

**UNAM**

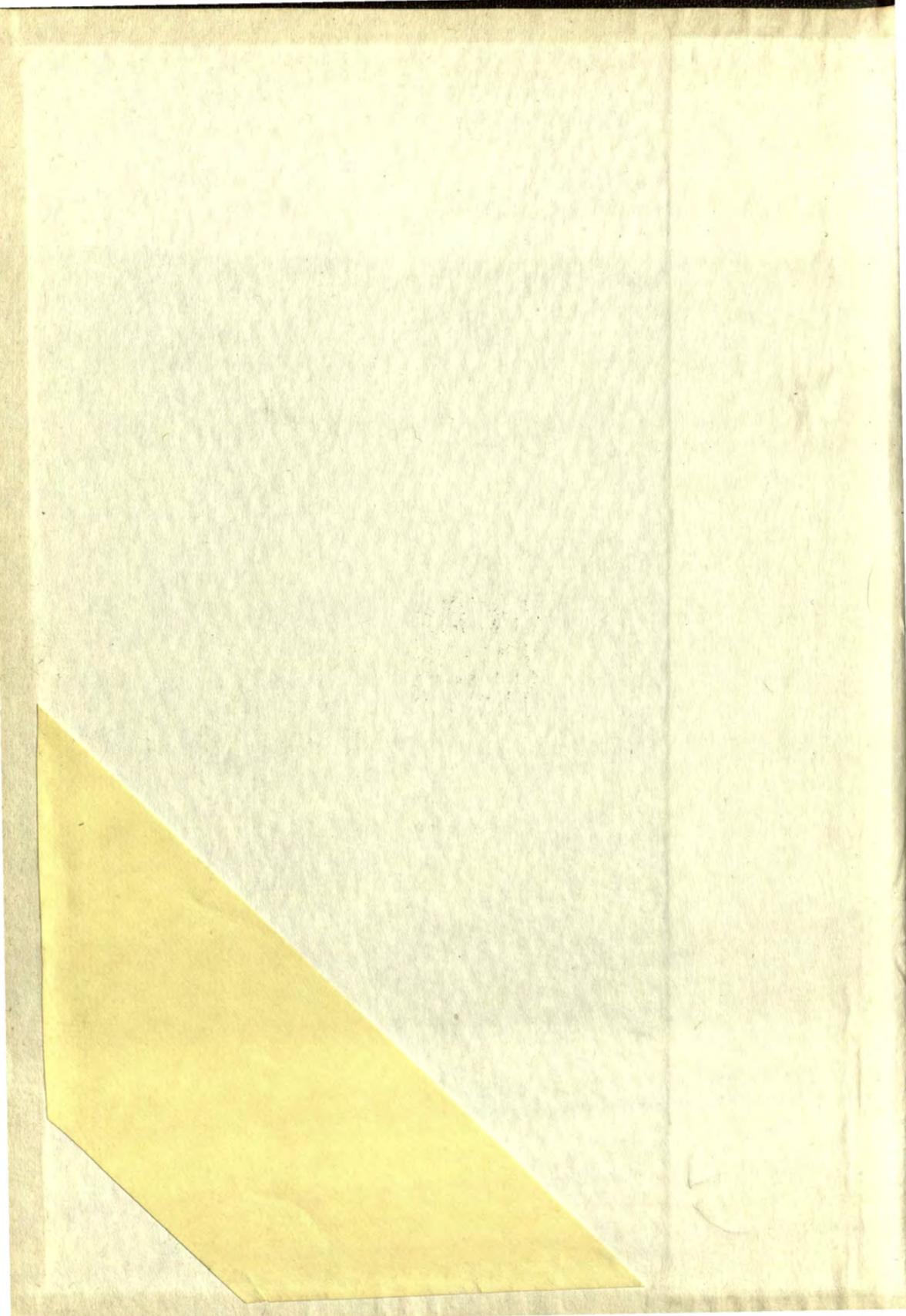


**100**

**TESIS-BCCT**

3401300  
0h3a

T-100

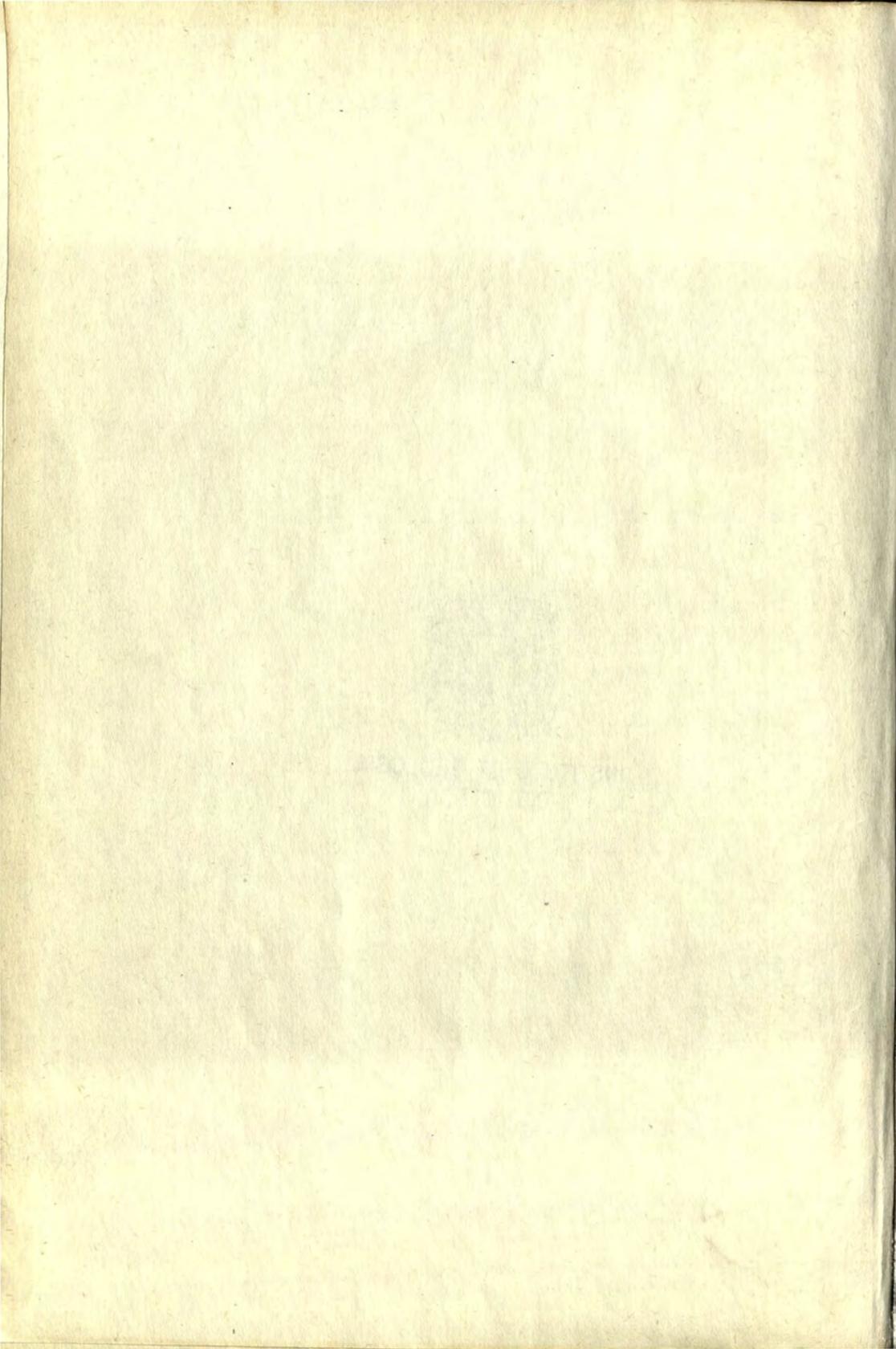




INSTITUTO DE GEOLOGIA  
BIBLIOTECA

7/106

100



10 DIC 1947

ANTEPROYECTO DE UNA FABRICA  
DE SOSA CAUSTICA QUIMICA  
ANEXA A LA PLANTA DE INDUSTRIALIZACION  
DE LAS SALES ALCALINAS CONTENIDAS EN LAS SALMUERAS  
DEL LECHO DEL ANTIGUO LAGO DE TEXCOCO



90(300)  
h3a

GUILLERMO OHEM LANCE  
MEXICO, D. F. — 1944

CLASIF. OLG 1944 II  
ADQUIS. I-106

FECHA \_\_\_\_\_

PROCED. \_\_\_\_\_

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

# ANTEPROYECTO

de una Fábrica de Sosa Cáustica Química, anexa a la  
planta de Industrialización de las sales alcalinas  
contenidas en las salmueras del lecho del  
antiguo Lago de Texcoco

## TESIS

profesional  
que presenta

GUILLERMO OHEM LANCE  
PASANTE DE INGENIERIA QUIMICA



México, D. F.

1944

484

SECRETARIA DE ECONOMIA Y FINANZAS  
ESTADOS UNIDOS MEXICANOS

890 (300)

Oh3a

INTERPROYECTO

El presente proyecto de ley tiene por objeto  
establecer el procedimiento para la  
concesión de patentes de invención  
en el campo de la industria y el comercio.

ESTADOS UNIDOS MEXICANOS

GOBIERNO FEDERAL

# INDICE

## CAPITULO PRIMERO

Introducción.—Generalidades.—Importancia de la Sosa  
Cáustica en la Economía.—Localización de la Planta..... 7

## CAPITULO SEGUNDO

Breve Descripción del Proceso y del Equipo..... 13

## CAPITULO TERCERO

Balance Material del Proceso..... 27

## CAPITULO CUARTO

Cálculo del Equipo y Principales Accesorios..... 35

## CAPITULO QUINTO

Suministro y Distribución de Agua..... 59

## CAPITULO SEXTO

Vapor y Fuerza Eléctrica..... 69

## CAPITULO SEPTIMO

Construcciones..... 79

## CAPITULO OCTAVO

Presupuestos ..... 83

## A P E N D I C E

Esquemas y Planos..... 87

# INDICE

CAPITULO PRIMERO	Introducción.—Generalidades.—Importancia de la Sosa Química en la Economía.—Localización de la Planta	7
CAPITULO SEGUNDO	Base Descripción del Proceso y del Equipo	13
CAPITULO TERCERO	Política General del Proceso	21
CAPITULO CUARTO	Cálculo del Poder y Principales Afectaciones	33
CAPITULO QUINTO	Suministro y Distribución de Agua	53
CAPITULO SEXTO	Vapor y Fuerza Eléctrica	63
CAPITULO SEPTIMO	Construcciones	73
CAPITULO OCTAVO	Equipamiento	83
CAPITULO NOVENO	Equipos y Materiales	93

## BIBLIOGRAFIA

- T. P. Hou.**—Manufacture of Soda. Reinhold Publishing Corp.—1942.
- G. Martin.**—The Salt & Alkali Industry.—Crosby Lockwood & Son. 1920.
- Perry.**—Handbook of Chemical Engineering.—Mc Graw-Hill.—1941.
- F. C. Vilbrandt.**—Chemical Engineering Plant Design.—Mc Graw Hill.—1942.
- Walker, Mc Adams, Lewis & Gilliland.**—Principles of Chemical Engineering.—Mc Graw-Hill.—1937.
- Marks.**—Mechanical Enginner's Handbook.—Mc Graw-Hill.—1930.
- Badger & Baker.**—Inorganic Chemical Technology.—Mc Graw-Hill.—1941.
- Kent's.**—Mechanical Engineer's Handbook.—John Wiley & Sons. 1937.
- Keenan.**—Thermodynamic Properties of Steam.—John Wiley & Sons.—1936.  
Process Industries Flow Sheets and Data Book.—Mc Graw-Hill.
- Roger's.**—Manual of Industrial Chemistry.—Tomo I.—D. Van Nostrand Company, Inc.—1942.
- J. R. Partington.**—The Alkaly Industry.—Bailliere, Tindall & Cox.—1925.
- Badger.**—Heat Transfer and Evaporation.—The Chemical Catalog.—1926.

# BIBLIOGRAPHIA

- T. P. Hou—Manufacture of Soda. Reinhold Publishing Corp.—  
1942
- G. Martin—The Salt & Alkali Industry—Crosby Lockwood & Son  
1930
- Part—Handbook of Chemical Engineering—McGraw-Hill—1941.
- F. C. Villbrandt—Chemical Engineering Plant Design—McGraw  
Hill—1942
- Walter, Mc Adams, Lewis & Gilliland—Principles of Chemical  
Engineering—McGraw-Hill—1937
- Moran—Mechanical Engineer's Handbook—McGraw-Hill—1936.
- Badger & Baker—Inorganic Chemical Technology—McGraw  
Hill—1941
- Kent's—Mechanical Engineer's Handbook—John Wiley & Sons  
1937
- Thermodynamic Properties of Steam—John Wiley &  
1936
- Industrial Flow Sheet and Data Book—McGraw-Hill.
- Manual of Industrial Chemistry—Tome I—D. Van Nostrand  
Company, Inc.—1942.
- F. Partington—The Alkali Industry—Butcher, Trench & Cox  
1938
- Heat Transfer and Evaporation—The Chemical Engineer  
—1936

## CAPITULO I

### INTRODUCCION.—GENERALIDADES. IMPORTANCIA DE LA SOSA CAUSTICA EN LA ECONOMIA. LOCALIZACION DE LA PLANTA.

Mientras que en el caso de los reactivos ácidos la Industria Química hace uso exclusivo del ácido sulfúrico, (salvo en aquellos casos en que, por ejemplo, sea indispensable la presencia de un anión específico), en el caso de las sustancias alcalinas son tres los reactivos que comparten el campo: La cal, el carbonato de sodio y la sosa cáustica. Ninguno de estos tres puede considerarse como dominando el mercado en absoluto. La cal, si bien la más barata de los tres, presenta la desventaja de que, siendo muchas sales de calcio de naturaleza insoluble, ésto limita su aplicabilidad. Posiblemente sea el carbonato sódico, por su precio, el reactivo alcalino más empleado, pero la sosa cáustica es sin duda la que presenta mayores ventajas. En primer lugar tenemos su elevada solubilidad que permite la preparación de soluciones fuertemente alcalinas y en segundo el que no forma fácilmente compuestos insolubles.

Sus propiedades hacen de la sosa cáustica un reactivo de importancia capital. Copiaremos en seguida una estadística de la producción de sosa cáustica en los Estados Unidos, siguiéndola de una estimación de su distribución entre las diversas industrias consumidoras:

1921 .....	238,591	Tons.
1923 .....	436,619	"
1925 .....	497,261	"
1927 .....	573,417	"
1929 .....	761,792	"
1931 .....	658,887	"
1933 .....	686,983	"
1935 .....	759,381	"
1937 .....	968,726	"
1939 .....	1.025,011	"
1940 .....	1.100,000	"
1941 .....	1.300,000	"
1942 .....	1.535,000	"

<b>Industrias consumidoras</b>	<b>1940</b>	<b>1941</b>	<b>1942</b>
Jabón .....	103,000	125,000	110,000
Productos Químicos .....	212,000	260,000	300,000
Refinación de Petróleo .....	105,000	106,000	100,000
Rayón y película de celulosa.....	230,000	270,000	300,000
Lejías y productos de limpieza.....	48,000	52,000	70,000
Industria textil .....	48,000	63,000	90,000
Recuperación de hule .....	15,000	18,000	15,000
Aceites y vegetales .....	16,000	20,000	19,000
Pulpa y papel .....	78,000	100,000	85,000
Varios .....	263,000	300,000	290,000
<b>TOTALES .....</b>	<b>1.118,000</b>	<b>1.324,000</b>	<b>1.379,000</b>

En el caso de México en particular, el consumo anual de sosa cáustica puede ser deducido, de una manera bastante aproximada, de las estadísticas de importación de esta substancia; dado que la cantidad de sosa cáustica que se produce en nuestro país, es pequeña comparada con el consumo que de ella hacen las industrias básicas; consumo que, como es de toda lógica suponerlo,

irá en aumento de día en día, conforme avance la industrialización de la República:

Año	Kilogramos	Valor
1940.....	16,753,792	\$4.312,612.00
1941.....	20,088,957	\$5.146,223.00

El hecho de encontrarnos supeditados a la importación de materias primas tan básicas como la sosa cáustica, viene a significar una posición económica muy falsa. Concorre a ésto el hecho de que, dado el estado de guerra en que se encuentran las Naciones principales productoras de esta importante substancia, es natural que el consumo interior de este producto aumente considerablemente en su territorio, de acuerdo con el plan de economía bélica. Es, por lo tanto, necesario el que se procure dar pasos encaminados a la resolución de un problema de importancia tan marcada, más aun, si hacemos hincapié en el hecho de que, por poco desarrollada que se encuentre la industria de un país, existen siempre muchas de ellas que dependen de los reactivos alcalinos; cosa que se ve a primera vista de los datos estadísticos citados.

Dos son los principales caminos que podemos tomar para resolver este problema:

1) Partiendo de cloruro de sodio como materia prima, tenemos el método electrolítico, que viene haciendo de día en día más adeptos; debido en gran parte a la aceptación cada día mayor que va teniendo el cloro en la industria moderna, espoleada aun más por el estado crítico actual. Pero en nuestro caso, en México, la utilización de cloro es aun muy limitada. Por otra parte, es un hecho evidente que el precio de la energía eléctrica interviene en forma dominante en el costo de la sosa electrolítica. En nuestro país, aun siendo las posibilidades hidroeléctricas muy grandes, su explotación se puede decir no ha llegado arriba de un 3%. Esto determina que la energía eléctrica sea escasa y cara. Usando un criterio estrictamente económico, se deduce que, en las condiciones actuales, es más conveniente emplearlo en industrias de carácter mecánico, como la textil por ejemplo; en las cuales cada kilowatt abre más fuentes de trabajo, que en la electroquímica.

2) La caustificación de carbonato de sodio presenta, en cambio, en nuestro caso ciertas ventajas. Muy cerca del principal centro industrial de la República, su Capital, se encuentra un extenso yacimiento de esta valiosa sal: El vaso del ahora en parte desecado Lago de Texcoco. Para obtener ceniza de sosa en cantidad adecuada y pureza aceptable, no hay que recurrir a la instalación de una costosa fábrica de sosa al amoníaco, sino tan solo a una sencilla planta de purificación, que, por cierto, ya está operando en escala reducida, y en breve trabajará a capacidad adecuada. En cuanto a la cal, que viene a ser el otro reactivo de este proceso, tenemos, cerca de la misma Capital, grandes yacimientos de caliza de excelente calidad y de precio bien reducido. Nos ocuparemos pues de describir brevemente un anteproyecto para una planta de sosa cáustica química, que venga a complementar la ya citada planta de industrialización de sales del antiguo Lago. Le daremos una capacidad de 35 toneladas diarias de sosa cáustica, que viene a cubrir aproximadamente el 50% de la cantidad actualmente importada.

El producto que se obtiene ya actualmente en la pequeña planta de experimentación que opera con las salmueras alcalinas del lecho del ex-Lago de Texcoco, tiene como análisis medio aproximadamente:

---



---

Carbonato de sodio .....	97.0%
Impurezas solubles, tales como cloruro y sulfato de sodio, etc. ....	0.7%
Impurezas insolubles, principalmente arcilla..	0.3%
Humedad .....	2.0%

---



---

Como puede fácilmente apreciarse, se trata de un producto lo bastante puro para constituir una materia prima aceptable para la fabricación de sosa cáustica comercial.

La cal se obtiene de las canteras de caliza de la región de Apaxco, Hidalgo. Estas calizas son de buena calidad pudiéndose considerar que contienen un mínimo de 95% de  $\text{CaCO}_3$ , habiéndose llegado a analizar muestras que contienen hasta un 99.5%.

La planta de caustificación, operando como complemento de la fábrica de carbonato sódico, recibirá de ella todas sus materias pri-

mas. Por una parte, ceniza de sosa; por la otra, cal, que ha sido necesario obtener en esta primera planta para generar el gas carbónico indispensable a su funcionamiento.

La localización de la planta de caustificación viene a estar por lo tanto, determinada por la instalación de la fábrica de carbonato. Esta, a su vez, está emplazada en la vecindad del concentrador solar de sales, Netzahualcóyotl, en el municipio de San Cristóbal Ecatepec, distrito de Tlalnepantla, Estado de México.

Pero, aparte de este hecho que fija su situación sin dar lugar a más elección, ¿es conveniente desde los demás puntos de vista, el localizar una planta industrial en esta región? Cabe hacer aquí las siguientes consideraciones:

1) La línea troncal del Ferrocarril Mexicano pasa por San Cristóbal, poniendo ese lugar a 22 km. por ferrocarril de la Capital. Los terrenos sobre los que se establecería la planta quedan exactamente frente a esta vía férrea. A 18 km. de San Cristóbal, en Nonoalco, el Ferrocarril Mexicano entronca con el sistema de los Ferrocarriles Nacionales de México, que prácticamente sirve a toda la República. Por otra parte, pone a la planta en comunicación directa con Pachuca, Puebla, Orizaba, Córdoba, Veracruz y el Sureste. Existe además una segunda vía férrea que pasa por San Cristóbal, la del antiguo Ferrocarril del Desagüe del Valle de México. Esta línea, en la actualidad abandonada, parece estar en vísperas de ser adquirida por el sistema de los Ferrocarriles Nacionales para volver a ser puesta en operación; lo que tendría la ventaja de poner las canteras de Apaxco a 38 Km. de la planta.

2) Estando situada la planta en el Estado de México, disfruta de diversas concesiones que otorga el Gobierno Local a las industrias nuevas de importancia nacional.

3) El salario mínimo es más reducido en el Estado de México que en el Distrito Federal.

4) A escasa profundidad se encuentra cantidad prácticamente ilimitada de agua bastante pura.

5) La línea de alta tensión de la Cía. Mexicana de Luz y Fuerza Motriz, pasa muy próxima a la planta, siendo factible el instalar una subestación.

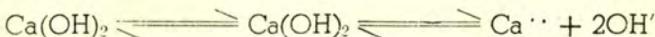


## CAPITULO II

### BREVE DESCRIPCION DEL PROCESO Y DEL EQUIPO

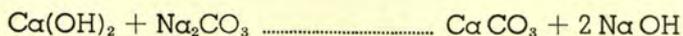
El proceso de caustificación química del carbonato sódico, consiste, en términos generales, en la reacción entre éste y un hidróxido, de preferencia alcalinotérreo; ambos en solución, dando como producto el hidróxido sódico soluble; y el carbonato alcalino-térreo, que debiendo ser lo más insoluble posible, precipita; con lo que se desplaza la reacción en sentido favorable. Desde el punto de vista estrictamente químico, se echaría mano del hidróxido de bario, o preferentemente aún, del de estroncio, por la solubilidad de sus hidróxidos e insolubilidad de sus carbonatos. Pero desde el punto de vista económico se limita la selección al hidróxido de calcio. Este es el reactivo universalmente usado para la caustificación.

El  $(\text{CaOH})_2$  es muy poco soluble, tanto, que su solución sería demasiado diluída para poder emplearse como reactivo. Se tiene que usar en forma de "lechada", es decir, suspensión de hidrato de calcio en agua. En esta suspensión, existe un equilibrio entre la cal sólida y la que ha entrado en solución. La parte disuelta, está a su vez en equilibrio con los iones de  $(\text{Ca} \cdot \cdot)$  y  $(\text{OH}')$  que están en solución. Es decir:



Conforme avanza la reacción (es decir, conforme se van consumiendo los iones  $\text{OH}'$ ), más del  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  disuelto se disocia y más  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  se tiene que disolver para mantener el menciona-

do equilibrio. De aquí que las partículas sólidas de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  en la suspensión, están de esta manera habilitadas para entrar en reacción.



Todo el éxito de la reacción se basa en la insolubilidad del carbonato cálcico; para que la reacción sea lo más irreversible posible. Pero, conforme va consumiéndose carbonato sódico, es lógico que aumente la solubilidad del carbonato de calcio; debido al efecto de ión común; y por otra parte también, que disminuya la de por sí reducida solubilidad del hidróxido cálcico, al aumentar la concentración de iones hidróxido a medida que se caustifica el  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . La reacción entonces, se va haciendo reversible. Por una parte, se disuelve un poco de carbonato cálcico, y al mismo tiempo precipita algo del hidróxido. Se alcanza un estado de equilibrio en el momento en que las solubilidades respectivas del  $\text{CaCO}_3$  y  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  son iguales. De aquí en adelante no puede continuar la caustificación, cuyo mecanismo básico estriba en la solución de una de las fases sólidas ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) y precipitación de otra ( $\text{CaCO}_3$ ). Este viene a ser el límite a que puede llegar la reacción.

Hemos visto que, siendo el hidróxido y el carbonato cálcicos, las únicas fases sólidas que intervienen en la reacción, el equilibrio entre ellas determina el equilibrio de la reacción. Siendo ambos productos, muy poco solubles, podemos considerar que sus soluciones se encuentran totalmente ionizadas. Entonces, la concentración iónica será equivalente al producto de solubilidad, y la solución estará en equilibrio con la fase sólida. Los productos de solubilidad serán, respectivamente:

$$K_1 = (\text{Ca} \dots) \times (2 \text{OH}')^2$$

$$K_2 = (\text{Ca} \dots) \times (\text{CO}_3'')$$

y la constante de equilibrio de la reacción estará expresada por el cociente:

$$K = \frac{k_1}{k_2} = \frac{(2 \text{OH}')^2}{(\text{CO}_3'')}$$

Examinando esta última ecuación vemos que, si aumentamos la concentración de iones  $\text{CO}_3^{''}$ , es decir, usando una solución concentrada de carbonato sódico, la reacción se desplaza en sentido desfavorable. La concentración de iones  $\text{OH}'$  se encuentra a la segunda potencia, la de  $\text{CO}_3^{''}$ , a la primera, es por lo tanto lógico el deducir que, entre más diluída sea la solución de carbonato, mayor será la relación de  $\text{OH}/\text{CO}_3$  en el punto de equilibrio.

Como es natural, los datos prácticos concuerdan absolutamente con esta suposición teórica. Lo lógico sería, pues, trabajar a una dilución enorme, con lo que el rendimiento sería muy próximo al 100%. Pero hay que hacer otra consideración de igual importancia. La sosa cáustica, producto de esta reacción, se va a tener que concentrar antes de poder disponer de ella en el mercado. Entre más diluída sea la solución en que se obtiene, mayor gasto significará la evaporación del agua que debe eliminarse. Se necesita pues, hacer un cuidadoso balance entre el costo de esta última, y la eficiencia del proceso de caustificación. La práctica ha señalado que la concentración posiblemente óptima de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  en la solución que se va a someter a proceso de caustificación, oscila entre 12-14%, obteniéndose en estas condiciones un rendimiento de 90-93%.

La disolución de la ceniza de sosa (carbonato sódico técnico), se hace en tanques provistos de un sistema de agitación y serpentín de calefacción alimentado con vapor de escape, para facilitar la disolución. Precalentando ésta se ahorra hasta cierto punto área de calefacción en los caustificadores, se controla mejor la temperatura y con ello el proceso. Para disolver el soda ash se utiliza el agua de lavado de los lodos decantados (licor diluído) con lo que se reduce la pérdida de sales alcalinas y se sube el rendimiento general del proceso.

Simultáneamente se procede a obtener el otro reactivo. La lechada de cal se prepara en un hidratador vertical con sistema energético de agitación; que lleva adjunto un clasificador que retira las principales impurezas y trozos de cal imperfectamente calcinados. Esta suspensión, debe hacerse bastante concentrada, conviene que tenga 250 g  $\text{CaO}$  por litro. Se usará en un exceso de aproximadamente 10% sobre la cantidad estequiométricamente indispensable para llevar a cabo la reacción. Anteriormente se solía agregar la cal sólida al caustificador, con lo que se hidrataba en el

mismo recipiente en que entraba a la reacción. Esto tenía la ventaja de aprovechar íntegro el bastante elevado calor de reacción de la hidratación. Pero, por otra parte, adolecía de los defectos de dificultar el control y además, de que la suspensión formada no era tan perfecta como en el caso de usar un hidratador anterior. Con esto el contacto entre los reactivos era defectuoso y la eficiencia disminuía. Sin embargo, en instalaciones reducidas aún se sigue operando por ese sistema.

La solución de carbonato sódico y la lechada de cal, se mezclan en el primer efecto de una batería de mezcladores, llamados caustificadores. En éstos se va a llevar a cabo la reacción, teniendo el mayor cuidado posible de que:

- 1) El contacto entre los reactivos sea lo más íntimo posible.
- 2) La temperatura no descienda de 85°C.

El hidróxido de calcio de la lechada de cal, tiende a depositarse. Con mayor razón si se tiene en cuenta que, conforme avanza la caustificación, va siendo mayor la concentración de iones oxhidrilo y se percibe el efecto de ión común. Esto ha motivado que muchos diseñadores se hayan dedicado a estudiar la manera de obtener una agitación homogénea que evite ésto. La compañía Dorr ha patentado un equipo de caustificadores sumamente ingenioso y eficiente. Se provee a estos aparatos, tanques de fondo plano, de un sistema de agitadores que barren el fondo del mismo, aproximando las partículas asentadas a la parte central. Entra aquí una corriente de aire comprimido que arrastra la suspensión a través del eje de transmisión del agitador, que es un tubo hueco, hacia la parte superior en que sale a través de orificios practicados en un sistema de paletas, también huecas, conectadas al eje, que van girando por encima de la superficie del líquido. De esta manera se logra una distribución muy homogénea de los reactivos. Para hacer más eficiente esta circulación de reactivos se prefiere instalar una batería de caustificadores, en vez de uno solo de mayor tamaño.

El control de la temperatura es también muy interesante. Los caustificadores van provistos de serpentín de calefacción alimentado con vapor de baja presión para mantener la temperatura alrededor de 85°C. Se procura mantener la temperatura estrictamente entre estos límites por varias razones:

I.—Evitar en lo posible la formación de carbonatos dobles de sodio y calcio, tales como la Gaylussita ( $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{CaCO}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ ) y la Pirsonnita ( $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{CaCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ).

II.—Acelerar la velocidad de la reacción.

III.—Graduar el tamaño de las partículas de los lodos, facilitando su posterior asentamiento.

Si bien, debido a que la reacción de caustificación no tiene prácticamente calor de reacción apreciable, no influye en el equilibrio la temperatura de operación; vemos, por otra parte, que la velocidad con que se lleva a cabo, aumenta conforme ésta es mayor. Podemos considerar que, trabajando en las condiciones hasta ahora especificadas, el tiempo de reacción es muy aproximadamente de una hora. Esto vendrá a determinar el tamaño de cada uno de los caustificadores, que se instalarán en batería, operándolos en continuo, es decir, regulando la alimentación de manera que desplace la cantidad estricta de mezcla ya reaccionada. Los efectos se colocarán en cascada, para que la circulación sea por gravedad, eliminando las molestas bombas de lodos, lo más posible.

Al operar los caustificadores, hay que tener cuidado de no exagerar ni el tiempo de reacción, ni la intensidad de la agitación; pues esto tiene marcado efecto sobre el resto del proceso, en lo que se refiere a la decantación.

Del último efecto de la batería de caustificadores obtenemos continuamente una lejía diluida de sosa, que lleva en suspensión carbonato de sodio y parte del hidróxido de calcio que se agregó en exceso. Esta suspensión ha de someterse a un proceso adecuado, para retirar, de la manera más eficiente posible, los sólidos, clarificando la solución. A la operación de separar los sólidos del líquido en que vienen suspendidos, por la sola acción de la fuerza de gravedad, se le llama asentamiento.

La velocidad con que se asientan las partículas no coloides de una suspensión, viene expresada por la ley de Stokes:

$$u = \frac{g D^2 (r_s - r)}{18 \eta}$$

en donde:

- u = Velocidad de asentamiento,
- D = Diámetro de las partículas,
- g = Aceleración de la gravedad,
- $r_s$  = Densidad del sólido,
- r = Densidad del líquido,
- n = Viscosidad del líquido.

Todo, expresado en sistema cegesimal, y considerando las partículas esféricas. Si bien, dada su complejidad, nuestro problema específico no es fácil de resolver cuantitativamente con esta expresión; por otra parte sí nos da ésta una idea cualitativa de la importancia de los diversos factores. Podemos entonces apreciar que:

- 1) Las partículas del sólido que se va a asentar deben ser lo más grandes posibles,
- 2) La diferencia de densidad entre la solución y el sólido en ella suspendido, debe de ser lo mayor posible,
- 3) La viscosidad del líquido debe ser lo más reducida posible.

Si la mezcla permanece en los caustificadores durante un tiempo largo, y es sujeta a una violenta agitación, las partículas sólidas resultarán muy finamente subdivididas.

Si se emplea una solución muy concentrada de carbonato sódico en la alimentación de los caustificadores, la lejía de sosa resultante, será concentrada, lo que significa que mostrará una densidad y viscosidad elevadas.

Esto ya significa una cierta norma de operación en las etapas anteriores. La temperatura también influencia este proceso, en la medida en que influye favorablemente sobre la viscosidad.

El equipo posiblemente más eficiente para esta operación, es el proporcionado por la Compañía Dorr. Los asentadores Dorr son tanques cilíndricos, de fondo muy ligeramente cónico; y de un diámetro mucho mayor que su altura. Un mecanismo, accionado por un eje central, va barriendo continuamente el fondo, arrastrando todo el precipitado hacia el vértice del cono, por donde se extrae mediante una bomba de lodos. Se procura que exista el mínimo de agitación. La extracción del licor clarificado se hace por la parte superior y los aparatos se regulan para trabajar de manera continua.

Así tenemos ya, por una parte, una lejía clarificada con un 8% de NaOH, y por otra hemos extraído los lodos precipitados. Pero éstos llevan consigo una apreciable cantidad de humedad (por lo menos un 50% (base húmeda) para hacer posible su manejo con bomba), y eso significa que arrastran consigo una cantidad de solución que no es posible despreciar. Estos lodos se tienen que someter a un lavado, que no es sino un proceso de extracción, de decantación a contracorriente. Se procede a llevarlos a un segundo asentador, en donde se les pone en contacto con agua. En este caso el problema es doble: Por una parte, procurar que la fase sólida (los lodos) se mezcle íntimamente con el agua de lavado, concediendo un tiempo razonable para que se alcance el equilibrio entre el soluto, y la nueva solución que se va a formar, cuyo volumen viene limitado por la cantidad de licor diluido que se va a emplear en el disolvedor para hacer la solución que se ha de caustificar. Esta primera parte del problema es relativamente simple, porque es lógico considerar que se trata sólo de una pequeña capa de solución cáustica que cubre las partículas sólidas asentadas en el primer asentador.

La segunda parte, o sea el nuevo asentamiento de estas partículas, es la más difícil y la que se puede considerar que controla el proceso y nos obliga a escoger un asentador determinado.

Como se ha mencionado anteriormente, la Compañía Dorr se ha especializado en esta clase de equipo y sus modelos son, probablemente, los más eficientes que actualmente existen en el mercado. Para nuestro problema conviene el Asentador Múltiple Dorr.

Consiste éste en un tanque cilíndrico, dividido en una serie de compartimientos superpuestos, cada uno de los cuales viene a ser un asentador en sí. Los arrebañadores de cada compartimento están accionados por un eje central.

Según la manera de efectuar las conexiones de alimentación y descarga puede funcionar este aparato, ya como clarificador, ya como decantador a contracorriente.

Instalamos dos asentadores múltiples Dorr. En el primero hacemos las conexiones en paralelo, de manera que cada compartimento tenga su entrada de alimentación y salida de lejía clarificada, independiente. Cada uno de los  $n$  compartimentos trabaja entonces con  $1/n$  parte de la suspensión que se desea clarificar, y si cada uno tiene área  $A$ , el conjunto surtirá los mismos efectos que

un asentador simple de área  $nA$ . Esto significa notable economía de espacio, y, además, conserva mejor el calor de la alimentación, lo que es muy de desearse.

En el segundo asentador hacemos las conexiones en serie, admitiendo toda la alimentación al primer plato y toda el agua de lavado en el  $n$  plato. El agua va ascendiendo a contracorriente con los lodos y el asentador funciona como una serie de  $n$  asentadores conectados en forma de un sistema de decantación a contracorriente. El agua de lavado (licor diluído) se extrae exclusivamente del compartimento superior.

Los lodos de este segundo asentador, impregnados asimismo con un 50% de humedad (solución notablemente más diluída) se llevan a un filtro continuo rotatorio de vacío (de los cuales los de la Compañía Oliver se pueden considerar como prototipo) y se procura retirar la mayor cantidad posible de humedad, sometiendo la pasta a un último y superficial lavado.

La solución separada en el filtro, mezclada con las aguas de lavado del mismo, regresan al segundo asentador, de cuyas salidas se extrae el licor diluído que se va a recircular al disolvedor.

El carbonato cálcico, finamente subdividido, impurificado por algo de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , y que contiene aún una pequeña cantidad de sosa, tiene que ser eliminado de alguna manera. En localidades en que la cal es cara, se recircula a un horno rotatorio de cal y se reingresa al proceso. En otras partes se vende a fábricas de cemento, a las que les agrada por su fina subdivisión, y lo encuentran aceptable siempre que no contenga arriba de un 2% de  $\text{NaOH}$ .

En ciertas localidades que tienen una tierra muy ácida, se puede emplear como un mejorante de los terrenos. También sería interesante estudiar su utilización para la fabricación de ladrillos sílicocalcareos.

En resumen viene a constituir un subproducto de valor muy escaso, tanto es así que más bien se podría considerarlo como un estorbo. Mientras se estudia la manera de utilizar este subproducto, se procederá a eliminarlo, bombeándolo en forma de suspensión a un depósito especial en el exterior de la planta.

La lejía cáustica decantada del primer asentador, está bastante diluída (8% aproximadamente). Hay que someterla a un proceso de evaporación, hasta hacer llegar su concentración a un 50% que viene a ser ya una forma comercial.

Este proceso presenta diversas dificultades.

a) Las soluciones cáusticas concentradas muestran apreciable elevación en su punto de ebullición, con lo que reducen de una manera muy sensible el gradiente útil de temperatura.

b) Las lejías concentradas son densas y viscosas, resultando esto en un mal coeficiente de transmisión de calor.

c) Las lejías, concentradas sobre todo, atacan el acero, material comúnmente empleado en la fabricación de las calandrias; haciéndolo frágil.

Atendiendo a la primera razón expuesta, es conveniente poder trabajar con vapor a una cierta presión; no simple vapor de escape, puesto que con éste sería imposible poder llegar a concentrar la solución hasta el grado que necesitamos. Pero, por otra parte, vemos que el acero de la calandria sufre alteraciones en contacto con las lejías. Estas lo fragilizan, haciendo peligroso trabajar a presiones por arriba de una atmósfera manométrica. Esto viene a limitarnos el material de qué hacer la calandria, a metales no atacables por la sosa cáustica en solución concentrada.

Podemos echar mano de:

- 1) Hierro fundido,
- 2) Níquel,
- 3) Metal Monel.

El primero, aunque bastante resistente a la acción del álcali, presenta por una parte la dificultad de que, siendo difícil dar a los tubos de calandria de este material, un espesor pequeño, la conductividad, y con esto el coeficiente total de transmisión de calor, descende mucho. Además, por otra parte, la lejía se impurifica, disolviendo algo de hierro, dando con esto lugar a la obtención de un producto de calidad inferior.

Sin duda alguna, es el níquel el material de construcción más indicado para este caso. No atacable por la sosa, maleable, resistente, con un coeficiente de conductividad muy aceptable, viene a llenar todas las condiciones; menos las económicas.

El metal Monel, aleación con 65% de níquel, 30% de cobre, 3% de hierro y 2% de manganeso, es dúctil y resiste muy bien la corrosión alcalina. Su precio es bastante inferior al del níquel puro. Sin embargo aún es elevado, y juega un importantísimo papel en la elección, tanto del número de efectos como del sistema y modelo del equipo.

Recordando que la ecuación fundamental de la Evaporación es la de transmisión de calor:

$$q = U A \Delta T$$

vemos que, forzosamente, hay que hacer llegar a la solución diluída una cantidad  $q$  de calor para que se lleve a cabo la operación que deseamos; es decir, la eliminación del agua en forma de vapor. Analizaremos las variables de la ecuación:

1) Lógicamente, el **área de calentamiento  $A$**  debería ser lo mayor posible, pero, en nuestro caso especial, por motivos económicos, tenemos que procurar mantener el valor de esta variable en un mínimo; procurando que sean lo mayor posible las demás variables.

2) El **gradiente de temperaturas  $\Delta T$** , entre el vapor de calefacción que se condensa por una parte de la calandria, y el líquido que se vaporiza por la otra; deberá pues, ser lo mayor que podamos. Depende del valor de la temperatura  $T$  de condensación del vapor y del valor  $t$  de la temperatura de ebullición de la solución. El primero lo podemos aumentar empleando vapor de la más elevada presión a la que nos sea práctico y seguro trabajar. No hay que olvidar que en nuestro caso particular, en que la solución ejerce efecto corrosivo proporcional con la temperatura de trabajo, se impone a  $T$  un límite superior. El valor de  $t$  depende, en primer lugar, de la concentración de la solución; que no está en nuestra mano variar. Pero viene a ser directamente proporcional a la presión que actúa sobre dicha solución. Tratamos de disminuir ésta, aplicando vacío. Pero no podemos tampoco aumentar indefinidamente la magnitud de éste, ya que, proporcionalmente a su incremento, viene una disminución del coeficiente de transmisión de calor. Además, para obtener vacíos muy elevados, el costo del equipo es grande y su operación y mantenimiento no muy sencillos, así como su consumo de energía considerable. Generalmente se considera económico operar con un vacío de 26" que equivale aproximadamente a una presión de 100 mm.

3) El **coeficiente total de transmisión de calor es**, en nuestro caso, el factor determinante. Depende a su vez de cuatro coeficientes indirectos: Coeficiente de transmisión del lado del vapor, coeficiente de conducción a través de la pared sólida, coeficiente de

conducción a través de la incrustación y coeficiente del lado del líquido. Para que el coeficiente total sea lo mayor posible procuraremos incrementar estos coeficientes indirectos hasta donde nos sea factible. El valor del primero y del tercero depende casi exclusivamente de la operación correcta del equipo: eliminación de gases no condensables, evitar el uso de vapor sobrecalentado, limpieza periódica del equipo, etc.

Para que la magnitud del segundo sea correcta, las paredes de los tubos de la calandria deberán ser lo más delgadas posibles. A esto concurre la circunstancia de que, siendo el material de construcción caro, se desea emplear el menor peso posible de él. Esto viene a limitar la resistencia de la calandria, fijando indirectamente un máximo valor a **T**.

El coeficiente de transmisión de calor del lado del líquido es el factor de mayor importancia para determinar la elección de nuestro equipo. Depende en primerísimo grado de la viscosidad. Esta es inversamente proporcional a dos factores: la velocidad de circulación y la temperatura. Aumentando la velocidad, disminuye el espesor de la película, y con esto, aumentamos el coeficiente. La velocidad de circulación es generalmente el factor que se puede considerar como controlante de este coeficiente. Necesitamos entonces un equipo de evaporadores con bomba de circulación, para que impriman a la solución que se está concentrando, la velocidad mayor que económicamente sea posible. Nos conviene un evaporador vertical de tubo largo, tipo Kestner, especialmente adecuado para circulación rápida.

El otro de los factores que influencia a la viscosidad, es la temperatura, con la cual aumenta en razón inversa. Por lo tanto, nos conviene operar la alimentación a contracorriente con el vapor, de manera que la lejía más concentrada, y por lo tanto más viscosa, se encuentre en el efecto más caliente.

Aunque esto ya nos viene a fijar el método de conexión que debemos usar, cabe además considerar que, en nuestro caso, la solución por concentrar entra al equipo de evaporación a una temperatura reducida (unos 25° C término medio). Conviene que el vapor que se va a emplear en calentar esta solución hasta su temperatura inicial de ebullición, sea un vapor que ya haya hecho trabajo útil en el efecto anterior, no lesionando, de esta manera, la economía del efecto múltiple. Por eso se procederá a hacer las

conexiones a contracorriente, no obstante que este método de trabajo trae consigo la instalación de bombas adicionales, no necesarias si se trabaja en paralelo ya que entonces el líquido fluye de presión más elevada a otra menor.

Cabe aquí hacer resaltar que nuestro caso, presenta una ventaja, sobre la evaporación de lejías diluídas de sosa electrolítica. Esta estriba en el hecho de que, estando estas últimas saturadas en NaCl, la elevación de su punto de ebullición es aún mayor que en nuestro caso; presentándose por otra parte el problema de la precipitación de cantidades apreciables de esta sal. En nuestro caso tenemos presente algo de cloruro y carbonato de sodio, pero en proporción mucho menor. Al avanzar la concentración, parte de estas sales precipitan, pero dada la viscosidad del medio, quedan en suspensión, de manera que, muy probablemente, se puede evitar la instalación de cajas de sal.

La lejía concentrada que sale de la batería de evaporadores, se pasa a tanques de hierro fundido, de forma alargada, donde se deja reposar, precipitándose con esto el carbonato sódico. El asentamiento del cual es algo retardado por ser la solución muy viscosa. En la parte inferior de estos depósitos de forma cónica, se procede a recoger el carbonato precipitado que, conteniendo apreciable cantidad de lejía, es lo suficientemente flúido para permitir ser bombeado al disolvedor, reingresando al circuito.

La lejía, ya decantada, se pasa al depósito distribuidor, de donde se procede a bombearla a vagones o camiones cisterna para su distribución.

Como en nuestro caso el centro consumidor está próximo, la lejía de 50% tiene muy buena aceptación. Solamente en el caso de que en el futuro se tuviese que tener en cuenta un mercado más alejado, con fletes elevados, se necesitaría recurrir a la obtención de sosa cáustica en forma sólida.

Se procedería en tal caso a la instalación de calderos de fusión, calentados directamente, en los cuales se evapora el último vestigio de agua. La sosa anhidra, licuada, después de dejarse asentar, se bombaría, mediante un equipo especial de bombas neumáticas, directamente a los envases en que se habría de expedir.

La sosa cáustica sólida tiene un precio bastante más elevado que la lejía concentrada, porque el proceso de licuefacción es costoso, dado que su eficiencia térmica es sumamente reducida. En

la mayor parte de los casos, se emplea la sosa en forma de lejía, de manera que el consumidor tiene que proceder a una redisolución de la misma, lo que en sí es bastante molesto.

Consideraremos por lo tanto que en la fábrica cuyo anteproyecto es motivo de este estudio, se llega solamente hasta lejía de 50%.

### CAPÍTULO III

## REQUERIMIENTOS MATERIALES DEL PROCESO

Para el estudio de los requerimientos materiales del proceso se han considerado los siguientes factores: un producto químico ideal que sea barato, que se pueda producir a gran escala, que sea estable y que sea fácil de almacenar y transportar. Los factores que se han considerado son: el costo, la disponibilidad, la pureza y la facilidad de manejo.

El producto ideal de la lejía de sosa (soda ash) que se va a utilizar en este estudio es:

Carbonato de sodio (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> )	99.8%
Carbonato de calcio (CaCO <sub>3</sub> )	0.2%
Carbonato de magnesio (MgCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de hierro (FeCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de aluminio (Al <sub>2</sub> (CO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de zinc (ZnCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de cobre (CuCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de níquel (NiCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de cobalto (CoCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de manganeso (MnCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de plata (Ag <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de mercurio (HgCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de bismuto (Bi <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de estaño (SnCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de plomo (PbCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de cadmio (CdCO <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de vanadio (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0.1%
Carbonato de cromo (Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de manganeso (MnO <sub>2</sub> )	0.1%
Carbonato de níquel (NiO)	0.1%
Carbonato de cobalto (CoO)	0.1%
Carbonato de cobre (CuO)	0.1%
Carbonato de zinc (ZnO)	0.1%
Carbonato de aluminio (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de hierro (Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	0.1%
Carbonato de sodio (Na <sub>2</sub> O)	100.0%

La lejía de sosa (soda ash) que se va a utilizar en este estudio es un producto químico ideal que sea barato, que se pueda producir a gran escala, que sea estable y que sea fácil de almacenar y transportar.



### CAPITULO III

## BALANCE MATERIAL DEL PROCESO

Para poder darnos cuenta aproximada del proceso en sus diversas etapas, estableceremos un balance material ideal; que nos servirá para adquirir una idea de las corrientes de materiales, y de esta manera poder hacer consideraciones acerca del tamaño y características aproximadas del equipo.

El análisis medio de la ceniza de sosa (soda ash) que se va a emplear es el siguiente:

Carbonato de sodio .....	97.0%
Impurezas solubles, tales como cloruro y sulfato de sodio, etc. ....	0.7%
Impurezas insolubles, arcilla, etc. ....	0.3%
Humedad .....	2.0%
<hr/>	
Total .....	100.0%

La cal que se emplea, obtenida de caliza de la zona de Apaxco, Hgo., tiene un contenido medio de 95% de óxido de calcio.

Caustificaremos 50 tons/24 horas de ceniza de sosa, ésta representa:

$\text{Na}_2\text{CO}_3$ .....	48,500 Kg.
Impurezas solubles .....	350 Kg.
Impurezas insolubles .....	150 Kg.
Humedad .....	1,000 Kg.
<hr/>	
Total .....	50,000 Kg.

La cal necesaria para llevar a cabo la reacción será, estequiométricamente:

$$\frac{48.5 \times 56}{106} = 25.623 \text{ Tons}$$

Considerando un exceso del 10%:

$$\frac{25\ 623}{0.9} = 28\ 470 \text{ kg.}$$

Tomando en consideración que la cal tiene un contenido de 95% de CaO:

$$\frac{28\ 470}{0.95} = 29\ 969 \approx 30\ 000 \text{ kg de cal/24 hrs}$$

La solución de carbonato se hará de aproximadamente 12.5%, para que el rendimiento en caustificación sea del 90-93%. Se necesitará agregar en forma de agua pura:

$$48.5 \times 7 = 339.5 \text{ Tons. de agua}$$

Como el soda ash trae ya de por sí una tonelada de humedad, se reduce esta cifra a 338,500 Kg. Pero, como ya se ha visto, la economía del proceso nos dicta el emplear en esta disolución no agua pura, sino licor diluido, producto del lavado de los lodos de carbonato cálcico asentados. Aventuramos la hipótesis (que tiene posteriormente que ser corroborada por los cálculos estequiométricos que siguen) que este licor diluido tiene una riqueza de 1.35% en sales, (NaOH y Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). La cantidad de líquido agregado será:

$$\frac{338\ 500}{0.98650} = 343\ 132 \text{ kg de licor diluido}$$

Consideramos que la proporción de NaOH a Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> es de 89% a 11% de manera que, si la cantidad de sales es:

$$343,132 - 338,500 = 4,632 \text{ Kg.}$$

éstas representan:

$$0.89 \times 4,632 = 4,123 \text{ Kg. NaOH}$$

$$0.11 \times 4,632 = 509 \text{ Kg. Na}_2\text{CO}_3$$

Pero además se agrega también el carbonato sódico que se ha depositado en los tanques de reposo. Consideramos, a reserva de corroborarlo posteriormente con el cálculo estequiométrico, que se regresan 4,500 kg de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Pero éstos contienen un mínimo de 50% (base húmeda) de humedad, o sea:

$$4,500 \text{ kg de humedad}$$

que, siendo lejía cáustica al 50%, significan:

$$2,250 \text{ kg de NaOH}$$

De manera que la solución que pasa del disolvedor al primer caustificador lleva consigo:

Soda ash .....	50,000 kg
Licor diluído .....	343,132 kg
$\text{Na}_2\text{CO}_3$ recirculado .....	9,000 kg
Total .....	<u>402,132 kg</u>

Esto significa:

$$48,500 + 4,500 + 503 = 53,509 \text{ kg de carbonato de sodio.}$$

$$4,123 + 2,250 = 6,373 \text{ kg de hidróxido de sodio.}$$

Llega al caustificador además, la lechada de cal. Esta tiene que contener 250 g de  $\text{CaO}$  por litro. En las tablas de Lunge vemos que una lechada de esta riqueza en óxido de calcio, tiene una densidad de 1.2. Luego, cada litro de lechada contendrá 950 g de agua y 250 g de óxido de calcio. Necesitaremos agregar:

$$\frac{28\ 470 \times 950}{250} = 108\ 186 \text{ kg de agua}$$

pero, además, tenemos que considerar una cierta cantidad de agua que va a humedecer el 5% de impurezas, cal mal calcinada, etc., que se van a separar en el mismo hidratador. Suponiendo que éstas salgan con un 50% de humedad se necesitarán 1,530 kg de agua:

$$108\ 186 + 1\ 530 = 109\ 716 \approx 110\ 000 \text{ kg/dfa.}$$

y la lechada de cal, ya clasificada, que pasa al primer caustificador pesará:

$$\begin{array}{r} 108\ 470 \text{ kg de agua} \\ 28\ 470 \text{ kg de cal} \\ \hline 136\ 940 \text{ kg} \end{array}$$

Siendo pues la corriente que pasa entre los tres caustificadores y el primer asentador:

$$\begin{array}{r} 136\ 940 \text{ kg de lechada de cal} \\ 402\ 132 \text{ kg de solución de carbonato} \\ \hline \end{array}$$

$$539\ 072 \text{ kg de mezcla}$$

Consideramos que la reacción de caustificación se lleva a cabo en un 90%, entonces se habrá formado, a la salida del caustificador III:

$$\frac{53\ 509 \times 80 \times 0.9}{106} = 36\ 346 \text{ kg de NaOH}$$

quedando sin caustificar un 10% del carbonato, lo que significa:

$$53\ 509 \times 0.1 = 5\ 351 \text{ kg de Na}_2\text{CO}_3$$

Recordamos, por otra parte, que la solución traía ya, de por sí, una cierta cantidad de sosa cáustica, lo que hace subir el contenido de sosa cáustica en el primer asentador a:

$$36\ 346 + 6\ 373 = 42\ 719 \text{ kg}$$

En la lechada de cal, tenemos la siguiente cantidad de hidrato cálcico:

$$\frac{28\ 470 \times 74}{56} = 37\ 621 \text{ kg}$$

Se han consumido:

$$\frac{36\ 346 \times 74}{80} = 33\ 655 \text{ kg}$$

Luego ha sobrado:

$$37\ 621 - 33\ 655 = 3\ 966 \text{ kg de Ca(OH)}_2$$

por otra parte se han formado:

$$\frac{33\ 655 \times 100}{74} = 45\ 480 \text{ kg de CaCO}_3$$

De manera que, considerando 150 kg de impurezas insolubles del soda ash, los lodos están constituidos por:

$$\begin{array}{r} 45\ 480 \text{ kg CaCO}_3 \\ 3\ 966 \text{ kg Ca(OH)}_2 \\ 150 \text{ kg impurezas} \\ \hline \end{array}$$

$$49\ 596 = 49\ 600 \text{ kg de lodos de asentamiento}$$

De manera que el líquido será:

$$539\ 072 - 49\ 600 = 489\ 472 \text{ kg}$$

y las concentraciones, tanto de NaOH como de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , serán:

$$\frac{42\ 719 \times 100}{489\ 472} = 8.5\% \text{ NaOH}$$

$$\frac{5\ 351 \times 100}{489\ 472} = 1.09\% \text{ Na}_2\text{CO}_3$$

Los lodos asentados se bombean mediante una bomba de diafragma al segundo asentador. Para hacer posible este bombeo, necesitan tener una humedad de por lo menos 50% (Base húmeda), lo que significa que están impregnados de 49,600 kg de lejía que lleva:

$$49\ 600 \times 0.085 = 4\ 225 \text{ kg. de NaOH}$$

$$49\ 600 \times 0.0109 = 540 \text{ kg. de Na}_2\text{CO}_3$$

En el segundo asentador se añaden 300 m<sup>3</sup> de agua de lavado, mezclándose los lodos perfectamente, y bajando las concentraciones de las dos sales alcalinas, respectivamente a:

$$\frac{4\ 225 \times 100}{349\ 600} = 1.23\% \text{ de NaOH}$$

$$\frac{540 \times 100}{349\ 600} = 0.154\% \text{ de Na}_2\text{CO}_3$$

Haciendo la misma reflexión que en el caso del primer asentador, se ve que los lodos que pasan al filtro rotatorio, llevan consigo 49 600 kg. de esta lejía diluída, conteniendo:

$$49\ 600 \times 0.0123 = 610 \text{ kg. de NaOH}$$

$$49\ 600 \times 0.0015 = 74 \text{ kg. de Na}_2\text{CO}_3$$

En el filtro rotatorio se añade una pequeña cantidad de agua de lavado, unos 2000 kg., con lo que la concentración baja a:

$$\frac{610 \times 100}{51\ 600} = 1.18\% \text{ NaOH}$$

$$\frac{74 \times 100}{51\ 600} = 0.14\% \text{ Na}_2\text{CO}_3$$

Los lodos salen del filtro con un 15-16% de humedad, para redondear consideraremos que es:

$$8\ 468 \text{ kg. de lejía.}$$

regresando al segundo asentador:

$$51\ 600 - 8\ 468 = 43\ 132\ \text{kg.}$$

que junto con los 300 000 que salen de ahí, hacen los 343 132 kg. de lejía diluída que se van a emplear en el disolvedor. Las pérdidas de álcali se reducirán al contenido en la humedad de los lodos que salen del filtro rotatorio:

$$8\ 486 \times 0.0118 = 100\ \text{kg. de NaOH}$$

$$8\ 486 \times 0.0014 = 12\ \text{kg. de Na}_2\text{CO}_3$$

por lo que se recirculará en el licor diluído:

$$4\ 225 - 100 = 4\ 125\ \text{kg. de NaOH}$$

$$540 - 12 = 528\ \text{kg. de Na}_2\text{CO}_3$$

que corroboran de manera bastante aproximada nuestra hipótesis de:

$$4\ 123\ \text{kg. NaOH}$$

$$509\ \text{kg. Na}_2\text{CO}_3$$

Volviendo nuestra atención al asentador I, vemos que el líquido decantado representa:

$$489\ 472 - 49\ 600 = 439\ 872\ \text{kg.}$$

que contienen:

$$42\ 719 - 4\ 225 = 38\ 494\ \text{kg. de NaOH}$$

en solución. Esta lejía debe concentrarse hasta 50% de NaOH. Esta última tiene un peso de:

$$38\ 494 \times 2 = 76\ 988\ \text{kg.}$$

luego debe haberse evaporado:

$$439\ 872 - 76\ 988 = 362\ 884\ \text{kg. de agua}$$

Existe en dicha lejía, por otra parte:

$$5\ 351 - 509 = 4\ 842\ \text{kg. de Na}_2\text{CO}_3$$

En lejías de esta concentración, el máximo de solubilidad del carbonato sódico es 0.8% que en este caso representa:

$$38\ 494 \times 0.008 = 308\ \text{kg.}$$

el resto:

$$4\ 842 - 308 = 4\ 534\ \text{kg. de Na}_2\text{CO}_3$$

precipita. Es recogido de los depósitos de asentamiento y reposo, con un 50% de humedad, lo que significa:

$$\frac{4\ 563}{0.5} = 9\ 076 \text{ kg de mezcla húmeda}$$

Los 4 538 kg. de humedad (lejía concentrada) representan 2 269 kg. de sosa cáustica. De esto hemos presupuesto que se recuperan 4 500 kg. de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  conteniendo 2 250 kg. de sosa cástica. Esto es bastante aproximado.

La sosa cáustica que llega al almacenamiento, lista para su distribución como lejía del 50% es, por lo tanto:

$$38\ 494 - 2\ 269 = 36\ 225 \text{ kg.}$$

El rendimiento estequiométrico es:

$$\frac{48\ 500 \times 80}{106} = 36\ 604 \text{ kg}$$

luego la eficiencia será:

$$\frac{36\ 225 \times 100}{36\ 604} = 98.9\%$$

Aunque diversas industrias de esta clase en los Estados Unidos reportan eficiencias del 99.85%, tomaremos nosotros, como dato más conservador, una eficiencia de 95-96% considerando la producción como de 35 Toneladas diarias, dado que en la práctica se pueden presentar algunas dificultades no previstas en este análisis estequiométrico teórico.

Una vez provistos de estos datos, procedemos a trazar el Esquema de Circulación de Productos (Esquema No. 1 del Apéndice). Este esquema, que nos muestra cuantitativamente todas las fases del proceso de elaboración, sirve como guía para seleccionar el equipo más adecuado, para preveer la capacidad de los depósitos, diámetro de las tuberías, etc.

## CAPITULO IV

### CALCULO DEL EQUIPO Y PRINCIPALES ACCESORIOS

Basándonos en el esquema cuantitativo de circulación que calculamos en el capítulo anterior, nos ocuparemos en las páginas siguientes de la selección del equipo:

#### 1) HIDRATADOR:

##### Datos:

Cal .....	30 000 kg./24 hrs.
Agua.....	110 000 kg./24 hrs.
Densidad de la lechada .....	1.2
Tiempo de hidratación y suspensión.....	10 minutos

La DORR COMPANY fabrica un hidratador muy eficiente, especialmente diseñado, para ser empleado en las industrias de carácter químico que requieren suspensiones homogéneas de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .

El agua y la cal se mezclan en un tanque provisto de un sistema de agitación (Turbo-Mixer). Formando parte del equipo está instalado un clasificador para la eliminación de las partículas gruesas no suspensibles (tales como cal mal quemada e impurezas varias). Consiste este de un compartimento abierto, en forma de rampa alargada por la cual se deslizan continuamente dos rastrillos que arrastran consigo las partículas insolubles eliminándolas por su parte superior.

El volumen que circulará diariamente por el hidratador será:

$$\frac{110\ 000 + 30\ 000}{1.2} = 116\ 700 \text{ litros}$$

Considerando que la hidratación de la cal tarde 10 minutos se necesitará un tanque de una capacidad:

$$\frac{116\ 700 \times 2}{144} = 2 \text{ m}^3 \text{ (Considerando 100\% exceso)}$$

y se escoge en el catálogo el tipo más cercano a estas especificaciones.

Los motores anexos a este aparato son: uno de 2 HP para el agitador y uno de 1.5 HP para el clasificador.

## 2) DISOLVEDOR:

### Datos:

Licor diluido .....	343,132 kg./24 hr.
Soda ash .....	50,000 kg./24 hr.
Carbonato recirculado .....	9,000 kg./24 hr.
Calor de disolución.....	5,600 cal./mol.
Calor específico de la solución.....	0.9
Densidad media de la solución .....	1.143

El disolvedor será un tanque de fondo plano, provisto de un sistema de agitación y de serpentín de calentamiento. Su volumen deberá ser suficiente para disolver y almacenar la solución que se va alimentar en una hora.

### Dimensiones:

Pasa a través de él, por 24 horas:

$$343,132 + 50,000 + 9,000 = 402,132 \text{ kg.}$$

que representa un volumen de:

$$\frac{402\ 132}{1.143} = 350\ 000 \text{ litros}$$

Si queremos darle capacidad para almacenar la solución correspondiente a una hora de trabajo, su capacidad deberá ser de:

$$\frac{350\ 000}{24} = 14\ 583 \text{ litros}$$

Supondremos al tanque una capacidad efectiva de 15 m<sup>3</sup>.

### **Agitación:**

La agitación tiene por objeto acelerar la disolución. No se trata aquí de una solución muy densa o viscosa, de manera que un simple agitador de turbina (Turbo-mixer) puede dar buenos resultados. Necesitará accionarse con un motor de 2 HP.

### **Calefacción:**

Se calienta la solución para acelerar su disolución. La temperatura óptima es 35° C. Pero, por otra parte el calor de disolución es de 5,600 cal/g-mol, de manera que esto en sí significa ya un desprendimiento de calor:

$$\frac{52\ 000 \times 5\ 600}{106} = 2\ 747\ 170 \text{ Kcal}$$

que calienta la solución, originalmente a 25°, hasta:

$$25 + \frac{2\ 747\ 170}{402\ 132 \times .9} = 33^{\circ}\text{C}$$

de manera que el calentamiento prácticamente no sería necesario. Conviene, sin embargo, subir la temperatura a unos 50°, de manera que la solución sea más rápida y también para que el líquido llegue ligeramente precalentado al primer caustificador y el trabajo de éste sea más homogéneo. Consideramos pues, un área de calentamiento suficiente para elevar la temperatura 25°, teniendo en cuenta que habrá épocas en que el licor llegue a temperatura inferior a 25°C. que se ha tomado como media:

La cantidad de calor que hay que agregar será:

$$402\,132 \times 25 \times 0.9 = 9\,000\,000 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs.}$$

Considerando que se trabaja con vapor de 55 lb. manométricas, la temperatura a que este condensa es de 148°C, y el calor latente de condensación de 510 KCal/Kg. La diferencia media de temperaturas será:

$$t_m = \frac{(148 - 25) - (148 - 50)}{2.3 \log \frac{(148 - 25)}{(148 - 50)}} = 110^\circ\text{C}$$

Considerando un coeficiente total de transmisión de calor de

$$U = 14\,500 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs. m}^2 \text{ }^\circ\text{C.}$$

necesitamos un área de:

$$A = \frac{9\,000\,000}{14\,500 \times 110} = 5.65 \text{ m}^2$$

No podemos usar tubo de cobre, porque éste no resistiría la acción de la solución. Tenemos que usar tubo de acero. Eligiendo tubo de 1" No. 40 que tiene una superficie de 0.344 sq.ft por ft. de longitud o sea:

$$\frac{0.344 \times 0.093}{0.305} = 0.105 \text{ m}^2/\text{m.l.}$$

La longitud del serpentín deberá ser, por lo tanto:

$$\frac{5.65}{0.1050} = 53.8 \text{ m}$$

### 3) BATERIA DE CAUSTIFICADORES:

#### Datos:

Alimentación .....	539,000 kg./24 hr.
Tiempo de reacción. ....	1 hora
Temperatura óptima. ....	85°C.
Densidad media aproximada. ....	1.16
Calor específico de la mezcla. ....	0.85

### Dimensiones:

Los tres efectos que forman la batería están conectados en serie, de manera que por cada uno pasa la totalidad del volumen tratado; debiendo permanecer una tercera parte del tiempo necesario para que se lleve a cabo la reacción, o sea 20 min. aproximadamente. Para mayor seguridad y dado el caso de que se trabajara con materia prima de calidad algo inferior, y en general en condiciones más desfavorables, supondremos la capacidad de los caustificadores de tal magnitud que se pueda hacer la reacción en dos horas, es decir asumiendo que la solución permanecerá 40 min. en cada efecto de la batería. El volumen de la solución que reacciona, será:

$$\frac{540\ 000}{1.16} = 465\ 000 \text{ litros/24 hrs}$$

$$\frac{465\ 000}{36} = 12.9 \text{ m}^3$$

Se harán los caustificadores de una capacidad de 15 m<sup>3</sup>, para de esta manera estar dentro de los límites de seguridad.

### Agitación:

La Compañía Dorr ha patentado unos equipos de circulación muy eficiente, en los que se combina la agitación mecánica con inyección de aire comprimido. El agitador consiste en un eje central hueco al que van acoplados en la parte inferior unas paletas arrebañadoras, que, al girar acercan toda la masa depositada al centro. En esta parte se introduce una corriente de aire comprimido al eje hueco, que, por arrastre, hace ascender la suspensión junto con precipitado a la parte superior del mismo, donde por encima del nivel del líquido, están adosados a dicho eje unas paletas huecas, provistas de perforaciones que, al girar se encargan de distribuir el líquido por toda el área.

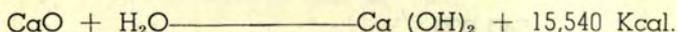
Al eje se le imprime un movimiento de 5-6 R.P.M., para evitar que la agitación sea demasiado intensa, y resulte un precipitado difícil de asentar. El aire se introduce comprimido a una atmósfera. El motor para accionar el mecanismo de agitación, tendrá una potencia de 1 H.P.

### Calefacción:

Como ya se ha dicho anteriormente, la temperatura debe mantenerse a unos 85°C, si se quiere que la reacción proceda con rapidez y sea reducida la formación de sales dobles.

Para determinar aproximadamente la temperatura a que estará la mezcla, dado el calor que traen los líquidos, tanto la suspensión que procede del hidratador, como el que llega del disolventor; tomaremos como base la temperatura de 25°C. y consideraremos que el primero pierde un 40% de su calor por radiación (dado que en el hidratador se separan las impurezas insolubles). El segundo perderá un 30%.

Recordamos que:



En nuestro caso:

$$\frac{15\,540 \times 28\,470}{56} = 7\,900\,000 \text{ Kcal}$$

Así es que llega al primer cuastificador:

$$7\,900\,000 \times 0.6 = 4\,740\,000 \text{ Kcal en la lechada de cal.}$$

Por otra parte la solución de carbonato trae:

$$9\,000\,000 \times 0.7 = 6\,300\,000 \text{ Kcal.}$$

Lo que da un total de:

$$4\,740\,000 + 6\,300\,000 = 11\,040\,000 \text{ Kcal.}$$

Si el calor específico de la mezcla es aproximadamente: 0.85 la solución estará a:

$$25 + \frac{11\,040\,000}{540\,000 \times 0.85} = 48^\circ\text{C}$$

Luego tendremos que proporcionar una superficie de calefacción suficiente para poder subir la temperatura a las condiciones de trabajo. Para situarnos en condiciones conservadoras, la diseñaremos para

subir la temperatura 45°C, con objeto de tener un cierto margen en el caso de que, por cualquier circunstancia, la mezcla entre más fría. La cantidad de calor que será necesario transmitir, es:

$$539\,000 \times 0.85 \times 45 = 21\,023\,000 \text{ Kcal.}$$

La temperatura de condensación del vapor empleado en la planta es 148°C, de manera que la diferencia media de temperatura, será:

$$t_m = \frac{(148 - 40) - (148 - 85)}{2.3 \log \frac{(148 - 40)}{(148 - 85)}} = 85^\circ\text{C}$$

Asumiendo el coeficiente de transmisión de calor de:

$$U = 14,500 \text{ Kcal}/^\circ\text{C m}^2 \text{ 24 hrs.}$$

el área será de:

$$A = \frac{21\,023\,550}{14\,500 \times 85} = 17 \text{ m}^2$$

en el primer efecto. Usando tubo de acero de 1" (No. 40), la longitud del serpentín será de:

$$\frac{17.00}{0.105} = 162 \text{ m.}$$

Podemos asumir que la mezcla, al pasar de un efecto al otro, pierde un 5-10% de calor, de modo que llega al caustificador siguiente a una temperatura de 80°C. Habrá pues que proporcionar, tanto en el segundo como en el tercer efecto, un calentamiento suficiente para mantener la temperatura a 85°C. Esto implicará una transmisión de:

$$539\,000 \times 0.85 \times 5 = 2\,336\,000 \text{ Kcal.}$$

Siendo la diferencia media de temperaturas:

$$t_m = \frac{(148 - 80) - (148 - 85)}{2.3 \log \frac{(148 - 80)}{(148 - 85)}} = 65.5^\circ\text{C}$$

y, por lo tanto, el área de calefacción:

$$A = \frac{2\,336\,000}{65.5 \times 14500} = 2.4 \text{ m}^2$$

Empleando tubo de acero de 1" (No. 40), cada efecto deberá estar provisto de un serpentín de:

$$\frac{2.4}{0.105} = 22.85 \text{ m}$$

#### 4) ASENTADORES:

##### Datos:

Sólidos húmedos asentados en 24 horas..... 99,200 kg.  
Coeficiente de área del asentador Dorr..... 1.5 m<sup>2</sup>/Ton.

La Compañía Dorr, que se ha especializado en equipo para procesos de asentamiento, proporciona, para el caso de lodos de caustificación, un coeficiente medio de:

1.5m<sup>2</sup>/Ton. sólidos húmedos asentados en 24 horas.

Luego, en nuestro caso necesitaremos un área de:

$$99.2 \times 1.5 = 150 \text{ m}^2.$$

Empleando en el primer asentador un modelo de 5 Bandejas, éste tendrá un área de:

$$A = \frac{150}{5} = 30 \text{ m}^2$$

El segundo asentador, o sea el que va conectado en serie, tendrá que tener en cada bandeja un área suficiente para asentar la totalidad de sólidos o sea:

$$A = 150 \text{ m}^2.$$

Se escogerá un modelo de 2 platos logrando de esta manera un lavado a contracorriente en dos etapas.

Para accionar el primer asentador, lo proveeremos de un motor de 2 HP. y al segundo de uno de 5 HP.

Se prefiere el asentador de bandeja múltiple por dos razones:

- 1) Ahorrar espacio,
- 2) Conservar el calor y facilitar de esta manera el asentamiento.

### 5) FILTRO CONTINUO ROTATORIO DE VACIO:

#### Datos:

Sólidos húmedos depositados en 24 horas.... 58,100 kg.  
Coeficiente de depósito. .... 5,800 kg/m<sup>2</sup>

La Compañía OLIVER UNITED FILTERS proporciona como dato para el caso de lodos de caustificación, un depósito de 5,800 kg., de sólidos por metro cuadrado de superficie de filtración. En nuestro caso, necesitamos un tipo que tenga una superficie de:

$$\frac{58\ 100}{5\ 800} = 10\ m^2$$

El modelo que posiblemente más nos convenga, tiene las siguientes dimensiones:

Diámetro: 6 ft.

Diámetro: 5 ft.

Ancho: 4 ft.

Area: 113.04 ft<sup>2</sup> = 10.5 m<sup>2</sup>

La tela de filtro será de metal Monel, lo mismo que el agitador. Se hace un vacío de 15" de Hg. o sea 380 mm. de vacío (200 mm de presión). El aparato viene provisto de sistema de lavado del depósito. El motor para accionar el filtro y agitador será de 2 HP.

## 6) SISTEMA DE EVAPORACION:

Agua total por evaporar (24 hrs.).....	362,890 kg.
Agua evaporada por hora.....	15,120 kg.
Temperatura de alimentación .....	25°C.
Alimentación total (24 hrs.) .....	439,872 kg.
Alimentación por hora. ....	18,328 kg.
Temperatura de condensación del vapor de calefacción (55 lb. manométricas o sea 3.87 kg/cm <sup>2</sup> ). ....	148°C.
Calor específico medio de la solución en efecto 2	0.93
Calor específico medio de la solución en efecto 1	0.77
Calor latente condensación vapor calefacción....	510 Kcal/kg.

En la página 21 y siguientes, hemos señalado algunas de las dificultades inherentes a la concentración de lejías cáusticas, habiendo sugerido el empleo de evaporadores de circulación forzada, con calandrias de metal Monel; conectados a contracorriente. Antes de proceder a un cálculo aproximado de las principales características de este equipo, necesitamos determinar el número de efectos que sea más económico instalar. Estableciendo la ecuación del gasto diario total, compuesta del gasto fijo y de los gastos de operación, y recordando el concepto algebraico de máximos y mínimos, obtenemos la siguiente ecuación que nos determina el número económico de efectos:

$$N = \sqrt{\frac{350 b W}{0.85 a C}}$$

Considerando la eficiencia media de evaporación 0.85 y los días de trabajo al año, 350, y siendo:

N = Número económico de efectos,

b = Costo de 1 Kg. de vapor de calefacción,

C = Costo de un evaporador con todos sus accesorios e instalaciones,

a = Anualidad (Amortización del equipo, intereses del capital invertido, etc.)

W = Agua que hay que evaporar, en Kg/24 horas:

Como el vapor que se va a emplear en los evaporadores ya ha desempeñado trabajo útil, generando corriente en el turbogenerador, le asignaremos un costo de \$ 0.002 kg. Si:

$$b = \$ 0.002$$

$$C = \$ 150,000.00$$

$$\alpha = 0.3$$

$$W = 360,000 \text{ kg.}$$

$$N = \sqrt{\frac{350 \times 0.002 \times 360\,000}{0.85 \times 150\,000 \times 0.3}} = \sqrt{6.5} = 2.5$$

Instalaremos un equipo de dos efectos.

#### Hipótesis:

- 1) La presión en el segundo efecto es de 100 mm. de mercurio, y consideramos que en el primero la presión es intermedia entre la ambiente y la del segundo, o sea aproximadamente 350 mm. de mercurio.
- 2) Las pérdidas de calor por radiación que sufre el vapor que pasa del primero al segundo efectos, son del orden de un 5%.
- 3) Se emplean evaporadores tipo Kestner, de circulación forzada, con coeficientes de transmisión de calor aproximadamente:

I efecto .....	3,500 Kcal/°C m <sup>2</sup> hr.
II efecto .....	4,850                    "

Datos: Badger & Baker. (Industrial Chemical Technology)

Basándonos en nuestra primera hipótesis, vemos que las temperaturas de ebullición del agua a las presiones asumidas son, respectivamente:

100 mm .....	51°C.
350 mm .....	80.5°C.

y los calores latentes de vaporización en las mismas condiciones:

100 mm .....	567 KCal/Kg.
350 mm .....	551 Kcal/Kg.

En la página 414 de la tercera edición de "PRINCIPLES OF CHEMICAL ENGINEERING" de Walker, Lewis, McAdams & Gilliland, encontramos un esquema de Dühring para soluciones de sosa cáustica a diversas concentraciones. De aquí vemos que la solución hierve, en el primer efecto a 125°C.

Para poder establecer el balance material y de calor, que es necesario para poder calcular aproximadamente las características del equipo, tanto en lo que concierne a su área de calefacción como su consumo de vapor, tenemos que hacer una cuarta hipótesis: Suponemos que en el primer efecto se evapora el 55% de la solución, y en el segundo, el 45% restante:

$$\text{I efecto: } 15,120 \times 0.55 = 8,316 \text{ kg.}$$

$$\text{II efecto: } 15,120 \times 0.54 = 6,804 \text{ kg.}$$

de modo que la concentración final en el segundo efecto es de:

$$\frac{38\,494}{24} = 1\,604 \text{ kg NaOH/hr}$$

$$18,328 - 6,804 = 11,524$$

$$\frac{1\,604}{11\,524} = 0.139$$

y el punto de ebullición, según la gráfica de Dühring, es 54°C.

Al primer efecto habrá que suministrarle, como calor sensible:

$$11\,524 \times 0.77 (125 - 54) = 630\,000 \text{ Kcal}$$

y como calor latente:

$$8\,316 \times 551 = 4\,582\,000 \text{ Kcal}$$

y el segundo efecto; respectivamente:

$$18\,328 \times 0.93 \times (52 - 25) = 460\,000 \text{ Kcal}$$

$$6\,804 \times 567 = 3\,858\,000 \text{ Kcal}$$

El calor suministrado al primer efecto es:

$$630\,000 + 4\,582\,000 = 5\,212\,000 \text{ Kcal.}$$

En el segundo efecto se necesitan:

$$3\,858\,000 + 460\,000 = 4\,318\,000 \text{ Kcal.}$$

que son suministrados por el vapor que sale del primero con 4.582,000 Kcal. Las cantidades checan bastante bien si se consideran las pérdidas por radiación que son del orden de un 5%:

$$4\,582\,000 \times 0.95 = 4\,352\,900 \text{ Kcal.}$$

de manera que podemos considerar nuestra hipótesis suficientemente aproximada.

El área de calefacción de cada uno de los efectos será, respectivamente:

$$\text{I efecto: } \frac{5\,212\,000}{4\,850 \times (148 - 125)} = 46.72 \text{ m}^2$$

$$\text{II efecto: } \frac{4\,318\,000}{3\,500 \times (80.5 - 54)} = 46.55 \text{ m}^2$$

Para tener un margen de seguridad, asumiremos un área de calefacción de 50 m<sup>2</sup> en cada efecto.

En el equipo de evaporación se usará un **CONDENSADOR** de mezcla, por ser más económico, y dado el caso de que no tenemos especial interés en recuperar el condensado del vapor que sale del último efecto. Escogemos un modelo a contracorriente, para poder usar una bomba "seca" que se limite a extraer los gases no condensables (saturados de humedad) para mantener el vacío, eliminándose barométricamente el agua de condensación y de enfriamiento, para lo cual se coloca al condensador a una altura adecuada. El agua entra a contracorriente con el vapor, cayendo gravimétricamente a través de una serie de obstáculos (pantallas) para que se subdivida y entre en más íntimo contacto con el vapor que asciende. Este se condensa y sale junto con el agua por el tubo barométrico, que está provisto de una trampa de vapor.

## CONDENSADOR

Vapor que debe condensarse .....	6,804 Kg/hora
Calor latente de condensación .....	567 Kcal/kg

Temperatura de entrada del agua de condensación .....	15°C
Temperatura de condensación del vapor.....	51°C
Temperatura de salida del agua de condensación .....	50°C

El consumo de agua de enfriamiento, por kilogramo de vapor condensado, viene dado por la fórmula:

$$n_c = \frac{Y + (t_o - t_c)}{t_c - t_l}$$

en donde:

- $n_c$  = Kg agua/Kg vapor
- Y = Calor latente de condensación del vapor
- $t_o$  = Temperatura de condensación del vapor
- $t_l$  = Temperatura de entrada de agua de enfriamiento
- $t_c$  = Temperatura de salida de la misma

$$n_c = \frac{567 + (51 - 50)}{50 - 15} = 16.3$$

Luego el consumo de agua de enfriamiento, será:

$$6\ 804 \times 16.3 = 111\ 000 \text{ litros/hora}$$

Tanto el vapor que pasa del primero al segundo efectos, como el que pasa de éste último al condensador, tiene tendencia a arrastrar partículas finísimas de líquido, lo que por una parte significa una pérdida, y por otra, una impurificación del agua. Con el fin de disminuir el "arrastre", se colocan en el interior del evaporador mismo, pantallas que atajen las partículas líquidas suspendidas. Pero, como esto no es suficiente, hay que proporcionar, a la salida de cada efecto, un **SEPARADOR**. Este aparato aumenta la velocidad del vapor y separa las partículas líquidas que trae consigo, por efecto de fuerza centrífuga. Estos separadores se instalan dentro del mismo cuerpo del evaporador, para proteger de esta manera al vapor de pérdidas por radiación al exterior.

Se deberán instalar a la salida de cada cámara de vapor, trampas, para eliminar el condensado solamente, evitando pérdi-

das de vapor, e impidiendo por otra parte que se acumule el condensado.

Otros accesorios, que se describirán más adelante, son las bombas de circulación forzada, de eliminación de condensado del segundo efecto, eliminación de gases no condensables, etc.

Las compañías que más han especializado en evaporadores para esta clase de trabajo son:

- 1) Swenson Evaporator,
- 2) Buffalo Foundry & Machine Co ,
- 3) Zarembo,

entre las cuales puede escogerse la abastecedora de este equipo.

Nos ocuparemos en seguida, de reseñar brevemente las instalaciones y accesorios indispensables para la operación de la planta.

Las lejías diluídas que se extraen del primer asentador, se pasarán por gravedad a un tanque de concreto, subterráneo, cubierto, de 50 m<sup>3</sup> de capacidad. Este depósito sirve para regularizar el suministro de lejía a los evaporadores.

La lejía ya concentrada, se pasa a los tanques de reposo, en donde se enfría y se asientan las sales (carbonato y cloruro sódicos, etc.), que se han precipitado durante la concentración. Estos tanques, de hierro fundido, tienen una forma pronunciadamente alargada, terminando en su parte inferior en un cono. Las sales asentadas, junto con la lejía que las satura, se bombean al disolvidor para reincorporarlas al proceso. Se considera la instalación de una batería de cinco tanques de reposo, cada uno con unos 7.5 m<sup>3</sup> de capacidad. De esta manera, la solución puede reposar unas 12 horas, tiempo suficiente para que se enfríe.

De los tanques de reposo se bombea la lejía concentrada, ya decantada, a los depósitos de almacenamiento. Conviene que éstos puedan guardar por lo menos la producción de diez días. Tres tanques de 100 m<sup>3</sup> cada uno se colocarán con este objeto cerca del escape de ferrocarril y también con acceso por parte de camiones cisterna.

El licor diluído que se extrae del segundo asentador y que va a servir para hacer la solución de carbonato sódico en el disolvidor, se bombea a un tanque de 10 m<sup>3</sup> de capacidad, situado a unos 5 metros sobre el suelo y que sirve para regularizar el suministro.

Mientras se estudia el modo de aprovechar los lodos de  $\text{CaCO}_3$ , ya sea para cemento o para ladrillo silicocalcáreo, se verá la manera de eliminarlos de la forma más económica.

Con este objeto se coloca en la parte inferior del filtro rotatorio un tanque, provisto de un sistema (turbomixer) de agitación, (motor de 2 HP) al que va cayendo el lodo filtrado con un 15% de humedad, agregándose 98 m<sup>3</sup>/día de agua para fluidificarlos, con lo que quedan en una suspensión del 30% aproximadamente. Por gravedad sale ésta en tubo de concreto de 8" hasta fuera de la fábrica en donde se va acumulando. El tanque de mezcla será de unos 2 m<sup>3</sup>.

El manejo de las suspensiones y lodos se hará por medio de bombas DORRCO de diafragma:

#### I.—Bombeo de la lechada de cal:

Gasto: 137,000 kg, lechada/24 horas.

$$\frac{=}{=} 5\,709 \text{ kg/hora}$$

$$\frac{=}{=} 100 \text{ kg/min}$$

$$\frac{=}{=} 220 \text{ lb}$$

$$\frac{=}{=} \frac{220}{63.3 \times 1.2} = 2.8 \text{ cuft/min}$$

Nos conviene una Dorrco 3 Simplex, capaz de manejar 5.72 cuft de agua a una altura de 25' que es suficiente. (100% exceso) Motor acoplado: 3 HP.

#### II.—Bombeo de la mezcla suspensoide de Caustificador III a Asentador I:

Gasto: 540,000 kg. = 1.181,400 lb/24 horas.

$$\frac{=}{=} 820 \text{ lb/min}$$

$$\frac{=}{=} 11.23 \text{ cuft/min}$$

Nos conviene para este caso una bomba 4 Triplex, con gasto de 17.16 cuft/min. de agua pura. HP: 7.5

#### III.—Paso del asentador I al II:

Gasto: 100,000 kg/24 horas = 220,000 lb/24 horas.

$$= 153 \text{ lb/min}$$

$$= \frac{153}{95} = 1.6 \text{ cuft/min}$$

Ajusta a estas condiciones la DORRCO 3 Simplex de 3 HP puesto que bombea 3.6 cuft de agua que equivalen a bombear  $3.6 \times 0.5 = 1.8$  de suspensión.

#### IV.—Paso del Asentador II al Filtro Rotatorio:

Las mismas condiciones que en el caso anterior:  
DORRCO 3 Simplex de 3 HP.

#### V.—Paso del carbonato asentado en los depósitos de reposo al disolvedor:

Gasto: 9,000 kg/día.

6.2 kg/min.

Se empleará un Dorcco 1 Duplex con motor de 2 HP.

Para el manejo de soluciones tenemos que prever:

##### 1) Bomba del Disolvedor al Caustificador I:

(Lleva solución de carbonato al 12.5%)

Gasto: 400,000 kg/24 hrs.

$\bar{=} 4.7$  kg/seg

$\bar{=} 10.0$  kg (100% seguridad)

Altura total: 10 m.

Eficiencia bomba: 0.8

Motor:

$$P = \frac{10 \times 10}{76.04 \times 0.8} = 1.65 \bar{=} 1\frac{3}{4} \text{ HP}$$

Tubería: 3".

##### 2) Bomba del asentador 2 al tanque de distribución de licor diluido:

(Lleva solución diluída de sosa)

Gasto: 350,000 kg/24 hrs.

Altura total: 5 m.

Motor: 1 HP.

Tubería: 2".

**3) Bomba para extraer la lejía concentrada de los tanques de reposo y llevarla a los tanques de almacenamiento:**

(Lleva solución muy concentrada de sosa)

Gasto: 10 kg/seg.

Altura total: 10 m.

Motor: 1¾ HP.

Tubería: 2".

**4) Bomba para cargar vagones cisterna de ferrocarril:**

Gasto: 10 kg/seg.

Altura: 5 m.

Motor: 1 HP.

Tubería: 2".

**5) Bomba para cargar camiones cisterna:**

Motor: 1 HP.

Tubería: 2".

Anexas al sistema de evaporación tenemos:

**Bombas para circulación forzada:**

Cada efecto irá provisto de una bomba de 15 HP para obtener un paso rápido del líquido por concentrar, a través de los tubos de la calandria.

**Bombas de alimentación y descarga:**

Como el primer efecto se halla al vacío no hay necesidad de bomba para alimentarlo, ya que entrará por succión. Para el paso del primero al segundo efectos, sí se necesitará una bomba que venza la diferencia de presiones, que en este caso sería de 250 mm. El gasto que pasa de II a I es:

$$\frac{11\ 524}{3\ 600} = 3.2\ \text{kg/seg}$$

Consideremos la densidad igual a 1 y entonces la presión que debe vencer equivale a una altura de  $13.61 \times 0.25 = 3.4025$  m. de agua:

$$P = \frac{3.2 \times 3.4025}{76.041 \times 0.7} = 0.22 \approx 1/3 \text{ HP}$$

Se considera una bomba de  $1/3$  HP para el caso de que, o la alimentación suba momentáneamente, o el vacío en el primer efecto baje.

La bomba de descarga del primer efecto bombea un gasto de:

$$\frac{3\ 208}{3\ 600} = 0.89 \text{ kg/seg}$$

la presión que debe vencer es la misma que en el caso anterior; y para tener un margen de seguridad, y considerando que la solución va a ser bombeada hasta los tanques de reposo que tendrán una altura mínima de 8 metros, tomamos como altura de bombeo: 15 m.

$$P = \frac{0.8573 \times 15}{76.041 \times 0.7} = .26 \approx 1/3 \text{ HP}$$

Para el transporte de sólidos, en nuestro caso limitado al manejo de ceniza de sosa entre los silos de la planta de carbonato y el disolvedor, y a la carga de la cal entre la vagoneta Decauville que la trae de los hornos de cal y el hidratador, emplearemos sistemas de transportadores-elevadores Redler.

La distancia entre la descarga común de los silos de soda ash y el disolvedor será:

Longitud: 16 m.

Altura: 2 m.

Teniendo en cuenta que se deben proporcionar:

$$\frac{50}{24} = 2.1 \text{ Tons/hora}$$

nos conviene un Redler de 5" que se mueva a una velocidad de 15 ft/min. El motor que llevará acoplado tendrá una potencia de:

$$P = \frac{FLT + GHT + KT}{1\ 000}$$

Siendo en este caso:

$$F = 11.4$$

$$G = 6.5$$

$$K = 20.0$$

$$L = 53 \text{ ft.}$$

$$H = 6.5 \text{ ft.}$$

$$T = 2.1 \text{ Tons.}$$

$$P = \frac{11.4 \times 53 \times 2.1 + 6.5 \times 2.1 + 20.0 \times 2.1}{1000} = 1.398 \text{ HP}$$

Emplearemos un motor de 2 HP.

La distancia entre la descarga de cal y el hidratador es de 4 m., y la altura a que se va a subir el producto, 2 m. Se transportarán 30,000 kg/24 horas o sea 1.25 Tons/hora. Escogemos un Redler de 5" que se mueva a una velocidad de 10 ft/min., y le acoplamos un motor de 1 HP. La vagoneta Decauville se descarga sobre una tolva colocada sobre el Redler, que va alimentando gradualmente éste.

La ventaja de emplear estos aparatos para alimentación mecánica, estriba en que, con ello, se asegura un suministro uniforme y regular, con solo fijar la velocidad adecuada.

El condensador lleva como accesorio una bomba de vacío, encargada de la eliminación de los gases no condensables presentes en el vapor.

Cantidad de aire en el vapor .....	0.2 %
Presión absoluta del vapor .....	100.0 mm
Volumen específico del vapor .....	12.0 m <sup>3</sup>

Como la presión de vapor es 100 m., la de los gases no condensados (aire, etc.), es de 0.2 mm.

El volumen del vapor será:

$$A = 6,804 \times 12 = 81,648 \text{ m}^3.$$

siendo la tensión de vapor la correspondiente a la temperatura del agua de enfriamiento, con cierto aumento por ser la operación a contracorriente. A  $t = 18^\circ$  la tensión de vapor es 15.8 mm.

La cantidad de gases no condensables que hay que retirar por minuto para conservar el vacío, nos viene dada por la siguiente

fórmula de HEAT TRANSMISSION & EVAPORATION por W. L. Badger (1a. edición). pág. 221:

$$V_n = \frac{A p_a (t_r + 273)}{(P - d)(t_o + 273) 60}$$

sustituyendo:

$$V_n = \frac{81\,648 \times 0.2 \times (18 + 273)}{(100 - 15.8)(51 + 273) 60} = 2.9 \text{ m}^3/\text{min}$$

La potencia del motor de esta bomba, será, teniendo en cuenta que debe hacer un vacío de  $585 - 100 = 485 \approx 500$  mm. de mercurio desplazando un volumen de  $2.9 \text{ m}^3$  por minuto:

$$500 \text{ mm} = 6,800 \text{ kg/m}^2$$

Considerando la eficiencia de la bomba: 0.7

$$P = \frac{2.9 \times 6\,800}{76.041 \times 60 \times 0.7} = 6.1 \text{ HP} \approx 6.5 \text{ HP}$$

El filtro continuo rotatorio vendrá equipado con una bomba de vacío. La Compañía Oliver proporciona los siguientes datos:

Vacío de trabajo: 15" Hg.

Volumen desplazado: 6 cu ft/ft<sup>2</sup>área.

Como el área es de 113 ft<sup>2</sup>, el total de aire que se deberá succionar por minuto será:

$$113 \times 6 = 678 \text{ ft}^3.$$

Siendo la potencia de la bomba de vacío de:

$$P = \frac{0.000157 \times 678 \times 15 \times 13.6}{0.8} = 27.143 \text{ HP}$$

Emplearemos una bomba de vacío de 30 HP.

El vacío se aplicará a través de una trampa de humedad, provista de tubo barométrico, para evitar que llegue humedad a la bomba, que será seca.

Para eliminar el filtrado y subirlo al asentador segundo, necesitaremos una bomba de 1 HP, considerando que se tiene que vencer el vacío que existe en el interior del aparato, y además subir el líquido hasta la bandeja superior del asentador.

En nuestra instalación se usará el aire comprimido con diversos fines:

- 1) Como medio de agitación en los caustificadores,
- 2) Como ayudante en los filtros rotatorios.
- 3) Como emergencia en los quemadores de la caldera.

Asumiremos que se suministre a cada caustificador 1 cuft/seg de aire a 1 atmósfera manométrica y al filtro Oliver:

10 pies<sup>3</sup>/min.

Lo que hace un total de:

190 pies<sup>3</sup>/min. o sea 5.38 m<sup>3</sup>/min.

Para hacer frente a mayor agitación en los caustificadores, así como a servicio de emergencia en los quemadores de las calderas, le daremos al compresor una capacidad sobrada: 200 pies<sup>3</sup>/min.

La relación de compresión será:

$$14.7 + 11.32 = 26.02.$$

$$\frac{26.02}{11.32} = 2.3$$

2.3 x 14.7 = 33.81 lb. (Si se trabajase al nivel del mar).

En la tabla del Kent corresponde a 1 pie cúbico comprimido a 33.81 (Considerando eficiencia de 85% del proceso).

$$P = .072 \text{ HP.}$$

Luego, en nuestro caso la potencia del motor de la compresora, será:

$$200 \times .072 = 15 \text{ HP}$$

Se instalará una compresora INGERSOLL RAND. Se incluirá en la instalación un depósito regulador de presión, provisto de un manómetro. La compresora estará dotada de su sistema de enfriamiento de agua. Teniendo agua a 90°F (que vendría a constituir el caso más pesimista), se necesita, según datos prácticos (Kent pág. 1-50), en nuestro caso: 0.9 galón de agua por 100 cu ft de aire:

$$1.8 \text{ Galones/min} = 2 \text{ 600 Gal/24 horas}$$

o lo que es lo mismo:

$$2 \text{ 600} \times 3.78 = 10 \text{ 000 litros}$$

es decir consideramos para las necesidades de refrigeración de la compresora de aire: 10 m<sup>3</sup> de agua.

Para controlar la operación de la planta, habrá necesidad de instalar diversos dispositivos de medición.

Por medio de rotámetros se controlará la admisión de licor doliúdo al disolvedor, de solución de carbonato a los caustificadores, la entrada de alimentación al primer evaporador, y la entrada de agua al hidratador.

Los transportadores nos regularán automáticamente la entrada de ceniza de sosa y de cal al disolvedor y al hidratador respectivamente.

Los caustificadores estarán provistos de termómetros para vigilar el calentamiento, lo mismo que el disolvedor.

En el equipo de evaporación será donde se ejerza el control más preciso, procediéndose a instalar.

- 1) En el espacio de vapor un manómetro y un termómetro, que se complementan para deducir la presión de vapor.
- 2) En el espacio destinado al líquido se coloca un termómetro para controlar la temperatura de ebullición, procediéndose a instalar en el espacio de vaporización un vacuómetro. Con estos datos se puede saber en un momento dado la concentración de la solución en el efecto.
- 3) Para checar este último dato experimentalmente, se provee al aparato de tomas, para extraer muestras, así como de miras, para observar la altura del nivel.
- 4) Para mantener la altura del líquido constante, se instalan flotadores que regulan el volumen en cada efecto. Estos flotadores se colocarán de manera que puedan controlarse desde el exterior.
- 5) Se colocará una válvula de reducción en la línea de admisión de vapor de calefacción, para ejercer un control sobre la presión, que debe mantenerse constante.

Para controlar la operación de la planta habrá necesidad de instalar diversos dispositivos de medición. Los sensores de temperatura se colocarán en los puntos de salida de los evaporadores y en los puntos de salida de los condensadores. Los sensores de presión se colocarán en los puntos de salida de los evaporadores y en los puntos de salida de los condensadores.

Los evaporadores nos regularán automáticamente la entrada de vapor de agua y de gas al condensador y al evaporador respectivamente. Los sensores de temperatura estarán provistos de interruptores para avisar al operador en caso de anomalías. En el equipo de evaporación será donde se ejerce el control más preciso procediéndose a instalar:

- 1) En el espacio de vapor un manómetro y un termómetro que se complementan para medir la presión de vapor.
- 2) En el espacio de líquido se coloca un termómetro para controlar la temperatura de ebullición. Gracias a un sensor en el espacio de vapor se detecta un nivel anormal. Con estos datos se puede saber en un momento dado la concentración de la solución en el agua.
- 3) Para controlar este último dato experimentalmente se provee el equipo de toma para extraer muestra del punto de salida para observar la altura del nivel.
- 4) Para mantener la altura del líquido constante se instalan flotadores que regulan el volumen en cada etapa. Estos flotadores se colocan de manera que puedan controlar desde el exterior.
- 5) Se colocan una válvula de regulación en la línea de salida de vapor de condensación para ejercer un control sobre la presión que debe mantenerse constante.

## CAPITULO V

### SUMINISTRO Y DISTRIBUCION DE AGUA

Para poder hacer un estudio preliminar de las fuentes de obtención y del sistema de distribución del agua en la planta, tenemos que calcular el consumo de ésta:

#### Consumo de agua para uso industrial:

- I.—Agua para enfriamiento del condensador,
- II.—Agua de lavado en asentador II y filtro rotatorio,
- III.—Agua para formar la lechada de cal,
- IV.—Agua de reposición para el sistema de calderas.
- V.—Agua para fluidificar los lodos de  $\text{CaCO}_3$ ,
- VI.—Agua para enfriar la compresora de aire.

Que importan respectivamente (en números redondos y expresado en metros cúbicos/24 hrs.):

- 1: **Agua de enfriamiento del condensador:**  
 $111 \times 24 = 2,664 \text{ m}^3$ .
- 2: **Agua de lavado en asentador II:**  
 $300 \text{ m}^3$
- 3: **Agua para formar la lechada de cal:**  
 $110 \text{ m}^3$ .
- 4: **Agua de reposición para el sistema de calderas:**  
 $100 \text{ m}^3$
- 5: **Agua para fluidificar los lodos de  $\text{CaCO}_3$ , y lavado de filtro rotatorio:**  
 $100 \text{ m}^3$
- 6: **Agua para enfriar la compresora de aire:**  
 $10 \text{ m}^3$ .

### **Consumo de Agua para usos varios:**

I) Sanitario,

II) Irrigación.

Asumimos para uso sanitario:

20 m<sup>3</sup>.

Consideramos para irrigación de los jardines, caminos interiores, etc., así como usos diversos:

100 m<sup>3</sup>

### **Utilización económica del agua:**

El renglón correspondiente al consumo de agua de enfriamiento del condensador es mucho mayor que los demás reunidos. El agua que abandona el condensador, mezclada con el vapor ahí condensado, es perfectamente utilizable. Contiene una pequeñísima proporción de sosa cáustica; muy reducida, por estar provistos los evaporadores de separadores. Se la puede utilizar para todos los demás empleos que tiene en la planta. Por una parte es conveniente regresar parte de ella al proceso en forma de agua de lavado y licor diluído; con el fin de recircular parte de esa pequeñísima proporción de sosa cáustica que lleva. Por otra parte el utilizarla como agua de reposición en calderas, lleva la ventaja de que, además de que sale algo caliente, lo que ya significa un ahorro; la pequeña proporción de NaOH contribuye a mejorar su calidad, haciéndola agua más suave. Por otra parte es de calidad aceptable para emplearla en usos sanitarios y hasta de irrigación, sin que perjudique en ninguna forma.

Aparte de ser grande el volumen de agua para enfriamiento del condensador, es requisito indispensable que se proporcione a una temperatura de cuando más 15°C. El agua ambiente, la que se extrae de los pozos de la planta, sale a una temperatura que oscila entre los 23-28°C, así es que hay que someterla a un tratamiento de refrigeración. Cabe aquí reflexionar sobre la posibilidad de recircular el total de agua de enfriamiento a través de un dispositivo adecuado, cuidando tan solo de reponer las naturales pérdidas del circuito. Pero tenemos que tomar en cuenta que el agua de refrigeración sale a 50°C y para enfriarla hasta 15°C, tomados con un problema serio, que requeriría la instalación de una torre atmosférica de refrigeración bastante costosa.

Cabe aquí establecer un balance económico entre dos formas de operar:

1) Recircular a través de circuito de refrigeración la totalidad del agua empleada en condensación, suministrando tan sólo el agua necesaria para reponer las pérdidas causadas por evaporación y arrastre de aire.

2) Pasar el agua de refrigeración a través de torre de enfriamiento, utilizando en seguida parte de esta agua para fines varios y desechando el resto a través del Gran Canal.

En el terreno en que se va a localizar la planta se han llevado ya a cabo ciertos trabajos de perforación de pozos, que dan por resultado el poder afirmar que a 10 m. por debajo de la superficie se encuentra agua pura en el caudal que necesitamos.

Trabajando de la primera manera, tenemos, es verdad, un gasto menor de agua, que operando de la segunda. Pero en este caso, en cambio, la instalación de la torre nos sale mucho más económica ya que se trata de bajar la temperatura sólo de 25-15° en vez de 50-15°. Por otra parte, no tenemos que olvidar que en nuestro caso, el costo de agua se reduce al de bombearla 10-15 metros, o sea por metro cúbico/minuto:

$$P = \frac{1 \times 10}{76 \times 60 \times 0.7} = 0.00313 \text{ HP}$$

$$0.00313 \times 0.746 = 0.002335 \text{ Kwh.}$$

lo que significa un costo de (considerando la tarifa de la Cía. de Luz): 1 KW = \$ 0.06.

$$0.06 \times 0.002335 = \$ 0.00014 \text{ el m}^3/\text{min.}$$

En este costo no se ha considerado el bombeo a tanque elevado porque también intervendrá en la otra forma de operación. Teniendo en cuenta estas consideraciones, creemos justificado el operar sin recirculación; enfriando en cada caso, agua del pozo, y empleando el agua sobrante para los diversos usos que se han enumerado anteriormente.

Consideramos que en la torre atmosférica de enfriamiento se ocasionan pérdidas de un 10% a causa de la evaporación y del arrastre por el aire. De manera que la cantidad de agua que hay que pasar diariamente por la torre de enfriamiento, será:

$$\frac{2\ 664}{0.9} = 2\ 960\ \text{m}^3$$

A la salida del condensador, tendremos no tan solo el agua de enfriamiento, sino también el condensado del vapor del último efecto. Este hace subir la cantidad de líquido que sale del condensador a:

$$2,664 + 24(6.8) = 2,827\ \text{m}^3.$$

El tubo barométrico del condensador termina en un depósito que sella su salida. Este depósito está unido a un segundo, de donde se bombea a un tanque elevado, el agua que se va a utilizar en la sección de caustificación. Aparte se bombea el agua de reposición del condensado de las calderas, el agua que se va a emplear con fines higiénicos y de irrigación, y la consumida por la sección de carbonato. El primer depósito, o sea aquel que regula la alimentación a la torre de enfriamiento, es un tanque subterráneo.

De los 2 827 m<sup>3</sup> de agua que salen del condensador, se emplean:

- 302 m<sup>3</sup> para hacer el licor diluido,
- 110 m<sup>3</sup> para hacer la lechada de cal,
- 100 m<sup>3</sup> para reposición del agua de calderas,
- 120 m<sup>3</sup> para fines higiénicos y de irrigación.
- 98 m<sup>3</sup> para fluidificar los lodos de CaCO<sub>3</sub>,
- 10 m<sup>3</sup> para enfriar la compresora de aire,
- 1000 m<sup>3</sup> en la planta de Carbonato.

---

1740 m<sup>3</sup>

El tanque de desagüe del condensador tiene una tubería de nivel que regula el agua que se vierte al Canal del Desagüe en calidad de desperdicio. El tanque de distribución de agua al pie del condensador se hace de una capacidad de 15 m<sup>3</sup>.

El esquema de flujo No. 2 (Apéndice), muestra la circulación de agua a través del proceso.

Pasamos en seguida a estudiar el suministro, distribución y acondicionamiento del agua.

### Pozos:

La región de San Cristóbal Ecatepec, Mex., tiene una cantidad muy apreciable de agua subterránea. Para obtener agua de una calidad bastante buena, suponemos la necesidad de perforar, a una distancia de 2 metros entre sí, dos pozos de unos 40-50 metros de profundidad. El espejo del agua se mantiene constante en ellos entre 10-15 metros.

Estos pozos deben dar un gasto de:

Gasto diario:  $2\ 960\ m^3 \approx 3\ 000\ m^3$

$\approx 2.1\ m^3 / \text{min}$

Exceso:  $50\%$

$3.15\ m^3 / \text{min}$

Para mayor seguridad, se supone que el espejo llega a bajar hasta 25 m. El agua se bombea a un tanque de hormigón, enterrado, de  $50\ m^3$  de capacidad. Consideramos una altura equivalente de 35 m., tomando en cuenta la fricción en la tubería, pichancha, etc.

Usamos una bomba Deming de paza profundo con una eficiencia total, 0.7. La potencia del motor eléctrico que la accione será:

$$\frac{3\ 150 \times 35}{4562.5 \times 0.7} = 34.5 \approx 35\ \text{HP}$$

Necesitamos pues, dos bombas de pozo profundo, con tubería de 8" y motor eléctrico acoplado, de 35 HP.

### Torre de Enfriamiento:

Según catálogo de la Cooling Tower Company, Inc. para bajar la temperatura de 77 a 57-59° F (25 a 13-15° C) y contando con una velocidad de viento de, aproximadamente 8 km/hora como término medio, se necesita una torre por la que pase un gasto de 1.5 Galones por pie<sup>2</sup> /min de superficie efectiva.

Como en nuestro caso se trata de enfriar  $1.8\ m^3 = 475\ \text{Gal.}/\text{min}$ . se necesita una superficie efectiva de:

$$\frac{475}{1.5} \approx 316.6\ \text{sq.ft.}$$

El tipo más aproximado que tiene 300 sq. ft. de superficie activa y que, por lo tanto, sería el recomendable para nuestro caso, tiene las siguientes dimensiones:

Ancho: 19'  
Largo: 31'  
Alto: 32'

Siendo el material de construcción madera, y pesando la torre unas 32,000 libras. La madera más adecuada para este caso es pino.

Debajo de la torre se instala un tanque, que recibe el agua fría. Este tanque será de:

Ancho: 7 m.  
Largo: 12 m.  
Profn: 2 m.  
Volumen: 168 m<sup>3</sup>.

De este tanque se procede a bombear el agua al condensador. El tanque será de hormigón reforzado.

En la parte superior de la torre de enfriamiento se tiene un sistema de tuberías "en peine" con perforaciones gradualmente mayores a medida que se aleja el agua de la entrada, de manera que la distribución sea lo más homogénea posible, y para que el agua caiga en la forma más dispersa que se pueda.

Los platos de esta torre estarán espaciados 3 pies uno de otro. Las mamparas de madera de las paredes evitan, hasta donde es posible, el excesivo arrastre de agua por el aire y dirigen además el viento.

El agua almacenada en el tanque se sube a la parte superior de la torre de enfriamiento mediante una bomba centrífuga:

Gasto: 2 m<sup>3</sup> /min.

Longitud de la tubería:

Vertical: 13 m.

Horiztl.: 10 m. (subdiv. en 12 ramas perforadas).

Tubería de ascenso: 6"

Pérdida de carga: 3.93 ft/100 ft.

3 codos ..... 3(18) = 54 ft.

Las tuberías de descarga serán de 1":

Longitud ..... 10 m.

Pérdida por ensanchamiento 10 ft.

1 válvula: ..... 15 ft.

Longitud total equivalente:

$$23 \times 3,28 = 75 \text{ ft.}$$

$$75 + 54 + 10 + 15 = 154 \text{ ft.}$$

Tomando un 10% más, por pérdida de carga en perforaciones, etc., consideramos 170 ft.

$$1.7 \times 3.93 = 6.7 \text{ ft.}$$

$$6.7 \times 0.305 = 2 \text{ m.}$$

Altura total de bombeo: 15 m.

Potencia del motor: (Eficiencia de 80%).

$$\frac{2\,000 \times 15}{3\,650} = 8.21 \text{ HP} \approx 10 \text{ HP}$$

#### Suministro de agua al condensador:

Del tanque colocado en la parte inferior de la torre de enfriamiento, se bombea el agua fría al condensador. Para que la torre se encuentre favorablemente colocada con respecto a los vientos, se la coloca fuera de la planta de carbonato que rodea a la de caustificación. La longitud total de la tubería es de 115 m. = 380 ft. La altura que se va a subir el agua es de 14 m. El gasto:

$$G = 550 \text{ Gal/min}$$

nos determina a escoger tubería de 6". Considerando 4 codos y dos válvulas, la longitud será:

$$2(5) + 4(18) + 380 = 462'$$

Como la fricción para este gasto es de 3.93 ft. por 100 ft., la altura que debe agregarse por fricción es:

$$462 \times 0.00393 = 18.6 \text{ ft.}$$

$$18.6 \times 0.305 = 5.54 \text{ m.}$$

La altura total de bombeo, es:

$$12 + 5.54 + 2 = 20$$

y, considerando una bomba centrífuga con 0.8 de eficiencia total, la potencia del motor a ella acoplado, será:

$$\frac{550 \times 3.785 \times 20}{4 \times 562.5 \times 0.8} = 11.4 \text{ HP} \approx 12 \text{ HP}$$

**Tanque de distribución de agua en el interior de la nave de caustificación:**

Para determinar la altura a que se tiene que colocar este tanque con objeto de que el flujo de agua a las diversas partes del proceso sea gravimétrico, vamos a estudiar cada una de las distintas conexiones:

**1) Hidratador de cal:**

Gasto: 110 m<sup>3</sup>/24 hrs.

= 76.4 litros/min

= 100 litros (medida seguridad)

= 27 Gal/min

Con tubería de 1 1/2", la pérdida de carga es de 11 ft. por 100 ft. de tubería.

Longitud de la tubería ..... 18 m. = 59'

Número de codos ..... 2 = 8'

Válvulas ..... 1 = 5'

Longitud equivalente para pérdida por fricción:

2(8) + 5 + 59 = 80'

Siendo la pérdida entonces de:

80 x 0.01 = 8.8' = 2.7 m.

El tanque debe estar entonces a lo menos 2.7 m., por encima de la toma de agua del hidratador que está a unos 2 m.

**2) Asentador No. 2.**

Consume 300 m<sup>3</sup>/día o sea:

$$\frac{300 \ 000}{1 \ 440} = 208.34 \text{ litros/minuto}$$

Tomamos como máximo 250 litros en un momento dado. Esto equivale a:

66 Gal/min.

Usaremos tubo de 2 1/2".

Fricción: 6.2 ft. por 100 ft.

**Longitud:** 45 metros = 148'

Codos: 6 codos = 6 x 11 = 66'

Llaves: 1 llave = 5'

---

219'

Pérdida por fricción.

$$18.4 \times 2.19 = 13.6' = 4.5 \text{ m.}$$

Esto es por encima del nivel del asentador (que es de unos 31½ m.), luego es necesario que esté a 8 m.

c) **Al filtro rotatorio.**

La cantidad de agua es pequeñísima, pero la que va al diluidor es algo mayor. En total 100 m³/24 hrs.

$$\text{Gasto:} = \frac{100\ 000}{1\ 440} = 69.4 \text{ } \ddot{=} \text{ 75 litros/min}$$

$$\ddot{=} 20 \text{ Gal/min}$$

Con tubería de 1¼" la pérdida de carga es de 11.1 ft/100 ft.

Longitud total:

Tubería .....	30m	98.4'
Codos .....	(2) 8'	16.0'
Válvulas .....	(2) 5'	10.0'
		<hr/>
		124.4'

Pérdida por fricción:

$$1.244 \times 11.1 = 13.8' = 4.21 \text{ m}$$

El agua de lavado al filtro tiene que ascender 2.5 m. Su gasto es de 2,000 litros/24 horas.

$$\frac{2\ 000}{1\ 440} = 1.39 \text{ litros/min}$$

$$\ddot{=} 1 \text{ Gal/min. Max. (seguridad)}$$

Con tubo de ½" la fricción es de 2.1'/100'. La longitud es de 3 m = 10' con un codo (5') y una válvula: 15' hace un total de 30'.

$$0.30 \times 2.1 = .62 \text{ ft.} = 0.20 \text{ m.}$$

que, con la altura de 2.5 justifican el colocar el tanque a 8 m.

$$2.5 + 4.21 + 0.25 \ddot{=} 6.96$$

### Bombeo de agua al tanque:

Longitud total: 15 m.

Gasto:  $300 + 110 + 100 = 510 \text{ m}^3/24 \text{ hrs.}$

$$\frac{510 \ 000}{1 \ 440} = 354 \text{ litros/min}$$

$\bar{=} 450 \text{ litros min (seguridad)}$

$= 120 \text{ Galones/min (máx. total).}$

Tubería de 3":  $F = 7.0'/100'$

Longitud ..... 15 m. = 49.2'

Codos ..... 1 = 15.0'

Válvulas ..... 1 = 5.0'

69.2'

$$.692 \times 7 \bar{=} 4.9' \bar{=} 1.5 \text{ m}$$

De manera que la bomba tendrá que tener, acoplado un motor de:

$$\frac{450 \times 17}{3 \ 650} \bar{=} 2 \text{ HP}$$

El tanque estará a una altura de 8 m y tendrá una capacidad para almacenar el bombeo máximo de 30 minutos, aproximadamente, o sea unos  $15 \text{ m}^3$ .

La planta se proveerá de un sistema de drenaje adecuado que desembocará en el Gran Canal del Desagüe que pasa en la proximidad de la fábrica.

## CAPITULO VI

### VAPOR Y FUERZA ELECTRICA

Abordaremos en seguida, de una manera muy superficial, el estudio del sistema de generación y distribución de vapor y corriente eléctrica, que será operado en común por las plantas de carbonato y caustificación. Su estudio detallado, e instalación, pertenecen al campo de técnicos especializados en la Ingeniería Mecánica y Eléctrica.

El consumo de vapor de calentamiento en la planta de caustificación es muy elevado. Desde un punto de vista económico es indispensable considerar alguna forma de aprovechar la energía mecánica que trae consigo el vapor, en un trabajo útil, antes de pasar a emplearlo en fines de calefacción. Se sugiere, como primera solución, la instalación de un turbo generador de fuerza eléctrica, ya que el consumo de ésta, sobre todo en la planta de carbonato, es bastante apreciable.

Es necesario ahora ponerse de acuerdo sobre las condiciones que deberá tener el vapor de escape. El principal renglón de consumo lo representa el sistema de evaporación y vemos que éste requiere vapor a 55 lb manométricas. Para simplificación del problema, consideraremos que todo el vapor de escape que se suministre a la planta, será de estas características. Escogemos un turbogenerador del tipo de extracción o regenerativo, extrayéndole vapor a 55 lb. manométricas. Parte de este vapor se va a emplear para accionar los accesorios de la casa de calderas, aprovechando la energía mecánica que aún contiene.

Para determinar la cantidad de vapor que es necesario ge-

nerar, fijamos primeramente nuestra atención sobre el que se consume en la planta de caustificación. Vemos que en ésta se utiliza vapor de escape en las siguientes partes del equipo:

- 1) Disolvedor,
- 2) Caustificadores,
- 3) Evaporadores.

1) **En el disolvedor:**

Hay que agregar 9.000,000 Kcal en 24 horas. Contando con vapor de 3.9 Kg/cm<sup>2</sup> (55 lb.) manométricos, con calor latente de condensación de 510 Kcal, se necesitan:

$$\frac{9\ 000\ 000}{510} = 17\ 650\ \text{kg}$$

2) **En los caustificadores:**

Al primer caustificador hay que proporcionarle 21 023 550 Kcal en 24 horas. Se necesitarán:

$$\frac{21\ 023\ 550}{510} = 41\ 220\ \text{kg}$$

En los otros dos caustificadores hay que agregar en cada uno 2.336,000 Kcal en 24 horas, lo que significa tener que proporcionar:

$$\frac{4\ 672\ 000}{510} = 9\ 160\ \text{kg}$$

3) **En el sistema de evaporación:**

Hay que suministrar al primer efecto 5 212 000 Kcal/hrs o sea 125.088,000 Kcal/24 hrs. que corresponden a:

$$\frac{125\ 088\ 000}{510} = 245\ 300\ \text{kg}$$

Lo que hace un total de:

17,650 kg.
41,220 „
9,160 „
245,300 „
<hr/>

313,330 kg. de vapor en 24 horas.

Consideraremos 320,000 en vista de pérdidas varias, y para redondear.

El consumo de vapor en la sección de carbonato, y en la planta de calderas, será del orden de 100,000 kg/24 horas, lo que nos indica que se deben generar 420,000 kg. de vapor diariamente.

Este vapor se genera a una presión de 150 lb. manométricas o sea 10.57 Kg/cm<sup>2</sup> manométricos. Del turbogenerador se extrae a 55 lb. (3.87 kg/cm<sup>2</sup>) manométricos. Considerando que la presión atmosférica en el Valle de México es de 11.3 lb., la presión absoluta inicial es 161.3 lb., y la final 66.3 lb. Las entalpías inicial y final, considerando expansión isoentrópica a partir de vapor saturado, serán:

$$h_i = 1196 \text{ BTU/lb.}$$

$$h_f = 1120 \text{ BTU/lb.}$$

(Keenan & Keyes, Thermodynamic Properties of Steam. Diagrama de Mollier). Recordando que el consumo de vapor (por KW) de una turbina nos viene dado por:

$$V = \frac{3412}{n_e (h_i - h_f)}$$

En donde:

V = Libras de vapor por KW generado.

n<sub>e</sub> = Eficiencia total.

Asumiendo, en nuestro caso una eficiencia de 0.75:

$$V = \frac{3412}{0.75 \times (1196 - 1120)} = 59.8 \text{ lb/KW}$$

lo que expresando en unidades MKS viene a ser:

$$59.8 \times 0.4536 = 27.13 \text{ kg/KW.}$$

obtenemos:

$$\frac{420\,000}{27.13} = 15\,480 \text{ KW/24 hrs}$$

o sea:

$$\frac{15\,480}{24} = 645 \text{ KWH}$$

Consideraremos la obtención en promedio, de 600 KWH, de los cuales la planta de caustificación consume unos 150 KWH en promedio y la de carbonato y sistema general de alumbrado 450 KWH, considerando el sistema de bombeo de salmueras, las compresoras de carbónico, el motor para el horno rotatorio, los molinos, etc. En la planta de caustificación tenemos los siguientes motores eléctricos:

2 de 1/3 HP .....	0.66
5 de 1 HP .....	5.00
1 de 1.5 HP .....	1.50
2 de 1.75 HP .....	3.50
8 de 2 HP .....	16.00
4 de 3 HP .....	12.00
1 de 5 HP .....	5.00
1 de 6.5 HP .....	6.50
1 de 7.5 HP .....	7.50
1 de 10 HP .....	10.00
1 de 12 HP .....	12.00
3 de 15 HP .....	45.00
1 de 30 HP .....	30.00
2 de 35 HP .....	70.00
<hr/>	
Total .....	224.66

o sea:

$$224.66 \times 0.746 = 167.6 \text{ KWH.}$$

Como es remoto que todos los motores estén trabajando continuamente a 100% de su capacidad, consideraremos que 150 KWH serán suficientes, incluso para el suministro de corriente para alumbrado en el interior de la nave de caustificación.

(Nota: Algunos motores como los de 6.5 HP no se fabrican corrientemente); escogiéndose los más próximos en orden superior).

Pasemos ahora a considerar el combustible que se consumirá en las calderas. El calor necesario para vaporizar el agua, considerando que la alimentación se introduzca a unos 20°F por debajo de su temperatura de ebullición, será: 1.055 BTU/lb o lo que es lo mismo:

$$\frac{1.055}{1.8} = 586 \text{ Kcal/kg}$$

$$586 \times 420\,000 = 246\,120\,000 \text{ Kcal/24 hrs.}$$

Las calderas serán acuotubulares, que es el tipo más apropiado para instalaciones industriales. Irán provistas de un precalentador de aire; y en estas condiciones la eficiencia de utilización del calor del combustible es del orden de un 75%. El petróleo suministrado por PEMEX reporta una capacidad calorífica de 10 000 Kcal/Kg, por lo que, en vista de lo anterior, tendrá una capacidad efectiva de 7 500 Kcal/Kg y se necesitará quemar:

$$\frac{246\,120\,000}{7\,500} = 33\,000 \text{ Kg/24 hrs.}$$

Los principales accesorios de la casa de calderas serán:

- a) Sistema de alimentación; que consistirá en bombas de vapor duplex e inyectores de vapor (como medida de seguridad).
- b) Sistema de precalentamiento, descaeración y tratamiento del agua de alimentación. (Sólo el agua de repuesto será sometida a tratamiento).
- c) Sistema de control y seguridad: Válvulas de seguridad puestas a 160 lb.; sistema de control de alimentación Copes, sistema de control de combustión y tiro "Hayes", etc.
- d) Sistema de alimentación de combustible: Bombas, quemador de vapor y quemador de aire comprimido (como auxiliar).

Estos serán adquiridos junto con las calderas y su instalación estará a cargo de ingenieros mecánicos especializados.

Basándose en el ya algo anticuado concepto de "caballo de caldera", que, siendo la evaporación de 212°F a 212°F de 34.5 lbs. de agua por hora, significa la transmisión por hora de 33 479 BTU o lo que es lo mismo:

$$\frac{33\,479}{3.9683} = 8\,436.6 \text{ Kcal/hr}$$

nuestras calderas deberán tener un total de:

$$\frac{246\,120\,000}{8\,436.6 \times 24} = 1\,215 \text{ "Rated Boiler Horse Power"}$$

Para tener mayor margen se instalarán tres calderas de 500 caballos cada una, que puedan operar temporalmente a una cierta sobrecarga. Se adquirirán las calderas y los accesorios de la Compañía Babcock & Wilcox que es de las de más prestigio en este ramo.

La turbina se instalará en la parte más próxima a la caldera, junto con el necesario equipo de transformadores, placa de control, etc. El sistema de distribución de corriente eléctrica correrá a cargo de un ingeniero electricista especializado.

Las tuberías de vapor de calentamiento que, saliendo de la casa de máquinas, donde está instalada la turbina, van a las distintas parte de la planta en que se le requiere (procurándose que el sistema de evaporación esté lo más próximo posible a esa fuente), deberán tener un diámetro que permita una velocidad de 6 000 ft/min que es la usual; o sea unos 2 000 m/min.

Para la línea que va a los evaporadores, recordamos que deben pasar 245,000 Kg/24 hrs o sea:

$$\frac{245\ 000}{1\ 440} = 170\ \text{Kg/min}$$

que, teniendo un volumen específico de 0.4200 representan:

$$170 \times 0.42 = 71.4\ \text{m}^3$$

por lo que el área del tubo deberá ser:

$$\frac{71.4\ \text{m}^3}{2\ 000\ \text{m}} = 0.0357\ \text{m}^2$$

o lo que es lo mismo: 357 cm<sup>2</sup>; que corresponden a un diámetro de 19 cm aproximadamente. Se escogerá el tubo estandar No. 8, cuyo diámetro interior es 7.981" que equivale a 20.27 cm.

En cuanto al vapor que se empleará en caustificadores y disolvidor es aproximadamente 70,000 kg/24 hrs que corresponde a:

$$\frac{70\ 000}{1\ 440} = 50\ \text{kg/min}$$

o sea:

$$50 \times 0.42 = 21\ \text{m}^3/\text{min}$$



No se pondrá aislamiento más delgado a estas últimas tuberías, como sería lógico suponer, por el hecho que son notablemente más largas que la tubería que lleva el vapor a los evaporadores, así que, en resumen se compensan las pérdidas de la una y la otra.

### CHIMENEA:

La altura de la chimenea nos viene dada de una manera aproximada por la fórmula:

$$H = \frac{D}{K}$$

en donde:

H = Altura de la chimenea en ft,

D = Tiro necesario en in de agua,

K =  $0.52P(1/T - 1/T_1)$ ,

en donde:

P = presión atmosférica en lb/sqin,

T<sub>1</sub> = Temperatura de los gases que llegan a la base,

T = Temperatura ambiente.

Consideraremos que se deba originar un tiro de 5" de agua para cubrir con ello las diversas pérdidas por fricción en la cámara de combustión, paso entre los fluxes, precalentador de aire, etc.

$$D = 5''$$

$$P = \frac{585 \times 14.7}{760} = 11.32 \text{ lb.}$$

$$T = 85 + 460 = 545^\circ\text{R}$$

$$T_1 = 400 + 460 = 860^\circ\text{R}$$

$$K = 0.52 \times 11.32 (0.00184 - 0.00117) = 0.003944.$$

de manera que la altura resulta:

$$H = \frac{5000}{0.003944} = 126 \text{ ft}$$

o sea:

$$126 \times 0.3048 = 38.4 \text{ m}$$

Se construirá una chimenea de 38.5 m de altura. En cuanto al diámetro, éste se obtiene de una manera aproximada, empleando la siguiente fórmula empírica:

$$D^2 = \frac{\text{BHP}}{2.5 \sqrt{H}}$$

en nuestro caso:

$$\text{BHP} = 1\ 500$$

$$\sqrt{H} = \sqrt{127} = 11.3$$

Luego:

$$D^2 = \frac{1\ 500}{2.5 \times 11.3} = 53 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{53} = 7.2 \text{ ft} = 2.19 \text{ m}$$

El agua que se ha condensado en el primero y en el segundo efectos de la batería de evaporadores, junto con la que sale de los serpentines de calentamiento de los caustificadores y del disolvente, todos provistos de trampas de vapor adecuadas, se regresa a la caldera. Se trata de agua destilada, a la que ya no se necesita someter a procedimientos de acondicionamiento. Suponemos que las pérdidas de condensado son del orden de un 25%, por lo que se tiene que prever el suministro de 100 m<sup>3</sup>/24 hr de agua de reposición. En el sistema de recirculación de condensado se necesitarán dos bombas de 1/2 HP, además de 1/3 HP que servirá para extraer el vapor condensado en la calandria del segundo efecto de la batería de evaporadores, que se encuentra a una presión de 350 mm de Hg.

El depósito de agua de alimentación de la caldera tendrá una capacidad de 5 m<sup>3</sup> y llevará a ella directamente el condensado, mientras que el agua de repuesto, pasará previamente por un dispositivo de tratamiento químico adecuado. El agua, ya mezclada, se pasará al aereador-calentador antes de introducirla, a unos 80°C aproximadamente a la caldera.



## CAPITULO VII

### CONSTRUCCIONES

Aunque este capítulo entra dentro de la provincia de un ingeniero civil, especializado en construcciones de tipo industrial, será conveniente dar una ligera idea preliminar de la clase de construcción más apropiada para nuestro caso.

En primer lugar hay que tomar en cuenta que, pruebas de sondeos en el terreno donde se piensa construir la planta, han dado por resultado el determinar que la resistencia del suelo es de:

$$500 \text{ g/cm}^2$$

dato que influye de manera preponderante en la elección del tipo de construcción más adecuado, indicándonos que debe preferirse un área grande, a la economía que representa una estructura compacta; que en nuestro caso, sería un ahorro más que dudoso, dado por una parte el reducido precio del terreno, y por otra, los elevados costos de cimentación en terreno de tan mediocre capacidad, que obligaría al empleo de pilotes.

La situación de la nave de caustificación queda delimitada por su proximidad a la casa de máquinas, de donde se va a extraer el vapor de calefacción para los evaporadores. Además debe de estar próxima al escape del ferrocarril en donde se colocarán los tanques de almacenamiento de lejía concentrada.

Por otra parte, la nave de calderas, y junto con ella la casa de máquinas, deben estar situadas en el corazón de la fábrica, por razones obvias.

El plano número 3 (Apéndice), representa un primer ensayo del diseño de la nave de caustificación, mostrando la posible colo-

cación del equipo. El edificio ocupa un área de 907 m<sup>2</sup>. Es de un solo piso, pero de distintas alturas para adaptarse a las condiciones de montaje del equipo. La construcción se hará en forma de estructura de acero, rellenando los muros (de 14 cm) de ladrillo ligero.

La parte principal del edificio, donde van a colocarse los evaporadores, condensador, tanque de agua y depósitos de reposo, primer y segundo caustificadores, etc., tendrá una altura de 10 m y estará cubierto con techo a dos aguas.

La parte del edificio que cobija el primer asentador, el filtro rotatorio, el tercer caustificador, etc., tendrá una altura de 6 m, con techo en sierra provisto de ventanales en la parte vertical.

La sección en que se encuentran el segundo asentador, tanque de leñas diluídas, etc., tendrá una altura de 4 m, también con techo en sierra.

La misma altura tendrá la nave que contiene el hidratador y el disolvedor, así como laboratorio, despacho del director de sección y cuarto de aseo. Su techo será a un agua.

Todos los techos serán de lámina corrugada de asbesto-cemento.

La cimentación de las plataformas y estructuras metálicas sobre las que se asentará parte del equipo, así como aquellas partes del mismo que van directamente sobre el suelo, será objeto de un estudio económico, comparando las ventajas de emplear pilotes o losa de hormigón.

El piso se hará de cemento. Se procurará hacerlo liso, poniendo desagües en sitios convenientes.

Se colocarán series de ventanas a distintas alturas con objeto de conseguir una perfecta iluminación en toda la nave, además de las que están instaladas en los techos en sierra, y que están orientadas al norte.

En el mismo edificio de caustificación se instalará un pequeño laboratorio de control; un despacho para el director de sección, provisto de amplios ventanales que dominen todo el interior de la nave; y un cuarto de aseo para el personal que preste sus servicios en la sección.

Como en esta industria no tenemos, afortunadamente, que afrontar el problema de un desprendimiento de vapores nocivos que perjudiquen tanto a los operarios como al equipo mismo, no

habremos de preocuparnos de proveer al edificio de un sistema de ventilación forzada. Bastará con los ventanales inferiores, y chimeneas en la parte superior del techo a dos aguas de la parte principal del edificio, para obtener un cambio de aire suficiente para la salubridad de la fábrica.

En el interior del edificio se procederá a aplanar y encalar los muros, para de esta manera sacar el mayor partido posible de la iluminación natural.

La iluminación artificial será proporcionada por lámparas de 100-250 W repartidas de manera que proporcionen una iluminación uniforme, salvo en el caso de aparatos de control en que la iluminación será especial para permitir la mejor observación de estos aparatos.

Se provee al edificio de dos entradas. Una de ellas se hará lo suficientemente amplia para que sea fácil sacar por ella parte del equipo que requiera reparación. La otra estará destinada exclusivamente al paso del personal, colocándose de forma que pase cerca del despacho del director, con objeto de ejercer un mejor control. Puertas y ventanas se harán de acero.

Dado el caso de que tanto los materiales de construcción del edificio como las materias primas y productos son incombustibles, el peligro de incendio es remoto.

Sin embargo, como medida de seguridad, se colocarán extinguidores y sacos de arena en puntos estratégicos, dictándose el número y colocación de éstos por el contrato que se celebre con la compañía de Seguros.

La instalación del sistema de distribución de corriente quedará a cargo de un ingeniero electricista, apegándose por completo a las normas del control eléctrico y reglamento de la compañía aseguradora, para obtener de esta manera una prima adecuada.

La casa de calderas y máquinas será un edificio de 20 x 25 m, de construcción semejante a la de la nave de caustificación. La estructura del techo se procurará sea lo más ligera posible para que ofrezca reducida resistencia en caso de explosión.

Pertenece también a la instalación de caustificación el proveer un depósito para almacenar la cal quemada en los hornos de la sección de carbonato en la producción de gas carbónico. Esta cal es una de las materias primas de nuestro proceso. El transporte

entre su almacén y el edificio de caustificación, se hará mediante vagonetas Decauville.

El depósito de cal será un cobertizo de madera de 15 x 15 x 3 m techado con lámina corrugada de asbesto cemento.

En el plano número 4 (Apéndice) se ve la distribución de las diversas partes de que consta la planta de caustificación en el conjunto de la fábrica de industrialización de sales. La torre de enfriamiento está colocada en posición adecuada para recibir los vientos preponderantes.

Anexo se encontrarán los pozos y el depósito distribuidor de agua dulce. Se muestra en este plano sólo una parte de la planta de carbonato, omitiéndose la situación de oficinas generales, almacén, superintendencia, laboratorio, etc., que serán de uso común para toda la planta.

El terreno total de ésta será de 40,000 m<sup>2</sup>. Para facilitar los embarques de producto y descarga de materia prima (caliza) se provee a la planta de un escape de ferrocarril, aprovechando que la vía del F. C. Mexicano pasa por delante de ella.

Anexo al terreno de la planta se prevé espacio suficiente para ampliaciones y para la construcción de viviendas para el personal.

## CAPITULO VIII

### PRESUPUESTOS

El presupuesto que se formulará en seguida, comprende la instalación de la planta de caustificación, sistema de suministro de agua, casa de vapor y turbogenerador de corriente eléctrica.

El sistema general de drenaje, escape de ferrocarril, terreno (incluso su urbanización), taller mecánico de reparación, almacén, laboratorio de control, oficinas, etc., forma parte del presupuesto general de la planta de industrialización de sales.

#### EQUIPO DE CAUSTIFICACION

1 Tanque disolvedor de 15 m <sup>3</sup> de capacidad, de acero de 1/8", con 53.8 m de serpentín de 1" (No. 40) Agitador de paletas (motor y demás accesorios inclusive) .....	\$ 10,000.00
1 Hidratador DORR para 30 Tons. CaO/24 hrs. Clasificador anexo, sistema turbo-mixer, con motor y demás accesorios .....	\$ 15,000.00
3 Caustificadores DORR, de 15 m <sup>3</sup> cada uno, con sistema de agitación pneumo-mecánica, serpentín de calentamiento (uno de 162 m tubo de 1", No. 40 y los otros dos 23 m c/u). Completo con motor y bombas de alimentación al primer efecto .....	,, 60,000.00
1 Asentador Dorr de 5 pisos (área efectiva 150 m <sup>2</sup> ) con bomba de diafragma, Sistema de agitación, etc., con todos sus accesorios .....	,, 60,000.00

1 Asentador Dorr con dos bandejas conectadas en serie, de área 150 m <sup>2</sup> c/u. Bomba de diafragma y todos sus accesorios .....	..	100,000.00
1 Filtro Rotatorio Continuo de Vacío "Oliver" de 115 sqft., con motor, bombas de alimentación y descarga y demás accesorios .....	..	75,000.00
1 Bateria de evaporadores BUFLOVAC (de 2 efectos), con área de calentamiento de 50 m <sup>2</sup> c/u, calandria de metal Monel, circulación forzada, incluso condensador, bombas de alimentación y de descarga, etc. Completo con todos sus accesorios .....	..	350,000.00
1 Compresora de aire de 15 HP, Ingersoll Rand, con todos sus accesorios .....	..	10,000.00
		<hr/>
	\$	680,000.00
Cimentación, montaje, tuberías y material pequeño..	..	200,000.00
		<hr/>
Importa la maquinaria de caustificación .....	\$	880,000.00
		<hr/>

### INSTALACIONES AUXILIARES

3 Calderas de 500 BHP c/u para una presión de trabajo de 150 lb. manom.), completas con todos sus accesorios, sistema de quemadores, sistema de alimentación, tratamiento de agua, economizador, etc. ....	\$	300,000.00
1 Turbogenerador de 600-650 KVA con cuadro, aparatos complementarios, transformadores, etc. ....	..	250,000.00
1 Torre de enfriamiento de 10 x 10 x 6 de pino, con bomba, y tanque inferior de 12 x 7 x 2.5 en hormigón reforzado .....	..	15,000.00
1 Báscula para carros-tanques .....	..	20,000.00
1 Báscula para camiones cisterna .....	..	10,000.00
Instalación general de alumbrado y corriente, incluyendo lámparas, etc. ....	..	20,000.00

Instalación general de transmisión de vapor de calentamiento y regreso del condensado, tuberías, aislamiento, bombas, válvulas, etc. ....	„	15,000.00
Instalación general de distribución de agua, incluyendo: un tanque de 50 m <sup>3</sup> para regulación de las bombas de pozo profundo, dos pozos de 50 m con sus correspondientes bombas de turbina de 35 HP, y tubería; tanque de agua en el interior de la nave de caustificación con tubería y bombas; tanque de licor diluído, etc. ....	„	75,000.00
Sistema de drenaje, tubo de 0.2 y 0.3 y 0.6 m. para unirse al colector general de la planta. Además 200 m de tubo de 0.3 para eliminación del CaCO <sub>3</sub> en suspensión .....	„	12,000.00
2 Redlers para cargar ceniza de sosa y cal .....	„	6,000.00
75 m. de vía Decauville y 4 vagonetas .....	„	5,000.00
		<hr/>
	\$	728,000.00
Montaje, instalación, cimentación y material pequeño .....	„	150,000.00
		<hr/>
Importan las Instalaciones Auxiliares .....	\$	878,000.00
		<hr/>

### CONSTRUCCIONES Y DEPOSITOS

907 m <sup>2</sup> de Nave de Caustificación a \$150.00 .....	\$	136,050.00
500 m <sup>2</sup> de Casa de Fuerza y Turbina a \$100.00.....	„	50,000.00
3 Tanques de acero recubierto de 100 m <sup>3</sup> de capacidad c/u .....	„	60,000.00
5 Tanques de Reposo de 7.5 m <sup>3</sup> c/u de hierro fundido con bombas, válvulas y demás accesorios.....	„	25,000.00
225 m <sup>2</sup> de cobertizo de madera para el almacén de cal a \$40.00 .....	„	9,000.00
		<hr/>
Importan las construcciones y depósitos .....	\$	280,050.00
		<hr/>

## RESUMEN DE PRESUPUESTOS

Maquinaria de Caustificación .....	\$ 880,000.00
Instalaciones Auxiliares .....	" 878,000.00
Construcciones y Depósitos .....	" 280,050.00
	\$ 2,038,050.00
Imprevistos y redondeo (aproximadamente 3%) .....	" 61,950.00
	\$ 2,100,000.00

Importa este presupuesto los figurados DOS MILLONES CIENTO MIL PESOS, CERO CENTAVOS.

**APENDICE**  
**ESQUEMAS Y PLANOS**

UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE FÍSICA  
INSTITUTO DE FÍSICA  
CARRERA DE FÍSICA  
CALLE 2200, VALPARAISO  
TELÉFONO 55 21 00 00  
BOJAS

APÉNDICE

ESQUEMAS Y PLANOS

ANTE-PROYECTO

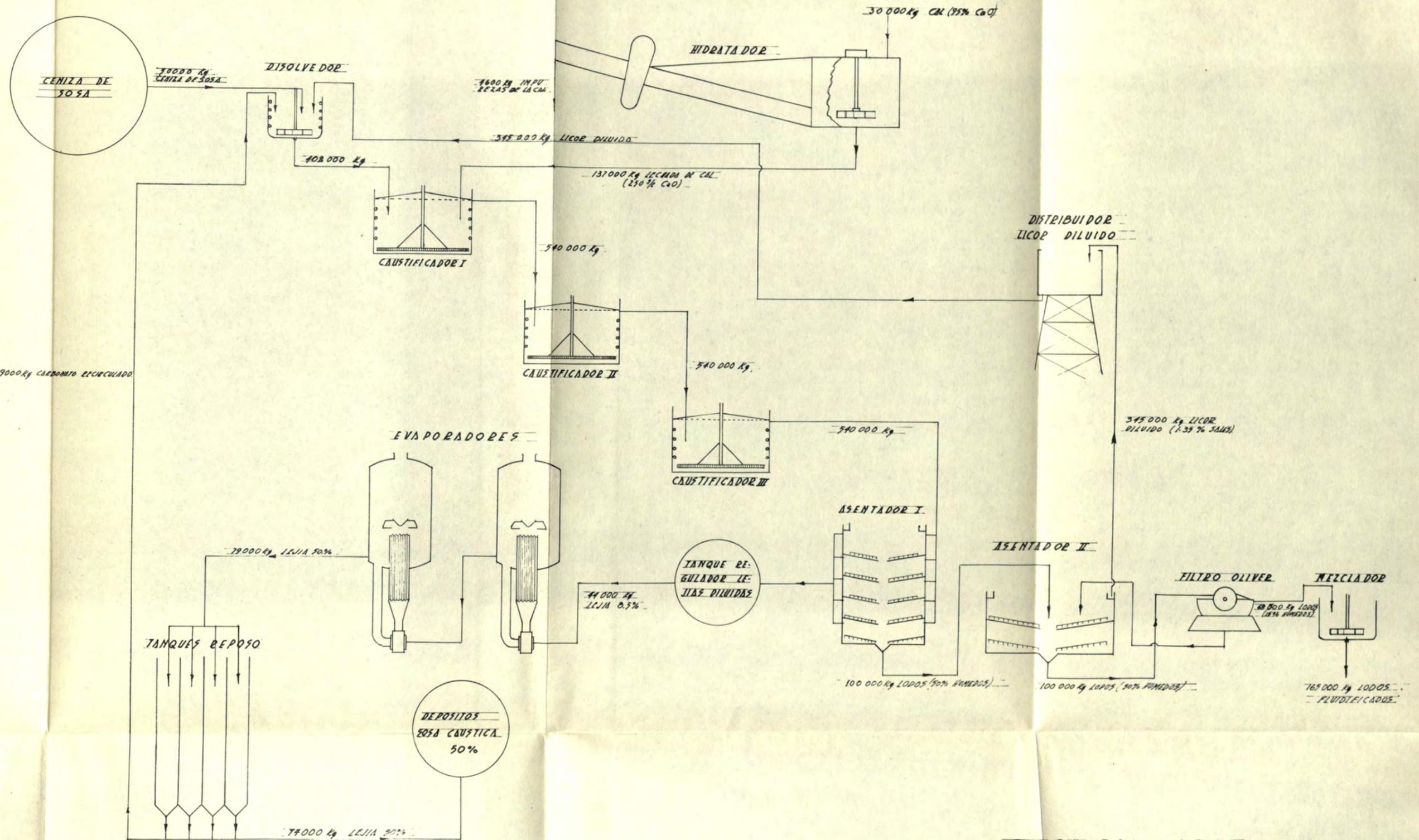
PLANTA DE SODA CAUSTICA QUIMICA  
ANEXA A LA FABRICA DE  
INDUSTRIALIZACION DE SALES DE  
LAS SALMUERAS ALCALINAS DEL  
ANTIGUO LAGO DE TEXCOCO

DIAGRAMA N° 1

CIRCULACION  
DE  
PRODUCTOS

MEXICO D.F.

MARZO 1944



BASE 24 HORAS



ANTE-PROYECTO

PLANTA DE SODA CAUSTICA QUIMICA  
ANEJA A LA FABRICA DE  
INDUSTRIALIZACION DE SALES DE  
LAS SALMUERAS ALCALINAS DEL  
ANTIGUO LAGO DE TEXCOCO

DIAGRAMA N° 2

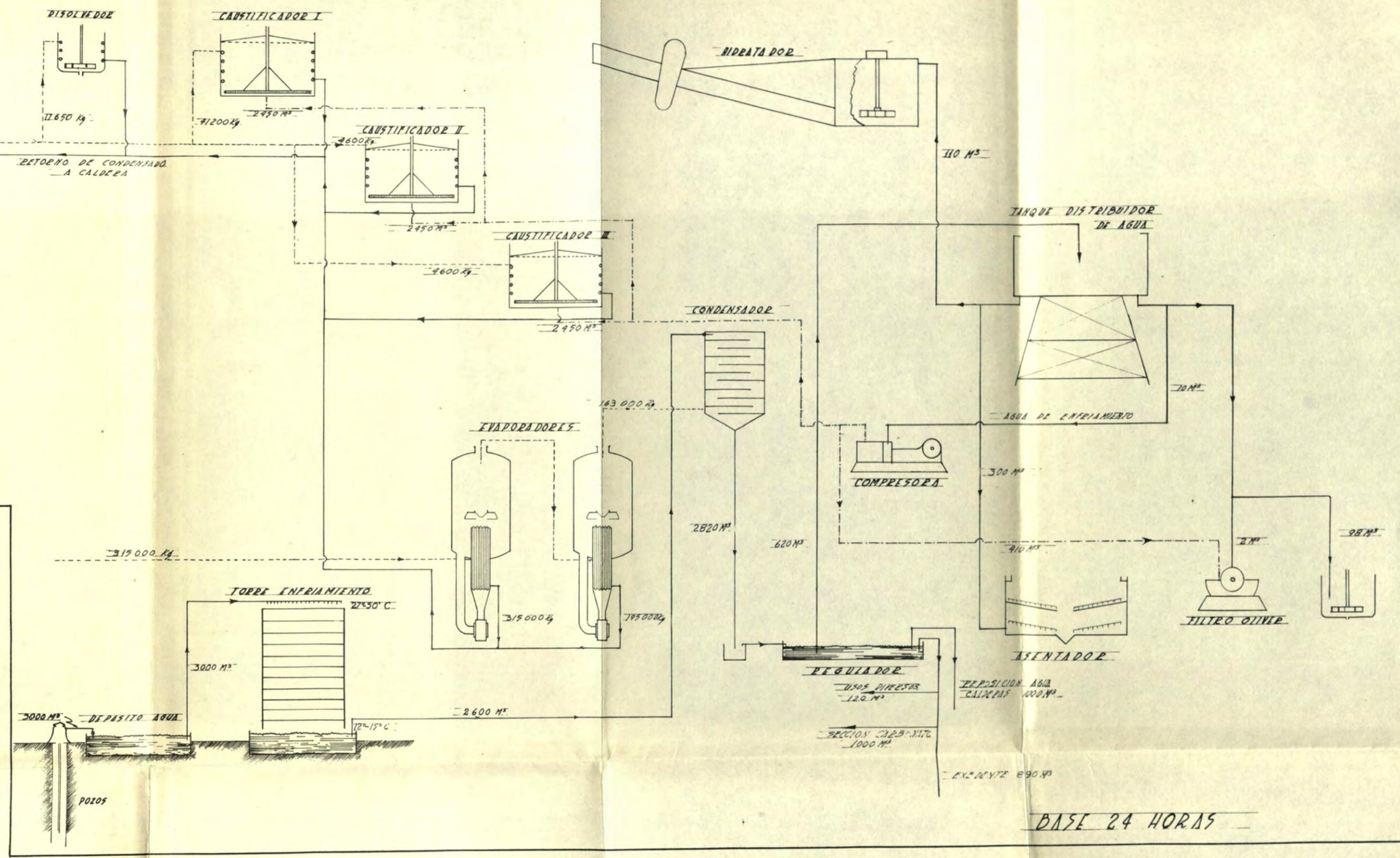
CIRCULACION DE AGUA, VAPOR Y  
AIRE COMPRIMIDO

LEYENDA

- AGUA
- - - - - VAPOR (75# MANOM)
- AIRE COMPRIMIDO (1 ATM. MANOM)

MEXICO DF.

MARZO 1944



BASE 24 HORAS



ANTE-PROYECTO

DE

PIANTA PARA BENEFICIO DE LAS

SALMUELAS CONTENIDAS EN EL

TECHO DEL ANTIGUO LAGO DE

TEXCOCO

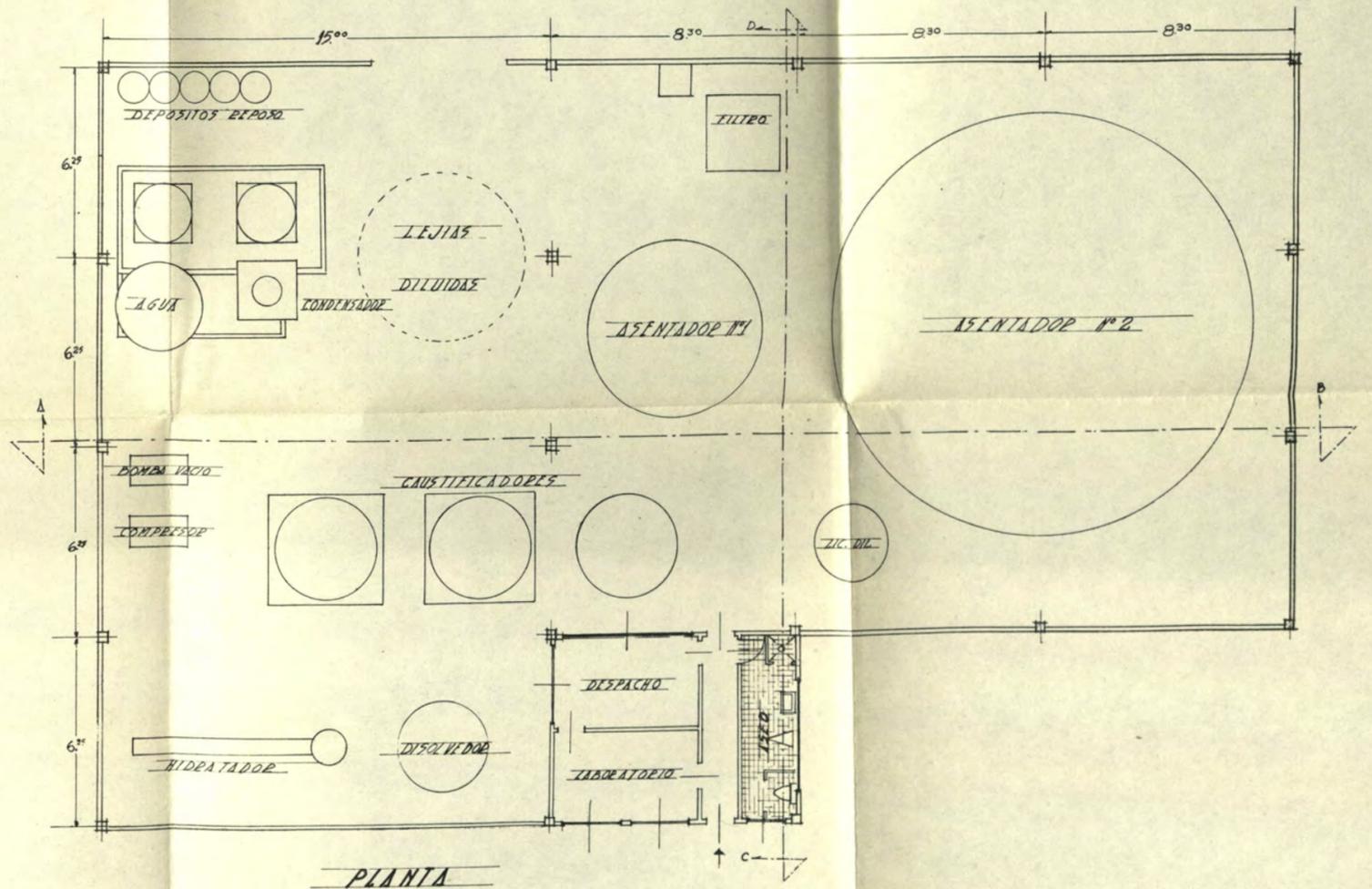
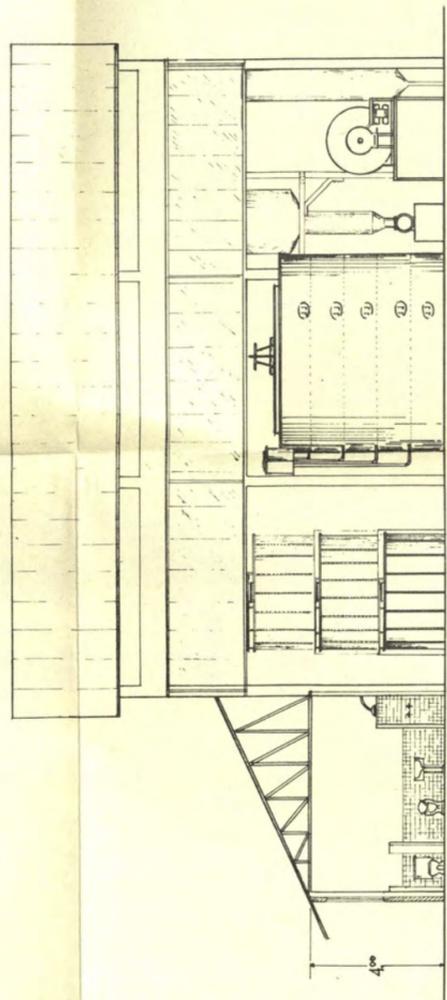
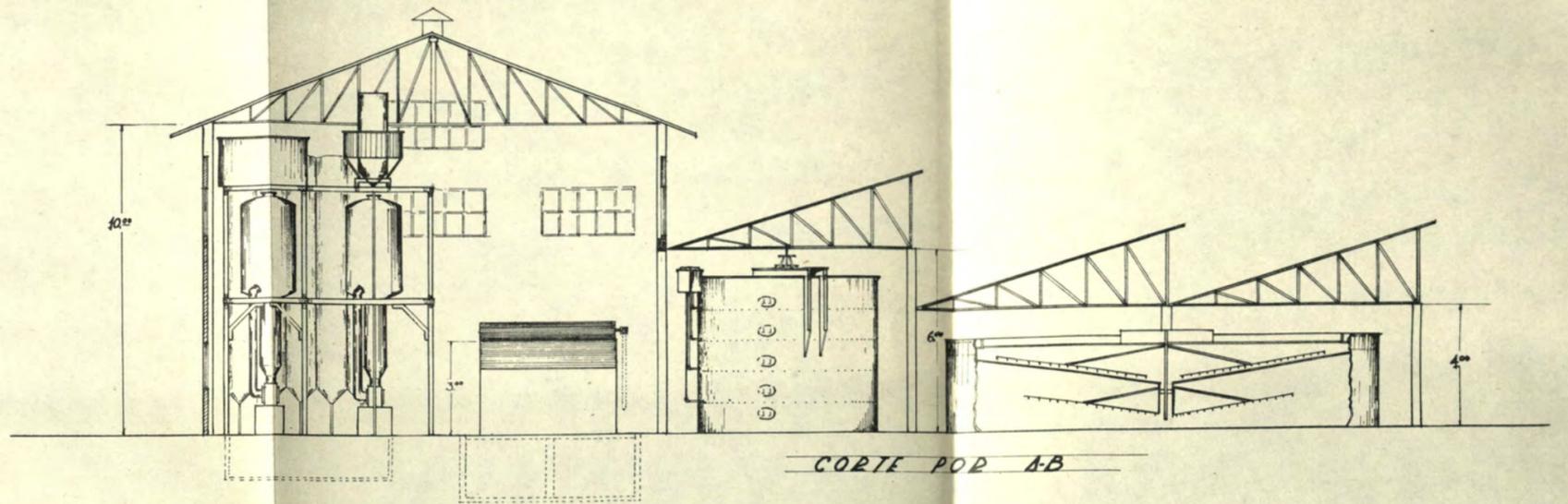
PLANO N° 3

NAVE DE CAUSTIFICACION

ESCALA 1:100

MEXICO D.F.

MARZO DE 1944





ANTE-PROYECTO

PLANTA DE SOSA CAUSTICA QUIMICA  
ANEXA A LA FABRICA DE  
INDUSTRIALIZACION DE SALES DE  
LAS SALMUERAS ALCALINAS DEL  
ANTIGUO LABO DE TEXCOCO

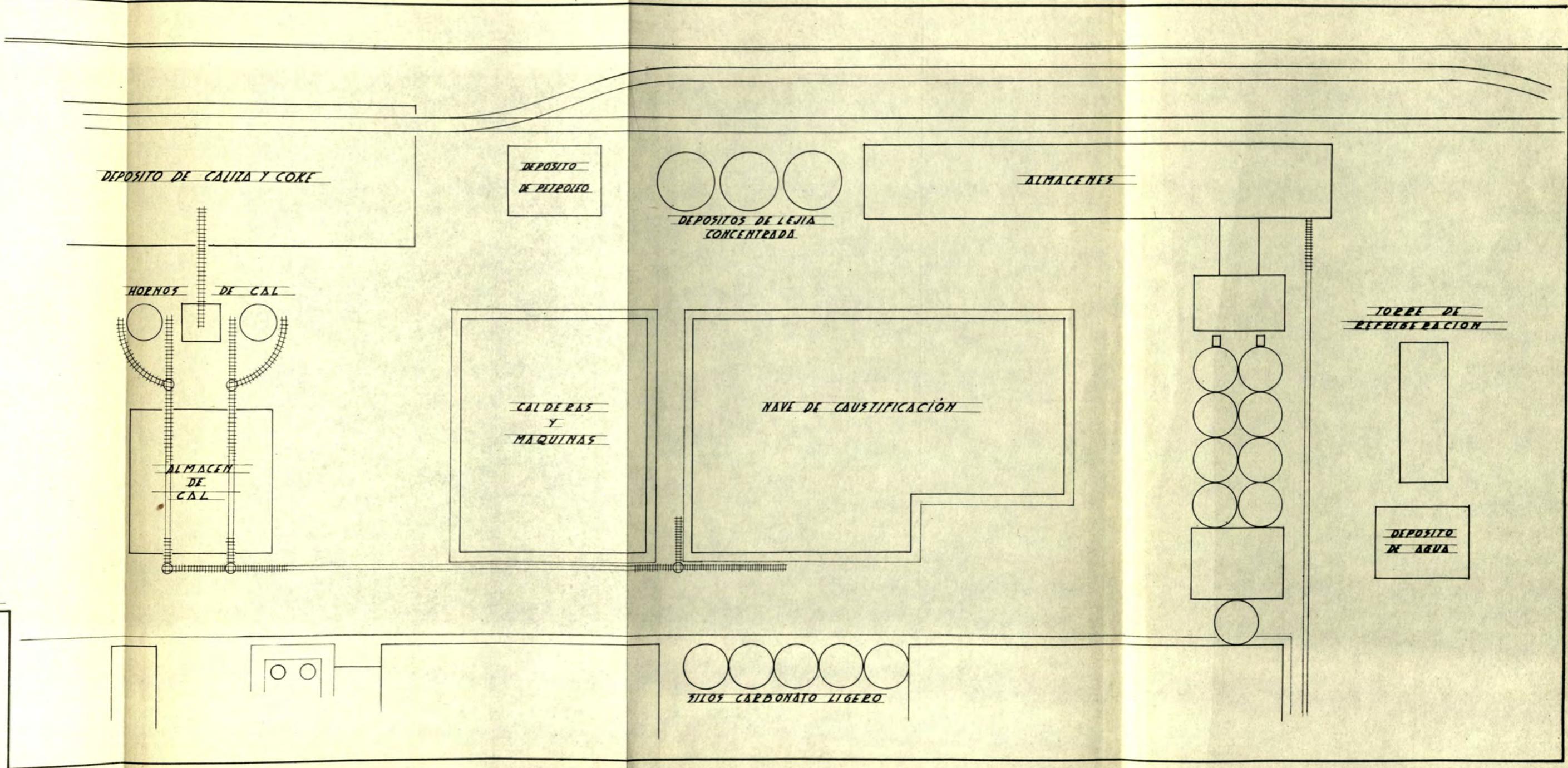
PLANO N° 4

LOCALIZACION DE LA PLANTA DE  
CAUSTIFICACION

ESCALA 1:250

MEXICO D.F.

MARZO 1944.



PLANO Nº 1

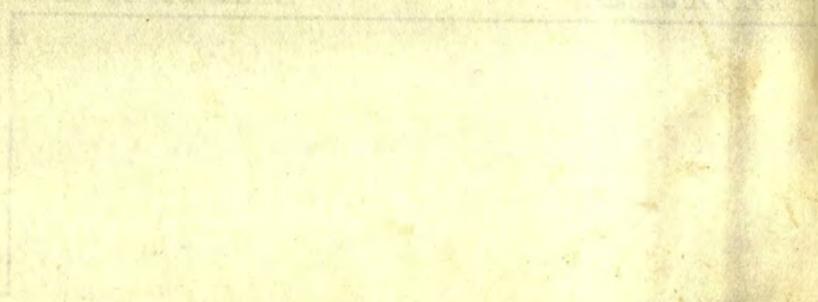
PLANO Nº 1  
DESCRIPCION DE LA MUESTRA DE  
SUELO TOMADA EN EL PUNTO  
INDICADO EN EL PLANO Nº 1  
EL DÍA 15 DE ABRIL DE 1900

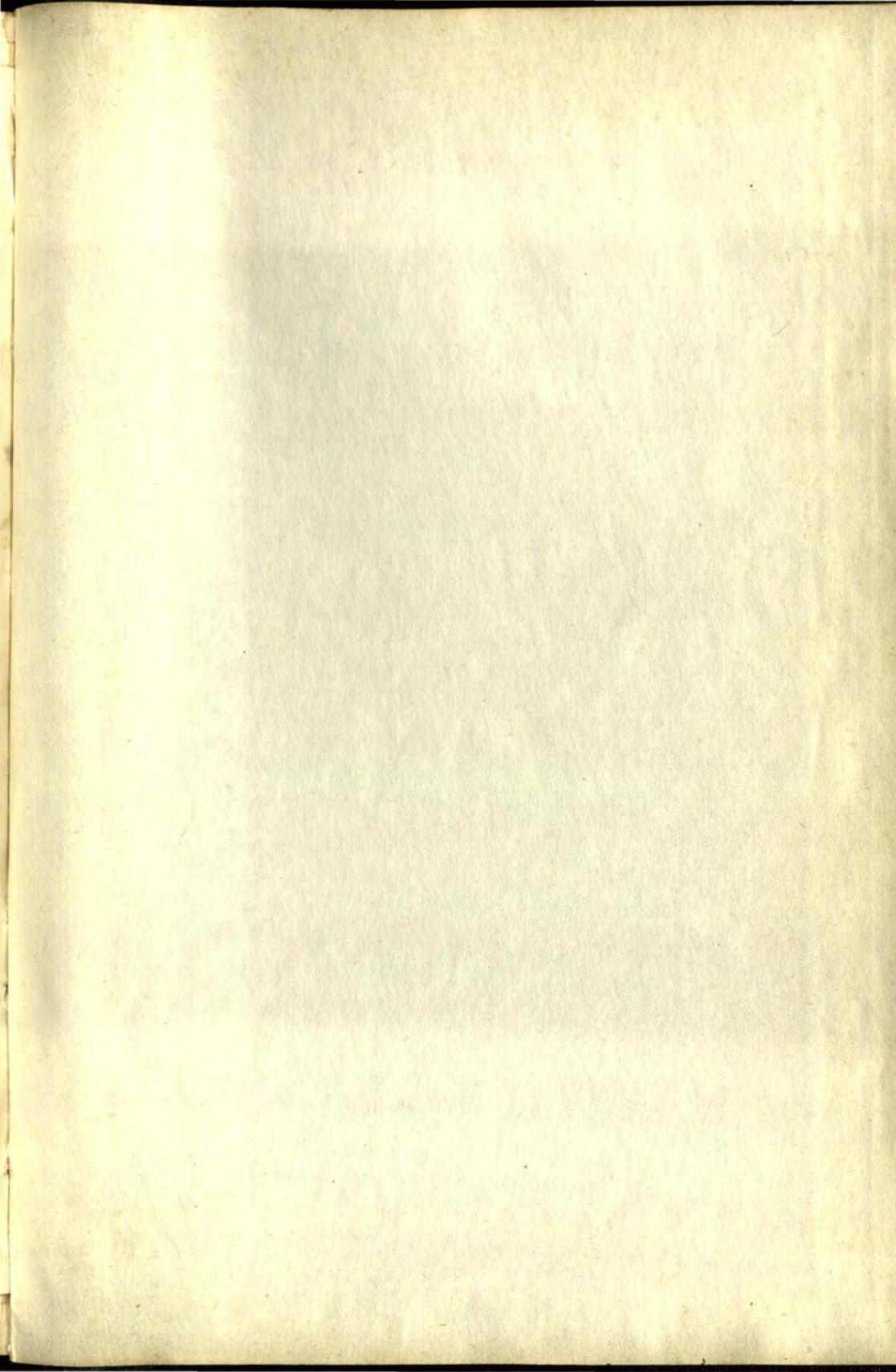
PLANO Nº 1

DESCRIPCION DE LA MUESTRA DE  
SUELO TOMADA EN EL PUNTO  
INDICADO EN EL PLANO Nº 1  
EL DÍA 15 DE ABRIL DE 1900

PLANO Nº 1

PLANO Nº 1





## FECHA DE DEVOLUCION

El lector se obliga a devolver este libro antes del vencimiento de préstamo señalado por el último sello.

X/20/70

30 SEP 2015





OL  
19  
I-1