

209

BIBLIOTECA FAC. DE QUIMICA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

ESTUDIO DE LA AMPLIACION DE
UNA PLANTA DE SOSA CAUSTICA

T E S I S

Presentada para obtener el Título de
" INGENIERO QUIMICO " por:

MIGUEL ANTONIO PARRODI ARROYO.

México, D. F., 1967.



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.

S U M A R I O

- Capítulo I.- Introducción.
- Capítulo II.- Descripción del proceso actual.
- Capítulo III.- Diagramas del Flujo y Balances del Sistema Propuesto.
- Capítulo IV.- Cálculo del Equipo.
- Capítulo V.- Inversión de la Ampliación.
- Capítulo VI - Problemas de arranque y conclusiones.
- Capítulo VII.- Bibliografía.

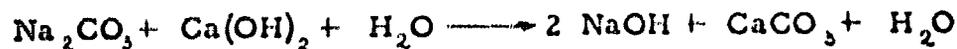
CAPITULO I.- INTRODUCCION.

El presente estudio, tuvo su origen en la creciente demanda industrial para la sosa cáustica, en concentraciones - - alrededor de 40%.

La importancia industrial de la sosa cáustica es - tal, que se considera uno de los principales índices del desarrollo industrial de un país. De aquí, que las actuales industrias -- productoras de sosa, se encuentren vívamente interesadas en aumentar su capacidad y mejorar la calidad de su producto.

Por tanto la ampliación proyectada, está basada - en el equipo ya instalado y condiciones de operación similares.

La planta aprovecha su propio carbonato de sodio para la producción de la sosa. El proceso si inicia en la sección de caustificadores donde se lleva a cabo la reacción:



Como resultado de esta reacción se obtiene un líquido lechoso, mezcla de carbonato de calcio y sosa en concentraciones de cerca del 10% de NaOH (100%) en peso.

Esta mezcla pasa a los tanques asentadores donde se dejan asentar los lodos de CaCO_3 , y después irá a los tanques lavadores.

La solución al 10% va a tanques de almacenamiento, como se muestra en el diagrama # 1. Del tanque-almacén de sosa diluída, irá a los equipos de evaporación donde comenzará a ser concentrada y tratada para obtenerla a la concentración deseada de 40%.

La solución comienza a concentrarse pasando a través de evaporadores de doble efecto de circulación forzada, de donde sale a cualquiera de los dos equipos de evaporación de doble efecto y tubos verticales que trabajan separadamente.

La solución sale con sólidos en suspensión (una sal doble de carbonato y sulfato de sodio) que se irá precipitando a lo largo del proceso, y que se eliminará en los sistemas de asentamiento. De los asentadores, el líquido claro, sosa en concentraciones de 40%, se manda a los tanques de almacenamiento; los lodos principalmente carbonatos y sulfatos se disuelven y son enviados a la sección de caustificación.

Teniendo así una idea del funcionamiento actual de la planta, se pensó y estudió la manera de aumentar la capacidad, aprovechando las instalaciones existentes con algunas modificaciones.

De los diferentes estudios se escogió la instalación de un sistema de post-evaporación, el cual manejará toda la producción de los equipos de evaporación que trabajarán concentrando desde 13% hasta un 30% más o menos, en lugar de trabajar desde 13% hasta 40%.

De acuerdo con la ecuación de capacidad de los evaporadores, comunmente aceptada en el caso particular de sosa cáustica:

$$S = \frac{U A \Delta T}{\dots}$$

Se ha encontrado que "U" y " ΔT " varían en función de la viscosidad de la sosa, con el sistema proyectado se espera - que aumenten estos valores logrando así aumentar la capacidad de la planta, también se puede decir que la diferencia $\left(\frac{1}{C_0} - \frac{1}{C_f} \right)$ reducirá de valor con lo que también se obtiene una mejoría adicional.

La adición será tener un equipo de post-evaporación donde se logre concentrar desde el 30% hasta el 40%, toda la capacidad de los evaporadores trabajando en las nuevas condiciones.

Este equipo de evaporación estará formado por un - evaporador con un precalentador horizontal como se muestra en el diagrama de flujo. Figura # 3.

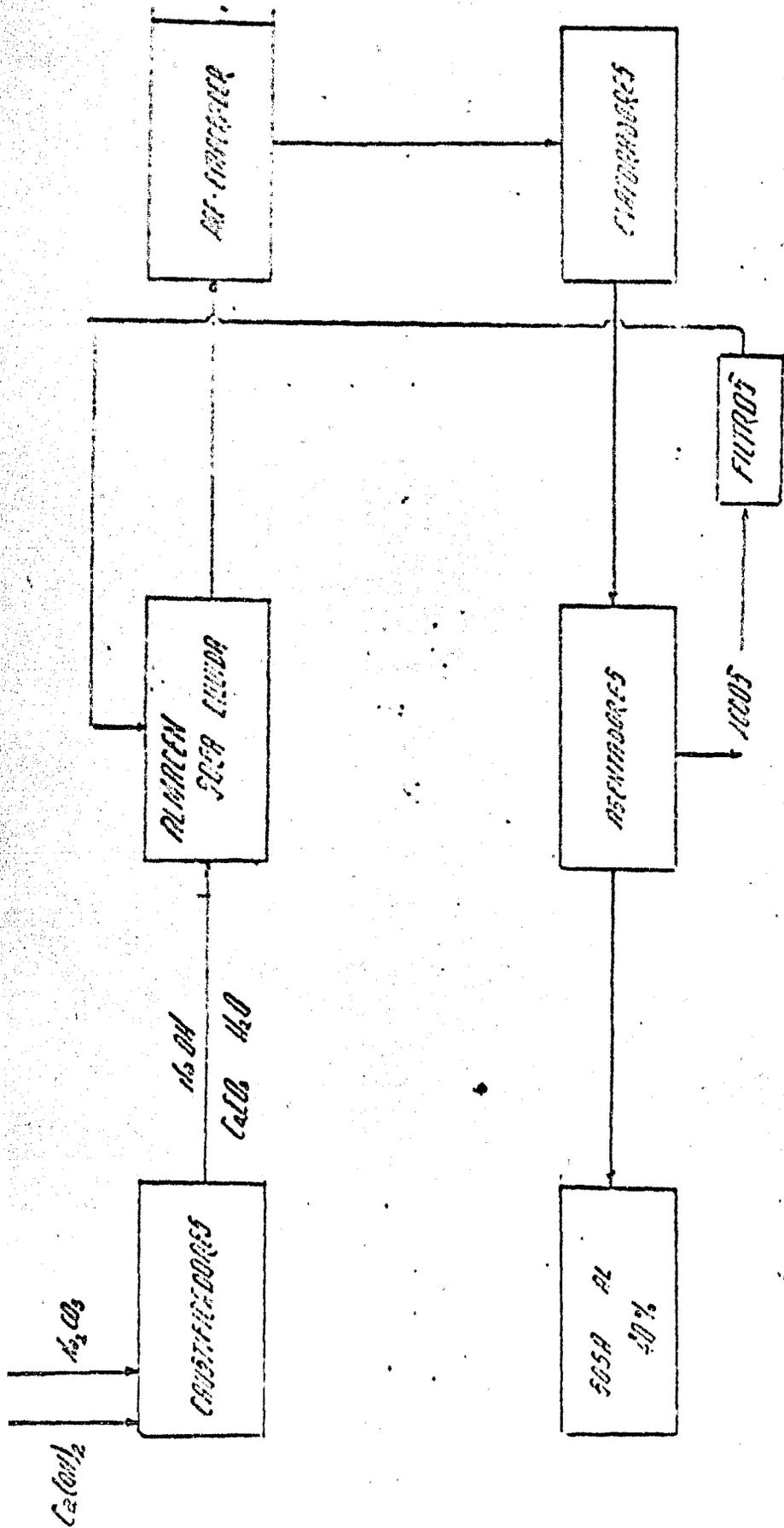
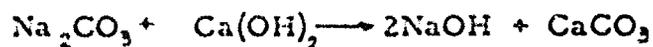


FIG. 1. - DIAGRAM OF SODA ASH ACTUAL

CAPITULO II. - DESCRIPCION DEL PROCESO ACTUAL

La materia prima para la obtención de sosa cáustica principalmente es el carbonato de sodio, que puesto en contacto con lechada de cal $\text{Ca}(\text{OH})_2$ origina la reacción:



Solución que se forma en los tanques caustificadores; de aquí la solución diluída va a los tanques decantadores y lavadores donde se separan la mayoría de lodos de CaCO_3 , los cuales son enviados como residuo fuera de la planta, debido esto al bajo costo actual de la piedra caliza.

La solución diluída de sosa llega al tanque-almacén con una concentración fluctuando entre 10% y 11% en peso, según sea la cantidad recirculada en el sistema.

El objeto de la recirculación es el de aprovechar la sosa concentrada (al 40%) que forma parte de los lodos obtenidos a la salida de los evaporadores.

La solución de sosa diluída es bombeada al equipo de pre-evaporación, que consiste en un doble efecto de evaporadores de circulación forzada, los cuales concentran desde el 10% hasta -- llegar a 13% en peso.

De aquí la solución se divide a cualquiera de los equipos de evaporación, cada uno de ellos, de tubos verticales y doble efecto. Los equipos de evaporación se completan con tanques de -- evaporación instantánea, para dejar salir la sosa en concentracio-- nes muy cercanas al 40%.

Se dispone en la planta de un tanque conteniendo solución de sulfato de sodio, solución que se añade al proceso, para lograr una mejor cristalización del carbonato de calcio el cual con el sulfato formará una sal doble que vá disminuyendo su solubilidad a medida que la sosa va aumentando de concentración, con ello se va logrando purificar en asentadores y filtros la solución de sosa.

En este paso de concentración de sosa, se precipita una sal doble de carbonato y sulfato de sodio, la cual debe de climinarse mediante un sistema de asentamiento en caliente como se ve

en la curva experimental mostrada en la gráfica número uno.

Los lodos allí precipitados, mezclados con sosa al 40% van a filtros rotatorios donde se separa una torta principalmente formada por carbonatos y sulfatos de sodio y calcio, dejando el líquido claro para volver a recircularse al tanque de almacenamiento de sosa diluída, esta recirculación se encuentra incluida en el balance de material de la figura # 4.

Finalmente la sosa al 40% sale de los asentadores y va a los tanques de almacenamiento de sosa al 40%.

DESCRIPCION DEL PROCESO CON LA AMPLIACION PROPUESTA

La modificación de las instalaciones actuales, debido al nuevo equipo de evaporación, es la siguiente:

La sosa que descargarán los equipos de evaporación tendrán una concentración de 30% aproximadamente; la sosa sufre el mismo proceso anterior de precipitación de lodos, y el líquido claro es mandado a un tanque balance de alimentación para el equipo de evaporación.

El tanque balance que alimenta el sistema de evaporación consiste en: precalentador horizontal, calentador vertical, domo y dos instantáneos; uno de ellos enfriador y otro recuperador de calor. El vapor desprendido en el domo, vapor de 2.11 kg/cm² manométricos, se aprovecha como vapor de calentamiento del primer efecto del sistema de pre-evaporación.

El vapor desprendido en el enfriador instantáneo, vapor de 0.4 Kg./cm² manométricos, se aprovecha para calentar el segundo efecto del sistema de pre-evaporación, aprovechando así el vapor producido en la nueva instalación.

Esta nueva instalación cuenta con vapor de 14.2 --- Kg./cm² manométricos para calentar el precalentador y el cambiador vertical, lo cual representará solo un ligero aumento en el consumo de este tipo de vapor, pues la planta tiene suficiente vapor de esta presión.

La sosa al salir del instantáneo, cerca del 40% vuelve a mostrar sólidos en suspensión por lo que es necesario la adi-

ción de un nuevo asentador, éste trabajará exactamente igual que los disponibles actualmente. El sistema de recuperación de lodos será exactamente el mismo.

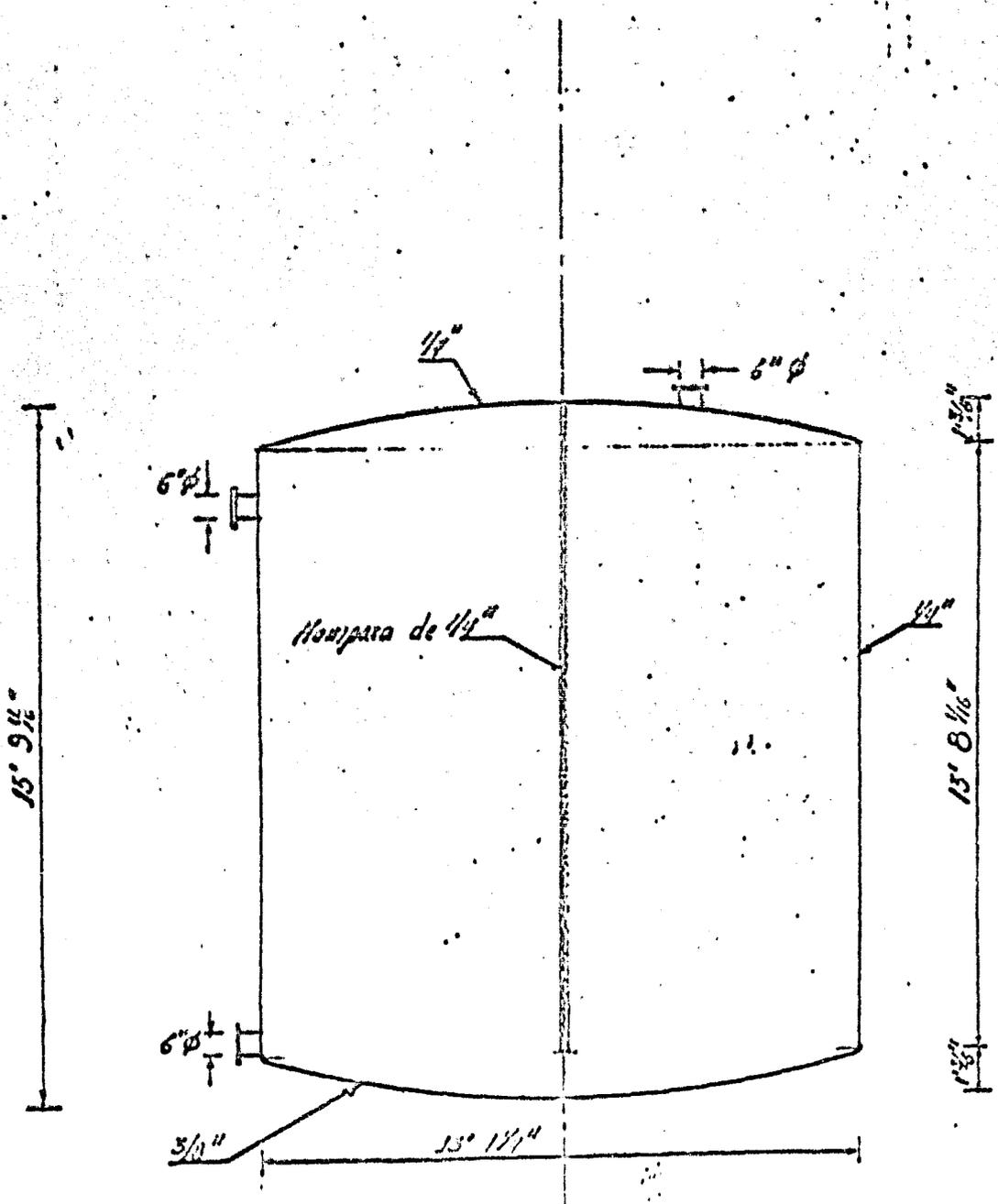
Después se tiene que enviar esta sosa caliente a un filtro prensa, por lo que se debe enfriar para lograr una menor solubilidad de los lodos de carbonatos y sulfatos, para ello se instalará un enfriador concéntrico que trabajará con agua fría de 18°C a contra corriente.

La torta obtenida en el filtro se manda al sistema de filtros y recuperación de sosa concentrada. El líquido claro con un poco de impureza es mandado a través de un calentador concétrico a los tanques de ventas.

Con estas adiciones al proceso actual, se espera un aumento promedio en la capacidad de la planta de un 15% a un 18% en la producción de sosa cáustica.

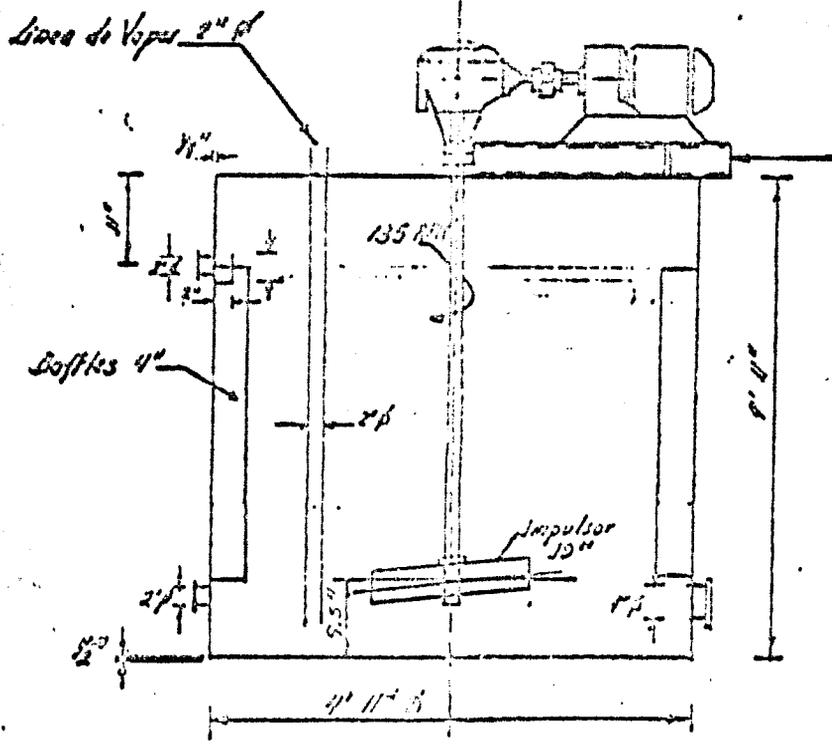
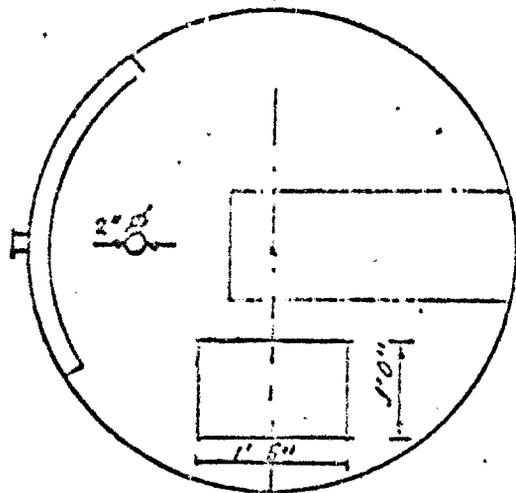
TANQUE DE SOLUCION

$\theta_r = 0.73$ horas

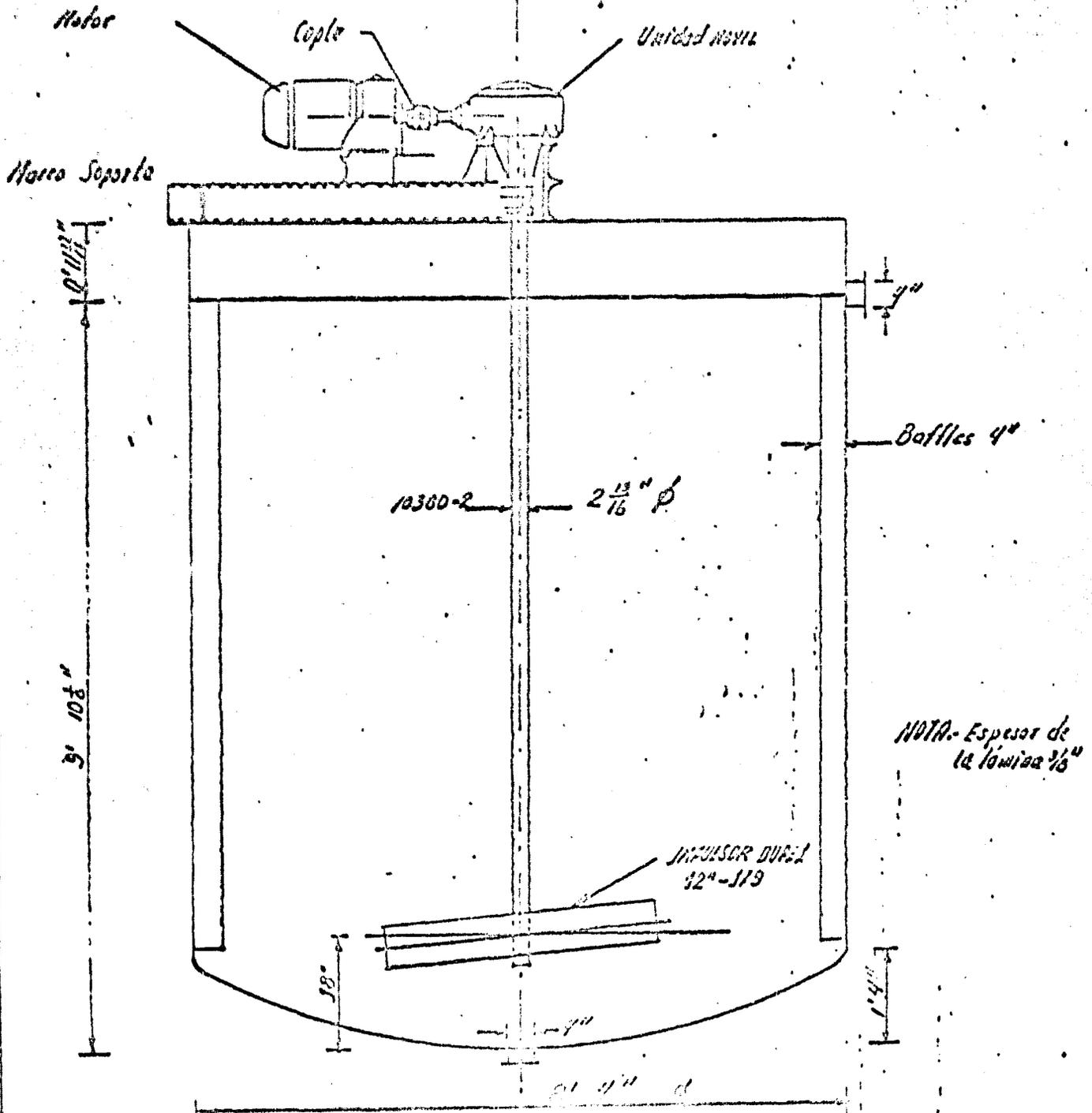


TANQUE DISOLVEDOR DE SULFATOS

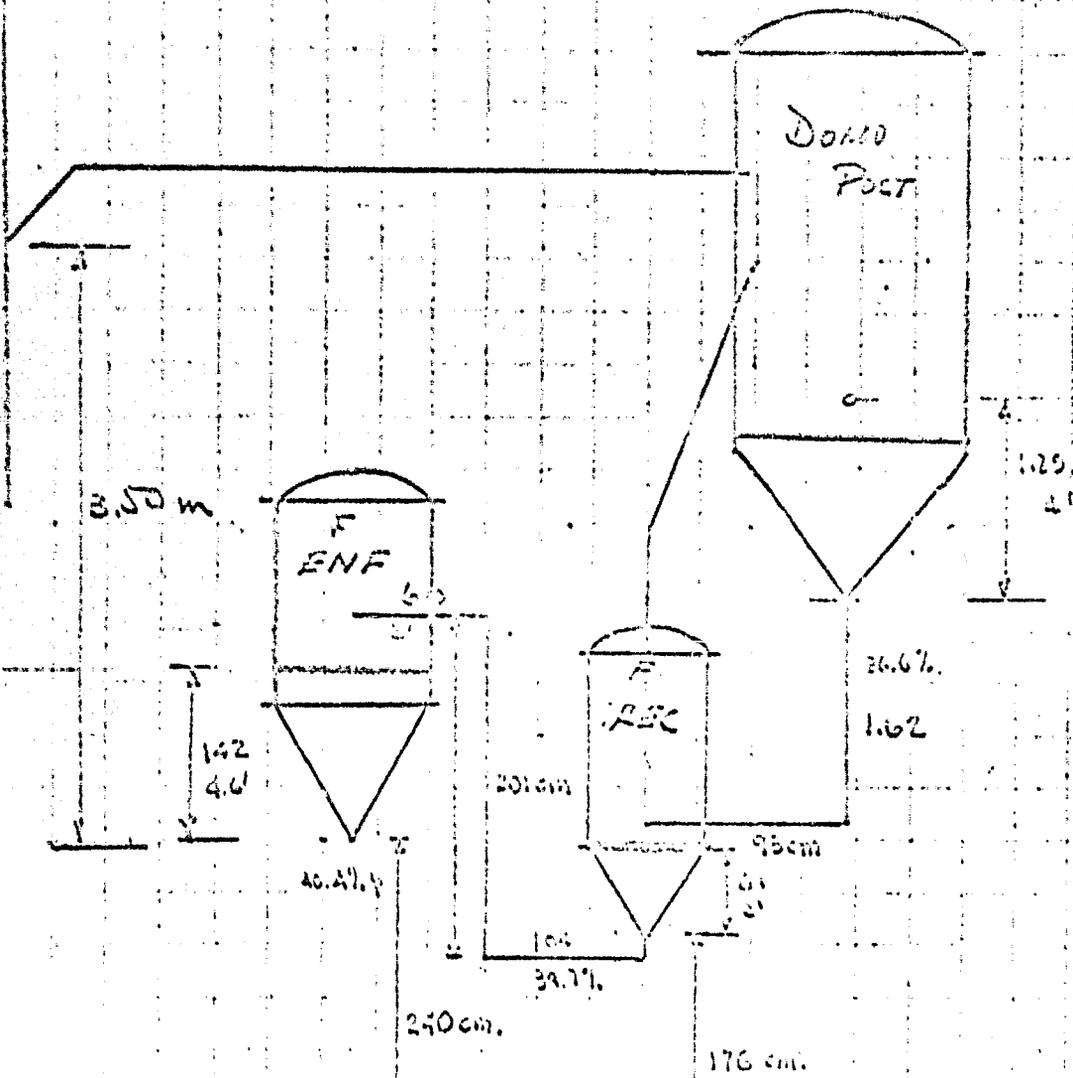
$\phi R = 7.84m$



NEVO TANQUE DE CONTROL DE SULFATOS



31 DEC 7 11 55 AM '50
322 PRU-514 P.



CAPITULO III. - DIAGRAMAS DEL FLUJO Y BALAN- CES DEL SISTEMA PROPUESTO.

Para comprender perfectamente la localización de la ampliación propuesta, se dan: la figura # 3 donde se muestra la planta actual y la ampliación estudiada, y en la figura # 4 únicamente la ampliación partiendo de las instalaciones ya existentes.

El balance de material se muestra en la tabla # 1 sintetizando, siguiendo las corrientes la numeración en la figura # 9.

Diagrama de Flujo.- Lista de Equipo. (de acuerdo con fig. # 9)

- BS-1 Bomba de asentadores al tanque balance.
- BS-2 Bomba del tanque balance a las calandrias del post-evaporador.
- TA-1 Tanque nivel del post-evaporador.
- CC-1 Precalentador del post-evaporador.
- CC-2 Calandria del post-evaporador.
- RV-1 Domo del post-evaporador.
- E-1 Primer evaporador instantáneo de sosa.

- E-2 Segundo evaporador instantáneo de sosa.
- BS-3 Bomba del evaporador instantáneo a los asentadores.
- BL-1 Bomba de lodos del nuevo asentador.
- A-1 Asentador de sosa.
- BS-4 Bomba de líquido claro del asentador a los agitadores.
- EC-1 Enfriador concéntrico.
- AG-1 Sistema de Agitación.
- TA-2 Tanque con agitación.
- BS-5 Bomba de los agitadores a los filtros.
- FP-1 Filtro.
- BL-2 Bomba de lodos del filtro.
- BS-6 Bomba de sosa clara del filtro a los tanques.
- PC-1 Post-calentador de sosa.
- TA-3 Tanque almacén de sosa al 40%.

BALANCE DE MATERIALES (Tabla - I)

Base: 185 T/D de sólidos.

Base en toneladas por día al 40% de sosa: 459 T/D.

I) FP-1 Filtro prensa.

SALIDAS

Por corriente 16	Na OH	0.84 T/D
	Na ₂ SO ₄	2.35 T/D
	Na ₂ SO ₃	0.93 T/D
	H ₂ O	<u>1.53 T/D</u>
			5.65 T/D

Por corriente 15	Na OH	185.00 T/D
	Na ₂ CO ₃	2.30 T/D
	Na ₂ SO ₄	0.23 T/D
	H ₂ O	<u>271.47 T/D</u>
			459.00 T/D

ENTRADAS

Por corriente 14	Na OH	185.84 T/D
	Na ₂ CO ₃	4.65 T/D
	Na ₂ SO ₃	1.16 T/D
	H ₂ O	<u>273.00 T/D</u>
			464.65 T/D

2) A-1 Asentador de sosa en caliente 195 F .

SALIDAS

Por corriente 13	Na OH	185.84 T/D
	Na ₂ CO ₃	4.65 T/D
	Na ₂ SO ₄	1.16 T/D
	H ₂ O	<u>273.00 T/D</u>
			464.65 T/D

Por corriente 12	Na OH	11.32 T/D
	Na ₂ CO ₃	0.28 T/D
	Na ₂ SO ₄07 T/D
	H ₂ O	<u>16.63 T/D</u>
			28.30 T/D

ENTRADAS

Por corriente 10	Na OH	197.16 T/D
	Na ₂ CO ₃	4.93 T/D
	Na ₂ SO ₄	1.23 T/D
	H ₂ O	<u>289.63 T/D</u>
			492.95 T/D

3) Evaporador instantáneo 2

SALIDAS

Por corriente 10	Na OH	197.16 T/D
	Na ₂ CO ₃	4.93 T/D
	Na ₂ SO ₄	1.23 T/D
	H ₂ O	289.63 T/D
			<hr/>
			492.95 T/D

Por corriente 9	H ₂ O	23.7 T/D
-----------------	------------------	-------	----------

como vapor de 170 mm. Hg. absolutos

ENTRADAS

Por corriente 8	Na OH	197.16
	Na ₂ CO ₃	4.93
	Na ₂ SO ₄	1.23
	H ₂ O	313.33
			<hr/>
			515.65 T/D

4) Evaporador instantáneo i

SALIDAS

Por corriente 8	Na OH	197.16
	Na ₂ CO ₃	4.93
	Na ₂ SO ₄	1.23
	H ₂ O	<u>313.33</u>
			515.65 T/D

Por corriente 7	H ₂ O	13.8 T/D
-----------------	------------------	-------	----------

como vapor de 0.4 kg./cm

ENTRADAS

Por corriente 6	Na OH	197.16
	Na ₂ CO ₃	4.93
	Na ₂ SO ₄	1.23
	H ₂ O	<u>327.13</u>
			530.45 T/D

5) Post-evaporador

SALIDAS

Por corriente 6	Na OH	197.16
	Na ₂ CO ₃	4.93
	Na ₂ SO ₄	1.23
	H ₂ O	<u>327.13</u>
			530.45 T/D

Por corriente 19	H ₂ O	107.50 T/D
------------------	------------------	-------	------------

como vapor de 2.11 Kg./cm. manométricos

ENTRADAS

Por corriente 4	Na.OH	197.16
	Na ₂ CO ₃	4.93
	Na ₂ SO ₄	1.23
	H ₂ O	<u>434.63</u>
			637.95 T/D

6) Asentador antiguo.

SALIDAS

Por corriente 4	Na OH	197.16
	Na ₂ CO ₃	4.93
	Na ₂ SO ₄	1.23
	H ₂ O	<u>434.63</u>
			637.95 T/D
	más 7 T/D sólidos Na ₂ CO ₃	3.91
	Na ₂ SO ₄	3.09
Total corriente 4			644.95 T/D
Por corriente 5	Na OH	16.16
	Na ₂ CO ₃	30.98
	Na ₂ SO ₄	28.69
	H ₂ O	<u>40.47</u>
			116.30 T/D

ENTRADAS

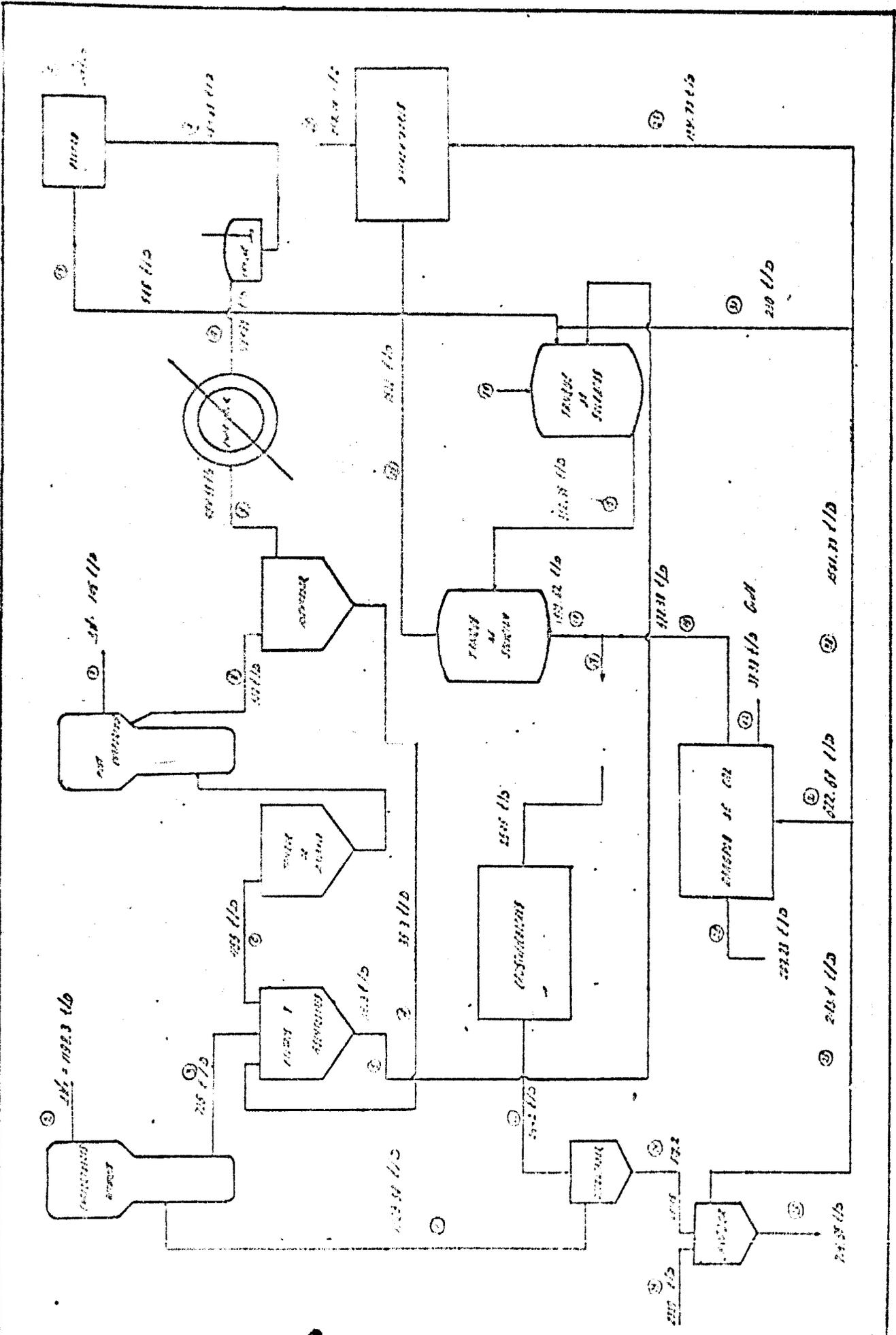
Por corriente 3	Na OH	202.00
	Na ₂ CO ₃	9.56
	solución Na ₂ SO ₄	4.84
	H ₂ O	456.93
sólidos	Na ₂ CO ₃	27.07
	Na ₂ SO ₄	<u>25.60</u>
			726.00 T/D

Por corriente 12

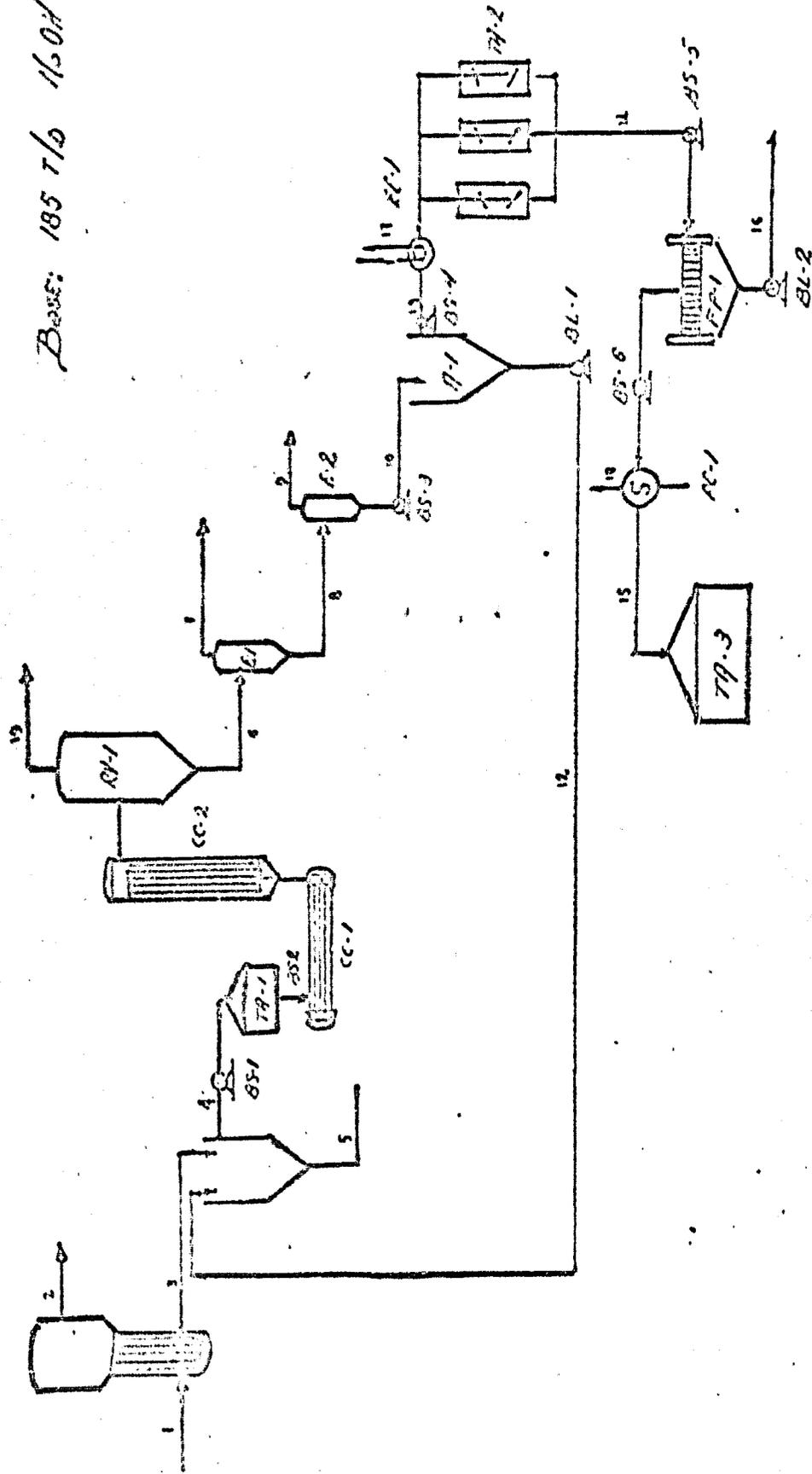
solución	Na OH	11.32
	Na ₂ CO ₃	0.28
	Na ₂ SO ₄	0.07
	H ₂ O	16.63
sólidos	Na ₂ CO ₃	3.91
	Na ₂ SO ₄	<u>3.09</u>
			35.30 T/D

Entradas 726.0 + 35.3 = 761.3 T/D

Salidas 116.3 + 644.95 = 761.25 T/D.



Base: 185 7/6 1150H



SOURCE OF MATERIAL
FUELCOIN

MICHAEL R. FORTON, JR.

FIG. 9

CAPITULO IV. - CALCULO DEL EQUIPO.

Para el cálculo del equipo listado en el capítulo de balance de materiales, se procederá de la siguiente manera:

- a). - Equipo de bombeo.
- b). - Líneas de servicios.
- c). - Cálculo de otro equipo.

Para el cálculo del equipo de bombeo y la capacidad de las líneas de servicio, se emplea un 50% de aumento a la capacidad proyectada. Los datos para densidades y potencias consumidas son tomados de las condiciones de operación del día de la simulación.

Con objeto de ver el comportamiento de las instalaciones existentes se efectuó una prueba, trabajando los equipos de evaporación concentrando hasta el 30%. Con ello se tomaron datos prácticos que sirvieron para el cálculo de las reformas al equipo actual.

El proyecto de la nueva distribución y localización de nuevas tuberías se efectuó tratando de aprovechar al máximo - las instalaciones actuales.

A continuación se muestra el cuadro de bombeo con centrado, empleandose las fórmulas convencionales para los cálculos de presión total y potencia consumida por cada bomba.

Para el cálculo de líneas se recurrió a los recomen dados para líquidos por el catálogo "Flow of Fluids" de la casa -- Crane.

En cuanto a líneas de vapor se recurrió a la infor-- mación proporcionada por el nomograma Pg. 172 del libro "The - efficient use of steam" del autor Oliver Lyle. La base de diseño es tener caídas de presión hasta de una pulgada.

A continuación se muestra el cuadro de tuberías in- dicando el flujo manejado, naturaleza del mismo, número de línea y diámetro de tubería.

CUMULO DE BOMBAS

BOMBA	GRANIZO	S. Y.	POTENCIA CONTINUA	HORAS
B.1 ~ 1	100 ypcas	1.30	2.7 S.H.P.	3 H.P.
B.2 ~ 2	100 ypcas	1.30	0.2 S.H.P.	10 H.P.
B.3 ~ 3	80 ypcas	1.40	2.3 S.H.P.	3 H.P.
B.4 ~ 4	75 ypcas	1.47	4.9 S.H.P.	5 H.P.
B.5 ~ 5	75 ypcas	1.47	4.5 S.H.P.	5 H.P.
B.6 ~ 6	70 ypcas	1.47	3.4 S.H.P.	5 H.P.
B.7 ~ 1	10 ypcas	1.60	.33 S.H.P.	0.5 H.P.
B.8 ~ 2	5 ypcas	1.60	.20 S.H.P.	0.33 H.P.

LINES SEP 1905

No	DATE RECEIVED	AMOUNT PAID	NO. OF	IN
1	SEP 19 11	2121		5
2	WAGER	1187		2 4 5
3	SEP 20 30%	915		4
4	SEP 20 30%	915		4
5	LOANS	102		3
6	SEP 20 35.5%	888		3
7	WAGER	19		4
8	SEP 20 37.5%	793		3
9	WAGER	45		5
10	SEP 20 40%	505		4
11	SEP 20 40%	585		4
12	LOANS	51.5		2
13	SEP 20 40%	535		3
14	SEP 20 40%	535		3
15	SEP 20 40%	535		3
16	LOANS	39.7		1 1/2
17	WAGER			
18	WAGER			
19	WAGER	154		5

TA - 1 Tanque balance del post-evaporador.

El objeto de este tanque es el de tener una alimentación constante al pre-evaporador, aún en el caso de que los evaporadores trabajasen a media capacidad durante el período de limpieza de uno de los equipos. Sobre esta capacidad se dió 25% de exceso para lograr tener siempre un volúmen adecuado.

Volúmen requerido: 631 pies cúbicos = 17.9 m^3

Diámetro: 3.00 m.

Alto del cilindro: 3.00 m.

Alto del cono: 0.50 m.

Volúmen total: $\frac{\pi D}{4} (h \text{ cilindro} + \frac{h \text{ cono}}{3})$

$V_t = 7.068 (3 + 0.16) = 22.38 \text{ m}^3 = 790 \text{ pies cúbicos.}$

Presión hidrostática = 0.45 kg./cm^2 .

Presión de trabajo = $P_t + P_h = 0.45 + 0.79 = 1.24 \text{ kg./cm}^2$

Usando el código A.S.M.E. UG - 24 - 27

Presión de trabajo: 1.24 kg./cm^2

Radio interno: 450 cm.

Esfuerzo máximo permisible: 700 Kg./cm².

Eficiencia de junta: 70%

$$t = \frac{P \cdot r}{S} \cdot \frac{1.24 \text{ Kg./cm} \cdot 450 \text{ cm.}}{700 \text{ Kg./cm}} = 0.8 \text{ cm.}$$

$$t = 3/8'' + 1/8'' = 1/2''$$

El tanque por causa del fluido almacenado, altamente corrosivo, debe estar "relevado de esfuerzos" y deberá ser radiografiado en sus juntas.

POST-EVAPORADOR

- 1).- Precalentador CC-1
- 2).- Calentador vertical CC-2
- 3).- Domo RV-1

Este equipo constituye la parte fundamental para la ampliación proyectada. El equipo deberá tener capacidad para concentrar toda la sosa producida por los evaporadores anteriores, desde 30% hasta 40% incluyendo en el sistema los evaporadores instantáneos, recuperador y enfriador.

La sosa llega al precalentador a 88°C entrando a es te calentador de tubos de cobre, trabajando con vapor de 14.2 kg./cm^2 manométricos. En este equipo se suministra al fluido absolutamente todo el calor sensible que pueda absorber, llegando la sosa a su temperatura de ebullición de 154°C al terminar su paso por el calentador horizontal.

La sosa llega a 154°C al calentador vertical, que es un evaporador donde se le dá a la solución solamente el calor laten te necesario para la evaporación, teniendo como medio de calentamiento, también vapor de 14.2 Kg./cm^2 manométricos. Así pues toda el área de este equipo se aprovechará para transmitir calor latente.

CALENTADOR HORIZONTAL (CC-1).

Este cambiador recibe sosa al 30% a una temperatu ra de 88°C y deberá descargar a la temperatura de ebullición de la sosa de 30% a una presión de 2.11 kg./cm^2 manométricos, esta temperatura es de 154°C .

Los tubos serán de $1\frac{1}{2}$ " de diámetro. El vapor por afuera de los tubos es de 14.2 kg./cm^2 manométricos. El gasto de sosa en la ampliación será de 39.70 toneladas / hora como -- producción máxima instantánea, la velocidad de diseño será de 1.82 m/seg. La tubería de cobre será 16 BWG.

Las propiedades de la sosa a la temperatura promedio de 121°C son las siguientes:

$$\mu = 0.74 \text{ c.p.}$$

$$\rho = 81 \text{ lb/pies}^3.$$

$$C = 0.87 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$k = 0.423 \frac{\text{BTU}}{\text{hs. pie } ^\circ\text{F}}$$

$$\phi = 1.01$$

$$\text{ID} = 1.232 \text{ pulg.}$$

$$\frac{L}{k} = 0.0000517 \text{ (para el cobre)}$$

$$h_o = 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{hs. pie } ^\circ\text{F}} \text{ para vapor}$$

Para calcular el coeficiente total de transmisión de calor, se puede no tomar en cuenta la resistencia debida a la pared del tubo quedando la ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + \frac{1}{R_d} + \frac{L}{k}$$

donde h_{io} : coeficiente de transmisión de calor por dentro de los tubos.

h_o : coeficiente de transmisión de calor por el lado del vapor.

$1/R_d$: resistencia a la transmisión de calor, debido a la incrustación de los tubos.

L/k : conductividad del cobre.

Para encontrar el valor de " h_{io} " es preciso encontrar los factores que afectan la transmisión de calor por dentro del tubo. El valor de " h_{io} " es una función del factor de transferencia de calor de Colburn " J_H ", de la relación de conductividad al diámetro del tubo expresado en pies, del número de Prandtl, de la viscosidad, del diámetro de tubo, y del número de Reynolds.

$$\frac{h_{io} D}{k} = 0.023 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.33}$$

$$\text{Re} = \frac{0.1025 \cdot 6 \cdot 81}{0.000498} = 100.000$$

$$\text{Re}^{0.8} = 10,000$$

$$\text{Pr}^{0.33} = \left(\frac{0.87 \cdot 1.795}{0.423} \right)^{0.33} = 1.545$$

$$\frac{k}{D} = 4.13$$

$$h_{io} = 0.023 \cdot 10,000 \cdot 1.545 \cdot 4.13 \cdot 1.01$$

$$h_{io} = 1,400 \frac{\text{BTU}}{\text{hs pie } ^\circ\text{F}}$$

y para encontrar el valor "Rd" se recurre a datos experimentales viendo que el coeficiente total de transmisión de calor U cuando el equipo está limpio llega a ser del orden de 600 BTU/hr pie $^\circ\text{F}$ y conforme se va ensuciando baja hasta 350 BTU/hr pie $^\circ\text{F}$.

$$R_d = \frac{U_l - U_s}{U_l U_s} = 0.000119$$

Con ello ya podemos encontrar el valor calculado del coeficiente total de transmisión de calor.

$$\frac{1}{U} = 0.000667 + 0.000715 + 0.000119 + 0.0000517$$

$$\frac{1}{U} = 0.001553$$

$$U = 640 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{F}}$$

Como margen de seguridad tomaremos un valor de $\frac{400 \text{ BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{ F}}$

para encontrar la cantidad total de calor transmisible en este - -
equipo se tiene:

$$Q_t = w C_p \Delta T$$

$$w = 83\,500 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$C_p = 0.87 \frac{\text{BTU}}{\text{lb F}}$$

$$\Delta T = 120 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Q_t = 8.73 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Para encontrar el área de calentamiento de la
ecuación:

$$Q_t = U A \Delta T$$

Tenemos que hallar la diferencia de temperaturas
media logarítmica:

$$\text{DTML} = \frac{T_2 - T_1}{\ln \frac{T_s - T_1}{T_s - T_2}}$$

Siendo "Ts" la temperatura del vapor = 400 ° F.

$$DTML = 127 \text{ ° F}$$

Así el área requerida por el calentador

$$A = \frac{8.73 \times 10^6}{127 \cdot 400} = 174 \text{ pies}$$

El área de flujo es 0.0477 pies² por paso y el área de flujo por tubo es de 0.008278 pies², escogiendo un arreglo de 8 pasos, se tiene el número de tubos.

$$N = \frac{0.477}{0.008278} \times 8 = 46 \text{ tubos}$$

$$L = \frac{174}{3.14 \cdot 0.125 \cdot 46} = 9.7 \text{ pies} \approx 10 \text{ pies}$$

Completando para encontrar la caída de presión del cambiador diseñado tenemos:

$$\Delta P = \frac{f' G^2 L n}{5.22 \cdot 10^{10} D S_g \phi}$$

$$f' = 0.00015$$

$$Re = 100.000 \Delta R = \frac{0.00015 \cdot 306 \cdot 10^{10} \cdot 10^3 \cdot 8}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot 0.1025 \cdot 1.13 \cdot 1.01} = 5.2 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$G^2 = 3.06 \times 10^{12}$$

$$L = 10 \text{ pies}$$

$$N = 8 \quad \Delta Pr = \frac{4n}{Sg} \left(\frac{\mu^2}{2g} \right) = \frac{4 \cdot 8}{1.3} (0.42) = 10.6 \text{ lb/Pulg.}$$

$$D = 0.1025 \text{ pies}$$

$$Sg = 1.3$$

$$\Delta P \text{ total} = 15.8 \text{ lb/pulg.}^2$$

Condiciones del CC-2 2) Calandria

La calandria de este equipo consistirá en un evaporador vertical de tubos de níquel, donde la sosa se evaporará pues la temperatura de llegada a este equipo es su temperatura de ebullición 154°C.

En este equipo la situación para evaluar el coeficiente total de transmisión de calor "U" es un poco distinta, debido a - que tendremos en la parte interna de los tubos una zona mixta, - - pues la solución se está evaporando instantáneamente.

La ecuación para determinar "U" es:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} + \frac{L}{k}$$

sin tomar en cuenta la incrustación. Para la determinación del coeficiente de película para el vapor "h_o" se tiene:

$$h_o = 0.0077 \left(\frac{\lambda}{\mu} \right)^{0.4} \left(\frac{w^2}{\mu^2} \right)^{0.33}$$

donde λ = flujo en peso por unidad de perímetro $\frac{w}{\pi D}$

siendo $w = \frac{\text{libras de vapor}}{\text{hr tubo}}$

para encontrar el número de tubos, que se fija sean de 2" ϕ se debe calcular la cantidad de vapor consumida que será:

$$W_s = \frac{S \left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_f} \right)}{\lambda_s}$$

donde: $S = 25,000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

$$C_o = 0.30$$

$$C_f = 0.365$$

$$\lambda_s = 839.2$$

substituyendo los valores se tiene que el consumo de vapor es:

$$W_s = 18,800 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Para encontrar el número de tubos que tendrá con tubo de níquel de 2" ϕ 16 BWG los siguientes datos:

$$A_s = 0.01636 \text{ pies}^2$$

$$Q = 0.294 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg.}}$$

de donde $n \text{ tubos} = \frac{0.294}{0.01636} = 60 \text{ tubos}$

Ahora sí se puede saber que cantidad de vapor va en cada tubo por unidad de perímetro o sea el valor

$$\Gamma = \frac{18\,800}{60} \frac{12}{\pi} \frac{16}{2} = 575 \frac{16}{\text{hr pie}^2}$$

$$\left(\frac{4 \Gamma}{\mu^2} \right)^{0.4} = \left(\frac{4 \cdot 575}{2.42 \cdot 0.22} \right)^{0.4} = 30$$

$$\left(\frac{k^3 p^2 g}{\mu^2} \right)^{1/3} = 7380$$

de donde el coeficiente de película para el vapor dentro de los tubos es:

$$h_o = 0.0077 \times 30 \times 7380 = 1700 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Ahora tenemos que hallar el valor del coeficiente individual de transmisión de calor por dentro de los tubos, donde como antes se mencionó se tienen 2 fases.

Aquí el cálculo se hará de la siguiente forma:

$$h_{io} = \frac{k}{D} \cdot 0.027 \cdot Re'^{0.8} \cdot Pr^{0.4}$$

donde Re' = número de Reynolds modificado

La modificación en el Reynolds toma en cuenta la existencia de 2 fases, por lo que su ecuación será:

$$Re' = \frac{W_s \cdot V_m}{\mu}$$

donde $V_m = \frac{V'_m - V_{liq.}}{\ln \frac{V'_m}{V_{liq.}}}$

donde V'_m : volúmen específico de la mezcla.

$V_{liq.}$: volúmen específico del líquido.

$$V_m = \frac{1.825 - 0.0125}{\ln \frac{1.825}{0.0125}} = 0.366$$

Calculando el Reynolds modificado:

$$Re' = \frac{14800 \cdot 0.366}{0.0125} = 421\,000$$

$$Re' = 31,600$$

Ahora tenemos que encontrar el Prandtl

$$Pr^{0.4} = \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{0.4} = \frac{0.87 \cdot 0.83}{0.423} = 1.248$$

Con estos valores se obtiene el valor del coeficiente individual de transmisión de calor por dentro de los tubos:

$$h_{io} = 2.92 \cdot 0.027 \cdot 31600 \cdot 1.248$$

$$h_{io} = 3140 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Para material de níquel el valor $\frac{L}{k} = 0.0000546$

Ahora se puede encontrar el coeficiente total de transmisión de calor U

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{3140} + \frac{1}{1700} + 0.0000546$$

$$U = 1100 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

De este valor se puede observar que el coeficiente total de transmisión de calor es muy alto, ello es debido a las grandes velocidades que se alcanzan en la zona mixta de ebullición donde vemos -- que el coeficiente individual de transmisión de calor es casi el doble -- que el mismo coeficiente por el lado del vapor.

En otras palabras pudiera ser que el valor de "U" -- estuviera controlado por la resistencia a la transmisión debida al -- vapor ó a la pared, en vez de ser controlada por el fluido que va por dentro de los tubos.

Con el valor de "U" se procede a determinar el área del equipo:

$$\text{Area} = \frac{Q_t}{U \Delta T}$$

$$Q_t = 18000 \cdot 839.2 = 15.1 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\Delta T = 386 - 310 = 76 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Area} = \frac{15\,100\,000}{76 \times 1100} = 182 \text{ pies}^2$$

$$\text{Longitud de tubos } L = \frac{182}{\pi \cdot 0.143 \cdot 60} = 6.25 \text{ pies}$$

Quedando finalmente la calandria como sigue:

Alimentación: 83500 lb/hr

Concentración inicial: 30% en peso

Concentración final: 36% en peso

Agua evaporada: 14,600 lb/hr

Calor transmitido: 15.1×10^6 BTU/hr

U limpia: 1100 $\frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$

Area: 182 pie^2

Longitud de tubos: 8 pies

Número de tubos: 60

OD: 2" 16 BWG

Material: Cuerpo de fierro fundido y tubos de níquel

RV-1 3) Domo del post-evaporador

Calculamos para condiciones del doble de evaporación de lo que se esperaba:

$$\Delta W = 14,800 \times 2 = 29,600 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$v = 0.3 \sqrt{\frac{\rho_H - \rho_G}{\rho_G}}$$

$$\rho_H = 79 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \quad \rho_G = \frac{1}{10.2} = 0.0982 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$v = 0.3 \times 28 = 8.4 \frac{\text{pies}}{\text{seg.}}$$

$$\Delta W = 29600 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 8.3 \frac{\text{lb}}{\text{seg.}} \cdot 10.2 \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}} = 84.5 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg.}}$$

$$\text{Area de sección} \frac{84.5}{8.4} = 10 \text{ pies}^2$$

Diámetro 3.58 pies

Altura 6 pies

Espesor 3/8"

Presión de trabajo 2.11 kg./cm² manométricos

Lámina de acero al carbón.

F-1 PRIMER EVAPORADOR INSTANTANEO DE SOSA.

Este equipo se halla situado a la descarga del post-evaporador y concentra la sosa desde 36.2% hasta 37.5% trabajando a una presión de 0.4 kg. / cm² manométricos, que es la presión a la cual trabaja la calandria del primer efecto del pre-evaporador de sosa, así pues este vapor se aprovechará en este equipo.

$$P_s = 0.4 \frac{\text{kg.}}{\text{cm}^2}$$

$$T_s = 105^\circ \text{C}$$

$$W_t = 25,000 \left(\frac{1}{36.2} - \frac{1}{37.5} \right) = 2250 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

De la gráfica del Chemical Engineering Diciembre - 1963 Pg. 165, tenemos para un factor de decontaminación de 100 lo siguiente:

$$G = 880 \frac{\text{lb}}{\text{hr pie}^2} \quad A = \frac{3250}{880} = 2.65 \text{ pies}^2$$

$$D = \sqrt{0.785 \cdot 2.65} = 2 \cdot 0.915 = 1.83 \text{ pies}$$

Diámetro: 2"

Altura: 6"

Placa: $\frac{1}{4}$ "

Acero al carbón

Presión de trabajo: 0.4 kg./cm manométricos.

F-2 SEGUNDO EVAPORADOR INSTANTANEO DE SOSA.

$$\text{Entrada: } 68500 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\text{Salida: } 62500 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\text{Evaporación: } 4000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$P_t = 177.8 \text{ mm. Hg}$$

$$T_s = 64 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$V_s = 10.5 \frac{\text{pies}^3}{\text{lb}}$$

$$W = 66.6 \frac{\text{lb}}{\text{min.}}$$

$$\text{Factor de contaminación} = 100$$

$$G = 410 \frac{\text{lb}}{\text{pie}}$$

$$A = \frac{4000}{410} = 9.76 \text{ pie}^2$$

Diámetro = 3.5 pies

Altura = 6 pies

Placa $\frac{3}{4}$ "

Acero al carbón.

Relevado de esfuerzos.

A-1 ASENTADOR DE SOSA EN CALIENTE.

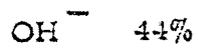
Para el diseño se efectuaron pruebas de laboratorio de asentamiento, resultando los siguientes datos:

Tabla A

(min)		Z(cm)
0	17.80
3	13.45
5	12.20
6	11.20
7	10.30
9	8.99
10	8.41
11	8.03

12	7.50
13	6.91
14	6.55
16	6.00.
18	5.61
20	4.42
22	5.25
24	5.05
28	4.87
32	4.69
40	4.60
45	4.60

Análisis muestra:



$$T = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

De aquí tenemos:

$$Cl = \frac{C_o \cdot Z_o}{Z_i} \quad v = \frac{dZ}{d\Theta}$$

493 g. solución al 40%

7 g. de sólidos.

$$\rho = \frac{1.437 \text{ g. de sólidos}}{\text{ml.}}$$

$$\frac{493}{1.437} \quad 345 \text{ ml.} = 0.345 \text{ lt.}$$

$$Co = \frac{7 \text{ g.}}{0.345 \text{ lt}} = 20.3 \frac{\text{g}}{\text{lt.}}$$

$$Zo = 17.8 \text{ cm.}$$

$$CoZo = 362 \frac{\text{g-cm}}{\text{lt.}}$$

$$Ci = \frac{362}{Z_i}$$

Con ello se obtiene la tabla B.

(min)	Zi (cm)	V (cm/min)	Tabla B.		$\frac{1}{Cl}$ (g/l)	$\frac{1}{Cu}$ (g/l)	$\frac{L1 Cl}{S}$ (cm/min) 1/g
			Cl (1/g)	1/Cl (g/l)			
5	17.3	1.63	21.6	0.0476	0.0349	52.9	
10	13.6	0.524	26.6	0.0376	0.0249	23.8	
15	10.45	0.284	34.6	0.0289	0.0162	19.8	

20	7.55	0.108	48.0	0.0208	0.0081	15.1
25	6.5	0.0588	55.6	0.0180	0.0053	12.55
30	5.9	0.0376	61.3	0.0163	0.0036	11.8
33	5.4	0.0230	67.1	0.01536	0.00266	9.75
35	5.2	0.0173	69.7	0.0144	0.0017	11.5
40	4.9	0.0083	74.0	0.0135	0.0008	11.7
50	4.6		78.9	0.0127	0.0000	

$$\frac{L1 Cl}{S} = 9.75 \frac{cm/min}{l/g}$$

$$(L1 Cl)_{\text{tr}} = 7 \text{ tn } 10^6 \frac{g}{\text{tn}} = 7 \times 10^6 \text{ g/día} \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hrs.}} \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min.}} = .00486 \times 10^6 \text{ g/min.}$$

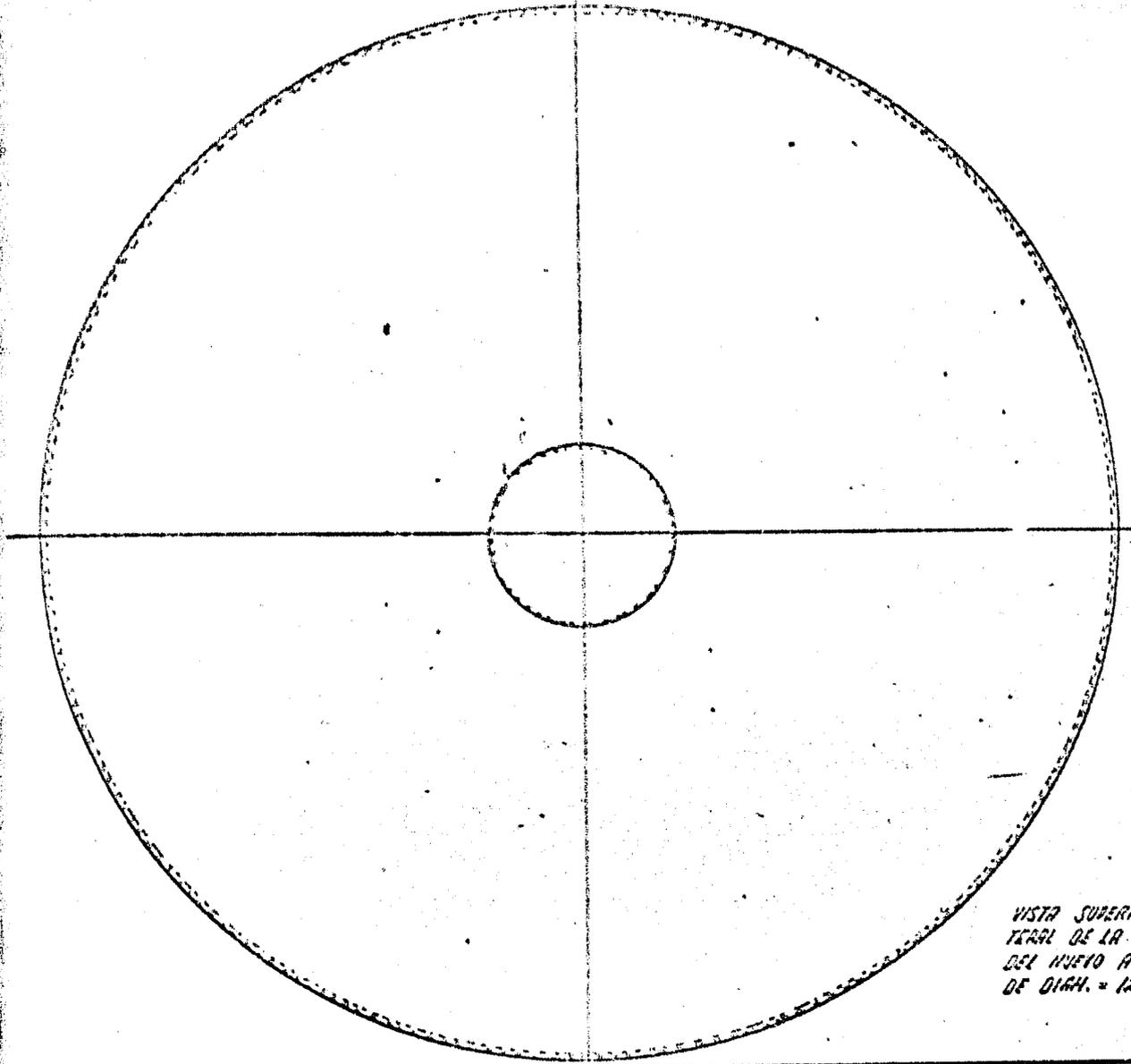
$$\frac{L1 Cl}{S} = S = \frac{4860}{9.75} = 499 \text{ lt./cm.}$$

de donde para hallar el área tenemos:

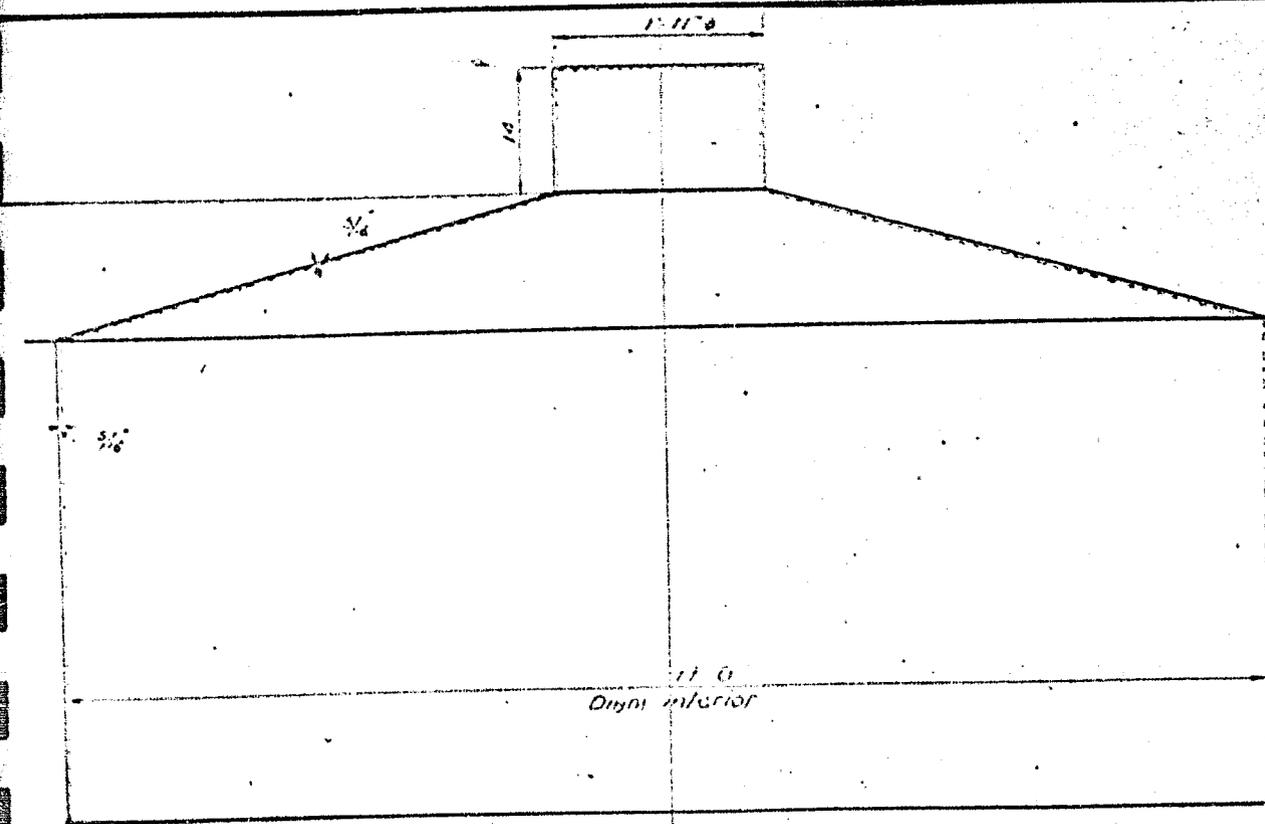
$$S = 499 \text{ l/cm} \times 1000 \text{ cm} / 1 = 490 \times 10^3 \text{ cm}^2 \frac{1 \text{ m}^2}{10 \text{ cm}^2}$$

$$S = 49.9 \text{ m}^2$$

$$D = 7.09 \text{ m}$$



VISTA SUPERIOR Y LA-
TERAL DE LA CÁMERA
DEL NUEVO ASENTADOR
DE DIAM. = 12" - 0"



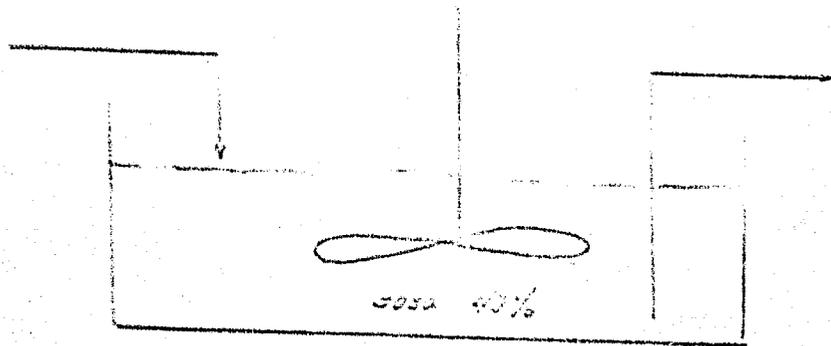
Vista inferior

TABLE B

	Z_i	V	b_i	$1/b_i$	$1/b_i^2$	$1/b_i^3$	$1/b_i^4$
n	corr.	corr / ratio	$1/4$	$3/4$	$9/16$	$27/64$	$81/256$
5	1.3	1.6300	21.0	0.0476	0.0229	0.0112	52.9
10	13.6	0.5740	26.6	0.0376	0.0270	0.0202	23.7
15	19.5	0.2870	34.6	0.0289	0.0345	0.0422	12.1
20	23	0.1900	43.0	0.0233	0.0430	0.0591	15.1
25	25	0.0923	55.6	0.0180	0.0553	0.0823	12.6
30	29	0.0386	61.3	0.0163	0.0635	0.0925	11.3
35	34	0.0230	67.1	0.0154	0.0714	0.0925	9.8
40	3.2	0.0173	69.7	0.0144	0.0817	0.0917	11.5
45	4.9	0.0093	74.0	0.0135	0.0908	0.0908	11.7
50	4.6		78.9	0.0127	0.0999	0.0999	∞

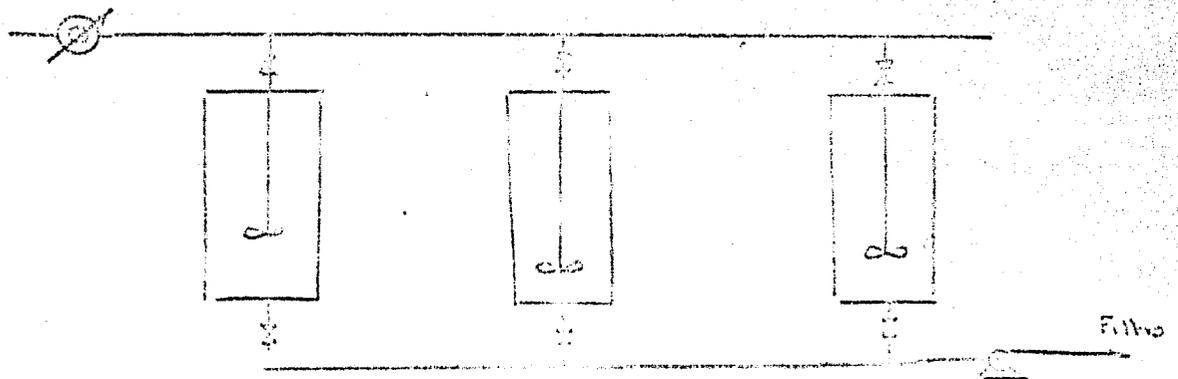
AG-1 y TA-2 SISTEMA DE AGITACION.

Mecanismo de agitación en tanques de sosa concentrada



Para el estudio se tiene:

Na OH	40%	8.82	T/D	CO
Na CO	0.5%	5.76	T/D	SO
Na SO	0.05%			



$$W = \frac{25000}{0.4} = 62,500 \text{ lb/hr}$$

Temperatura de entrada: 35°C

$$\rho = 1.44 \times 62.3 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 1.4 \text{ c.p.}$$

$$Q = 62500 \text{ lb/hr} \quad \text{hr}/3600 \text{ min} \quad \text{pie} / (1.44 \times 62.3) = 0.1932$$

$$Q = 0.1932 \text{ pie /seg.} \quad 7.48/\text{pie} \quad 60 \text{ seg./min} \quad 86.75 \text{ gpm.}$$

$$Q = 85.90 \text{ gpm.}$$

Tanques actuales:

Diámetro 25 pies

Altura 15 pies

$$\text{Diám. } 25/3.28 = 7.621 \text{ m.}$$

$$\text{Altura } 15/3.28 = 4.57 \text{ m.}$$

$$\text{Vol.} = 0.785 \times 7.621 \times 4.57 = 208.48 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol.} = 55,080 \text{ galones.}$$

Para efectuar una simulación del proceso de agitación se efectuaron pruebas a escala en el laboratorio, para ello se dispuso de un agitador de paletas de 3" de diámetro con velocidad graduable y se procedió a efectuar varios cálculos con distintas relaciones

de diámetro de impulsor a diámetro de recipiente. Se escogieron agitadores axiales, como la figura 22 del "Unit Operations" de Brown, obteniendo los siguientes resultados:

Agitación en tanques de sosa concentrada:

$$\frac{D_t}{D_i} = 2.75 \quad (\text{Chem. Eng. 1264 "Mixing"})$$

$$D_i = 9.08 = 2.77 \text{ m.}$$

Estimación de la velocidad de giro adecuada.

Se hicieron pruebas en el laboratorio reproduciendo las condiciones del proceso, obteniendo los siguientes datos:

Diámetro del impulsor del laboratorio $3'' = 7.63 \text{ cm.}$

Velocidad de la prueba $100 \text{ rpm} = 1.66 \text{ rps.}$

$$\frac{L_l \cdot N_l \cdot S}{Z} = 630$$

$$\frac{N_p}{N_l} = \left(\frac{L_l}{L_p} \right)^{0.56}$$

Siendo N_p número de revoluciones del agitador en proceso

N_l número de revoluciones del agitador en el laboratorio.

L_l longitud del agitador en el laboratorio.

L_p longitud del agitador en el proceso.

$$L_l = 0.25 \text{ pie} \quad L_p = 9.09 \text{ pie}$$

$$N_l = 1.66$$

$$N_p = 0.133 \times 100 = 13.3 \text{ rpm.} \approx 14 \text{ rpm.}$$

$$n = 14/60 = 0.233 \text{ rps} \quad D_i = 9.08$$

Con ello podemos calcular el número de Reynolds:

$$Re = \frac{0.233 \cdot 9.08 \cdot 89.5}{0.01475} = 116\,000$$

Del catálogo del libro "Unit Operations" del autor Brown se tiene

$$\phi_p = .50 \text{ para agitador axial número 22.}$$

Con estos datos es posible calcular la potencia requerida por este agitador:

$$\text{Potencia} = \frac{0.5 \cdot 89.5 \cdot 0.233 \cdot 9.08}{32.2} = 1100 \text{ lb/seg.}$$

$$\text{Potencia} = 2 \text{ HP.}$$

Corregido por disimilitud se tiene una potencia de $0.87 \cdot 2 = 1.67 \text{ HP.}$

Como hemos calculado en base de experiencias realizadas en el laboratorio se puede pensar en el uso de otros factores de la relación D_t/D_i por lo que para las siguientes relaciones, el mismo cálculo anterior se repite:

$$D_t/D_i \quad 3.5$$

$$\text{Potencia consumida} \quad 0.967 \text{ HP.}$$

$$\text{Corregida por disimilitud} \quad 0.903 \text{ HP.}$$

$$\text{Con la relación } D_t/D_i \quad 4.0$$

Potencia consumida .663 HP.

Corregida por disimilitud 0.650 HP.

En resumen las alternativas calculadas son:

D_t/D_i	D_i	Velocidad (rpm)	Potencia teórica
2.75	2.77 m.	14	1.666
3.50	2.17 m.	16	0.903
4.00	1.90 m.	17	0.650

La alternativa escogida fué la primera de ellas:

Diámetro del impulsor: 2.17 m.

Velocidad 16 rpm.

Velocidad periférica 358 pies por minuto

Tipo axial (4 paletas a 90 grados)

Distancia del fondo: $0.4 \cdot 2.17 = .87$ m.

Ancho de la paleta : $0.25 D_i = 55$ cm.

Motor 3HP.

Sin manpáras.

Costo 17,000.00 por tanque.

FILTRO DE HOJAS DE SOSA AL 40%.

Este filtro se encuentra instalado en la línea de descarga del asentador, su función es eliminar el resto de sólidos que todavía pudiera llevar la sosa, por ello es que su capacidad se planea para el 1% de sólidos, los datos para este filtro son los siguientes:

Sólidos alimentados: 623 lb/hr.

Márgen de seguridad: 748 lb/hr.

Sólidos por separar: 550 lb/hr.

Densidad de lodos separados: 38 lb/pies³

Volúmen de lodos separados por hora: 6.23 pies³

Gasto manejado: 62,500 lb/hr.

Area de filtración: 80 pies²

Material: Acero al Carbón.

Tipo: De hojas

Medio de filtración: Telas resistentes a la corrosión y desgarramiento.

Equipo auxiliar: Tanque de filtrado y tanque de agua limpia .

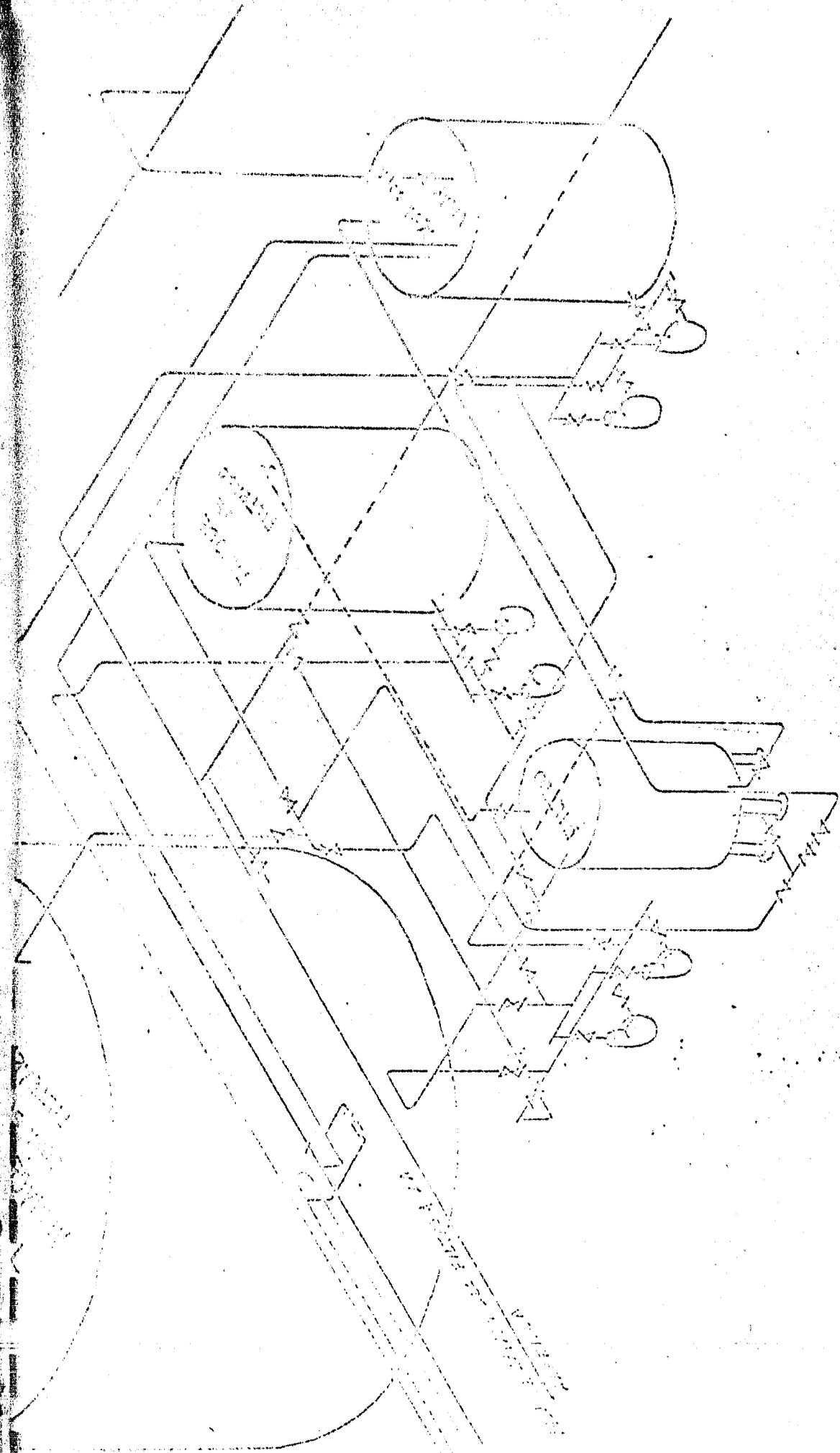


Fig. 13.-ISOMETRICO PARA OPERACION DEL SISTEMA DEL FILTRO DE SOSA CONCENTRADA.

CALENTADOR DE SOSA CONCENTRADA.

Fluido manejado: Sosa al 40%

Tipo de calentador: Concéntrico.

Tuberías: Exterior de 4", interior de 2½"

Calor transmitido: 625,000 BTU/hr

Medio de calentamiento: Vapor

Coefficiente total de transmisión de calor: 113 BTU/(hr pie F)

Coefficiente individual de transmisión de calor por el lado de la
sosa: 122 BTU/(hr pie F)

Coefficiente individual de transmisión de calor por el lado del
vapor: 1,500 BTU/(hr pie F)

Material: Acero al carbón.

Juntas: Con expansión, bridadas.

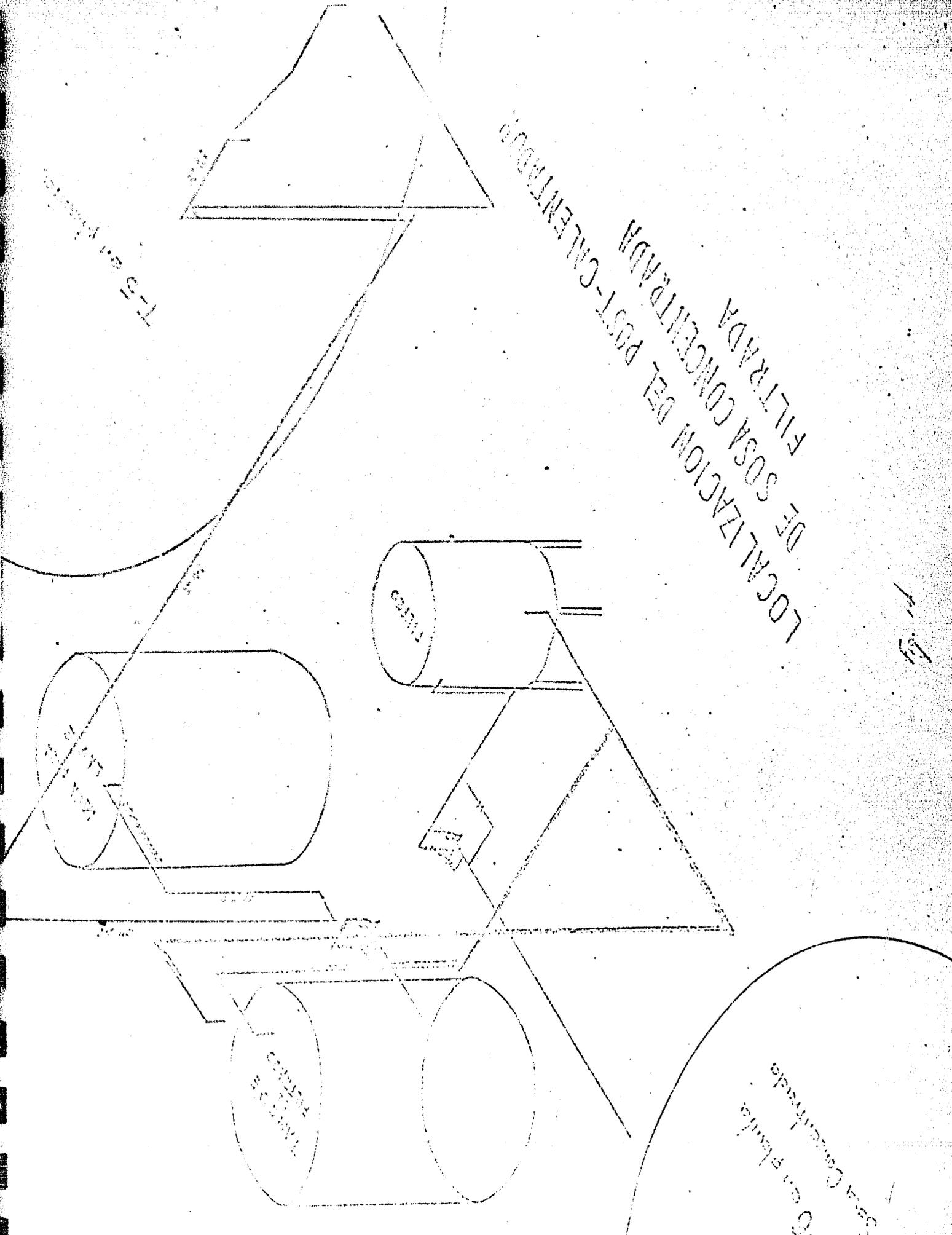
Area: 29.6 pies

P exterior 0.70 kg./cm. manométricos.

P interior 0.10 kg./cm. manométricos.

LOCALIZACION DEL POST-CALENTAMIENTO
DE SOSA CONCENTRADA
FILTRADA

Fig. 1



1-5 en planta

5-9 en planta
Sosa Concentrada

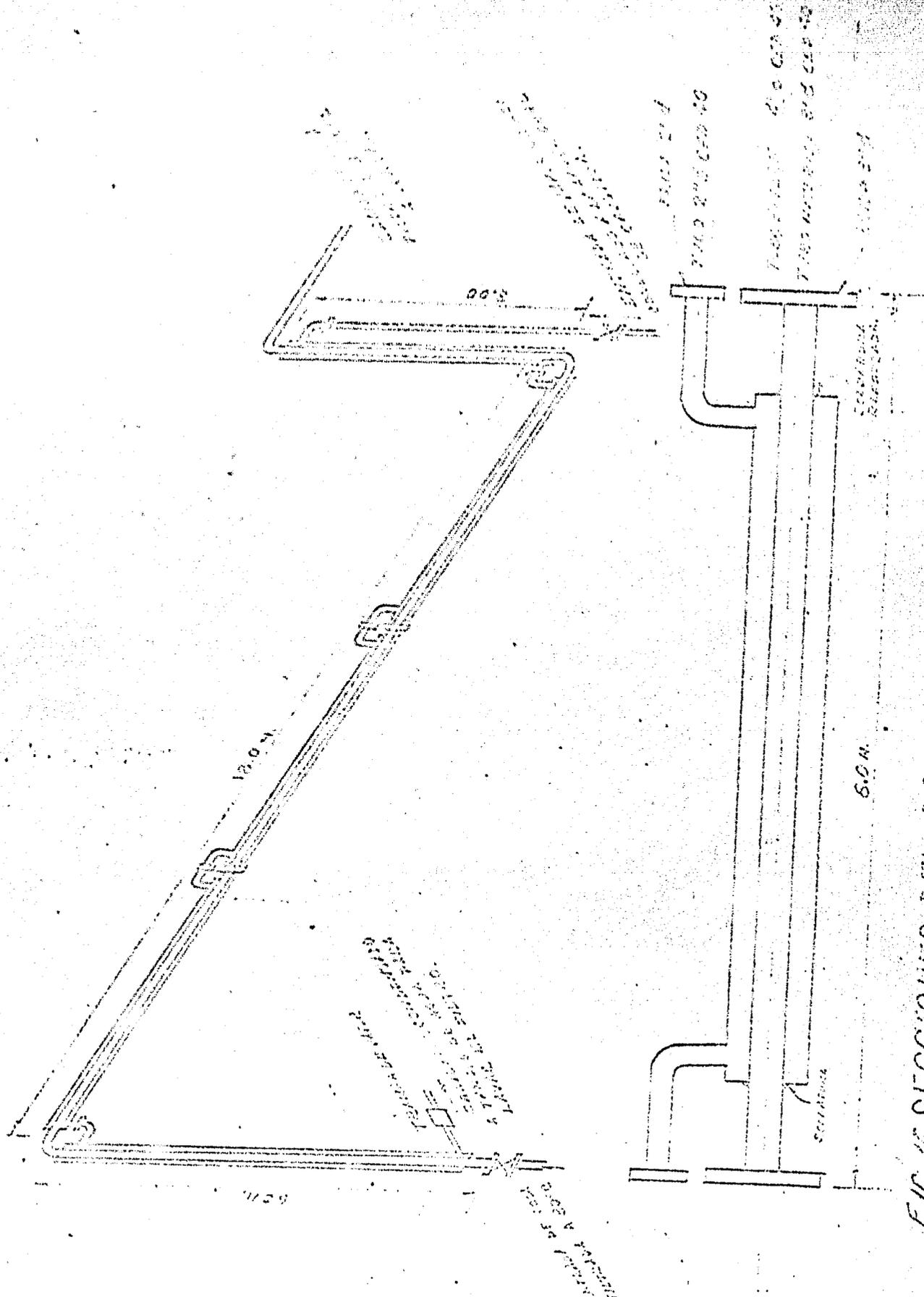


FIG. 13. SECCIONES DEL POST-CALENTADOR

CAPITULO V.- INVERSION DE LA AMPLIACION.

La inversión de esta ampliación se calculará, de acuerdo con los gastos reales que se tuvieron.

En primer lugar se encuentra la inversión fija:

1).- Bomba de alimentación al tanque balance	\$ 16,600.00
2).- Bomba del tanque balance a la calandria - del post-evaporador	17,650.00
3).- Tanque balance	50,000.00
4).- Precalentador del post-evaporador	80,000.00
5).- Calandria del post-evaporador	130,000.00
6).- Domo del post-evaporador	129,000.00
7).- Instantáneo recuperador	28,000.00
8).- Instantáneo enfriador	30,000.00
9).- Asentador de sosa	50,000.00
10).- Bomba del instantáneo enfriador al asentador	14,000.00
11).- Bomba de lodos de asentadores nuevos a los - asentadores viejos	8,000.00
12).- Bomba de líquido claro del asentador a los - agitadores	8,000.00

13).- Enfriador concéntrico	\$ 20,000.00
14).- Sistema de agitación	25,000.00
15).- Bomba para llevar al filtro	8,000.00
16).- Filtro e instalaciones	150,000.00
17).- Bomba de lodos del filtro	6,500.00
18).- Bomba de sosa clara a tanques de ventas	14,000.00
19).- Post-calentador concéntrico	7,500.00
20).- Tuberías y soportes	<u>50,000.00</u>
TOTAL DE LA INVERSION EN EQUIPO.....	<u><u>\$ 832,250.00</u></u>

Esta inversión no ha considerado la instalación de este equipo, tomando un valor del 45% recomendado por el autor Vildbrandt para este tipo de instalaciones se tiene:

$$\text{Inversión} + \text{Instalación} = 1.45 \times 832,250.00 = \$ 1,205,000.00$$

Los siguientes costos del proyecto se han tomado de la situación real en cuanto a evaluación de Ingeniería y Supervisión los demás costos: Aislamiento, Instrumentación, Pintura, y Seguros se han tomado como un porcentaje de la inversión en equipo.

Ingeniería	\$ 30,000.00
Aislamiento (3%)	36,000.00
Instrumentación (3%)	36,000.00
Pintura (1%)	12,000.00
Seguros (1%)	12,000.00
Supervisión	<u>48,000.00</u>
	\$ 174,000.00
La inversión fija total	\$ <u><u>1.379,000.00</u></u>

Se tiene también que considerar que como consecuencia del aumento de producción, se tendrán gastos variables mayores por concepto de:

INCREMENTO EN EL CONSUMO DE VAPOR.

Se consumirán cantidades de vapor extras en los calentadores del sistema de post-evaporación, este vapor es de --- 14.2 kg./cm^2 . El gasto de este vapor será de 35,000 lb/hr en promedio. Este vapor después se aprovechará como vapor de - - 4.2 kg/cm^2 , pero para considerar la situación menos ventajosa - desde el punto de vista económico se considerará como un gasto -

adicional.

W_s 35,000 lb/hr 38.2 T/D

Costo de vapor \$ 20.00/T

Costo diario incrementado de vapor \$ 764.00.

Los incrementos por concepto de energía eléctrica, mano de obra, y mantenimiento, resultantes de las nuevas instalaciones representan un costo adicional de \$ 200.00/D.

Con esto se puede decir que los costos anuales para el proyecto basado en un consumo de: Na_2CO_3 por tonelada producida de Na OH es de 1.6.

Costos anuales del proyecto :

Amortización	\$ 137,900.00
Vapor	280,000.00
Materia prima	6,739,200.00
Costos adicionales	<u>72,000.00</u>
COSTO TOTAL ANUAL DEL PRO- YECTO.....	<u><u>\$ 7,229,100.00</u></u>

El análisis de estos costos muestra que el principal desembolso será el de materia prima, esta materia prima es producida en la misma planta, por lo que en el proyecto se debe de -- considerar que se han logrado colocar de 30 a 40 toneladas de carbonato de sodio, al mismo precio que tiene éste en el mercado.

Con un aumento de producción de un 15% tomando -- en cuenta la ganancia que se tiene al vender una tonelada de sosa -- cáustica, la utilidad anual que representa esta adición es de: - - - \$ 7.200,000.00; Con lo que aparentemente no se justificaría la inversión propuesta, pero se debe pensar que la planta está au- - mentando su propio mercado en carbonato de sodio de 30 a 40 toneladas diarias, lo cual le rinde una utilidad que pudiera hacer este proyecto atractivo para la Dirección General de la Empresa.

Los comentarios finales y problemas que se presen taron en el arranque y operación del equipo propuesto serán el tema del próximo capítulo.

CAPITULO VI. - PROBLEMAS DE ARRANQUE Y -
CONCLUSIONES.

Este capítulo tiene como finalidad ver en este proyecto de ampliación los diferentes tipos de problemas, ya no de cálculo sino de operación de un equipo propuesto de acuerdo con una base científica, sin embargo en esta base científica, se ha puesto poca atención en algunos detalles, los cuales han tenido que ir arreglándose para el buen funcionamiento de la ampliación propuesta.

El equipo de esta ampliación prácticamente comienza por el tanque balance de alimentación al post-evaporador, este tanque fué diseñado con objeto de obtener una alimentación uniforme al equipo de post-evaporación, sin embargo en este equipo se colocó un medidor de nivel que tuvo muchos problemas debido a incrustaciones que modificaban las lecturas, teniendo en varias ocasiones derrames, aún cuando el medidor de nivel indicaba una condición de operación correcta.

También se encontró que los condensados del nuevo equipo de post-evaporación; (a una presión de 14.2 kg./cm) - que se alimentaban a un tanque de nivel para después alimentar a un instantáneo a 4.2 kg/cm para recuperación de calor, no se evaporaban como se esperaba, sino que fué necesario dividir la alimentación del condensado de cada calentador del post-evaporador y con ello se pudo alimentar a 2 niveles, este tanque.

Para remediar esta situación hubo necesidad de cambiar la presión del (instantáneo) de condensados, dejándole a 2.11 kg/cm , para alimentar con el vapor aquí producido a la calandria del pre-evaporador. Esto compensó la falla del instantáneo recuperador de sosa que como se verá más adelante no fué posible instalar.

Continuando con el proceso planeado, se encontraron defectos en la fundición de los cuerpos de la calandria y el precalentador del post-evaporador. Estos equipos tenían porosidades que provocaron fugas de vapor de 14.2 kg/cm , bastante considerables.

El arreglo de estos equipos se efectuó en la planta, quedando satisfactorio y listo para operar.

Después en la construcción del domo del post-evaporador se encontró que al probar el recipiente volvía a tener defectos de fundición principalmente porosidad. Se efectuó la primera prueba y se descubrió una cuarteadura en el mismo equipo. Se acudió al proveedor el cual prometió enviar otro equipo similar y previamente radiografiarlo, en esta ocasión se volvieron a encontrar fugas pero menores, por lo que fué necesario darle un trabajo maquinado en la planta.

El domo del post-evaporador está constituido por dos partes, la primera de ellas es un cono y adaptado con bridas se encuentra la segunda parte que la cilíndrica. En esta unión brida se tuvo también problemas de fugas constantes.

Fuó necesario instalar empaques de hule, con objeto de no tener estas fugas.

El instantáneo recuperador de sosa, definitivamente no pudo funcionar debido a que la diferencia de presiones domo-instantáneo es lo suficientemente grande como para que la sosa inunde el instantáneo sin tener oportunidad de evaporarse, así pues en operación, este equipo que estaba conectado al pre-evaporador ocasionaba fuertes arrastres de sosa con algo de vapor que iban a dar a la calandria del pre-evaporador. Este error pudo haber ocurrido por no considerar que la sosa en un momento dado pudiera llegar a ocupar un volúmen mayor que el volúmen encontrado para el instantáneo recuperador. Desde el punto de vista de transmisión de calor el cálculo estuvo correcto, sin embargo desde el punto de vista hidráulico, se pudo incurrir en un error.

Para subsanar este problema, se cerró la descarga de vapor de este instantáneo y se dejó como cámara de paso, esta modificación también afectó al instantáneo enfriador pues, este equipo en lugar de trabajar al vacío, con objeto de no caer en la misma situación anterior, de una gran caída de presión, se trabaja a la presión atmosférica.

Saliendo de este sistema de post-evaporación, donde los cálculos de transferencia de calor estuvieron muy acertados -- con las condiciones reales de operación, la sosa va a un sistema - de asentadores.

Este sistema de asentadores trabaja para asentar lo dos de carbonatos y sulfatos, con objeto de eliminar estos sólidos y no llegar en concentraciones elevadas al filtro pulidor. Estos - asentadores de campana deberían eliminar casi todos los sólidos - dejándolos a una concentración de 1% que fué la base del cálculo - para diseñar el filtro pulidor.

Por problema de variación en el trabajo de los de-- cantadores y lavadores a la entrada del pre-evaporador, la concentración de sólidos fué mayor de la prevista, tanto así que fué necesario aumentar la tubería de descarga del instantáneo enfriador - desde 3" hasta 6" debido a las constantes obstrucciones de la línea.

Ahora bien el problema ha repercutido en el funcionamiento del filtro pulidor, pues éste estuvo calculado para eliminar una pequeña parte de sólidos de aquí su nombre de "pulidor", sin embargo se estaba alimentando sólidos en concentraciones arriba del 5% por lo que sus ciclos de operación eran demasiado cortos.

Los cambiadores de calentador concéntricos han trabajado a la perfección dando los resultados que se deseaban obtener, tanto para calentar como para enfriar la sosa que va a los tanques de ventas.

También se presentó algún problema con la instalación del equipo debido a pocos estudios sobre cimentación que luego hubo que remediar provocando un nuevo retraso en el proyecto.

CONCLUSIONES.

- 1). - El cálculo exclusivamente matemático de la ampliación proyectada, fué correcto y se apega a los datos obtenidos en la operación real del sistema.

2).- Como en cualquier proyecto hubo detalles rela
cionados con el cálculo que fueron incorrecta-
mente estimados, por ejemplo el porcentaje -
de sólidos que llegan al filtro. Esto lógica---
mente provoca que un equipo calculado no pueda
operar como se esperaba.

3).- Cada vez que el equipo fué perfeccionandose tu-
vo repercusiones en disminución de producción,
debido a factores lógicos de suponer: paro par
cial de los equipos de evaporación, cuadrillas -
trabajando en reparación, vapor desperdiciado,
etc.

Esta situación duró cerca de ocho meses, en po
der trabajar en condiciones más o menos norma
les, lo cual representa un alto costo, difícilmen
te evaluable, en pérdida de calidad y cantidad -
de producción. Sin embargo una vez pasado es-
te período de prueba se ha logrado un sensible -
aumento de producción.

4).- Se puede decir que el principal defecto del proyecto fué por parte de los proveedores de equipo, que en este caso en particular no reunieron la calidad necesaria para la realización de esta ampliación.

En varios equipos se encontró problemas de mala calidad en la fundición de las piezas constituyentes del proyecto. Estas fallas deben solucionarse poniendo particular atención a la inspección técnica del equipo recibido.

5).- Dentro del aspecto hidráulico es difícil prever cuáles serán las condiciones de operación, pues éstas son muy variables. Sin embargo conviene tener en cuenta que para el funcionamiento de cualquier proyecto es importante estar bien calculado desde los puntos de vista: técnico, mecánico, civil y químico, pues si alguno de estos se descuida el equipo presentará problemas de - - arranque y operación.

6).- Cuando proyectos de dimensión e importancia del aquí expuesto se van a poner en marcha, se requiere una integración completa del elemento técnico en sus diferentes ramas para la obtención de resultados positivos.

Por otra parte, en la instalación de nuevos proyectos que van a mejorar instalaciones ya existentes el problema de mantenimiento por parte de la Empresa ocasiona pérdidas de tiempo y dinero que deben ser tomadas en consideración. Para finalizar es conveniente agregar que cualquier instalación es susceptible de ser mejorada, pero para esta mejoría es necesario tener en cuenta todos los factores aquí mencionados y sabiendo de antemano que habrá problemas en el arranque y nuevos desembolsos de capital.

La experiencia obtenida en este proyecto evitará en los futuros, desembolsos extras de capital debido a contingencias no previstas.

CAPITULO VII. - BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Brown G. G. Unit operations. John Wiley and Sons, Inc. New York. 1955.
- 2.- Buffa E. S. Models for production and operations management. John Wiley and Sons, Inc. New York, 1963.
- 3.- Chilton C. Cost Engineering in the process Industries. Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York, 1960.
- 4.- Coates J. and Pressburg S. Heat Transfer Principles Part III. Reprinted for Chemical Engineering Copyright 1960 by Mc. Graw Hill Publishing Co.
- 5.- Foust A. Principles of Unit Operations. John Wiley and Sons. Inc. New York, 1962.
- 6.- Gilmour C. H. Shortcut to Heat Exchanger Design. Reprinted by Chemical Engineering. Mc. Graw Hill Publishing Co. Inc. New York, 1954.

- 7.- Lyle O. The efficient use of steam H. M. Stationery Office. London, 1963.
- 8.- Mc Cabe W. L. and Smith J. C. United Operations of Chemical Engineering, Mc. Graw Hill Book Co. - - - Inc. New York, 1956.
- 9.- Ning Heing C. "Heat Exchanger Calculations" Reprinted from Chemical Engineering Copyright ,1958, by Mc. Graw Hill Book, Publishing Company.
- 10.- Olive T. and Donatos S. " Guide to Process Instrument Elements" Chemical Engineering 64 No. 6. Mc. Graw Hill Publications.
- 11.- Perry S. H. Chemical Engineers Handbook. Mc. - - Graw Hill Book Co. Inc. New York, 1950.
- 12.- Schweyer H. E. Process Engineering Economics. Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York, Toronto, London. 1955.

- 13.- Treybal R. E. Mass Transfer Operations. Mc.
Graw Hill Book Company. Inc. New York, 1955.