debe ser observada para prevenir la entrada de humedad a un sistema, ya sea durante la erección ó la operación. Como protección posterior muchos sistemas, particularmente aquéllos que usan refrigerante 12, emplean secadores instalados permanentemente en el sistema. El elemento secador típico, utiliza un desecante tal como sílica gel ó alúmina activada.

REACCION DE LOS REFRIGERANTES CON ACEITE.

En sistemas que usan compresores recíprocos, el refrigerante entra en contacto directo con el aceite lubricante. Dependiendo de las características de solubilidad mutua, del refrigerante y del aceite, algo de aceite entra en solución con el vapor de refrigerante y algo de refrigerante será disuelto en el aceite. Algo de aceite puede ser arrastrado físicamente por el vapor sin entrar en solución.

La reacción de los refrigerantes con aceite es importante por varios motivos. El aceite arrastrado desde el compresor hasta otras partes del sistema, puede reducir la transferencia de calor en el condensador y el evaporador. Las características de presión - temperatura de la solución Refrigerante - aceite, pueden diferir de aquéllas del refrigerante puro. También se afecta la lubricación del compresor puesto que, la viscosidad del aceite cambia por dilución con el refrigerante.

Algunos refrigerantes son totalmente miscibles con aceite, por ejemplo, los refrigerantes 11, 12, 21, y 113. La solución formada es homogénea y el aceite tiende a permanecer con el refrigerante a través de todo el sistema. Por otro lado, muchos refrigerantes son inmiscibles con el aceite. Si el aceite es arrastrado por el vapor del refrigerante, se forma una mezcla heterogénea. En tales casos, el aceite se puede separar mecánicamente del refrigerante, dentro de este tipo de refrigerantes encontramos a amoniaca, dióxido de carbono, dióxido de azufre, y refrigerantes 13 y 14. Pocos refrigerantes pueden ser totalmente miscibles con aceite arriba de alguna temperatura crítica de solución, pero parcialmente miscibles a temperaturas menores, ejemplo los refrigerantes 22 y 114.

El problema de la miscibilidad con el aceite es primeramente un problema de diseño del sistema. Un sistema que utiliza un refrigerante inmiscible se debe equipar con un separador de aceite después de compresor. Los sistemas que utilizan refrigerantes miscibles se deben diseñar para velocidades de flujo suficientemente altas en evaporadores y líneas de succión.

El mayor problema de diseño ocurre con refrigerante de miscibilidad intermedia.

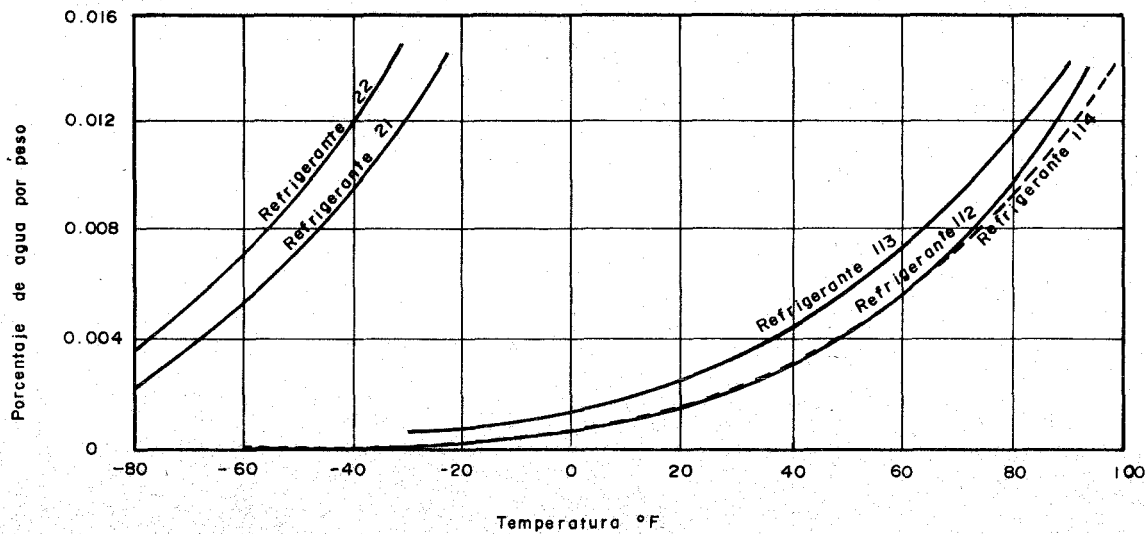


FIGURA V. 9.- Solubilidad del agua en varios Refrigerantes

TABLA V.1 DESIGNACIONES ASHRAE PARA REFRIGERANTES

Número	Refrigerante	Fórmula Química	Peso Molecular
Halocarbonos			
11	Tricloromonofluorometano	CCl_3F	137.4
12	Diclorodifluorometano	CCl_2F_2	120.9
13	Monoclorotrifluorometano	CClF_3	104.5
14	Tetrafluoruro de carbono	CF_4	88.0
21	Dicloromonofluorometano	CHCl_2F	102.9
22	Monoclorodifluorometano	CHClF_2	86.5
113	Triclorotrifluoroetano	$\text{CCl}_2\text{FCClF}_2$	187.4
114	Diclorotetrafluorotetano	$\text{CClF}_2\text{CClF}_2$	170.9
Hidrocarburos			
50	Metano	CH_4	16.0
170	Etano	CH_3CH_3	30.0
290	Propano	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_3$	44.0
Compuestos inorgánicos			
717	Amoniaco	NH_3	17.0
718	Agua	H_2O	18.0
729	Aire	--	29.0
744	Dióxido de Carbono	CO_2	44.0
764	Dióxido de azufre	SO_2	64.0

TABLA V.2

Tabla comparativa de presiones y temperaturas para diferentes refrigerantes.

Refrigerante	Temperatura de ebullición a -14.696 psia. °F	Temperatura de congelación. °F	Temperatura crítica. °F	Presión crítica. psia
Refrigerante 11	74.9	-168.0	388.4	693.5
Refrigerante 12	-21.6	-252.0	233.6	596.9
Refrigerante 13	-114.6	-294.0	83.9	561.0
Refrigerante 14	-198.4	-299.0	-49.9	542.0
Refrigerante 21	48.0	-211.0	353.3	750.0
Refrigerante 22	-41.4	-256.0	204.8	721.9
Refrigerante 113	117.6	-31.0	417.4	495.0
Refrigerante 114	38.4	-137.0	294.3	474.0
Amoniaco	-28.0	-107.0	271.4	1657.0
Agua	212.0	32.0	706.1	3226.0
Aire	-317.8	-----	-221.0	547.0
Dioxido de carbono	-109.3	-69.9	87.8	1071.1
Dioxido de azufre	14.0	-103.9	314.8	1141.5

V.4 CONSIDERACIONES SOBRE LICUEFACCION DE CLORO.

V.4.1 PROBLEMAS PRINCIPALES EN LA LICUEFACCION DE CLORO.

Los principales problemas que vamos a encontrar en el proceso de la licuefacción de cloro son los siguientes:

- 1.- Puesto que el cloro es un elemento fuertemente oxidante y si llega a incendiarse, puede consumir la tubería y el equipo de acero, estos deben ser de un material que presente una mayor resistencia a este fenómeno, ejem. de Titanio.
- 2.- Como ya sabemos el hidrógeno y el cloro pueden formar mezclas explosivas cuando el contenido presente de hidrógeno es superior al 4%, mientras que el gas de celdas contiene únicamente de 0.3 a 0.5% de hidrógeno, tan pronto como se licua el cloro, el contenido de hidrógeno aumenta considerablemente en la mezcla de incondensables, encontrándose en ese momento dentro del rango de explosividad, siendo necesario que se adicione aire u otro gas inerte conforme se necesite para mantener la concentración de hidrógeno abajo del 4%. Por consiguiente, el aire comúnmente se adiciona antes de las unidades de licuefacción. El control de aire disuelto en plantas modernas es acompañado por el uso de un registrador-analizador de hidrógeno en el gas de venteo, el cual está constituido por cloro residual e inertes que no son licuados.

Existen sistemas en los cuales el cloro se licua pasando por el rango de explosividad sin que se adicione aire, en ese caso se toman precauciones especiales para reducir el peligro de explosión

La compresión y la condensación se ha hecho generalmente a tres diferentes rangos de presión y temperatura que son los siguientes:

- a.- De 7 a 12 atmósferas, enfriando con agua helada, (65°F ó menor)
- b.- De 2 a 3 atmósferas, enfriando hasta -4°F aproximadamente
- c.- Ligeramente arriba de 1 atmósferas enfriando abajo de -40°F

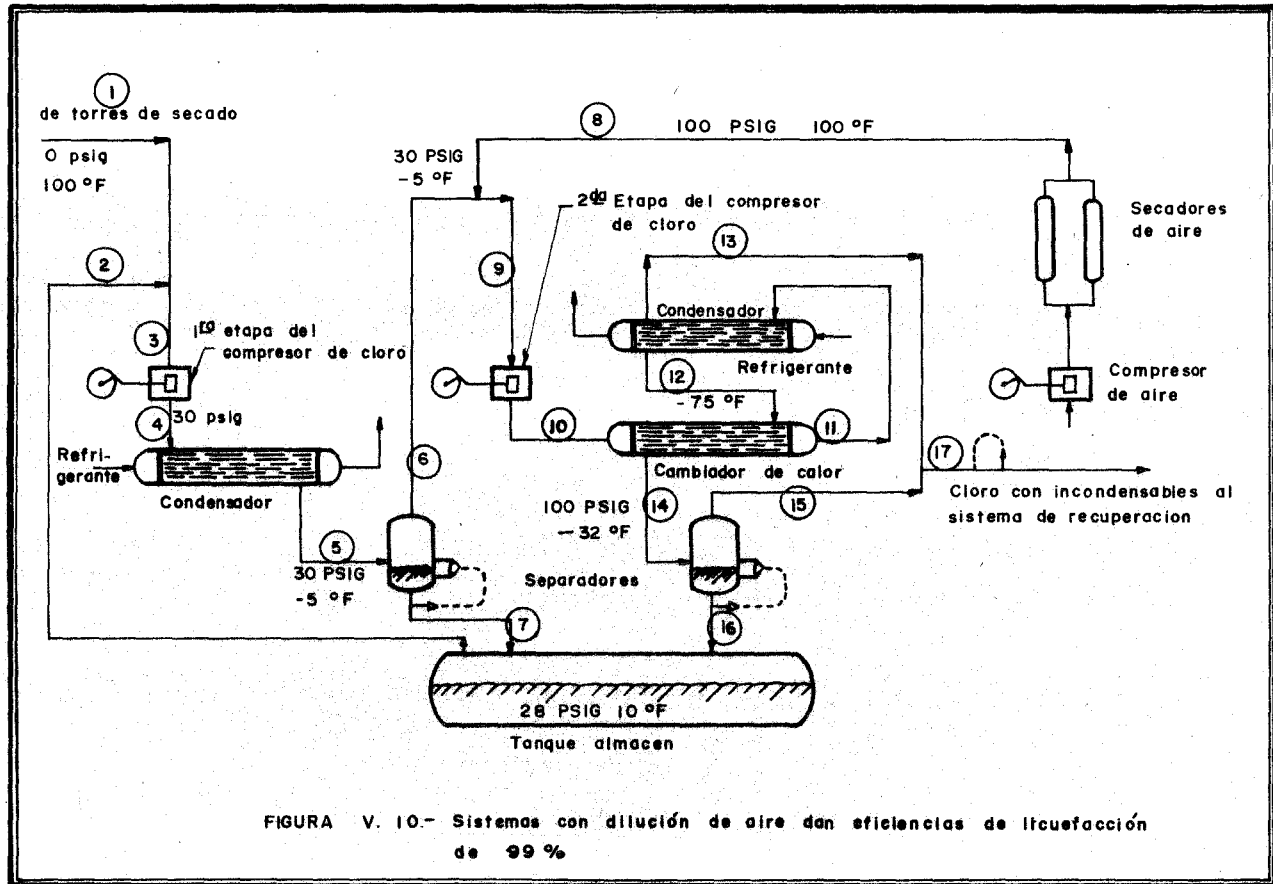
Debido a los problemas de compresión, muchas plantas prefieren usar las con-

diciones de los casos "a y b", con sus mecanismos de refrigeración. Las plantas más antiguas emplean amoníaco o dióxido de carbono con salmuera como agente de refrigeración, pero en la actualidad, generalmente todos usan condensadores con expansión directa de freón en el lado de la coraza.

V.4.2 APROXIMACIONES A ALTAS EFICIENCIAS DE LICUEFACCION.

Existen diversos métodos para aproximarse a una eficiencia de 99% y son los siguientes:

- 1.- Efectuar una expansión hasta 30 lb/in² manométricos, seguidas por una condensación hasta -5°F con refrigeración convencional con freón a baja temperatura. Con un contenido de hidrógeno en el gas de celdas de 0.5 a 1%, no se puede hacer un enfriamiento posterior sin elevar el contenido de hidrógeno por encima del 4%. Por medio de una segunda etapa de compresión hasta 28 psig y -75°F y con la introducción de aire seco como diluyente antes de la condensación, se puede obtener una eficiencia de 99% con una seguridad muy confiable. El diagrama que muestra este sistema es el mostrado en la figura V.10.
- 2.- Efectuar una compresión hasta 9 atmosferas con una condensación mediante agua fría (o a presiones más bajas con una refrigeración convencional a baja temperatura). Los incondensables pasan a un condensador especial, el cual emplea cloro líquido a presión atmosférica como refrigerante.
Este método lo emplea Electro Chemie Ibbenburen GmbH e Ibbenburen Germany, licenciado por Diamond Alkali en los EE UU.
- 3.- Efectuar una condensación de 2 etapas como el método "1" pero sin dilución con aire, la condensación se realiza con un condensador especial. Este método fue desarrollado y usado por Hoechst y licenciado por Hoechst-Udhe en los EE UU.
- 4.- El cloro presente en el gas de venteo de cualquiera sistema puede ser eficazmente recuperado poniéndolo en contacto con salmuera saturada en una torre inundada, adelante de la cabeza de las celdas. Disminuyendo el PH desde 10 hasta 5.6, con esto se reduce la cantidad de HCl neces



rio para el control del PH. Tal torre puede manejar gases con una alta concentración de hidrógeno con una buena seguridad.

- 5.- El método que es la aproximación más directa para obtener una alta eficiencia, es librarse del hidrógeno fotoquímicamente conforme sale de las celdas haciéndolo reaccionar con cloro bajo la influencia de luz ultra violeta y separándolo como HCL.

Este sistema es usado por DeNora en Cesano Maderno, Milano, Italia. Este proceso es también licenciado por Electrochemical Processes en los EE UU. Los reportes indican que el hidrógeno se reduce desde un 1% hasta 0.5% y la solución de HCL resultante recupera hasta un 22 ó 23%.

V.4.3 SELECCION DEL SISTEMA DE LICUEFACCION EMPLEADO.

El método más utilizado industrialmente y que ofrece mayores ventajas tanto técnicas como económicas es el método 1, debido a que por no requerir de -- equipo especial, la operación y el control de este sistema representa menores problemas.

Por otro lado el equipo delicado de este sistema sería el requerido para efectuar la compresión, sin embargo siendo los niveles de presión requeridos relativamente bajos, ofrece el sistema ventajas en cuanto a costo de material y equipo.

Finalmente representa una considerable ventaja técnica la adaptabilidad y factibilidad de diseño de este sistema con respecto a los demás.

V.5 BASES DE DISEÑO.

V.5.1 METODO DE CALCULO PARA CONDENSADORES DE MEZCLAS DE CONDENSABLES E INCONDENSABLES.

Chilton y Coulburn han mostrado los resultados de su analogía, culminando en la siguiente ecuación:

$$K_G = \frac{h (C^4/k)^{2/3}}{C P_{gf} M_m (4/\rho k_d)^{2/3}} \quad (1)$$

Cumplen satisfactoriamente lo observado en flujo dentro de tubos, flujo a través de un solo tubo y flujo a lo largo de superficies planas. En cada caso el valor apropiado de "h" se substituye en la ecuación mencionada.

Ocurre que esta ecuación es válida en la mayoría de los casos para un vapor formando una película de condensado no viscosa y no controlante.

Para establecer una ecuación que pueda ser resuelta punto por punto para U y Δt como en la ecuación.

$$A = \frac{dq}{(U \Delta t)} \quad (2)$$

Será necesario unicamente sumar todas las resistencias en serie en una sección transversal promedio en cada incremento de "q". En condensación de un vapor mezclado con gases incondensables, la cantidad de calor que abandona la película gaseosa, debe ser igual a la cantidad recogida por el medio de enfriamiento. El flujo total de calor a través de la película gaseosa es la suma de el calor latente llevado por difusión de vapor hacia la película de condensado, más el calor sensible que se remueve del gas debido a la diferencia de temperaturas $T_g - T_c$.

La carga de calor expresada en terminos de potenciales para el lado de tubos, lado de la coraza y potenciales totales por unidad de superficie cuando la mezcla gas y vapor fluye por los tubos es:

$$h_o(T_g - T_c) + K_G M V (p_v - p_c) (\lambda + C_v(T_g - T_c)) = h_o(T_c - T_r) = U(T_g - T_r) \quad (3)$$

(a) (b) (c)

La posibilidad de subenfriamiento del vapor en la pared del tubo ha sido -- considerada en el balance de calor.

En la aplicación de las ecuaciones anteriores a la solución de un condensador real, se supone que hay un solo valor de T_g y T_c en cualquier sección transversal y de aquí un único valor de p_v y p_c . En un condensador con lamina gaseosa por la coraza y varios pasos en los tubos con el refrigerante en ellos, la con consideración anterior es obviamente inválida.

Procedimiento de Cálculo para un Condensador.

- 1.- Se debe suponer un intercambiador completo con el fin de fijar las áreas de flujo para la coraza y tubos. La superficie de transferencia se obtendrá por integración con la suposición de flujo a contracorriente.
- 2.- A partir de las condiciones de proceso, calcular h_o y h_{io} para el medio de enfriamiento y el gas respectivamente. El uso de un valor promedio para h_o puede ser aceptable pero no para h_{io} , puesto que la masa velocidad del gas cambia de un punto a otro.
- 3.- Partiendo del valor de h_{io} , obtener K_G/p_{gf} de la ecuación (1).
- 4.- Fijar el primer intervalo de cálculo fijando el valor de T_g , que también fija la carga de calor q para el intervalo.
- 5.- Suponer valores de T_c , la temperatura del condensado, de modo que los miembros de la ecuación (3) queden balanceados. Para cada valor supuesto de T_c , es necesario calcular un nuevo valor de p_{gf} puesto que la presión de vapor en la película de condensado es la presión de saturación correspondiente a T_c .
- 6.- Cuando el primer y segundo miembros de la ecuación (3) estén balanceados, el calor total transferido por unidad de area en cada uno de ellos es el mismo que el calculado con el coeficiente total de transferencia. $U(T_g - T_c)$.
- 7.- Partiendo de q obtenido en el paso 4 y de $U(T_g - T_c)$, obtener el valor de dA para el intervalo considerado.
- 8.- Proceda en el siguiente intervalo, suponiendo un valor menor de T_g .

El valor de la difusividad, k_d requerido en la ecuación (1), se puede calcular a partir de la ecuación de Gilliland.

$$k_d = 0.0166 \frac{T^{3/2}}{P_t (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} \quad (4)$$

NOMENCLATURA:

- C = Calor específico del fluido frío, Btu/lb°F.
- h = Coeficiente de transferencia de calor en general, Btu/hr ft²°F.
- k = Conductividad térmica, Btu/hr ft²(°F/ft).
- k_d = Difusividad masa de un componente (vapor) en otro (gas), ft²/hr.
- K_G = Coeficiente de difusión, lbmol/hr ft²atm.
- M_A = Peso molecular del gas que se difunde, lb/lbmol.
- M_B = Peso molecular del gas inerte, lb/lbmol.
- M_m = Peso molecular promedio de la mezcla gaseosa, lb/lbmol.
- M_v = Peso molecular del vapor, lb/lbmol.
- p_c = Presión parcial del vapor en la película de condensado, atm.
- p_{gf} = Diferencia media logarítmica de presión del gas inerte entre p_g y p_g' , atm.
- p_t = Presión total, atm.
- p_v = Presión parcial del vapor en la mezcla gaseosa, atm.
- q = Flujo de calor para intervalo, Btu/hr
- t_c = Temperatura del condensado, °F.
- t_g = Temperatura del gas, °F.
- t_r = Temperatura del medio refrigerante, °F.
- T = Temperatura absoluta, °K.
- V_A = Volumen molecular del gas que se difunde, adimensional.
- V_B = Volumen molecular del gas inerte, adimensional.

Letras griegas.

- λ = Calor latente, Btu/lb.
- μ = Viscosidad de la mezcla gaseosa, lb/ft hr.
- ρ = Densidad de la mezcla gaseosa, lb/ft³

Ecuación auxiliar:

$$P_{gf} = \frac{P_g' - P_g}{\ln \frac{P_g'}{P_g}} ; \quad \text{donde } P_g' = P_t - P_c$$

V.6.1 BALANCE DE MATERIA Y DIAGRAMA DE FLUJO.

El Balance de Materia para nuestro sistema de Licuefacción, ha sido calculado por medio del programa que he llamado BALMATERIA y que enlisto a continuación.

El Diagrama de Flujo del Sistema con el número de identificación de cada corriente aparece en la Figura V.11.

V.6.2 BALANCE DE CALOR.

El Balance de Energía de nuestro sistema de Licuefacción ha sido -- calculado por medio de un programa de computadora en lenguaje Fortran, mismo que hemos llamado BALCALOR, y que se enlista íntegramente a continuación.

V.6.3 DISEÑO TERMODINAMICO DEL SISTEMA DE LICUEFACCION.

V.6.3.1 DISEÑO TERMODINAMICO DE LOS INTERENFRIADORES.

El Diseño Termodinámico de los Interenfriadores se ha hecho con ayuda de un programa en Fortran que hemos llamado INTERENFR y que arroja como resultado un formato con los datos suficientes para el diseño mecánico de los interenfriadores. A continuación enlistamos este programa.

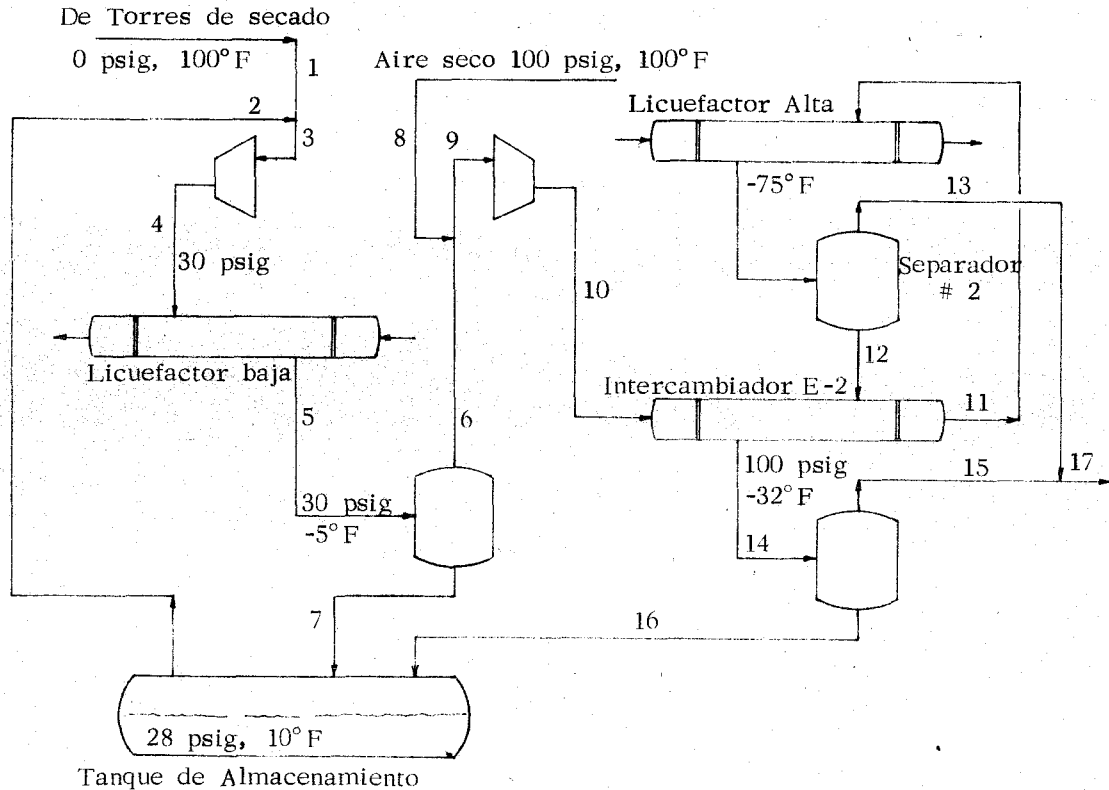


Fig. V.11 Diagrama de Flujo del Sistema que se diseñará.

V.6.3.2 DISEÑO TERMODINAMICO DE LOS LICUEFACTORES.

Este diseño lo efectúa otro programa más preparado por nosotros y que hemos llamado CAMBIAT. Este programa efectúa el cálculo, tanto del licuefactor de Baja como del de Alta presión, se basa en el sistema de cálculo para condensación de mezcla de vapor e incondensables. Se enlista a continuación.

160

```

5      $RESET FREE                                0000050
6      FILE 6=PRI,UNIT=PRINTER,RECORD=22         0000060
7      C      TESIS PROFESIONAL: ROBERTO GONZALEZ CRUZ Y JUAN LOPEZ M. 0000070
8      C      3 ENERO 79                          0000080
9      C      PROGRAMA PARA CALCULAR BALANCE DE MATERIA,                0000100
10     C      DEL SISTEMA DE LIQUEFACCION DE CLORO.                    0000200
11     C      METODO GENERAL, DATOS W1, X1(I), P5, T5, P12, T12.        0000300
12     C      COMMON A, B, C, D, TST0                                         0000400
13     C      COMMON P5, T5, P12, T12                                         0000500
14     C      REAL LPO5, LPO12, LPOST0                                         0000600
15     C      DIMENSION W1X1(20), X2(20), W4X4(20), W6X6(20), W11X11(20), 0000700
16     C      W13X13(20), X1(20), X2(20), X6(20), X11(20), X13(20), X4(20) 0000800
17     C      DATA W1,P5,T5 /288.41644,3.641372,455.0/                    0000900
18     C      DATA (W1X1(I),I=1,5) /274.28404,1.15367,3.17258,7.78724,   0001000
19     C      1 2.01891/                                                    0001100
20     C      DATA (X1(I),I=1,5) /0.9510,0.0040,0.0110,0.0270,0.0070/    0001200
21     C      DATA P12,T12,PST0,TST0 /7.864573,385.0,2.905317,470.0/      0001300
22     C      DATA A,B,C,D /34.776727892,-3261.2419046,-10.98909621,     0001400
23     C      1 0.0040668743528/                                             0001500
24     C      ALIMENTO DATOS DE XI(J) COMO FRACCION MOL.                 0001600
25     C      T = TST0                                                       0001700
26     C      LPOST0 = A + B/T + C*LOG10(T) + D*T                          0001800
27     C      POST0 = 10**(LPOST0)                                          0001900
28     C      X2(1) = POST0/PST0                                             0002000
29     C      X2INC = 1 - X2(1)                                             0002100
30     C      X2(2) = 0.0001*X2INC                                          0002200
31     C      X2(3) = 0.0003*X2INC                                          0002300
32     C      X2(4) = 0.2100*X2INC                                          0002400
33     C      X2(5) = 0.7896*X2INC                                          0002500

```


2600		W = 1	00002600
2700		W2 = 0.	00002700
2800		W13X13(1) = 0.	00002800
2900	C	WRITE (6,21)	00002900
3000		21 FORMAT (15(/),50X,"ITERACION",13X,"W2 CALCULADO.",//)	00003000
3100		2 CONTINUE	00003100
3200		DO 28 I=1,5	00003200
3300		28 W2X2(I) = W2*X2(I)	00003300
3400		W4X4(1) = W1X1(1) + W2X2(1) + W13X13(1)	00003400
3500		SUMIN = W4X4(1)	00003500
3600		DO 3 I=2,5	00003600
3700		W4X4(I) = W1X1(I) + W2X2(I)	00003700
3800		3 SUMIN = W4X4(I) + SUMIN	00003800
3900		W4 = SUMIN	00003900
4000		DO 27 I=1,5	00004000
4100		27 X4(I) = W4X4(I)/W4	00004100
4200		CALL SALIDA (W4,W4X4,X4,X6,X11,X13,P05,P012,W8,W13)	00004200
4300		W6 = W4X4(2)/X6(2)	00004300
4400		W7 = W4 - W6	00004400
4500		DO 4 I=1,5	00004500
4600		4 W6X6(I) = W6*X6(I)	00004600
4700		W11 = W6 + W8	00004700
4800		DO 5 I=1,5	00004800
4900		5 W11X11(I) = W11*X11(I)	00004900
5000		DO 6 I=1,5	00005000
5100		6 W13X13(I) = W13*X13(I)	00005100
5200		W12 = W11 - W13	00005200
5300		W16 = W12	00005300
5400	C	DV, DL, DENSIDAD DEL VAPOR, LIQUIDO. (LB/FT3)	00005400
5500		DV = 0.4088200*(POSTO/PSTO) + 0.2455801*(1 - POSTO/PSTO)	00005500
5600		DL = 95.2	00005600

5700		W2C= ((W7+W16)*DV)/DL	00005700
5800	C	WRITE (6,20) N,12	00005800
5900		20 FORMAT (53X,I2,19X,F9.6)	00005900
6000		IF (ABS(W2C - W2) .LE. 0.00001) GO TO 7	00006000
6100		W2 = W2C	00006100
6200		N = N+1	00006200
6300		GO TO 2	00006300
6400	C	EL W2C DE SALIDA, NO SE EMPLEA EN CALCULO DE BALANCE DE MATERIA,	00006400
6500	C	SINO QUE EMPLEO EL INMEDIATO ANTERIOR	00006500
6600		7 N = N+1	00006600
6700		W2 = W2C	00006700
6800	C	WRITE (6,22) N,W2	00006800
6900		22 FORMAT (53X,I2,19X,F9.6)	00006900
7000	C	CONVIERTO DATOS DE XI(J) A PORCIENTO MOL.	00007000
7100		DO 8 I=1,5	00007100
7200		X1(I) = X1(I)*100.	00007200
7300		X2(I) = X2(I)*100.	00007300
7400		X4(I) = X4(I)*100.	00007400
7500		X6(I) = X6(I)*100.	00007500
7600		X11(I) = X11(I)*100.	00007600
7700		8 X13(I) = X13(I)*100.	00007700
7800		TOTAL = W7 + W16	00007800
7900		EF = (TOTAL/(W1X1(1)+.2X2(1)+W13X13(1))*100.)	00007900
8000		WRITE (6,24) P5, T5, P12, T12, PSTO, TSTO, P05, P012, POSTO	00008000
8100		24 FORMAT (///,42X,"PRESION DE LA CORRIENTE W5.",13X,F8.4,///,42X,	00008100
8200		1 "TEMPERATURA DE LA CORRIENTE W5.",9X,F8.4,///,42X,	00008200
8300		2 "PRESION DE LA CORRIENTE W12.",12X,F8.4,///,42X,	00008300
8400		3 "TEMPERATURA DE LA CORRIENTE W12.",8X,F8.4,///,42X,	00008400
8500		4 "PRESION DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.",3X,F8.4,///,42X,	00008500
8600		5 "TEMPER. DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.",3X,F8.4,///,42X,	00008600
8700		6 "PRESION DE VAPOR DEL CLORO A T5.",8X,F8.4,///,42X,	00008700

8800	7 "PRESION DE VAPOR DEL CLOPO A T12.",7X,F8.4,/,/,42X,	00008800
8900	8 "PRESION DE VAPOR DEL CLOPO A TSTO.",6X,F8.4,/,/,11,/,)	00008900
9000	WRITE (6,25)	00009000
9100	25 FORMAT (2(/),15X,50(" * "),/)	00009100
9200	WRITE (6,9)	00009200
9300	9 FORMAT (58X,"TABLA",/,/,47X,"COMPOSICION DE CORRIENTES GASEOSAS.",	00009300
9400	1 //,15X,"CORRIENTE",25X,"CL2",10X,"H2",9X,"CO2",10X,"O2",10X,	00009400
9500	2 "N2",7X,"TOTAL",/)	00009500
9600	WRITE (6,10) (X1(I),I=1,5), (W1X1(I),I=1,5), W1	00009600
9700	10 FORMAT (19X,"1",5X,"X (P.CIENTO MOL)",5X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,	00009700
9800	1 F8.4,4X,F8.4,4X,"100.0000",/,/,25X,"WX (KG.MOL/HR.)",5X,F8.4,4X,	00009800
9900	2 F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,/))	00009900
10000	WRITE (6,11) (X2(I),I=1,5), (W2X2(I),I=1,5), W2	00010000
10100	11 FORMAT (19X,"2",5X,"X (P.CIENTO MOL)",5X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,	00010100
10200	1 F8.4,4X,F8.4,4X,"100.0000",/,/,25X,"WX (KG.MOL/HR.)",5X,F8.4,4X,	00010200
10300	2 F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,/))	00010300
10400	WRITE (6,12) (X4(I),I=1,5), (W4X4(I),I=1,5), W4	00010400
10500	12 FORMAT (19X,"4",5X,"X (P.CIENTO MOL)",5X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,	00010500
10600	1 F8.4,4X,F8.4,4X,"100.0000",/,/,25X,"WX (KG.MOL/HR.)",5X,F8.4,4X,	00010600
10700	2 F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,/))	00010700
10800	WRITE (6,13) (X6(I),I=1,5), (W6X6(I),I=1,5), W6	00010800
10900	13 FORMAT (19X,"6",5X,"X (P.CIENTO MOL)",5X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,	00010900
11000	1 F8.4,4X,F8.4,4X,"100.0000",/,/,25X,"WX (KG.MOL/HR.)",5X,F8.4,4X,	00011000
11100	2 F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,/))	00011100
11200	WRITE (6,14) (X11(I),I=1,5), (W11X11(I),I=1,5), W11	00011200
11300	14 FORMAT(18X,"11",5X,"X (P.CIENTO MOL)",5X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,	00011300
11400	1 F8.4,4X,F8.4,4X,"100.0000",/,/,25X,"WX (KG.MOL/HR.)",5X,F8.4,4X,	00011400
11500	2 F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,/))	00011500
11600	WRITE (6,15) (X13(I),I=1,5), (W13X13(I),I=1,5), W13	00011600
11700	15 FORMAT(18X,"13",5X,"X (P.CIENTO MOL)",5X,F8.4,4X,F8.4,4X,F8.4,4X,	00011700
11800	1 F8.4,4X,F8.4,4X,"100.0000",/,/,25X,"WX (KG.MOL/HR.)",5X,F8.4,4X,	00011800

15000		X132 = 0.034743	00015000
15100		W13 = W4X4(2)/X132	00015100
15200		SUMINC = Y13	00015200
15300	C	OX13(I), FRACC. MOL DE INCONDENSABLES EN W13 PROVENIENTES DE W4.	00015300
15400		DO 3 I=2,5	00015400
15500		OX13(I) = W4X4(I)/W13	00015500
15600	3	SUMINC = OX13(I) + SUMINC	00015600
15700	C	X13AIR FRACC. MOL DE AIRE W8 ADICIONADO A CORRIENTE W13.	00015700
15800		X13AIR = 1. - SUMINC	00015800
15900		W8 = W13*X13AIR	00015900
16000	C	CORRIJO X13(2) CON H2 EN AIDE W8.	00016000
16100		X13(2) = (W4X4(2) + 0.0001*W8)/W13	00016100
16200		X13(3) = (W4X4(3) + 0.0003*W8)/W13	00016200
16300		X13(4) = (W4X4(4) + 0.2100*W8)/W13	00016300
16400		X13(5) = (W4X4(5) + 0.7896*W8)/W13	00016400
16500		W11 = W6 + W8	00016500
16600	4	X11(1) = W6*X6(1)/W11	00016600
16700		X11(2) = (W4X4(2) + 0.0001*W8)/W11	00016700
16800		X11(3) = (W4X4(3) + 0.0003*W8)/W11	00016800
16900		X11(4) = (W4X4(4) + 0.2100*W8)/W11	00016900
17000		X11(5) = (W4X4(5) + 0.7896*W8)/W11	00017000
17100		RETURN	00017100
17200		END	00017200

PRESION DE LA CORRIENTE W5.	3.0414
TEMPERATURA DE LA CORRIENTE W5.	455.0000
PRESION DE LA CORRIENTE W12.	7.8046
TEMPERATURA DE LA CORRIENTE W12.	385.0000
PRESION DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.	2.9053
TEMPER. DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.	470.0000
PRESION DE VAPOR DEL CLORO A T5.	1.7557
PRESION DE VAPOR DEL CLORO A T12.	0.2843
PRESION DE VAPOR DEL CLORO A TSTO.	2.3956

TABLA

COMPOSICION DE CORRIENTES GASEOSAS.

CORRIENTE		CL2	H2	CO2	O2	N2	TOTAL
1	X (P.CIENTO MOL)	95.1000	0.4000	1.1000	2.7000	0.7000	100.0000
	WX (KG.MOL/HR.)	274.2840	1.1537	3.1726	7.7872	2.0189	288.4164
2	X (P.CIENTO MOL)	82.4541	0.0018	0.0053	3.6846	13.8542	100.0000
	WX (KG.MOL/HR.)	0.9061	0.0000	0.0001	0.0405	0.1523	1.0990
4	X (P.CIENTO MOL)	95.0726	0.3968	1.0913	2.6925	0.7468	100.0000
	WX (KG.MOL/HR.)	276.4000	1.1537	3.1726	7.8277	2.1712	290.7252
6	X (P.CIENTO MOL)	57.7269	3.4045	9.3623	23.0993	6.4070	100.0000
	WX (KG.MOL/HR.)	19.5621	1.1537	3.1726	7.8277	2.1712	33.8874
11	X (P.CIENTO MOL)	37.9415	2.2410	6.1637	22.3798	31.2740	100.0000
	WX (KG.MOL/HR.)	19.5621	1.1555	3.1779	11.5387	16.1245	51.5587
13	X (P.CIENTO MOL)	3.6433	3.4796	9.5703	34.7485	48.5583	100.0000
	WX (KG.MOL/HR.)	1.2098	1.1555	3.1779	11.5387	16.1245	33.2064

GASTO DE AIRE ADICIONADO A CORRIENTE W6.

W8 (KG.MOL/HR.) 17.6714

CAPACIDAD DE LICUEFACCION.

W7 (KG.MOL/HR.) 256.8378

W16 (KG.MOL/HR.) 18.3523

TOTAL 275.1902

EFICIENCIA DE LICUEFACCION = 99.5623 POR CIENTO.

168

168

168

168

168

168

168

168

168

168

168

168

168

168


```

100  $ RESET FILL                                00000100
200  FILE 6=PRI,UNIT=PRINTER,RECORD=22         00000200
300  FILE 5=LLL,UNIT=PRINTER,RECORD=22         00000300
400  C   TESIS PROFESIONAL: ROBERTO GONZALEZ CRUZ Y JUAN LOPEZ M. 00000400
500  C   3 ENERO 79                                00000500
600  C   PROGRAMA PARA CALCULAR EL BALANCE DE CALOR                00000600
700  C   DEL SISTEMA DE LICUEFACCION                            00000700
800  DIMENSION X1(20),X2(20),X4(20),X6(20),X11(20),X13(20),X18(20), 00000800
900  1 G(20),A(20,20),B(20),C(20),PS(20),PD(20),DGS(20),DGD(20),T(20), 00000900
1000 2 TS(20),BHP(20),WH20(20),PSA(20),PDA(20),DGSA(20),DGDA(20),TA(20), 00001000
1100 3 TSA(20),BHFA(20),X8(20),X9(20)                00001100
1200 C   XI = COMPOSICION EN PORCIENTO MOL DE LA CORRIENTE "I"    00001200
1300 C   G = RELACION CP/CV                                00001300
1400 C   A = MATRIZ DE COEFICIENTES DE CP PARA LOS 5 COMPONENTES GASEOSOS 00001400
1500 C   B(J) = CONSTANTES DE CP DE CLORO LIQUIDO (KCAL/KG-GRADO K) 00001500
1600 C   C(J) = CONSTANTES DE CALOR LATENTE DE VAPORIZACION (KCAL/KG) 00001600
1700 C   PS(I) = PRESION DE SUCCION A ETAPA "I" (ATM)            00001700
1800 C   PD(I) = PRESION DE DESCARGA DE ETAPA "I" (ATM)         00001800
1900 C   DGS(I)= DENSIDAD DEL GAS A LA SUCCION EN ETAPA "I" (KG/M3) 00001900
2000 C   DGD(I)= DENSIDAD DEL GAS A LA DESCARGA DE ETAPA "I" (KG/M3) 00002000
2100 C   T(I) = TEMPERATURA DE ENTRADA A ETAPA "I" (GRADO K)    00002100
2200 C   TS(I) = TEMPERATURA DE SALIDA DE ETAPA "I" (GRADO K)   00002200
2300 C   BHP(I)= POTENCIA TEORICA REQUERIDA EN ETAPA "I" (HP)   00002300
2400 C   PARA EL COMPRESOR DE ALTA PRESION LLEVAN "A" AL FINAL (PSA(I)) ETC 00002400
2500 C   QLH = CALOR LATENTE DE CONDENSACION A T ENTRADA DE LICUEFACTOR. 00002500
2600 DATA (A(1,J),J=1,4)/6.8214,-.57095E-2,-.5107E-5,1.547E-9/ 00002600
2700 DATA (A(2,J),J=1,4)/6.952,-.04576E-2,.09563E-5,-.2079E-9/ 00002700
2800 DATA (A(3,J),J=1,4)/5.316,1.4285E-2,-.8362E-5,1.748E-9/ 00002800
2900 DATA (A(4,J),J=1,4)/6.085,.3631E-2,-.1709E-5,.3133E-9/ 00002900
3000 DATA (A(5,J),J=1,4)/6.903,-.03753E-2,.1930E-5,-.6861E-9/ 00003000

```

3100		DATA (B(J),J=1,4) /-0.1322,4.720 E-03,-20.37 E-06,28.94 E-09/	00003100
3200		DATA (C(J),J=1,4) /69.6,239.27,417.33,0.38/	00003200
3300		DATA (G(I),I=1,5)/1.33,1.41,1.29,1.40,1.41/	00003300
3400		DATA (X1(I),I=1,5) /95.1,0.4,1.1,2.7,0.7/	00003400
3500		DATA (X2(I),I=1,5) /82.4541,0.0018,0.0053,3.6846,13.8542/	00003500
3600		DATA (X4(I),I=1,5) /95.0726,0.3968,1.0913,2.6925,0.7468/	00003600
3700		DATA (X6(I),I=1,5) /57.7270,3.4045,9.3623,23.0993,6.4070/	00003700
3800		DATA (X8(I),I=1,5) /0.00,0.0001,0.0003,0.2100,0.7896/	00003800
3900		DATA (X11(I),I=1,5) /37.9415,2.2410,6.1637,22.3798,31.2740/	00003900
4000		DATA (X13(I),I=1,5) /3.6433,3.4796,9.5703,34.7485,48.5583/	00004000
4100		DATA (X18(I),I=1,5) /100.0,0.0,0.0,0.0,0.0/	00004100
4200		DATA T1,T2,T18,TOUT/311.1,259.2,311.1,311.3/	00004200
4300		DATA TW1,TW2 /,05.33,311.33/	00004300
4400		DATA P5,P5,T12,T12 /3.0408,252.78,8.48297,213.89/	00004400
4500		DATA PD1,PS1 /,0.72109,1.0000/	00004500
4600	C	DATA Q /57.560352/	00004600
4700		DATA W1,W2,W6 /288.4164,1.0990,33.8874/	00004700
4800		DATA W8,W13,W18 /17.6714,33.2064,1.2098/	00004800
4900	C	WI = FLUJO MOLAR DE LA CORRIENTE "I" (K6.MOL/HR)	00004900
5000	C	TI = TEMPERATURA DE LA CORRIENTE "I" (GRADO KELVIN)	00005000
5100	C	TOUT= TEMPERATURA DE SALIDA DEL GAS ENFRIADO CON AGUA (GRADO K)	00005100
5200		DO 100 I=1,5	00005200
5300		X1(I) = X1(I)/100.	00005300
5400		X2(I) = X2(I)/100.	00005400
5500		X4(I) = X4(I)/100.	00005500
5600		X6(I) = X6(I)/100.	00005600
5700		X11(I)= X11(I)/100.	00005700
5800		X13(I)= X13(I)/100.	00005800
5900	100	X18(I)= X18(I)/100.	00005900
6000		CALL THEZCL (W1,W2,W18,X1,X2,X18,T1,T2,T18,T3,A)	00006000
6100		W4 = W1 + W2 + W18	00006100

6200		$PM4 = 70.906 * X4(1) + 2.016 * X4(2) + 44.0098 * X4(3) + 31.9988 * X4(4)$	00006200
6300		$1 + 28.0134 * X4(5)$	00006300
6400		$W4LB = W4 * PM4$	00006400
6500		$GM3 = 0.$	00006500
6600		DC 101 I=1,5	00006600
6700	101	$GM3 = GM3 + G(1) * X4(I)$	00006700
6800	C	PM4 = PESO MOLECULAR DE LA COPRIENTE "4"	00006800
6900	C	PD1 = PRESION DE DESCARGA DEL COMPRESOR DE BAJA (P5+10 PSIG) ATM.	00006900
7000	C	PS1 = PRESION DE SUCCION DEL COMPRESOR ATM.	00007000
7100	C	CALCULO DEL COMPRESOR DE BAJA PRESION	00007100
7200	C	COMPRESOR DE 3 ETAPAS	00007200
7300		CALL RELAC (R1,PD1,PS1)	00007300
7400	C	R1 = RELACION DE COMPRESION PARA 3 ETAPAS CON INTERENFRIAMIENTO	00007400
7500	C	CALCULO DE INTERENFRIADORES	00007500
7600	C	TW1,TW2 = TEMPERATURAS DE ENTRADA Y SALIDA DEL AGUA DE	00007600
7700	C	ENFRIAMIENTO (GRADO KELVIN)	00007700
7800	C	PRIMER INTERENFRIADOR (COMPRESOR DE BAJA)	00007800
7900		$TS1E = T3 * (R1 ** ((GM3-1)/GM3))$	00007900
8000		CALL QINTER (A,TS1E,TOUT,X4,QT1)	00008000
8100		IF (QT1) 102,103,103	00008100
8200	102	$QP1 = (ABS(QT1)) * W4$	00008200
8300		$WH2O(1) = QP1 / (TW2 - TW1)$	00008300
8400		WRITL (6,121) TS1E,TW1,TOUT,TW2,W4LB,WH2O(1),QP1,QP1	00008400
8500		GL TO 104	00008500
8600	103	WRITE (6,122) TS1E,TW1,TOUT,TW2,W4LB,WH2O(1)	00008600
8700	C	SEGUNDO INTERENFRIADOR (COMPRESOR DE BAJA)	00008700
8800	104	$TS2E = TOUT * (R1 ** ((GM3-1)/GM3))$	00008800
8900		CALL QINTER (A,TS2E,TOUT,X4,QT2)	00008900
9000		IF (QT2) 105,106,106	00009000
9100	105	$QP2 = (ABS(QT2)) * W4$	00009100
9200		$WH2O(2) = QP2 / (TW2 - TW1)$	00009200

9300		WRITE (6,123) IS2E,TW1,TOUT,TW2,W4L1,WH2D(2),QP2,QP2	0009300
9400		GO TO 107	0009400
9500	106	WRITE (6,124) IS2E,TW1,TOUT,TW2,W4L1,WH2D(2)	0009500
9600	C	PCSTENFRIADOR (COMPRESOR DE BAJA)	0009600
9700	107	TS3E = TOUT*(R1**((GM3-1)/GM3))	0009700
9800		CALL QINTER (A,TS3E,TOUT,X4,QT3)	0009800
9900		IF (QT3) 108,109,109	0009900
10000	108	QP3 = (ABS(QT3))*W4	0010000
10100		WH2D(3) = QP3/(TW2-TW1)	0010100
10200		WRITE (6,125) IS3E,TW1,TOUT,TW2,W4L1,WH2D(3),QP3,QP3	0010200
10300		GO TO 1091	0010300
10400	109	WRITE (6,126) IS3E,TW1,TOUT,TW2,W4L1,WH2D(3)	0010400
10500	C	TS1E = TEMPERATURA DE SALIDA DEL GAS DE LA ETAPA "I" (GRADO K)	0010500
10600	C	QPI = CALOR PERDIDO POR EL GAS EN INTERENFRIADOR "I" (KCAL/HR)	0010600
10700	C	WH2D = GASTO MASICO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO (KG/HR)	0010700
10800	1091	T(1) = T3	0010800
10900		T(2) = TOUT	0010900
11000		T(3) = TOUT	0011000
11100		TS(1) = TS1E	0011100
11200		TS(2) = TS2E	0011200
11300		TS(3) = TS3E	0011300
11400		CALL COMPRE (PS1,PD1,R1,PS,DGS,PD,DGD,T,TS,PM4,BHP,W4,GM3)	0011400
11500		WRITE (6,120) W4LB,GM3,PS1,PD1,R1,DGS(1),DGD(3),T(1),PS(1),DGS(1),	0011500
11600		1 TS(1),PD(1),DGD(1),T(2),PS(2),DGS(2),TS(2),PD(2),DGD(2),T(3),	0011600
11700		2 PS(3),DGS(3),TS(3),PD1,DGD(3),BHP(1),BHP(2),BHP(3),BHP(4)	0011700
11800	C	IMPRIME TODAS LAS CARACTERISTICAS DEL COMPRESOR DE BAJA PRESION	0011800
11900		T4 = TOUT	0011900
12000		PM6 = 70.906*X6(1) + 2.016*X6(2) + 44.0098*X6(3) + 31.9988*X6(4)	0012000
12100		1 + 28.0134*X6(5)	0012100
12200		T8 = 311.1	0012200
12300		W6LB = W6*PM6	0012300

12400	C	CALCULO DEL LIQUEFACTOR DE BAJA PRESION (F-1)	00012400
12500		$Q = C(1) * ((C(3) - T4) / (C(3) - C(2))) * C(4)$	00012500
12600		CALL QLIQUE (A,B,Q,T4,T5,X6,QG,QL)	00012600
12700		$W7 = W4 - W6$	00012700
12800		$QCOND = - ((W6 * QG) + (W7 * QL))$	00012800
12900		$TONS = QCOND / 3024.$	00012900
13000		$W7LB = W7 * 70.906$	00013000
13100	C	QCOND = CALOR TRANSFERIDO EN EL LIQUEFACTOR DE BAJA (KCAL/HR)	00013100
13200	C	TONS = TONS DE REFRIGERACION EN EL LIQUEFACTOR DE BAJA (TONS)	00013200
13300		WRITE (6,12/) 14,T5,P5,W4LB,W6LB,W7LB,QCOND,TONS	00013300
13400		$T6 = T5$	00013400
13500		$W8A = W8 / 2$	00013500
13600		CALL TMEZCL (W6,W8A,W8A,X6,X8,X8,T6,TP,T8,T9,A)	00013600
13700	C	$P9 = P5 - 4 \text{ PSI (CAIDA DE PRESION)}$	00013700
13800		$P9 = P5 - (4 / 14.696)$	00013800
13900		$W9 = W6 + W8$	00013900
14000	C	CALCULO DEL COMPRESOR DE ALTA PRESION	00014000
14100	C	COMPRESOR DE 2 ETAPAS	00014100
14200		$PD2 = P12 + (10 / 14.696)$	00014200
14300	C	$PD2 = P12 + 10 \text{ PSI (CAIDA DE PRESION)}$	00014300
14400		$PS2 = P9$	00014400
14500		$CFR = 0.13605$	00014500
14600		$R2 = (CPR + \text{SQRT}(CPR**2 + 4.*PS2*PD2)) / (2*PS2)$	00014600
14700		DO 1092 I=1,5	00014700
14800	1092	$X9(I) = X11(I)$	00014800
14900		$PM9 = 70.906 * X9(1) + 2.016 * X9(2) + 44.0098 * X9(3) + 31.9988 * X9(4)$	00014900
15000	1	$+ 28.0134 * X9(5)$	00015000
15100		$W9LB = W9 * PM9$	00015100
15200		$GN9 = 0.$	00015200
15300		DO 110 I=1,5	00015300
15400	110	$GN9 = GN9 + G(1) * X9(I)$	00015400

15500	C	CFR = CAIDA DE PRESION EN INTERENFRIADOR (2 PSI)	00015500
15600	C	2 ETAPAS PUES LA TEMPERATURA DEL CLORO DEBE SER MENOR DE 115.5	00015600
15700	C	GRADOS CENTIGRADOS PARA EVITAR ATAQUE AL COMPRESOR	00015700
15800	C	R2 = RELACION DE COMPRESION	00015800
15900	C	CALCULO DE INTERENFRIADOR	00015900
16000		$TS21E = T9 * (R2 ** ((GM9 - 1) / GM9))$	00016000
16100		CALL QINTER (A, TS21E, TOUT, X9, QT21)	00016100
16200		IF (QT21) 111, 112, 112	00016200
16300	111	$QP21 = (ABS(QT21)) * W9$	00016300
16400		$WH20(4) = QP21 / (TW2 - TW1)$	00016400
16500		WRITE (6, 130) TS21E, TW1, TOUT, TW2, W9LB, WH20(4), QP21, QP21	00016500
16600		GO TO 113	00016600
16700	112	WRITE (6, 131) TS21E, TW1, TOUT, TW2, W9LB, WH20(4)	00016700
16800	C	CALCULO DEL POSTENFRIADOR	00016800
16900	113	$TS22E = TOUT * (R2 ** ((GM9 - 1) / GM9))$	00016900
17000		CALL QINTER (A, TS22E, TOUT, X9, QT22)	00017000
17100		IF (QT22) 114, 115, 115	00017100
17200	114	$QP22 = (ABS(QT22)) * W9$	00017200
17300		$WH20(5) = QP22 / (TW2 - TW1)$	00017300
17400		WRITE (6, 132) TS22E, TW1, TOUT, TW2, W9LB, WH20(5), QP22, QP22	00017400
17500		GO TO 116	00017500
17600	115	WRITE (6, 133) TS22E, TW1, TOUT, TW2, W9LB, WH20(5)	00017600
17700	116	CONTINUE	00017700
17800	C	TS21E = TEMPERATURA DE SALIDA DEL GAS DE ETAPA "I" (GRADO K)	00017800
17900	C	QP21 = CALOR PERDIDO POR EL GAS EN ENFRIADOR "I" (KCAL/HR)	00017900
18000		TA(1) = T9	00018000
18100		TA(2) = TOUT	00018100
18200		TA(3) = 1.0	00018200
18300		TSA(1) = TS21E	00018300
18400		TSA(2) = TS22E	00018400
18500		TSA(3) = 1.0	00018500

18600		CALL COMPRE (PS2,PD2,R2,PSA,DGSA,PDA,DGDA,TA,TSA,PM9,BHPA,W9,GM9)	00018600
18700		WRITE (6,134) W9LB,GM9,PS2,PD2,R2,DGSA(1),DGDA(2),TA(1),PSA(1),	00018700
18800		1 DGSA(1),TSA(1),PDA(1),DGDA(1),TA(2),PSA(2),DGSA(2),TSA(2),PDA(2),	00018800
18900		2 DGDA(2),BHPA(1),BHPA(2),BHPA(5)	00018900
19000	C	IMPRIME TODAS LAS CARACTERISTICAS DEL COMPRESOR DE ALTA PRESION	00019000
19100	C	CALCULO DEL CAMBIADOR DE CALOR E=2	00019100
19200		W16 = W9 = W13	00019200
19300		W16LB = W16*70.906	00019300
19400		T14 = 237.77	00019400
19500		CALL QHEXCH (TOUT,T11,T12,T14,W16,W9,QE2,A,B,X6)	00019500
19600	C	CALCULA T11 Y CALOR TRANSFERIDO EN E=2	00019600
19700		WRITE (6,135) TOUT,T12,T11,T14,W9LB,W16LB,QE2,QE2	00019700
19800	C	CALCULO H PUR CORRELACION DE WATSON	00019800
19900		H = C(1)*((C(3)-T11)/(C(3)-C(2)))**C(4)	00019900
20000	C	CALCULO DEL LICUEFACTOR DE ALTA PRESION (F=3)	00020000
20100		CALL QLIQUE (A,B,H,T11,T12,X13,QG2,QL2)	00020100
20200		QCOND2 = -(W13*QG2 + W16*QL2)	00020200
20300		TONS2 = QCOND2/3024.	00020300
20400		PM13 = 70.906*X13(1) + 2.016*X13(2) + 44.0098*X13(3)	00020400
20500		1 + 31.9988*X13(4) + 28.0134*X13(5)	00020500
20600		W13LB = W13*PM13	00020600
20700		WRITE (6,136) T11,T12,P12,W9LB,W13LB,W16LB,QCOND2,TONS2	00020700
20800		PM1 = 70.906*X1(1) + 2.016*X1(2) + 44.0098*X1(3) + 31.9988*X1(4)	00020800
20900		1 + 28.0134*X1(5)	00020900
21000		PM2 = 70.906*X2(1) + 2.016*X2(2) + 44.0098*X2(3) + 31.9988*X2(4)	00021000
21100		1 + 28.0134*X2(5)	00021100
21200		W1LB = W1*PM1	00021200
21300		W2LB = W2*PM2	00021300
21400		W5 = W4	00021400
21500		W5LB = W4LB	00021500
21600		W7LB = W7*70.906	00021600

21700	T7 = T5	00021700
21800	PM8 = 70.906*X8(1) + 2.016*X8(2) + 44.0098*X8(3) + 31.9988*X8(4)	00021800
21900	1 + 28.0134*X8(5)	00021900
22000	W8LB = W8*PM8	00022000
22100	W3 = W4	00022100
22200	W3LB = W4LB	00022200
22300	W10 = W9	00022300
22400	W10LB = W9LB	00022400
22500	T10 = TOUT	00022500
22600	W11 = W9	00022600
22700	W11LB = W9LB	00022700
22800	W12 = W16	00022800
22900	W12LB = W16LB	00022900
23000	T13 = T12	00023000
23100	W14 = W12	00023100
23200	W14LB = W12LB	00023200
23300	T15 = T14	00023300
23400	T16 = T14	00023400
23500	W17 = W13 + W15	00023500
23600	W17LB = W13LB + W15LB	00023600
23700	T17 = T14	00023700
23800	WRITE (6,137) W1,W1LB,T1,W2,W2LB,T2,W3,W3LB,T3,W4,W4LB,T4,W5,	00023800
23900	1 W5LB,T5,W6,W6LB,T6,W7,W7LB,T7,W8,W8LB,T8,W9,W9LB,T9,W10,W10LB,	00023900
24000	2 T10,W11,W11LB,T11,W12,W12LB,T12,W13,W13LB,T13,W14,W14LB,T14,	00024000
24100	3 W15,W15LB,T15,W16,W16LB,T16,W17,W17LB,T17	00024100
24200	120 FORMAT (7(//),19X,42(" *"),//,49X,5(" *")," COMPRESOR BAJA PRESION "	00024200
24300	1 ,5(" *"),//,61X,"-3 ETAPAS=",//,41X,"FLUJO DE GAS (KG/HR)",20X,	00024300
24400	2 F10.4//,41X,"CP/CV",35X,F10.4//,41X,"PRESION DE SUCCION (ATM)",	00024400
24500	3 16X,F10.4//,41X,"PRESION DE DESCARGA (ATM)",15X,F10.4//,41X,	00024500
24600	4 "RELACION DE COMPRESION",18X,F10.4//,41X,	00024600
24700	5 "DENSIDAD DEL GAS SUCCION (KG/M3)",7X,F10.4//,41X,	00024700

24600	5	"DELSIDAD DEL GAS DESCARGA (KG/M3)"	7X,F10.4,///,54X,	00024800
24900	6	"CONDICIONES EN ETAPAS:"	///,20X,"ETAPA",13X,"ENTRADA A ETAPAS",	00024900
25000	7	24X,"SALIDA DE ETAPAS"	///,30X,"TEMP (K)",4X,"P (ATM)",4X,	00025000
25100	8	"D(KG/M3)",8X,"TEMP (K)",4X,"P (ATM)",4X,"D(KG/M3)",	///,22X,"1",	00025100
25200	9	7X,F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4,9X,F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4,///,	22X,"2",	00025200
25300	1	7X,F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4,9X,F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4,///,	22X,"3",	00025300
25400	2	7X,F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4,9X,F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4,///,	53X,	00025400
25500	3	"POTENCIA TEORICA REQUERIDA"	///,51X,"ETAPA 1",5X,F12.4,1X,	00025500
25600	4	"(BHP)",///,51X,"ETAPA 2",5X,F12.4,1X,"(BHP)",	///,51X,"ETAPA 3",	00025600
25700	5	5X,F12.4,1X,"(BHP)",///,52X,"TOTAL",6X,F12.4,1X,"(BHP)",	///,19X,	00025700
25800	6	42(" *"),///,1H1)		00025800
25900	121	FORMAT (/,"1",,6(/),33X,33(" * ")),///,50X,		00025900
26000	1	"INTERENFRIADORES Y POSTENFRIADOR"	///,57X,	00026000
26100	1	"COMPRESOR 3 ETAPAS",///,58X,"INTERENFRIADOR 1",	///,49X,	00026100
26200	2	"LADO TUBOS (GAS)",4X,"LADO CORAZA (AGUA)",	///,33X,"T ENTRADA",	00026200
26300	3	11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)",	///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00026300
26400	4	F8.1,7X,"(GRADO K)",	///,33X,"FLUJO BASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00026400
26500	5	"(KG/HR)",///,33X,"Q TRANSMITIDO",7X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(KCAL/HR)",		00026500
26600	6	/)		00026600
26700	122	FORMAT (/,"1",,6(/),33X,33(" * ")),///,50X,		00026700
26800	1	"INTERENFRIADORES Y POSTENFRIADOR"	///,57X,	00026800
26900	1	"COMPRESOR 3 ETAPAS",///,58X,"INTERENFRIADOR 1",	///,49X,	00026900
27000	2	"LADO TUBOS (GAS)",4X,"LADO CORAZA (AGUA)",	///,33X,"T ENTRADA",	00027000
27100	3	11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)",	///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00027100
27200	4	F8.1,7X,"(GRADO K)",	///,33X,"FLUJO BASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00027200
27300	5	"(KG/HR)",///,33X,"Q TRANSMITIDO",8X,"EPROR",16X,"ERROR",	///,	00027300
27400	123	FORMAT (///,58X,"INTERENFRIADOR 2",	///,49X,	00027400
27500	2	"LADO TUBOS (GAS)",4X,"LADO CORAZA (AGUA)",	///,33X,"T ENTRADA",	00027500
27600	3	11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)",	///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00027600
27700	4	F8.1,7X,"(GRADO K)",	///,33X,"FLUJO BASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00027700
27800	5	"(KG/HR)",///,33X,"Q TRANSMITIDO",7X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(KCAL/HR)",		00027800

27900	6 /)		00027900
28000	124	FORMAT (///,58X,"INTERENFRIADOR 2",///,49X,	00028000
28100	2	"LADO TUBOS (GAS)",4X,"LADO CORAZA (AGUA)",///,33X,"T ENTRADA",	00028100
28200	3	11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)",///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00028200
28300	4	F8.1,7X,"(GRADO K)",///,33X,"FLUJO MASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00028300
28400	5	"(KG/HR)",///,33X,"Q TRANSMITIDO",8X,"ERROR",16X,"ERROR",/)	00028400
28500	125	FORMAT (///,59X,"POST-ENFRIADOR",///,49X,	00028500
28600	2	"LADO TUBOS (GAS)",4X,"LADO CORAZA (AGUA)",///,33X,"T ENTRADA",	00028600
28700	3	11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)",///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00028700
28800	4	F8.1,7X,"(GRADO K)",///,33X,"FLUJO MASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00028800
28900	5	"(KG/HR)",///,33X,"Q TRANSMITIDO",7X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(KCAL/HR)",	00028900
29000	6	///,33X,33(" * ") ,/,"1")	00029000
29100	126	FORMAT (///,59X,"POST-ENFRIADOR",///,49X,	00029100
29200	2	"LADO TUBOS (GAS)",4X,"LADO CORAZA (AGUA)",///,33X,"T ENTRADA",	00029200
29300	3	11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)",///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00029300
29400	4	F8.1,7X,"(GRADO K)",///,33X,"FLUJO MASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00029400
29500	5	"(KG/HR)",///,33X,"Q TRANSMITIDO",8X,"ERROR",16X,"ERROR",///,	00029500
29600	6	33X,33(" * ") ,/,"1")	00029600
29700	127	FORMAT (6(/),45X,23(" * ") ,///,56X,"LICHEFACTOR DE CLORO",///,	00029700
29800	1	58X,"- BAJA PRESION -",	00029800
29900	1	///,45X,"LADO CORAZA :",///,45X,"FLUIDO: REFRIGERANTE",///,45X,	00029900
30000	2	"LADO TUBOS :",///,45X,"FLUIDO: CLORO GASEOSO (MEZCLA)",///,45X,	00030000
30100	3	"T ENTRADA",15X,F8.2,4X,"(GRADO K)",///,45X,"T SALIDA",16X,F8.2,	00030100
30200	4	4X,"(GRADO K)",///,45X,"P SALIDA",16X,F8.2,4X,"(ATM)",///,45X,	00030200
30300	5	"GAS A LA ENTRADA",8X,F8.2,4X,"(KG/HR)",///,45X,"GAS A LA SALIDA",	00030300
30400	6	9X,F8.2,4X,"(KG/HR)",///,45X,"CLORO LIQUIDO SALIDA",4X,F8.2,4X,	00030400
30500	7	"(KG/HR)",///,45X,"CALOR TRANSMITIDO",2X,F13.2,4X,"(KCAL/HP)",///,	00030500
30600	8	45X,"TUNS DE REFRIGERACION",3X,F8.2,4X,"(TONS)",///,45X,23(" * ")	00030600
30700	136	FORMAT (6(/),45X,23(" * ") ,///,56X,"LICHEFACTOR DE CLORO",///,	00030700
30800	1	58X,"- ALTA PRESION -",	00030800
30900	1	///,45X,"LADO CORAZA :",///,45X,"FLUIDO: REFRIGERANTE",///,45X,	00030900

31000		2 "LADO TUBOS : "///,45X,"FLUIDO: CLORO GASEOSO (MEZCLA)"///,45X,	00031000
31100		3 "T ENTRADA",15X,F8.2,4X,"(GRADO K)"///,45X,"T SALIDA",16X,F8.2,	00031100
31200		4 4X,"(GRADO K)"///,45X,"P SALIDA",16X,F8.2,4X,"(ATM)"///,45X,	00031200
31300		5 "GAS A LA ENTRADA",8X,F8.2,4X,"(KG/HR)"///,45X,"GAS A LA SALIDA",	00031300
31400		6 9X,F8.2,4X,"(KG/HR)"///,45X,"CLORO LIQUIDO SALIDA",4X,F8.2,4X,	00031400
31500		7 "(KG/HR)"///,45X,"CALOR TRANSMITIDO",2X,F13.2,4X,"(KCAL/HR)"///,	00031500
31600		8 45X,"TONS DE REFRIGERACION",3X,F8.2,4X,"(TONS)"///,	00031600
31700		9 45X,23(" * ")///,1H1)	00031700
31800	130	FORMAT (/,"1"5(/),33X,33(" * ")///,51X,	00031800
31900		1 "INTERENFRIADOR Y POSTENFRIADOR"///,57X,	00031900
32000		1 "COMPRESOR 2 LTAPAS"///,59X,"INTERENFRIADOR"///,49X,	00032000
32100		2 "LADO TUBOS (GAS)"4X,"LADO CORAZA (AGUA)"///,33X,"T ENTRADA",	00032100
32200		3 11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)"///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00032200
32300		4 F8.1,7X,"(GRADO K)"///,33X,"FLUJO MASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00032300
32400		5 "(KG/HR)"///,33X,"Q TRANSMITIDO",7X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(KCAL/HR)",	00032400
32500		6 5(/))	00032500
32600	131	FORMAT (/,"1H1",10(/),33X,33(" * ")///,51X,	00032600
32700		1 "INTERENFRIADOR Y POSTENFRIADOR"///,57X,	00032700
32800		1 "COMPRESOR 2 LTAPAS"///,59X,"INTERENFRIADOR"///,49X,	00032800
32900		2 "LADO TUBOS (GAS)"4X,"LADO CORAZA (AGUA)"///,33X,"T ENTRADA",	00032900
33000		3 11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)"///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00033000
33100		4 F8.1,7X,"(GRADO K)"///,33X,"FLUJO MASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00033100
33200		5 "(KG/HR)"///,33X,"Q TRANSMITIDO",8X,"ERROR",16X,"ERROR",5(/))	00033200
33300	132	FORMAT (///,59X,"POST-ENFRIADOR"///,49X,	00033300
33400		2 "LADO TUBOS (GAS)"4X,"LADO CORAZA (AGUA)"///,33X,"T ENTRADA",	00033400
33500		3 11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)"///,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00033500
33600		4 F8.1,7X,"(GRADO K)"///,33X,"FLUJO MASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00033600
33700		5 "(KG/HR)"///,33X,"Q TRANSMITIDO",7X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(KCAL/HR)",	00033700
33800		6 ///,33X,33(" * ")///,1H1)	00033800
33900	133	FORMAT (///,59X,"POST-ENFRIADOR"///,55X,	00033900
34000		2 "LADO TUBOS (GAS)"4X,"LADO CORAZA (AGUA)"///,33X,"T ENTRADA",	00034000

34100	3	11X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)"//,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,	00034100
34200	4	F8.1,7X,"(GRADO K)"//,33X,"FLUJO MASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00034200
34300	5	"(KG/HR)"//,33X,"Q TRANSMITIDO",8X,"ERROR",16X,"ERROR"//,	00034300
34400	6	33X,33(" * ")//,1H1)	00034400
34500	134	FORMAT (4(//),19X,42(" *"))//,49X,5(" *"),"COMPRESOR ALTA PRESION",	00034500
34600	1	5(" *")//,61X,"-2 ETAPAS-",//,41X,"FLUJO DE GAS (KG/HR)",20X,	00034600
34700	2	F10.4//,41X,"CP/CV",35X,F10.4//,41X,"PRESION DE SUCCION (ATM)",	00034700
34800	3	16X,F10.4//,41X,"PRESION DE DESCARGA (ATM)",15X,F10.4//,41X,	00034800
34900	4	"RELACION DE COMPRESION",18X,F10.4//,41X,	00034900
35000	5	"DENSIDAD DEL GAS SUCCION (KG/M3)",8X,F10.4//,41X,"DENSIDAD DEL	00035000
35100	6	GAS DESCARGA (KG/M3)",7X,F10.4//,54X,"CONDICIONES EN ETAPAS:",	00035100
35200	7	//,20X,"ETAPA",13X,"ENTRADA A ETAPAS",24X,"SALIDA DE ETAPAS"//,	00035200
35300	8	30X,"TEMP (K)",4X,"P (ATM)",4X,"D(KG/M3)",8X,"TEMP (K)",4X,	00035300
35400	9	"P (ATM)",4X,"D(KG/M3)"//,22X,"1",7X,F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4,9X,	00035400
35500	1	F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4//,22X,"2",7X,F8.4,5X,F6.4,6X,F6.4,9X,F8.4,	00035500
35600	2	5X,F6.4,5X,F7.4//,53X,"POTENCIA TEORICA REQUERIDA",//,51X,	00035600
35700	3	"ETAPA 1",5X,F12.4,1X,"(BHP)",//,51X,"ETAPA 2",5X,F12.4,1X,	00035700
35800	4	"(BHP)"//,52X,"TOTAL",6X,F12.4,1X,"(BHP)"//,19X,42(" *")//,1H1)	00035800
35900	135	FORMAT (12(//),33X,35(" * ")//,55X,"CAMBIADOR DE CALOR E-2",//,52X,	00035900
36000	2	"LADO TUBOS",11X,"LADO CORAZA",//,33X,"FLUIDO",13X,"CLORO GAS",	00036000
36100	2	11X,"CLORO LIQUIDO",//,33X,"T ENTRADA",11X,F8.1,13X,F8.1,7X,	00036100
36200	3	"(GRADO K)"//,33X,"T SALIDA",12X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(GRADO K)",	00036200
36300	4	//,33X,"FLUJO MASICO",8X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(KG/HR)"//,33X,	00036300
36400	5	"Q TRANSMITIDO",7X,F8.1,13X,F8.1,7X,"(KCAL/HR)"//,33X,	00036400
36500	6	35(" * ")//,1H1)	00036500
36600	137	FORMAT (6(//),33X,33(" * ")//,55X,"- TABLA DE CORRIENTES -",//,	00036600
36700	1	33X,"CORRIENTE",4X,	00036700
36800	1	"ESTADO",4X,"FLUJO MOLAR",4X,"FLUJO MASICO",4X,"TEMPERATURA",//,	00036800
36900	2	46X,"FISICO",4X,"(KG MOL/HR)",6X,"(KG/HR)",8X,"(GRADO K)"//,	00036900
37000	3	37X,"1",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2//,	00037000
37100	4	37X,"2",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2//,	00037100

37200	5	37X,"3",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00037200
37300	6	37X,"4",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00037300
37400	7	37X,"5",8X,"GAS-LIQ",5X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00037400
37500	8	37X,"6",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00037500
37600	9	37X,"7",8X,"LIQUIDO",5X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00037600
37700	1	37X,"8",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00037700
37800	2	37X,"9",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00037800
37900	3	36X,"10",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00037900
38000	4	36X,"11",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00038000
38100	5	36X,"12",8X,"LIQUIDO",5X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00038100
38200	6	36X,"13",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00038200
38300	7	36X,"14",8X,"LIQUIDO",5X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00038300
38400	8	36X,"15",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00038400
38500	9	36X,"16",8X,"LIQUIDO",5X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///	00038500
38600	1	36X,"17",8X,"GAS",9X,F8.4,7X,F8.2,8X,F6.2,///,33X,33(" * ") , / , 1H1)	00038600
38700		CALL EXIT	00038700
38800		END	00038800
38900		SUBROUTINE TME4CL (W1,W2,W3,X1,X2,X3,T1,T2,T3,TM,A)	00038900
39000	C	CALCULA LA TEMPERATURA DE MEZCLA DE 3 CORRIENTES GASEOSAS	00039000
39100		DIMENSION A(20,20),DHC(20,20),X(20,20),X1(20),X2(20),X3(20),W(20),	00039100
39200		1 T(20),DH(20)	00039200
39300		REAL INC	00039300
39400		IF(T1-T2)90,90,91	00039400
39500	90	IF(T1-T3)92,92,93	00039500
39600	91	IF(T2-T3)94,94,93	00039600
39700	92	TS=T1	00039700
39800		GO TO 95	00039800
39900	93	TS=T3	00039900
40000		GO TO 95	00040000
40100	94	TS=T2	00040100
40200	C	UTILIZO T MENOR COMO TS.	00040200

40300	95	W(1)=W1	00040300
40400		W(2)=W2	00040400
40500		W(3)=W3	00040500
40600		DD 96 I=1,5	00040600
40700		X(1,I)=X1(I)	00040700
40800		X(2,I)=X2(I)	00040800
40900	96	X(3,I)=X3(I)	00040900
41000		T(1)=T1	00041000
41100		T(2)=T2	00041100
41200		T(3)=T3	00041200
41300	99	TOL=0.00001	00041300
41400		INC=5.	00041400
41500	100	TM=TS	00041500
41600		DD 11 K=1,3	00041600
41700	11	DH(K)=0.	00041700
41800		DD 101 K=1,3	00041800
41900		DD 101 I=1,5	00041900
42000		DHC(K,I)=W(K)*X(K,I)*(A(I,1)*(TM-T(K)) + A(I,2)/2.*	00042000
42100		1(TM**2-T(K)**2) + A(I,3)/3.*(TM**3-T(K)**3) + A(I,4)/4.*	00042100
42200		2(TM**4-T(K)**4))	00042200
42300	101	DH(K)=DH(K)+DHC(K,I)	00042300
42400		FE1=(DH(1)+DH(2)+DH(3))**2	00042400
42500		IF(FE1.LE.TOL)GO TO 107	00042500
42600	102	TM=TS+INC	00042600
42700		L=1	00042700
42800	103	DD 12 K=1,3	00042800
42900	12	DH(K)=0.	00042900
43000		DD 104 K=1,3	00043000
43100		DD 104 I=1,5	00043100
43200		DHC(K,I)=W(K)*X(K,I)*(A(I,1)*(TM-T(K)) + A(I,2)/2.*	00043200
43300		1(TM**2-T(K)**2) + A(I,3)/3.*(TM**3-T(K)**3) + A(I,4)/4.*	00043300

43400		2(TN**4-T(K)**4))	00043400
43500	104	DH(K)=DH(K)+DHC(K,I)	00043500
43600		FE2=(DH(1)+DH(2)+DH(3))**2	00043600
43700		IF(FE2.LE.FE1)GO TO 106	00043700
43800		IF(L.LQ.2)GO TO 105	00043800
43900		TH = TS - INC	00043900
44000		L=2	00044000
44100		GO TO 103	00044100
44200	105	INC=INC/2.	00044200
44300		GO TO 102	00044300
44400	106	TS=TH	00044400
44500		GO TO 100	00044500
44600	107	CONTINUE	00044600
44700		RETURN	00044700
44800		END	00044800
44900	C	DHC(K,I) CAMBIO DE ENTALPIA DEL COMPONENTE "I" EN LA CORRIENTE "K"	00044900
45000	C	CON UN CAMBIO DE TEMPERATURA DESDE TK HASTA TH.	00045000
45100	C	DH(K) = CAMBIO DE ENTALPIA TOTAL PARA LA CORRIENTE "K".	00045100
45200		SUBROUTINE RELAC (R1,PD,PS)	00045200
45300	C	CALCULA LA RELACION DE COMPRESION PARA 3 ETAPAS CON INTERENFRIADOR	00045300
45400		A = 0.13605	00045400
45500	C	A = CAIDA DE PRESION EN INTERENFRIADOR (2 PSI)	00045500
45600		RS= 1.0	00045600
45700		R = RS	00045700
45800	1	FUN = ((PD + A*R + A*R**2)/(PS*R**2) - F)**2	00045800
45900		DFUN = 2.*SQRT(FUN)*((((A+2*A*R)*PS*R**2 - (PD+A*R+A*R**2)*2*R*PS)	00045900
46000	1	/(PS*R**2)**2)-1)	00046000
46100		IF (FUN.LE.0.0001) GO TO 2	00046100
46200		R = R - FUN/DFUN	00046200
46300		GO TO 1	00046300
46400	2	R1 = R	00046400

```

46500      RETURN                                00046500
46600      END                                  00046600
46700      SUBROUTINE QINIER (A,T1,T2,X,QT)      00046700
46800      C  CALCULA EL CALOR TRANSFERIDO DEL GAS AL AGUA DE ENFRIAMIENTO  00046800
46900      C  EL UN INTERENFRIADOR O POSTENFRIADOR:  00046900
47000      DIMENSION A(20,20), QC(20), X(20)    00047000
47100      QT=0.                                  00047100
47200      DO 1 I=1,5                             00047200
47300      QC(I) = A(I,1)*(T2-T1) + (A(I,2)*(T2**2-T1**2))/2. +  00047300
47400      1 (A(I,3)*(T2**3-T1**3))/3. + (A(I,4)*(T2**4-T1**4))/4.  00047400
47500      1  QT = QT + QC(I)*X(I)                00047500
47600      RETURN                                00047600
47700      END                                  00047700
47800      C  QC = CALOR PERDIDO POR COMPONENTE (KCAL/KGMDL)  00047800
47900      SUBROUTINE COMPRE (PS1,PD1,R,PS,DGS,PD,DGD,T,TS,PM,BHP,W,GM)  00047900
48000      C  CALCULA CARACTERISTICAS DEL COMPRESOR  00048000
48100      DIMENSION T(20),TS(20),PS(20),PD(20),DGS(20),DGD(20),BHP(20)  00048100
48200      WM = W*PM                               00048200
48300      PS(1) = PS1                             00048300
48400      DO 10 I=1,3                             00048400
48500      PL(I) = R*PS(I)                         00048500
48600      PS(I+1) = PD(I) = 0.13605              00048600
48700      DGS(I) = (PM/22.4)*(273.3/T(I))*PS(I)  00048700
48800      DGD(I) = (PM/22.4)*(273.3/TS(I))*PD(I)  00048800
48900      BHP(I) = 144.*(8.652089/33000)*(GM/(GM-1))*PS(I)*(WM/DGS(I))*  00048900
49000      1 (R**((GM-1)/GM) - 1.)                00049000
49100      10  CONTINUE                            00049100
49200      BHP(4) = BHP(1) + BHP(2) + BHP(3)     00049200
49300      BHP(5) = BHP(1) + BHP(2)              00049300
49400      RETURN                                00049400
49500      END                                  00049500

```


52700		T1 = TG1	00052700
52800		TS = T1	00052800
52900		T2 = TS	00052900
53000	3	FUN = (AM(1)*(T2-T1) + AM(2)*(T2**2-T1**2)/2 +	00053000
53100		1 AM(3)*(T2**3-T1**3)/3 + AM(4)*(T2**4-T1**4)/4 - QM)**2	00053100
53200	4	DFUN = 2.*SQRT(FUN)*(AM(1) + AM(2)*T2 + AM(3)*T2**2	00053200
53300		1 + AM(4)*T2**3)	00053300
53400		IF (FUN.LE.0.0001) GO TO 5	00053400
53500		T2 = T2 - FUN/DFUN	00053500
53600		GO TO 3	00053600
53700	5	TG2 = T2	00053700
53800		RETURN	00053800
53900		END	00053900
54000	C	WL = FLUJO MOLAR DEL LIQUIDO (KG MOL/HR)	00054000
54100	C	WG = FLUJO MOLAR DEL GAS (KG MOL/HR)	00054100

LIQUEFACTOR DE CLORO

- BAJA PRESION -

LADO CORAZA :

FLUIDO: REFRIGERANTE

LADO TUBOS :

FLUIDO: CLORO GASEOSO (MEZCLA)

T ENTRADA	311.30	(GRADO K)
T SALIDA	252.78	(GRADO K)
P SALIDA	3.04	(ATM)
GAS A LA ENTRADA	20051.67	(KG/HR)
GAS A LA SALIDA	1840.33	(KG/HR)
CLORO LIQUIDO SALIDA	18211.34	(KG/HR)
CALOR TRANSMITIDO	1300441.52	(KCAL/HR)
TONS DE REFRIGERACION	430.04	(TONS)

INTERENFRIADORES Y POSTENFRIADOR
COMPRESOR 3 ETAPAS

INTERENFRIADOR 1

	LADO TUBOS (GAS)	LADO CORAZA (AGUA)	
T ENTRADA	350.8	305.3	(GRADO K)
T SALIDA	311.3	311.3	(GRADO K)
FLUJO MASICO	20051.7	15657.0	(KG/HR)
Q TRANSMITIDO	93941.7	93941.7	(KCAL/HR)

INTERENFRIADOR 2

	LADO TUBOS (GAS)	LADO CORAZA (AGUA)	
T ENTRADA	351.3	305.3	(GRADO K)
T SALIDA	311.3	311.3	(GRADO K)
FLUJO MASICO	20051.7	15832.6	(KG/HR)
Q TRANSMITIDO	94995.6	94995.6	(KCAL/HR)

POST-ENFRIADOR

	LADO TUBOS (GAS)	LADO CORAZA (AGUA)	
T ENTRADA	351.3	305.3	(GRADO K)
T SALIDA	311.3	311.3	(GRADO K)
FLUJO MASICO	20051.7	15832.6	(KG/HR)
Q TRANSMITIDO	94995.6	94995.6	(KCAL/HR)

***** COMPRESOR BAJA PRESION *****

-3 ETAPAS-

FLUJO DE GAS (KG/HR)	20051.6740
CP/CV	1.3324
PRESION DE SUCCION (ATM)	1.0000
PRESION DE DESCARGA (ATM)	3.7211
RELACION DE COMPRESION	1.6230
DENSIDAD DEL GAS SUCCION (KG/M3)	2.7066
DENSIDAD DEL GAS DESCARGA (KG/M3)	8.8536

CONDICIONES EN ETAPAS:

ETAPA	ENTRADA A ETAPAS			SALIDA DE ETAPAS		
	TEMP (K)	P (ATM)	D (KG/M3)	TEMP (K)	P (ATM)	D (KG/M3)
1	310.9097	1.0000	2.7066	350.8300	1.6230	3.8929
2	311.3000	1.4869	4.0195	351.2704	2.4132	5.7811
3	311.3000	2.2772	6.1557	351.2704	3.7211	8.8536

POTENCIA TEORICA REQUERIDA

ETAPA 1	143.9674 (BHP)
ETAPA 2	144.1481 (BHP)
ETAPA 3	144.1481 (BHP)
TOTAL	432.2636 (BHP)

INTERENFRIADOR Y POSTENFRIADOR
COMPRESOR 2 ETAPAS

INTERENFRIADOR

	LADO TUBOS (GAS)	LADO CORAZA (AGUA)	
T ENTRADA	320.3	305.3	(GRADO K)
T SALIDA	311.3	311.3	(GRADO K)
FLUJO MASICO	2350.2	582.4	(KG/HR)
Q TRANSMITIDO	3494.4	3494.4	(KCAL/HR)

POST-ENFRIADOR

	LADO TUBOS (GAS)	LADO CORAZA (AGUA)	
T ENTRADA	367.2	305.3	(GRADO K)
T SALIDA	311.3	311.3	(GRADO K)
FLUJO MASICO	2350.2	3665.6	(KG/HR)
Q TRANSMITIDO	21993.4	21993.4	(KCAL/HR)

*****COMPRESOR ALTA PRESION*****

-2 ETAPAS-

FLUJO DE GAS (KG/HR)	2350.1939
CP/CV	1.3700
PRESION DE SUCCION (ATM)	2.7686
PRESION DE DESCARGA (ATM)	9.1634
RELACION DE COMPRESION	1.8440
DENSIDAD DEL GAS SUCCION (KG/M3)	5.6720
DENSIDAD DEL GAS DESCARGA (KG/M3)	13.8770

CONDICIONES EN ETAPAS:

ETAPA	ENTRADA A ETAPAS			SALIDA DE ETAPAS		
	TEMP (K)	P (ATM)	D(KG/M3)	TEMP (K)	P (ATM)	D(KG/M3)
1	271.4691	2.7686	5.6720	320.2562	5.1054	0.8659
2	311.3000	4.9693	6.8779	367.2453	9.1634	13.8770

POTENCIA TEORICA REQUERIDA

ETAPA 1	28.8200 (BHP)
ETAPA 2	33.0485 (BHP)
TOTAL	61.8685 (BHP)

CAMBIADOR DE CALOR E-2

	LADO TUBOS	LADO CORAZA	
FLUIDO	CLORO GAS	CLORO LIQUIDO	
I ENTRADA	311.3	213.9	(GRADO K)
I SALIDA	293.7	237.8	(GRADO K)
FLUJO MASICO	2350.2	1301.3	(KG/HR)
W TRANSMITIDO	7089.3	7089.3	(KCAL/HR)

LICUEFACTOR DE CLORO

- ALTA PRESION -

LADO CORAZA :

FLUIDO: REFRIGERANTE

LADO TUBOS :

FLUIDO: CLOPO GASEOSO (MEZCLA)

T ENTRADA	293.74	(GRADO K)
T SALIDA	213.89	(GRADO K)
P SALIDA	8.48	(ATM)
GAS A LA ENTRADA	2350.19	(KG/HR)
GAS A LA SALIDA	1048.90	(KG/HR)
CLOPO LIQUIDO SALIDA	1301.30	(KG/HR)
CALOR TRANSMITIDO	121301.93	(KCAL/HR)
TONS DE REFRIGERACION	40.11	(TONS)

- TABLA DE CORRIENTES -

CORRIENTE	ESTADO FISICO	FLUJO MOLAR (KG MOL/HR)	FLUJO MASICO (KG/HR)	TEMPERATURA (GRADO K)
1	GAS	288.4164	19896.07	311.10
2	GAS	1.0990	69.82	259.20
3	GAS	290.7252	20051.67	310.91
4	GAS	290.7252	20051.67	311.30
5	GAS-LIQ	290.7252	20051.67	252.78
6	GAS	33.8874	1840.33	252.78
7	LIQUIDO	256.8378	18211.34	252.78
8	GAS	17.6714	509.86	311.10
9	GAS	51.5588	2350.19	271.47
10	GAS	51.5588	2350.19	311.30
11	GAS	51.5588	2350.19	293.74
12	LIQUIDO	18.3524	1301.30	213.89
13	GAS	33.2064	1048.90	213.89
14	LIQUIDO	18.3524	1301.30	237.77
15	GAS	0.0000	0.00	237.77
16	LIQUIDO	18.3524	1301.30	237.77
17	GAS	33.2064	1048.90	237.77

196

```

40      SET FILE                                00000040
45      C          YA ESTA REC.                 00000045
50      FILE      C=PRI,UI,I=PFINTER,RECORD=22 00000050
60      FILE      S=LLL,UNIT=PRINTER,RECORD=22 00000060
100     C          CALCULO DE INTERFERIADRES    00000100
200     C          DS = DIAMETRO INTERNO DEL SHELL (PULGADAS) 00000200
300     C          SD = DIAMETRO SUPUESTO      00000300
400     C          PT = PITCH (PULGADAS)       00000400
500     C          P  = NUMERO DE PASOS EN LOS TUBOS 00000500
600     C          NT = NUMERO DE TUBOS EN EL SHELL 00000600
700     C          ARR = 1 SI ARREGLO ES TRIANGULAR, ARR = 0 SI ARREGLO ES CUADRADO 00000700
800     C          READ /, G,L,ALT,WT,ST,DT,ODT,P,PT,CG,BG 00000800
900     C          1 TS1,TS2,T1,T2,DE,NE,ARR,D 00000900
1000    DIMENSION A(5,5), B(5,5), C(5,5), AIG(5), BHG(5), CMG(5), 00001000
1100    1 X(20) 00001100
1200    REAL NU,NUS,KT,KS,KC,KL 00001200
1300    DATA DT,ODT,L,ALT,CG,BG /0.04867,0.0625,10.0,0.1963,0.1875,6.0/ 00001300
1400    DATA P,PT,ST,NE /1.0,0.9375,0.001861,20/ 00001400
1500    DATA A1,B1 /0.01208,-0.18957/ 00001500
1600    DATA A2,B2,C2 /0.16826,-1.74948,0.13292/ 00001600
1700    DATA WT,G /44205.69,372784.52/ 00001700
1710    C          DATA WT,G /44205.69,376966.66/ 00001710
1720    C          DATA WT,G /44205.69,376966.66/ 00001720
1730    C          DATA WT,G /5181.22,13866.67/ 00001730
1740    C          DATA WT,G /5181.22,87275.40/ 00001740
1800    DATA T1,T2,TS1,TS2 /171.5,100.4,89.0,100.4/ 00001800
1810    C          DATA T1,T2,TS1,TS2 /172.3,100.4,89.0,100.4/ 00001810
1820    C          DATA T1,T2,TS1,TS2 /172.3,100.4,89.0,100.4/ 00001820
1830    C          DATA T1,T2,TS1,TS2 /116.5,100.4,89.0,100.4/ 00001830
1840    C          DATA T1,T2,TS1,TS2 /201.0,100.4,89.0,100.4/ 00001840

```

1900		DATA RDS, PBT /0.0020,0.0015/	00001900
2000		DATA PTIN /23.8516/	00002000
2010	C	DATA PTIN /35.4644/	00002010
2020	C	DATA PTIN /54.6853/	00002020
2030	C	DATA PTIN /75.0290/	00002030
2040	C	DATA PTIN /134.0653/	00002040
2100		DATA (X(I),I=1,5) /0.950726,0.003968,0.010913,0.026925,0.007468/	00002100
2110	C	DATA (X(I),I=1,5) /0.379415,0.022410,0.061637,0.223798,0.312744/	00002110
2200		DATA (A(1,J),J=1,4) /6.8214, 0.57095 E-2, -0.5107 E-5, 1.547 E-9/	00002200
2300		DATA (A(2,J),J=1,4) /6.952, -0.04576 E-2, 0.09563 E-5, -0.2079 E-9/	00002300
2400		DATA (A(3,J),J=1,4) /5.316, 1.4285 E-2, -0.8362 E-5, 1.748 E-9/	00002400
2500		DATA (A(4,J),J=1,4) /6.085, 0.3631 E-2, -0.1709 E-5, 0.3133 E-9/	00002500
2600		DATA (A(5,J),J=1,4) /6.903, -0.03753 E-2, 0.1930 E-5, -0.6861 E-9/	00002600
2700		DATA (B(1,J),J=1,4) /3.25, 5.8 E-2, 0.21 E-4, -1.25 E-8/	00002700
2800		DATA (B(2,J),J=1,4) /19.34, 159.74 E-2, -9.93 E-4, 37.29 E-8/	00002800
2900		DATA (B(3,J),J=1,4) /-17.23, 19.14 E-2, 0.1308 E-4, -2.514 E-8/	00002900
3000		DATA (B(4,J),J=1,4) /-0.7816, 23.8 E-2, -0.8939 E-4, 2.324 E-8/	00003000
3100		DATA (B(5,J),J=1,4) /0.9359, 23.44 E-2, -1.21 E-4, 3.591 E-8/	00003100
3200		DATA (C(1,J),J=1,3) /5.175, 45.69 E-2, -88.54 E-6/	00003200
3300		DATA (C(2,J),J=1,3) /21.87, 22.20 E-2, -37.51 E-6/	00003300
3400		DATA (C(3,J),J=1,3) /25.45, 45.49 E-2, -86.49 E-6/	00003400
3500		DATA (C(4,J),J=1,3) /18.11, 66.32 E-2, -187.9 E-6/	00003500
3600		DATA (C(5,J),J=1,3) /30.43, 49.82 E-2, -109.3 E-6/	00003600
3700		CC 7 J=1,4	00003700
3800		AM = 0.	00003800
3900		BM = 0.	00003900
4000		CM = 0.	00004000
4100		CC 6 I=1,5	00004100
4200		AM = A(I,J)*X(I) + AM	00004200
4300		BM = B(I,J)*X(I) + BM	00004300
4400	6	CM = C(I,J)*X(I) + CM	00004400

4500		CONTINUE	00004500
4600		AMG(J) = A _J	00004600
4700		BMG(J) = B _J	00004700
4800	7	CMG(J) = C _J	00004800
4900		PMG = 70.906*X(1) + 2.01594*X(2) + 44.0099*X(3) + 31.9988*X(4) +	00004900
5000		1 28.134*X(5)	00005000
5100		TPG = (0.5*(T1+T2)+460)/1.8	00005100
5200		FMCG = (PMG/359)*(273.3/TPG)*(PTIN/14.696)	00005200
5300		SGR = FMCG/62.4269	00005300
5400		CPG = AMG(1) + AMG(2)*TPG + AMG(3)*TPG**2 + AMG(4)*TPG**3	00005400
5500		KG = BMG(1) + BMG(2)*TPG + BMG(3)*TPG**2 + BMG(4)*TPG**3	00005500
5600		VISG = CMG(1) + CMG(2)*TPG + CMG(3)*TPG**2	00005600
5700		CPT = CPG/PMG	00005700
5800		KT = KG*(2.41905E-04)	00005800
5900		VIST = VISG*(2.41905E-04)	00005900
6000		T = (0.5*(TS1+TS2)+460.)/1.8	00006000
6100		CPL = 0.6741 + (2.825E-3)*T - (8.371E-6)*T**2 + (8.601E-9)*T**3	00006100
6200		KL = -916.62 + (1254.73E-2)*T - (152.12E-4)*T**2	00006200
6300		VLCG = -10.73 + (1828)/T + (1.966E-2)*T - (14.66E-6)*T**2	00006300
6400		SGS = 0.3471*(0.2740**(-(1.-T/647.5)**0.285714))	00006400
6500		RFCL = SGS*62.4269	00006500
6600		CPS = CPL	00006600
6700		KS = KL*(2.41905E-04)	00006700
6800		VISS = (10**VLCG)*2.41905	00006800
6900		ARR = 1	00006900
7000	C	D = DIAMETRO EXTERNO DEL TUBO, INCHES	00007000
7100		L = 0.75	00007100
7200		IF (ARR.EQ.0) GO TO 8	00007200
7300		LE = (1.72*PT**2 - 0.5*3.1416*D**2)/(3.1416*D*6.)	00007300
7400		GO TO 9	00007400
7500	8	LE = (4*PT**2 - 3.1416*D**2)/(3.1416*D*12.)	00007500

7600	9	CONTINUE	00007600
7700		RD = RDS + RDT	00007700
7800		TD = ((T1-TS2)-(T2-TS1))/(ALOG((T1-TS2)/(T2-TS1)))	00007800
7900		VREC = 150000.	00007900
8000	10	VELCC = VREC	00008000
8100		CT = VELCC*RFCC	00008100
8200		NT = (WT*P)/(CT*ST)	00008200
8300		AREA = NT*ALT*L	00008300
8400		RE = DT*GT/VIST	00008400
8500		IF (RE.LE.2100) GO TO 60	00008500
8600		PR = CPT*VIST/KT	00008600
8700		NL = 0.027*(RE**0.8)*(PR**0.33)	00008700
8800		FI = NL*KT/DT	00008800
8900		FIC = FI*DT/CT	00008900
9000		CALL DIAMSE (P,NT,PT,DS,ARR,D)	00009000
9100	C	FS = PASCS PCR LA CCRAZA	00009100
9200		FS = 1	00009200
9300		AS = (DS*CG*EQ)/(144*PT*FS)	00009300
9400		WS = G/(CPS*(TS2-TS1))	00009400
9500		GS = WS/AS	00009500
9600		RES = DE*GS/VISS	00009600
9700		PRS = CPS*VISS/KS	00009700
9800		NLS = 0.36*(RES**0.55)*(PRS**0.33)	00009800
9900		FC = NLS*KS/DE	00009900
10000		LC = FIC*FC/(FIC + FC)	00010000
10100		LD = 1/(1/LC + FD)	00010100
10200		AREAC = 1.25*G/(LD*TD)	00010200
10300		IF (ABS((AREA-AREAC)/AREA).LE.0.1) GO TO 20	00010300
10400		ARLA = 0.5*(AREA+AREAC)	00010400
10500		NT = AREA/(ALT*L)	00010500
10600		VREC = (WT*P)/(NT*ST*RFCC)	00010600

10700		GC TC 10	00010700
10800	C	CHECC CAIDA DE PRESION	00010800
10900	20	CONTINUE	00010900
11000		IF (RE.LE.2100) GC TC 25	00011000
11100		FF = $C \cdot 0.48 / (RE^{**}C \cdot 2)$	00011100
11200		GC TC 30	00011200
11300	25	FF = 16/RE	00011300
11400	30	FT = FF/144	00011400
11500		DPT = $FT \cdot (GT^{**}2) \cdot L \cdot P / (5.22 \cdot (10^{**}10) \cdot DT \cdot SGR)$	00011500
11600		VT = $GT / (SGR \cdot 62.5 \cdot 3600)$	00011600
11700		DPR = $4 \cdot (VT^{**}2) \cdot SGR \cdot 62.5 \cdot P / (2 \cdot 32.2 \cdot 144)$	00011700
11800		DPTT = DPT + DPR	00011800
11900	C	CHECC CAIDA DE PRESION EN SHELL	00011900
12000		CONTINUE	00012000
12100	40	IF (RES.LE.400) GC TC 45	00012100
12200		FS = $A1 \cdot (RES^{**}B1)$	00012200
12300		GC TC 50	00012300
12400	45	FSL = $A2 + B2 \cdot (ALOG(RES)) + C2 \cdot (ALOG(RES))^{**}2$	00012400
12500		FS = EXP(FSL)	00012500
12600	50	LFS = $FS \cdot (GS^{**}2) \cdot (DS/12) \cdot (NB+1) / ((5.22 \cdot E10) \cdot DE \cdot SGS)$	00012600
12700		GC TC 62	00012700
12800	60	CONTINUE	00012800
12900	61	FORMAT (10X,"FLUJO LAMINAR")	00012900
13000		VREC = $\rho \cdot C \cdot VREC$	00013000
13100		GC TC 10	00013100
13200	62	CONTINUE	00013200
13300		VT = $VELCC/3600.$	00013300
13400		WRITE (6,70) WS,WT,RHCL,RHCG,VISS,VIST,CPS,CPT,KS,KT,TS1,TS2,	00013400
13500		1 T1,T2,FTI _N ,FS,F,VT,LPS,DPTT,RDS,RUT,G,TD,LD,AREA	00013500
13600		IF (ARR.EC.C) GC TC 63	00013600
13700		WRITE (6,71) NT,D,L	00013700

13800		60 TL 64	00013800
13900	63	WHITE (6,72) RT,D,L	00013900
14000	64	CONTINUE	00014000
14100	70	FORMAT (/ ,1H1,6(/),26X,38(" * "),//,58X,"INTERENFRIADOR 1",//,54X,	00014100
14110	C70	FORMAT (/ ,1H1,6(/),26X,38(" * "),//,58X,"INTERENFRIADOR 2",//,54X,	00014110
14120	C70	FORMAT (/ ,1H1,6(/),26X,38(" * "),//,59X,"INTERENFRIADOR",//,54X,	00014120
14130	C70	FORMAT (/ ,1H1,6(/),26X,38(" * "),//,60X,"PCSTENFRIADOR",//,54X,	00014130
14200		1 "COMPRESOR DE BAJA PRESION",//,53X,"LADO CIGRAZA",5X,	00014200
14210	C	1 "COMPRESOR DE ALTA PRESION",//,53X,"LADO CIGRAZA",5X,	00014210
14300		2 "LADO TUBOS",6X,"UNIDADES",//,26X,"FLUIDO",25X,"AGLA",12X,"GAS"	00014300
14400		3 //,26X,"FLUJO",22X,F10.2,6X,F10.2,7X,"LB/HR",//,26X,"DENSIDAD",	00014400
14500		4 19X,F10.6,7X,F9.6,7X,"LB/FT3",//,26X,"VISCOSIDAD"18X,F9.6,7X,F9.6	00014500
14600		5 ,7X,"LB/FT HP",//,26X,"CALOR ESPECIFICO "11X,F9.6,7X,F9.6,7X,	00014600
14700		6 "BTU/LB GRAD F",//,26X,"CONDUCTIVIDAD TERMICA",7X,F9.6,7X,F9.6,	00014700
14800		7 7X,"BTU/HR FT GR.F",//,26X,"TEMPERATURA IN/OUT",9X,F5.1,"/",	00014800
14900		8 F5.1,5X,F5.1,"/,"F5.1,6X,"GRADO F",//,26X,"PRESION DE ENTRADA",	00014900
15000		9 11X,7X,9X,F7.3,8X,"FSIA",//,26X,"NUMERO DE PASOS",17X,F2.0,14X,	00015000
15100		1 F2.0,//,26X,"VELOCIDAD",36X,F8.4,7X,"FT/SEG",//,26X,	00015100
15200		2 "CAIDA DE PRESION",12X,F9.6,7X,F9.6,7X,"PSI",//,26X,	00015200
15300		3 "F. DE ENSUCIAMIENTO",9X,F9.6,7X,F9.6,7X,"HR FT2 GR.F/BTU",//,26X,	00015300
15400		4 40X,"CALOR TRANSFERIDO",7X,"=" ,F13.4,7X,"BTU/HR",//,40X,"LMTD",	00015400
15500		5 20X,"="6X,F8.4,7X,"GRADO F",//,40X,"COEF. DE TRANSFERENCIA",2X,	00015500
15600		6 "="6X,F8.4,7X,"BTU/HR FT2 GR.F",//,40X,"AREA DE TRANSFERENCIA",	00015600
15700		7 3X,"="5X,F9.4,7X,"FT2",//,26X,	00015700
15800	71	FORMAT (/ ,26X,"TUBOS :",2X,"NUM = ",14,2X,"OD = ",F4.2," IN",2X,	00015800
15900		1 "BWG = 14",2X,"LONG = ",I2," FT",2X,"ARR = 15/16 TRI",//,26X,	00015900
16000		2 38(" * "),//,1H1)	00016000
16100	72	FORMAT (/ ,26X,"TUBOS :",2X,"NUM = ",14,2X,"OD = ",F4.2," IN",2X,	00016100
16200		1 "BWG = 14",2X,"LONG = ",I2," FT",2X,"ARR = 1 IN. CUAD",//,26X,	00016200
16300		2 38(" * "),//,1H1)	00016300
16400		CALL EXIT	00016400

16500		END	00016500
16600		SUBROUTINE DIAPSH (L,NT,P,DS,ARR,D)	00016600
16700		DIMENSION F1(20),K2(20),K3(20),K4(20),DI(50)	00016700
16800		REAL K1,K2,K3,K4	00016800
16900		DATA (K1(I),I=1,5) /1.080,1.080,-1.040,1.080,-1.040/	00016900
17000		DATA (K3(I),I=1,5) /0.69,0.69,0.43,0.69,0.43/	00017000
17100		DATA (K2(I),I=1,5) /-0.9,-0.9,-0.1,-0.9,-0.1/	00017100
17200		DATA (K4(I),I=1,5) /-0.8,-0.8,-0.25,-0.8,-0.25/	00017200
17300		DATA (DI(J),J=1,39) /8,10,12,13.25,15.25,17.25,19.25,21.25,23.25,	00017300
17400		1 25,27,29,31,33,35,37,39,41,43,45,47,49,51,55,59,63,67,	00017400
17500		2 71,75,79,83,87,91,95,99,103,107,111,115/	00017500
17600		IF (C.EQ.1.0) GO TO 3	00017600
17700		CONTINUE	00017700
17800		IF (ARR.EQ.1.0) GO TO 1	00017800
17900		I = 3	00017900
18000		GO TO 5	00018000
18100	1	CONTINUE	00018100
18200		IF (P.EQ.1.0) GO TO 2	00018200
18300		I = 1	00018300
18400		GO TO 5	00018400
18500	2	I = 2	00018500
18600		GO TO 5	00018600
18700	3	CONTINUE	00018700
18800		IF (ARR.EQ.1) GO TO 4	00018800
18900		I = 5	00018900
19000		GO TO 5	00019000
19100	4	I = 4	00019100
19200	5	CONTINUE	00019200
19300		J = 1	00019300
19400	6	CONTINUE	00019400
19500		NTC = (0.7054*(DI(J)-K1(I))**2 + K2(I) - P*(DI(J)-K1(I))*	00019500

19600		1 (F3(I)*M + K0(I))) / (1.223*P**2)	00019600
19700		IF (NT.LE.MTC) GO TO 7	00019700
19800		J = J + 1	00019800
19900		GO TO 6	00019900
20000	7	LS = DICO)	00020000
20100		RETURN	00020100
20200		END	00020200

INTERENFRIADOR 1
COMPRESOR DE BAJA PRESION

	LADO COGRAZA	LADO TLECS	UNIDADES
FLUIDO	AGUA	GAS	
FLUJO	34467.55	44205.69	LB/HR
DENSIDAD	63.566885	0.257392	LB/FT3
VISCOSIDAD	1.779954	0.036021	LB/FT HR
CALOR ESPECIFICO	1.001437	0.118525	BTU/LB GRADO F
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.364293	0.006717	BTU/HR FT GR.F
TEMPERATURA IN/OUT	69.6/100.4	171.5/100.4	GRADO F
PRESION DE ENTRADA		23.852	PSIA
NUMERO DE PASOS	1.	1.	
VELOCIDAD		46.7794	FT/SEC
CAIDA DE PRESION	1.120497	0.309207	PSI
F. DE ENSUCIAMIENTO	0.002000	0.001500	HR FT2 GR.F/BTU
CALOR TRANSFERIDO	=	372784.5200	BTU/HR
LMTD	=	31.9972	GRADO F
COEF. DE TRANSFERENCIA	=	14.8956	BTU/HR FT2 GR.F
AREA DE TRANSFERENCIA	=	1075.7240	FT2

TUBOS : NUT = 548 CD = 0.75 IN BWG = 14 LONG = 10 FT ARR = 15/16 TRI

INTERENFRIADOR 2
COMPRESOR DE BAJA PRESION

	LADO CORAZA	LADO TUBOS	UNIDADES
FLUIDO	AGUA	GAS	
FLUJO	34854.23	44205.69	LB/HR
DENSIDAD	63.566885	0.382453	LB/FT3
VISCOSIDAD	1.779954	0.036043	LB/FT HR
CALOR ESPECIFICO	1.001437	0.118534	BTU/LB GRADO F
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.364293	0.006721	BTU/HR FT GR.F
TEMPERATURA IN/OUT	69.6/100.4	172.3/100.4	GRADO F
PRESION DE ENTRADA		35.464	PSIA
NUMERO DE PASOS	1.	1.	
VELOCIDAD		41.6667	FT/SEG
CAIDA DE PRESION	1.289500	0.360236	PSI
F. DE ENSUCIAMIENTO	0.002000	0.001500	HR FT2 GR.F/BTU
CALOR TRANSFERIDO	=	376966.6600	BTU/HR
LPTD	=	32.2303	GRADO F
COEF. DE TRANSFERENCIA	=	18.3130	BTU/HR FT2 GR.F
AREA DE TRANSFERENCIA	=	812.6920	FT2
TUBOS : NLI = 414 CD = 0.75 IN ENG = 14 LONG = 10 FT ARR = 15/16 TRI			

POSTENFRIADOR
COMPRESOR DE BAJA PRESION

	LADO COCRAZA	LADO TUBOS	UNIDADES
FLUIDO	AGUA	GAS	
FLUJO	34854.23	44205.69	LB/HR
DENSIDAD	63.566835	0.589734	LB/FT3
VISCOSIDAD	1.779954	0.036043	LB/FT HR
CALOR ESPECIFICO	1.001437	0.118534	BTU/LB GRADO F
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.364293	0.006721	BTU/HR FT GR.F
TEMPERATURA IN/OUT	99.6/100.4	172.3/100.4	GRADO F
PRESION DE ENTRADA		54.685	PSIA
NUMERO DE PASES	1.	1.	
VELOCIDAD		39.5355	FT/SEG
CAIDA DE PRESION	1.471032	0.492559	PSI
F. DE ENSUCIAMIENTO	0.002000	0.001500	HR FT2 GR.F/BTU
CALOR TRANSFERIDO	=	376966.6000	BTU/HR
LMTD	=	32.2303	GRADO F
COEF. DE TRANSFERENCIA	=	24.0049	BTU/HR FT2 GR.F
AREA DE TRANSFERENCIA	=	553.5660	FT2

TUPOS : NUP = 282 CD = 0.75 IN BWG = 14 LONG = 10 FT ARE = 15/16 TRI

INTERENFRIADOR
COMPRESOR DE ALTA PRESION

	LADO CORAZA	LADO TUBOS	UNIDADES
FLUIDO	AGUA	GAS	
FLUJO	1282.11	5181.22	LB/HR
DENSIDAD	63.566885	0.560993	LB/FT3
VISCOSIDAD	1.779954	0.040481	LB/FT HR
CALOR ESPECIFICO	1.001437	0.166016	BTU/LB GRADO F
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.364293	0.013581	BTU/HR FT GR.F
TEMPERATURA IN/OUT	99.6/100.4	116.5/100.4	GRADO F
PRESION DE ENTRADA		75.029	PSIA
NUMERO DE PASES	1.	1.	
VELOCIDAD		86.1600	FT/SEG
CAIDA DE PRESION	0.008217	2.175003	PSI
F. DE ENSUCIAMIENTO	0.002000	0.001500	HR FT2 GR.F/BTU
CALOR TRANSFERIDO	=	13866.6700	BTU/HR
LMTD	=	13.2741	GRADO F
COEF. DE TRANSFERENCIA	=	45.1766	BTU/HR FT2 GR.F
AREA DE TRANSFERENCIA	=	31.4080	FT2

TUBOS : NUT = 16 CD = 0.75 IN BWG = 14 LONG = 10 FT ARR = 15/16 TRI

POSTENFRIADOR
COMPRESOR DE ALTA PRESION

	LADO CORAZA	LADO TUBOS	UNIDADES
FLUIDO	AGUA	CAS	
FLUJO	8069.46	5181.22	LB/HR
DENSIDAD	63.566885	0.937235	LB/FT ³
VISCOSIDAD	1.779954	0.042950	LB/FT HR
CALOR ESPECIFICO	1.001437	0.167283	BTU/LB GRADO F
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.364293	0.014464	BTU/HR FT GR.F
TEMPERATURA IN/OUT	89.6/100.4	201.0/100.4	GRADO F
PRESION DE ENTRADA		134.605	PSIA
NUMERO DE PASOS	1.	1.	
VELOCIDAD		22.9209	FT/SEG
CAIDA DE PRESION	0.191671	0.265803	PSI
F. DE ENSUCIAMIENTO	0.002000	0.001500	HR FT ² GR.F/BTU
	CALOR TRANSFERIDO =	87275.4000	BTU/HR
	LMTD =	40.2401	GRADO F
	COEF. DE TRANSFERENCIA =	34.8794	BTU/HR FT ² GR.F
	AREA DE TRANSFERENCIA =	70.6680	FT ²

TIPOS : NLI = 36 CD = 0.75 IN BWG = 14 LONG = 10 FT ARR = 15/16 TRI

100	\$RESET FREE	00000100
200	C PROGRAMA PARA CALCULAR LICUEFACTORES DE CLORO ALIMENTANDO UNA	00000200
300	C MEZCLA DE CLORO GASEOSO E INCONDENSABLES.	00000300
400	FILE 6=PRI,UNIT=PRINTER,RECORD=22	00000400
500	FILE 5=LLL,UNIT=PRINTER,RECORD=22	00000500
600	COMMON/IMP/UGC	00000600
700	COMMON/VAR/QAC,DTC,RD	00000700
800	DIMENSION X(20), A(20,20), B(20,20), C(20,20), AMI(20), BVI(20),	00000800
900	1 CMI(20), AMG(20), BMG(20), CMG(20), PC(20), ALQ(20), UCONDT(20),	00000900
1000	2 UCOND(20), Q(20), AREA(20)	00001000
1100	REAL KTGC, KTG, INC, INCP, KGI, KGV, KG, KD, KPGF, KGR, KGR2	00001100
1200	REAL INCTC	00001200
1300	DATA (A(1,J),J=1,4) /6.8214, 0.57095 E-2, -0.5107 E-5, 1.547 E-9/	00001300
1400	DATA (A(2,J),J=1,4) /6.952, -0.04576 E-2, 0.09563 E-5, -0.2079 E-9/	00001400
1500	DATA (A(3,J),J=1,4) /5.316, 1.4285 E-2, -0.8362 E-5, 1.748 E-9/	00001500
1600	DATA (A(4,J),J=1,4) /6.085, 0.3631 E-2, -0.1709 E-5, 0.3133 E-9/	00001600
1700	DATA (A(5,J),J=1,4) /6.903, -0.03753 E-2, 0.1930 E-5, -0.6861 E-9/	00001700
1800	DATA (B(1,J),J=1,4) /3.25, 5.8 E-2, 0.21 E-4, -1.25 E-8/	00001800
1900	DATA (B(2,J),J=1,4) /19.34, 159.74 E-2, -9.93 E-4, 37.29 E-8/	00001900
2000	DATA (B(3,J),J=1,4) /-17.23, 19.14 E-2, 0.1308 E-4, -2.514 E-8/	00002000
2100	DATA (B(4,J),J=1,4) /-0.7816, 23.8 E-2, -0.8939 E-4, 2.324 E-8/	00002100
2200	DATA (B(5,J),J=1,4) /0.9359, 23.44 E-2, -1.21 E-4, 3.591 E-8/	00002200
2300	DATA (C(1,J),J=1,3) /5.175, 45.69 E-2, -88.54 E-6/	00002300
2400	DATA (C(2,J),J=1,3) /21.87, 22.20 E-2, -37.51 E-6/	00002400
2500	DATA (C(3,J),J=1,3) /25.45, 45.49 E-2, -86.49 E-6/	00002500
2600	DATA (C(4,J),J=1,3) /18.11, 66.32 E-2, -187.9 E-6/	00002600
2700	DATA (C(5,J),J=1,3) /30.43, 49.89 E-2, -109.3 E-6/	00002700
2800	DATA (X(I),I=1,5) /0.950726,0.003968,0.010913,0.026925,0.007468/	00002800
2900	C DATA (X(I),I=1,5) /0.379415,0.022410,0.061637,0.223798,0.312740/	00002900
3000	DATA (PC (J),J=1,4) /34.7707,-3261.2419,-10.9891,0.0040669/	00003000

3100		DATA (ALQ(J),J=1,4) /-0.1322, 4.72 E-3, -20.37 E-6, 28.94 E-9/	00003100
3200		DATA DI,DO,SF,AL,LT /0.0695, 0.0833, 0.0037917, 0.2618, 108/	00003200
3300	C	DATA DI,DO,SF,AL,LT /0.0695, 0.0833, 0.0037917, 0.2618, 96/	00003300
3400		DATA WT1F,WT2F /20051.67,1840.33/	00003400
3500	C	DATA WT1F,WT2F /2350.19,1048.90/	00003500
3600		DATA QAC,DTC /128000.0,60.0/	00003600
3700	C	DATA QAC,DTC /175350.0,52.5/	00003700
3800		DATA TINA,T2COND,TREF /311.3,252.78,247.22/	00003800
3900	C	DATA TINA,T2COND,TREF /293.74,213.89,211.11/	00003900
4000		DATA PTOUT,PREF /44.696,17.141/	00004000
4100	C	DATA PTOUT,PREF /124.696,41.006/	00004100
4200		VREC = 200000.	00004200
4300	C	VREC = 150000.	00004300
4400		DATA RDT,RDS /0.0015,0.0020/	00004400
4500		DATA DOE /1.0/	00004500
4600		DATA IBWG /14/	00004600
4700		RD = RDT + RDS	00004700
4800		WT1 = WT1F/0.4536	00004800
4900		WTLF = WT1F - WT2F	00004900
5000		FPTOUT = PTOUT/14.696	00005000
5100		FPREF = PREF/14.696	00005100
5200		DOF = DO*30.48	00005200
5300		FLT = LT*0.3048	00005300
5400		RDTF = RDT*0.2048	00005400
5500		RDSF = RDS*0.2048	00005500
5600	10	VELOC = VREC	00005600
5700		PMG = 70.906*X(1) + 2.01594*X(2) + 44.0099*X(3) + 31.9988*X(4) +	00005700
5800	1	28.0134*X(5)	00005800
5900		DPC = 5.0	00005900
6000		DPS = 0.5	00006000
6100		PT1 = PTOUT + DFC + DPS	00006100

6200	C	DOY 5 PSI COMO CAIDA DE PRESION EN CONDENSACION.	00006200
6300	C	DOY 0.5 PSI COMO CAIDA DE PRESION EN DESOBRECALENTAMIENTO.	00006300
6400		RHO = (PMQ/359)*(273.3/TINA)*(PT1/14.696)	00006400
6500		GTG = VELOC*RHO	00006500
6600		NT = WT1/(GTG*SF)	00006600
6700		PTIN = PT1 - DPS	00006700
6800		PP = PTIN*X(1)	00006800
6900		CALL TROCIO (PP,TRA)	00006900
7000		TPG = (TRA + TINA)/2.	00007000
7100	C	LOS INCONDENSABLES PERMANECEN CONSTANTES	00007100
7200	C	CALCULO DE PROPIEDADES FISICAS A TPG	00007200
7300		DO 30 J=1,4	00007300
7400		AMS = 0.	00007400
7500		BMS = 0.	00007500
7600		CMS = 0.	00007600
7700		DO 20 I=2,5	00007700
7800		AMS = A(I,J)*X(I) + AMS	00007800
7900		BMS = B(I,J)*X(I) + BMS	00007900
8000	20	CMS = C(I,J)*X(I) + CMS	00008000
8100		AMI(J) = AMS	00008100
8200		BMI(J) = BMS	00008200
8300		CMI(J) = CMS	00008300
8400	30	CONTINUE	00008400
8500		DO 40 J=1,4	00008500
8600		AMG(J) = A(1,J)*X(1) + AMI(J)*(1-X(1))	00008600
8700		BMG(J) = B(1,J)*X(1) + BMI(J)*(1-X(1))	00008700
8800		CMG(J) = C(1,J)*X(1) + CMI(J)*(1-X(1))	00008800
8900	40	CONTINUE	00008900
9000		CTGC = AMG(1) + AMG(2)*TPG + AMG(3)*(TPG**2) + AMG(4)*(TPG**3)	00009000
9100		KTGC = BMG(1) + BMG(2)*TPG + BMG(3)*(TPG**2) + BMG(4)*(TPG**3)	00009100
9200		VTGC = CMG(1) + CMG(2)*TPG + CMG(3)*(TPG**2)	00009200

9300		CTG = CTGC/PIG	00009300
9400		KTG = KTGC*(2.41905E-04)	00009400
9500		VTG = VTGC*(2.41905E-04)	00009500
9600		RETG = DI*GTG/VTG	00009600
9700		PRTG = (CTG*VTG)/KTG	00009700
9800		IF (RETG.GT.2100) GO TO 50	00009800
9900		VREC = VREC*2.0	00009900
10000		GO TO 10	00010000
10100	50	HIG = 0.027*(KTG/DI)*(RETG**0.8)*(PRTG**0.33)	00010100
10200		PMI = (2.01594*X(2) + 44.0099*X(3) + 31.9988*X(4)	00010200
10300		1 + 28.0134*X(5))/(1.0-X(1))	00010300
10400		PMV = 70.906	00010400
10500		HID = HIG*DI/DO	00010500
10600		CALL UTG (HID,TPG,UG,HOG,TREF)	00010600
10700		WT1M = WT1/PMG	00010700
10800		QDS = WT1M*(AMG(1)*(TINA-TRA) + AMG(2)*(TINA**2-TRA**2)/2.	00010800
10900		1 + AMG(3)*(TINA**3-TRA**3)/3. + AMG(4)*(TINA**4-TRA**4)/4.)*1.8	00010900
11000		LMTDS = ((TRA-TREF) - (TINA-TREF))/(ALOG((TRA-TREF)/(TINA-TREF)))	00011000
11100		LMTDS = 1.8*LMTDS	00011100
11200		ADS = QDS/(UG*LMTDS)	00011200
11300	C	WRITE (6,7/) ADS,QDS,UG,LMTDS	00011300
11400	C	CALCULO DE LA ETAPA DE CONDENSACION	00011400
11500		PMIN = PMV*X(1) + PMI*(1.-X(1))	00011500
11600		WT1M = WT1/PMIN	00011600
11700		WVIN = WT1M*X(1)	00011700
11800		WMI = WT1M*(1.0 - X(1))	00011800
11900		T1COND = TRA	00011900
12000		INC = (T1COND - T2COND)/10.	00012000
12100		INCP = DPC/10.	00012100
12200		N = 1	00012200
12300		T1 = T1COND	00012300

12400		T2 = T1 - INC	00012400
12500		PT = PTOUT + DPC	00012500
12600		WV = WVIA	00012600
12700	100	CONTINUE	00012700
12800	C	WRITE (6,*/) N	00012800
12900		PVL = PC(1) + PC(2)/(1.8*T2) + PC(3)*ALOG10(1.8*T2) + PC(4)*1.8*T2	00012900
13000		PV = 14.696*10**PVL	00013000
13100		PG = PT - PV	00013100
13200		WMV = WMI*PV/PG	00013200
13300		WMC = WV - WMV	00013300
13400		DHCOND = - 70.906*(69.6*((417.33-T2)/(417.33-239.27))**0.38)*1.8	00013400
13500		DHI = WMI*(AMI(1)*(T2-T1) + AMI(2)*(T2**2-T1**2)/2.	00013500
13600		1 + AMI(3)*(T2**3-T1**3)/3. + AMI(4)*(T2**4-T1**4)/4.)*1.8	00013600
13700		DHV = WMV*(A(1,1)*(T2-T1) + A(1,2)*(T2**2-T1**2)/2.	00013700
13800		1 + A(1,3)*(T2**3-T1**3)/3. + A(1,4)*(T2**4-T1**4)/4.)*1.8	00013800
13900		DHL = WML*(ALQ(1)*(T2-T1) + ALQ(2)*(T2**2-T1**2)/2.	00013900
14000		1 + ALQ(3)*(T2**3-T1**3)/3. + ALQ(4)*(T2**4-T1**4)/4.)*70.906*1.8	00014000
14100		DHC = WMC*(DHCOND + DHV/WMV)	00014100
14200		QTR = 0.-(DHI + DHV + DHL + DHC)	00014200
14300		CGI = AMI(1) + AMI(2)*T1 + AMI(3)*(T1**2) + AMI(4)*(T1**3)	00014300
14400		CGV = A(1,1) + A(1,2)*T1 + A(1,3)*(T1**2) + A(1,4)*(T1**3)	00014400
14500		KGI = BMI(1) + BMI(2)*T1 + BMI(3)*(T1**2) + BMI(4)*(T1**3)	00014500
14600		KGV = B(1,1) + B(1,2)*T1 + B(1,3)*(T1**2) + B(1,4)*(T1**3)	00014600
14700		VGI = CMI(1) + CMI(2)*T1 + CMI(3)*(T1**2)	00014700
14800		VGV = C(1,1) + C(1,2)*T1 + C(1,3)*(T1**2)	00014800
14900		PMM = (PMI*WMI/(WMI+WV) + PMV*WV/(WMI+WV))	00014900
15000		CG = (CGI*WMI/(WMI+WV) + CGV*WV/(WMI+WV))/PMM	00015000
15100		GG = (WMI*PMI + WV*PMV)/(SF*NT)	00015100
15200		KG = (KGI*WMI/(WMI+WV) + KGV*WV/(WMI+WV))*(2.41905 E-04)	00015200
15300		VG = (VGI*WMI/(WMI+WV) + VGV*WV/(WMI+WV))*(2.41905 E-04)	00015300
15400		REG = (DI*GG)/VG	00015400

15500		PRG = (CG*VG)/KG	00015500
15600	C	WRITE (6,*/) CG,GG,KC,VG,REG,PRG	00015600
15700		IF (REG.LE.10000) GO TO 105	00015700
15800		HI = 0.027*(REG**0.8)*(PRG**0.33)*KG/DI	00015800
15900		GO TO 120	00015900
16000	105	CONTINUE	00016000
16100		IF (REG.LE.2100) GO TO 110	00016100
16200		HI = 0.0059*(REG**0.66 - 125.)*(1.+(DI/LT)**0.66)*(CG/DI)	00016200
16300		GO TO 120	00016300
16400	110	HI = 1.86*(KG/DI)*(REG*PRG*(DI/LT)**0.33	00016400
16500	120	HIC = HI*(DI/DO)	00016500
16600		VAI = (14.3*X(2) + 29.6*X(3) + 7.4*X(4) + 15.6*X(5))/(1.0-X(1))	00016600
16700		VAV = 24.6	00016700
16800		KD = 0.0166*(T1**1.5)*((1/PMI + 1/PMV)**0.5)/((PT/14.696)*	00016800
16900		1 (VAI**0.33 + VAV**0.33)**2)	00016900
17000		DG. = (PMM/359.04)*(PT/14.696)*(273.3/T1)	00017000
17100		KGPGF = HIC*(PRG**0.66)/(CG*PMM*(VG/(DG*KD))**0.66)	00017100
17200	C	ITERACION DE TC	00017200
17300		INCTC = 5.	00017300
17400		TS = TREF + 1.0	00017400
17500	C	WRITE (6,*/) HIC,KGPGF,PV1,PTA,T1,T2,DHCOND,CGV	00017500
17600	180	TC = TS	00017600
17700	200	PCL = PC(1) + PC(2)/(1.8*TC) + PC(3)*ALOG10(1.8*TC) + PC(4)*1.8*TC	00017700
17800		PVC = 10.0**PCL	00017800
17900		PTA = PT/14.696	00017900
18000		PGIF = PTA - PVC	00018000
18100		P1L = PC(1) + PC(2)/(1.8*T1) + PC(3)*ALOG10(1.8*T1) + PC(4)*1.8*T1	00018100
18200		PV1 = 10.0**P1L	00018200
18300		PGIB = (PT/14.696) - PV1	00018300
18400	C	WRITE (6,*/) TC,PVC	00018400
18500		PGF = (PGIF - PGIB)/ALOG(PGIF/PGIB)	00018500

18600		CALL HOREFF (HID,T1,TREF,HC,TC)	00018600
18700		KGR = KPGF/PGF	00018700
18800	C	WRITE (6,*/) KGR,HC	00018800
18900	210	PARTE1 = HID*1.8*(T1-TC) + KGR*(PV1-PVC)*(CGV*1.8*(T1-TC)-DHCOND)	00018900
19000		PARTE2 = HD*(TC-TREF)*1.8	00019000
19100		FE1 = ABS (PARTE1 - PARTE2)	00019100
19200	C	WRITE (6,*/) FE1,PARTE1,PARTE2	00019200
19300		IF (FE1.LE.0.001) GO TO 260	00019300
19400		CONTINUE	00019400
19500	220	TC = TS + INCTC	00019500
19600		IF (TC.GT.T1) GO TO 240	00019600
19700		L = 1	00019700
19800	230	PCL2 = PC(1) + PC(2)/(1.8*TC) + PC(3)*ALOG10(1.8*TC)	00019800
19900		1 + PC(4)*1.8*TC	00019900
20000		PVC2 = 10.0**PCL2	00020000
20100		PTA = FT/14.696	00020100
20200		PGIF2 = PTA - PVC2	00020200
20300		IF (PGIF2.LE.0.0) GO TO 240	00020300
20400		P1L = PC(1) + PC(2)/(1.8*T1) + PC(3)*ALOG10(1.8*T1) + PC(4)*1.8*T1	00020400
20500		PV1 = 10.0**P1L	00020500
20600		PGIB = PTA - PV1	00020600
20700	C	WRITE (6,*/) TC,PVC2	00020700
20800		PGF2 = (PGIF2 - PGIB)/ALOG(PGIF2/PGIB)	00020800
20900		CALL HOREFF (HID,T1,TREF,HC2,TC)	00020900
21000		KGR2 = KCPGF/PGF2	00021000
21100	C	WRITE (6,*/) KGR2,HC2	00021100
21200		FE2 = ABS(HID*1.8*(T1-TC) + KGR2*(PV1-PVC2)*(CGV*1.8*(T1-TC)	00021200
21300		1 -DHCOND) - HC2*(TC-TREF)*1.8)	00021300
21400	C	WRITE (6,*/) FE2	00021400
21500		IF (FE2.LE.FL1) GO TO 250	00021500
21600		IF (L.EQ.2) GO TO 240	00021600

21700		TC = TS - INCTC	00021700
21800		L = 2	00021800
21900		GO TO 230	00021900
22000	240	INCTC = INCTC/2.	00022000
22100	C	WRITE (6,*/) INCTC	00022100
22200		GO TO 220	00022200
22300	250	TS = TC	00022300
22400		GO TO 180	00022400
22500	260	CONTINUE	00022500
22600	C500	WRITE (6,*/) QTR	00022600
22700		UCONDT(N) = HO*(TC-TREF)	00022700
22800		UCOND(N) = UCONDT(N)/(T1-TREF)	00022800
22900		Q(N+1) = QTR	00022900
23000		DT = T1 - TREF	00023000
23100		IF (N.EQ.1) GO TO 510	00023100
23200		UDTAVE = (UCONDT(N) + UCONDT(N-1))/2.	00023200
23300		UAVE = (UCOND(N) + UCOND(N-1))/2.	00023300
23400		AREA(N) = Q(N)/UDTAVE	00023400
23500		GO TO 520	00023500
23600	510	CONTINUE	00023600
23700	C	WRITE (6,*/) T1,TC,UCONDT(1),DT,HO	00023700
23800	520	CONTINUE	00023800
23900	C	WRITE (6,*/) T1,TC,UCONDT(N),UDTAVE,Q(N),AREA(N),DT,HO	00023900
24000		IF (N.EQ.10) GO TO 600	00024000
24100		N = N + 1	00024100
24200		T1 = T2	00024200
24300		T2 = T1 - INC	00024300
24400		PT = PT - INCP	00024400
24500		WV = WPV	00024500
24600		WML = WML + WMC	00024600
24700		GO TO 100	00024700

24800	600	DO 610 I=1,N	00024800
24900		QTOTCC = Q(I) + QTOTCC	00024900
25000	610	ARTOT = AREA(I) + ARTOT	00025000
25100		QTCOCD = QTOTCC	00025100
25200		DTML = (T1COND - T2COND)/ALOG((T1COND-TREF)/(T2COND-TREF))	00025200
25300		ATCOND = ARTOT	00025300
25400		UCC = QTCOCD/(ATCOND*DTML)	00025400
25500		UCD = 1./(1./UCC + RD)	00025500
25600		AREACD = QTCOCD/(UCD*DTML)	00025600
25700	C	WRITE (6,*) QTCOCD,ATCOND	00025700
25800		AREAC = (AREACD + ADS)*1.2	00025800
25900		AS = NT*AL*LT	00025900
26000	C	WRITE (6,*) ATCOND,ADS,AREAC,AS	00026000
26100		IF (ABS((AREAC - AS)/AS) .LE. 0.10) GO TO 620	00026100
26200		AS = (AREAC + AS)/2.	00026200
26300		VREQ = (WT1*AL*LT)/(AS*SF*RHO)	00026300
26400		GO TO 10	00026400
26500	620	CONTINUE	00026500
26600	C	WRITE (6,*) AREAC,UG,NT,LT	00026600
26700		QT = QTCOCD + QLS	00026700
26800		QF = QT*0.252	00026800
26900		TONS = QT/12000.	00026900
27000		UCFS = UGC/0.2048	00027000
27100		UCFC = UCC/0.2048	00027100
27200		LMTD = (TINA-T2COND)/ALOG((TINA-TREF)/(T2COND-TREF))	00027200
27300		UD = QT/(AS*LMTD)	00027300
27400		UDF = UD/0.2048	00027400
27500		AREAF = AS*0.092903	00027500
27600		WRITE (6,700) FPREF,TREF,TINA,T2COND,FPTOUT,WT1F,WT2F,WTLF,QF,	00027600
27700	1	TONS,PDTE,PDSF,UCFS,UCFC,UDF,AREAF,NT,IBWG,DGE,DOF,LT,FLT	00027700
27800	700	FORMAT (3(/),30X,38(" * ")),//,56X,"LUCUEFACTOR DE CLORC",//	00027800

27900		1 58X,"- BAJA PRECISION "-"	00027900
28000	C	1 58X,"- ALTA PRECISION "-"	00028000
28100		2 ///,30X,"LADO CORAZA :",///,30X,"FLUIDO: REFRIGERANTE FRECN 12"	00028100
28200	C	3 ///,30X,"LADO CORAZA :",///,30X,"FLUIDO: REFRIGERANTE FRECN 23"	00028200
28300		4 ,///,30X,"PRECISION",37X,F8.2,6X,"(ATM)",///,30X,"TEMPERATURA",	00028300
28400		5 33X,F8.2,6X,"(GRADO K)",///,30X,"LADO TUBOS :",///,30X,	00028400
28500		6 "FLUIDO: CLORO GASEOSO (MEZCLA)",///,30X,"T ENTRADA",35X,F8.2,	00028500
28600		7 6X,"(GRADO K)",///,30X,"T SALIDA",30X,F8.2,6X,"(GRADO K)",///,30X,	00028600
28700		8 "P SALIDA",36X,F8.2,6X,"(ATM)",///,30X,"GAS A LA ENTRADA",28X,	00028700
28800		9 F8.2,6X,"(KG/HR)",///,30X,"GAS A LA SALIDA",29X,F8.2,6X,"(KG/HR)",	00028800
28900		1 //,30X,"CLORO LIQUIDO SALIDA",24X,F8.2,6X,"(KG/HR)",///,30X,	00028900
29000		2 "CALOR TRANSMITIDO",22X,F13.2,6X,"(KCAL/HR)",///,30X,	00029000
29100		3 "TONS DE REFRIGERACION",23X,F8.2,6X,"(TONS)",///,	00029100
29200		4 30X,"FACTOR DE ENSUCIAMIENTO",//,30X,"LADO TUBOS :",2X,F6.4,11X,	00029200
29300		5 "LADO CORAZA :",2X,F6.4,6X,"(HR M2 GR.K/KCAL)",//,30X,	00029300
29400		6 "COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR :",//,30X,"LIMPIO :",	00029400
29500		7 F8.2,1X,"-","F8.2,4X,"DE SERVICIO :",F8.2,6X,	00029500
29600		8 "(KCAL/HR M2 GR.K)",//,30X,"AREA DE TRANSFERENCIA :",21X,F8.2,6X,	00029600
29700		9 "(M2)",//,30X,"CARACTERISTICAS DE LOS TUBOS",//,30X,"NUMERO =",	00029700
29800		1 15,10X,"CALIBRE =",12," BWG",10X,"ARREGLO = 1 1/4 IN CUADRADO",//	00029800
29900		2 ,30X,"DIAMETRO EXTERNO =",F8.4," IN ("F6.4," CM)",7X,	00029900
30000		3 "LONGITUD =",14," FT ("F5.2," M)",//,30X,38(" " ")",//,1H1)	00030000
30100		CALL EXIT	00030100
30200		END	00030200
30300		SUBROUTINE TFOCID (PP,TR)	00030300
30400		REAL INC	00030400
30500		PV = PP/14.696	00030500
30600		A = 34.770727892	00030600
30700		B = -3261.2419046	00030700
30800		C = -10.98909621	00030800
30900		D = 0.0040668743528	00030900

31000		TS = 500	00031000
31100		INC = 5.	00031100
31200	10	T = TS	00031200
31300	11	FE1 = (EXP(ALOG(10)*(A + B/T + C*ALOG10(T) + D*T)) - PV)**2	00031300
31400		IF (FE1.LE.0.000001) GO TO 16	00031400
31500	12	T = TS + INC	00031500
31600		L = 1	00031600
31700	13	FE2 = (EXP(ALOG(10)*(A + B/T + C*ALOG10(T) + D*T)) - PV)**2	00031700
31800		IF (FE2.LE.FL1) GO TO 15	00031800
31900		IF (L.EQ.2) GO TO 14	00031900
32000		T = TS - INC	00032000
32100		L = 2	00032100
32200		GO TO 13	00032200
32300	14	INC = INC/2.	00032300
32400		GO TO 12	00032400
32500	15	TS = T	00032500
32600		GO TO 10	00032600
32700	16	CONTINUE	00032700
32800	20	TR = T/1.8	00032800
32900		RETURN	00032900
33000		END	00033000
33100		SUBROUTINE UTG (HI,TP,UG,HCG,TRE)	00033100
33200		COMMON/VAR/QAC,DTC,RD	00033200
33300		COMMON/IMP/UGC	00033300
33400		TM = TP*1.8	00033400
33500		TR = TRE*1.8	00033500
33600		HOS = 50.0	00033600
33700	5	TW = TM - (HOS/(HOS+I))*(TM-TR)	00033700
33800		DT = TW - TR	00033800
33900		QAQP = QAC*(DT/DTC)**2.89	00033900
34000		HO = QAQP/DT	00034000

34100		IF (ABS(HC/HCS - 1.0) .LE. 0.02) GO TO 10	00034100
34200		HOS = 0.5*(HCS + HC)	00034200
34300		GO TO 5	00034300
34400	10	HOM = 0.5*(HC + HOS)	00034400
34500		HOC = HOM	00034500
34600		UGC = HI*HOC/(HI + HOC)	00034600
34700		UG = 1./(1./UGC + FD)	00034700
34800		RETURN	00034800
34900		END	00034900
35000		SUBROUTINE HUREFR (HI,T1,TRE,HOC,TC)	00035000
35100		COMMON/VAR/QAC,DTC,RC	00035100
35200	C	TM = 0.5*(T1 + TC)*1.8	00035200
35300		TR = TRE*1.8	00035300
35400	C	HOS = 50.0	00035400
35500		TW = TC*1.8	00035500
35600	C5	TW = TM - (HOS/(HOS+HI))*(TM-TR)	00035600
35700		DT = TW - TR	00035700
35800		QACP = QAC*(DT/DTC)**2.89	00035800
35900		HO = QACP/DT	00035900
36000	C	IF (ABS(HO/HCS - 1.0) .LE. 0.02) GO TO 10	00036000
36100	C	HOS = 0.5*(HCS + HC)	00036100
36200	C	GO TO 5	00036200
36300	C10	HOM = 0.5*(HC + HOS)	00036300
36400	C	HOC = HOM	00036400
36500		HOC = HO	00036500
36600		RETURN	00036600
36700		END	00036700

LICUEFACTOR DE CLORO
- BAJA PRESION -

LADO CORAZA :

FLUIDO: REFRIGERANTE FREON 12

PRESION 1.17 (ATM)
TEMPERATURA 247.22 (GRADO K)

LADO TUBOS :

FLUIDO: CLORO GASEOSO (MEZCLA)

T ENTRADA 311.30 (GRADO K)
T SALIDA 252.78 (GRADO K)
P SALIDA 3.04 (ATM)
GAS A LA ENTRADA 20051.67 (KG/HR)
GAS A LA SALIDA 1840.33 (KG/HR)
CLORO LIQUIDO SALIDA 18211.34 (KG/HR)
CALOR TRANSMITIDO 1332235.62 (KCAL/HR)
TONS DE REFRIGERACION 440.55 (TONS)

FACTOR DE ENSUCIAMIENTO

LADO TUBOS : 0.0003 LADO CORAZA : 0.0004 (HR M2 GR.K/KCAL)
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR :
LIMPIO : 124.30 -- 2481.94 DE SERVICIO : 393.01 (KCAL/HR M2 GR.K)
AREA DE TRANSFERENCIA : 265.30 (M2)

CARACTERISTICAS DE LOS TUBOS

NUMERO = 101 CALIBRE = 14 BWG ARREGLO = 1 1/4 IN CUADRADO
DIAMETRO EXTERNO = 1.0000 IN (2.5390 CM) LONGITUD = 108 FT (32.92 M)

LICUEFACTOR DE CLORO
- ALTA PRESION -

LADO CORAZA :

FLUIDO: REFRIGERANTE FREON 23

PRESION	2.79	(ATM)
TEMPERATURA	211.11	(GRADO K)

LADO TUBOS :

FLUIDO: CLORO GASEOSO (MEZCLA)

T ENTRADA	293.74	(GRADO K)
T SALIDA	213.89	(GRADO K)
P SALIDA	8.49	(ATM)
GAS A LA ENTRADA	2350.19	(KG/HR)
GAS A LA SALIDA	1048.90	(KG/HR)
CLORO LIQUIDO SALIDA	1301.29	(KG/HR)
CALOR TRANSMITIDO	113272.01	(KCAL/HR)
TONS DE REFRIGERACION	37.46	(TONS)

FACTOR DE ENSUCIAMIENTO

LADO TUBOS :	0.0003	LADO CORAZA :	0.0004	(HR M2 GR.K/KCAL)
--------------	--------	---------------	--------	-------------------

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR :

LIMPIO :	260.02 -- 1360.95	DE SERVICIO :	474.61	(KCAL/HR M2 GR.K)
AREA DE TRANSFERENCIA :			18.68	(M2)

CARACTERISTICAS DE LOS TUBOS

NUMERO =	8	CALIPRE =	14 PWG	ARREGLO =	1 1/4 IN CUADRADO
DIAMETRO EXTERNO =	1.0000 IN (2.5390 CM)			LONGITUD =	96 FT (29.26 M)

V.6.3.3 DISEÑO DE RECIPIENTES Y SEPARADORES VAPOR-LÍQUIDO.

A. DISEÑO DE LOS RECIPIENTES PARA EL ALMACENAMIENTO DE CLORO.

Los recipientes serán construidos de acero al carbon A-285-C, el cual es un material recomendado para este servicio.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO #1

Condiciones de operación:

- a). Base de almacenamiento = 2 días = 48 hr.
- b). Capacidad de trabajo = $w_7 + w_{16} = 274.25 \text{ kgmol/hr}$
- c). Sobrediseño = 10%
- d). Presión de operación = 42.7 lb/in^2
- e). Temperatura de operación = 10°F

En base a estas condiciones de operación y en las bases de diseño para recipientes anteriormente expuesto en el inciso IV.1 del capítulo IV, procederemos al dimensionamiento de dicho tanque:

$$\begin{aligned}\text{Capacidad de diseño} &= 1.1 \times \text{capacidad de trabajo.} \\ &= 1.1 \times 274.25 \text{ kgmol/hr} \\ &= 301.675 \text{ kgmol/hr}\end{aligned}$$

$$\rho_{10^\circ\text{F}} = 93.7 \text{ lb/ft}^3 = 42.5 \text{ kg/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Masa} &= 301.675 \text{ kgmol/hr} \times 71 \text{ kg/kgmol} = 21\,418.9 \text{ kgmol/hr} \times 48 \text{ hr} \\ &= 1\,028\,107.2 \text{ kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volumen} &= \frac{\text{masa}}{\text{densidad}} = \frac{1\,028\,107.2 \text{ kg}}{42.5 \text{ kg/ft}^3} \\ &= 24\,190.75 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Una vez conocido el volumen, podemos substituirlo en la ecuación optima, -- ec. 38) del capítulo IV y de esta manera calcular el diametro optimo.

$$D^3 = 0.204 V \quad (38)$$

substituyendo valores,

$$D^3 = 0.204(24\ 190.75) = 4\ 934.9\ \text{ft}^3$$

$$D = (4.934.9\ \text{ft}^3)^{1/3}$$
$$= 17.025\ \text{ft}$$

$$D_{\text{comercial}} = 17.0\ \text{ft}$$

Calculo del espesor:

i.- Espesor del shell.

Cuando p no excede de $0.385 \times SE$, el espesor del shell puede calcularse por la ecuación 1, del capítulo IV.

$$t = \frac{p R}{SE - 0.6p} + f_c \quad (1)$$

donde:

p = presión de diseño; lb/in^2 abs.

R = radio del tanque; in.

S = esfuerzo maximo permisible; lb/in^2

E = eficiencia de la soldadura = 0.85

f_c = factor de corrosión permitida

Criterios para el cálculo de la presión de diseño:

TABLA V.1

Para presiones máximas de operación mayores de $14.7\ \text{lb/in}^2$ manometricas.

i.- $p_{\text{diseño}} = 1.1 p_{\text{op.}}$

ii.- $p_{\text{diseño}} = 24.89\ \text{lb/in}^2 + p_{\text{op.}}$

Tomar el valor mayor como la presión de diseño para el cálculo de los espesores.

Cálculo de la presión de diseño.

$$p_{Op.} = 28.0 + 14.7 = 42.7 \text{ lb/in}^2$$

$$i.- P_{diseño} = 1.1 \times 42.7 = 46.97 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.}$$

$$ii.- p_{diseño} = 24.89 + 42.7 = 67.59 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.}$$

$$p_{diseño} = 67.59 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.} \quad S_{A-285} = 13\,708.94 \text{ lb/in}^2$$

como podemos notar la relacion de p/SE, no excede de 0.385 por lo que podemos calcular el espesor del shell y de la tapas con las ecuaciones indicadas en el capítulo IV.

substituyendo valores en la ecuación 1).

$$t_{shell} = \frac{67.59(8.5 \times 12)}{(13\,708.94 \times 0.85) - 0.6(67.59)} + \frac{1}{8}$$

$$= 0.5937 + 0.125$$

$$= 0.72 \text{ in.}$$

$$t_{shell \text{ comercial}} = 0.750 \text{ in.}$$

$$= 3/4 \text{ in.}$$

2.- Espesor de la tapa.

El espesor de las tapas, se calculará con la ecuación 9)

$$t_{tapa} = \frac{p \times D}{2SE - 0.2p} + f_c \quad (9)$$

substituyendo valores:

$$t_{tapa} = \frac{67.59(17 \times 12)}{2(13\,708.94 \times 0.85) - 0.2 \times 67.59} + \frac{1}{8}$$

$$= 0.5920 + 0.125$$

$$= 0.717 \text{ in.}$$

$$t_{tapa \text{ comercial}} = 0.750 \text{ in.}$$

$$= 3/4 \text{ in.}$$

Por tal motivo, el espesor tanto para la tapa como para el shell será de:

$$t_{diseño} = t_{comercial} = 3/4 \text{ in.}$$

Cálculo de la longitud del tanque:

para respetar nuestras relaciones óptimas, el diámetro que usaremos para calcular la longitud del tanque será el de $\phi = 17$ ft.

$$L = \frac{4V}{\pi D^2} - \frac{D}{3} \quad (29)$$

substituyendo valores:

$$\begin{aligned} L &= \frac{4 \times 24 \times 190.75}{3.14 \times 17^2} - \frac{17}{3} \\ &= 100.91 \text{ ft.} \end{aligned}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{100.91}{17} = 5.935 \cong 6.0$$

Para tanques de almacenamiento es recomendable una $L/D = 6$, por lo tanto nuestro tanque esta dentro de los limites de diseño.

Cálculo de la altura de las tapas:

$$h = b + t_{\text{tapa}} + sf \quad (9')$$

donde:

$$\begin{aligned} b &= \frac{ID}{4} \\ &= \frac{17 \times 12}{4} = 51 \text{ in.} \end{aligned}$$

$$sf/t = 3/4'' = 3 \text{ in.}$$

substituyendo valores:

$$\begin{aligned} h &= 51 + 0.750 + 3 \\ &= 54.750 \text{ in.} \end{aligned}$$

Volumen corregido por la L/D óptima:

$$\text{Vol real del recip.} = \frac{\pi D^2 L}{4} + \frac{\pi D^3}{12}$$

substituyendo valores:

$$\begin{aligned}\text{Vol real recip.} &= \frac{3.1416(17)^2(100.91)}{4} + \frac{\pi}{12} \times (17)^3 \\ &= 22\,904.61 + 286.22 \\ &= 24\,190.83 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

B. DISEÑO DE LOS SEPARADORES VAPOR-LIQUIDO.

Tal como los recipientes para almacenamiento de cloro líquido, los separadores vapor-líquido serán construidos de acero al carbon A-285 grado C, por ser un material que cumple satisfactoriamente con el servicio a que será sometido.

SEPARADOR VAPOR-LIQUIDO TIPO VERTICAL #1

Condiciones de operación:

- Presión de operación = 30 lb/in² man.
- Temperatura de operación = -5°F
- Capacidad de trabajo = $w_6 = 33.8874$ Kgmol/hr.

Cálculo de los flujos volumétricos:

$$Q_v = w_v / \rho_v$$

$$Q_l = w_l / \rho_l$$

Las densidades podemos leerlas de las gráficas que se encuentran en el capítulo I.

$$\rho_{\text{líquido}} = 95.15 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{vapor}} /_{32^{\circ}\text{F}} = 0.2003 \text{ lb/ft}^3$$

efectuando la corrección por presión y temperatura:

$$\rho_{\text{vapor}} = 0.2003 \times \frac{460 + 32}{460 - 5} \times \frac{14.7 + 30}{14.7}$$

$$= 0.6586 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 0.6586 \text{ lb/ft}^3.$$

Cálculo del peso molecular promedio de la mezcla a separar.

$$\bar{PM} = (x \cdot PM)_{\text{Cl}_2} + (x \cdot PM)_{\text{H}_2} + (x \cdot PM)_{\text{CO}_2} + (x \cdot PM)_{\text{O}_2} + (x \cdot PM)_{\text{N}_2}$$

substituyendo valores:

$$\bar{PM} = (0.57727)(71) + (0.034045)(2) + (0.093623)(44) + (0.230993)(32) +$$

$$+ (0.06407)(28)$$

$$= 40.98627 + 0.06809 + 4.119412 + 7.391776 + 1.79396$$

$$= 54.35212 \text{ kg/kgmol.}$$

$$w_v = 33.8874 \text{ kgmol/hr} \times 54.35212 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 1841.852 \text{ kg/hr}$$

$$= 1.1281 \text{ kg/seg.}$$

$$Q_v = \frac{w_v}{\rho_v} = \frac{1.1281}{0.6586} = 1.71287 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

De la ecuación 46), cálculo el Vol carga, para calcular el diametro mínimo.

$$\text{Vol carga} = Q_v \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_1 - \rho_v}}$$

substituyendo:

$$\text{Vol carga} = 1.71287 \sqrt{\frac{0.6568}{95.15 - 0.6568}} = 0.1430 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$D = \sqrt{\frac{0.143}{0.2 \times 0.785}} = 0.9543 \text{ ft.}$$

Para calcular el diametro de diseño, necesito calcular la velocidad máxima permitida y es mediante la ecuación 48).

$$V_m = k \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

donde:

$k = 0.20$ para separadores sin mallas.

substituyendo:

$$V_m = 0.20 \sqrt{\frac{95.15 - 0.6586}{0.6586}} = 2.3956 \text{ ft/seg.}$$

De la ecuación 50)

$$V_D = 0.75 V_m$$

$$V_D = 0.75 \times 2.3956 = 1.7967 \text{ ft/seg.}$$

De las ecuaciones 51 y 52)

$$D_D = \sqrt{\frac{Q_v}{0.785 V_D}}$$

substituyendolo:

$$D_D = \sqrt{\frac{1.7129}{0.785 \times 1.7967}} = 1.214 \text{ ft.}$$

$$D_{\text{comercial}} = 1.250 \text{ ft.}$$

De la figura IV.10, vemos que para calcular el espacio vapor, necesitamos conocer la altura de separación h_D .

$$E_v = h_D + 12"$$

$$\text{donde } h_D = 0.75D$$

$$= 0.75 \times 1.250 = 0.9375 \text{ ft.}$$

para mayor seguridad de tener una buena separación tomar $h_D = 1\text{ft}$

$$E_v = 1.0 + 1.0 \text{ ft} = 2.0 \text{ ft.}$$

La altura del líquido se puede obtener a partir del nomograma de la figura-

IV.11, en este caso no alcanza a leerse en el nomograma la altura, por lo que se puede calcular de la siguiente manera:

Corriente líquida = w_7

$$w_7 = 256.8378 \text{ kgmol/hr.}$$

Se supone que la corriente es 100% cloro líquido.

$$w_L = 256.8378 \text{ kgmol/hr} \times 71 \text{ kg/kgmol} \times 1 \text{ hr}/60 \text{ min}$$

$$= 303.9247 \text{ kg/min}$$

$$= 670 \text{ lb/min.}$$

El tiempo de residencia lo debemos de considerar para cuando el tanque alimenta a otro tanque de alimentación de otra unidad, según los tiempos de residencia de la tabla V.2, debe ser de 3 minutos.

Para tener una mayor seguridad, supondremos que el personal será preparado y además que la instrumentación será estandar, de la misma tabla podemos observar los factores correspondientes que son de 1.2 y 1.2 respectivamente por lo que el factor global será un factor promedio.

$$\theta_{r \text{ diseño}} = \theta_r \times \bar{f}$$

$$= 3 \times \frac{1.2 + 1.2}{2}$$

$$= 3.6 \text{ min.}$$

$$Q_L = \frac{w_L}{\rho_L} = \frac{670 \cdot 1539}{95.15} = 7.04313 \text{ ft}^3/\text{min} \times 4 \text{ min}$$

$$= 28.1725 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volumen} = 28.1725 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volumen} = \frac{\pi}{4} D^2 L_L$$

$$L_L = \frac{\text{Volumen}}{0.785 \times D^2} = \frac{28.1725}{0.785 \times (1.250)^2} = 22.97 \text{ ft}$$

$$L_{\text{Total}} = L_L + E_v$$

$$= 22.97 + 2.00 = 24.97 \text{ ft.}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{24.97}{1.250} = 19.976$$

$$\frac{L}{D} = 19.976$$

Cálculo del volumen total.

$$\begin{aligned}\text{Vol vapor} &= \frac{\tilde{w}}{4} D^2 L \\ &= 0.785 \times (1.25)^2 \times 1.0 = 1.226 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Vol mezcla} &= \frac{\tilde{w}}{4} D^2 L \\ &= 0.785 \times (1.25)^2 \times 1.0 = 1.226 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Vol líquido} &= \frac{\tilde{w}}{4} D^2 L \\ &= 0.785 \times (1.25)^2 \times 22.97 = 28.175 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Vol Total} &= \text{Vol vapor} + \text{Vol mezcla} + \text{vol líquido} \\ &= 1.226 + 1.226 + 28.175 \\ &= 30.627 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

La L/D que resulta de nuestros cálculos es lógica desde el punto de vista que el volumen ocupado por el vapor es muy pequeño en comparación a la cantidad - del líquido. Por esta razón optaremos por el diseño de un separador tipo horizontal que es el recomendado cuando la corriente predominante es la del líquido, además haremos uso de los criterios de L/D recomendados por los fabricantes listados en la tabla V.1

SEPARADOR VAPOR-LIQUIDO TIPO HORIZONTAL #1

condiciones de operación:

Idem que para el diseño tipo vertical.

- Presión de operación = 30 lb/in² man.
- Temperatura de operación = -5°F
- Capacidad de trabajo = $w_6 = 33.8874 \text{ Kg/mol/hr.}$

Además, fijaremos las siguientes condiciones en base a lo recomendado por los fabricantes y lo reportado en la literatura para un mejor diseño.

$$\frac{L}{D} = 3.0 \quad ; \text{ Por lo indicado en la tabla V.1}$$

$$\theta_r = 7.5 \quad ; \text{ Promedio de los valores recomendados por Younger, G. L. Kerns y E. R. Niemeier.}$$

Para calcular el θ_r de diseño, tomaremos las mismas características para el personal e instrumentación que se indicaron en el diseño del separador tipo vertical.

$$\begin{aligned} \theta_{r \text{ diseño}} &= \theta_r \times f \\ &= 7.5 \times \frac{1.2 + 1.2}{2} \\ &= 9.0 \text{ min.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Corriente líquida} &= w_7 \\ &= 256.8378 \text{ Kgmol/hr} \\ &= 670.1539 \text{ lb/min.} \end{aligned}$$

$$\rho_1 = 95.15 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_1 = \frac{w_1}{\rho_1} = \frac{670.1539}{95.150} = 7.04313 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

Cálculo del volumen del líquido.

$$\begin{aligned} V_{\text{liq.}} &= \theta_{r_d} \times Q_1 \\ &= 9.0 \times 7.04313 \\ &= 63.38817 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Cálculo del diámetro del tanque. (1^a iteración)

$$\text{Vol liq} = \frac{\pi}{4} D^2 L \quad ; \text{ como } \frac{L}{D} = 3.0$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 (3D)$$

$$= \frac{3}{4} \pi D^3$$

$$D^3 = \frac{\text{Vol. líquido} \times 4}{3 \times \pi}$$

substituyendo valores:

$$D^3 = \frac{63.38817 \times 4.0}{3 \times 3.1416} = 26.96712 \text{ ft}^3$$

$$D = 2.9963 \text{ ft.}$$

$$\emptyset = 3.0 \text{ ft.}$$

Cálculo del diámetro real del separador:

De la figura IV.13, con el $\emptyset_{\text{tanque}} = 3'-0''$ y una altura de separación del v_a por $= 12''$, podemos calcular el % del area del tanque empleada para la separación.

$$\% \text{ Area para separación} = 31\%$$

de la misma gráfica,

$$\frac{\text{Altura de separación}}{\emptyset_{\text{tanque}}} = 0.34$$

De la figura IV.12, se obtiene el diámetro real del tanque en función de lo calculado anteriormente.

$$\begin{aligned} \% \text{ Area tanque para el líquido} &= 100 - \% \text{ Area de separación.} \\ &= 100 - 31 \\ &= 69\% \end{aligned}$$

Con el % Area de líquido = 69%

$$\theta_{r_d} = 9.0 \text{ min.}$$

$$Q_1 = 7.04313 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

leemos de la grafica el diámetro del tanque necesario para realizar esta separación.

$$\emptyset_{\text{tanque}} \text{ ajustado} = 3'-4\frac{1}{2}''$$

$$\emptyset_{\text{tanque}} \text{ diseño} = 3'-6''$$

Con el diámetro de diseño del tanque, manteniendo el % del area de separación constante, calculamos a partir del nomograma de la figura IV.13, la altura real de separación.

Con % Area de separación = 31%

$$\beta_{\text{tanque}} \text{ diseño} = 3'-6''$$

Tenemos que la altura de separación es de:

$$\text{Altura real de separación} = 14\frac{1}{2}''$$

Cálculo de la longitud del separador:

$$\begin{aligned} L &= 3 \times D \\ &= 3 \times 3'-6'' = 10'-6'' \end{aligned}$$

Tal como se indico en la sección de separadores horizontales, para que las gotitas de líquido se asienten por gravedad, es necesario que cumplan con la siguiente condición:

$$\frac{fa \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right) L}{Q_v} \geq \frac{a}{U_t} \quad 54)$$

Como desconocemos el diámetro de las gotitas, usaremos un valor de R_{dh} de los recomendados en la literatura.

Kerns recomienda como satisfactorio un $R_{dh} = 0.167$, de la ecuación 55 del capítulo IV, calculamos la velocidad de asentamiento.

$$U_t = R_{dh} \times 0.227 \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\mu}}$$

Sustituyendo valores:

$$U_t = 0.167 \times 0.227 \times \sqrt{\frac{95.15 - 0.6586}{0.65860}} = 0.544075 \text{ ft/seg.}$$

sustituyendo valores en la ec. 54 checamos si cumple con dicha condición:

$$\frac{0.31 \times 0.785 \times 3.5^2 \times 10.5}{1.712870} \geq \frac{1.2083300}{0.4504075}$$

$$18.2739 \geq 2.611 \quad \text{si cumple.}$$

Cálculo del espesor del shell.

A esta presión la relación p/SE no excede de 0.385, por lo que se emplearan las ecuaciones que cumplan con esta condición.

$$t_{\text{shell}} = \frac{P R}{SE - 0.6p} + fc$$

Cálculo de la presión de diseño

$$P_{\text{operación}} = 30 + 14.7 = 44.7 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.}$$

$$\text{i.- } P_{\text{diseño}} = 1.1 \times 44.7 = 49.17 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.}$$

$$\text{ii.- } P_{\text{diseño}} = 24.89 + 44.7 = 69.59 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.}$$

$$p_{\text{diseño}} = 69.59 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.}$$

substituyendo valores:

$$\begin{aligned} t_{\text{shell}} &= \frac{69.59(3.5 \times 12)}{13708.94 \times 0.85 - 0.6(69.59)} + \frac{1}{8} \\ &= 0.25178 + 0.125 \\ &= 0.3767 \text{ in.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{shell comercial}} &= 0.50 \text{ in} \\ &= 1/2 \text{ in.} \end{aligned}$$

Cálculo de la altura de la tapa.

De la figura IV.4 para una tapa elipsoidal, la altura de la tapa se calcula como sigue:

$$h = b + t + sf$$

donde:

$$b = \frac{ID}{4} = \frac{42}{4} = 10.5 \text{ in.}$$

t = espesor, para el caso de tapas elipsoidales,
el espesor de las tapas es el mismo que para
el shell

$$sf/t = 1/2 = 2''$$

substituyendo valores:

$$\begin{aligned} h &= 10.5 + 0.50 + 2 \\ &= 13.0 \text{ in.} \end{aligned}$$

Cálculo del diametro del orificio de entrada del vapor-líquido .

Estos cálculos se basan en los criterios de N. Watkins, y son los siguientes:

$$(U_{\text{máx}})_{\text{orificio}} = 100 \sqrt{f_{\text{mezcla}}} ; \quad \text{ft/seg.}$$

$$(U_{\text{min}})_{\text{orificio}} = 60 \sqrt{f_{\text{mezcla}}} ; \quad \text{ft/seg.}$$

Como conocemos las cantidades que entran de gas y líquido, cálculo una fracción mol para calcular posteriormente la ρ_{mezcla} .

$$w_V = 33.8874 \text{ kgmol/hr.}$$

$$w_L = 256.8378 \text{ kgmol/hr.}$$

$$\begin{aligned} x_{\text{vapor}} &= \frac{w_{\text{vapor}}}{w_{\text{vapor}} + w_{\text{líquido}}} \\ &= \frac{33.8874}{33.8874 + 256.8378} \\ &= 0.11656 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_{\text{líquido}} &= 1.0 - x_{\text{vapor}} \\ &= 1.0 - 0.11656 = 0.88344 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \therefore \rho_{mezcla} &= \rho_{\text{vapor}} \cdot x_{\text{vapor}} + \rho_{\text{líquido}} \cdot x_{\text{líquido}} \\ &= 0.6586 \times 0.11656 + 95.15 \times 0.88344 \\ &= 84.136 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

substituyendo:

$$(U_{\text{máx}})_{\text{orif.}} = 100 / \sqrt{84.136} = 10.967 \text{ ft/seg.}$$

$$(U_{\text{min}})_{\text{orif.}} = 60 / \sqrt{84.136} = 6.5800 \text{ ft/seg.}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Total}} &= Q_L + Q_V \\ &= 0.117385 + 1.71287 = 1.830255 \text{ ft}^3/\text{seg.} \end{aligned}$$

Con $U_{\text{máx.}}$ y Q_T , cálculo el area, y con ella el diámetro mínimo de boquilla.

$$\text{Vel} = \frac{Q_T}{\text{Area}}; \quad \text{Area} = \frac{Q_T}{U_{\text{máx.}}}; \quad \text{Area} = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\text{Area} = \frac{Q_T}{U_{\text{máx.}}} = \frac{1.830255 \text{ ft}^3/\text{seg}}{10.967 \text{ ft/seg}} = 0.166887 \text{ ft}^2$$

$$D^2 = \frac{\text{Area}}{\pi/4} = \frac{0.166887}{0.785} = 0.2126 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{boquilla}} = 0.46108 \text{ ft} = 5.53 \text{ in.}$$

$$D_{\text{boquilla}} = 5.53 \text{ in.}$$

Con $U_{\text{mín.}}$ y Q_T , cálculo el área, y con ella el diámetro máximo de boquilla

$$\text{Area} = \frac{Q_T}{U_{\text{mín}}} = \frac{1.830255 \text{ ft}^3/\text{seg}}{6.58 \text{ ft}/\text{seg}} = 0.27815 \text{ ft}^2$$

$$D^2 = \frac{\text{Area}}{\pi/4} = \frac{0.27815}{0.785} = 0.3543 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{boquilla}} = 0.59526 \text{ ft} = 7.14 \text{ in.}$$

Una vez que hemos calculado los diámetros para la $U_{\text{máx.}}$ y $U_{\text{mín.}}$, sacamos un promedio, el cual sería el diámetro de nuestra boquilla.

$$D_{\text{real boquilla}} = \frac{5.53 + 7.14}{2} = 6.34 \text{ in; } D_{\text{diseño boquilla}} = 6.0 \text{ in.}$$

Cálculo del diámetro de las boquillas de salida del vapor y el líquido, basándose en los criterios de N. Watkins.

1.- Boquilla para el vapor.

$$(U_{\text{máx}})_{\text{orificio}} = 100 \sqrt{\frac{1}{\text{vapor}}} = 100 / \sqrt{0.6586} = 123.22 \text{ ft}/\text{seg}$$

$$(U_{\text{mín}})_{\text{orificio}} = 60 \sqrt{\frac{1}{\text{líquido}}} = 60 / \sqrt{0.6586} = 73.93 \text{ ft}/\text{seg}$$

Con $U_{\text{máx.}}$ y Q_v , cálculo el área y el diámetro mín. de boquilla.

$$\text{Area} = \frac{Q_v}{U_{\text{máx}}} = \frac{1.71287}{123.220} = 0.0139 \text{ ft}^2$$

$$D^2 = \frac{\text{Area}}{\pi/4} = \frac{0.0139}{0.7850} = 0.017708 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{boquilla}} = 0.133 \text{ ft} = 1.6 \text{ in.}$$

Con $U_{\text{mín.}}$ y Q_v , cálculo el área y el diámetro máx. de boquilla.

$$\text{Area} = \frac{Q_v}{U_{\text{mín}}} = \frac{1.71287}{73.93} = 0.023168 \text{ ft}^2$$

$$D^2 = \frac{\text{Area}}{\pi/4} = \frac{0.023168}{0.785} = 0.0295 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{boquilla}} = 0.1718 \text{ ft} = 2.06 \text{ in.}$$

Para calcular el diametro de diseño, sacamos un promedio entre ambos valores el cual correspondería al diametro de diseño de dicha boquilla.

$$\bar{D}_{\text{boquilla}} = \frac{2.06 + 1.60}{2} = 1.83 \text{ in.}$$

$$D_{\text{diseño boq.}} = 2.0 \text{ in.}$$

2.- Boquilla del líquido.

$$w_L = 11.17 \text{ lb/seg.}$$

$$\rho_L = 95.15 \text{ lb/ft}^3.$$

$$Q_L = \frac{w_L}{\rho_L} = \frac{11.17}{95.15} = 0.117385$$

Suponemos una velocidad recomendada para el líquido, y en función de ella - calcularemos el diametro de esta boquilla.

$$\text{Vel} = 3 \text{ ft/seg.}$$

$$\text{Area} = \frac{Q_L}{\text{Vel}} = \frac{0.117385}{3} = 0.03913 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area} = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$D = (\text{Area}/3.14/4)^{1/2} = (0.03913/0.785)^{1/2} = 0.223268 \text{ ft}$$

$$D = 2.679 \text{ in.}$$

$$D_{\text{diseño}} = 3.0 \text{ in.}$$

SEPARADOR VAPOR-LIQUIDO TIPO VERTICAL #2

Condiciones de operación:

- Presión de operación = 100 lb/in² man.
- Temperatura de operación = -75°F
- Capacidad de trabajo = $w_{13} = 33.2064 \text{ kgmol/hr.}$

Cálculo de los flujos volumétricos:

$$Q_V = w_V / \rho_V$$

$$Q_L = w_L / \rho_L$$

Cálculo de las densidades a las condiciones de operación de nuestro separador.

$$\rho_{\text{vapor}} = 0.2003 \times \frac{460 + 32}{460 - 75} \times \frac{100 + 14.7}{14.7}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 1.9972 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{liquido}} = 99.03 + \frac{99.03 + 98.20}{40 - 50} (-75 + 50)$$

$$\rho_{\text{liquido}} = 101.105 \text{ lb/ft}^3$$

Flujo a separar:

$$\text{Corriente gaseosa} = w_{13}$$

$$w_{13} = 33.2064 \text{ kgmol/hr.}$$

Cálculo del peso molecular promedio de la mezcla:

$$\bar{PM} = (x \cdot PM)_{Cl_2} + (x \cdot PM)_{H_2} + (x \cdot PM)_{CO_2} + (x \cdot PM)_{O_2} + (x \cdot PM)_{N_2}$$

substituyendo valores:

$$\begin{aligned} \bar{PM} &= (0.036433)(71) + (0.034796)(2) + (0.095703)(44) + (0.347385)(32) + \\ &\quad + (0.485583)(28) \\ &= 2.586743 + 0.069592 + 4.21093 + 11.11952 + 13.596324 \\ &= 31.583109 \text{ kg/kgmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} w_V &= 33.2064 \text{ kgmol/hr} \times 31.583109 \text{ kg/kgmol} \times 2.205 \text{ lb/kg} \times 1 \text{ hr}/3600 \text{ seg.} \\ &= 0.6423663 \text{ lb/seg.} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{vapor}} = \frac{w_V}{\rho_V} = \frac{0.6423663}{1.9972} = 0.321633 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

De la ecuación 46) cálculo el volumen de carga, para calcular el diametro mínimo.

$$\text{Vol carga} = Q_V \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}}$$

$$\text{Vol carga} = 0.321633 \frac{1.9972}{101.105 - 1.9972} = 0.04565806 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$D = \frac{0.045658060}{0.2 \times 0.785} = 0.2908156 = 0.5393 \text{ ft.}$$

$$D_{\text{mínimo}} = D = 0.5393 \text{ ft.}$$

Para calcular el diámetro de diseño, necesitamos calcular la velocidad máx. permitida y es a partir de la ecuación 48).

$$V_m = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \text{donde: } k = 0.2 \text{ para separadores sin malla.}$$

$$V_m = 0.2 \sqrt{\frac{101.105 - 1.9972}{1.9972}} = 1.41 \text{ ft/seg.}$$

De la ecuación 50)

$$V_D = 0.75 V_m \\ = 0.75 \times 1.41 = 1.06 \text{ ft/seg.}$$

De las ecuaciones 51 y 52)

$$D_D = \sqrt{\frac{Q_V}{0.785 V_D}} = \sqrt{\frac{0.3216330000}{0.785 \times 1.06}} = \sqrt{0.3865} = 0.6217 \text{ ft.}$$

$$D_D = 0.6217 \text{ ft.}$$

$$D_{\text{comercial}} = 0.75 \text{ ft.}$$

De la figura IV.10, vemos que para calcular el espacio vapor, necesitamos conocer la altura de separación h_D

$$E_v = h_D + h_m$$

$$\text{donde: } h_D = 0.75(D) \\ = 0.75(0.75) = 0.5626 \text{ ft}$$

para tener una mayor seguridad de la separación tomaremos:

$$h_D = 0.75 \text{ ft.}$$

$$h_m = 12" = 1.0 \text{ ft; independientemente del diámetro.}$$

$$E_v = 0.75 + 1.0 \\ = 1.750 \text{ ft.}$$

La altura del líquido se puede calcular a partir del nomograma de la figura IV.11, en este caso no alcanza a leerse en el nomograma dicha altura, por lo que se calculará a partir de la siguiente ecuación.

Corriente líquida = 18.3523 kgmol/hr

$w_{16} = 18.3523 \text{ kgmol/hr.}$

Partiremos de la suposición de que en esa corriente va 100% cloro líquido.

$$\begin{aligned} w_L &= 18.5323 \text{ kgmol/hr} \times 71 \text{ kg/kgmol} \times 2.205 \text{ lb/kg} \times 1 \text{ hr}/3600 \text{ seg.} \\ &= 0.79809 \text{ lb/seg.} \end{aligned}$$

Las condiciones de operación son iguales que en el caso anterior, por lo que el θ_r será:

$$\begin{aligned} \theta_{r \text{ diseño}} &= \theta_r \times \bar{f} \\ &= 3 \text{ min} \times \frac{1.2 + 1.2}{2} = 3.6 \text{ min.} \end{aligned}$$

$\theta_{r \text{ diseño}} = 4 \text{ min.}$

$$Q_L = \frac{w_L}{L} = \frac{42.886 \text{ lb/min}}{101.105 \text{ lb/ft}^3} = 0.4736 \text{ ft}^3/\text{min} \times 4 \text{ min} = 1.8945 \text{ ft}^3$$

Volumen = 1.8945 ft³

$$\text{Volumen} = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$L_L = \frac{\text{Volumen}}{\frac{\pi}{4} D^2} = \frac{1.894500000}{0.785(0.75)^2} = 4.29 \text{ ft.}$$

$$L_{\text{Total}} = L_L + E_v$$

$$= 4.29 + 1.75$$

$$= 6.04 \text{ ft.}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{6.04}{0.75} = 8.05$$

$$\text{Vol vapor} = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$= 0.785(0.75)^2(0.75) = 0.33117 \text{ ft}^3$$

$$\text{Vol mezcla} = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$= 0.785(0.75)^2(1.00) = 0.44156 \text{ ft}^3$$

$$\text{Vol líquido} = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$= 0.785(0.75)^2(4.29) = 1.8943 = 1.8943 \text{ ft}^3$$

$$\text{Vol Total} = \text{Vol vapor} + \text{Vol mezcla} + \text{Vol Líquido}$$

$$= 0.33117 + 0.44156 + 1.8943$$

$$= 2.667 \text{ ft}^3$$

La L/D que resulta de nuestros cálculos es lógica desde el punto de vista que el volumen ocupado por el vapor es muy pequeño en comparación con la cantidad del líquido. Por esta razón optaremos por el diseño de un separador tipo horizontal que es el recomendado cuando la corriente predominante es la del líquido, además haremos uso de los criterios de L/D recomendados por los fabricantes enlistados en la tabla V.1

SEPARADOR VAPOR-LIQUIDO TIPO HORIZONTAL #2

Condiciones de operación:

Idem que para el diseño tipo vertical.

- Presión de operación = 100 lb/in² man.
- Temperatura de operación = -75°F
- Capacidad de trabajo = $w_{13} = 33.2064 \text{ Kg/mol/hr.}$

Además fijaremos las siguientes condiciones en base a lo recomendado por los fabricantes y lo reportado en la literatura para un mejor diseño.

$$\frac{L}{D} = 3.0 \quad ; \text{ Por lo indicado en la tabla V.1}$$

$$\theta_r = 7.5 \text{ min.} \quad ; \text{ Promedio de los valores recomendados por Younger, G. L. Kerns y E. R. Niemeier.}$$

Para calcular el θ_r de diseño, tomaremos las mismas características para el-

personal e instrumentación que se indicaron en el diseño del separador tipo-vertical.

$$\begin{aligned}\theta_{r \text{ diseño}} &= \theta_r \times f \\ &= 7.5 \times \frac{1.2 + 1.2}{2} \\ &= 9.0 \text{ min.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Corriente líquida} &= w_{16} \\ &= 18.3523 \text{ Kgmol/hr.} \\ &= 0.79809 \text{ lb/seg.}\end{aligned}$$

$$\rho_1 = 101.105 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_1 = \frac{w_1}{\rho_1} = \frac{42.8860}{101.105} = 0.4736 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

Cálculo del volumen del líquido.

$$\begin{aligned}\text{Vol líq.} &= \theta_{r \text{ diseño}} \times Q_1 \\ &= 9.0 \times 0.4736 \\ &= 4.2624 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Cálculo del diámetro del tanque. (1^a iteración).

$$\text{Vol líq.} = \frac{\pi}{4} D^2 L \quad ; \quad L = 3D$$

$$D^3 = \frac{\text{Vol líquido} \times 4}{3 \times \pi}$$

substituyendo valores:

$$D^3 = \frac{4.2426 \times 4}{3 \times 3.1416} = 1.8090145 \text{ ft}^3$$

$$D = 1.2184677 \text{ ft}$$

Cálculo del diámetro real del separador:

De la figura IV.13, con el diámetro del tanque = 18" y una altura de separación del vapor = 12", podemos calcular el % del area del tanque empleada para la separación.

$$\% \text{ area para separación} = 71\%$$

De la misma gráfica,

$$\frac{\text{Altura de separación}}{\phi_{\text{tanque}}} = 0.65$$

De la figura IV.12, se obtiene el diámetro real del tanque en función de lo calculado anteriormente.

$$\begin{aligned} \% \text{ Area tanque para el líquido} &= 100 - \% \text{ Area de Separación} \\ &= 100 - 71 \\ &= 29\% \end{aligned}$$

Con el % Area de líquido = 29%

$$\begin{aligned} \theta_{r_d} &= 9.0 \text{ min.} \\ Q_1 &= 0.4736 \text{ ft}^3/\text{min.} \end{aligned}$$

leemos de la gráfica el diámetro del tanque necesario para realizar esta separación.

$$\phi_{\text{tanque}}^{\text{ajustado}} = 1'-9\frac{1}{2}"$$

$$\phi_{\text{tanque}}^{\text{diseño}} = 2'-0"$$

Con el diámetro del diseño del tanque, manteniendo el % del area de separación constante, calculamos a partir del nomograma de la figura IV.13, la altura real de separación.

Con % Area de separación = 71%

$$\phi_{\text{tanque}}^{\text{diseño}} = 2'-0"$$

Tenemos que la altura de separación es de :

$$\text{Altura real de separación} = 16"$$

Cálculo de la longitud del separador :

$$\begin{aligned} L &= 3 \times D \\ &= 3 \times 2'-0" = 6'-0" \end{aligned}$$

Tal como se indico en la sección de separadores horizontales, para que las gotitas de líquido se asienten con gravedad, es necesario que cumplan con la siguientes condición.

$$\frac{fa (\pi/4 D^2) L}{Q_v} \geq \frac{a}{Ut}$$

54)

Como desconocemos del diámetro de las gotitas, usaremos un valor de R_{dh} de los recomendados en la literatura.

Kerns recomienda como satisfactorio un $R_{dh} = 0.167$, de la ecuación 55 del capítulo IV, calculamos la velocidad de asentamiento.

$$U_t = R_{dh} \times 0.227 \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

Sustituyendo valores:

$$U_t = 0.167 \times 0.227 \times \sqrt{\frac{101.105 - 1.9972}{1.9972}} = 0.2670$$

Sustituyendo valores en la ec. 54 checamos si cumple con dicha condición:

$$\frac{0.71 \times 0.785 \times 2^2 \times 6}{0.321633} \geq \frac{1.3333}{0.2670}$$

$$41.5859 \geq 4.9936 \quad \text{ok, si cumple}$$

Cálculo del espesor del shell.

A esta presión la relación p/SE no excede de 0.385, por lo que se emplearán las ecuaciones que cumplan con esta condición:

$$t_{\text{shell}} = \frac{P R}{SE - 0.6p} + fc$$

Cálculo de la presión de diseño.

$$P_{\text{operación}} = 100.0 + 14.7 = 114.7 \text{ psia.}$$

$$i. P_{\text{diseño}} = 1.1 \times 114.7 = 126.17 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.}$$

$$ii. P_{\text{diseño}} = 24.89 + 114.7 = 139.59 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$$

$$P_{\text{diseño}} = 139.59 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$$

sustituyendo valores:

$$t_{\text{shell}} = \frac{139.59(2.0 \times 12)}{13\ 708.94(0.85) - 0.6(139.59)} + \frac{1}{8} = 0.2895 + 0.125 = 0.4145''$$

$$t_{\text{shell comercial}} = 0.50''$$

$$= 1/2 \text{ in.}$$

Cálculo de la altura de la tapa.

De la figura IV.4 para una tapa elipsoidal, la altura de la tapa se calcula como sigue:

$$h = b + t + sf$$

donde:

$$b = \frac{ID}{4} = \frac{24}{4} = 6 \text{ in.}$$

t = espesor, para el caso de tapas elipsoidales,
el espesor es el mismo que para el
shell.

$$sf/t=1/2'' = 2''$$

substituyendo valores:

$$h = 6 + 0.500 + 2 \\ = 8.50 \text{ in.}$$

Cálculo del diámetro del orificio de entrada del vapor-líquido.

Estos cálculos se basan en los criterios de N. Watkins, y son los siguientes

$$(U_{\text{máx}})_{\text{orificio}} = 100 \sqrt{\rho_{\text{mezcla}}} \quad \text{ft/seg.}$$

$$(U_{\text{mín}})_{\text{orificio}} = 60 \sqrt{\rho_{\text{mezcla}}} \quad \text{ft/seg.}$$

Cálculo de la mezcla:

$$\rho_{\text{mezcla}} = \rho_{\text{vapor}} \cdot x_{\text{vapor}} + \rho_{\text{líquido}} \cdot x_{\text{líquido}}$$

$$x_{\text{vapor}} = \frac{w_{\text{vapor}}}{w_{\text{vapor}} + w_{\text{líquido}}} \\ = \frac{33.2064}{33.2064 + 18.3523} = 0.644$$

$$x_{\text{líquido}} = 1.0 - x_{\text{vapor}} \\ = 1.0 - 0.644 = 0.356$$

$$\therefore \rho_{\text{mezcla}} = 1.9972 \times 0.644 + 0.356 \times 101.105 \\ = 37.28 \text{ lb/ft}^3$$

substituyendo valores:

$$(U_{\text{máx}})_{\text{orif.}} = 100 \sqrt{37.28} = 16.378 \text{ ft/seg.}$$

$$(U_{\min})_{\text{orif.}} = 60/\sqrt{37.28} = 9.827 \text{ ft/seg.}$$

$$Q_{\text{Total}} = Q_L + Q_v \\ = 0.0078933 + 0.321633 = 0.3295 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Con U_{\max} . y Q_T , cálculo el area. y con ella el diámetro mínimo de boquilla.

$$Vel = \frac{Q_T}{\text{Area}}; \quad \text{Area} = \frac{Q_T}{U_{\max}}; \quad \text{Area} = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\text{Area} = \frac{Q_T}{U_{\max}} = \frac{0.3295}{16.378} = 0.20118 \text{ ft}^2$$

$$D^2 = \frac{\text{Area}}{0.785} = \frac{0.20118}{0.785} = 0.25628 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{boquilla}} = 0.16 \text{ ft} = 1.92 \text{ in.}$$

Con U_{\min} , y Q_T , cálculo el area, y con ella el diámetro máximo de boquilla

$$\text{Area} = \frac{Q_T}{U_{\min}} = \frac{0.3295}{9.8270} = 0.03353 \text{ ft}^2$$

$$D^2 = \frac{\text{Area}}{0.785} = \frac{0.03353}{0.785} = 0.042713 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{boquilla}} = 0.20667 \text{ ft} = 2.48 \text{ in.}$$

Una vez que hemos calculado los diámetros para U_{\max} . y U_{\min} ., sacamos un --- promedio, el cual sería el diámetro de nuestra boquilla.

$$\bar{D}_{\text{boquilla}} = \frac{1.92 + 2.48}{2} = 2.2 \text{ in.} \quad D_{\text{diseño boquilla}} = 2.250 \text{ in.}$$

Cálculo del diámetro de las boquillas de salida del vapor y el líquido. Basándose en los criterios de N. Watkins.

1.- Boquilla del vapor.

$$(U_{\max})_{\text{orificio}} = 100/\sqrt{f_{\text{vapor}}} = 100/\sqrt{1.9972} = 70.76 \text{ ft/seg}$$

$$(u_{\min})_{\text{orificio}} = 60/\sqrt{f_{\text{líquido}}} = 60/\sqrt{1.9972} = 42.45 \text{ ft/seg}$$

Con $U_{\text{máx.}}$ y Q_v , cálculo el area y el diámetro mín. de boquilla.

$$\text{Area} = \frac{Q_v}{U_{\text{máx}}} = \frac{0.321633}{70.760} = 0.0045454 \text{ ft}^2$$

$$D^2 = \frac{\text{Area}}{0.785} = \frac{0.0045454}{0.785} = 0.005903185 \text{ ft}^2$$

$$D = 0.07609 \text{ ft} = 0.913 \text{ in.}$$

Con $U_{\text{mín.}}$ y Q_v , cálculo el area y el diámetro máx. de boquilla.

$$\text{Area} = \frac{Q_v}{U_{\text{mín}}} = \frac{0.321633}{42.45} = 0.0075767 \text{ ft}^2$$

$$D^2 = \frac{\text{Area}}{0.785} = \frac{0.0075767}{0.785} = 0.009652 \text{ ft}^2$$

$$D = 0.0982 \text{ ft} = 1.1789 \text{ in.}$$

Para calcular el diámetro de diseño, calculamos un promedio entre ambos valores el cual correspondería al diámetro de diseño de dicha boquilla.

$$\bar{D}_{\text{boquilla}} = \frac{0.913 + 1.1789}{2} = 1.04$$

$$D_{\text{diseño boq.}} = 1.0 \text{ in.}$$

2.- Boquilla del líquido.

$$W_L = 0.7809 \text{ lb/seg.}$$

$$\rho_L = 101.105 \text{ lb/ft}^3.$$

$$Q_L = \frac{W_L}{\rho_L} = \frac{0.79809}{101.105} = 0.0078933 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Suponemos una velocidad recomendada para el líquido, y en función de ella - calcularemos el diámetro de esta boquilla.

$$\text{Vel} = 3 \text{ ft/seg.}$$

$$\text{Area} = \frac{Q_L}{\text{Vel}} = \frac{0.0078933}{3.0} = 0.0026311 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area} = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$D (\text{Area}/0.785)^{1/2} = (0.0026311/0.785)^{1/2} = 0.0579 \text{ ft.}$$

$$D = 0.693 \text{ in.}$$

$$D_{\text{diseño}} = 1 \text{ in.}$$

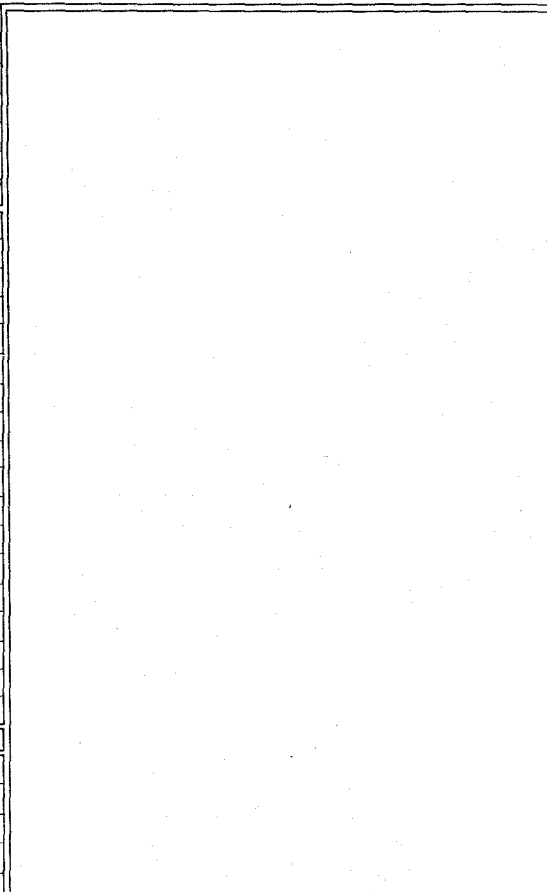
PLANTA	CONTRATO N°	HOJA	DE
LOCALIZACION	REQUISICION N°	FECHA	
CLAVE	HECHA POR	APROBADO POR	
N° DE UNIDADES			

**RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS)**

REV
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33

1	SERVICIO	POSICION		VERTICAL	HORIZONTAL	
2	TIPO DE FLUIDO LIQUIDO	lb/h	DENSIDAD		lb/ft ³	
3	VAPOR	lb/h	DENSIDAD		lb/ft ³	
4	TEMPERATURA OPERACION	°F	DISENO		°F	
5	PRESION OPERACION	PSIG	DISENO		PSIG	
6	DIMENSIONES LONGITUD	ft	DIAMETRO	ft	in	
7	NIVEL NORMAL	ft	in. MAXIMO	ft	in	VOLUMEN TOTAL GAL
8	MATERIALES CASCARON	CABEZAS				

9	MALLA SEPARADORA ESPESOR	in
10	CIRCULAR DIAMETRO	in
11	RECTANGULAR LONGITUD	in ANCHO in
12	CORROSION PERM. CASCARON	in CABEZAS in
13	AISLAMIENTO Si	No
14	RELEVADO DE ESFUERZOS Si	CODIGO



BOQUILLAS

16	N°	N° REC	TAMAÑO	SERVICIO
17				
18				
19				
20				
21				
22				
23				
24				
25				
26				
27				
28				
29				
30				
31				
32				
33				

NOTAS

34	
35	
36	
37	
38	
39	
40	
41	
42	

REVISION				
FECHA				
ING.				
APROBO				

PLANTA <i>CLORO - SOSA</i>	CONTRATO N°	HOJA / DE /
LOCALIZACION <i>PAJARITOS VER.</i>	REQUISICION N°	FECHA <i>28-V-79</i>
CLAVE <i>CT-100</i>	HECHA POR <i>Roberto Gonzalez</i>	APROBADO POR <i>J.Z.S.G.</i>
N° DE UNIDADES <i>1</i>		

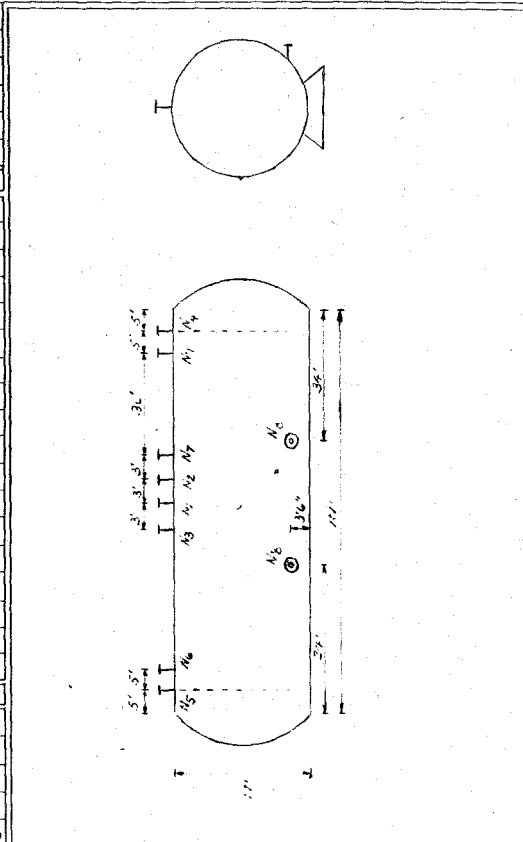
RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS)

1	SERVICIO <i>Almacenamiento de cloro líquido</i>	POSICION VERTICAL	HORIZONTAL <input checked="" type="checkbox"/>
2	TIPO DE FLUIDO LIQUIDO <i>Cloro</i>	<i>43 882.40 lb/h</i>	DENSIDAD <i>93.7 lb/ft³</i>
3	VAPOR <i>Cloro</i>	lb/h	DENSIDAD lb/ft ³
4	TEMPERATURA OPERACION <i>10 °F</i>	DISEÑO	<i>10 °F</i>
5	PRESION OPERACION <i>28 PSIG</i>	DISEÑO	<i>67.59 PSIA</i>
6	DIMENSIONES LONGITUD <i>101 ft</i>	DIAMETRO <i>0 in</i>	<i>17 ft</i>
7	NIVEL NORMAL <i>10 ft</i>	2 1/2 in. MAXIMO <i>13 ft</i>	7 1/4 in VOLUMEN TOTAL <i>25 497.4 FT³</i>
8	MATERIALES CASCARON <i>A-285-C</i>	CABEZAS <i>A-285-C</i>	

9	MALLA SEPARADORA ESPESOR in	
10	CIRCULAR DIAMETRO in	
11	RECTANGULAR LONGITUD in ANCHO in	
12	CORROSION PERM. CASCARON 1/8 in CABEZAS 1/8 in	
13	AISLAMIENTO (SI) <input type="checkbox"/> No	
14	RELEVADO DE ESFUERZOS (SI) <input checked="" type="checkbox"/> CODIGO <i>ASME</i>	

BÓQUILLAS

N°	N° REC	TAMAÑO	SERVICIO
17	1	N1 6"	Entrada de cloro líquido N7
18	1	N2 2"	Entrada de cloro líquido N6
19	1	N3 2"	Salida de cloro gaseoso
20	1	N4 12"	Bomba para salida de cloro
21	1	N5 12"	"
22	1	N6 1 1/2"	Válvula de seguridad
23	1	N7 1"	Indicador de presión
24	2	N8 1"	Indicador de temperatura
25	1	N9 24"	Entrada de hombre
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			



NOTAS

1. Espesor del cuerpo 3/4"
2. Espesor de las tapas 3/4"
3. Radiografía en cuerpo total
4. Radiografía en tapas total
5. No instalar elips para soporte de aislamiento
6. Tapas hemisféricas

REVISION	1			
FECHA	28-V-79			
ING.	J.Z.S.G.			
APROBO	R. Glez C.			

PLANTA <i>CLORO - SODA</i>	CONTRATO N°	HOJA 1 DE 1
LOCALIZACION <i>PAJARITOS VER.</i>	REQUISICION N°	FECHA <i>26-1-79</i>
CLAVE <i>CT-190</i>	HECHA POR <i>Roberto Gonzalez</i>	APROBADO POR <i>V.L.S.G.</i>
N° DE UNIDADES <i>1</i>		

RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS)

REV
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42

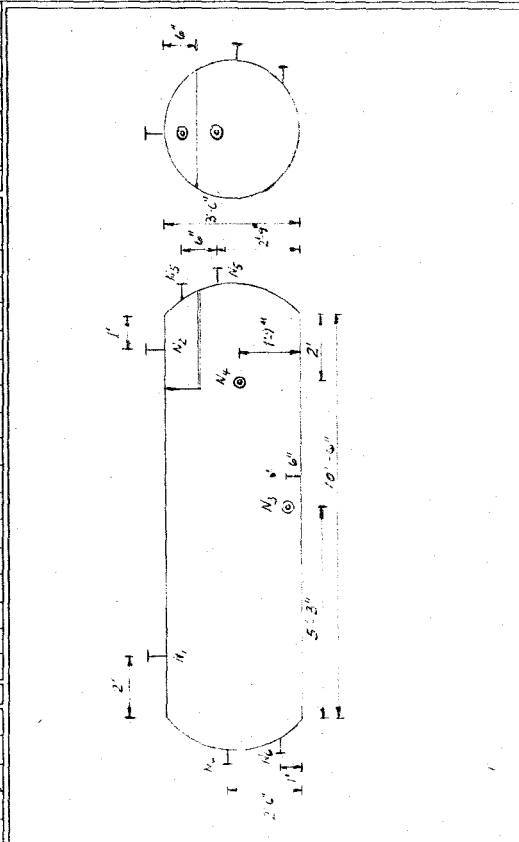
1	SERVICIO <i>Recipiente Separador # 1</i>	POSICION VERTICAL	HORIZONTAL X
2	TIPO DE FLUIDO LIQUIDO <i>Cloro líquido</i>	40 209,24 lb/h	DENSIDAD 95,15 lb/ft ³
3	VAPOR <i>Cloro gaseoso e incondensables</i>	5305,24 lb/h	DENSIDAD 0,6586 lb/ft ³
4	TEMPERATURA OPERACION	-5 °F	DISEÑO -5 °F
5	PRESSION OPERACION	30 PSIG	DISEÑO 69,59 PSIA
6	DIMENSIONES LONGITUD	10 ft	6 in
7	NIVEL NORMAL	ft	in. MAXIMO 2 ft
8	MATERIALES CASCARON	A-285-C	CABEZAS A-285-C
9	MALLA SEPARADORA ESPESOR	in 1,0	
10	CIRCULAR DIAMETRO	in	
11	RECTANGULAR LONGITUD	36 in	ANCHO 29 1/4 in
12	CORROSION PERM. CASCARON	1/8 in	CABEZAS 1/8 in
13	AISLAMIENTO <input checked="" type="checkbox"/> SI		No
14	RELEVADO DE ESFUERZOS	SI <input checked="" type="checkbox"/> N ₀	CODIGO

BÓQUILLAS

N°	N° REC	TAMAÑO	SERVICIO
17	1	N ₁ 6"	Entrada de Líquido - Vapor W5
18	1	N ₂ 2"	Salida de vapor W6
19	1	N ₃ 3"	Salida de líquido W7
20	1	N ₄ 12"	Registro de hombre
21	2	N ₅ 3/4"	Indicador de presión
22	2	N ₆ 3/4"	Indicador de nivel
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			

NOTAS

1. Tapas elipsoidales
2. Espesor del cuerpo 1/2"
3. espesor de las tapas 1/8"



REVISION	1			
FECHA	26-1-79			
ING.	V. Ignacio			
APROBO	R. Alegro			

PLANTA <i>CLORO-SOSA</i>	CONTRATO N°	HOJA <i>1 DE 1</i>
LOCALIZACION <i>PAJARITOS VER.</i>	REQUISICION N°	FECHA <i>27-V-79</i>
CLAVE <i>CT-100</i>	HECHA POR <i>R. Gonzalez E.</i>	APROBADO POR <i>V.E.V.</i>
N° DE UNIDADES <i>1</i>		

**RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS)**

REV.

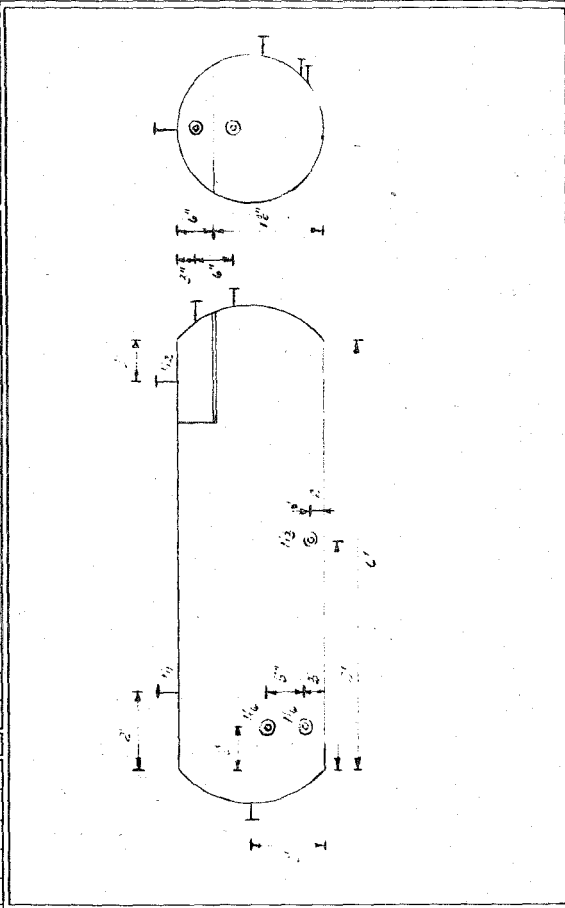
1	SERVICIO <i>Recipiente Separador #2</i>	POSICION VERTICAL	HORIZONTAL <input checked="" type="checkbox"/>
2	TIPO DE FLUIDO LIQUIDO <i>Cloro liquido</i>	<i>2873.14 lb/h</i>	DENSIDAD <i>101.11 lb/ft³</i>
3	VAPOR <i>Cloro gaseoso e incondensables</i>	<i>5198.43 lb/h</i>	DENSIDAD <i>1.9972 lb/ft³</i>
4	TEMPERATURA OPERACION <i>-75 °F</i>	DISEÑO	<i>-75 °F</i>
5	PRESION OPERACION <i>100 PSIG</i>	DISEÑO	<i>139.59 PSID A</i>
6	DIMENSIONES LONGITUD <i>6 ft</i>	DIAMETRO <i>0 in</i>	<i>2 ft</i> <i>0 in</i>
7	NIVEL NORMAL <i>ft</i>	in. MAXIMO <i>0 ft</i>	<i>8 in</i> VOLUMEN TOTAL <i>20.94 GAL FT³</i>
8	MATERIALES CASCARON <i>A-285-C</i>	CABEZAS <i>A-285-C</i>	
9	MALLA SEPARADORA ESPESOR in <i>1.0</i>		
10	CIRCULAR DIAMETRO <i>in</i>		
11	RECTANGULAR LONGITUD <i>26 in</i>	ANCHO <i>20 3/4 in</i>	
12	CORROSION PERM. CASCARON <i>1/8 in</i>	CABEZAS <i>1/8 in</i>	
13	AISLAMIENTO <input checked="" type="checkbox"/> <i>(S)</i>	<i>No</i>	
14	RELEVADO DE ESFUERZOS <input checked="" type="checkbox"/> <i>No</i>	CODIGO	

BOQUILLAS

N°	N° REC	TAMAÑO	SERVICIO
17	<i>N1</i>	<i>2"</i>	<i>Entrada de Líquido - Vapor</i>
18	<i>N2</i>	<i>1"</i>	<i>Salida de vapor W13</i>
19	<i>N3</i>	<i>1"</i>	<i>Salida de líquido W12</i>
20	<i>N4</i>	<i>12"</i>	<i>Registro de hombre</i>
21	<i>N5</i>	<i>3/4"</i>	<i>Indicador de presión</i>
22	<i>N6</i>	<i>3/4"</i>	<i>Indicador de nivel</i>
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			

NOTAS

- 1. Espesor del cuerpo es de 1/2"*
- 2. Espesor de tapa elipsoidal 1/2"*



REVISION	<i>1</i>		
FECHA	<i>27-V-79</i>		
ING.	<i>J. Evaristo</i>		
APROBO	<i>R. Gonzalez E.</i>		

V.6.3.4 DISEÑO TERMODINAMICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.

El Diseño termodinámico del cambiador de calor que hemos llamado E-2, lo hemos efectuado por medio del programa de computadora intitulado - INTERCAMB.

Al igual que los anteriores, arroja como resultado una hoja de especificaciones suficientes para el diseño mecánico del cambiador de calor.

V.6.3.5 HOJAS DE DATOS DE LOS COMPRESORES DE CLORO.

A continuación hemos adicionado una hoja de datos para compresores, - misma que deberá ser llenada con los datos que para el diseño de los compresores centrífugos, arroja el programa BALCALOR y lo demás -- deberá ser llenado por el proveedor que cotice el equipo.

PLANTA	CONTRATO N°	HOJA	DE
LOCALIZACION	REQUISICION N°	FECHA	
CLAVE	HECHA POR	APROBADA POR	
N° UNIDADES			

CAMBIADORES DE CALOR

1	SERVICIO DE LA UNIDAD			
2	TAMAÑO	TIPO		POSICION
3	SUPERFICIE POR UNIDAD (TOTAL EFECTO)	FT ²	M ²	ENVOLVENTE POR UNIDAD
4	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (TOTAL EFECTO)	FT	M	ARREGLO DE LAS ENVOLVENTES

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

			LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
	LB/HR	KG/HR	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
5	FLUIDO CIRCULADO					
6	CANTIDAD TOTAL	LB/HR	KG/HR			
7						
8	LIQUIDO	LB/HR	KG/HR			
9	DENSIDAD RELATIVA					
10	CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/HR-FT ² -°F	KCAL/HR-M ² -°C			
11	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F	KCAL/KG-°C			
12	VISCOSIDAD	CP	CP			
13	PESO MOLECULAR					
14	VAPOR	LB/HR	KG/HR			
15	CALOR LATENTE	BTU/LB	K CAL/KG			
16	PESO MOLECULAR					
17	CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/HR FT ² °F	KCAL/HRM ² °C			
18	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB °F	KCAL/KG-°C			
19	VISCOSIDAD	CP	CP			
20	DENSIDAD	LB/FT ³	G/CM ³			
21	TEMPERATURA	°F	°C			
22	PRESION (ATM PSIA)	PSIG	KG/CM ² MAN			
23	N° DE PASOS POR ENVOLV.					
24	VELOCIDAD	FT/SEC	M/SEC			
25	CAIDA DE PRESION	PSI	KG/CM	PERM.	CALC.	PERM. CALC.
26	FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	HR-FT ² °F/BTU	HR-M ² °C/KCAL			
27	CALOR INTERCAMBIADO	BTU/HR; X CAL/HR			M. T. D. / (CORREGIDA) °F °C	
28	COEFIC. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR	BTU/HR-FT ² -°F	K-CAL/HR-M ² -°C	LIMPIO		SERVICIO

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

30	PRESION DE DISEÑO	PSIG	KG/CM ² MAN		
31	PRESION DE PRUEBA	PSIG	KG/CM ² MAN		
32	TEMP. DE DISEÑO	°F	°C		
33	TUBOS	N°	D. EXT.	BWG	LONGITUD
34	ENVOLVENTE			D _T	ARREGLO
35	TAPA DE LA ENVOLVENTE			TAPA DE CABEZAL FLOTANTE	
36	CANAL			TAPA DEL CANAL	
37	ESPEJOS-FIJO			FLOTANTE	
38	MAMPARAS/SOPORTE TUBOS			ESPACIAMIENTO	% CORTE
39	MAMPARA LONGITUDINAL				FLUJO
40	TIPO DE UNION: ENVOLVENTE			TUBO	TUBOS A ESPEJO
41	EMPAQUES: ENVOLV. A TAPA			ENVOLV. A ESPEJO	ESPEJO A CANAL
42	CABEZAL FLOTANTE			CANAL A TAPA	FAJAS DE SELLO
43	BOQUILLAS: ENVOLV-ENFR.			INTERCONEXION	SALIDA
44	CANAL- ENTR.			INTERCONEXION	SALIDA
45	CORROSION PERMITIDA-LADO DE LA ENVOLVENTE				LADO DE LOS TUBOS
	CODIGOS REQUERIDOS				
	PESOS ENVOLV. Y HAZ DE TUBOS		LB, KG; HAZ DE TUBOS		LB, KG; LLENO DE AGUA
					LB, KG

NOTAS

REVISION				
FECHA				
ING.				
AP.				

PLANTA	CONTRATO N°	HOJA	DE
LOCALIZACION	REQUISICION	FECHA	
CLAVE	HECHA POR	APROBADA POR	
N° UNIDADES			

COMPRESORAS CENTRIFUGAS
HOJA DE ESPECIFICACIONES

DATOS DE DISEÑO				DATOS DE FABRICANTE				
CONDICIONES DE OPERACION	NORMAL	MIN.	MAX.	TAMANO Y TIP	N° IMPULSORES			
PESO MOLECULAR				VEL. DISEÑO/NORMAL				
PRESION SUCCION kg/cm^2_{abs}				1º VELOCIDAD CRITICA, RPM.				
PRESION DESCARGA kg/cm^2				2º VELOCIDAD CRITICA, RPM.				
TEMPERATURA SUCCION °C				POTENCIA AL FRENO				
TEMPERATURA DESCARGA °C				CAPACIDAD MAXIMA DE CARGA				
CAPACIDAD m^3/h (20°C 1atm.)				VELOCIDAD MAXIMA CONTINUA, RPM.				
CAPACIDAD A LA SUCC. m^3/h				POT. AL FRENO A MAX-CAP				
K g				SENTIDO DE ROTACION DESCARGA				
HUMEDAD RELATIVA				AGUA DE ENFRIAMIENTO REQUERIDA				
CORROSION DEBIDA A				ENFRIADOR DE ACEITE GPM a kg/cm^2 °C MAX				
ACCIONADOR		POR		DIAFRAGMAS GPM a kg/cm^2 °C MAX				
ESPEC. EN ACCIONADOR EN FORMA N°			HOJA	INYECCION GPM a kg/cm^2 °C MAX				
CORRIENTE ELECTRICA Y VAPOR				PESOS Y DIBUJOS				
MOTORES HP Y MAYORES	VOLTS	FASE	CICLOS	PESO TOTAL DE COMPRESOR Y BASE	Kg			
MOTORES HP Y MENORES	VOLTS	FASE	CICLOS	PIEZA MAS PESADA PARA MANTENIMIENTO	Kg			
INTERRUPTORES Y CONTROLES	VOLTS	FASE	CICLOS	PESO TOTAL DE EQUIPO AUXILIAR	Kg			
VAPOR ENT kg/cm^2 mon.	°C			DIBUJO GENERAL N°				
DESCARGA kg/cm^2 man				DIBUJO DE DETALLE N°				
DISEÑO DE CARCASA kg/cm^2 man				DIBUJO DE DETALLE DE TUBERIA N°				
PRUEBA HIDROSTATICA kg/cm^2 man				CURVA DE COMPORTAMIENTO N°				
MATERIALES Y CONSTRUCCION				SISTEMA DE LUBRICACION				
CARCASA								
HECHA		TIPO						
IMPULSORES								
DIAFRAGMAS								
ALABES DIRECTRICES EN SUCCION								
ENCAMISADO DE ENTRE-PASOS								
CHUMACERAS								
SELLOS DE ENTRE-PASOS				BOQUILLAS				
SELLO DE PRENSA-ESTOPA				SUCCION	TAMANO	SERIE	CANA	LOCALIZ.
COPLÉ Y PROTECCION				DESCARGA				
BASE				ETAPAS INTERM.				
NOTAS				DRENES CARCASA				
				AGUA ENFRIAMIENTO				

258

```

4      SRESET FPEE                                00000040
5      FILE 6=PRI,UNIT=PRINTER,RECORD=22          00000050
6      FILE 5=LLL,UNIT=PRINTER,RECORD=22          00000060
7      C    TESIS PROFESIONAL: ROBERTO GONZALEZ CRUZ Y JUAN LOPEZ M. 00000070
8      C    3 ENERO 79                               00000080
100    C    CALCULO DE INTERCAMBIADOR              00000100
200    C    DS = DIAMETRO INTERNO DEL SHELL (PULGADAS) 00000200
300    C    SD = DIAMETRO SUPUESTO                 00000300
400    C    PT = PITCH (PULGADAS)                 00000400
500    C    P  = NUMERO DE PASOS EN LOS TURCOS     00000500
600    C    NT = NUMERO DE TUBOS EN EL SHELL      00000600
700    C    ARP = 1 SI APREGLO ES TRIANGULAR, ARP = 0 SI APREGLO ES CUADRADO 00000700
800    C    READ /, Q,L,ALT,WT,ST,DT,ODT,P,FT,CQ,BQ, 00000800
900    C    1 TS1,TS2,T1,T2,DE,NB,APR,D           00000900
1000   C    DIMENSTON A(5,5), B(5,5), C(5,5), ANG(5), RNG(5), CHG(5), 00001000
1100   C    1 X(20)                                00001100
1200   C    REAL NU,MUS,KT,KS,KG,KL              00001200
1300   C    DATA DT,ODT,L,ALT,CQ,BQ /0.04867,0.0625,5.0,0.1963,0.1875,6.0/ 00001300
1400   C    DATA P,PT,ST,HR /1.0,0.9375,0.001861,20/ 00001400
1500   C    DATA A1,B1 /0.01208,-0.18957/        00001500
1600   C    DATA A2,B2,C2 /0.16826,-1.74948,0.13292/ 00001600
1700   C    DATA WT,Q /5181.20,28132.14/        00001700
1800   C    DATA T1,T2,TS1,TS2 /100.34,68.66,-74.98,-31.96/ 00001800
1900   C    DATA PDS,RDT /0.0020,0.0015/        00001900
2000   C    DATA PTIP /131.6900/                00002000
2100   C    DATA (X(I),I=1,5) /0.579415,0.022410,0.061637,0.223798,0.312740/ 00002100
2200   C    DATA (A(1,J),J=1,4) /0.8214, 0.57095 E-2, -0.5107 E-5, 1.547 E-9/ 00002200
2300   C    DATA (A(2,J),J=1,4) /6.952, -0.04576 E-2, 0.09563 E-5, -0.2079 E-9/ 00002300
2400   C    DATA (A(3,J),J=1,4) /5.316, 1.4285 E-2, -0.8362 E-5, 1.748 E-9/ 00002400

```

```

2500 DATA (A(4,J),J=1,4) /0.085, 0.3631 E-2, -0.1709 E-5, 0.3133 E-9/
2600 DATA (A(5,J),J=1,4) /0.903, -0.03753 E-2, 0.1930 E-5, -0.0801 E-9/
2700 DATA (B(1,J),J=1,4) /3.25, 5.8 E-2, 0.21 E-4, -1.25 E-8/
2800 DATA (B(2,J),J=1,4) /19.34, 159.74 E-2, -9.93 E-4, 37.29 E-8/
2900 DATA (B(3,J),J=1,4) /-17.23, 19.14 E-2, 0.1308 E-4, -2.514 E-8/
3000 DATA (B(4,J),J=1,4) /-0.7816, 23.8 E-2, -0.8939 E-4, 2.324 E-8/
3100 DATA (B(5,J),J=1,4) /0.9359, 23.44 E-2, -1.21 E-4, 3.591 E-8/
3200 DATA (C(1,J),J=1,3) /5.175, 45.69 E-2, -88.54 E-6/
3300 DATA (C(2,J),J=1,3) /21.87, 22.20 E-2, -37.51 E-6/
3400 DATA (C(3,J),J=1,3) /25.45, 45.49 E-2, -86.49 E-6/
3500 DATA (C(4,J),J=1,3) /18.11, 66.32 E-2, -187.9 E-6/
3600 DATA (C(5,J),J=1,3) /30.43, 49.89 E-2, -109.3 E-6/
3700 DO 7 J=1,4
3800 AM = 0.
3900 BM = 0.
4000 CM = 0.
4100 DO 6 I=1,5
4200 AM = A(I,J)*X(I) + AM
4300 BM = B(I,J)*X(I) + BM
4400 6 CM = C(I,J)*X(I) + CM
4500 CONTINUE
4600 AMG(J) = AM
4700 BMG(J) = BM
4800 7 CMG(J) = CM
4900 PMG = 70.900*X(1) + 2.01594*X(2) + 44.0099*X(3) + 31.9988*X(4) +
5000 1 28.0134*X(5)
5100 TPG = (0.5*(T1+T2)+46.)/1.8
5200 RHOG = (PMG/359)*(273.3/TPG)*(PTTL/14.696)
5300 SGP = PHOG/62.4269
5400 CPG = AMG(1) + AMG(2)*TPG + AMG(3)*TPG**2 + AMG(4)*TPG**3
5500 KG = BMG(1) + BMG(2)*TPG + BMG(3)*TPG**2 + BMG(4)*TPG**3

```

5600		VISG = CMG (1) + CMG(2)*TPG + CMG(3)*TPG**2	00005600
5700		CPT = CPG/PMG	00005700
5800		KT = KG*(2.41905E-04)	00005800
5900		VIST = VISG*(2.41905E-04)	00005900
6000		T = (0.5*(TS1+TS2)+4600)/1.8	00006000
6100		CPL = -0.1322 + (4.720E-3)*T - (20.37E-6)*T**2 + (28.94E-9)*T**3	00006100
6200		KL = 599.01 - (48.30E-2)*T - (15.24E-4)*T**2	00006200
6300		VLOG = -0.7681 + (151.4)/T - (0.08065E-2)*T + (0.4075E-6)*T**2	00006300
6400		SGS = 0.5615*(0.2720**(-(1.-T/417.3)**0.285714))	00006400
6500		RHOL = SGS*62.4269	00006500
6600		CPS = CPL	00006600
6700		KS = KL*(2.41905E-04)	00006700
6800		VISS = (10**VLOG)*2.41905	00006800
6900		ARP = 1	00006900
7000	C	D = DIAMETRO EXTERNO DEL TUBO, INCHES	00007000
7100		D = 0.75	00007100
7200		IF (ARP.EQ.0) GO TO 8	00007200
7300		DE = (1.72*PT**2 - 0.5*3.1416*D**2)/(3.1416*D*6.)	00007300
7400		GO TO 9	00007400
7500	8	DE = (4*PT**2 - 3.1416*D**2)/(3.1416*D*12.)	00007500
7600	9	CONTINUE	00007600
7700		RD = PDS + RDT	00007700
7800		TD = ((T1-TS2)-(T2-TS1))/(ALOG((T1-TS2)/(T2-TS1)))	00007800
7900		VREC = 150000.	00007900
8000	10	VELOC = VREC	00008000
8100		GT = VELOC*RHOG	00008100
8200		NT = (WT*P)/(GT*ST)	00008200
8300		AREA = NT*ALT*L	00008300
8400		PE = DT*GT/VIST	00008400
8500		IF (PE.LE.2100) GO TO 60	00008500
8600		PR = CPT*VIST/KT	00008600

8700		NU = 0.027*(PE**0.8)*(PP**0.33)	00008700
8800		HI = NU*KT/DT	00008800
8900		HIO = HI*DT/ODT	00008900
9000		CALL DIAMSH (P,NT,PT,LS,ARP,D)	00009000
9100	C	PS = PASOS POR LA CORAZA	00009100
9200		PS = 1	00009200
9300		AS = (DS*CO*BQ)/(144*PT*PS)	00009300
9400		WS = Q/(CPS*(TS2-TS1))	00009400
9500		GS = WS/AS	00009500
9600		RES = DE*GS/VISS	00009600
9700		PRS = CPS*VISS/KS	00009700
9800		NUS = 0.36*(RES**0.55)*(PRS**0.33)	00009800
9900		HO = NUS*KS/DE	00009900
10000		UC = HIO*HO/(HIO + HO)	00010000
10100		UD = 1/(1/UC + RD)	00010100
10200		AREAC = 1.25*Q/(UD*TD)	00010200
10300		IF (ABS((APEA-AREAC)/AREA).LE.0.1) GO TO 20	00010300
10400		AREA = 0.5*(APEA+AREAC)	00010400
10500		NT = AREA/(ALT*L)	00010500
10600		VREC = (WT*P)/(NT*ST*RHOG)	00010600
10700		GO TO 10	00010700
10800	C	CHECO CAIDA DE PRESION	00010800
10900	20	CONTINUE	00010900
11000		IF (PE.LE.2100) GO TO 25	00011000
11100		FF = 0.048/(PE**0.2)	00011100
11200		GO TO 30	00011200
11300	25	FF = 16/PE	00011300
11400	30	FT = FF/144	00011400
11500		DPT = FT*(GT**2)*L*P/(5.22*(10**10)*DT*SGR)	00011500
11600		VT = GT/(SGR*62.5*3600)	00011600
11700		DPP = 4*(VT**2)*SGR*62.5*P/(2*32.2*144)	00011700

11800		DPTT = DPT + DPP	00011800
11900	C	CHECO CAIDA DE PRESION EN SHELL	00011900
12000		CONTINUE	00012000
12100	40	IF (PES.LE.400) GO TO 45	00012100
12200		FS = A1*(RFS**B1)	00012200
12300		GO TO 50	00012300
12400	45	FSL = A2 + B2*(ALOG(PLS)) + C2*(ALOG(RFS))**2	00012400
12500		FS = EXP(FSL)	00012500
12600	50	DPS = FS*(GS**2)*(DS/12)*(NB+1)/((5.22 E10)*DE*SGS)	00012600
12700		GO TO 62	00012700
12800	60	CONTINUE	00012800
12900	61	FORMAT (10X,"FLUJO LAMINAR")	00012900
13000		VREC = 2.0*VREC	00013000
13100		GO TO 10	00013100
13200	62	CONTINUE	00013200
13300		VT = VFLOC/3600.	00013300
13400		WRITE (6,70) WS,WT,RH0L,RH0G,VISS,VIST,CPs,CPT,KS,KT,TS1,TS2,	00013400
13500		1 T1,T2,PTIN,PS,P,VT,DPS,DPTT,RDS,ROD,Q,TD,UD,AREA	00013500
13600		IF (ARP.EQ.0) GO TO 63	00013600
13700		WRITE (6,71) NT,D,L	00013700
13800		GO TO 64	00013800
13900	63	WRITE (6,72) NT,D,L	00013900
14000	64	CONTINUE	00014000
14100	70	FORMAT (/,1H1,6(/),26X,38("* "),//,58X," INTERCAMBIADOR ",//,55X,	00014100
14200		1 "CAMBIADOR DE CALOR L-2",///,53X,"LADO COPAZA",5X,"LADO TUBOS",	00014200
14300		2 6X,"UNIDADES",///,26X,"FLUIDO",21X,"CL2 LIQUIDO",9X,"GAS"	00014300
14400		3 ,//,26X,"FLUJO",22X,F10.2,6X,F10.2,7X,"LB/HR",//,26X,"DENSIDAD",	00014400
14500		4 19X,F10.6,7X,F9.6,7X,"LB/FT3",///,26X,"VISCOSIDAD"18X,F9.6,7X,F9.6	00014500
14600		5 ,7X,"LB/FT HR",//,26X,"CALOR ESPECIFICO ",11X,F9.6,7X,F9.6,7X,	00014600
14700		6 "BTU/LB GRADO F",//,26X,"CONDUCTIVIDAD TERMICA",7X,F9.6,7X,F9.6,	00014700
14800		7 7X,"BTU/HR FT GR.F",//,26X,"TEMPERATURA IN/OUT",9X,F5.1,"/",	00014800

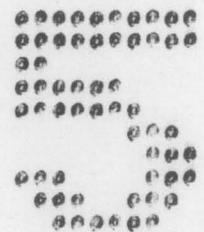
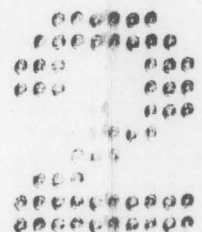
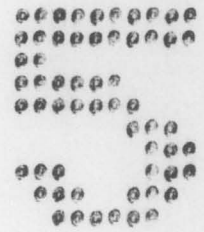
14900	8	F5.1,5X,F5.1,"/",F5.1,6X,"GRADO F",//,26X,"PRESION DE ENTRADA",	00014900
15000	9	11X,7X,9X,F7.3,8X,"PSIA",//,26X,"NUMERO DE PASOS",17X,F2.0,14X,	00015000
15100	1	F2.0,///,26X,"VELOCIDAD",36X,F8.4,7X,"FT/SEG",//,26X,	00015100
15200	2	"CAIDA DE PRESION",12X,F9.6,7X,F9.6,7X,"PSI",//,26X,	00015200
15300	3	"F. DE ENSUCIAMIENTO",9X,F9.6,7X,F9.6,7X,"HR FT2 GR.F/BTU",///,	00015300
15400	4	40X,"CALOR TRANSFERIDO",7X,"=",F13.4,7X,"BTU/HR",//,40X,"LMTD",	00015400
15500	5	20X,"="6X,F8.4,7X,"GRADO F",//,40X,"COEF. DE TRANSFERENCIA",2X,	00015500
15600	6	"=",6X,F8.4,7X,"BTU/HR FT2 GR.F",//,40X,"AREA DE TRANSFERENCIA",	00015600
15700	7	3X,"=",5X,F9.4,7X,"FT2",//)	00015700
15800	71	FORMAT (/ ,26X,"TUBOS :",2X,"NUM = ",I4,2X,"OD = ",F4.2," IN",2X,	00015800
15900	1	"BWG = 14",2X,"LONG = ",I2," FT",2X,"ARR = 15/16 TPI",//,26X,	00015900
16000	2	38(" * "),/,1H1)	00016000
16100	72	FORMAT (/ ,26X,"TUBOS :",2X,"NUM = ",I4,2X,"OD = ",F4.2," IN",2X,	00016100
16200	1	"BWG = 14",2X,"LONG = ",I2," FT",2X,"ARR = 1 IN. CUAD",//,26X,	00016200
16300	2	38(" * "),/,1H1)	00016300
16400		CALL EXIT	00016400
16500		END	00016500
16600		SUBROUTINE DIAMSH (N,IT,P,DS,APP,C)	00016600
16700		DIMENSION K1(20),K2(20),K3(20),K4(20),DI(50)	00016700
16800		REAL K1,K2,K3,K4	00016800
16900		DATA (K1(I),I=1,5) /1.080,1.080,-1.040,1.080,-1.040/	00016900
17000		DATA (K3(I),I=1,5) /0.69,0.69,0.43,0.69,0.43/	00017000
17100		DATA (K2(I),I=1,5) /-0.9,-0.9,-0.1,-0.9,-0.1/	00017100
17200		DATA (K4(I),I=1,5) /-0.8,-0.8,-0.25,-0.8,-0.25/	00017200
17300		DATA (DI(J),J=1,39) /8,10,12,13.25,15.25,17.25,19.25,21.25,23.25,	00017300
17400	1	25,27,29,31,33,35,37,39,41,43,45,47,49,51,55,59,63,67,	00017400
17500	2	71,75,79,83,87,91,95,99,103,107,111,115/	00017500
17600		IF (C.EQ.1.0) GO TO 3	00017600
17700		CONTINUE	00017700
17800		IF (APP.EQ.1.0) GO TO 1	00017800
17900		I = 3	00017900

18000		GO TO 5	00018000
18100	1	CONTINUE	00018100
18200		IF (D.EQ.1.0) GO TO 2	00018200
18300		I = 1	00018300
18400		GO TO 5	00018400
18500	2	I = 2	00018500
18600		GO TO 5	00018600
18700	3	CONTINUE	00018700
18800		IF (APP.EQ.1) GO TO 4	00018800
18900		I = 5	00018900
19000		GO TO 5	00019000
19100	4	I = 4	00019100
19200	5	CONTINUE	00019200
19300		J = 1	00019300
19400	6	CONTINUE	00019400
19500		NTC = (0.7854*(DI(J)-K1(I))**2 + K2(I) - P*(DI(J)-K1(I))*	00019500
19600		1 (K3(I)*H + K4(I))) / (1.223*P**2)	00019600
19700		IF (NT.LE.NTC) GO TO 7	00019700
19800		J = J + 1	00019800
19900		GO TO 6	00019900
20000	7	DS = DI(J)	00020000
20100		RETURN	00020100
20200		END	00020200

INTERCAMBIADOR
CAMBIADOR DE CALOR E-2

	LADO CORAZA	LADO TUBOS	UNIDADES
FLUIDO	CL2 LIQUIDO	GAS	
FLUJO	2865.99	5181.20	LB/HR
DENSIDAD	99.380750	1.028003	LB/FT ³
VISCOSIDAD	1.332107	0.039068	LB/FT HR
CALOR ESPECIFICO	0.228169	0.165280	BTU/LB GRADO F
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.099710	0.013075	BTU/HR FT GR.F
TEMPERATURA IN/OUT	-75.0/-32.0	100.3/ 68.7	GRADO F
PRESION DE ENTRADA		131.696	PSIA
NUMERO DE PASOS	1.	1.	
VELOCIDAD		107.4705	FT/SEG
CAIDA DE PRESION	0.021343	5.572931	PSI
F. DE ENSUCIAMIENTO	0.002000	0.001500	HR FT ² GR.F/BTU
CALOR TRANSFERIDO	=	28132.1400	BTU/HR
LMTD	=	137.8923	GRADO F
COEF. DE TRANSFERENCIA	=	39.3010	BTU/HR FT ² GR.F
AREA DE TRANSFERENCIA	=	6.8705	FT ²

TUBOS : NUM = 7 OD = 0.75 IN RWG = 14 LONG = 5 FT ARR = 15/16 TPI



CAPITULO VI. VAPORIZACION DE CLORO

VI.1 ANTECEDENTES

VI.2 PRINCIPIOS BASICOS DE VAPORIZACION

- A) Convección natural
- B) Ebullición por nucleación
 - Correlaciones para flux de calor
 - Correlación de flux crítico de calor
- C) Región de transición
- D) Región de ebullición de capa o película

VI.3 GENERALIDADES SOBRE EQUIPO DE VAPORIZACION DE CLORO

Medios de calentamiento

Precauciones

Materiales de construcción

Algunos tipos de equipo para vaporizar cloro

VI.4 METODO DE CALCULO DE LOS COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA - DE CALOR PARA EL DISEÑO DEL EQUIPO DE VAPORIZACION

VI.4.1 Coef. ind. de transf. de calor para condensación de un vapor.

- 1.- Tubos verticales
- 2.- Tubos horizontales
- 3.- Serpentes

VI.4.2 Coef. ind. de transf. de calor por convección natural para líquidos y gases por fuera de tubos

- A) Convección
 - 1.- Tubos horizontales
 - 2.- Tubos verticales
- B) Radiación

VI.4.3 Coef. ind. de transf. de calor para líquido en ebullición

VI.5 DIAGRAMA DE FLUJO Y DESCRIPCION DEL SISTEMA DE VAPORIZACION EMPLEADA

VI.6 CALCULOS.

CAPITULO VI.- VAPORIZACION DE CLORO

OBJETIVO DE ESTE CAPITULO:

1. Enunciar someramente las razones para efectuar la Vaporización de Cloro líquido.
2. Describir brevemente lo que es ebullición o vaporización de líquidos.
3. Proponer métodos de diseño de equipo de vaporización de cloro y efectuar tales diseños.

VI.1 ANTECEDENTES.

El cloro a condiciones normales de presión y temperatura se encuentra en estado gaseoso. En el comercio se transporta en forma líquida, pero en muchas aplicaciones se utiliza en forma gaseosa debido a necesidades de proceso y a su mayor facilidad de manejo. Se requiere que este cloro gaseoso cumpla con los requerimientos mínimos de pureza establecidos para su uso.

El método de purificación de cloro como ya lo dijimos en el capítulo anterior, es por medio de la Licuefacción, donde se obtiene cloro líquido de 99.9% peso de pureza aprox., por lo que un cloro gaseoso de elevada pureza sólo podrá ser obtenido a partir de cloro líquido.

Es práctica común obtener vapor directamente de los cilindros de cloro líquido y de los tanques de almacenamiento confiando en la transferencia natural de calor para producir la vaporización necesaria. La capacidad de vaporización de estos depósitos es limitada por lo que cuando sea necesario vaporizar grandes cantidades, se deberá instalar un equipo especial de vaporización, el cual recibe el nombre de vaporizador (ó evaporador) de cloro.

VI.2 PRINCIPIOS BASICOS DE VAPORIZACION.

La ebullición de un líquido puro ocurre cuando la temperatura es tal que la presión de vapor de líquido se iguala con la presión externa.

La relación típica entre el flujo de calor por unidad de área de transferencia ó "Flux", y la diferencia o gradiente de temperaturas entre la superficie de calentamiento y la temperatura de saturación del líquido en ebullición, se representa en la figura VI.1. En dicha curva podemos identificar los siguientes mecanismos de transferencia de líquidos a ebullición sumergida ("Pool boiling").

A) Régimen de transferencia de calor por Convección Natural (Región 1)

Dicho régimen normalmente se presenta en sistemas que operan con diferencias de temperatura inferiores a 10 ó 30°F aprox. En esta región, el líquido de contacto con la superficie caliente es sobrecalentado y tiende a subir por convección natural (diferencia de densidades) hasta la región de interfase líquido-vapor.

En dicha superficie se libera el calor de sobrecalentamiento mediante una vaporización relativamente tranquila del líquido. En esta región no hay formación de burbujas de vapor en el seno del líquido y los coeficientes de transferencia de calor que se obtienen en esas condiciones corresponden a los previstos por las ecuaciones aplicables para el régimen de convección natural. La siguiente ecuación es típico para dicho mecanismo:

$$\frac{h_c D}{k_f} = Nu = 0.47 (Gr \times Pr)^{0.25} \quad (1)$$

en donde:

Nu = Número adimensional de Nusselt

Gr = Número adimensional de Grashoff

Pr = Número adimensional de Prandtl

B) Régimen de ebullición por Nucleación. (Región 2)

En dicha región se forman diversos núcleos o sitios activos de generación de burbujas sobre la superficie de calentamiento, de preferencia en las irregularidades o pequeñas protuberancias de la misma.

El líquido es inicialmente sobrecalentado por el contacto directo con la superficie caliente. Una vez formados los diversos núcleos de burbujas, estas crecen en sus dimensiones rápidamente hasta que las fuerzas ascendentes tienden a elevarse hasta la superficie del líquido. Existen diversas correlaciones que han sido propuestas para esta región de ebullición por nucleación:

CORRELACIONES PARA FLUX DE CALOR.

1. Ecuación modificada de Kutateladze.

$$q/A = 4.87 \times 10^{-11} \left[\frac{c_1}{h_{fg} \rho_v} \right]^{1.5} \left[\frac{k_1 \rho_1^{1.282} p^{1.75}}{\sigma^{0.906} \mu_1^{0.626}} \right] (T_w - T_s)^{2.5} \quad (2)$$

2. Clark.

$$\frac{(q/A)}{h_{fg} \mu_1} \left[\frac{g_o \sigma}{g (\rho_1 - \rho_v)} \right]^{1/2} = 3.25 \times 10^5 \left[\frac{c_1 \Delta T}{h_{fg}} \left(\frac{T_s / T_c}{NPr_1} \right)^{1.8} \right]^{2.89} \quad (3)$$

donde:

$$NPr_1 = \frac{c_1 \mu_1}{k_1}$$

3. Correlación de De Levy.

$$\frac{q}{\bar{A}} = \frac{k_1 c_1 \rho_1^2 (\Delta T)^3 (1-x)}{\sigma^{1/2} T_s (\rho_1 - \rho_v)^{1/2} B_1} \quad (4)$$

El coeficiente B_1 se obtiene de la Figura VI.2 en función de $\rho_v h_{fg}$.

4. Ecuación de Mostinski.

$$h_b = 0.225 P_c^{0.69} (q/A)_b^{0.7} + 1.8 (P/P_c)^{0.17} + 4 (P/P_c)^{1.2} + 10 (P/P_c)^{10} \quad (5)$$

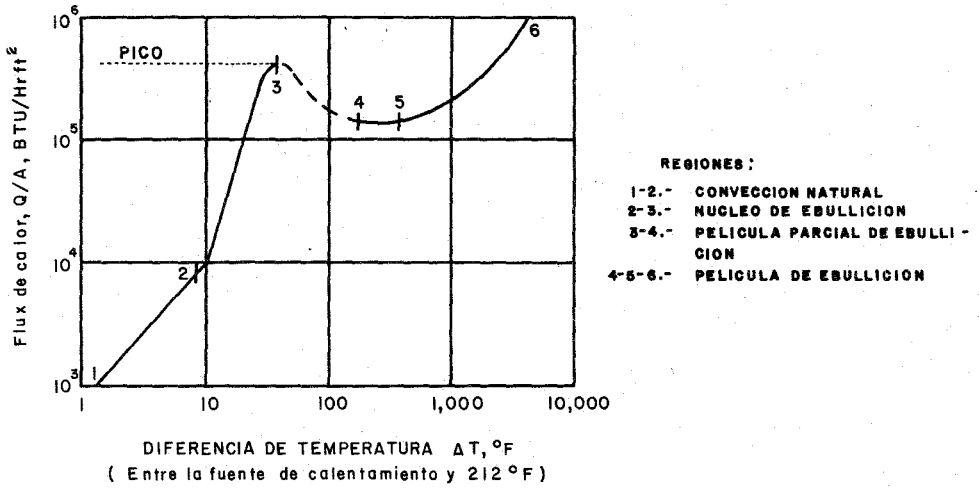


FIGURA .VI.1.- Ebullición del agua a 212°F

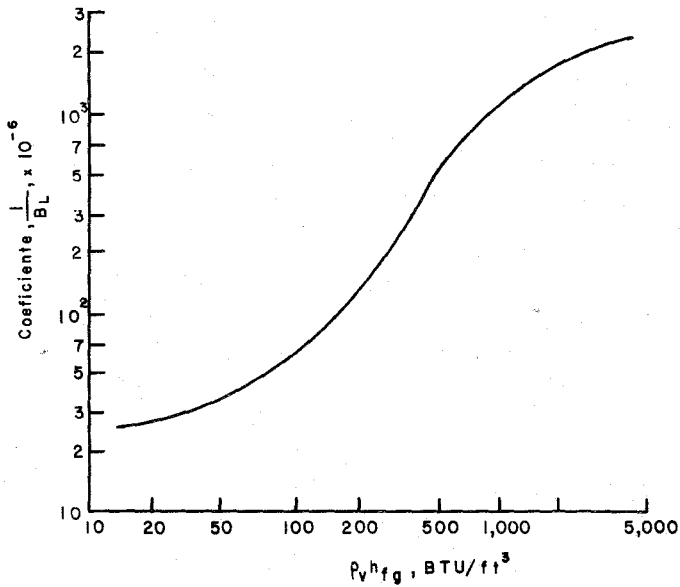


FIGURA .VI.2.- Coeficiente B_L para la Ecuación de Levy Para la transferencia de calor en la ebullición

Los fluidos criogénicos, tales como: oxígeno, nitrógeno, helio, hidrógeno, etc., en estado líquido se comportan igual que los fluidos no criogénicos. Brentani y Smith intentaron correlacionar datos experimentales de fluidos criogénicos con una ecuación modificada de Kutateladze.

La ecuación de Mostinski, ha probado ser conveniente en representar dicha región. Sin embargo, tomando en cuenta que el fenómeno de ebullición en esta región es fuertemente afectado por las condiciones particulares de la superficie de calentamiento y de líquido en cuestión, es preferible en lo posible utilizar información experimental para el diseño de los sistemas de calentamiento.

El punto indicado como (3) en la figura VI.1 representa el flux máximo de transferencia o flux crítico. Hasta este punto el flujo de calor fue incrementando para un aumento en el gradiente disponible. La diferencia de temperaturas correspondiente al flux máximo se denomina el gradiente o diferencia de temperaturas críticos. En este punto la formación de vapores es tan elevada que prácticamente la superficie de calentamiento se encuentra cubierta de vapor y constituye una barrera o resistencia a la transferencia de calor.

A partir de dicho máximo, para una elevación en el gradiente se presenta una disminución en el coeficiente de transferencia de calor debido a la resistencia ofrecida por la capa de vapor y con ello el flujo de calor disminuye. De lo anterior se deriva que es importante que el sistema se encuentre dentro de la región (2), o sea dentro de la correspondiente a la ebullición por nucleación, para una ebullición satisfactoria. El operar con gradientes superiores al valor crítico antes mencionado, representará obtener un decremento en el flujo de calor. Es por tanto conveniente determinar el valor del "Flux máximo" para un sistema dado y diseñarlo para operar con una carga menor a dicho valor.

CORRELACIONES DEL FLUX CRITICO DE CALOR.

En todas las correlaciones encontramos la relación entre $(q/A)_{crit.} / \rho_v h_{fg}$ una velocidad promedio de vapor normal a la superficie y alguna función o medida del nivel de presión.

Las siguientes son algunas correlaciones propuestas para líquidos no metálicos:

1. Ecuación de Zuber.

$$\frac{(q/A)_{\text{crit.}}}{h_{fg} \rho_v} = 0.13 \left[\frac{\sqrt{(\rho_1 - \rho_v) g g_0}}{\rho_v^2} \right]^{1/4} \left[\frac{\rho_1}{\rho_1 + \rho_v} \right]^{1/2} \quad (6)$$

Aquí un valor de 0.18 concuerda mejor con los datos experimentales que el valor de 0.13 sugerido por Zuber.

2. Ecuación de Kutateladze.

$$\frac{(q/A)_{\text{crit.}}}{h_{fg} \rho_v} = 0.16 \left[\frac{\sqrt{(\rho_1 - \rho_v) g g_0}}{\rho_v^2} \right]^{1/4} \quad (7)$$

3. Chang y Snyder.

$$\frac{(q/A)_{\text{crit.}}}{h_{fg} \rho_v} = 0.145 \left[\frac{\sqrt{(\rho_1 - \rho_v) g g_0}}{\rho_v^2} \right]^{1/4} \left[\frac{\rho_1 + \rho_v}{\rho_1} \right]^{1/2} \quad (8)$$

4. Ecuación de Rohsenow y Griffith.

$$\frac{(q/A)_{\text{crit.}}}{h_{fg} \rho_v} = 143 \left(\frac{g}{g_0} \right)^{1/4} \left[\frac{\rho_1 + \rho_v}{\rho_v} \right]^{0.6} \quad \text{ft/hr} \quad (9)$$

5. Ecuación de Palen y Small

$$(q/A)_{\text{máx.}} = 176 \psi \theta \quad (10)$$

En donde:

$$\psi = \rho_v \lambda \left[\frac{g \sigma (\rho_1 - \rho_v)}{\rho_v^2} \right]^{0.25} \quad (11)$$

$$\phi = K \frac{P_t}{do(N)^{0.5}}$$

La ecuación de Pallen y Small es apropiada para obtener el flux de calor máximo en bancos de tubos.

El flux máximo de calor se puede obtener directamente por medio de las figuras VI.3 y VI.4 que son resultados de los trabajos experimentales de M. T. Cicheli y C. F. Bonilla.

El valor de flux máximo puede llegar a ser tan elevado como 400 000 Btu/Hr - ft² para agua en ebullición en ciertas condiciones especiales, y de 75 000 a 125 000 para fluidos orgánicos. Sin embargo dichos valores han sido obtenidos en equipos de laboratorio en condiciones de operación perfectamente controladas. En la práctica, no es conveniente diseñar vaporizadores que operen con un flux mayor de 30 000 para el caso del agua y de 12 000 a 15 000 para fluidos orgánicos en vaporizadores de circulación normal. En equipos de circularción forzada se pueden considerar flux máximos del orden de - - - 20 000 Btu/Hr. ft²

En general, el flux de diseño no deberá exceder de un 70% del valor calculado por la correlación de Pallen y Small

El gradiente de temperatura al cual se presenta el flux máximo de calor ó T crítico normalmente se encuentra entre 30 y 100°F para presiones de operación cercanas a la atmosférica. La diferencia de temperatura crítica tiende a disminuir con un incremento en la presión de operación. Se han observado valores tan bajos como 2 a 3" F para presiones elevadas. La figura VI.4.8 muestra la forma gráfica de determinar los gradientes críticos de temperatura. Como guía deberá operarse dentro de los siguientes intervalos para asegurar que la ebullición se encuentra en la región de nucleación, abajo de la región crítica.

$$St = Nu/Re \ Pr = \frac{C_p \Delta t}{\lambda} \quad \text{entre } 0.03 \text{ y } 0.3 \quad (11.a)$$

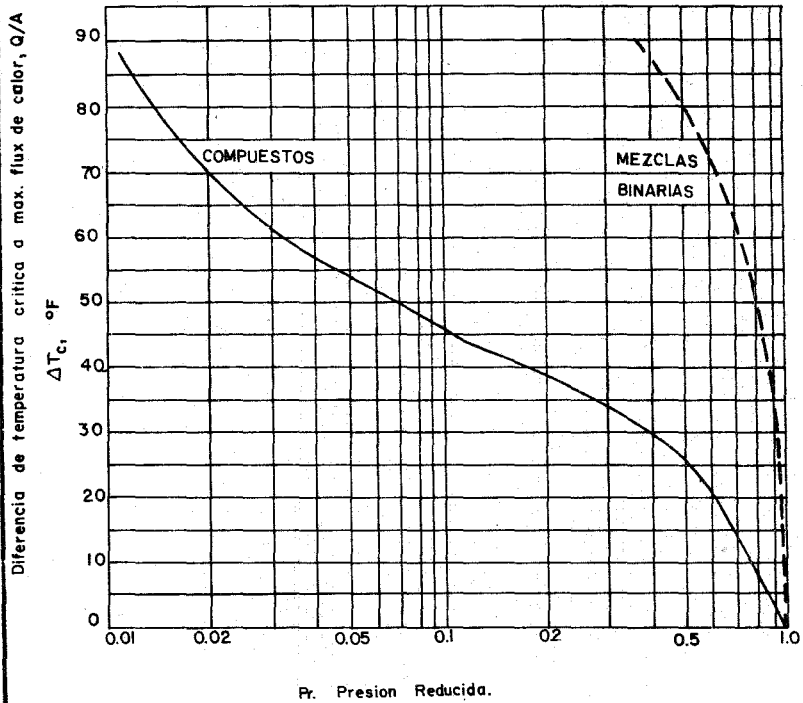
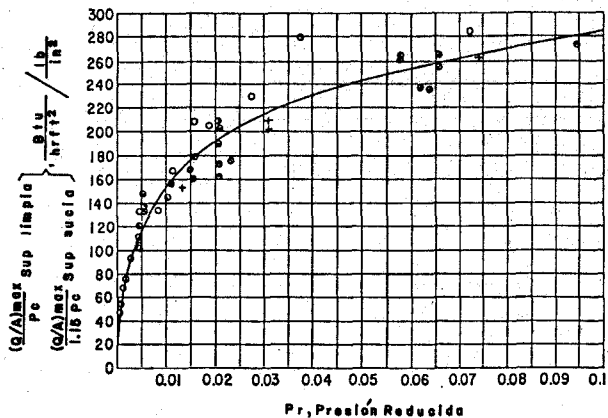
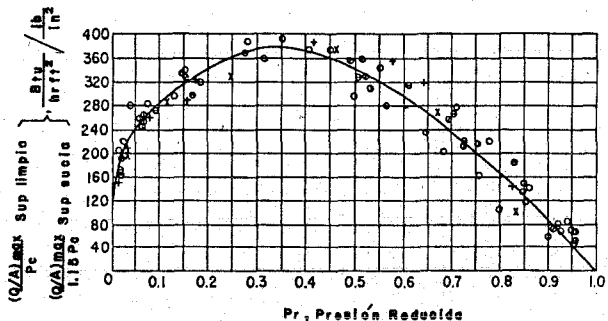


Figura VI.48.- ΔT Maximo para la correlacion por ebullicion



Líquido	$Pe, \text{lb/in}^2 \text{ abs.}$	Investigadores
○ Etanol	928	Cichelli y Bonilla
○ n-Pentano	485	
● Benceno (Superficie sucia)	704	Bonilla y Perri
○ n-Pentano (Superficie sucia)	485	
+ n-Heptano (Superficie sucia)	474	Braunlich Akín y Me Adams
○ Agua	3,206	
○ Etanol	928	Bonilla y Perri
○ Acetona	690	
○ Butanol	711	Bonilla y Perri
● 48% mol Butanol + 52% Agua	1,335	
○ 10% mol Etanol + 90% Agua	2,675	Bonilla y Perri
○ 80% mol Etanol + 20% Agua	1,410	
○ 90% mol Etanol + 10% Agua	972	Bonilla y Perri
○ 10% mol Acetona + 90% Agua	2,650	
○ 50% mol Acetona + 50% Agua	1,290	Bonilla y Perri
○ 2.5% mol Butanol + 97.5% Agua	3,060	
○ Agua	3,206	Braunlich Akín y Me Adams
○ Agua	3,206	

FIGURA.VI.3.- Flux máximo de calor en la región de baja presión



Líquido	Superficie	$Pe, \text{lb/in}^2 \text{ abs.}$
○ Etanol	Limpia	928
○ n-Pentano	"	485
○ Propano	"	617
○ n-Pentano	Sucia	485
○ Propano	"	617
○ 67% mol n-Pentano	"	604
○ 33% mol Propano	"	
○ 33% mol n-Pentano	"	668
○ 67% mol Propano	"	
○ Benceno	"	704
○ n-Heptano	"	474

FIGURA.VI.4.- Flux máximo de calor

$$St = Nu/Re Pr = \frac{C_p t}{\lambda_{Pr}^{0.6}} ; \quad \text{entre } 0.02 \text{ y } 0.10 \quad (11.b)$$

$$= \frac{k \Delta t}{\lambda l} ; \quad \text{entre } 0.045 \text{ y } 0.07 \quad (11.c)$$

En donde St representa el número de Stanton.

La relación entre el coeficiente de transferencia de calor a un gradiente dado y el correspondiente a la ΔT crítica tiene la siguiente forma:

$$h/h_{\text{máx.}} = (\Delta T/\Delta T_{\text{máx.}})^n \quad (12)$$

El valor del exponente "n" se encuentra entre 2.0 y 2.4 usualmente.

C) Región de transición.

La región posterior a la correspondiente al punto de flux máximo se denomina transición y está caracterizada por una operación inestable en donde el flujo de calor disminuye a medida que se incrementa la diferencia de temperaturas hasta un punto en que se presenta un valor mínimo, conocido por el punto de Leidenfrost. Deberá evitarse operar los equipos en esta región transicional.

D) Región de Ebullición de capa ó de película.

A partir del punto de Leidenfrost se vuelve a lograr un incremento en el flux, con un aumento en la diferencia de temperaturas. El regimen conocido por "Ebullición tipo película ó de capa", se lleva a cabo básicamente por los mecanismos de conducción y radiación de calor a través de la película de vapor presente. Dicha capa de vapor se encuentra relativamente estable en contacto con la superficie de calentamiento.

La ebullición de película está caracterizada por coeficientes de transferencia de calor bajos y diferencias de temperaturas elevadas. Los problemas de incrustación se acentúan en esta región. No es recomendable operar los equipos de vaporización en este tipo de ebullición, aunque en ocasiones es inevitable dicho fenómeno.

En ebullición tipo película, el vapor se genera en la intercara líquido-vapor por conducción y radiación desde la superficie de calentamiento a través de la película de vapor. Usando la inestabilidad hidrodinámica de la frontera líquido-vapor, Zuber llegó a la siguiente ecuación que representa el - flux de calor mínimo para ebullición tipo película.

$$\left(\frac{q}{\bar{A}}\right)_{\min.} = 0.09 \rho_{vf} h_{fg} \left[\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\rho_l + \rho_v} \right]^{1/2} \left[\frac{g_o r}{g(\rho_l - \rho_v)} \right]^{1/4} \quad (13)$$

Donde ρ_{vf} es la densidad del vapor a la temperatura de la película y las -- otras propiedades se evalúan a la temperatura de saturación. El coeficiente de 0.09 fue determinado empíricamente por Berenson.

Extendiendo el análisis de Zuber, Berenson llega a la siguiente expresión - para el gradiente de temperatura en el punto de flux mínimo de calor:

$$\Delta t_{\min.} = 0.127 \frac{\rho_{vf} h_{fg}}{k_{vf}} \left[\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\rho_l + \rho_v} \right]^{2/3} \left[\frac{g_o r}{g(\rho_l + \rho_v)} \right]^{1/2} \left[\frac{\mu_f}{g_o(\rho_l - \rho_v)} \right]^{1/3} \quad (14)$$

El regimen de película estable fue estudiado experimental y analíticamente por Bromley para tubos horizontales y placas verticales. Bromley llegó a - la siguiente ecuación representando hc asociado con conducción únicamente.

$$hc = 0.62 \left[\frac{k_v^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v) g (h_{fg} + 0.4 C_{p_v} \Delta t)}{D_o \mu_v (t_w - t_{sat})} \right]^{1/4} \quad (15)$$

La radiación contribuye a la transferencia de calor y aumenta el espesor de la película de vapor, reduciendo la contribución efectiva de la conducción.

El coeficiente total de transferencia de calor está dado por:

$$h = hc \left(\frac{hc}{h} \right)^{1/3} + hr \quad (16)$$

Donde h_r se calcula para radiación entre dos planos paralelos

VI. 3 GENERALIDADES SOBRE EQUIPO DE VAPORIZACION DE CLORO.

MEDIOS DE CALENTAMIENTO.

- 1). Vaporizadores de baja capacidad son generalmente calentados con agua-caliente, y pueden ser de los siguientes tipos:
 - a). Vaporizadores enchaquetados; se suministra el agua caliente de una fuente externa.
 - b). Se puede introducir dentro de la chaqueta de agua, un calentador ó fuente eléctrica de calor añadiendo una cantidad adicional de agua para recuperar las pérdidas por evaporación.
 - c). Se inyecta vapor a la chaqueta de agua y se retira el condensado.
- 2). Vaporizadores de gran capacidad son generalmente calentados con vapor saturado de baja presión, el cual se condensa. Un equipo de vaporización calentado con vapor que se condensa, puede ser más pequeño que uno calentado con agua lo que nos daría un ahorro en el costo del equipo, pero se aumenta el riesgo.

Los riesgos que se pueden encontrar en la operación del equipo de vaporización son:

- a). Exceso de presión en el sistema de vaporización.
- b). Entrada de cloro líquido a las líneas de vapor.
- c). Retorno de la corriente del líquido de alimentación a los vaporizadores debido a una pérdida de presión en el container.
- d). Corrosión. Esto no representa un serio problema en el lado del cloro cuando no se encuentran presentes fluidos de proceso, humedad ó cloruro férrico (que actúa como catalizador de la corrosión) y si se mantienen las temperaturas del sistema por debajo de 250°F. El control de la corrosión es más difícil en el lado del vapor (ó agua caliente) pero si utilizamos una protección catódica ó adicionamos un inhibidor se puede solucionar este problema.

PRECAUCIONES

- 1). El aumento de la capacidad del vaporizador no deberá provocar entradas de cloro líquido en la línea de vapor de cloro.
- 2). El líquido condensado de la línea de vapor se deberá separar antes de descargar en las líneas de proceso (vapor de cloro).
- 3). Se deberá proveer de un cierto grado de sobre-calentamiento en los vaporizadores debido a que puede ocurrir condensación ó relicuefacción - en la línea de vapor de cloro saturado, si ésta pasa por regiones de - menor temperatura.

SOBRECALENTAMIENTO

Se requiere de un sobrecalentamiento para prevenir la relicuefacción o para propósitos de proceso, muchos vaporizadores de cloro proveen de una sección de sobrecalentamiento integral, es decir una extensión de la superficie calentada sobre el nivel del cloro líquido. Generalmente no se requiere de - un sobrecalentamiento adicional al impartido por el vaporizador y para casos extremos se instalará un equipo de sobrecalentamiento especial.

Debido a que la velocidad de transferencia de calor en la sección de sobrecalentamiento es menor, se utilizan intercambiadores de superficie extendida (aquéllos que usan tubos aletados). El vapor de cloro puede ser sobrecalentado reduciendo la presión, por ejemplo una caída de presión de 100 a- 60 psig., introducirá aproximadamente 25°F, de sobrecalentamiento.

LIMITACIONES DE TEMPERATURA.

- 1). Alta Temperatura.

La máxima temperatura recomendada para la construcción de equipo de -- acero para manejar cloro es de 300°F., en cambio si la temperatura de operación es menor a este valor se incrementará la vida del equipo, en general, se recomienda un máximo de temperatura para el medio de calentamiento de 250°F.

En la mayoría de las operaciones no se excede de este límite de temperatura, pero en el caso de vaporizadores calentados con vapor se pueden

encontrar temperaturas superiores debido a un mal funcionamiento de la válvula de regulación y al aumentar la presión, aumenta la temperatura del vapor.

2). Baja Temperatura.

A presión atmosférica, el punto de ebullición del cloro líquido es de - 29.29°F., en cambio a una presión de 36.6 psig., el cloro líquido ebulle a 32°F. La operación de un vaporizador de cloro debajo de esta presión inducirá un peligro de congelamiento de agua en la chaqueta ó tubos de calentamiento. En operación normal, esto no ocurre.

MATERIALES DE CONSTRUCCION.

Como pudimos apreciar en la sección destinada al estudio de los materiales de construcción, entre los materiales que podemos usar para construir el equipo del sistema de vaporización, el acero al carbón es el material más recomendable, pues, a las condiciones en que estamos operando la corrosión es mínima además de que es el material más económico entre los utilizables para este servicio, por esta razón los vaporizadores de cloro se fabrican generalmente de acero al carbón.

Este acero es resistente al cloro líquido ó gaseoso siempre y cuando no haya humedad presente y no se exceda de las limitaciones de temperatura.

El níquel, monel, e inconel presentan mayor resistencia que el acero a elevadas temperaturas, la desventaja que presenta este material es que su costo es mayor.

La siguiente es una tabla de materiales de construcción para la cámara de vaporización y tubos para el servicio de cloro gaseoso ó líquido, para las siguientes condiciones de diseño:

Presión de trabajo de diseño: Arriba de 300 psig.

Temperatura de diseño: - 20 a 300°F

Ver tabla VI.1

TABLA VI.1 Materiales de construcción para un vaporizador.

PLACA	TUBOS	ACCESORIOS (Sin costura)
A 515 Gr. 70	Tubería de acero al carbón sin costura	A 234 GR. WPA
	A 53 Gr. A ó B	A 234 Gr. WPA
	A 106 GR. A ó B	
	Conductos de acero al carbón sin costura (tubing).	
	A 179	
	Tubería de Monel sin costura	
	B 165	
B 162 Níquel	Conductos de monel sin costura (tubing).	
	B 163	
	Tubería de níquel sin costura	
	B 161	

ALGUNOS TIPOS DE EQUIPO PARA VAPORIZAR CLORO.

A continuación estamos enumerando algunos tipos de vaporizadores que se emplean en la industria para vaporizar cloro.

- 1.- Vaporizador vertical con tubos de bayoneta. (Vapor por los tubos), Figura VI.5
- 2.- Vaporizador vertical con cámara de vapor de calentamiento y chaqueta - Figura VI.6
- 3.- Vaporizador horizontal tipo caldereta (kettle) con tubos en "U" (vapor por los tubos), Figura VI.7
- 4.- Vaporizador vertical del tipo serpentín.
En la figura lleva cloro líquido dentro del serpentín en ebullición y agua de calentamiento en el lado del cuerpo, Figura VI.8
- 5.- Vaporizador tipo tanque vertical con calentador integrado, Figura VI.9
- 6.- Vaporizador horizontal del tipo termosifón, (vapor en los tubos); Figura VI.10

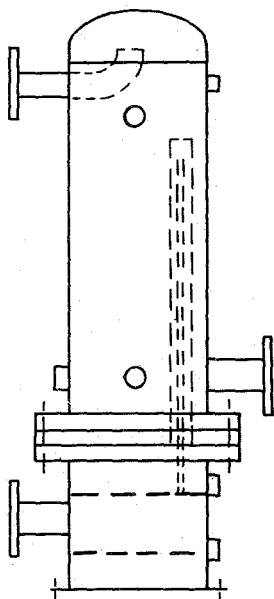


FIGURA.VI.5.-Vaporizador vertical
(tubos de bayoneta)

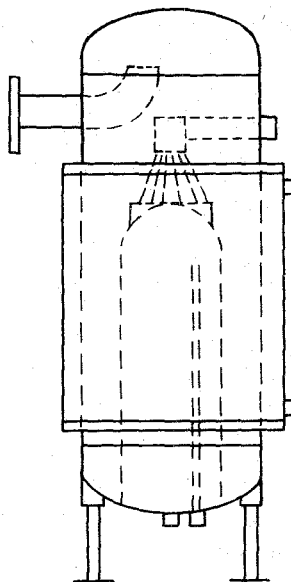


FIGURA.VI.6.-Vaporizador vertical
(tipo camara de vapor)

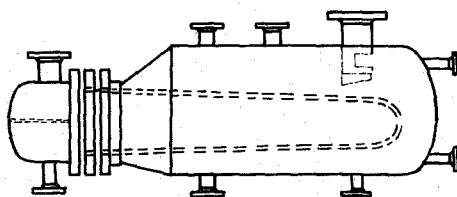


FIGURA.VI.7.-Vaporizador horizontal
(tipo caldereta)

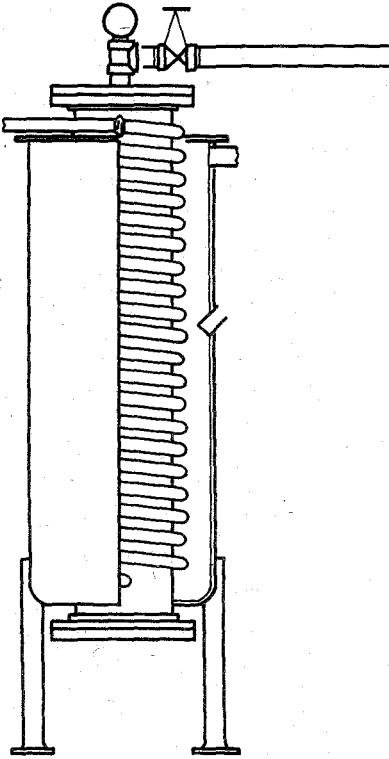


FIGURA.VI.8.- Vaporizador vertical
(tipo serpiente)

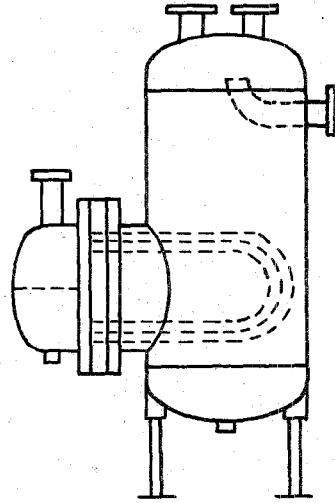


FIGURA.VI.9.- Vaporizador tipo mixto

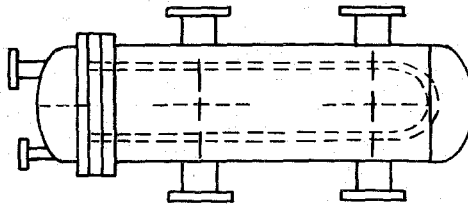


FIGURA.VI.10.- Vaporizador horizontal
(tipo termosifon)

VI.4 METODO DE CALCULO DE LOS COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL DISEÑO DE EQUIPO DE VAPORIZACION.

A continuación describiremos la manera de calcular los coeficientes individuales de transferencia de calor, necesarios para diseñar el equipo involucrado en la vaporización del cloro líquido.

VI.4.1 COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA CONDENSACION DE UN VAPOR.

Cuando un vapor puro saturado entra en contacto con una superficie fría, - por ejemplo, un tubo, se condensa y puede formar gotas de líquido sobre la superficie del tubo. Estas gotas pueden no exhibir afinidad por la superficie y en lugar de cubrir el tubo, caen dejando libre el metal sobre el - cual se pueden formar gotas sucesivas de condensado. Cuando la condensación ocurre por este mecanismo se llama condensación en forma de gota.

Sin embargo, usualmente, conforme el vapor se condensa se va formando una película que cubre el tubo, de manera que el vapor adicional condensa en la película del líquido en lugar de condensar en la superficie del metal. A este mecanismo se le llama condensación de película ó en forma de película. Los dos mecanismos son distintos e independientes de la cantidad de vapor que condensa por ft^2 de superficie. La condensación de película no es una transición de condensación de gota. Debido a la resistencia que presenta - la película de condensado al paso de calor, los coeficientes de transferencia de calor para condensación de gota son de cuatro a seis veces mayores - que para la condensación de película. El vapor de agua es el único que se conoce que condensa en forma de gota pero se requieren condiciones especiales para que esto ocurra.

Debido a la falta de control para el tipo de condensación para diseño de - condensadores de vapor se emplean coeficientes de transferencia de calor - para condensación de película.

VI.4.1 COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA CONDENSACION DE UN VAPOR.

1. TUBOS VERTICALES

Mc. Adams encontró partiendo de las correlaciones de datos de varios investigadores que los coeficientes observados para la condensación de vapor de agua por fuera de tubos verticales eran 75% mayores que los coeficientes teóricos calculados con la ecuación:

$$\bar{h} = 0.943 \left(\frac{k_f^3 \rho_f^2 \lambda g}{\mu_f L 4t_f} \right)^{1/4} \quad (17)$$

Partiendo de la ecuación anterior derivó una ecuación de diseño con la cual los valores teóricos calculados de los coeficientes de condensación de vapor se aproximaban más a la realidad.

Llamando G' a la carga de condensado por tubo por pie lineal.

$$G' = \frac{W}{Nt} \frac{1}{P} \quad \text{lb/hr ft.} \quad (18)$$

En función de ella definió el número de Reynolds

$$Re = \frac{4G'}{\mu_f} \quad (19)$$

Y llegó a la siguiente ecuación para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor para condensación de vapor por fuera de tubos verticales:

$$h \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3} = 1.47 \left(\frac{4G'}{\mu_f} \right)^{-1/3} \quad (20)$$

Condensación dentro de tubos.

La condensación dentro de tubos verticales sigue esencialmente el mecanismo que la condensación de tubos verticales si se desprecia la interferencia por los baffles.

2. TUBOS HORIZONTALES.

La ecuación de cálculo de los coeficientes de condensación de vapor por fuera de tubo horizontales derivada por Mc Adams queda de la siguiente manera:

$$h \left(\frac{A_f^2}{k_f \rho_f g} \right)^{1/3} = 1.51 \left(\frac{4 G''}{A_f} \right)^{-1/3} \quad (21)$$

Donde la carga de condensado para un solo tubo es:

$$G'' = \frac{W}{L Nt} \quad (22)$$

En un haz de tubos verticales, la presencia de uno ó más tubos no altera las asunciones hechas en la derivación de la ecuación de cálculos. Sin embargo, para un haz de tubos horizontales se ha encontrado que el salpique de condensado conforme éste gotea de una hilera a otra de tubos, provoca que G'' sea inversamente proporcional a $Nt^{2/3}$ y no a Nt , así que es preferible usar el valor ficticio para tubos horizontales de:

$$G'' = \frac{W}{L Nt^{2/3}} \quad \text{lb/hr ft} \quad (23)$$

Condensación dentro de tubos.

Conforme el condensado fluye a lo largo de los fondos interiores de los tubos, se produce una película más gruesa de condensado que la anticipada en la derivación de la ecuación de cálculo. Se dispone de muy poco de naturaleza teórica que permita un análisis racional, pero se ha encontrado que el coeficiente de película puede ser calculado con cierta seguridad con la --

ecuación (22) si G'' cuyo valor teórico es $W/L Nt$ se reemplaza por la carga ficticia.

$$G'' = \frac{W}{0.5 L Nt} \quad \text{lb/hr ft.} \quad (24)$$

3.- SERPENTINES

Serpentines de hélice simple (sin agitación mecánica)

Coficiente para el lado de los tubos.

Debido al aumento de la turbulencia de los serpentines, se espera que el coeficiente de transferencia de calor para el lado de los tubos, sea para serpentines mayor que para tubos rectos para un flujo básico dado.

Mc Adams sugiere para el cálculo de estos coeficientes lo siguiente:

$$h_s = h_t (1 + 3.5D/D_{he}) \quad (25)$$

Siendo:

h_s = coeficiente de transferencia de calor (lado de los tubos) para el serpentín $\text{Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$.

h_t = coeficiente de transferencia de calor en tubos rectos $\text{Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$.

D_{he} = diámetro de la hélice del serpentín, in.

D = diámetro externo del tubo in.

Coficiente para fuera de tubo del serpentín.

Existe una gran carencia de datos en la literatura referentes a la transferencia de calor en serpentines helicoidales para convección libre. El serpentín helicoidal vertical no es muy conveniente para el intercambio de calor por convección natural especialmente el calentamiento, puesto que el mismo líquido se eleva de los ciclos inferiores a los superiores restando efectividad a los ciclos superiores.

VI.4.2 COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION NATURAL PARA LIQUIDOS Y GASES POR FUERA DE TUBOS.

Conducción, Convección y Radiación.

Visualizemos una superficie caliente expuesta a un gas a menor temperatura en un cuarto. Puesto que la densidad del gas cerca de la superficie caliente es menor que la del gas restante, fuerzas boyantes provocan un flujo hacia arriba del gas cercano a la superficie. Si la superficie fuera más fría que el gas, debido a una densidad mayor cerca de la superficie, el gas fluiría hacia abajo. En cualquier caso, se conduce calor a través de las capas de gas y es retirado por medio de movimiento de masa ó convección.

Aunque tanto Conducción como Convección está involucrados, el proceso se llama Convección Natural ó Convección Libre.

El calor transferido por Radiación es usualmente considerable comparado con el transferido con Convección y el total se calcula por la siguiente ecuación:

$$q = h_c A_s (t_s - t_a) + \epsilon h_{rb} A_s (t_s - t_c) \quad (26)$$

Cuando t_c y t_a son la misma, la ecuación se convierte en:

$$q = (h_c + h_r) A_s (t_s - t_a) \quad (27)$$

B. RADIACION.

Como tercer medio de transferencia de calor, la radiación difiere grandemente de conducción y convección. En conducción de calor através de sólidos, el mecanismo consiste de una transferencia de energía a través de un cuerpo cuyas moléculas, excepto para vibraciones, permanecen continuamente

en posiciones fijas. En convección el calor es primero absorbido de una fuente por partículas del fluido inmediatamente adyacentes a ella, y se transfiere al interior del fluido al mezclarse estas partículas. Ambos mecanismos requieren la presencia de un medio para transportar el calor de la fuente al receptor.

La transferencia de calor radiante no requiere de la intervención de un medio y el calor se puede transmitir por radiación a través de un vacío absoluto.

La energía radiante es de la misma naturaleza que la luz visible ordinaria. Se considera de acuerdo con la teoría electromagnética de Maxwell que consiste de un campo eléctrico oscilante acompañado por un campo magnético oscilante en fase con el.

La ecuación que emplearemos para el cálculo es la siguiente:

$$q = F_a F_e A_e (T_e^4 - T_r^4) \quad (28)$$

$$hr = \frac{q}{A_e (T_e - T_r)} \quad (29)$$

donde:

hr = coeficiente de transferencia de calor por radiación; Btu/hr ft²°F.

B). CONVECCION.

El cálculo de los coeficientes de transferencia de calor por convección natural se efectuará como se indica a continuación:

1. TUBOS HORIZONTALES.

El mecanismo de convección natural por fuera de una superficie horizontal - cilíndrica difiere grandemente de aquél para convección libre por dentro de la misma.

En el exterior de una tubería, las corrientes de convección no están restringidas como por dentro de ella y el fluido calentado está usualmente libre para elevarse a través de mayores alturas del fluido frío incrementando

de esta manera la convección.

Numerosos investigadores han establecido la influencia de los números de Grashof y Prandtl en las correlaciones de convección natural. Desafortunadamente, la mayoría de la información experimental ha sido obtenida en aparatos tales como tubos simples y alambres en lugar de equipo industrial.

Chilton, Coulburn, Generaux y Vernon han desarrollado la siguiente ecuación -- dimensional para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor por convección natural tanto para líquidos como para gases.

$$hc = 116 \left[\frac{k_f^3 \rho_f^2 c_{pf} \beta}{\mu_f} \frac{\Delta t}{d_o} \right]^{0.25} \quad (30)$$

hc = Coeficiente de transferencia de calor por convección natural.

2. TUBOS VERTICALES.

Los factores involucrados en la convección natural de calor de un plano vertical a un fluido, fueron revelados en 1881 en un trabajo escrito por Lorenz se asumió que el calor era transferido por conducción a una capa de fluido -- fluyendo hacia arriba en movimiento laminar bajo la influencia de una fuerza ascensional. Se asumió que la temperatura de la pared era uniforme y no se consideraron componentes horizontales de la velocidad.

La ecuación de Lorenz es de la forma: $Y = CX^n$

$$\frac{hc L}{k} = 0.548 \left[\frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta t}{\mu^2} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{0.25} \quad (31)$$

En 1932, King correlacionó sus propios datos para planos cortos verticales -- junto con los de otros observadores para placas y tubos verticales. Usando la altura L tanto en el número de Nusselt como en el de Grashof, estos datos se ajustaron a una gráfica logarítmica de NNu_f vs. $NGr_f NPr_f$. Los datos pudieron ser representados por una ecuación de la forma utilizada por Lorenz.

La ecuación de King es la siguiente:

$$\frac{hc L}{k_f} = C \left[\frac{L^3 \rho_f^2 g \beta_f \Delta t}{\mu_f^2} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)_f \right]^n \quad (32)$$

$$Y = CX^n$$

Para valores de X desde 3.5×10^7 hasta 10^{12} , C es 0.13 y n es 1/3; para valores de X desde 3.5×10^7 hasta 10^4 , C es 0.55 y n es 1/4.

Los datos extensivos posteriores de Weise (Forsch Gebiete Ingenieurw., 6,231-292 (1935)), y de Saunders (Proc. Roy. Soc. (London), A157, 278-291 (1936)), para placas cortas verticales confirmaron dicha correlación con el siguiente resultado.

En el rango turbulento, X desde 10^9 hasta 10^{12} , la ecuación recomendada para planos y cilindros verticales es:

$$\frac{hc L}{k_f} = 0.13 \left[\frac{L^3 \rho_f^2 g \beta_f \Delta t}{\mu_f^2} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)_f \right]^{1/3} \quad (33)$$

En el rango laminar, X desde 10^9 hasta 10^4 , la ecuación recomendada es:

$$\frac{hc L}{k_f} = 0.59 \left[\frac{L^3 \rho_f^2 g \beta_f \Delta t}{\mu_f^2} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)_f \right]^{0.25} \quad (34)$$

Para valores de X menores de 10^4 se deberá usar la curva recomendada por Weise y Saunders. (figura VI.11).

Para placas verticales y cilindros donde $1 > NPr > 40$, los autores Kato, Nishiwaki y Hirata (Inter. J. Heat Mass Transfer, 11,1117 (1968)) recomiendan las siguientes relaciones:

$$NNu = 0.138 NGr^{0.36} (NPr^{0.175} - 0.55); \quad \text{Para } NGr \text{ mayor que } 10^4 \quad (35)$$

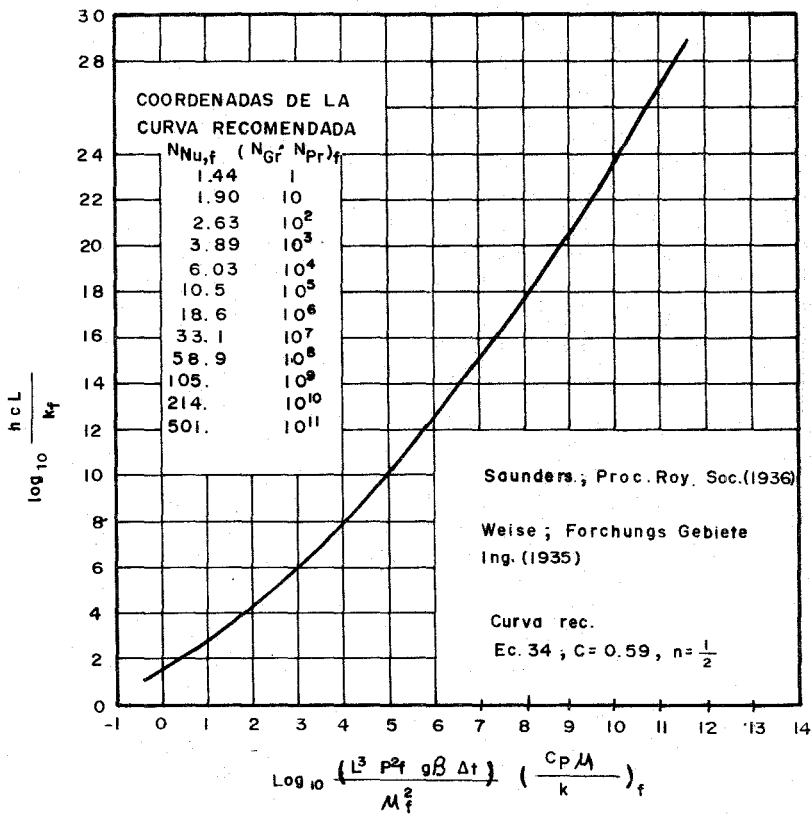


FIGURA VI. II. - Conveccion natural para placas verticales al aire

$$NNu = 0.683 NGr^{0.25} NPr^{0.25} \left[\frac{NPr}{(0.861 + NPr)} \right]^{0.25} \quad (36)$$

Válida para NGr menor que 10^9

donde:

$$NGr = \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta t}{\mu^2}; \quad \text{Número de Grashof.} \quad (37)$$

$$NPr = \frac{c_p \mu}{k}; \quad \text{Número de Prandtl.} \quad (38)$$

$$NNu = \frac{h L}{k}; \quad \text{Número de Nusselt.} \quad (39)$$

VI.4.3 COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA CLORO EN EBULLICION.

En los diferentes equipos de vaporización de cloro que diseñaremos en este trabajo, la ebullición del cloro líquido que se efectuará será del tipo ebullición sumergida (Pool boiling), en la región de ebullición por nucleación cuyas particularidades ya han sido estudiadas al principio de este capítulo quedando únicamente por definir la manera en que se calculará el coeficiente individual de transferencia de calor para el fluido en ebullición y que será de la siguiente manera:

La ecuación que utilizaremos es la siguiente:

$$\frac{q}{A} = h_v (T_w - T_s) \quad \text{Btu/hr ft}^2 \quad (40)$$

despejando:

$$h_v = \frac{q/A}{(T_w - T_s)} \quad (41)$$

Siendo h_v = Coef. individual de transferencia de calor para el líquido en ebullición.

Donde el flux de calor q/A se calculará por medio de los métodos ya vistos al principio de este capítulo, según la región de ebullición sumergida en que se encuentre nuestro diseño.

VI.5 DIAGRAMA DE FLUJO Y DESCRIPCION DEL SISTEMA DE VAPORIZACION.

DIAGRAMA DE FLUJO:

El diagrama de flujo del sistema de vaporización que diseñaremos, es el que a continuación se muestra en la figura VI.12

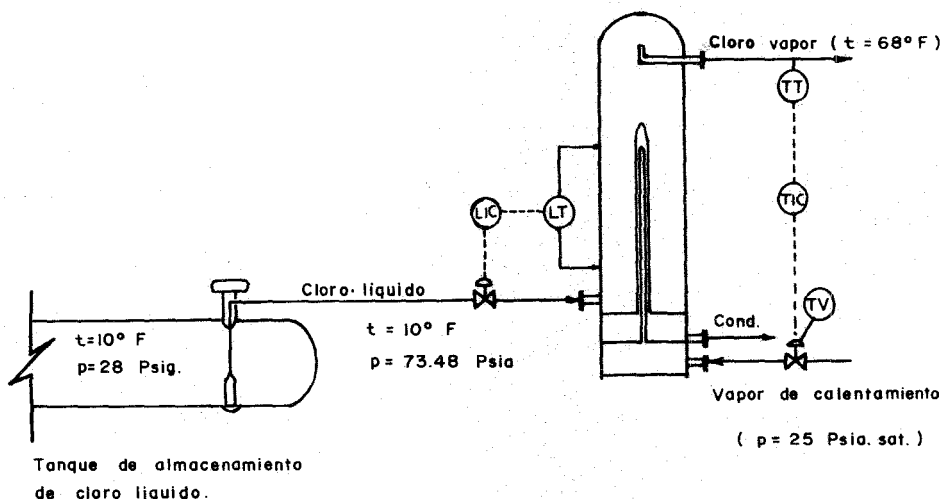


Figura VI.12.- Sistema de vaporización.

Descripción del sistema.

El cloro líquido que tenemos en el tanque de almacenamiento a una presión de 28.00 psig y una temperatura de 10°F será enviado por medio de una bomba vertical, hasta el vaporizador. El objetivo que se persigue con el uso de esta bomba es el de elevar la presión del líquido desde la presión de almacenamiento hasta la presión de 73.48 psia a la cual se efectuará la vaporización.

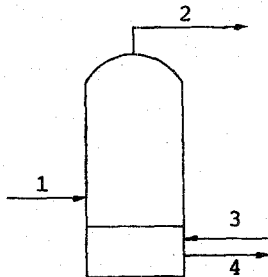
El vaporizador de cloro será del tipo vaporizador vertical con tubos de bayoneta, por ser el tipo más comúnmente empleado para este servicio en las

industrias de proceso de cloro electrolítico, por la ventaja que representa el hecho de tener un rango muy amplio para el control del nivel del líquido en la cámara de vaporización y en consecuencia la capacidad del vaporizador se controla en forma muy precisa, aumentando o disminuyendo el nivel de líquido en la cámara sin modificar la presión del vapor de calentamiento.

Por otro lado, en el vaporizador vertical, se provee de una altura apropiada para efectuarse la separación líquido-vapor y evitar el posible arrastre de cloro líquido.

VI.6 CALCULOS.

VI.6.1 BALANCE DE MATERIA Y DE CALOR.



Corriente 1

fluido: cloro líquido.

presión = 5 atm. abs.

temp. = 10°F.

Flujo = 193.8931 kg. mol/hr = 30 309.05 lb/hr.

Corriente 2

fluido; cloro vapor.

presión = 5 atm. abs.

temp. = 68°F.

flujo = 193.8931 kg. mol/hr = 30 309.05 lb/hr.

Corriente 3

fluído: vapor de agua saturado.

presión = 25 psia.

temp. = 240°F.

Corriente 4

fluído: condensado.

presión = 25 psia.

temp. = 240°F.

CONDICIONES DE OPERACION DEL VAPORIZAVOR.

Lado, fuera de los tubos.

fluído: cloro

presión de ebullición = 5 atm. abs. = 73.48 psia.

temp. de saturación = 51°F.

sobrecalentamiento = 17°F.

Cp del cloro líquido = 0.236 btu/lb°F.

Cp del cloro vapor = 0.115 Btu/lb°F.

calor latente a 51°F = 112.28 Btu/lb.

Lado, dentro de los tubos.

fluído: vapor de calentamiento.

presión total = 25 psia.

temp. de sat. = 240°F.

calor latente a 240°F. = 952.1 Btu/lb.

1. Calor requerido para calentamiento del cloro líquido hasta su temperatura de saturación.

$$Q_c = 30\ 309.05 \times 0.236 \times (51-10) = 293\ 270.37 \text{ Btu/hr.}$$

2. Calor requerido para vaporizar el cloro líquido.

$$Q_v = 30\ 309.05 \times 112.28 = 3\ 403\ 100.13 \text{ Btu/hr.}$$

3. Calor requerido para sobrecalentamiento del cloro vapor.

$$Q_s = 30\ 309.05 \times 0.115 \times (68-51) = 59\ 254.19 \text{ Btu/hr.}$$

4. Calor total.

$$Q_T = Q_c + Q_v + Q_s$$

$$= 293\ 270.37 + 3\ 403\ 100.13 + 59\ 254.19 = 3\ 755\ 624.70 \text{ Btu/hr.}$$

Cantidad de vapor de calentamiento.

$$W_s = \frac{3\ 755\ 624.70}{952.1} = 3\ 944.57 \text{ lb/hr.}$$

VI.6.2 DISEÑO DEL VAPORIZADOR.

VI.6.2.1 BASES DE DISEÑO.

Tipo: Vaporizador vertical con tubos de bayoneta.

fluido caliente: vapor de agua saturado (dentro de los tubos).

fluido frío: cloro en ebullición, alimentando líquido subenfriado y dando grado de sobrecalentamiento al vapor producido, (fuera de los tubos).

Tubos: 6ft. de longitud, 1" OD, 14 BWG.

AREA DE TRANSFERENCIA: para el calculo del área de transferencia requerida para este vaporizador, dividiremos el sistema en tres regiones de transferencia y calcularemos independientemente el área requerida para cada una de estas regiones, que son:

1. Región de calentamiento de cloro líquido.
2. Región de ebullición.
3. Región de sobrecalentamiento de cloro vapor.

VI.6.2.2 ESTIMADO DEL NUMERO DE TUBOS.

Puesto que para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor necesitamos conocer el número de tubos, haremos un estimado de este suponiendo valores de los coeficientes totales de transferencia de calor para cada una de las regiones ya dichas y calculan

do el área requerida para cada una de ellas en base a estos coeficientes supuestos.

Región de calentamiento de cloro líquido.

$$t_1 = 10^\circ\text{F.}$$

$$t_2 = 51^\circ\text{F.}$$

$$U_D = 98 \text{ Btu/hr ft}^2. \quad (\text{valor supuesto}).$$

$$\text{LMTD} = \frac{(240 - 10) - (240 - 51)}{\ln \frac{240 - 10}{240 - 51}} = 208.83^\circ\text{F.}$$

$$A = \frac{Q_c}{U_D \text{ LMTD}} = \frac{293\,270.370}{98 \times 208.83} = 14.33 \text{ ft}^2.$$

Región de ebullición del cloro.

$$t_{\text{eb}} = 51^\circ\text{F.}$$

$$\frac{Q}{A}_{\text{op}} = 20\,000 \text{ Btu/hr ft}^2.$$

$$A = \frac{Q_v}{\left(\frac{Q}{A}\right)_{\text{op}}} = \frac{3\,403\,100.13}{20\,000} = 170.16 \text{ ft}^2$$

Región de calentamiento de cloro vapor.

$$t_1 = 51^\circ\text{F.}$$

$$t_2 = 68^\circ\text{F.}$$

$$U_D = 4.5 \text{ Btu/hr ft}^2. \quad (\text{valor supuesto}).$$

$$\text{LMTD} = \frac{(240 - 51) - (240 - 68)}{\ln \frac{(240 - 51)}{(240 - 68)}} = 180.37^\circ\text{F.}$$

$$A = \frac{Q_s}{U_D \text{ LMTD}} = \frac{59\,254.19}{5.4 \times 180.37} = 73 \text{ ft}^2.$$

$$\text{Area total} = 14.33 + 170.16 + 73.00 = 257.49 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A_T}{a_{1t} \times L} = \frac{257.49}{0.2618 \times 6} = 163.92$$

$Nt = 170$ tubos. (valor supuesto, deberá chequearse posteriormente).

VI.6.2.3 CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

A. REGION DE CALENTAMIENTO DE CLORO LIQUIDO.

LADO DEL CLORO. (FUERA DE LOS TUBOS).

El coeficiente de transferencia de calor en este caso corresponde al fénomeno de transferencia de calor por convección natural por fuera de tubos verticales.

$$t_1 = 10^\circ\text{F.}$$

$$t_2 = 51^\circ\text{F.}$$

$$t_a = \frac{10 + 51}{2} = 30.5^\circ\text{F.}$$

$$t_s = 240^\circ\text{F.}$$

$$h_{io} = 1\,100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto}).$$

$$h_o = 140 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto}).$$

$$t_w = t_a + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_s - t_a) = 30.5 + \frac{1\,100}{1\,100 + 140} (240 - 30.5) = 216.35^\circ\text{F.}$$

$$t_f = \frac{t_a + t_w}{2} = \frac{30.5 + 216.35}{2} = 123.42^\circ\text{F.} \quad (\text{este valor deberá chequearse posteriormente}).$$

$$\Delta t = t_w - t_a = 216.35 - 30.5 = 185.85^\circ\text{F.}$$

Propiedades.

$$(t_f = 124^\circ\text{F}).$$

$$\mu_f = 0.30 \text{ cpoise} = 0.726 \text{ lb/ft hr.}$$

$$k_f = 0.06956 \text{ Btu/hr ft }^\circ\text{F.}$$

$$\rho_f = 82 \text{ lb/ft}^3.$$

$$C_{p_f} = 0.2433 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F.}$$

$$\beta = 1.4831 \times 10^{-3} \text{ } 1/^\circ\text{F.}$$

$$\Delta t = 185.85 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$g = 4.168 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2.$$

$$C_p = -0.1322 + 4.720 \times 10^{-3} T - 20.37 \times 10^{-6} T^2 + 28.94 \times 10^{-9} T^3 \text{ cal/g}^\circ\text{K}; \quad T = ^\circ\text{K}$$

$$k = 599.01 - 48.30 \times 10^{-2} T - 15.24 \times 10^{-4} T^2 \text{ (microcal/s cm }^\circ\text{K)}; \quad T = ^\circ\text{K.}$$

$$k = 0.07742 + \frac{0.07742 - 0.05489}{80.06 - 206.06} (T - 80.06) \text{ Btu/hr ft }^\circ\text{F.}; \quad T = ^\circ\text{F.}$$

$$\beta_{\text{tave}} = \frac{\rho_1^2 - \rho_2^2}{2 \rho_1 \rho_2 (t_2 - t_1)} = \frac{82.0951^2 - 80.8865^2}{2 \times 82.0951 \times 80.8865 (130 - 120)} = 1.4831 \times 10^{-3}$$

$$= 1.4831 \times 10^{-3} \text{ 1/}^\circ\text{F.}$$

$$N_{\text{Gr}} = \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta t}{k} = \frac{6^3 \times 82^2 \times 4.1688 \times 1.4831 \times 10^{-3} \times 185.85}{0.06956} = 2.2983 \times 10^4$$

$$N_{\text{Pr}} = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{0.2433 \times 0.726}{0.06956} = 2.5393$$

Como $N_{\text{Gr}} \times N_{\text{Pr}} > 10^{12}$; utilizaremos la siguiente ecuación.

$$N_{\text{Nu}} = 0.138 N_{\text{Gr}}^{0.36} (N_{\text{Pr}}^{0.175} - 0.55)$$

$$N_{\text{Nu}} = 0.138 (2.2983 \times 10^4)^{0.36} (2.5393^{0.175} - 0.55) = 12\ 803.95$$

$$N_{\text{Nu}} = \frac{hc L}{k}$$

$$hc = \frac{N_{\text{Nu}} \times k}{L} = \frac{12\ 803.95 \times 0.06956}{6} = 148.4405 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$hc = 148.4405 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$hr = 0.9 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto, deberá chequearse posteriormente}).$$

$$h_o = hc + hr = 149.3405 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.}$$

LADO VAPOR DE CALENTAMIENTO (DENTRO DE LOS TUBOS).

El coeficiente de transferencia de calor correspondiente al fenómeno de -- condensación de un vapor simple dentro de tubos verticales.

$$t_s = 240^\circ\text{F.}$$

$$t_w = 215.56^\circ\text{F.}$$

$$t_f = \frac{t_s + t_w}{2} = \frac{240 + 215.56}{2} = 227.78^\circ\text{F.}$$

Propiedades:

$$(t_f = 228^\circ\text{F.})$$

$$\mu_f = 0.225 \text{ cpoise} = 0.5445 \text{ lb/ft hr.}$$

$$k_f = 0.4226 \text{ Btu/hr ft }^\circ\text{F.}$$

$$\rho_f = 59.4036 \text{ lb/ft}^3$$

$$g = 4.168 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$$

$$G' = 88.6657 \text{ lb/ft hr.}$$

$$D = 1'' \text{OD}, 14 \text{BWG} = 0.0833 \text{ ft.}$$

$$k_f = 0.398 + \frac{0.398 - 0.381}{176 - 140} (228 - 176) = 0.4226 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F.}$$

$$W' = \frac{W_s}{Nt} = \frac{3944.57}{170} = 23.20 \text{ lb/hr.}$$

$$G' = \frac{W'}{P} = \frac{W'}{\pi ID} = \frac{23.20}{\pi \times 0.0833} = 88.6657 \text{ lb/hr ft.}$$

La ecuación que emplearemos es la siguiente:

$$1.47 = \left(\frac{A_f^2}{k_f^3 r_f^2 g} \right)^{1/3} \left(\frac{4G'}{A_f} \right)^{1/3}$$

$$\frac{1.47}{h} = \left(\frac{0.5445^2}{0.4226^3 \times 59.4036^2 \times 4.168 \times 10^8} \right)^{1/3} \times \left(\frac{4 \times 88.6657}{0.5445} \right)^{1/3} = 1.20271 \times 10^{-3}$$

$$h = \frac{1.47}{1.09705 \times 10^3} = 1.222.24 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$h_{io} = h \times \frac{ID}{OD} = 1.222.24 \times \frac{0.834}{1} = 1.019.35 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$h_{io} = 1.019.35 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Checo la temperatura de la película t_f tanto para el lado del cloro como para el lado del vapor.

$$t_w = 30.5 + \frac{1.117.52}{1.117.52 + 149.34} (240 - 30.5) = 213.23 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$t_w = 213.23^\circ\text{F} \approx 215.56^\circ\text{F.} \approx (\text{valor supuesto}); \quad \underline{\text{close check}}$$

lado del cloro:

$$t_f = \frac{213.23 + 30.5}{2} = 121.86^\circ\text{F} \approx 124^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto}), \quad \underline{\text{close check}}$$

lado del vapor:

$$t_f = \frac{213.23 + 240}{2} = 226.61^\circ\text{F.} \cong 228^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto}) \quad \underline{\text{close check}}$$

Conociendo el valor correcto de la temperatura de la pared, podremos calcular el coeficiente de transferencia de calor por radiación para el lado -- del cloro.

$$hr = \frac{\epsilon \sigma (T_1^4 - T_2^4)}{T_1 - T_2}$$

$\epsilon = 0.657$ para placa de acero rolada.

$$\sigma = 0.173 \times 10^{-8} \text{ Btu/hr ft}^2 (\text{°R}^4).$$

$$T_1 = t_w = 231.23^\circ\text{F.} = 673.23^\circ\text{R.}$$

$$T_2 = t_a = 30.5 = 490.5^\circ\text{R.}$$

$$hr = \frac{0.657 \times 0.173 \times 10^{-8} (673.23^4 - 490.5^4)}{673.23 - 490.5} = 0.9177 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.}$$

$$hr = 0.9177 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.} \cong 0.9 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.} \quad (\text{valor supuesto}) \quad \underline{\text{close check.}}$$

$$h_o = h_c + hr = 148.4405 + 0.9177 = 149.3582 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.}$$

$$h_o = 149.3582 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.}$$

B. REGION DE EBULLICION DE CLORO.

LADO DEL CLORO (FUERA DE LOS TUBOS).

Primero debemos calcular el gradiente crítico de temperaturas para que comparándolo con el gradiente de operación podamos determinar en cual de los tres casos de ebullición sumergida cae nuestro diseño, para ello debemos calcular antes el flux crítico de calor.

para el flux crítico, la ecuación que emplearemos es la de Zuber modificada.

$$\frac{(Q/A)c}{\rho_v h_{fg}} = 0.18 \left[\frac{\sqrt{(\rho_1 - \rho_v) g g_o}}{\rho_v^2} \right]^{1/4} \left[\frac{\rho_1}{\rho_1 + \rho_v} \right]^{1/2}$$

Propiedades:

cloro líquido. ($t = 51^\circ\text{F}$).

$$\rho_1 = 89.83 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\rho_v = 1.0088 \text{ lb/ft}^3.$$

$$h_{fg} = 112.28 \text{ Btu/lb.}$$

$$g = 4.168 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2.$$

$$g_o = 4.168 \times 10^8 \text{ lb ft/hr}^2 \text{ lb}_f.$$

$$\sqrt{r} = 20.02 \text{ dinas/cm.} = 1.3727 \times 10^{-3} \text{ lb}_f/\text{ft.}$$

$$C_1 = 0.236 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F.}$$

$$k_1 = 0.108 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F.}$$

$$\mu_1 = 0.37 \text{ cpoise} = 0.8948 \text{ lb/ft hr.}$$

$$\frac{(Q/A)c}{\rho_v h_{fg}} = 0.18 \left(\frac{1.3727 \times 10^{-3} (89.83 - 1.0088) \times 4.168 \times 10^8 \times 4.168 \times 10^8}{(1.0088)^2} \right)^{1/4} \times \left(\frac{89.83}{89.83 + 1.0088} \right)^{1/2}$$

$$= 2149.8627 \text{ ft/hr.}$$

$$(Q/A)c = 2149.8627 \times \rho_v h_{fg} = 2149.8627 \times 1.0088 \times 112.28 = 243510.782$$

$$= 243510.782 \text{ Btu/hr ft}^2.$$

El gradiente crítico de temperaturas lo calcularemos a partir de este flux crítico de calor, con ayuda de la ecuación de Clark.

$$\frac{(Q/A)}{h_{fg} \mu_1} \left(\frac{g_o \sqrt{r}}{g(\rho_1 - \rho_v)} \right)^{1/2} = 3.25 \times 10^5 \left[\frac{C_1 \Delta t}{h_{fg}} \left(\frac{T/T_c}{NPR_1} \right)^{1.8} \right]^{2.89}$$

$$T = 51^{\circ}\text{F} + 460 = 511^{\circ}\text{R}.$$

$$T_c = 751^{\circ}\text{R}.$$

$$N_{pr_1} = \frac{C_1 \mu_1}{k_1} = \frac{0.236 \times 0.8948}{0.108} = 1.9553$$

substituyendo en el segundo miembro:

$$= 3.25 \times 10^5 \left[\frac{0.236 \times \Delta t}{112.28} \left(\frac{511/751}{1.9553} \right)^{1.8} \right]^{2.89}$$

$$= 2.4516 \times 10^{-6} \Delta t^{2.89}$$

$$(Q/A) = 2.4516 \times 10^{-6} \Delta t^{2.89} \times h_{fg} \times \mu_1 \times \left(\frac{g_o r}{g(\rho_1 - \rho_v)} \right)^{-1/2}$$

$$= 2.4516 \times 10^{-6} \Delta t^{2.89} \times 112.28 \times 0.8948 \times \left(\frac{4.168 \times 10^8 \times 1.3727 \times 10^{-3}}{4.168 \times 10^8 \times (89.83 - 1.0088)} \right)^{-1/2}$$

$$(Q/A) = 0.62656 \Delta t^{2.89}$$

$$\Delta t = \left(1.59602 \times (Q/A) \right)^{1/2.89}$$

$$\Delta t_c = (1.59602 \times 243\,510.782)^{1/2.89} = 85.92^{\circ}\text{F}.$$

$$\Delta t_c = 85.92^{\circ}\text{F}.$$

Cálculo del gradiente de operación.

$$h_{io} = 1\,000 \text{ Btu/hr ft}^2. \quad (\text{valor supuesto}).$$

$$h_o = 1\,800 \text{ Btu/hr ft}^2. \quad (\text{valor supuesto, deberá chearse posteriormente}).$$

$$t_w = t_{sat.} + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_s - t_{sat.}) = 51 + \frac{1\,000}{1\,000 + 1\,800} (240 - 51)$$

$$= 118.50^{\circ}\text{F}.$$

$$\Delta t = t_w - t_{sat.} = 118.50 - 51 = 67.50^{\circ}\text{F}.$$

Puesto que el gradiente de operación es menor que el gradiente crítico, ny estro vaporizador operará en la zona de ebullición por nucleación. El cálculo del flux de calor se hará con ayuda de la correlación de Clark y los valores obtenidos para el flux crítico y el gradiente crítico.

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{op} = \left(\frac{Q}{A}\right)_c \times \left(\frac{\Delta t_{op}}{\Delta t_c}\right)^{2.89}$$

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{op} = 243\,510.782 \times \left(\frac{67.50}{85.92}\right)^{2.89} = 121\,247.74 \text{ Btu/hr fr}^2$$

$$\frac{Q}{A} = hv \Delta t$$

$$hv = \frac{(Q/A)}{\Delta t} = \frac{121\,247.74}{67.50} = 1\,796.26 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$hv = 1\,796.26 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.} \approx 1\,800 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto}); \quad \underline{\text{close check.}}$$

$$tw = 51 + \frac{1\,000}{1\,000 + 1\,796} (240 - 51) = 118.60^\circ\text{F.}$$

$$tw = 118.60^\circ\text{F.} \approx 118.50^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto}); \quad \underline{\text{close check.}}$$

Sin embargo, para el diseño de vaporizadores, se recomienda un flux de calor de 20 000 Btu/hr ft², a pesar de que a las condiciones de operación se puede tener una transferencia mayor.

Por lo tanto, para la región de ebullición, haremos nuestro diseño con este flux recomendado.

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{diseño} = 20\,000 \text{ Btu/hr ft}^2.$$

C. REGION DE SOBREAUMENTAMIENTO DE CLORO VAPOR.

LADO DEL CLORO (FUERA DE LOS TUBOS).

El coeficiente de transferencia de calor, también en este caso corresponde al fenómeno de transferencia de calor por convección natural por fuera de tubos verticales.

$$t_1 = 51^\circ\text{F.}$$

$$t_2 = 68^\circ\text{F.}$$

$$t_a = \frac{51 + 68}{2} = 59.5^\circ\text{F.}$$

$$t_s = 240^\circ\text{F.}$$

$$h_{ic} = 1\,060 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto}).$$

$$h_o = 5 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.} \quad (\text{valor supuesto}).$$

$$t_w = t_a + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_s - t_a) = 59.5 + \frac{1060}{1060 + 5} (240 - 59.5) = 239.15^\circ\text{F}.$$

$$t_f = \frac{t_a + t_w}{2} = \frac{59.5 + 239.15}{2} = 149.33^\circ\text{F}. \quad (\text{este valor deberá chequearse posteriormente}).$$

$$\Delta t = t_w - t_a = 239.15 - 59.5 = 179.65^\circ\text{F}.$$

Propiedades.

$$(t_f = 149.5^\circ\text{F}).$$

$$\mu_f = 0.0152 \text{ cpoise} = 0.0368 \text{ lb/ft hr}.$$

$$k_f = 0.007453 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}.$$

$$\rho_f = 0.8451 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_{p_f} = 0.11606 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}.$$

$$\beta = 1.6388 \times 10^{-3} \text{ 1/}^\circ\text{F}.$$

$$\Delta t = 180^\circ\text{F}.$$

$$g = 4.168 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$$

$$C_p = 6.8214 + 0.57095 \times 10^{-2} T - 0.5107 \times 10^{-5} T^2 + 1.547 \times 10^{-9} T^3 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F}.$$

$T = ^\circ\text{K}.$

$$k = 0.005605 + \frac{0.008956 - 0.005605}{260 - 80} (T - 80) \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}. \quad ; \quad T = ^\circ\text{F}.$$

$$\beta_{\text{tave}} = \frac{\rho_1^2 - \rho_2^2}{2\rho_1\rho_2(t_2 - t_1)} = \frac{0.8592^2 - 0.8315^2}{2 \times 0.8592 \times 0.8315(160 - 140)} = 1.6388 \times 10^{-3} \text{ 1/}^\circ\text{F}$$

$$N_{Gr} = \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta t}{\mu^2} = \frac{6^3 \times 0.8451^2 \times 4.168 \times 10^8 \times 1.6388 \times 10^{-3} \times 180}{(0.0368)^2} = 1.4006 \times 10^{13}$$

$$N_{Pr} = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{0.11606 \times 0.0368}{0.007453} = 0.5731$$

$$N_{Gr} \times N_{Pr} = 1.4006 \times 10^{13} \times 0.5731 = 8.0268 \times 10^{12}$$

Puesto que $N_{Gr} \times N_{Pr} > 10^{12}$, empleo la siguiente ecuación:

$$N_{Nu} = 0.138 N_{Gr}^{0.36} (N_{Pr}^{0.175} - 0.55)$$

$$N_{Nu} = 0.138 \times (1.4006 \times 10^{13})^{0.36} \times (0.5731^{0.175} - 0.55) = 2663.37$$

$$N_{Nu} = \frac{hc L}{k} = 2\ 662.2688$$

$$hc = \frac{2\ 663.3688 \times 0\ 007453}{6} = 3.3083\ \text{Btu/hr ft}^2\ ^\circ\text{F.}$$

$$hc = 3.3083\ \text{Btu/hr ft}^2\ ^\circ\text{F.}$$

$$hr = 1.0\ \text{Btu/hr ft}^2\ ^\circ\text{F. (valor supuesto, deberá checarsse posteriormente)}$$

$$ho = hc + hr = 4.3083\ \text{Btu/hr ft}^2\ ^\circ\text{F.}$$

LADO VAPOR DE CALENTAMIENTO (DENTRO DE LOS TUBOS).

El coeficiente de transferencia de calor corresponde al fenómeno de condensación de un vapor simple dentro de tubos verticales.

$$ts = 240^\circ\text{F.}$$

$$tw = 239.15^\circ\text{F. (valor supuesto anteriormente).}$$

$$t_f = \frac{ts + tw}{2} = \frac{240 + 239.15}{2} = 239.58^\circ\text{F.}$$

Propiedades.

$$(t_f = 239.6^\circ\text{F}).$$

$$\mu_f = 0.205\ \text{cpoise} = 0.491\ \text{lb/ft hr.}$$

$$k_f = 0.4280\ \text{Btu/hr ft } ^\circ\text{F.}$$

$$\rho_f = 59.0807\ \text{lb/ft}^3$$

$$g = 4.168 \times 10^8\ \text{ft/hr}^2$$

$$G = 88.6657\ \text{lb/hr ft.}$$

$$D = 1''\ \text{OD, 14 BWG} = 0.0833\ \text{ft.}$$

$$k_f = 0.398 + \frac{0.398 - 0.381}{176 - 140} (239 - 176) = 0.4280\ \text{Btu/hr ft } ^\circ\text{F.}$$

$$W' = \frac{Ws}{Nt} = \frac{3\ 944.57}{170} = 23.20\ \text{lb/hr}$$

$$G' = \frac{W'}{P} = \frac{W'}{\pi ID} = \frac{23.20}{\pi \times 0.0833} = 88.6657\ \text{lb/hr ft } ^\circ\text{F.}$$

La ecuación que emplearemos es la siguiente:

$$\frac{1.47}{h} = \left(\frac{\gamma_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3} \left(\frac{4G'}{\gamma_f} \right)^{1/3}$$

$$\frac{1.47}{h} = \left[\frac{0.4961^2}{0.4280^3 \times 59.0807^2 \times 4.168 \times 10^8} \right]^{1/3} \left[\frac{4 \times 88.6657}{0.4961} \right]^{1/3}$$

$$= 1.15543 \times 10^{-3}$$

$$h = \frac{1.47}{1.15543 \times 10^{-3}} = 1272.25 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 1272.25 \times \frac{0.834}{1} = 1061.0565$$

$$= 1061.0565 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Checo la temperatura de la película t_f tanto para el lado del cloro como para el lado del vapor.

$$t_w = 59.5 + \frac{1061.0565}{1061.0565 + 4.3083} (240 - 59.5) = 239.27 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_w = 239.27 = 239.15 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ (valor supuesto) } \quad \underline{\text{close check}}$$

Lado del cloro:

$$t_f = \frac{239.27 + 59.5}{2} = 149.39 \text{ } ^\circ\text{F} = 149.5 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ (valor supuesto) } \quad \underline{\text{close check}}$$

Lado del vapor:

$$t_f = \frac{239.27 + 240}{2} = 239.64 \text{ } ^\circ\text{F} = 239.6 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ (valor supuesto) } \quad \underline{\text{close check}}$$

Conociendo el valor correcto de la temperatura de la pared podremos calcular el coeficiente de transferencia de calor por radiación para el lado del cloro.

$$hr = \frac{\epsilon \sigma (T_1^4 - T_2^4)}{T_1 - T_2}$$

donde:

$\epsilon = 0.657$ para lámina de acero rolada

$\sigma = 0.173 \times 10^{-8}$ Btu/hr ft² °R⁴

$T_1 = t_w = 239.27$ °F = 699.27 °R

$T_2 = t_a = 59.5$ °F = 519.50 °R

$$hr = \frac{0.657 \times 0.173 \times 10^{-8} (699.27^4 - 519.50^4)}{699.27 - 519.50} = 1.0512 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F}$$

$$hr = 1.0512 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F} = 1.0 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F} \quad (\text{valor supuesto}) \quad \underline{\text{close check}}$$

$$h_o = h_c + h_r$$

$$= 3.3083 + 1.0512 = 4.3595 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F}$$

$$h_o = 4.3595 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.}$$

V.6.2.4 CALCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEL EQUIPO.

A. REGION DE CALENTAMIENTO DE CLORO LIQUIDO.

$$h_o = 149.3582 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.} \quad (\text{lado cloro})$$

$$h_{io} = 1019.35 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.} \quad (\text{lado vapor})$$

Coefficiente total de transferencia de calor (limpio)

$$U_C = \frac{h_{iO} \times h_o}{h_{iO} + h_o} = \frac{1 \ 019.35 \times 149.36}{1 \ 019.35 + 149.36} = 130.27 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F.}$$

Factores de ensuciamiento.

$$R_d = 0.002 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu} \quad (\text{lado cloro})$$

$$R_d = 0.0005 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu} \quad (\text{lado vapor})$$

$$R_D = 0.002 + 0.0005$$

$$= 0.0025 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu} \quad (\text{total})$$

Coefficiente total de transferencia de calor (sucio)

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_C} + R_D} = \frac{1}{\frac{1}{130.270} + 0.0025} = 98.27 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F.}$$

$$U_D = 98.27 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F.}$$

$$Q = 293 \ 270.37 \text{ Btu/hr}$$

$$LMTD = 208.83\text{°F.}$$

Area de transferencia de calor.

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD} = \frac{293 \ 270.37}{98.27 \times 208.83} = 14.29 \text{ ft}^2$$

$$A_C = 14.29 \text{ ft}^2$$

B. REGION DE EBULLICION DE CLORO.

Flux de calor de diseño.

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_D = 20\,000 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$Q = 3\,403\,100.13 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Area de transferencia de calor:

$$A = \frac{Q}{\left(\frac{Q}{A}\right)_D} = \frac{3\,403\,100.13}{20\,000} = 170.16 \text{ ft}^2.$$

$$A_v = 170.16 \text{ ft}^2.$$

C. REGION DE SOBRECALENTAMIENTO DE CLORO.

$$h_o = 4.3595 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$h_{io} = 1\,016.0565 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Coefficiente total de transferencia de calor (limpio).

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1\,061.0565 \times 4.3595}{1\,061.0565 + 4.3595} = 4.3417 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Factores de ensuciamiento:

$$R_d = 0.001 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu (lado cloro).}$$

$$R_d = 0.0005 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu (lado vapor).}$$

$$R_D = 0.001 + 0.0005 = 0.0015 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu (Total).}$$

Coefficiente total de transferencia de calor (sucio).

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_C} + R_D} = \frac{1}{\frac{1}{4.34170} + 0.0015} = 4.3136 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$U_D = 4.3136 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$Q = 59\,254.19 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$LMTD = 180.37^\circ\text{F.}$$

Area de transferencia de calor.

$$A = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}} = \frac{59\,254.19}{4.3136 \times 180.37} = 76.16 \text{ ft}^2.$$
$$A_s = 76.16 \text{ Ft}^2.$$

D. AREA TOTAL REQUERIDA.

$$A_T = A_c + A_v + A_s = 14.29 + 170.16 + 76.16 = 260.61 \text{ ft}^2.$$
$$A_T = 260.61 \text{ ft}^2.$$

Puesto que el flux de calor de diseño en la región de ebullición tiene un - factor de seguridad muy grande, no emplearemos ningún factor de sobrediseño que afecte a esta area total calculada.

$$A_T = 260.61 \text{ ft}^2.$$

Número de tubos:

$$N_t = \frac{A_T}{a_{1t} \times L} = \frac{260.16}{0.2618 \times 6} = 165.91 \quad 170 \text{ tubos.}$$

$N_t = 170 \text{ tubos.} = 170$ (valor supuesto). close check.

Conclusión.

Para efectuar la vaporización de cloro en nuestro sistema es necesario tener 170 tubos de las siguientes características:

Longitud = 6 ft.

Diametro = 1" OD, 14 BWG.

NOMENCLATURA.

- A = Area de transferencia de calor, ft^2
- As = Idem
- Ae = Area de transferencia de calor se la superficie emisora, ft^2
- B₁ = Coeficiente de la Figura VI.2
- C₁ = Capacidad calorífica del líquido saturado, Btu/lb°F
- Cp = Capacidad calorífica, Btu/lb°F
- do = Diámetro externo del tubo, in
- Do = Diámetro externo del tubo, ft
- D_{he} = Diámetro de la helice del serpentín, ft
- Fa = Factor geométrico, adimensional
- Fe = Factor de emisividad, adimensional
- g = Aceleración debida a la gravedad, 4.168×10^8 ft/hr²
- go = Factor de conversión, 4.168×10^8 lbm ft/lbf hr²
- hb = Coeficiente de transferencia de calor por ebullición, Btu/hr $ft^2 \text{°F}$
- hc = Coeficiente de transferencia calor por convección natural, Btu/hr $ft^2 \text{°F}$
- hio = Coef. de transf. de calor para el fluido del interior de los tubos, --
Btu/hr $ft^2 \text{°F}$
- ho = Coef. de transf. de calor para el fluido del exterior de los tubos, --
Btu/hr $ft^2 \text{°F}$.
- hr = Coef. de transferencia de calor por radiación, Btu/hr $ft^2 \text{°F}$
- hrb = Coef. de transf. de calor por radiación entre superficies negras, Btu/
hr $ft^2 \text{°F}$
- hs = Coef. de transf. de calor para el lado externo de un serpentín, Btu/hr
 $ft^2 \text{°F}$
- hv = Idem que hb
- h_{fg} = Calor latente de vaporización, Btu/hr $ft^2 \text{°F}$
- k = Conductividad termica, Btu/hr $ft^2 (\text{°F}/ft)$
- K = 0.359 para arreglo cuadrado, 0.334 para arreglo triangular
- L = Longitud del tubo, ft
- Nt = Número de tubos
- P = Perímetro de un tubo, ft
- p = Presión, psia

- P_c = Presión crítica, psia
 P_t = Pitch ó arreglo, in
 q = Calor transferido, Btu/hr
 Q = Idem
 t_a = Temperatura ambiente ó del fluido receptor, °F
 t_c = Temperatura de las paredes circundantes, °F
 t_f = Temperatura de la película ó capa límite, °F
 t_s = Temperatura de saturación del líquido, °F
 t_s = Temperatura de la superficie emisora, °F
 t_w = Temperatura de la superficie de calentamiento, °F
 T_c = Temperatura crítica, °R
 T_e = Temperatura de la superficie emisora, °K
 T_r = Temperatura del cuerpo receptor, °K
 T_s = Idem que t_s , °R
 T_w = Idem que t_w , °R
 ΔT = Diferencia de temperaturas ($T_w - T_s$), °R
 Δt_f = Gradiente de temperatura para flujo de calor a través del film -----
 ($t_f - t_s$), °F
 W = Carga de vapor de calentamiento, lb/hr
 X = Calidad de vapor; 0.0 para ebullición en recipientes y entre 0.1 y -
 0.3 para la mayoría de los casos de ebullición nuclear

LETRAS GRIEGAS.

- β = Coeficiente de expansión térmica, $1/^\circ F$
 ϵ = Emisividad, adimensional
 λ = Idem que h_{fg}
 η = Viscosidad, lb/ft hr
 η' = Viscosidad, centipoise
 ρ = Densidad, lb/ft³
 σ = Constante de Stefan-Boltzmann, 0.173×10^{-8} Btu/hr ft²°R⁴
 σ = Tensión superficial de la intercara líquido-vapor lbf/ft
 σ' = Idem que σ , Btu/ft²; (dinas/cm) $\times (0.88 \times 10^{-7})$ = Btu/ft²

SUBINDICES.

f = Se refiere a la película ó capa limite.

l = Se refiere al líquido

v = Se refiere al vapor.

CAPITULO VII. RECUPERACION DE CLORO

VII.1 METODOS DE RECUPERACION

- VII.1.1 Neutralización con sosa cáustica ✓
- VII.1.2 Absorción en silica gel
- VII.1.3 Absorción de cloro en agua
- VII.1.4 Absorción en tetracloruro de carbono

VII.2 SELECCION DEL METODO DE RECUPERACION

VII.3 DIAGRAMA DE FLUJO Y DESCRIPCION

VII.4 BASES DE DISEÑO Y METODOS DE CALCULO.

VII.5 CALCULOS

- VII.5.1 Absorción
- VII.5.2 Desorción.

VII. RECUPERACION DE CLORO.

En este capítulo describiremos un sistema para recuperar el cloro residual contenido en los gases incondensables que provienen del sistema de licuefacción, además se especificará el equipo involucrado en este sistema.

Analizaremos en primer término los métodos generales de recuperación.

Puesto que el contenido de cloro en los gases incondensables es considerablemente elevado, es necesario recuperarlo con el propósito de evitar pérdidas económicas por el desperdicio del producto y lo más importante, evitar la contaminación atmosférica con un producto que como ya vimos es altamente tóxico.

VII.1 METODOS DE RECUPERACION DE CLORO.

VII.1.1 NEUTRALIZACION CON SOSA CAUSTICA.

Un proceso sencillo para recuperar el cloro residual contenido en los gases incondensables es mediante la neutralización de éste con sosa cáustica cuya concentración inicial puede ser de 15% en peso, en una torre empacada.

Como producto de esta neutralización se obtiene una solución acuosa de hipoclorito de sodio cuya principal aplicación, es la de blanqueador líquido.

El principal inconveniente de este método consiste en que la estabilidad de las soluciones de hipoclorito de sodio se puede romper si se excede de un pH de 11.0 y de una temperatura de 85°F, además de que estas soluciones no deben manejarse en metales catalíticos fuertes.

Por otro lado es muy difícil controlar la estabilidad de estas soluciones, si es que para su distribución y venta se tiene que transportar a través de grandes distancias desde el lugar de fabricación hasta los centros de consumo, entre los cuales exista una diferencia de temperatura considerable.

Además, debido a su extrema corrosividad, se deben envasar en equipo especial.

La ventaja principal, la constituye el hecho de que el producto de absorción es una substancia de uso industrial y por lo tanto de valor comercial, ahorrándose la instalación de equipo para la desorción del cloro.

VII.1.2 ABSORCION EN SILICA GEL.

Es un método muy poco común de recuperación de cloro. Consiste en absorber cloro gaseoso en camas de sílica Gel a elevadas presiones y recuperándolo por desorción en vacío.

La desventaja fundamental de éste método consiste en que no es operable - económicamente para grandes capacidades, además de las inconveniencias acarreadas por tratarse de un proceso intermitente.

La ventaja de este método es que el equipo de recuperación es comparativamente pequeño con respecto a los demás métodos y que se manejan sustancias nobles en estado sólido y gaseoso, eliminando así el problema de tratar con soluciones de cloro altamente corrosivas.

VII.1.3 ABSORCION DE CLORO EN AGUA.

El cloro posee una elevada solubilidad en agua a altas presiones y bajas - temperaturas, propiedad que se aprovecha en este método de recuperación.

El proceso consiste en poner en contacto directo a contracorriente, el flujo de gas proveniente del sistema de licuefacción, con agua helada en una columna empacada, a una elevada presión de operación. El cloro es absorbido en agua y el gas prácticamente libre de cloro es descarga a la atmósfera.

El agua rica en cloro se lleva a una torre de desorción donde entra en - contacto directo con vapor recuperándose el cloro aunque éste se obtiene - húmedo.

En este proceso desarrollado por Hooker*, el agua que normalmente se emplea, para enfriar por contacto directo en una torre empacada el gas caliente que proviene de celdas, se emplea primero en el sistema de recuperación para absorber cloro del gas de venteo proveniente del sistema de licuefacción.

El agua rica en cloro que proviene del fondo de la torre de absorción a alta presión, se alimenta a la torre de desorción-enfriamiento donde entra en contacto con el gas caliente de celdas.

El gas de venteo libre de cloro, se descarga a la atmósfera por la parte superior de la torre de absorción. El gas frío de celdas resultante continúa su camino hacia las torres de secado.

La principal desventaja de este método consiste en que se manejan, cloro húmedo y agua de cloro, ambas sustancias altamente corrosivas por lo que los costos de instalación y operación son elevados por requerirse el uso de materiales de construcción especiales.

Por otro lado, el cloro recuperado, aparte de estar húmedo lleva como impureza bióxido de carbono puesto que este gas es también muy soluble en agua lo que involucra una necesidad de procesamiento adicional.

Las ventajas más importantes de este método son, por un lado, que la sustancia absorbente, agua, es de un costo muy bajo y de toxicidad y contaminación nulos.

Por otro lado, si el equipo de desorción está integrado con el equipo de enfriamiento de gas de celdas, se ahorra el costo de instalación de una torre de desorción.

VII.1.4 ABSORCIÓN EN TETRACLORURO DE CARBONO.

Este método fue desarrollado por Diamond Shamrock Co., aquí el cloro que no se condensa en el sistema de licuefacción, junto con los gases inertes, pasa a una torre empacada en la cual el cloro es absorbido en tetracloruro de carbono frío que fluye a contracorriente con los gases. Los gases inertes salen del sistema por la parte superior de la torre mientras tanto el tetracloruro de carbono rico en cloro sale por el fondo de la torre de absorción y se introduce por diferencia de presión de una torre de desorción la cual opera a bajas presiones, de preferencia a la misma presión que el sistema principal de licuefacción.

Un rehervidor-termosifón se emplea para mantener la temperatura constante en el fondo de la torre.

El cloro que se separa sale por la parte superior de la torre de desorción y retorna al sistema principal de licuefacción. Se mantiene un reflujo de cloro líquido en la parte superior de la torre, tanto para disponer de una sección de enriquecimiento como para asegurarnos de que el tetracloruro de carbono no será arrastrado por el cloro recuperado.

El tetracloruro de carbono pobre en cloro, se enfría después de que sale del fondo de la torre de desorción y se bombea a través de un postenfriador hasta la parte superior de la torre de absorción.

Las ventajas que presenta este método son por un lado, el hecho de que la capacidad de absorción de cloro en tetracloruro de carbono es de 10 a 12 veces superior a la del agua, manejándose menor volumen de líquido, además de que el CO_2 es mucho menos soluble en tetracloruro de carbono que en agua, liberándose posteriormente, un cloro muy puro.

Otra ventaja del método es que el cloro recuperado se alimenta directamente al sistema principal de licuefacción.

Por otro lado, puesto que no se manejan sustancias corrosivas, todo el equipo puede ser de acero, excepto el revestimiento del fondo de la torre de desorción que generalmente es de monel.

La principal desventaja de este método es su elevado costo de instalación, superior incluso al de recuperación con agua, además de que el costo excesivamente alto del tetracloruro de carbono así como su elevada toxicidad por tratarse de una sustancia cancerígena, hacen indispensable la instalación de un sistema adicional para la recuperación del tetracloruro arrastrado por los gases incondensables que se descargan a la atmósfera sin el cual las pérdidas alcanzarían un total de aproximadamente 30 Lbs., de CCl_4 /Ton. de cloro recuperado.

VII.2 SELECCION DEL METODO DE RECUPERACION PARA NUESTRO PROCESO.

Debido a que tanto a la cantidad de gases incondensables provenientes de licuefacción como su contenido de cloro son muy pequeñas, dado que la eficiencia de nuestro sistema de licuefacción, es del orden del 99%, el sistema de recuperación necesario consistirá de equipos sumamente pequeños por lo que no será necesario aprovechar las ventajas de la elevada solubilidad en tetracloruro de carbono.

Siendo nuestro especial interés el de recircular el cloro recuperado, descartaremos también el método de neutralización en sosa cáustica por obtenerse solución de hipoclorito, como producto.

Entre el método de absorción en sílica Gel y absorción en agua, se selecciona el segundo por ser de mayor aplicación industrial y por la enorme desventaja que presenta el primero por tratarse de un proceso intermitente.

VII.3 DIAGRAMA DE FLUJO Y DESCRIPCION DEL SISTEMA DE RECUPERACION QUE SE EMPLEARA Y DISEÑARA.

Nuestro sistema de recuperación consistirá principalmente de una torre de absorción empacada con anillos Rasching de 1"Ø donde se alimentará por la parte inferior la corriente de gases incondensables y cloro a una temperatura de 46°F., misma que entrará en contacto con la corriente de agua fría -- que se alimentará por la parte superior de la torre a una temperatura de -- 47°F., y la presión de operación de la torre será de 90 psig. La absorción de cloro en agua es una reacción casi isotermica, como lo veremos posteriormente.

En esta torre, recuperaremos el 99.9% de cloro de la corriente de entrada, el agua rica en cloro pasará posteriormente a un tanque separador, a través de una válvula de expansión donde se reducirá la presión hasta la del tanque, que es de 1 atm. abs. Por la parte superior de este tanque descargaremos cloro húmedo que irá a las torres de secado, y por la parte inferior -- descargaremos el agua cuyo contenido de cloro habrá disminuido notablemente y se alimentará a un tanque de calentamiento donde se elevará la temperatura del agua desde 47°F., hasta 194°F., con la ayuda de un serpentín calentado con vapor de agua saturado a 25 psia.

La cantidad de cloro que se desprende en este tanque de desorción se une a la corriente que sale del tanque separador, misma que se envía a las torres de secado por diferencial de presión puesto que estas torres operan bajo un ligero vacío.

En la figura VII.1, se representa el diagrama de flujo del proceso del sistema de recuperación empleado.

VII.4 BASES DE DISEÑO Y METODOS DE CALCULO.

VII.4.1 TORRE EMPACADA PARA ABSORCION DE CLORO EN AGUA.

VII.4.1.1 BASES DE DISEÑO.

La absorción del cloro en agua es un ejemplo de absorción con reacción química.

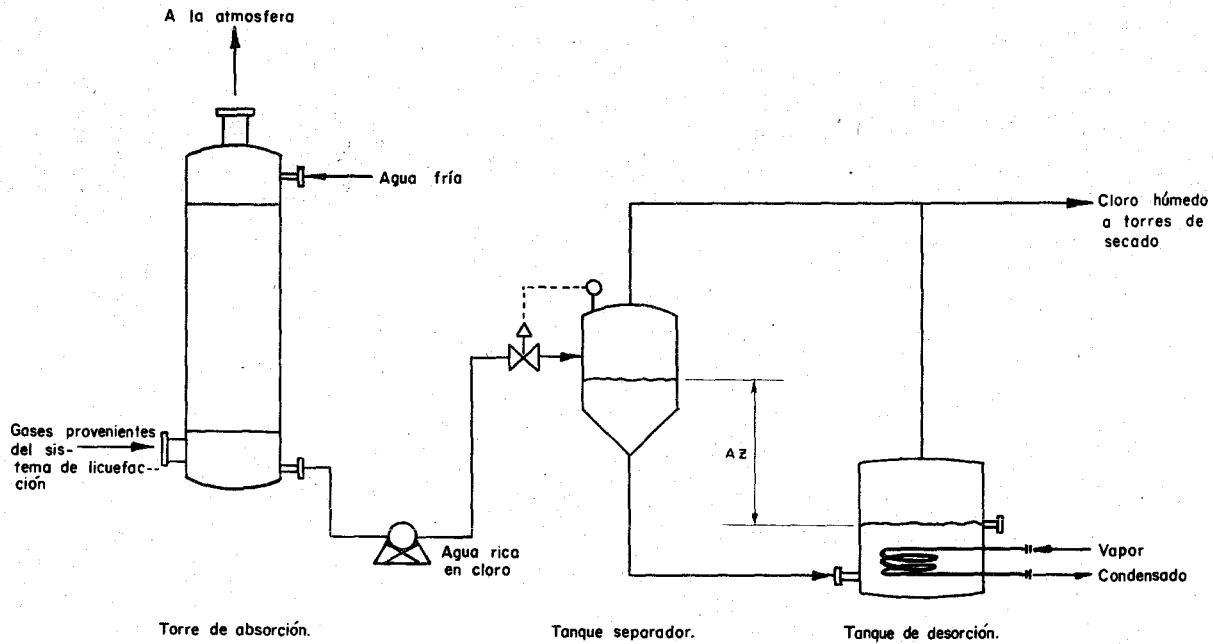
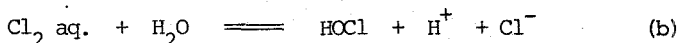
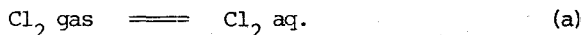


FIGURA. VII-1.- Diagrama de flujo del sistema de recuperación.

Buen número de experimentos se han hecho acerca de la absorción de gases - en torres empacadas bajo condiciones que involucran reacción química entre el soluto y el solvente, incluyendo varios de los procedimientos de absorción industrialmente más importantes. Mientras que los resultados son muy útiles para cálculos de diseño, la mayoría de estos experimentos han fallado para obtener alguna luz en el mecanismo del proceso de transferencia en el líquido.

Un conjunto, particularmente interesante de datos ha sido reportado por Vivian y Whitney para la absorción de cloro en agua. Conforme el cloro se disuelve reacciona, con el agua de acuerdo a las siguientes ecuaciones químicas:



Cuando la reacción (b) alcanza el equilibrio, el cloro disuelto está presente en el agua en tres formas: Cloro molecular sin reaccionar, Cl_2 ; ácido hipocloroso, HOCl ; y como ión cloruro, Cl^- . Cuando existe equilibrio físico entre el gas y el líquido, y cuando además la reacción química está presente en este equilibrio, las siguientes condiciones se aplican de acuerdo a la ley de Acción de Masas:

De la reacción (a)

$$C_{\text{Cl}_2} = H'p \quad (1)$$

De la reacción (b)

$$\frac{(C_{\text{HOCl}})(C_{\text{Cl}^-})(C_{\text{H}^+})}{C_{\text{Cl}_2}} = K_e \quad (2)$$

Si C representa la concentración de cloro total disuelto y no hay exceso de Cl^- ó de H^+ , entonces:

$$C_{\text{HOCl}} = C_{\text{Cl}^-} = C_{\text{H}^+} = C - C_{\text{Cl}_2} = C - H'p \quad (3)$$

Substituyendo en la ecuación (2) y resolviendo para C ,

$$C = H'p + (K_e H'p)^{1/3} \quad (4)$$

Esta ecuación explica por qué la concentración de cloro total disuelto no es proporcional a la presión parcial del cloro en el gas como sucede cuando no ocurre reacción química y la ley de Henry se aplica en su sentido usual. Whitney y Vivian mostraron que se pueden obtener líneas rectas graficando - los datos de solubilidad de cloro en forma $C/p^{1/3}$ vs. $p^{2/3}$, como lo sugiere la ecuación (4).

Los valores de las constantes, que fueron determinados de las pendientes y ordenadas al origen de las líneas, se muestran en la tabla 7.1 y permiten calcular la concentración de cualquiera de las tres formas de cloro disuelto.

La reacción (a) es exotérmica, mientras que la reacción (b) es endotérmica.

TABLA VII.1 CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA CLORO EN AGUA.

Temperatura °C.	Coefficiente de la ley de Henry H' lbmol Cl ₂ /(atm) (ft ³).	Constante de equilibrio K_e (lbmol/ft ³) ²
10	0.00707	7.10
15	0.00584	8.55
20	0.00469	10.70
25	0.00390	12.80

La mayoría de los experimentos de absorción de Vivian y Whitney fueron hechos con torres de 4" de diámetro llenadas hasta una altura de 2ft., con anillos Rashing de cerámica de un 1", aunque algunos datos se tomaron con torres de 14", de diámetro y altura empacada de 8ft. La figura 7.2 muestra valores del coeficiente de absorción K_{La} graficado contra la masa velocidad del líquido L. El coeficiente se basa en la diferencia media logarítmica entre los valores de C a la interfase y en el líquido, el valor en la interfase representando la concentración del cloro total que estaría en ambos equilibrios físico y químico con el gas. Es evidente que los coeficientes de cloro son anormalmente bajos. Más aún, el efecto del gasto del líquido en el K_{La} es menor que para el caso de absorción puramente física. No se observó efecto del gasto del gas y no hubo efecto del contenido de cloro en el gas. Todos los resultados corresponden a condiciones de absorción puramente físicas excepto que el gasto del líquido tuvo un efecto anormalmente pequeño y la magnitud de los coeficientes de la película del-

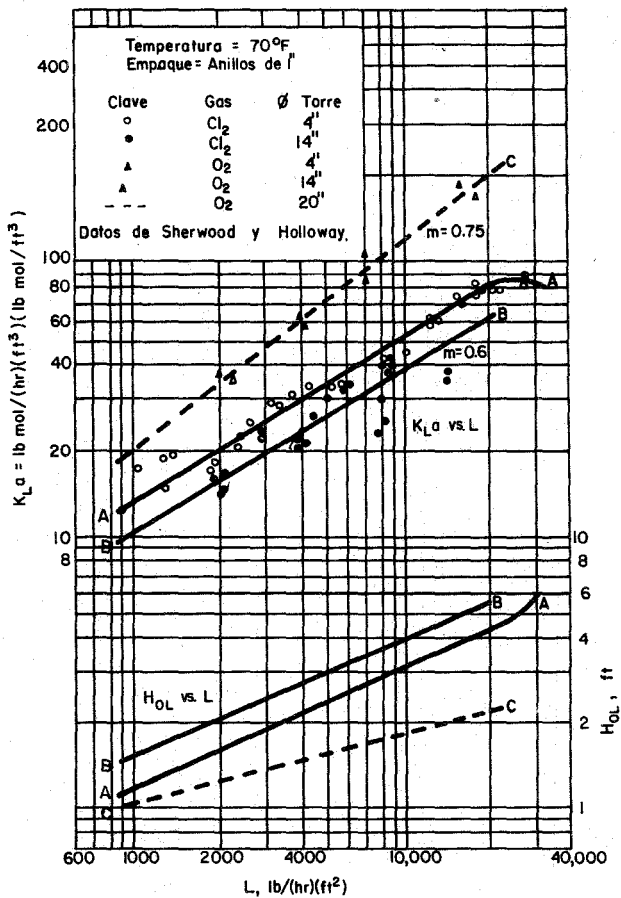


FIGURA. VII-2.- Efecto del gasto de líquido en K_{La} y H_{OL} - normales para cloro y oxígeno en agua.

líquido fueron sorprendentemente pequeños.

La explicación lógica de estos resultados fue dada por Whitney y Vivian - quienes puntualizaron que la velocidad de la reacción física (a) en la - interfase seguramente es muy grande, mientras que la reacción química (b) puede ser relativamente lenta. Así moléculas de cloro pueden disolverse - en el líquido y comenzar a difundirse dentro del líquido antes de que la - reacción (b), tenga oportunidad de ocurrir. Si esto es cierto, la con- centración de cloro en el líquido en la interfase será la de cloro disuel- to sin reaccionar, C_{Cl_2} que es menor que C, como se muestra en la ecuación (3).

Si la reacción (b) es tan lenta que las moléculas de cloro penetran una distancia considerable dentro del líquido sin reaccionar, entonces el gra- niento disponible para la difusión es C_{Cl_2} en lugar de C. La figura - VII.3 muestra una gráfica de composiciones de gas y líquido para una de - las corridas. A cualquier valor de la ordenada, la distancia horizontal - entre las líneas de equilibrio de operación representa el gradiente de la pel- lícula del líquido. Es evidente que el gradiente es más pequeño cuando la concentración es la del cloro sin reaccionar que cuando es la del cloro potado.

El coeficiente de transferencia de masa basado en el gradiente menor es - más grande y ha sido llamado "Pseudo coeficiente", por Vivian y Whitney. La figura VII.4, muestra los pseudocoeeficientes graficados contra el gasto de líquido. A altas velocidades de flujo el tiempo de exposición de la co rriente de líquido en cada pieza de empaque de la torre, es pequeño. Si - el tiempo de exposición es menor que el requerido para la reacción, el so- luto disuelto estará principalmente en la forma molecular y el pseudocoefi- ciente será el correcto. Si por otro lado, el flujo del líquido es bajo, y el tiempo de exposición grande, entonces la reacción (b) ocurrirá cerca de la interfase y el coeficiente normal será el apropiado para usar. De este modo, los datos de Vivian y Whitney están en acuerdo con la teoría tomando en cuenta la influencia de difusión y reacción química de primer - orden simultáneas en el líquido.

La ausencia de un efecto del contenido de cloro en el gas está también en-

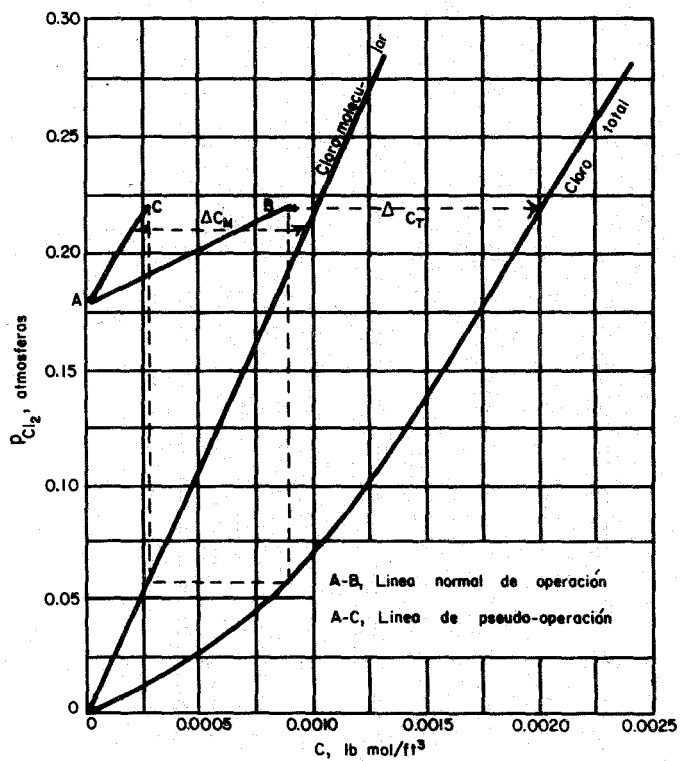


FIGURA. VII-3.- Diagrama de pseudo-operación para la determinación de diferencias de concentración de cloro-molecular.

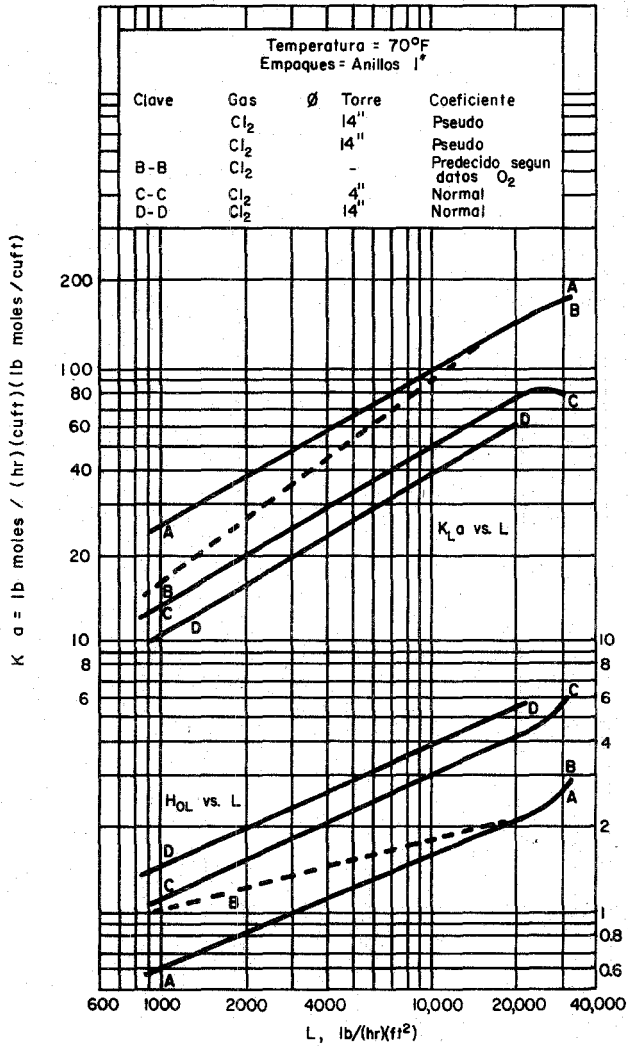


FIGURA. VII-4.- Efecto de la masa velocidad del líquido en pseudo $K_L a$ y pseudo H_{OL} para absorción de cloro y agua.

acuerdo con estas ideas. Sólo cuando dos reactantes deben difundirse uno - hacia el otro para una reacción rápida dentro de la película, la composición del gas influirá en el $K_L a$.

VII.4.1.2 METODOS DE CALCULO.

A).- CALCULO DE LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA.

La altura de la unidad de transferencia se obtendrá directamente de la fig. VII.2 donde se encuentran graficados valores de $K_L a$ y H_{OL} , contra flujo másico de líquido. Utilizaremos los valores normales del coeficiente de transferencia por ser éste el caso aplicable dado que el flujo del líquido es - bajo y por lo tanto el tiempo de exposición es alto. La altura de la unidad de transferencia, H_{OL} está basada en gradientes de concentración en fase pesada ($x - x^*$), donde x^* es la concentración en el equilibrio correspondiente a la concentración x de la línea de operación.

B).- CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA.

Dado que en este caso nos encontramos con una difusión a través de un componente estacionario en una columna empacada, utilizaremos el método tradicional para el cálculo del número de unidades de transferencia basado en gradientes de concentración en fase pesada entre el punto de operación y el punto de equilibrio correspondiente.

La ecuación empleada es la siguiente:

$$N_{OL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{(1-x)_{lm} dx}{(1-x)(x-x^*)}$$

Efectuaremos la integración de manera aritmética empleando el método de Symphson.

para la determinación de la línea de equilibrio emplearemos la ecuación (4) y los valores de las constantes que aparecen en la tabla VII.1.

VII.4.2 TANQUE DE DESORCION DE CLORO.

VII.4.2.1 BASES DE DISEÑO.

Puesto que la solubilidad de un gas en agua depende de la temperatura del agua y de la presión parcial del gas en contacto con ella, obviamente cuando la temperatura del agua es la correspondiente al punto de ebullición a la presión total a que se encuentra, la solubilidad del gas es cero. Sin embargo, puesto que es muy difícil eliminar el gas conforme se va liberando del líquido, de manera que su presión parcial sea cero, sólo se logrará una aproximación al punto de ebullición del líquido misma que para nuestro caso será un temperatura final del líquido de 194°F.

VII.4.2.2 METODO DE CALCULO.

Se trata únicamente de un proceso de transferencia de calor en el que conforme aumenta la temperatura del líquido, se libera cloro de la fase pesada obteniéndose a la descarga del tanque, cloro húmedo por la parte superior, mientras que el líquido saldrá saturado en cloro con la concentración correspondiente a la temperatura final.

El medio de calentamiento será vapor saturado a 25 psia., que fluirá por el interior de un serpentín de 1" de diámetro.

Para cálculo de los coeficientes emplearemos las ecuaciones para condensación de vapor por dentro de los tubos y para convección natural en líquidos las cuales ya fueron tratadas en el capítulo VI.

VII.5 CALCULOS.

VII.5.1 ABSORCION.

A).- DATOS DE OPERACION:

P_T = Presión de operación de la torre.

= 90 psig = 104.696 psia = 7.12 atm. abs.

T_L = Temperatura del agua de absorción.
 = 47°F.

T_G = Temperatura de entrada de los gases.
 = 46°F.

Los datos de equilibrio CLORO-AGUA, los calcularemos a 47°F. suponiendo que el calor de reacción liberado sólo aumentará la temperatura de los gases -- hasta 47°F.

T_{op} = Temperatura de operación de la torre.
 = 47°F.

A esta temperatura obtendremos por extrapolación de los datos de la Tabla - VII.1 los siguientes valores. (ver figura VII.5)

$$H' = 0.00748 \text{ Lbmol Cl}_2/\text{ft}^3 \text{ atm.}$$

$$K_e = 6.8 (\text{Lbmol Cl}_2/\text{ft}^3)^2$$

$$c = H'p + (K_e H'p)^{1/3} \quad (4)$$

c = Solubilidad del cloro en agua, $\text{Lbmol Cl}_2/\text{ft}^3 \text{ H}_2\text{O}$

p = Presión parcial del cloro, atm.

COMPOSICION DE LA CORRIENTE GASEOSA A RECUPERACION

	% mol.	Kgmol/hr
Cl ₂	3.6433	1.2098
H ₂	3.4796	1.1555
CO ₂	9.5703	3.1779
O ₂	34.7485	11.5387
N ₂	<u>48.5583</u>	<u>16.1245</u>
TOTAL	100.0000	33.2064

Peso molecular de la corriente gaseosa.

$$PM_G = (3.6433 \times 70.906 + 3.4796 \times 2.0158 + 9.5703 \times 44.0099 + 34.7485 \times 31.9988 + 48.5583 \times 28.0134) / 100 = 31.5873 \text{ Lb/Lbmol.}$$

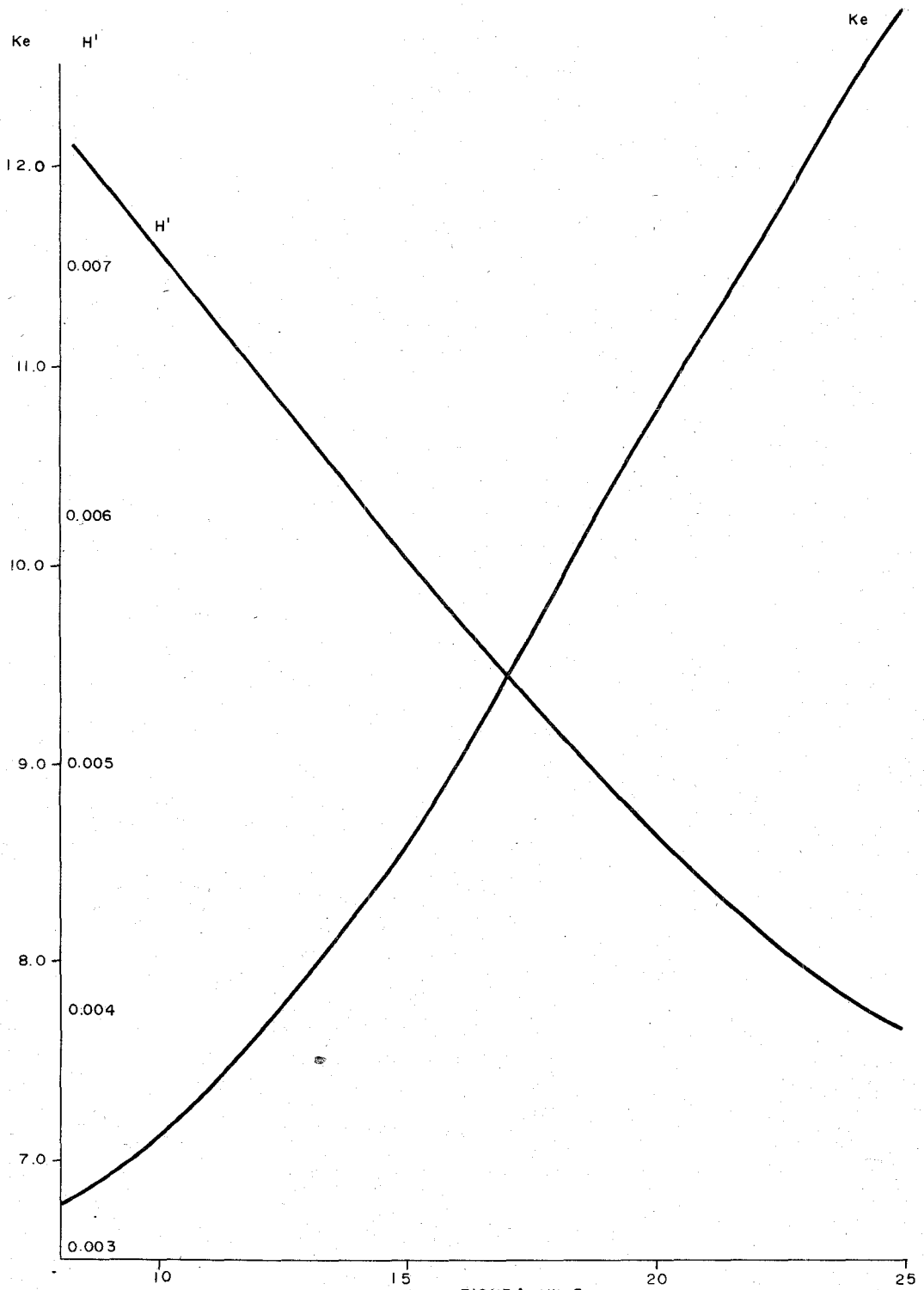


FIGURA VII-5

Presión parcial del cloro en la corriente gaseosa.

$$p = P_T \cdot x_{Cl_2} = 7.12 \text{ atm.} \times 0.036433 = 0.2594 \text{ atm.}$$

CURVA DE EQUILIBRIO CLORO-AGUA.

$$c = 0.00748 p + (6.8 \times 0.00748 p)^{1/3} = 0.00748 p + (0.050864 p)^{1/3}$$

$$c \frac{\text{lbmol Cl}_2}{\text{ft}^3 \text{ H}_2\text{O}} \times \frac{0.016025 \text{ ft}^3 \text{ H}_2\text{O}}{\text{lb}} \times \frac{18 \text{ lb}}{\text{lbmol H}_2\text{O}} = c \times 0.28845 \frac{\text{lbmol Cl}_2}{\text{lbmol H}_2\text{O}} = X$$

$X = 0.28845 c$; relación mol del cloro en la corriente líquida.

$y = \frac{p}{P_T}$; fracción mol del cloro en la corriente gaseosa.

$Y = \frac{p}{(P_T - p)}$; relación mol del cloro en la corriente gaseosa.

Curva de equilibrio, ($P_T = 7.12 \text{ atm.} = 104.696 \text{ psia}$; $T = 47^\circ\text{F} = 8.33^\circ\text{C}$)

p(atm)	y	Y	c	X
0.005	0.0007022	0.0007027	0.063394	0.0182861
0.020	0.0028090	0.0028169	0.100723	0.0290534
0.050	0.0070225	0.0070721	0.136872	0.0394809
0.100	0.0140449	0.0142450	0.172725	0.0498226
0.150	0.0210674	0.0215208	0.197987	0.0571093
0.200	0.0280899	0.0289017	0.218174	0.0629322
0.250	0.0351124	0.0363901	0.235279	0.0678662
0.300	0.0421348	0.0439883	0.250278	0.0721927

B) .- BALANCE DE MATERIA.

Recuperación de cloro: 99.9% del cloro que entra.

ENTRA:

Flujo molar de inertes:

$$V^{\circ} = 31.9966 \text{ kgmol/hr.} = 70.5392 \text{ lbmol/hr.}$$

Flujo molar de cloro:

$$V_{\text{Cl}_2} = 1.2098 \text{ kgmol/hr.} = 2.6671 \text{ lbmol/hr.}$$

Fracción mol de cloro:

$$y = 0.036433 \text{ lbmol Cl}_2/\text{lbmol totales.}$$

Relación molar de cloro:

$$Y = y/(1 - y) = 0.037810 \text{ lbmol Cl}_2/\text{lbmol inerte.}$$

SALE:

Flujo molar de inertes:

$$V^{\circ} = 31.9966 \text{ kgmol/hr.} = 70.5392 \text{ lbmol/hr.}$$

Flujo molar de cloro:

$$V_{\text{Cl}_2} = 1.2098 \times 0.001 = 0.00121 \text{ kgmol/hr.} = 0.00266 \text{ lbmol/hr.}$$

Fracción mol de cloro:

$$y = 0.0000377081 \text{ lbmol Cl}_2/\text{lbmol totales.}$$

Relación mol de cloro:

$$Y = 0.00003771 \text{ lbmol Cl}_2/\text{lbmol inerte.}$$

Cantidad de cloro absorbida.

$$w_{\text{Cl}_2} = 1.2098 \times 0.999 = 1.20859 \text{ kgmol/hr.} = 2.66444 \text{ lbmol/hr.}$$

$$L^{\circ}(X_1 - X_2) = V^{\circ}(Y_1 - Y_2) = 2.6644 \text{ lbmol/hr.}$$

L° = Flujo molar de inerte líquido, lbmol/hr.

V° = Flujo molar de inerte gaseoso, lbmol/hr.

X, Y = Relación mol de cloro en inerte líquido y gaseoso respectivamente.

CALCULO DE L' .

BASES

$$\left(\frac{L'}{V'}\right)_{op} = k_1 \left(\frac{L'}{V'}\right)_{min.} \quad \text{donde } k_1 \geq 1.25$$

$$G_{V_{op}} = k_2 G_{V_{in}} \quad \text{donde } k_2 = 0.060 \text{ a } 0.80$$

$$G'_L = 1500 \text{ lb/hr ft}^2 \quad (\text{valor recomendado})$$

$$G_{V_{op}} = \text{Masa velocidad de operaci6n de la corriente gaseosa, lb/hr ft}^2$$

$$G_{V_{in}} = \text{Masa velocidad de inundaci6n de la corriente gaseosa, lb/hr ft}^2$$

$$G'_L = \text{Masa velocidad del liquido en la entrada de la torre.}$$

$$\text{CALCULO DE } \left(\frac{L'}{V'}\right)_{min.}$$

De la curva de equilibrio obtenemos:

$$X_1^* = 0.0688 \quad \text{para } Y_1 = 0.0378106$$

El punto superior de la torre es:

$$X_2 = 0.00 \quad Y_2 = 0.00003771$$

$$\begin{aligned} \left(\frac{L'}{V'}\right)_{min} &= \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{0.0378106 - 0.00003771}{0.0688 - 0.00} = 0.549019 \\ &= 0.549019 \end{aligned}$$

$$\text{CALCULO DE } \left(\frac{L'}{V'}\right)_{op}$$

Seleccionamos un diámetro interno para la torre de 14"

ID = 14"

$$S = \frac{\tilde{\gamma}}{4} (\text{ID})^2 = \frac{\tilde{\gamma}}{4} \left(\frac{14}{12}\right)^2 = 1.0690 \text{ ft}^2$$

$$G'_L = 1500 \text{ lb H}_2\text{O/hr ft}^2$$

$$W'_L = G'_L \times S = 1500 \times 1.0690 = 1603.52 \text{ lb H}_2\text{O/hr}$$

$$L' = \frac{W'_L}{PM} = \frac{1603.52}{18.0152} = 89.0094 \text{ lb mol/hr.}$$

$$V' = 70.5392 \text{ lb mol/hr inerte}$$

$$\left(\frac{L'}{V'}\right)_{op} = \frac{89.0094}{70.5392} = 1.26184$$

$$k = \frac{1.26184}{0.54902} = 2.2934$$

$$\left(\frac{L'}{V'}\right)_{op} = 2.3 \left(\frac{L'}{V'}\right)_{min} \quad (\text{acceptable})$$

CALCULO DE G_v de INUNDACION

$$G_L \text{ max} = 1500 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} \text{ H}_2\text{O} + \frac{188.9248}{1.0690} \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} \text{ Cl}_2$$

$$G_L \text{ max} = 1676.73 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} \text{ líquido}$$

$$V_1 = 73.2063 \frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \quad (\text{gases totales que entran})$$

$$G_v \text{ max} = \frac{73.2063 \times 31.5873}{1.0690} = 2163.13 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

Coordenada para lectura en la figura VII.6

$$\rho_V = 0.6078 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = 62.4025 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{G_L}{G_v} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{1/2} = \frac{1676.13}{2163.13} \left(\frac{0.6078}{62.4025}\right)^{1/2} = 0.7650$$

Con esta abscisa entramos en la figura VII.6 y obtenemos la ordenada:

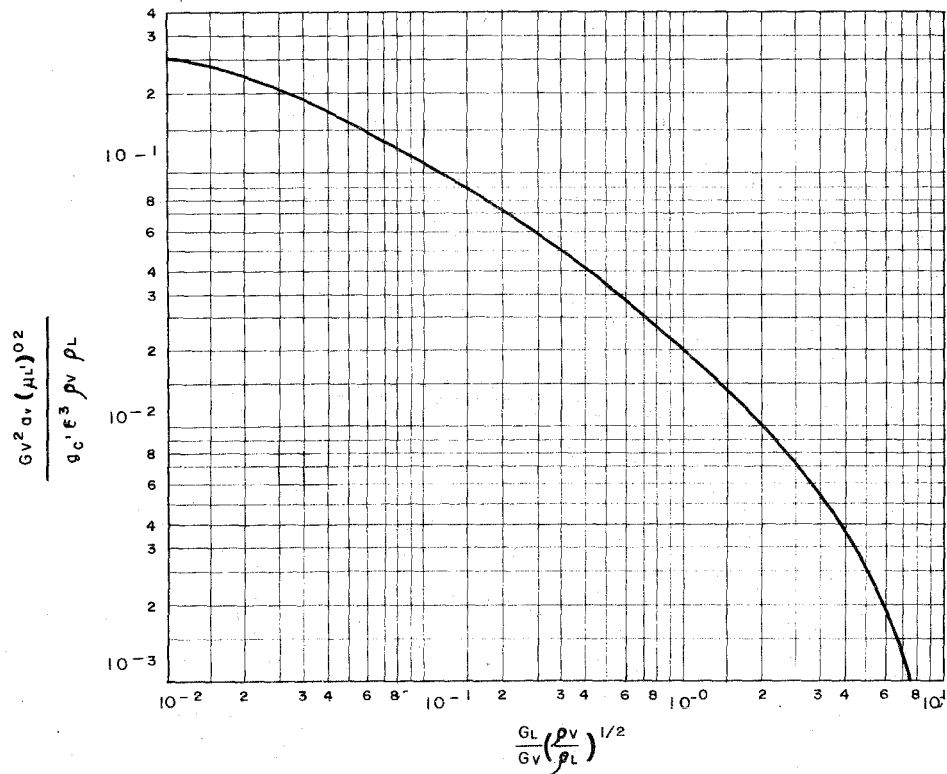


FIGURA VII-6. _ Velocidades de inundación en torres empacadas

$$\frac{Gv_{in}^2 a_v (\mu'_L)^{0.2}}{g'_c \rho_v^3 \rho_1} = 0.12$$

$$\mu'_L = 1.3 \text{ cpoise.}$$

Empaque: Anillos Rasching 1"Ø

$$a_v = 58 \text{ ft}^2/\text{ft}^3 = 0.70$$

$$Gv_{in} = \left(\frac{0.12 g'_c \rho_v^3 \rho_1}{a_v (\mu'_L)^{0.2}} \right)^{1/2} = \left(\frac{0.12 \times 4.17 \times 10^8 \times (0.70)^3 \times 0.6078 \times 62.4025}{58 \times (1.3)^{0.2}} \right)^{1/2}$$

$$Gv_{in} = 3263.46 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$k = \frac{2163.13}{3263.46} = 0.66$$

$$Gv_{op} = 0.66 Gv_{in} \quad (\text{acceptable})$$

Por todo lo anterior se concluye que:

$$L' = 89.004 \frac{\text{lb mol}}{\text{hr}}$$

Cálculo de la concentración de cloro en la corriente de agua de salida:

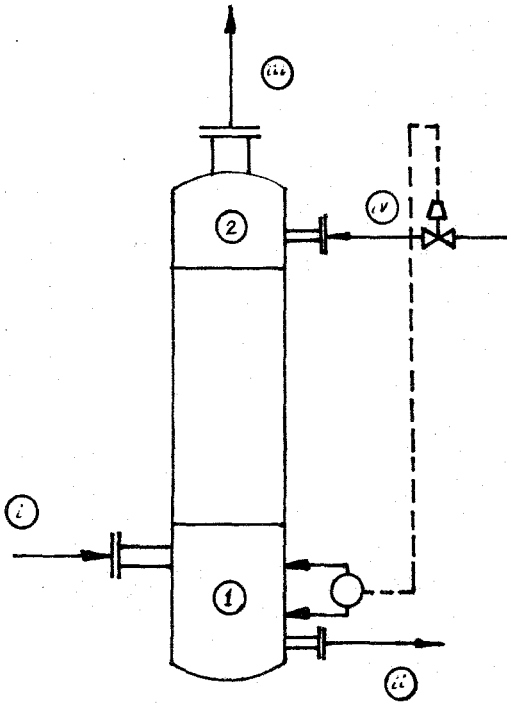
$$L'(X_1 - X_2) = V'(Y_1 - Y_2) = 2.6644 \text{ lb mol/hr.}$$

$$X_1 = X_2 + \frac{V'(Y_1 - Y_2)}{L'} = 0.00 + \frac{2.6644}{89.0094} = 0.029934 \frac{\text{lb mol Cl}_2}{\text{lb mol H}_2\text{O}}$$

Checo balanca de materia:

$$89.0094 (0.029934 - 0.00) = 70.5392 (0.0378102 - 0.00003771)$$

$$2.6644 = 2.6644$$



Corriente i

$V' = 70.5392 \text{ lbmol inerte/hr.}$
 $Y_1 = 0.0378102 \text{ lbmol Cl}_2/\text{lbmol inerte.}$
 $t_{G_1} = 46^\circ\text{F}$

Corriente iii

$V' = 70.5392 \text{ lbmol inerte/hr.}$
 $Y_2 = 0.00003771 \text{ lbmol Cl}_2/\text{lbmol inerte}$
 $t_{G_2} = 47^\circ\text{F}$

Corriente ii

$L' = 89.0094 \text{ lbmol H}_2\text{O/hr.}$
 $X_1 = 0.029934 \text{ lbmol Cl}_2/\text{lbmol H}_2\text{O}$
 $t_{L_1} = 47^\circ\text{F}$

Corriente iv

$L' = 89.0094 \text{ lbmol H}_2\text{O/hr}$
 $X_2 = 0.00 \text{ lbmol Cl}_2/\text{lbmol H}_2\text{O}$
 $t_{L_2} = 47^\circ\text{F}$

C) CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA.

$$N_{OL} = \int_{X_1}^{X_2} \frac{(1-X) \text{ ml}}{(1-X)(X-X^*)} dx \quad (5)$$

donde

$$(1-X)_{\text{ml}} = \frac{(1-X) - (1-X^*)}{\ln \frac{(1-X)}{(1-X^*)}} \quad (6)$$

X = Concentración de cloro en la fase líquida, relación mol.

Efectuaremos la integración aritméticamente por el método de Symphson. Los datos que se requieren se tomarán de la figura VII.7

$$\text{sea } f(X) = \frac{(1-X) \text{ ml}}{(1-X)(X^*-X)}$$

En la tabla VII.2 aparece la secuencia de cálculo para evaluar el valor de la integral planteada en la ecuación (5), el resultado final es:

$N_{OL} = 1.7650$ unidades de transferencia.

D) CALCULO DE LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA.

La altura de la unidad de transferencia la leeré directamente de la figura VII.2 donde aparece H_{OL} como función de la masa velocidad del líquido y del diámetro interno de la torre.

$$N_{OL} = f(G_L, ID)$$

Utilizaremos el valor promedio de la masa velocidad.

$$G_{L_{\text{ave}}} = \frac{1}{2} (1676.73 + 1500) = 1588.37 \text{ lb/hr ft}^2$$

ID = 14 in.

Con estos parámetros entro a la figura VII.2 y obtengo:

$H_{OL} = 2 \text{ ft.}$

E) CALCULO DE LA ALTURA DE LA SECCION EMPACADA.

$Z = N_{OL} \times H_{OL}$, Altura de la sección empacada (ft)

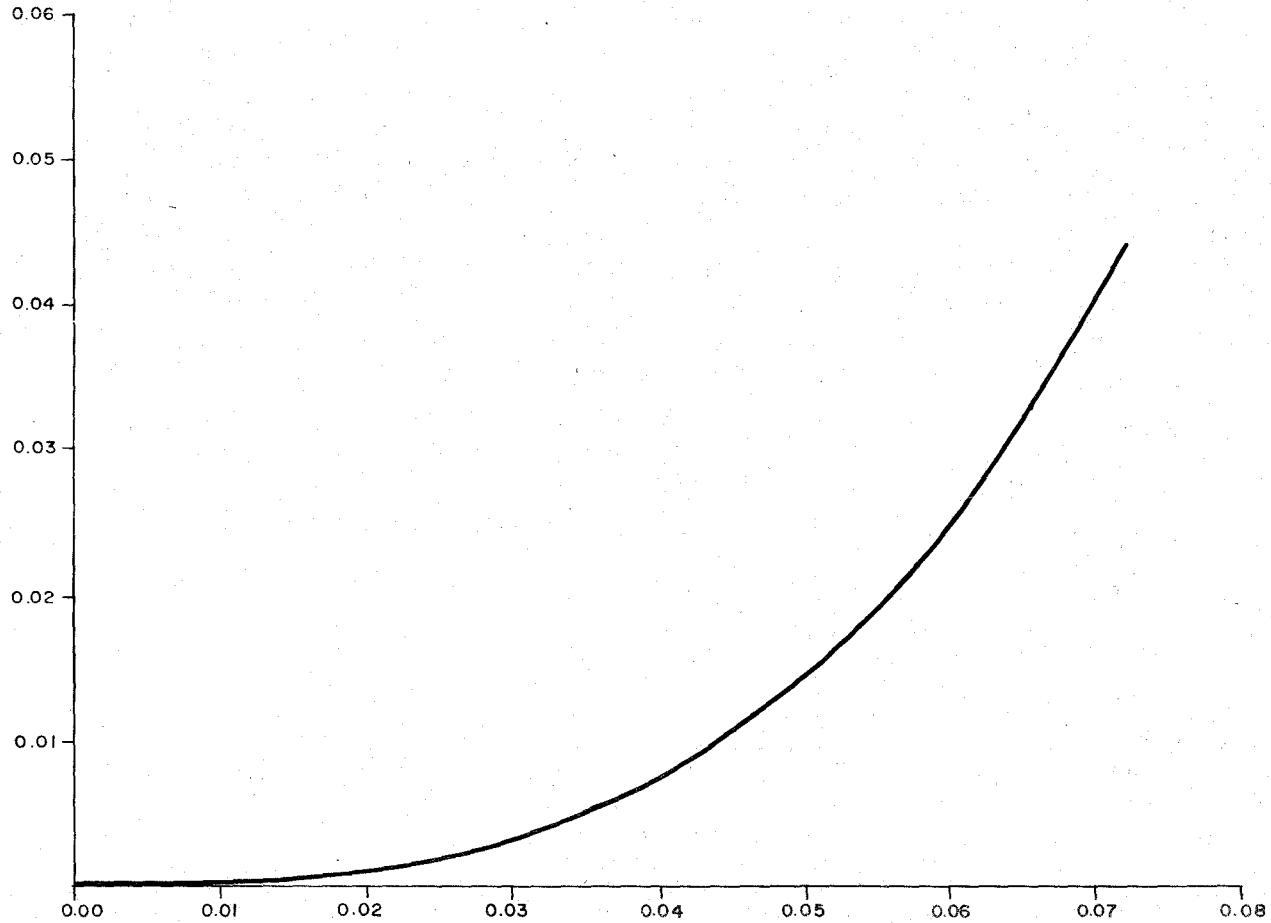
$Z_C = 1.7650 \times 2 = 3.5320 \text{ ft.}$

TABLA VII. CALCULO DE N_{OL}

X	X*	X*-X	1-X	1-X*	$(1-X)_{m1}$	f(X)	f(X) _{ave}	X	N_{OL}
$X_2 = 0.0000$	0.0010	0.0010	1.0000	0.9990	0.9995	999.5000			
0.0020	0.0284	0.0264	0.9980	0.9716	0.9847	37.3755	518.4378	0.0020	1.0369
0.0040	0.0352	0.0312	0.9960	0.9648	0.9803	31.5466	34.4611	0.0020	0.0689
0.0060	0.0406	0.0346	0.9940	0.9594	0.9766	28.3958	29.9712	0.0020	0.0599
0.0080	0.0446	0.0366	0.9920	0.9554	0.9736	26.8152	27.6055	0.0020	0.0552
0.0100	0.0481	0.0381	0.9900	0.9519	0.9708	25.7384	26.2768	0.0020	0.0526
0.0120	0.0511	0.0391	0.9880	0.9489	0.9683	25.0660	25.4022	0.0020	0.0508
0.0140	0.0538	0.0398	0.9860	0.9462	0.9660	24.6150	24.8405	0.0020	0.0497
0.0160	0.0562	0.0402	0.9840	0.9438	0.9638	24.3640	24.4895	0.0020	0.0490
0.0180	0.0584	0.0404	0.9820	0.9416	0.9617	24.2398	24.3019	0.0020	0.0486
0.0200	0.0603	0.0403	0.9800	0.9397	0.9597	24.3001	24.2700	0.0020	0.0485
0.0220	0.0622	0.0402	0.9780	0.9378	0.9578	24.3608	24.3305	0.0020	0.0487
0.0240	0.0639	0.0399	0.9760	0.9361	0.9559	24.5468	24.4538	0.0020	0.0489
0.0260	0.0657	0.0397	0.9740	0.9343	0.9540	24.6720	24.6094	0.0020	0.0492
0.0280	0.0673	0.0393	0.9720	0.9327	0.9522	24.9274	24.7997	0.0020	0.0496
$X_1 = 0.0299$	0.0688	0.0389	0.9701	0.9312	0.9505	25.2107	25.0691	0.0019	0.0485

$$N_{OL} = 1.7650$$

CURVA DE EQUILIBRIO CLORO EN AGUA



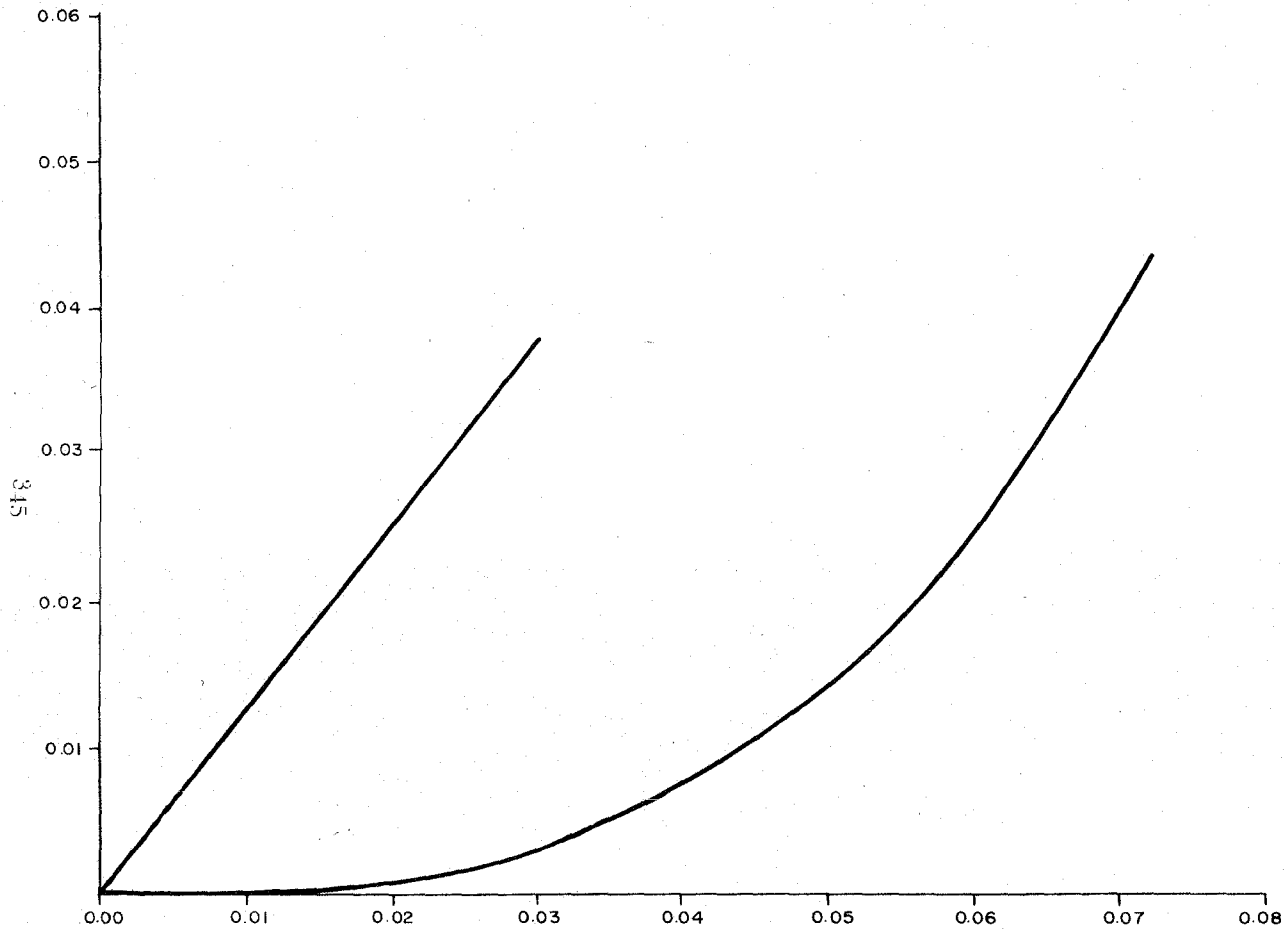


FIGURA VII-7A.— Curva de equilibrio y operación

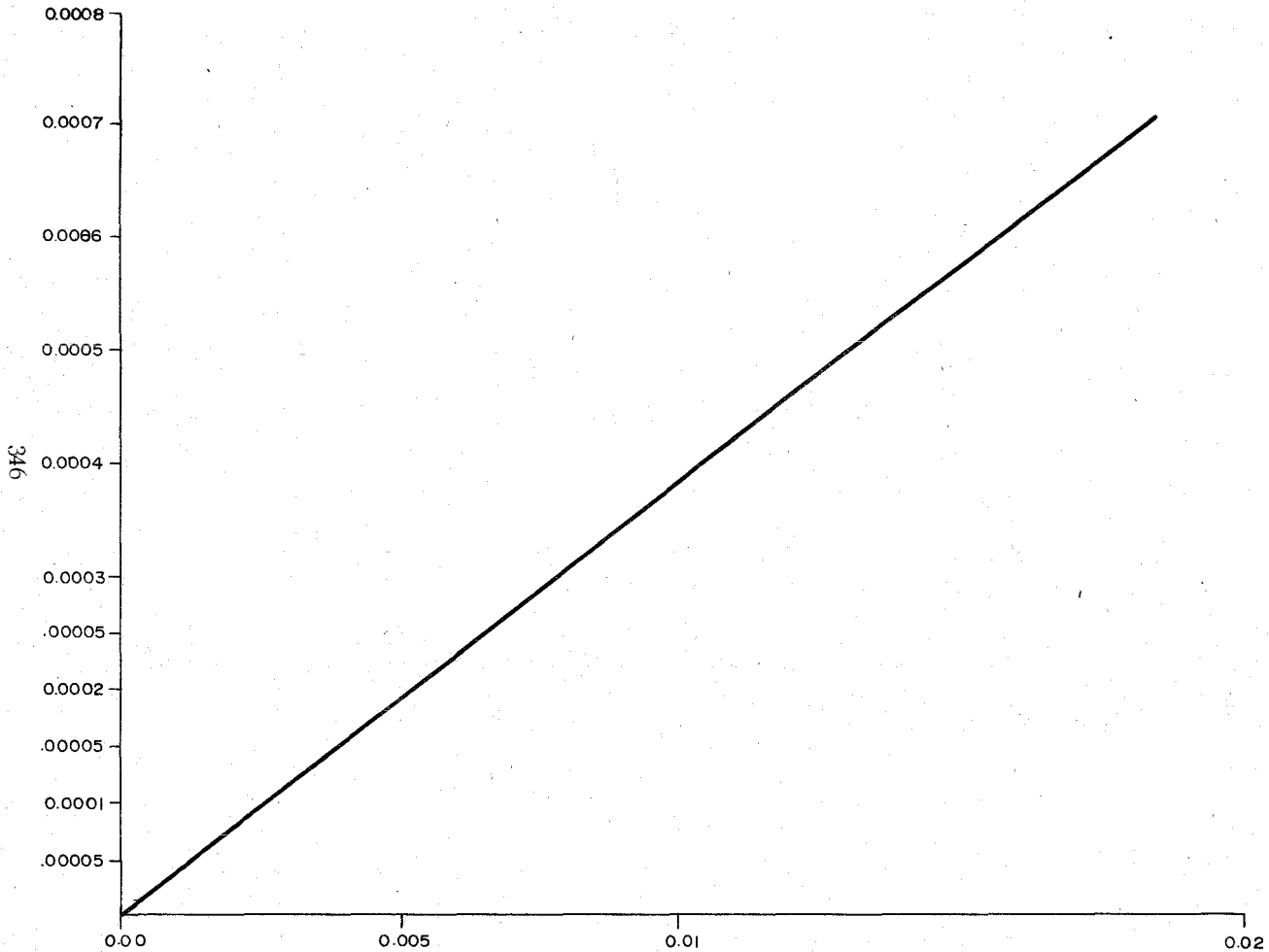


FIGURA VII-7B.- Curva de equilibrio y operación para nuestros problemas.

Doy 50% de sobre diseño:

$$Z_D = 1.5 \times Z_c = 1.5 \times 3.5320 = 5.2950 = 5.30 \text{ft.}$$

Redondeando a valor standar.

$$Z = 5' - 6" \quad \text{Altura de la sección empacada.}$$

VII.5.2 DESORCION.

A. DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCE DE MATERIA.

En la figura VII.8, se muestra el diagrama de flujo para la desorción.

Corriente 1

$$P = 90 \text{ psig.} = 104.696 \text{ psia}$$

$$T = 8.33 \text{ }^\circ\text{C} = 47 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 89.0094 \frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} = 1603.52 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$W_{\text{Cl}_2} = 2.6644 \frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} = 188.9248 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$S_1 = \frac{188.9248}{1603.52} = 0.117819 \frac{\text{lb Cl}_2}{\text{lb H}_2\text{O}}$$

Corriente 2

$$P = 14.696 \text{ psia}$$

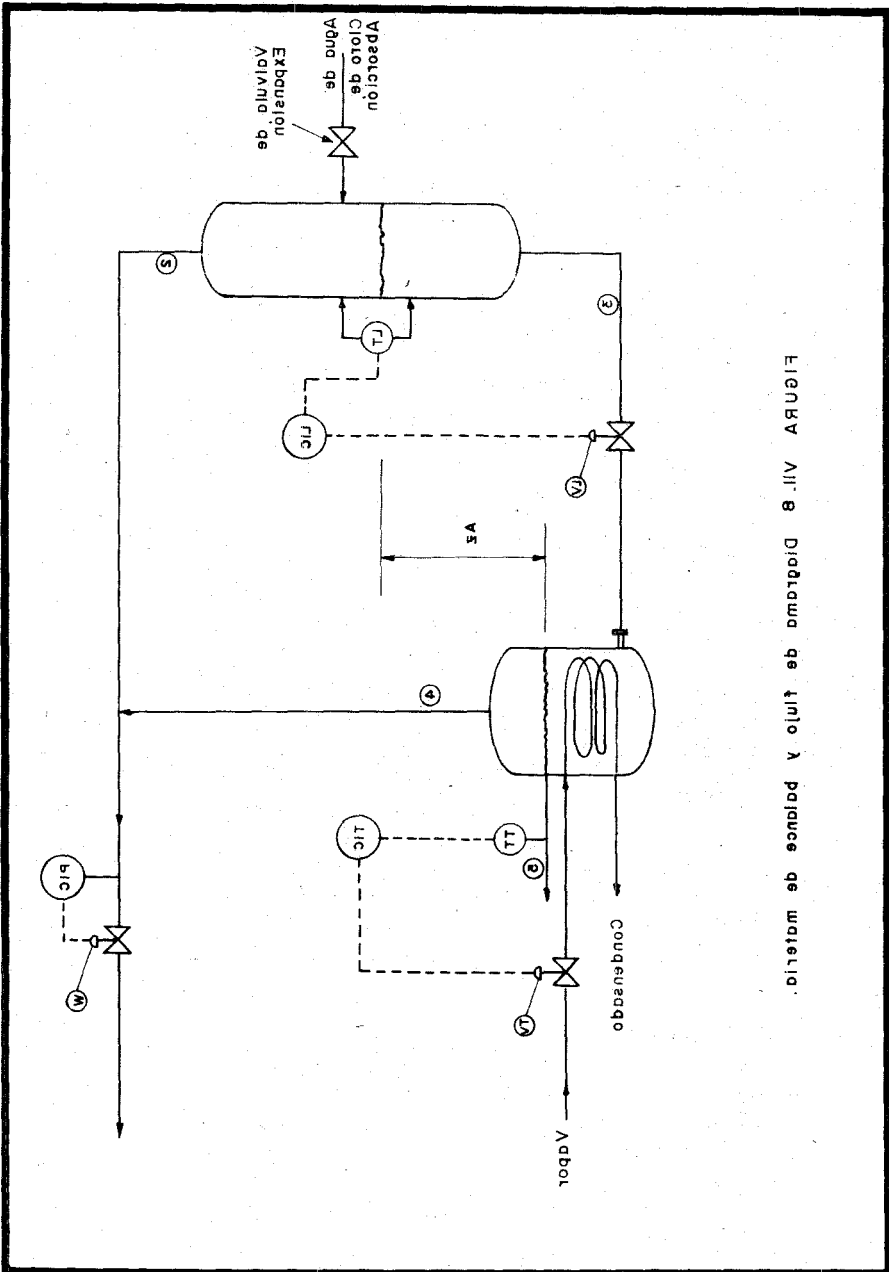
$$T = 8.33 \text{ }^\circ\text{C} = 47 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P^\circ_{\text{H}_2\text{O}} = 0.159 \text{ psia}$$

$$H_2 = \frac{PM_{\text{H}_2\text{O}}}{PM_{\text{Cl}_2}} \times \frac{P^\circ_{\text{H}_2\text{O}}}{P - P^\circ_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{18.0152}{70.906} \times \frac{0.159}{14.696 - 0.159} = 0.00279 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb Cl}_2}$$

$$Y_2 = \frac{1}{0.002779} = 359 \frac{\text{lb Cl}_2 \text{ seco}}{\text{lb H}_2\text{O vapor}}$$

FIGURA VII. 8 Diagrama de flujo y palanca de material.



Corriente 3

$$P = 14.696 \text{ psia}$$

$$T = 8.33 \text{ }^\circ\text{C} = 47 \text{ }^\circ\text{F}$$

La solubilidad del cloro en agua de 1 atm. la tomaremos de la figura VII.9.

$$S = 10.58 \text{ g/lit} = 10.5788 \text{ g/kg H}_2\text{O}$$

Corriente 4

$$P = 14.696 \text{ psia}$$

$$T = 90 \text{ }^\circ\text{C} = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P^\circ_{\text{H}_2\text{O}} = 10.168 \text{ psia}$$

$$H_4 = \frac{18.0152}{70.906} \times \frac{10.168}{14.696 - 10.168} = 0.570539 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb Cl}_2}$$

$$Y_4 = \frac{1}{H_4} = \frac{1}{0.570539} = 1.752729 \frac{\text{lb Cl}_2 \text{ seco}}{\text{lb H}_2\text{O vapor}}$$

Corriente 5

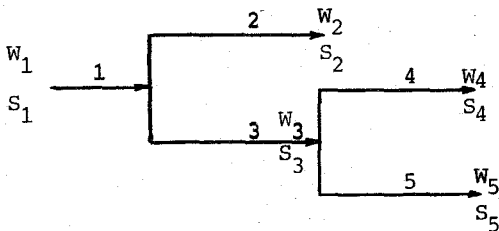
$$P = 14.696 \text{ psia}$$

$$T = 90 \text{ }^\circ\text{C} = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$S = 1.23 \text{ g/lit} = 1.2362 \text{ g/kg H}_2\text{O} \quad (\text{de figura VII.9})$$

$$S_5 = 0.0012362 \frac{\text{lb Cl}_2}{\text{lb H}_2\text{O}}$$

BALANCE DE MATERIA



Donde:

W_i = Flujo másico de agua en la corriente i , lb/hr

S_i = Solubilidad de cloro en agua en la corriente i , lb Cl_2 /lb H_2O

Y_i = Relación masa de cloro agua en la corriente i , lb Cl_2 /lb H_2O

BALANCE DE CLORO

$$W_1 S_1 = W_2 Y_2 + W_3 S_3$$

$$W_3 S_3 = W_4 Y_4 + W_5 S_5$$

BALANCE DE AGUA

$$W_1 = W_2 + W_3$$

$$W_3 = W_4 + W_5$$

Substituyendo:

$$W_1 S_1 = W_3 S_3 + (W_1 - W_3) Y_2$$

$$W_3 (S_3 - Y_2) = W_1 (S_1 - Y_2)$$

$$W_3 = W_1 \frac{(Y_2 - S_1)}{(Y_2 - S_3)}$$

$$W_3 = 1603.52 \times \frac{(359.8417 - 0.117819)}{(359.8417 - 0.010579)}$$

$$W_3 = 1603.0421 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{hr}}$$

$$W_2 = W_1 - W_3 = 1603.52 - 1603.0421 = 0.4779 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{hr}}$$

Similarmente.

$$W_5 = W_3 \frac{(Y_4 - S_3)}{(Y_4 - S_5)}$$

$$W_5 = 1603.0421 \times \frac{(1.752729 - 0.010579)}{(1.752729 - 0.001236)}$$

$$W_5 = 1.594.4913 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{hr}}$$

$$W_4 = W_3 - W_5 = 1603.0421 - 1594.4913 = 8.5508 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{hr}}$$

B. BALANCE DE CALOR.

Consideraciones para el cálculo.

Puesto que el cloro fué absorbido a 47 °F y se consideró proceso isotérmico, para el balance de calor se considerará que se absorbe a 47 °F y que no requiere calor latente para desorción. El agua que se retira como humedad del cloro gaseoso, se considerará que se vaporiza a 194 °F.

Ecuación del balance de calor.

$$Q = \bar{W}_5 h_5 + \bar{W}_4 h_4 - \bar{W}_3 h_3$$

Donde:

Q = Calor suministrado por el serpentín, Bt/hr

\bar{W}_i = Flujo total de la corriente i, lb/hr

hi = Entalpia total de la corriente i, Bt/lb

En consecuencia:

$$Q = W_3 \bar{C}_p_{H_2O(l)} (194 - 47) + W_4 H_2O(194^\circ F) + W_5 S_5 \bar{C}_p_{Cl_2(l)} (194 - 47) + W_4 Y_4 \bar{C}_p_{Cl_2(g)} (194 - 47)$$

$$\bar{C}_p_{Cl_2(l)} = -0.1322 + 4.72 \times 10^{-3} T - 20.37 \times 10^{-6} T^2 + 28.94 \times 10^{-9} T^3 \text{ cal/gmol } ^\circ K.$$

$$\bar{C}_p_{Cl_2(g)} = 6.8214 + 0.57095 \times 10^{-2} T - 0.5107 \times 10^{-5} T^2 + 1.5470 \times 10^{-9} T^3 \text{ c/gmol } ^\circ K.$$

$$\begin{aligned} \bar{C}_p_{Cl_2(l)} (194-47) &= -0.1322(363.33 - 281.66) + 4.72(363.33^2 - 282.66^2) \times \frac{10^3}{2} \\ &\quad - 20.37(363.33^3 - 281.66^3) \times \frac{10^6}{3} + 28.94(363.33^4 - 282.66^4) \\ &\quad \times \frac{10^9}{4} = -10.7968 + 124.3161 - 173.9460 + 80.5449 - 20.1182 \\ &= 36.2128 \text{ Btu/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bar{C}_p_{Cl_2(g)} (194-47) &= 6.2814(363.33 - 281.66) + 0.57095(363.33^2 - 281.66^2) \times \frac{10^{-2}}{2} \\ &\quad - 0.5107(363.33^3 - 281.66^3) \times \frac{10^{-5}}{3} + 1.5470(363.33^4 - 281.66^4) \times \frac{10^{-9}}{4} \\ &= 557.1037 + 150.3778 - 43.6103 + 4.3056 \\ &= 668.1768 \text{ cal/gmol} = 16.9622 \text{ Btu/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= 1603.52 \times 1.05 (194-47) + 8.5508 \times 981.6 + 1594.4913 \times 0.001236 \times 36.2128 \\ &\quad + 8.5508 \times 1.752729 \times 16.9622 = \\ &= 247503.3120 + 8393.4652 + 71.3794 + 254.2165 = 256222.3732 \text{ Btu/hr.} \end{aligned}$$

$Q = 256222.3732$ Btu/hr Calor suministrado por el serpentín.

C. CALCULO DEL TANQUE DE DESIRCION.

Cálculo del area de transferencia de calor.

Características del serpentín:

Material de construcción = Titanio

Diámetro externo = 1 1/2 in.

Calibre = 20 BWG

Diámetro interno = 1.43 in.

Medio de calentamiento:

Vapor saturado a 25 psia ($T = 240$ °F) fluyendo dentro del serpentín.

Cálculo del coeficiente externo de transferencia de calor (h_c).

Bases de diseño:

Por fuera del serpentín, la transferencia de calor se efectúa mediante el fenómeno de convección natural por fuera de tubos horizontales regido por la ecuación.

$$h_c = 116 \left[\left(\frac{k_f^3 \rho_f^2 c_f \beta}{\mu_f} \right) \left(\frac{t}{d_o} \right) \right]^{0.25}$$

Fluido: Agua clorada

$t_{inicial} = 47$ °F

$t_{final} = 194$ °F

$t_{ave} = \frac{47 + 194}{2} = 120.5$ °F

$t_{vapor} = 240$ °F

Suponemos $t_w = 229$ °F (Este valor deberá checarsse posteriormente).

$$t_f = \frac{t_{ave} + t_w}{2} = \frac{120.5 + 229}{2} = 174.75$$

PROPIEDADES FISICAS:

Agua líquida (T = 174.5 °F)

$$C_f = 1.08 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\rho_f = 60.70 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_f = 0.36 \text{ epoise}$$

$$k_f = 0.3971 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

$$\beta = 3.2949 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ\text{F}^{-1}$$

$$\Delta t = t_w - t_{ave} = 229 - 109 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$d_o = 1.5 \text{ in}$$

$$k_t = k_1 + \frac{k_2 - k_1}{t_2 - t_1} (t - t_1) \quad \text{donde } k = \text{Btu/hr ft } ^\circ\text{F} ; t = ^\circ\text{F}$$

$$k_f = 0.381 + \frac{0.398 - 0.381}{176 - 140} (174.5 - 140) = 0.3971$$

$$\beta_{tave} = \frac{\frac{\rho_1^2 - \rho_2^2}{2 \rho_1 \rho_2} (t_2 - t_1)}{\rho_1^2 - \rho_2^2} \quad \text{donde } \beta = 1/^\circ\text{F} ; t = ^\circ\text{F}$$

$$\beta_f = \frac{60.74^2 - 60.66^2}{2 \times 60.74 \times 60.66 (176 - 172)} = 3.2949 \times 10^{-4} \text{ } 1/^\circ\text{F}$$

$$h_c = 116 \left[\left(\frac{0.3971^3 \times 60.70^2 \times 1.08 \times 3.2949 \times 10^{-4}}{0.36} \right) \left(\frac{109}{1.5} \right) \right]^{0.25}$$

$$h_c = 234.05 \text{ Etu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Despreciaremos el coeficiente de transferencia de calor por radiación hr.

$$h_o = 234.05 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del coeficiente interno de transferencia de calor (hio)

Bases de diseño:

En este caso se trata de transferencia de calor por condensación de un vapor simple dentro de tubos horizontales regida por la ecuación:

$$\bar{h} \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3} = 1.51 \left(\frac{4G''}{\mu_f} \right)^{-1/3}$$

Siendo $G'' = \frac{W}{0.5 L N_t}$ lb/hr ft

$t_s = 240$ °F ; temperatura del vapor.

$s = 952$ Btu/lb ; calor latente de vaporización.

$\dot{W}_s = \frac{Q}{\lambda_s} = \frac{256 \cdot 222 \cdot 3732}{952} = 269.1411$ lb/hr ; flujo másico del vapor.

Suponemos $L = 45$ H ; longitud del serpentín (este valor deberá chequearse post.)

$t_w = 229$ °F ; temperatura de la pared (supuesta anteriormente)

$t_f = \frac{t_s + t_w}{2} = \frac{240 + 229}{2} = 234.5$ °F

PROPIEDADES FISICAS.

Agua líquida (condensado a $T = 234.5$ °F) ó bien condensado ($T = 234.5$ °F)

$\rho_f = 59.23$ lb/ft³

$\mu_f = 0.5324$ lb/ft hr

$k_f = 0.4256$ Btu/hr ft °F

$g = 4.168 \times 10^8$ ft/hr²

$G'' = 12$ lb/hr ft

$G'' = \frac{269.1411}{0.5 \times 45 \times 1} = 11.96$ lb/hr ft

$k_f = 0.381 + \frac{0.398 - 0.381}{176 - 144} (234.5 - 140) = 0.4256$ Btu/hr ft °F

$$\bar{h} = 1.51 \left(\frac{4G''}{\mu_f} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_f}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{-1/3}$$

$$\bar{h} = 1.51 \left(\frac{4 \times 12}{0.53240} \right)^{1/3} \left(\frac{0.5324^2}{0.4256^3 \times 59.23^2 \times 4.168 \times 10^8} \right)^{-1/3}$$

$$\bar{h} = 2477.1 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$h_{io} = \bar{h} \times \frac{ID}{OD} = 2477.1 \times \frac{1.43}{1.50} = 2361.50 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$t_w = t_{ave} + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_s - t_{ave}) = 120.5 + \frac{2361.50}{234.05 + 2361.50} (240 - 120.5)$$

$$t_w = 229.22 \text{ °F}; \quad (229.22 \quad 229), \text{ close check.}$$

ó bien:

$$t_w = 229.22 \text{ °F calculada} \quad t_w = 229 \text{ °F supuesta; close check.}$$

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{2361.5 \times 234.05}{2361.5 + 234.05} = 212.94 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

Factor de ensuciamiento:

$$\text{Lado del agua: } 0.001 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu}$$

$$\text{Lado del vapor: } 0.0005 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu}$$

$$R_d = 0.001 + 0.0005 = 0.0015 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu}$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_C} + R_d} = \frac{1}{\frac{1}{212.94} + 0.0015} = 161.39 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$LMTD = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{t_2}{t_1}} = \frac{(t_s - t_1) - (t_s - t_2)}{\ln \frac{t_s - t_1}{t_s - t_2}} = \frac{(240-47) - (240-194)}{\ln \frac{(240-47)}{(240-194)}} = 120.5\text{°F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD} = \frac{256 \ 222.37}{161.39 \times 102.5} = 15.49 \text{ ft}^2$$

Damos 20% de sobrediseño:

$$A_R = 1.2 \times 15.49 = 18.59 \text{ ft}^2$$

$$\text{para tubos de } 1 \ 1/2 \text{ in OD; } a_t = 0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft lineal}$$

$$L = \frac{18.590}{0.3925} = 47.35 \text{ ft}$$

Con este dato calculo G'' .

$$G'' = \frac{269.1411}{0.5 \times 47.35 \times 1} = 11.37 \quad 12 \quad \text{close check}$$

$$l = 47.35 \text{ ft (calculada)} \quad L = 45 \text{ ft (supuesta)} \quad \text{close chek.}$$

CALCULO DEL VOLUMEN DEL RECIPIENTE.

Forma: Tanque cilíndrico en tapas toriesféricas.

Lo dimensionaremos usando como parámetro la longitud del serpentín.

$$L = 48 \text{ ft}$$

$$L = \pi \times D_{HC} \times N_C$$

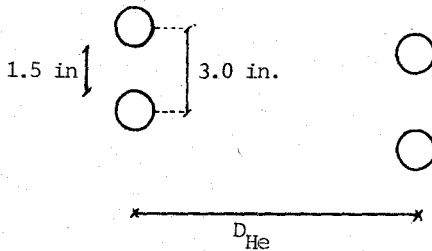
$$D = 1.5 D_{HC}$$

Donde:

D_{HC} = Diámetro de la hélice del serpentín; ft

N_C = Número de ciclos.

D = Diámetro del tanque; ft.



$$h_s = \frac{N_C \times 3 \text{ in}}{12} \text{ ft ; altura total del serpentín.}$$

$$H = 4 h_s \text{ ft; altura del tanque (entre líneas tangenciales)}$$

SERPENTIN			TANQUE		
D_{He}	N_e	h_s	D	H	H/D
1	15	3.75	1.5	15	10
1.5	10	2.50	2.25	10	4.4
2	7.5	1.88	3.0	7.5	2.5
2.5	6	1.50	3.5	6.0	1.7

Geométricamente vemos preferible el tanque cuyas dimensiones son:

$D = 3$ ft $H = 7.5$, por lo tanto la relación $H/D = 2.5$, siendo éste un valor recomendable.

Por lo anterior concluimos que:

Serpentín = Titánio 1 1/2" \emptyset , 20

$D_{He} = 2$ ft

$N_c = 7.5$

$h_s = 1.88$ ft

Tanque Titanio

$D = 3$ ft

$H = 7.5$ ft

VOLUMEN GEOMETRICO DEL TANQUE:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} (3)^2 (7.5) = 53.01 \text{ ft}^3 \quad (\text{sin considerar tapas})$$

Tiempo de residencia:

Se localizará el derrame a la mitad de la altura del tanque:

Flujo de agua al tanque ; $W_5 = 1594.4913$ lb/hr

Densidad a temp. promedio; $\rho_{120^\circ F} = 61.7$ lb/ft³

$$V_5 = \frac{1594.4913}{61.7} = 25.84 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} = 0.43 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \quad (\text{volumén de agua que llega al tanque})$$

$$\theta_r = \frac{53.01}{2 \times 0.43} = 61.64 \text{ min}, \text{ tiempo de residencia.}$$

D. DISEÑO DEL TANQUE FLASH.

Dimensionaremos este tanque en base únicamente a tiempo de residencia, considerando que el líquido ocupará naturalmente la mitad del volumen total, dejando la mitad superior para separación líquido - vapor.

Forma: Tanque cilíndrico con tapas toriesféricas.

Base: $\theta_r = 3$ hr para dejar un margen de almacenamiento por si el tanque de desorción quedase fuera de operación por un tiempo corto.

Flujo de agua al tanque : $W_3 = 1603.04$ lb/hr

Densidad : $\rho_{47^\circ F} = 62.42$ lb/ft³

$$V_3 = \frac{1603.04}{62.42} = 25.68 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} = 0.43 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \text{ (volumen de agua que llega al tanque)}$$

$$V_{TQ} = 2 V_3 \theta_r = 2 \times 25.68 \times 3 = 154.08 \text{ ft}^3 \text{ (volumen del tanque sin considerar - tapas)}$$

TANQUE FLASH

D	H	H/D	V
2.5	31	12.4	152.2
3	22	7.3	155.5
4	12	3.0	150.8
5	8	1.6	157.1
6	6	1.0	169.7

Geométricamente consideramos conveniente el tanque en $H/D = 3.0$

TANQUE FLASH

Material de construcción = Titánio

D = 4 ft

H = 12 ft

V = 150.8 ft³

PLANTA <i>CLORO - SOSA</i>	CONTRATO N°	HOJA <i>1</i> DE <i>1</i>
LOCALIZACION <i>PARARITOS VER.</i>	REQUISICION N°	FECHA <i>31-1-79</i>
CLAVE <i>CF-100</i>	HECHA POR <i>R. Gonzalez C.</i>	APROBADO POR <i>G.T.</i>
N° DE UNIDADES <i>1</i>		

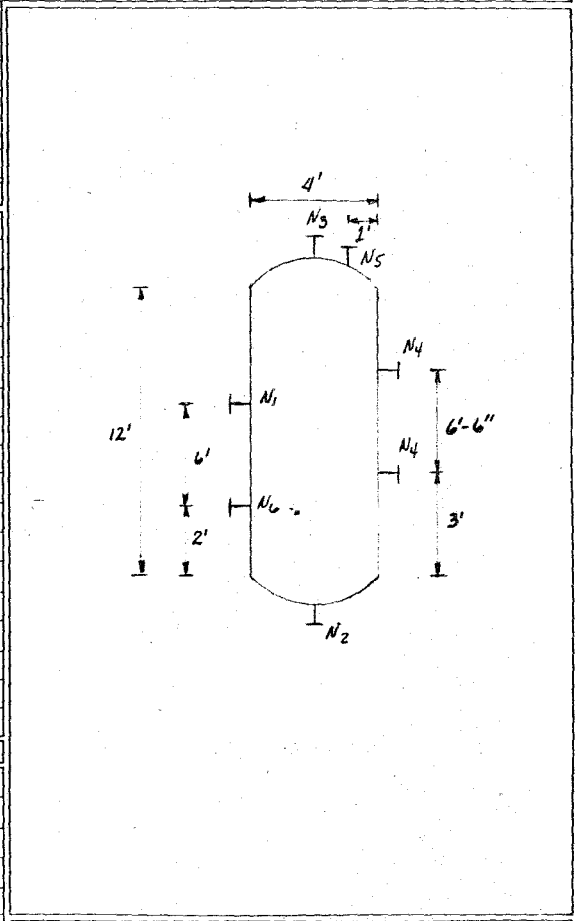
**RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS)**

1	SERVICIO	<i>Tanque Flash</i>	POSICION VERTICAL	<i>X</i>	HORIZONTAL
2	TIPO DE FLUIDO LIQUIDO	<i>Agua clorada</i>	<i>1603.04 lb/h</i>	DENSIDAD	<i>62.42 lb/ft³</i>
3	VAPOR	<i>aire húmedo</i>	<i>lb/h</i>	DENSIDAD	<i>lb/ft³</i>
4	TEMPERATURA OPERACION	<i>47 °F</i>	DISENO		<i>50 °F</i>
5	PRESION OPERACION	<i>0 PSIG</i>	DISENO		<i>20 PSIA</i>
6	DIMENSIONES LONGITUD	<i>12 ft</i>	0 in	DIAMETRO	<i>4 ft</i> 0 in
7	NIVEL NORMAL	<i>6 ft</i>	0 in MAXIMO	<i>9 ft</i>	6 in VOLUMEN TOTAL GAL
8	MATERIALES CASCARON	<i>Titanio</i>	CABEZAS	<i>Titanio</i>	

9	MALLA SEPARADORA ESPESOR	<i>in</i>		
10	CIRCULAR DIAMETRO	<i>in</i>		
11	RECTANGULAR LONGITUD	<i>in</i>	ANCHO	<i>in</i>
12	CORROSION PERM. CASCARON	<i>in</i>	CABEZAS	<i>in</i>
13	AISLAMIENTO	<i>Si</i>	<i>No</i>	
14	RELEVADO DE ESFUERZOS	<i>ST</i>	<i>No</i>	CODIGO

BOQUILLAS

N°	N° REC	TAMAÑO	SERVICIO
17	<i>N1</i>	<i>4"</i>	<i>Entrada de liquido - vapor</i>
18	<i>N2</i>	<i>2"</i>	<i>Salida de liquido</i>
19	<i>N3</i>	<i>2"</i>	<i>Salida de gas</i>
20	<i>N4</i>	<i>1"</i>	<i>Conexion para control de nivel</i>
21	<i>N5</i>	<i>3/4"</i>	<i>Indicador de presion</i>
22	<i>N6</i>	<i>2/4"</i>	<i>Indicador de temperatura</i>
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			



NOTAS

35	<i>1. Tapas hemisféricas</i>
36	<i>2.</i>
37	
38	
39	
40	
41	
42	

REVISION	<i>1</i>			
FECHA	<i>31-1-79</i>			
ING.	<i>G.T.</i>			
APROBO	<i>R.S.C.</i>			

BIBLIOGRAFIA:

CAPITULO VII

1. Chlorine Handbook
PPG Industries, Inc.
Pittsburgh, Pa. 1969
2. Foust A.S., Wenzel L.A., and others
Principles of Unit Operations
John Wiley e Sons, Inc. New York
1st. Edition revised, 1960
3. Perry Robert H. and Chilton Ceeil H.
Chemical Engineers' Handbook
Mc Graw-Hill New York
5th Edition 1973
4. Sherwood Thomas K. and Pigford Robert L.
Absorption and Extraction
Mc Graw-Hill Book Company, New York
2nd Edition 1952.

CAPITULO VIII.- CONCLUSIONES

A través del desarrollo de esta tesis hemos presentado las bases mínimas necesarias para el diseño termo-dinámico de los procesos objeto de esta tesis y lo aquí establecido puede servir con bastante seguridad para el dimensionamiento de equipo involucrado en procesos similares.

Los métodos y procedimientos empleados han sido cuidadosamente seleccionados de fuentes fidedignas e internacionalmente reconocidas como válidas y los resultados que han arrojado nuestros cálculos han sido confirmados en la mayoría de los casos en equipos construídos para capacidad ligeramente diferente.

Además los programas de computadora aquí desarrollados han sido fielmente reproducidos en el cuerpo de esta tesis y no han sido trucados por lo que pueden ser empleados con alta confiabilidad para el diseño de equipo similar.

FIN