

ESCUELA NACIONAL DE INGENIEROS

DEPARTAMENTO DE QUIMICA

- 0 -

LA INDUSTRIA DE LOS ALCALIS EN EL PERU

PROYECTO DE UNA FABRICA
DE CARBONATO DE SODIO Y
DE SODA CAUSTICA

- 0 -

*Tesis de grado que presenta el ex-alumno
de la promoción 1951 MANUEL NIETO VELEZ
para optar el título de Ingeniero Químico*

I N D I C E
~~~~~

|                                                                                          | Pag. |
|------------------------------------------------------------------------------------------|------|
| INTRODUCCION.                                                                            |      |
|                                                                                          |      |
| CAPITULO I.- GENERALIDAD ADESSOBRE LA INDUSTRIA DE LOS ALCALIS.                          |      |
| 1. Desarrollo histórico de la industria.....                                             | 2    |
| 2. Mercado.....                                                                          | 6    |
| 3. Cantidades de la importación de álcalis.....                                          | 8    |
| 4. Principales industrias consumidoras de álcalis....                                    | 11   |
| 5. Capacidad óptima de producción de la fábrica.....                                     | 12   |
| 6. Propiedades del carbonato de sodio.....                                               | 13   |
| 7. Propiedades que distinguen las formas comerciales.                                    | 14   |
| 8. Propiedades del monocarbonato de sodio común a to-<br>das las formas comerciales..... | 15   |
| 9. Propiedades de la soda cáustica.....                                                  | 23   |
| 10. Propiedades de las soluciones acuosas de soda cáus-<br>tica.....                     | 25   |
| 11. Usos del carbonato de sodio.....                                                     | 27   |
| 12. Usos del hidróxido de sodio.....                                                     | 28   |
|                                                                                          |      |
| CAPITULO II.- INVESTIGACION DEL PROCESO.                                                 |      |
| 1. El proceso Leblanc.....                                                               | 31   |
| 2. Producción de hidróxido de sodio por el método<br>electrolítico.....                  | 33   |

|                                                       | Pag. |
|-------------------------------------------------------|------|
| 3. La explotación del carbonato de sodio natural..... | 38 / |
| 4. El proceso Solvay.- Sus reacciones.....            | 41   |

CAPITULO III.- ESTUDIO DE LAS MATERIAS PRIMAS NECESARIAS AL  
PROCESO SOLVAY.

|                                                                        |    |
|------------------------------------------------------------------------|----|
| 1. Sal común.....                                                      | 51 |
| 2. Piedra caliza o calcáreos.....                                      | 58 |
| 3. Yacimientos de calizas en el Perú.....                              | 60 |
| 4. La calcinación de la caliza.....                                    | 60 |
| 5. Amoníaco.....                                                       | 65 |
| 6. Combustible.....                                                    | 67 |
| 7. Generación de energía para la fábrica.....                          | 72 |
| 8. Necesidades de vapor y de energía eléctrica de la fá-<br>brica..... | 79 |
| 9. La planta de vapor y fuerza motriz.....                             | 80 |
| 10. Agua de enfriamiento y agua para calderos.....                     | 82 |
| 11. Sulfuro de sodio.....                                              | 84 |

CAPITULO IV.- LOCALIZACION DE LA PLANTA.

|                                                                      |    |
|----------------------------------------------------------------------|----|
| 1. Factores generales y particulares.....                            | 85 |
| 2. Posibles lugares de instalación.....                              | 86 |
| 3. Estudio comparativo de condiciones de Huacho y Chim-<br>bote..... | 87 |
| 4. Factores secundarios considerados.....                            | 90 |

CAPITULO V.- DESCRIPCION DEL PROCESO SOLVAY.- PROCESOS Y OPERACIONES.

|                                                  |     |
|--------------------------------------------------|-----|
| 1. Preparación y tratamiento de la salmuera..... | 94  |
| 2. Amoniatación de la salmuera.....              | 94  |
| 3. Carbonatación de la salmuera amoniataada..... | 101 |
| 4. Filtración del bicarbonato crudo.....         | 106 |
| 5. Calcinación del cake de bicarbonato.....      | 111 |
| 6. Recuperación del amoníaco.....                | 115 |

CAPITULO VI.- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DEL PROCESO SOLVAY.

|                                                                                                  |     |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| 1. Cálculo de los consumos prácticos de las materias primas utilizadas en el proceso Solvay..... | 124 |
| 2. Cálculo estequiométrico del horno de caliza operando con petróleo como combustible.....       | 128 |
| 3. Cálculo estequiométrico del calcinador de bicarbonato operando con petróleo de combustible... | 132 |
| 4. Cálculo del calor necesario absorber en la torre de amoniatación.....                         | 134 |
| 5. Cálculo del calor necesario absorber en la torre de carbonatación.....                        | 135 |
| 6. Cálculo del calor necesario absorber en la torre de destilación.....                          | 137 |
| 7. Cálculo del consumo de vapor en la torre de destilación.....                                  | 139 |
| 8. Resumen de los calores por absorber y cantidad de agua de enfriamiento.....                   | 141 |

|                                              | Pag. |
|----------------------------------------------|------|
| 9. Consumo de fuerza motriz.....             | 142  |
| 10. Resumen de las potencias requeridas..... | 158  |

CAPITULO VII.- DESCRIPCION DEL PROCESO QUIMICO PARA LA FABRICA-  
CION DE SODA CAUSTICA.

|                                                                |     |
|----------------------------------------------------------------|-----|
| 1. Teoría de la reacción.....                                  | 160 |
| 2. Método intermitente.....                                    | 162 |
| 3. Método continuo de doble filtrado.....                      | 163 |
| 4. Método continuo de decantación en contracorrien-<br>te..... | 166 |
| 5. Concentración de lejías.....                                | 170 |
| 6. Preparación de la soda cáustica anhidra.....                | 173 |

CAPITULO VIII.- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DEL PROCESO DE  
CAUSTIFICACION.

|                                                                                                                 |     |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| 1. Cálculo de los consumos prácticos de materias<br>primas utilizadas en el proceso de caustifi-<br>cación..... | 177 |
| 2. Cálculo de la pérdida de soda cáustica en el<br>lodo de carbonato de calcio.....                             | 179 |
| 3. Cálculo del evaporador de triple efecto.....                                                                 | 180 |
| 4. Cálculo del evaporador de simple efecto.....                                                                 | 188 |
| 5. Cálculo del escamador.....                                                                                   | 190 |
| 6. Consumo de fuerza motriz.....                                                                                | 192 |
| 7. Resumen de las potencias requeridas.....                                                                     | 198 |

## CAPITULO IX.- ESTUDIO ECONOMICO DEL PROYECTO.

|                                                                       |                |
|-----------------------------------------------------------------------|----------------|
| 1. Costo de instalación.....                                          | 199            |
| 2. Costo de producción.....                                           | 210            |
| ✓ 3. Costo de operación anual de la planta de carbonato de sodio..... | 213            |
| ✓ 4. Capital de inversión de la planta de carbonato de sodio.....     | 214            |
| ✓ 5. Costo de fabricación del carbonato de sodio....                  | 215            |
| 6. Costo de operación anual de la planta de soda cáustica.....        | 216            |
| 7. Capital de inversión de la planta de soda cáustica.....            | 218            |
| 8. Costo de fabricación de la soda cáustica.....                      | 219            |
| 9. Capital de inversión total.....                                    | 220            |
| 10. Ventas.....                                                       | <del>221</del> |
| 11. Utilidad probable.....                                            | 222            |

## A P E N D I C E.

|                                                                   |     |
|-------------------------------------------------------------------|-----|
| 1. Distribución racional del equipo.....                          | 223 |
| 2. Modificaciones posibles dentro de los procesos estudiados..... | 228 |
| 3. Relación general del equipo.....                               | 232 |

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

A N E X O S.

- Nº 1 - Flow-Sheet del proceso Solvay.
- Nº 2 - Flow-Sheet cuantitativo del proceso Solvay.
- Nº 3 - Flow-Sheet cuantitativo del proceso de caus-  
tificación.
- Nº 4 - Plano del conjunto de instalaciones.

o o o o o o

## I N T R O D U C C I O N

El Perú es un país de vastos recursos, de inmensas riquezas naturales; de aquí que el mejoramiento económico de sus habitantes dependa esencialmente del incremento de la manufactura de los abundantes productos de su suelo y subsuelo.

La industrialización es el desideratum de la hora actual, sobre todo para países nuevos tales como el nuestro, ávidos de consolidar su economía sobre bases más productivas y amplias que las que dependen de la simple exportación de materias primas. Conocido es el hecho de que en la era en que vivimos, la potencialidad económica de toda nación es una función directa del incremento que en ella haya alcanzado su industria de transformación, y, muy especialmente, la llamada industria básica.

La fabricación de álcalis es la actividad, que dentro de esa industria básica, permitirá por su naturaleza, un mayor desarrollo de la economía nacional e impedirá un drenaje de divisas que pueden ser aplicadas a otras necesidades.

Si algún proyecto de industrialización contó en el plan del gobierno con los mejores auspicios para convertirse en realidad, fué sin duda el de una planta productora de álcalis y abonos. Incluso el referido proyecto fué declarado de interés nacional por Resolución Suprema. Posteriormente otra Resolución lo reactualizó disponiendo se hicieran los estudios definitivos, para luego enviarlos a instituciones de crédito extranjeras a fin de financiarlo prontamente.

Tales estudios dejaron establecida la factibilidad de esta industria, pero desgraciadamente una divergencia de criterio de los agricultores



sobre el uso del cloruro de amonio como fertilizante, hizo que los referidos estudios quedaran postergados.

Es así que al considerar sólo la fabricación de álcalis en el presente trabajo, esto es, basándose en la recuperación del amoniaco, los estudios indicados cambian radicalmente; siendo por lo tanto necesaria su revisión desde este nuevo punto de vista.

El fin fundamental de este trabajo es destacar la importancia del aspecto tecnológico en el desarrollo de esa industria, haciendo un análisis técnico-económico del proyecto, en que se considera la posibilidad de la instalación de una fábrica de carbonato de sodio y soda cáustica.

ooo

## C A P I T U L O I

### GENERALIDADES SOBRE LA INDUSTRIA DE LOS ALCALIS

La industria moderna requiere: abundancia y variedad de materias primas; energía en gran cantidad y a bajo precio; trabajo humano, directivo y de mano de obra capaz de familiarizarse con la máquina. Requiere además grandes mercados de consumo (interno o externo). Todo esto tenemos en el Perú, si es que consideramos la industria de los álcalis. Debiendo orientar nuestra industria, conforme a nuestras posibilidades de materia prima, nos será muy útil valernos de la estadística, para determinar así, su verdadero estudio técnico-económico.

Nuestro país actualmente no dispone de acero, ni es fabricante de maquinarias; esto que debe ser el primer peldaño en nuestra industrialización, nos hace ver ya una primera dificultad fundamental en la instalación de una planta económica. Tampoco podemos basarnos en que nuestra materia prima es muy barata, ya que si esto sucediese, tendría gran demanda en el exterior, lo que subiría su precio. Es por esto, que el costo de instalación en nuestro caso estudiado, va a ser mucho más alto y vamos a estar en desventaja a otros países en que la industria siderúrgica y la gran industria química está en su pleno desarrollo.

Aunque de lo expuesto, se puede formar una idea pesimista de la conveniencia de establecer esta industria en el país, la verdad es que si se tiene en cuenta haber escogido el método más conveniente a nuestra realidad, nuestros costos serán casi similares a la de los otros países, aunque nuestras utilidades sean no poco menores. La ventaja fundamental, sería el evitar las contingencias que afectarían a nuestra economía en

caso de conflictos mundiales, en que escasean los productos importados.

Es conocido que el Perú no tiene mercado para absorber la cantidad de cloro que se produciría, si se fabricara soda cáustica por el proceso electrolítico. Luego necesariamente su fabricación debe ser a partir de carbonato de sodio, por el proceso de caustificación. En cuanto al carbonato de sodio, el 98% de la producción mundial es por el proceso Solvay; lógicamente debemos pensar que este es el proceso que conviene al país, de contar con materias primas y consumo que justifique la inversión por hacer.

El carbonato de sodio, se puede fabricar industrialmente, por cuatro diferentes métodos, a saber:

- 1.- Por el procedimiento de Nicolás Leblanc.
- 2.- Por el procedimiento de Ernest Solvay.
- 3.- Por carbonatación de soluciones de NaOH.
- 4.- A partir de salmueras con alto contenido de  
 $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ .

En este trabajo estudiaremos detalladamente el método del científico belga Ernest Solvay (1839-1922). Este proceso se basa en la relativamente pequeña solubilidad del  $\text{NaHCO}_3$ , en particular en presencia de  $\text{CO}_2$ . Cuando una solución concentrada de cloruro de sodio se satura con  $\text{NH}_3$ , y luego con  $\text{CO}_2$ , el  $\text{CO}_3(\text{NH}_4)_2$  formado primero, reacciona con el  $\text{CO}_2$ , formando el  $\text{CO}_3\text{H}\text{NH}_4$ , que es convertido por el  $\text{ClNa}$ , en  $\text{CO}_3\text{HNa}$  y luego se calcina, produciéndose el  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ .

DESARROLLO HISTORICO DE LA INDUSTRIA.- La palabra "álcali" proviene del árabe, idioma en el cual significa: cenizas de plantas. Estas cenizas, han tenido importancia en las prácticas tecnológicas, desde los tiempos más remotos, pues ellas no pueden haber pasado inadvertidas desde la

primera vez que se aplicó el calor a las actividades humanas.

Las soluciones acuosas de dichas cenizas, tienen un gusto amargo y un tacto jabonoso. Otras sustancias similares, tales como la soda cáustica y el carbonato de sodio, se han clasificado junto con ellas en el grupo de sustancias llamadas "álcalis".

Los álcalis se usaron en la fabricación de vidrio desde el año 1500 antes de Cristo, y se han encontrado en las tumbas egipcias, perlas artificiales hechas de vidrio. Es también muy probable que los egipcios fabricaran jabones, sin embargo el primer jabón propiamente dicho que registra la historia, parece ser de los galos, y que éstos les enseñaron a sus dominadores, los romanos; ya que Plinio da una receta de fabricar jabón, a partir de la grasa de cabra y cenizas caustificadas de haya.

Los antiguos egipcios obtenían el álcali que necesitaban, de las cenizas de plantas y de los depósitos de sesquicarbonato de sodio, que se encuentran en los desiertos y en las orillas de los lagos. Este compuesto no es sino el  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ , al cual los egipcios le dieron el nombre de "natron" o "trona"; de ahí la etimología latina del sodio (natrium).

El desarrollo adquirido por las industrias del vidrio, del jabón y otras, produjeron una gran demanda de los álcalis. En el año 1736, Duhamel descubrió que la sal común y la soda tienen un parentesco químico; y en 1752, Black aclaró las diferencias que existían entre los álcalis suaves ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) y los cáusticos ( $\text{NaOH}$ ). En el año 1775, la Academia Francesa de Ciencias ofreció un premio de 12,000 libras para quien inventase un proceso de fabricación de soda a partir de la sal común, ya que las cantidades de sal común disponibles eran muy grandes, y la escasez de soda apremiante.

En 1787, Nicolás Leblanc, médico del Duque de Orleans, inventó el famoso proceso que hoy lleva su nombre. Se construyó una fábrica en St. Denis, suburbio de Paris en el año 1791 con un capital aportado por el propio Duque. A Leblanc no le dió el premio la Academia, pero le fué concedida una patente para la explotación de su proceso. Durante la agitación político-social de esa época, o sea en plena Revolución Francesa, tanto la patente otorgada a Leblanc, como otros decretos, fueron revocados por el gobierno revolucionario, el Duque de Orleans fué guillotinado, y la fábrica se cerró. Las guerras que se sucedieron aislaron a Francia, y la escasez de soda fué angustiosa, razón por la cual el Comité de Salud Pública obligó a Leblanc a revelar los principios de su método y reabrió la fábrica de St. Denis, que funcionó bajo la dirección del propio Leblanc. Debido a la falta de capital y de salud, fué incapaz de hacer funcionar la fábrica de modo satisfactorio. Leblanc se retiró amargado a un hospicio de pobres, donde se suicidó en 1806.

El proceso Leblanc fué introducido en Inglaterra y llegó a ser uno de los factores más importantes del desarrollo de la industria británica del siglo XIX. Losh visitó durante la Paz de Amiens, la fábrica de Paris, con el objeto de familiarizarse con el proceso y luego fabricó en Inglaterra pequeñas cantidades de soda; sin embargo, el proceso Leblanc no funcionó satisfactoriamente en Inglaterra hasta el año 1823, año en el cual se eliminaron los impuestos a la sal, y Muspratt construyó sus fábricas de álcalis en Lancashire.

Cuando se realizó el proceso Leblanc por primera vez, el gas ácido clorhídrico se dejaba escapar y producía la muerte de la vegetación en las proximidades de la fábrica. Para evitar esto, se construyeron grandes chimeneas con el objeto de dispersarlo, pero sólo se consiguió aumentar el área de destrucción.

En 1839 se patentó un invento para construir las fábricas de soda, sobre barcos que podrían ser llevados a alta mar durante la producción de ácido clorhídrico. Luego, se llegó a idear un método de absorción del HCl. La solución así obtenida como no tenía demanda, se arrojaba al río más cercano en el cual mataba los peces, creando así otros motivos de queja.

Sin embargo, las necesidades de cloro por la industria papelera, convirtieron al ácido clorhídrico en un producto más importante económicamente que la misma soda, ya que por 1866 se idearon, el proceso Weldon, en el cual se calienta la solución de HCl con MnO (pirolusita) produciéndose cloro; y más tarde el de Deacon, que consiste en la oxidación con aire en caliente del HCl, siendo más eficiente este proceso.

La historia del proceso de soda al amoníaco se remonta a 1811, en que el francés Fresnel concibió la idea de fabricar soda a partir de sal y carbonato de amonio. Un alemán, Vogel, reclamó que su padre había descubierto en 1822 la reacción entre el bicarbonato de amonio y la salmuera produciéndose bicarbonato de sodio. En 1842 Canning patentó el proceso de carbonatación con CO<sub>2</sub>, y en 1852 Crinus en Francia consideró la recuperación del CO<sub>2</sub> en la calcinación del bicarbonato de sodio. Chisholm patentó el proceso para la recuperación del amoníaco por destilación con cal del licor madre. Así pues en 1852, todas las principales reacciones del proceso eran definitivamente conocidas.

En 1861, Ernesto Solvay, belga, descubrió independientemente dicho proceso sin conocer los anteriores estudios; y en 1863 se organizó la Compañía Solvay con un capital de 136,000 francos. La primera planta fue ubicada en Couillet (Bélgica), principiando a funcionar en 1865. Ernest Solvay junto con su hermano Alfred pusieron todo su empeño en el diseño de los aparatos y ya en 1866 la fábrica producía 1 $\frac{1}{2}$  toneladas al día.

En 1872, mientras esta fábrica después de ampliada ya producía 10 toneladas diarias, Solvay diseñó una nueva planta de mayor capacidad en Dombasle, en Nancy (Francia). De aquí pasó la industria a Inglaterra donde fué establecida por Brunner y Mond, dos empleados de una antigua fábrica por el proceso Leblanc en Inglaterra, quienes adquirieron la patente de Solvay. Luego de Francia e Inglaterra, Solvay construyó plantas en Alemania, y por último, Cogswell negoció con Ernest Solvay la implantación de su industria en EE.UU. de N.A. (Solvay Process C°).

Ya desde este punto, en el cual el pleno éxito había coronado tanta serie de esfuerzos, no es sino la sucesión de construcción de plantas en todo el mundo el que hace que el 98% de la producción de carbonato de sodio se deba al proceso Solvay.

Sin embargo, en 1941, el método de caustificación del carbonato para producir la soda cáustica es desplazado de su primer sitio por el proceso electrolítico, que al producir el cloro de absoluta pureza, da el primer paso en la industria de los derivados clorados de los compuestos orgánicos. Esta es pues en síntesis la historia de los álcalis.

MERCADO.- El desarrollo industrial de nuestro país es un hecho contemporáneo. Los prejuicios que se han vencido sobre la posibilidad de la industria en ser rol básico en la economía nacional han sido muy fuertes y han durado mucho tiempo. Se ha creído reiteradamente que debíamos dedicarnos en forma exclusiva a la agricultura y ganadería, con menor entusiasmo a la minería, y que jamás podríamos competir con los rivales extranjeros. Sin embargo el ejemplo de muchas de nuestras industrias, ha probado lo contrario.

Este significativo triunfo, que representa en gran parte la confianza de nuestros capitalistas por las inversiones industriales, es uno de

los mayores avances que ha dado el Perú en los últimos años. Sin embargo, falta mucho para vencer el complejo psicológico de la superioridad del producto extranjero, por el simple hecho de venir del exterior.

En otras palabras, que lo esencial del progreso de nuestra industria es la confianza del consumidor, que esta confianza es la base fundamental del mercado y que sólo debido a productos de buena calidad y cada vez mejores se puede obtener este factor, cuyo desarrollo no es sino el de la industria.

Enfocando la industria de los álcalis en nuestro país como se verá más adelante, esta constituye un monopolio. Lo fundamental es que el apoyo que le preste el Estado, esté respaldado por la sustitución de un producto nacional de igual calidad y menor precio que el importado.

Estudiando el mercado externo que deberán tener nuestros productos, ya que como se verá más adelante el consumo interno es todavía insuficiente, tenemos el caso de tres países, Chile, Bolivia y Argentina, en los cuales se puede tener fundadas esperanzas de ser sus abastecedores en una parte de su consumo, ya que si es verdad que Argentina es vecina al Brasil que tiene esta industria, ésto último sólo satisface una parte de su propia demanda.

En el caso del mercado interno no existe ninguna razón para afirmar que el consumo de estos productos no vaya a aumentar, ya que si se estudia el diagrama de cantidades de importación, se nota la tendencia de duplicar la producción en menos de diez años y que en el caso de la soda cáustica la industria de su mayor consumo es la de aceite de semilla de algodón, cultivo que aumentará gradualmente con las nuevas obras de irrigación.

Respecto al consumo de carbonato de sodio, el cual lo necesita en casi su totalidad la industria de vidrios y cristales, se hace notar que las mejores esperanzas están en que sus usos han de aumentar.



Los precios de nuestros productos en Enero de 1952 son: F.A.S. New York, la tonelada métrica de carbonato de sodio \$39.60, y la de soda cáustica sólida \$72.50. Estos precios aumentan en una proporción muy elevada por las utilidades de sus vendedores.

Es bueno desde ahora advertir que si bien es cierto que nuestros consumos de carbonato de sodio y soda cáustica corresponden a los que se obtendría caustificando 50% de la producción de carbonato, la inestabilidad que posee la soda cáustica durante su almacenaje hace que su producción se deba igualar al consumo interno y que si su consumo aumentara, lo satisfaga a base de la industria de la soda electrolítica.

CANTIDADES DE LA IMPORTACION DE ALCALIS

(Fuente: "Anuario del Comercio Exterior del Perú")

| Año  | SODA CAUSTICA |           | CARBONATO DE SODIO |           |
|------|---------------|-----------|--------------------|-----------|
|      | Kilogramos    | Soles oro | Kilogramos         | Soles oro |
| 1949 | 5,263.650     | 8,777.760 | 7,421.883          | 5,719.249 |
| 1948 | 4,551.203     | 5,822.331 | 7,345.624          | 4,187.275 |
| 1947 | 3,177.652     | 4,461.684 | 4,600.167          | 2,462.102 |
| 1946 | 3,006.734     | 1,243.928 | 5,094.271          | 1,053.232 |
| 1945 | 2,106.730     | 815.857   | 1,920.602          | 448.737   |
| 1944 | 519.183       | 235.017   | 341.117            | 79.085    |
| 1943 | 6,748.470     | 2,978.726 | 6,386.395          | 1,764.064 |
| 1942 | 4,523.004     | 2,226.329 | 9,153.879          | 2,577.674 |
| 1941 | 2,212.233     | 915.738   | 3,475.436          | 751.596   |
| 1940 | 2,578.527     | 960.364   | 2,918.740          | 669.103   |
| 1939 | 2,413.745     | 688.223   | 3,276.731          | 504.935   |
| 1938 | 1,471.656     | 327.133   | 2,542.139          | 297.272   |
| 1937 | 1,768.182     | 318.347   | 1,817.477          | 166.194   |

Nota.- El valor de las importaciones está sujeto a la variación de nuestra moneda en las distintas épocas.

El cambio brusco registrado entre los años 1943 y 1944, fué debido a escasez de estos productos en el mercado mundial, lo que obligó a los consumidores nacionales a aceptar las ofertas que se les presentaban en el extranjero en determinadas ocasiones, para hacer stocks.

PRINCIPALES INDUSTRIAS CONSUMIDORAS DE ALCALIS

CARBONATO DE SODIO

| <u>INDUSTRIA</u>           | <u>CONSUMO ANUAL EN KILOS</u> |     |
|----------------------------|-------------------------------|-----|
| Vidrios y cristales        | 5,860.000                     | (+) |
| Sal de soda                | 1,020.000                     | (:) |
| Silicato de sodio          | 400.000                       | (:) |
| Papel y cartón             | 217.000                       | (+) |
| Refinerías de azúcar       | 175.000                       | (:) |
| Tejidos de algodón         | 160.000                       | (+) |
| Tejidos de lana            | 145.000                       | (+) |
| Jabón y aceite             | 120.000                       | (+) |
| Compañías mineras          | 102.000                       | (+) |
| Cocaína                    | 46.500                        | (+) |
| Lavanderías                | 45.000                        | (+) |
| Tejidos de seda artificial | 18.000                        | (+) |
| Hilanderías                | 17.000                        | (+) |
| Tejidos de punto           | 14.000                        | (+) |
| Azul para lavado           | 7.500                         | (:) |
| Sombreros de lana          | 4.000                         | (+) |

SODA CAUSTICA

| <u>INDUSTRIA</u>           | <u>CONSUMO ANUAL EN KILOS</u> |     |
|----------------------------|-------------------------------|-----|
| Aceite                     | 1,414.000                     | (:) |
| Papel y cartón             | 1,347.000                     | (+) |
| Jabón                      | 1,215.000                     | (:) |
| Hilanderías                | 334.000                       | (+) |
| Tejidos de algodón         | 290.000                       | (+) |
| Aguas gaseosas y cerveza   | 82.500                        | (:) |
| Limpieza de trigo          | 81.000                        | (:) |
| Azúcar                     | 70.500                        | (:) |
| Compañías mineras          | 15.000                        | (:) |
| Tejidos de lana            | 10.000                        | (+) |
| Tejidos de seda artificial | 7.000                         | (+) |
| Oxígeno y gas carbónico    | 4.500                         | (:) |

(+) - Para el año 1948 según el Boletín de Estadística Industrial.  
Dirección de Industria y Electricidad.

(:) - Estimado para el año 1950 en producción normal.

CAPACIDAD OPTIMA DE PRODUCCION DE LA FABRICA.- En consideraciones anteriores se ha visto que la actual importación nacional de álcalis, alcanza a una producción equivalente a 16,000 toneladas anuales de carbonato de soda; sin embargo, la determinación de la capacidad de la fábrica se debe hacer, no sólo teniendo en cuenta el consumo probable de los productos, sino viendo también las condiciones sobre las cuales la marcha del proceso sea continuo y eficiente.

El equipo de una planta de carbonato de sodio, por el proceso Solvay, se haya estandarizado de tal manera que la capacidad de cada torre de carbonatación, puede ser de 50 toneladas al día si es de 1.80 m. de diámetro, o de 100 toneladas diarias si es de 2.35 m. de diámetro.

Ahora bien, el mecanismo del proceso exige como mínimo dos torres de carbonatación en operación; la explicación de este punto se hará más adelante, y es por esto que la capacidad mínima económica será de 100 toneladas de carbonato de sodio al día.

Como esta producción es excesiva si sólo se considera el consumo del carbonato sódico, y si además se tiene en cuenta que la producción de soda cáustica por el proceso electrolítico, exige para un equilibrio económico, mercado adecuado para grandes cantidades de cloro y derivados (agentes de blanqueo), la solución más adecuada a nuestro problema, será la producción de la soda cáustica a partir del carbonato sódico producido.

Dentro de tal solución y balanceando los consumos del carbonato sódico y la soda cáustica, se vé que la cantidad a caustificar es aproximadamente de un 50%, o sea que diariamente caustificando 50 toneladas de carbonato sódico y considerando un factor práctico de conversión de 1.34, se tendría una producción diaria de 37 toneladas de soda cáustica.

Como se podrá notar las superproducciones existentes son algo peli-

grosas, y se agrava aún más en el caso de la soda cáustica, en que la descomposición por almacenaje es más marcada, por esta razón sólo se producirán 25 toneladas diarias de NaOH, aunque la planta en su capacidad normal pueda producir las 37 toneladas al día de soda cáustica.

Sin embargo; la realidad de este proyecto en el más optimista de los casos, presupone un período de estudio, construcción e instalación de alrededor de 5 años, tiempo suficiente en que por el buen desarrollo de las industrias consumidoras de estos productos, desaparezcan tales superproducciones, que como se ve son aparentes.

No se puede negar el enorme volumen de materia prima y materiales que se va a emplear, es por esto que el Flow-Sheet tentativo que se concluya de este trabajo, de acuerdo a las materias primas existentes, y el estudio de localización de la fábrica, constituye el problema más difícil, si es que se supone que no haya mayor dificultad en la instalación y funcionamiento de la planta, ya que por lo estudiado que se haya el proceso en la variedad de sus modificaciones, no permite hacer innovaciones originales.

PROPIEDADES DEL CARBONATO DE SODIO.- El carbonato de sodio Solvay es un material granular o pulvurulento, blanco y anhidro, que contiene una vez empaquetado 99% de carbonato de sodio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). En términos del standard comercial aceptado, el óxido de sodio ( $\text{Na}_2\text{O}$ ) correspondiente al contenido de carbonato de sodio es de cerca de 58%. Los requisitos de las industrias que consumen este álcali han hecho que se desarrollen tres formas standard y que se fabrican por la Solvay Process Company, ellas son: Ligera, Extra-ligera o Fluf, y Densa; esta última practicamente no en polvo.

Estas formas difieren sólo en sus características físicas tales como

densidad, ángulo de reposo, tamaño y forma de las partículas; una descripción de las propiedades físicas y químicas, además de las anteriormente mencionadas, son comunes a todas las formas del carbonato de sodio y a sus soluciones acuosas. En realidad ellas no difieren apreciablemente de las propiedades del carbonato de sodio dadas en libros de referencia conocidos, tales como el "Handbook of Chemistry" de Lange, el "Comprehensive Treatise of Inorganic and Teorical Chemistry" de J.W. Mellor, el "International Critical Tables", y otras fuentes.

PROPIEDADES QUE DISTINGUEN LAS FORMAS COMERCIALES.-

Densidad.- El peso en libras por pié cúbico de carbonato de sodio varía con la forma de esta.

Peso en libras por pié cúbico

|              | Floja<br>esparcida<br>con<br>cuidado | Esparcida<br>violenta<br>y<br>apretada | Para cálculos de: |           |
|--------------|--------------------------------------|----------------------------------------|-------------------|-----------|
|              |                                      |                                        | Bins              | Esfuerzos |
| Extra ligera | 23                                   | 32                                     | 25                | 32        |
| Ligera       | 35                                   | 46                                     | 38                | 47        |
| Densa        | 63                                   | 72                                     | 65                | 73        |

El volumen ocupado por 20,000 libras de carbonato de sodio en almacenes de capacidad:

Extra ligera..... 800 pies cúbicos  
 Ligera..... 530 " "  
 Densa..... 310 " "

Tamaño de las partículas.- Las siguientes son las pruebas de granulación típicas al carbonato de sodio Solvay:

Porcentajes que pasan a través de las mallas standard

| Serie de mallas standard |              | Forma de carbonato de sodio |        |                           |      |         |      |
|--------------------------|--------------|-----------------------------|--------|---------------------------|------|---------|------|
|                          |              | Extra ligera                | Ligera | Densa: principales grados |      |         |      |
| Nº                       | Abertura (") |                             |        |                           |      | Nº 3-40 | Nº 2 |
| 3                        | .265         | ---                         | ---    | ---                       | ---  | ---     | 99   |
| 14                       | .0555        | 100                         | 100    | 100                       | 100  | 100     | 18   |
| 20                       | .0331        | 98                          | 99.5   | 100                       | 100  | 88      | 2    |
| 40                       | .0165        | 84                          | 99     | 93                        | 32   | 0.5     |      |
| 60                       | .0098        | 80                          | 97     | 50                        | 10.5 | ---     |      |
| 80                       | .0070        | 56                          | 93     | 28.5                      | 5    | ---     |      |
| 100                      | .0059        | 37                          | 87     | 15.5                      | 2.5  | ---     |      |
| 200                      | .0029        | 3                           | 35     | 2                         | 0.5  | 0.1     |      |

Angulo de reposo.- El carbonato de sodio, aún en su condición más seca tiende a adherirse a los lados de las tolvas, y a menos que se tome el cuidado necesario en inclinar apropiadamente los lados y fondos de las tolvas de almacenaje y "chutes", caerá irregularmente o cesará la caída enteramente, necesitando moverlo con palas. El ángulo de reposo es mínimo para el carbonato de sodio denso granular, y máximo para el carbonato de sodio extra liviano; sin embargo esta regla no es sin excepciones, pues las pequeñas direcciones, en el tamaño y forma de las partículas, así como también la temperatura y humedad prevaleciente en la atmósfera introducen irregularidades. Los ingenieros por consiguiente han adoptado, como ángulo de servicio mínimo desde la horizontal:

Para la extra ligera..... 50°  
 " " ligera..... 45°  
 " " densa..... 45°

PROPIEDADES DEL MONOCARBONATO DE SODIO COMUN A TODAS LAS FORMAS DE CARBONATO DE SODIO.-

El peso molecular del carbonato de sodio es 106.00 y su equivalente o peso de combinación es 53.00.

Gravedad específica.- Esta relación del peso al volumen de carbonato de sodio, al peso de igual volumen de agua a 4°C. el cual es de interés

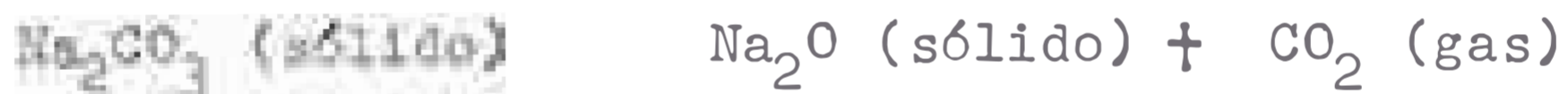
principalmente en el laboratorio, no debe confundirse con la densidad que es el peso de la unidad de volumen dado anteriormente, el cual es un valor práctico en el manejo del carbonato de sodio.

La gravedad específica de las partículas de carbonato de sodio anhidro a 20°/4° C. es 2.533.

A temperaturas sobre el punto de fusión, la gravedad específica puede ser calculada por la fórmula:  $d_{\frac{t}{4}} = 2.305 - 0.0004 t^{\circ} C.$

Calor específico.- La capacidad de calor del  $Na_2CO_3$  anhidro a 45° C. de acuerdo a la International Critical Tables es 1.07 joules por gramo. En términos de calorías por gramo por grado C. o Btu por libra por grado F. es de 0.256.

Descomposición por el calor.- Al calentar el  $Na_2CO_3$  anhidro pierde en peso, debido a la disociación y volatilización que comienza a 400° C. El dióxido de carbono es liberado de acuerdo a la reacción:



y la presión de descomposición de acuerdo a Mellor o a la International Critical Table:

| Grado C. | Milímetros de mercurio |
|----------|------------------------|
| 880      | 10                     |
| 990      | 12                     |
| 1010     | 14                     |
| 1100     | 21                     |
| 1150     | 28                     |
| 1180     | 38                     |
| 1200     | 41                     |
| 1500     | 760                    |

Punto de fusión.- El  $Na_2CO_3$  anhidro se funde a 851° C. Este punto de fusión es grandemente influido por la adición de otras sales. De acuerdo a Mellor, cuando el carbonato de sodio se mezcla con:

|       |                                               |         |
|-------|-----------------------------------------------|---------|
| 34.7% | de cloruro de sodio el punto de fusión es     | 651° C. |
| 51.5% | de carbonato de potasio el punto de fusión es | 721° C. |
| 39.8% | de sulfato de sodio el punto de fusión es     | 821° C. |

Calor latente de fusión.- El  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  anhidro se considera que tiene un calor latente de fusión de 82 calorías por gramo o sea de 147.6 B.t.u. por libra.

Calor de formación.- Los calores de formación del carbonato de sodio anhidro son:

|                           | A partir de sus<br>elementos:<br>2 Na, C, 3 O. | A partir de:<br>$\text{Na}_2\text{O}$ y $\text{CO}_2$ |
|---------------------------|------------------------------------------------|-------------------------------------------------------|
| En calorías por mol gramo | 270,563                                        | 75,920.0                                              |
| En calorías por gramo     | 2,552                                          | 716.2                                                 |
| En B.t.u. por libra       | 4,594                                          | 1,289.3                                               |

Los datos dados en la última columna son de interés principalmente en operaciones en las que el carbonato de sodio se usa a altas temperaturas.

Los calores de formación de los hidratos sólidos del carbonato de sodio, del carbonato de sodio anhidro y agua líquida son calculados de los datos del International Critical Tables. Son:

|                       | Monohidrato<br>$\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{O}$<br>= $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ | Heptahidrato<br>$\text{Na}_2\text{CO}_3 + 7 \text{H}_2\text{O}$<br>= $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ | Decahidrato<br>$\text{Na}_2\text{CO}_3 + 10 \text{H}_2\text{O}$<br>= $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$ |
|-----------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| En calorías por mol   | 3,369                                                                                                               | 16,368                                                                                                                   | 21,721                                                                                                                    |
| En calorías por gramo | 31.8                                                                                                                | 154.4                                                                                                                    | 204.9                                                                                                                     |
| En B.t.u. por libra   | 57.2                                                                                                                | 277.8                                                                                                                    | 368.8                                                                                                                     |

Hidratos de carbonato de sodio.- Los tres hidratos de monocarbonato de sodio conocidos son:

1.- Monohidrato: el cual contiene 85.48% de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  y 14.52% de agua de cristalización. Se separa en pequeños cristales de las soluciones acuosas saturadas encima de  $35.4^\circ \text{C}$ . o puede ser formado por simple humedecimiento con la cantidad calculada de agua, a, o sobre esta temperatura



ra . Pierde agua al calentarse y su solubilidad decrece muy poco con el aumento de temperatura. En contacto con su solución saturada se vuelve a convertir en  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  anhidro a  $109^\circ \text{C}$ .

2.- Heptahidrato: el cual contiene 45.7% de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  y 54.3% de agua de cristalización. No tiene valor práctico o comercial debido a su corto rango de estabilidad en contacto con su solución saturada, la que se extiende solamente de  $32.0^\circ$  a  $35.4^\circ \text{C}$ .

3.- Decahidrato (sal de soda): usualmente forma grandes y gruesos cristales transparentes que contienen 37.06% de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  y 62.94% de  $\text{H}_2\text{O}$ . Se obtiene de su solución acuosa saturada debajo de  $32^\circ \text{C}$ . y encima de  $-2.1^\circ \text{C}$ . Su punto de fusión es  $35.4^\circ \text{C}$ . Los cristales son rápidamente eflorescentes en aire seco, formando un residuo de hidratos menores, principalmente de monohidrato.

Absorción de humedad y de dióxido de carbono.- El carbonato de sodio absorbe humedad lentamente cuando se expone a la atmósfera. A medida que absorbe la humedad el dióxido de carbono normalmente presente en el aire reacciona con el carbonato de sodio para formar algo de bicarbonato de sodio. La proporción de humedad y la absorción de dióxido de carbono es una función de la humedad, temperatura, dióxido de carbono presente y de la magnitud de la superficie expuesta del carbonato de sodio.

La absorción de humedad en conjunción con la formación de  $\text{NaHCO}_3$  es responsable de la aglomeración del carbonato de sodio almacenado en largos periodos de tiempo o cuando es guardado bajo condiciones adversas. El carbonato de sodio extra-ligero y el denso no forman cake ni se encuenan tan rápidamente como el de tipo ligero.

Como se podría esperar, la absorción comienza en el carbonato de sodio adyacente a los lados de la envoltura y gradualmente penetra hacia el interior. Entonces si una muestra se toma de la parte superior del

barril de carbonato de sodio el cual ha sido guardado algún tiempo, un análisis es probable que revele que algo de carbonato ha sido convertido en bicarbonato y que algo de humedad ha sido absorbida. Cuando una muestra se toma del centro del mismo barril se verá que está enteramente normal en su composición. Las características algunas veces pueden provocar una crítica de la calidad del carbonato, el cual ha sido fabricado en buenas condiciones pero se ha deteriorado durante su almacenamiento.

Muchas pruebas tienen que ser hechas bajo las actuales condiciones para poder precisar la magnitud de la absorción de humedad del carbonato ya envasado y su conversión a bicarbonato. Los siguientes datos son los resultados de las pruebas hechas con carbonato de sodio ligero y envasado en saco pentaplegado de papel Kraft y guardado bajo condiciones promedias:

| Tiempo en días | % de $\text{Na}_2\text{CO}_3$ |        |       | % de $\text{NaHCO}_3$ |        |       |
|----------------|-------------------------------|--------|-------|-----------------------|--------|-------|
|                | Promedio                      | Centro | Lados | Promedio              | Centro | Lados |
| 0              | 99.45                         |        |       | 0.00                  |        |       |
| 30             | 97.19                         |        | 90.85 | 0.00                  |        | 2.10  |
| 60             | 95.70                         |        | 88.04 | 0.40                  |        | 3.40  |
| 103            | 93.50                         | 98.85  | 86.97 | 1.60                  | 0.00   | 5.50  |
| 130            | 93.08                         | 98.20  | 85.31 | 2.00                  | 0.00   | 5.78  |

Calores de solución y dilución.- Cuando el carbonato de sodio anhidro se disuelve en agua, el calor desarrollado varía con la concentración. La dilución de una solución concentrada con agua es acompañada por una absorción de calor tal que se reduce la temperatura.

La cantidad de calor "Q" (calorías gramo) desarrollado cuando una mol de carbonato de sodio o sus hidratos es disuelta en "n" moles de agua para formar una solución que contiene "w" por ciento de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ha sido calculada según los datos del "Thermo-Chemistry of Chemical Subs-

tances" por F.R.Bichowsky y F.D.Rossini, los cuales concuerdan con los de la International Critical Tables en todos los casos prácticos pero se extiende a un mayor rango de concentraciones:

Calores de solución

| Estado físico del carbonato de sodio                    | H <sub>2</sub> O agua |        | "w"<br>Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub><br>en solución | Cantidad de calor "Q" en calorías       |                                          |                                                   |
|---------------------------------------------------------|-----------------------|--------|-------------------------------------------------------|-----------------------------------------|------------------------------------------|---------------------------------------------------|
|                                                         | "n" moles.            | gramos |                                                       | por mol Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> | por grm. Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> | por libra Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> en Btu. |
| Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> anhidro<br>(106 gramos) | 15                    | 270    | 28,2                                                  | 8240,0                                  | 77,7                                     | 139,9                                             |
|                                                         | 18                    | 324    | 24,7                                                  | 8050,0                                  | 75,9                                     | 136,6                                             |
|                                                         | 20                    | 360    | 22,7                                                  | 7940,0                                  | 74,9                                     | 134,8                                             |
|                                                         | 25                    | 450    | 19,1                                                  | 7700,0                                  | 73,0                                     | 131,4                                             |
|                                                         | 50                    | 900    | 10,5                                                  | 6940,0                                  | 65,5                                     | 117,9                                             |
|                                                         | 100                   | 1800   | 5,6                                                   | 6300,0                                  | 59,4                                     | 106,9                                             |
|                                                         | 200                   | 3600   | 2,9                                                   | 5880,0                                  | 55,5                                     | 99,9                                              |
|                                                         | 400                   | 7200   | 1,5                                                   | 5630,0                                  | 53,1                                     | 95,6                                              |
|                                                         | 800                   | 14400  | 0,7                                                   | 5510,0                                  | 52,0                                     | 93,6                                              |
|                                                         | 1600                  | 28800  | 0,4                                                   | 5470,0                                  | 51,6                                     | 92,9                                              |
| Monohidrato<br>(124 gramos)                             | 200                   | 3600   | 2,9                                                   | 2500,0                                  | 23,6                                     | 42,5                                              |
| Heptahidrato<br>(232 gramos)                            | 200                   | 3600   | 2,8                                                   | -10500,0                                | -99,1                                    | -178,4                                            |
| Decahidrato<br>(286 gramos)                             | 200                   | 3600   | 2,7                                                   | -15910,0                                | -150,1                                   | -270,2                                            |

Los signos negativos indican calor absorbido (endotérmico).

Solubilidad.- El carbonato de sodio, aunque fácilmente soluble en el agua, presenta una anomalía en su solubilidad en la que alcanza un máximo a la temperatura relativamente baja de 35.4° C., a la cual temperatura 100 partes de agua disuelven 49.7 partes de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, formando una solución que contiene 33.2% en peso de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>; encima de esta temperatura la solubilidad disminuye, resultando en la existencia de dos temperaturas de saturación para las concentraciones entre 29% y 33.2% de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>. Estas relaciones algo complejas están ilustradas en el siguiente diagrama.

| Area | % Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> | Temperatura ° C. |              |       | Fases sólidas                             | Fase líquida<br>% Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> en<br>solución |       |
|------|-----------------------------------|------------------|--------------|-------|-------------------------------------------|------------------------------------------------------------------|-------|
|      |                                   | bajo<br>de       | desde        | hasta |                                           | desde                                                            | hasta |
| A    | 0-5.9                             |                  | 0            | -2.1  | Hielo                                     | 0                                                                | 5.9   |
| B    | 0-37.0                            | -2.1             |              |       | Hielo + decahid.                          | Ninguno                                                          |       |
| C    | 5.9-37                            |                  | -3.1         | +32   | Decahidrato                               | 5.9                                                              | 31.3  |
| D    | 37-45.7                           | +32              |              |       | Decahid + Hepta                           | Ninguno                                                          |       |
| E    | 31.3-45.7                         |                  | 32           | 35.4  | Heptahidrato                              | 31.3                                                             | 33.2  |
| F    | 45.7-85.5                         | +35.4            |              |       | Hepta y Monohid                           | Ninguno                                                          |       |
| G    | 30.8-85.5                         |                  | 35.4         | 109   | Monohidrato                               | 33.2                                                             | 30.8  |
| H    | 85.5-100                          | 109              |              |       | Monohid y Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> | Ninguno                                                          |       |
| I    | 30.8-100                          |                  | 109 ó<br>más |       | Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>           | 30.8                                                             |       |

En este diagrama la curva de solubilidad expresando esta como % de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> para cualquier temperatura entre -2.1° C. a 110° C. El área encima y a la izquierda de esta curva es la región de soluciones no saturadas, en las que no se obtiene una completa solución. Abajo y a la derecha de esta curva existen los hidratos sólidos no disueltos o hielo en contacto con soluciones saturadas o sino como se expresa en la tabla, la fase líquida desaparece enteramente y sólo existen hidratos sólidos cristalinos. Las letras en la primera columna corresponden a las de las zonas del diagrama las cuales limitan concentraciones y temperaturas sin las que los variados hidratos sólidos o sus mezclas puedan existir.

Un diagrama de esta clase es usado para determinar los efectos de enfriamiento o calentamiento o secado. Por ejemplo, una solución de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> al 20% es no saturada a todas las temperaturas por encima de 22.4° C.

en la intersección de la línea de concentración 20% con la curva de solubilidad; cuando se enfría esta solución por debajo de esta temperatura la línea de 20% entra al área C y la fase sólida  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$  comienza a formarse incrementándose conforme la temperatura baja hasta que en  $-2.1^\circ \text{C}$ . la fase líquida desaparece enteramente y la solución se compondrá de decahidrato y hielo.

Las sales extrañas como cloruro de sodio, sulfato, nitrato y otras mezcladas con el carbonato y agua modifica la solubilidad de tal suerte que hace inaplicable el diagrama.

PROPIEDADES DE LA SODA CAUSTICA.- La soda cáustica Solvay es un material blanco, opaco, frágil, fibroso y delicuescente, que contiene una vez envasado 98.7% de hidróxido de sodio (NaOH). En términos del standard comercial aceptado, el óxido de sodio ( $\text{Na}_2\text{O}$ ), correspondiente al contenido de hidróxido de sodio es de cerca de 76%. Los requisitos de las industrias que consumen este álcali han hecho que se desarrollen varias formas standard y ellas son: soda cáustica (76%) sólida en barriles de 700 lbs., en escamas en barriles de acero de 400 lbs. y por último en polvo. Estas dos últimas formas tienen un recargo en el precio.

También en gran escala se producen las soluciones de NaOH al 50% y otras de 70-74% que se almacenan en carros tanques forrados de nickel. Dentro de estos tipos existen las soluciones especiales para la industria de rayón, las que por su bajo contenido de fierro, alúmina y sílice tienen un recargo de precio.

Respecto a las formas de la soda cáustica de 76% de  $\text{Na}_2\text{O}$ , sólo difieren en sus características físicas tales como densidad, tamaño y forma de las partículas, etc.

El peso molecular de la soda cáustica, es 40.01 y su equivalente o

peso de combinación es también el mismo.

La gravedad específica de las partículas de hidróxido de sodio anhidro es variable entre 2.00 - 2.13.

Punto de fusión.- El NaOH se funde a 318.4° C.

Calor latente de fusión.- El NaOH anhidro se considera que tiene un calor latente de fusión de 40.0 cal./gramo, o sea de 72.0 B.t.u. por libra.

El calor de formación del NaOH a partir de sus elementos Na, H y O, es en estado cristalino de 101.960 calorías por mol-gramo.

Punto de ebullición.- El NaOH se vaporiza a 1390° C.

Hidratos de hidróxido de sodio.- Existen seis hidratos de la soda cáustica, a saber:

1.- Monohidrato.- El cual contiene 69% de NaOH y 31% de H<sub>2</sub>O de crystalización. Se separa en cristales de las soluciones acuosas saturadas sobre los 16° C.; se convierte en NaOH anhidro en contacto con su solución saturada a 61° C.

2.- Dihidrato.

3.- Semiheptahidrato.- Grandes cristales monoclinicos, vítreos.

4.- Tetrahidrato.

5.- Pentahidrato.

6.- Heptahidrato.- Grandes cristales monoclinicos de aspecto vítreo, se separan a una temperatura de -25° C.

Absorción de humedad y de dióxido de carbono.- Absorbe muy rápidamente la humedad del aire, de ahí su propiedad como agente deshidratante, y se convierte gradualmente en carbonato por la absorción de CO<sub>2</sub> del aire.

Calores de solución y dilución.- Cuando el hidróxido de sodio anhidro se disuelve en agua, el calor desarrollado varía con la concentra-

ción y se tiene que cuando se agrega 14 moles de agua por mol de NaOH, se desarrolla un valor máximo de 10.500 calorías por mol de NaOH. La dilución de esta solución con más agua es acompañada de una pequeña absorción de calor, pudiéndose decir que el calor de solución integral del NaOH en agua a 18° C. es de -10.179 calorías por mol gramo. Este efecto se traduce en un notable aumento de temperatura de la solución.

Solubilidad.- El hidróxido de sodio, es uno de los compuestos más solubles, ya que a 0° C. está en solución en equilibrio con la fase sólida 29.6% de NaOH. Tal valor va aumentando con la temperatura y presenta cierta anomalía en algunos puntos como se aprecia en el diagrama adjunto. Tal solubilidad aumenta hasta 83.9% de NaOH valor que se obtiene a una temperatura de 192° C.

PROPIEDADES DE LAS SOLUCIONES ACUOSAS DE SODA CAUSTICA.- En el caso de este compuesto, es importante tener idea de las características de las soluciones acuosas, hecho que pasamos por alto en el caso del  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ .

Las principales son:

Gravedad específica y densidad.- Dependen directamente de la concentración, en el caso de la gravedad específica la función es una línea recta lo mismo que para la expresada en grados Twadell. En el caso de grados Baumé (americano) tal línea se vuelve algo curva.

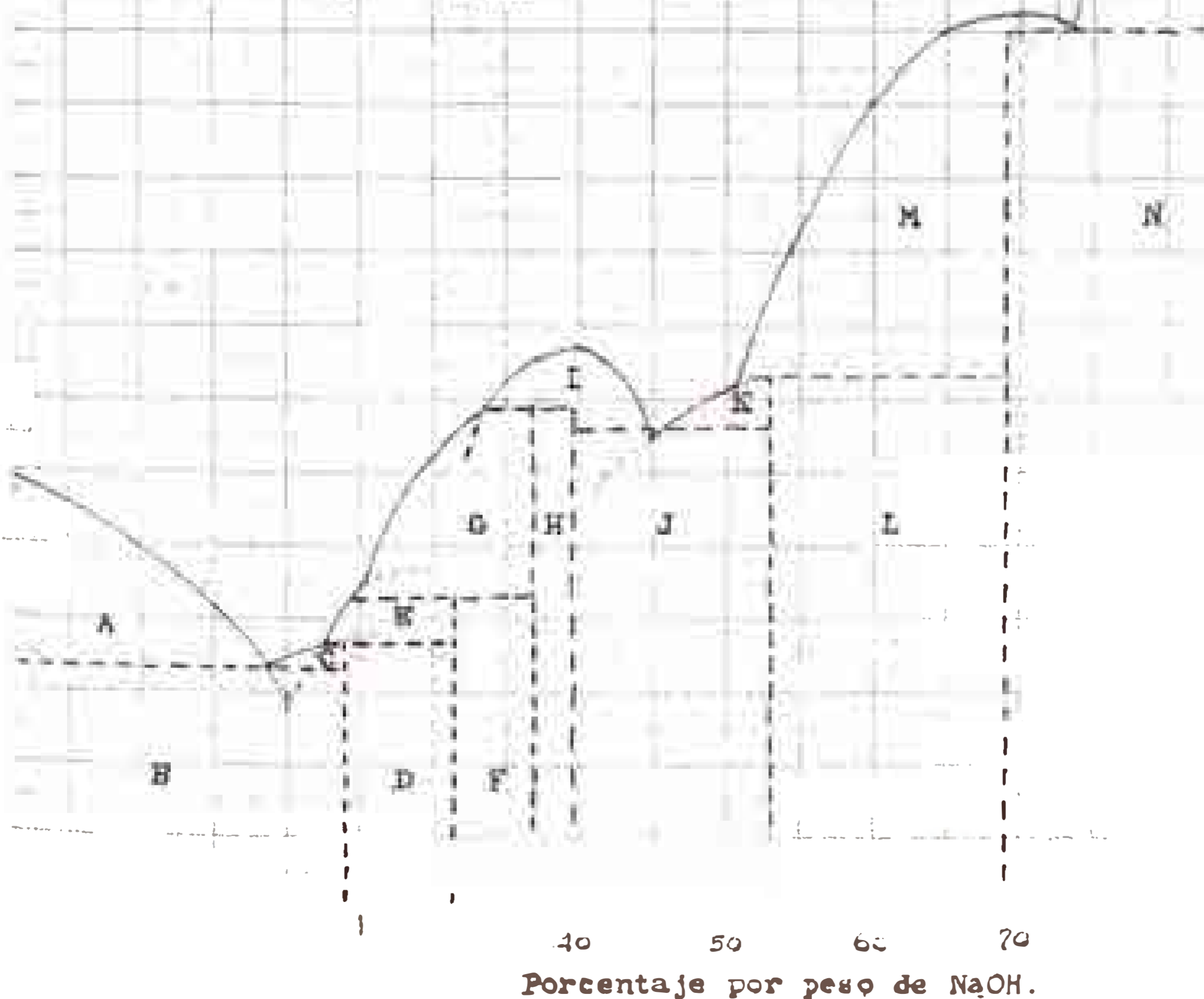
Calor específico.- Es función de la temperatura y concentración de la solución. Dichos valores se encuentran tabulados en el libro del Dr. Hou.

Puntos de congelamiento.- Las concentraciones y temperaturas a las cuales el NaOH, sus hidratos y soluciones coexisten y a las cuales la solución solidifica completamente se muestra en diagrama adjunto.

Puntos de ebullición.- Están determinados en las Líneas Dühring que

DIAGRAMA DEL PUNTO DE SOLIDIFICACION DEL NaOH

- A = Hielo
- B = Hielo + Heptahidrato
- C = Heptahidrato
- D = Heptahidrato + Pentahidrato
- E = Pentahidrato
- F = Pentahidrato + Tetrahidrato
- G = Tetrahidrato
- H = Tetrahidrato + Semiheptahidrato
- I = Semiheptahidrato
- J = Semiheptahidrato + Dihidrato
- K = Dihidrato
- L = Dihidrato + Monohidrato
- M = Monohidrato
- N = Monohidrato + NaOH
- P = NaOH





existen tanto para soluciones electrolíticas, cuanto para las soluciones sin cloruro de sodio. Estos aumentos en los puntos de ebullición alcanzan valores muy considerables.

Viscosidad.- Varía con la temperatura y concentración y alcanza valores altos, ya que a 22° C. una solución de 50% de NaOH tiene una viscosidad de 100 centipoises.

Concentración del Ión hidrógeno.- pH.- Una solución de NaOH conforme se va concentrando va subiendo su concentración, va aumentando su pH hasta valores cercanos a 14. Desde luego esto tiene su límite desde que una menor dilución supone un menor esfuerzo iónico y por lo tanto un mayor valor en el producto iónico del agua. Este valor si es dividido por la concentración de los iones OH da el de los iones H, cuyo logaritmo de su inversa será el pH.

#### USOS DEL CARBONATO DE SODIO.

**Sinónimos:** Carbonato de sodio, sal de soda, soda ash, soda de lavado.

**Abrasivos:** materia prima en su fabricación.

**Adhesivos:** ingrediente.

**Solvente:** para la caseína.

**Reactivo de análisis.**

**Agente desengomador de fibras vegetales.**

**Ingrediente en alimento de ganado.**

**Agente de limpieza de botellas.**

**En ladrillos de construcción:** remoción del dióxido de carbono de los gases de hornos de cemento.

**Alcali en la fabricación de celulosa y sus productos.**

**Absorbente de ácidos, óxidos de nitrógeno y fenoles.**

**Agente deshidratante para compuestos orgánicos.**

**Agente de neutralización de varios ácidos.**

Material de proceso en la activación de carbones.

Material de proceso para la fabricación de:

Acetatos, carbones activados, sales alcalinas, compuestos alkilo, compuestos de aluminio, derivados orgánicos de arsénico, compuestos amino, catalizadores de amoniaco, compuestos de amoniaco.

Derivados de antraquinona, sales de bario, derivados del benceno y productos de sustitución, sales de calcio, compuestos orgánicos clorinados, catalizadores de hidrogenación.

Sales de hierro, de plomo, de magnesio, de manganeso, catalizadores de nickel, fosfatos, sales de potasio, de torio, de uranio, ureas, compuestos de vanadio.

Remoción de dióxido de carbono del aire, gas o gases inertes.

Punto de partida de las sales de sodio orgánicas e inorgánicas.

Agente de limpieza y defloculación de las arcillas.

Agente de peptización de las arcillas.

Ingrediente de cosméticos.

Agente de saponificación en cremas cosméticas.

Material de proceso en la fabricación de tintes y colorantes.

Depolarizadores de pilas y baterías.

Materia prima en la fabricación de explosivos.

Ingrediente de fritas y esmaltes, vidrios fundentes.

Punto de partida del hidróxido de sodio.

Materia prima de: zeolitas artificiales, jabones, lacas.

Material aislante de calor, compuestos de blanqueo, tratamientos metalúrgicos.

#### USOS DEL HIDROXIDO DE SODIO.

Sinónimos: Soda cáustica, hidrato de sodio, óxido de sodio hidratado,

álcali mineral, lejía sódica.

Abrasivos: materia prima en su fabricación.

Adhesivo: agente de conversión e ingrediente.

Bebidas: agente de limpieza de botellas.

Reactivo de análisis.

Productos de celulosa.

Absorbente de ácidos, cloro,  $\text{CO}_2$ , óxidos de nitrógeno, fenoles.

Agente de activación de carbones.

Preparación de catalíticos en la fijación del nitrógeno.

Agente de deshumedificación del aire.

Agente deshidratante para productos orgánicos.

Agente de neutralización de ácidos.

Material de proceso para la fabricación de:

Aldehidos, carbones activados, sales alcalinas, compuestos alkilo, compuestos de aluminio, derivados orgánicos del arsénico, compuestos de amoniaco.

Derivados del tolueno y homólogos, sales de hierro, plomo, de magnesio, de manganeso, fosfatos, sales de potasio, de uranio, ureas y compuestos de vanadio, sales de zinc, ácidos orgánicos.

Reactivo para separación del  $\text{CO}_2$  del aire, de gases combustibles y de combustión.

Solvente del almidón.

Punto de partida en la preparación de sales de sodio.

Preparación de detergentes.

Agente de limpieza y defloculación de las arcillas.

Agente de peptización de las arcillas.

Ingrediente en productos cerámicos.

Agente de resistencia al agua de cementos.

Material de proceso en la fabricación de tintes.

Depolarizadores de pilas y baterías.

Industria del jabón.

Drogas y productos farmacéuticos.

Metalurgia: flotación y agente de extracción.

Industria del Rayón.

Industria del petróleo.

Textiles.

Lubricantes.

Cola y gelatina: agente de hidrólisis.

Procesos de aceites y grasas:

    Catalíticos de hidrogenación.

    Electrolito de celdas de hidrógeno.

    Refinación de aceites crudos.

    Saponificación de grasas.

## C A P I T U L O    I I

### INVESTIGACION DEL PROCESO

Desde que el proceso Solvay y el de caustificación, no son los únicos métodos de fabricación del carbonato de sodio y la soda cáustica respectivamente, es conveniente tratar en forma sucinta las reacciones y aparatos de los procesos Leblanc y electrolítico, cuyas posibilidades no son en ningún momento anulables. También estudiaremos la explotación de yacimientos de soda natural, para finalizar el capítulo describiendo las reacciones del proceso Solvay, dejando las del de caustificación para su capítulo correspondiente.

PROCESO LEBLANC.- Las materias primas de este proceso son: la sal común, el ácido sulfúrico, el carbón y la caliza; como se ve, todas ellas de fácil obtención si es que se considera suministro adecuado de azufre o piritas para la fabricación de ácido sulfúrico. La primera etapa del proceso Leblanc se llama la de "pan de sal", debido a que se producen en la misma "panes" de sulfato de sodio.

En la segunda etapa, de la "ceniza negra", la sal producida en la primera, se calienta con piedra caliza y carbón, con lo cual se obtiene carbonato de sodio, dióxido de carbono y sulfuro de calcio.

Este último material se acumulaba en montones como material de desecho, produciendo durante su descomposición olores sulfurosos que viciaban el aire de los alrededores de la fábrica. Sin embargo, una vez más la molestia fué convertida en fuente de riqueza cuando se tuvo a mano un proceso para obtener del sulfuro de calcio, azufre y tiosulfatos de

gran aplicación en la industria fotográfica.

En este proceso, el de Chance y Claus, el sulfuro de calcio residual se calienta con dióxido de carbono y vapor de agua, produciéndose así el gas hidrógeno sulfurado y carbonato de calcio. El sulfuro de hidrógeno no se mezcla con aire y se pasa a través de un horno que contiene óxido de hierro que sirviendo de catalizador produce una reacción que da azufre puro y agua. Como progresos alcanzados dentro del proceso Leblanc existe la modificación descubierta por Hargreaves en 1870 que consiste en pasar una mezcla de anhídrido sulfuroso, aire y vapor de agua a través de capas de sal común calentadas a una temperatura de 400-500° C. efectuándose la reacción:



El equipo del proceso Leblanc para la primera etapa es muy variado, siendo los hornos más usados el de Mannheim y el de Laury. El horno Mannheim se compone de una mufla circular con las partes superior e inferior cóncavas. La sal con el ácido sulfúrico 60° Bé se carga por la parte superior del horno el cual está equipado con un agitador tipo rastrillo. Para la segunda etapa, antiguamente se usaba hornos de reverbero, pero hoy se prefieren los rotativos que aunque tienen mayor capacidad son intermitentes. Para esta etapa se mezcla en un molino 100 partes de sulfato de sodio, 100 partes de caliza y 50 de carbón si es que se usa horno de reverbero, ya que si se usa el rotativo, la piedra caliza y el carbón son economizados de manera de utilizar sólo 75 y 40 partes respectivamente.

Tal mezcla introducida al horno es fundida a una temperatura de 900°

Cuando está terminada la reacción salen de la masa que se va volviendo más compacta, pequeñas llamas de CO (a consecuencia de la reducción del  $\text{CO}_3\text{Ca}$  por el C). Es recomendable un corto desprendimiento de CO,

pues con ello la masa se hace más porosa y se puede trabajar después mejor. Estas masas que salen en forma de panes deben presentar en la fractura un aspecto gris, aparecer completamente uniformes y ser algo porosas. Si tienen un color negro es que se han sacado demasiado pronto, si el color es claro es que había demasiada caliza en la carga. Las masas fundidas que se dejan en el horno demasiado tiempo y que se han calentado a temperaturas muy altas tienen manchas rojas por haberse formado polisulfuros. Es recomendable algún exceso de cal en la masa fundida, pues esta al apagarse más tarde en el lixiviado, favorece la disgregación de los panes.

La lixiviación de la masa fundida fría se efectúa sistemáticamente en cajas de hierro forjado, varias de las cuales están reunidas formando un sistema. La disposición exige poco líquido y corta duración de manera que se eviten las reacciones secundarias. La lejía bruta fuertemente coloreada se concentra en pailas aprovechando el calor sobrante de los hornos de fusión. Antes de separar los cristales de soda es preciso aclarar la lejía y transformar por medio de  $\text{CO}_2$  mucho  $\text{NaOH}$  que se ha formado. Modernamente se prefiere tratar la lejía roja con cal de manera de obtener directamente  $\text{NaOH}$ .

La calcinación de los cristales, los cuales deben haber escurrido toda la lejía adherida, destruye pequeñas cantidades de azufre y compuestos ferrocianicos si se hubiesen efectuado en un horno de reverbero.

PRODUCCION DE HIDROXIDO DE SODIO POR EL METODO ELECTROLITICO. - Un método tan importante como este no puede ser dejado de estudiar, si se tiene en cuenta que desde 1941 ha sido el más empleado en los EE.UU. Además, la única fábrica de  $\text{NaOH}$  en el país (Sociedad Agrícola Paramonga Ltda.), usa este método que de demostrarse el buen aprovechamiento del

cloro sería un proceso ideal en un lugar como Chimbote, que tendrá un costo bajo de energía eléctrica.

Este proceso se basa en la reacción total que expresa la ecuación:



y que se descompone en las siguientes reacciones que ocurren durante la electrolisis de una solución de ClNa:



Como reacciones secundarias se puede considerar la formación de:



Como estas dos reacciones deben ser evitadas, de ahí que las celdas se clasifican en dos tipos:

- 1) De cátodo de mercurio.
- 2) De diafragma.

En el caso de usar cátodo de mercurio, casi no se forma NaOH sino una amalgama de sodio que luego se convierte en NaOH regenerándose el mercurio. Este NaOH así producido tiene muy poco cloruro y la eficiencia de corriente es bastante alta (95%); además, como se descompone en tanque aparte la amalgama con agua, se puede obtener soluciones de 2 a 4 veces más concentrada que con las celdas de diafragma, ahorrándose mucho vapor en su concentración.

Las celdas de diafragma separan el ánodo del cátodo por una plancha de asbesto que dejando pasar los iones por migración eléctrica, impide



la difusión de los productos gaseosos.

Existiendo una gran variedad de tipos de celdas, mencionaremos las principales: de diafragma, Vorce, Nelson y Hooker S. De cátodo de mercurio, Castner y por último la celda de campana.

Tipo Castner.- A pesar de ser de cátodo de mercurio la descomposición de la amalgama tiene lugar en el compartimento medio. Los tres compartimentos tienen un fondo común de mercurio que actúa de cátodo en los dos compartimentos extremos y de ánodo en el compartimento del centro. Dentro de este hay una parrilla de hierro que es el cátodo. Los ánodos son en forma de T de grafito. Antes de comenzar la electrolisis se carga la celda de mercurio, los extremos de salmuera concentrada y pura y al centro agua. La celda pivotea sobre un extremo por una excéntrica, permitiendo así una circulación sólo al mercurio que se haya al fondo.

Celdas de diafragma.-

Tipo Vorce.- Pertenece a las de forma cilíndrica y tiene 24 ánodos rectangulares dispuestos concéntricamente con la rejilla de acero que actúa como cátodo y que se halla hacia el exterior. El diafragma intermedio es de asbesto y todos los ánodos están conectados en su parte superior a un anillo de cobre. El licor cáustico se descarga por gravedad.

Tipo Hooker S.- Es el tipo más usado en EE.UU.; de forma casi cúbica permite un gran ahorro de espacio. Los ánodos son placas de grafito que están soportadas en una base de plomo. Entre las cavidades huecas se coloca los cátodos de acero cubiertos con su diafragma, el cual queda completamente sumergido. El tanque del electrolito es de concreto armado y aislado lo que permite una operación en caliente (85° C.).

Tipo Nelson.- De forma rectangular larga posee una serie de ánodos de grafito rectangulares. El cátodo es una rejilla de acero en forma de U que corre a lo largo de la celda. El diafragma es de asbesto.

El uso de determinado tipo de celda depende de varios factores. En EE.UU. se emplea apenas un 4.3% de celdas de cátodo de mercurio; el resto son celdas de diafragma. En Alemania por el contrario, 71% del total de celdas fueron de cátodos de mercurio (año 1944). Sin embargo, en esa época, mientras que en EE.UU. se producía 4,000 toneladas diarias de cloro, en Alemania sólo se producían 1,500.

Comparación de celdas de diafragma y de cátodos de mercurio.- Después de un estudio cuidadoso entre los dos tipos de celdas y teniendo en cuenta los adelantos durante la guerra, se ha llegado a las siguientes conclusiones:

- 1.- El costo total de inversión para ambos sistemas es aproximadamente el mismo, ya que si en las celdas de cátodo de mercurio se obtiene una soda cáustica muy pura y concentrada, el voltaje de descomposición será de 4.5 volts. y el espacio que ocupa actualmente es el doble que el ocupado por las celdas de diafragma que trabajan con un voltaje de 3.52 volts. También para obtener una tonelada de cloro en celdas de diafragma se requieren 127 Kw-día y en las de mercurio aumenta hasta 152 Kw-día. El líquido que sale del cátodo de las celdas de diafragma, lleva un 11% de NaOH y de 14 a 15% de NaCl. Este alto porcentaje de sal se disminuye por concentración de la solución hasta 50% de NaOH, pues el cloruro de sodio cristaliza en estas soluciones concentradas y queda sólo de 0.8 a 2%. Esto impurifica el producto sobre todo para usarlo en rayón, por lo cual entre los varios métodos de purificarlo está el de agregarle amoníaco líquido el cual extrae el NaCl.
- 2.- El costo de producción para los dos sistemas es aproximadamente el mismo.
- 3.- Para una soda cáustica de calidad regular se debe usar el tipo de diafragma, pero si se desea pura es más ventajoso el de cátodo de mercurio.

4.- Donde la energía eléctrica es barata y el combustible caro es mejor usar celdas de cátodos de mercurio.

5.- Donde se dispone de una sal barata en forma de salmuera se debe usar celdas de diafragma.

6.- Donde se desea utilizar la amalgama de mercurio para obtener otros productos, el uso de estas celdas es muy favorable. Así, en Alemania se utilizó la amalgama obtenida en estas celdas para la fabricación de súlfuro de sodio muy puro.

En cuanto a intensidad de corriente, tenemos el caso de la celda de diafragma tipo Hooker S que usa de 8,000 hasta 10,000 amperios y la celda de mercurio tipo Höchst de la I.G.Farben Industrie que trabaja a 13,000 amperios.

Las condiciones favorables para el funcionamiento de una celda electrolítica son las siguientes:

- a) Anodos.- Deben ser resistentes al ataque del cloro. Universalmente se usa grafito y su desgaste es de 5 libras por tonelada de cloro.
- b) Cátodos.- Deben tener un bajo sobrevoltaje para el hidrógeno y resistir el ataque de los productos catódicos. Se usa hierro.
- c) Separación efectiva entre los productos del ánodo y del cátodo.- Ya por medio de diafragmas, los que deben ofrecer baja resistencia eléctrica e hidráulica, mantener su porosidad e inactividad química; o ya en celdas de mercurio, en las cuales debe haber una circulación efectiva, un alto sobrevoltaje para el hidrógeno y bajo para el sodio.
- d) Electrolito.- Debe estar libre de iones de metales pesados o iones que formen hidróxidos insolubles; además el uso de soluciones saturadas de ClNa permite una baja solubilidad del cloro en él.

Se debe tener cuidado en el uso de la temperatura, pues al aumentarla, se disminuye la solubilidad del cloro en el electrolito, pero tam-

bién se favorece la reacción secundaria de formación de hipocloritos y cloratos.

Es indispensable una purificación previa de la salmuera que se va a alimentar a la celda; para esto se usa carbonato de sodio que irá a precipitar los iones de calcio y magnesio y en el caso de presencia de sulfatos (sal de mar) se usa cloruro de bario pero nunca en proporción mayor de 5 gr. por litro. En Paramonga se usa este proceso de  $\text{Cl}_2\text{Ba}$ .

En las celdas de mercurio la presencia de magnesio en el electrolito es muy dañina, como también la presencia de cloro en la salmuera.

El consumo de materias primas y materiales involucra el gasto de ácido sulfúrico de 66° Bé. ya que el cloro que se desprende es muy húmedo y para secarlo se le pasa por un scrubber con  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Si no hemos hablado de la celda de campana es por su raro uso, y aunque no hemos estudiado la posibilidad del uso de este proceso hacia su modificación de fabricación de hipocloritos y cloratos (celdas Vorce sin diafragma), cabe esperar que dentro de muy poco la industria textil, o si no una futura industria de explosivos, considere tanto estos dos productos, que bien se les pueda fabricar en el país.

LA EXPLOTACION DEL CARBONATO DE SODIO NATURAL.- La demostrada existencia de carbonato de sodio natural en varias regiones de la costa del Perú, corresponde a los estudios hechos por Raimondi, quien en su obra "El Perú", tomo IV, pag.309, indica su existencia en Lambayeque y Chilca. También de apreciable importancia se tienen los yacimientos de La Puntilla al sur de Pisco, descubiertos por don Raúl Boza. En todos estos casos la explotación ha resultado antieconómica ya por la escasa concentración de este producto o por su situación geográfica.

Sin embargo, en el caso de lagos o lagunas salinas cuyas aguas tie-

nen en solución junto con la sal común, carbonato de sodio, esta explotación se hace más factible y es por esto que en 1935, el Ing. Fernando C. Fuchs señala la posibilidad de extraer económicamente de las lagunas de Chilca una pequeña cantidad de carbonato que en ese entonces era considerable. En otros lugares del mundo la explotación de lagos salados tiene una enorme importancia, y es por esto que se considera el estudio del origen de sus yacimientos, ya que es muy probable que con el tiempo se encuentren en nuestra costa aguas salinas con fuerte contenido de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ .

El carbonato de sodio en las aguas salinas puede provenir: de la descomposición y lixiviación de rocas ígneas, de reacciones del sulfato de sodio o de reacciones de la sal común.

Es un hecho conocido que el agua cargada de  $\text{CO}_2$  ataca los silicatos de las rocas. El aire absorbido por el agua encierra más oxígeno y  $\text{CO}_2$  que la atmósfera normal, este  $\text{CO}_2$  descompone los silicatos de las rocas ígneas produciendo sílice coloidal y carbonatos alcalinos, de calcio, fierro y magnesio. El carbonato de fierro por oxidación casi instantánea se descompone precipitando hidróxido férrico, mientras los otros carbonatos son arrastrados en el agua con parte de la sílice.

Si esas aguas se encuentran en el trayecto con sulfatos y cloruros de otros metales, se producen por doble descomposición, sulfatos y cloruros alcalinos junto con carbonatos no alcalinos. En caso de no suceder esto, tenemos las aguas salinas con fuerte contenido de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  como en California en los lagos Mono y Owens.

Respecto al origen de sulfato de sodio que por reducción orgánica produzcan sulfuros de fácil transformación en carbonatos, existen muchas teorías. Así, este puede provenir primariamente del ataque de silicatos sodíferos por aguas vitriólicas, generadas por oxidación de pi

ritas, tan frecuentes en minerales y rocas, ya sean ígneas o sedimentarias. Tal sería el origen de yacimientos de thenardita a la cual se le puede considerar materia prima del proceso Leblanc. Secundariamente puede provenir del encuentro de aguas cargadas con carbonato de sodio que se encuentre con capas de yeso formándose así carbonato de calcio y sulfato de sodio.

Como se puede apreciar en este estudio de los orígenes de los yacimientos de carbonato de sodio, juntamente se puede ver el de los yacimientos de calcáreos y el de los domos de sal, los cuales son de extrema importancia en el proceso Solvay, el cual estudiaremos luego.

El mecanismo seguido en la explotación de lagos salados es el siguiente: conociendo mediante un análisis la cantidad de carbonato de sodio contenida en el agua que se escoja para su beneficio, se calcula la cantidad de esta última que hay que evaporar para que en un volumen dado se produzca la precipitación del carbonato. Luego para deducir la superficie evaporatoria se hace el cálculo del coeficiente de evaporación. El valor promedio de este se obtiene mediante observaciones metódicas durante uno o varios años sobre estanques con miras de aforos complementadas con observaciones meteorológicas.

El método de explotación es muy similar al de una salina marina, sólo que requiere el uso de cristalización fraccionada mediante un transvase del líquido que queda después de la cristalización del cloruro de sodio.

Este líquido contiene junto con el carbonato de sodio, las sales más solubles de potasio y magnesio, así como boratos y nitratos.

El agua a evaporarse está almacenada en un lagunón del cual pasa a los estanques de evaporación en los cuales precipitan cristales de yeso y bicarbonato de sodio. La salmuera de ahí pasa a los estanques de cris

talización cuyo fondo debe limpiarse después de cada cosecha. Cuando la salmuera está a punto de cristalizar se le agrega nueva cantidad de agua salada, adición que se designa con el nombre de riego. Generalmente se da uno o dos riegos y se deja avanzar la evaporación hasta que cristalice la sal, entonces se recoge esta cuidando de no extraer la capa del fondo constituida por sales que se han precipitado antes que el cloruro de sodio, como son: yeso, trona, bicarbonato y sulfato de sodio.

Ahora, bien, si esta cristalización se lleva a cabo en una serie de estanques, cuidando de que cada cristalización vaya seguida de un trasvase del agua madre, se tiene que en el último estanque la concentración de carbonato de sodio es tal que permite la cristalización de este, en un grado de pureza que es fácil y económica su ulterior purificación.

#### EL PROCESO SOLVAY.- SUS REACCIONES.

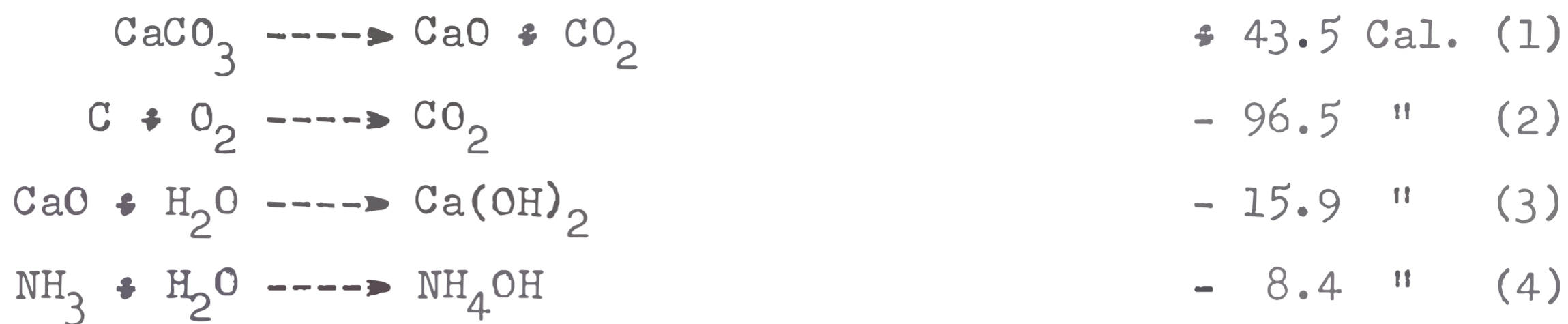
El proceso de la soda al amoníaco puede ser resumido en total por la siguiente reacción:



Desde luego esta reacción no se efectúa bajo condiciones ordinarias, de ahí que en la práctica el proceso está representado por una serie de reacciones todas ellas enlazadas en tal forma que hacen del proceso Solvay un proceso continuo y cíclico.

Aunque la fuente del ión sodio es el cloruro o sal de mar, en algunos países en que abunde el nitrato de sodio, este puede ser la fuente de sodio, en cuyo caso se produce nitrato de amonio en lugar de cloruro de amonio. El rol que juega el amoníaco en este proceso es muy similar al de un catalizador, aunque en verdad no lo sea, ya que este acelera la velocidad de reacción hacia el punto de equilibrio.

Las principales reacciones en este proceso son:



El  $\text{CO}_2$  producido en las reacciones (1) y (2) se utiliza en la reacción:



Como durante la calcinación del  $\text{NaHCO}_3$  se produce  $\text{CO}_2$ , este se utiliza para la reacción:



Este bicarbonato reacciona rápidamente con la sal de sodio produciendo por doble descomposición el  $\text{NaHCO}_3$ .



El bicarbonato de sodio precipita por su bajo producto de solubilidad debido a la presencia de los otros iones en solución; el  $\text{NaHCO}_3$  es calcinado para producir el  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  producto final del proceso.



La recuperación del amoníaco de la solución de  $\text{NH}_4\text{Cl}$  se hace mediante la reacción:



Purificación de la salmuera.- Si es que seguimos el orden de realización de los procesos, nos toca primero discutir la reacción por la cual se purifica la salmuera de sal marina, que contiene un alto contenido de magnesio.

Según la composición de la sal marina, el magnesio se encuentra como sulfato y como cloruro, y puede ser precipitado como hidróxido por adi



ción de lechada de cal, formándose además cloruro de calcio que luego será precipitado en la torre de amoniatación por el  $\text{CO}_2$  que viene con el  $\text{NH}_3$ .

Esta reacción podemos expresarla en forma iónica con los valores respectivos de la energía libre de los componentes a  $25^\circ \text{C}$ . en la siguiente forma:



Si se resta las energías libres de los productos de las de los reactivos tenemos el valor de la energía libre de la reacción. A  $25^\circ \text{C}$ . este valor es:

$$\Delta F^{298} = -8,465 \text{ calorías por mol.}$$

Con este valor de la energía libre podemos calcular el valor de la constante de equilibrio a  $25^\circ \text{C}$ . empleando la expresión:

$$\log K = \frac{\Delta F^{298}}{-1.985 \times 2.3 \times T}$$

Que para el presenta caso vale:  $K = 1.05 \times 10^6$ .

El alto valor positivo de la constante indica que la reacción va de izquierda a derecha cuantitativamente. En la reacción estudiada el valor de la energía libre de formación del  $\text{Mg(OH)}_2$  se ha calculado de los valores de las energías libres de los iones  $\text{Mg}^{++}$  y  $(\text{OH})^-$  y del valor del producto de solubilidad del hidróxido a  $25^\circ \text{C}$ .

De acuerdo a esta reacción se plantea el tratamiento de la salmuera a purificarse. Usando la cantidad teórica de cal es posible eliminar del 97 al 99% del contenido de magnesio en la salmuera, de esta manera el precipitado puede separarse por decantación. La salmuera resultante contendrá la cantidad de calcio original, más el añadido para la eliminación del magnesio. Desde que se sabe que este calcio puede ser rápidamente precipitado como  $\text{CaCO}_3$ , y desde que el lodo de carbonato de calcio

no forma la clase de incrustación dura del lodo de magnesio, su manejo será más fácil en los tanques de sedimentación de la salmuera amoniata da. La idea básica de este tratamiento es primero eliminar el magnesio que es tan perjudicial al equipo, y luego remover el calcio por el proceso regular de la amoniatación:



La única objeción a este método es que el contenido de amoniaco libre en la salmuera resultante, eleva mucho su valor, siendo en medio de todo particularmente indicado en sales marinas con alto contenido de magnesio.

Disociación térmica del  $\text{CaCO}_3$ . - La ecuación termo-química que expresa este proceso es:



Esta reacción de descomposición es un equilibrio heterogéneo de fases sólidas y gaseosas y existe para cada temperatura una presión de vapor del  $\text{CO}_2$  que tiende a escapar. Según la ley de Gibbs desde que existen tres fases, dos sólidas y una gaseosa y son dos los componentes independientes: el  $\text{CaO}$  y el  $\text{CO}_2$ , el grado de libertad del sistema será:

$$F = 2 - 3 + 2 = 1$$

Si se tabula los valores de las presiones de vapor del  $\text{CO}_2$  en función de la temperatura, se obtiene por extrapolación que a una temperatura de  $898^\circ \text{C}$ . la presión de vapor del  $\text{CO}_2$ , alcanza el valor de una atmósfera, pero para tal temperatura si se considera un trozo del  $\text{CaCO}_3$  sólido, la velocidad de calcinación será lenta.

Es por esto que en la práctica se usa temperaturas considerablemente mayores a  $900^\circ \text{C}$ . y como se ilustra en la figura adjunta, el tiempo calcinación es función tanto de la temperatura que rodea al trozo

$\text{CaCO}_3$ , cuanto del tamaño máximo del trozo en centímetros.

La temperatura práctica de calcinación se puede tomar como  $940^\circ \text{C}$ . mientras que en las condiciones del horno se puede llegar en la zona de descomposición a una temperatura de  $1050^\circ \text{C}$ . Algunas veces la temperatura en dicha zona puede llegar a elevarse a  $1200^\circ \text{C}$ . y si la cal se deja a esta temperatura por unas cuantas horas se producen una serie de fenómenos que dan a la cal una mayor densidad debido a un principio de aglomeración, además de imprimirle colores oscuros, grises o amarillentos. Esta cal parcialmente aglomerada y densa presenta una menor superficie activa y requiere mucho mayor tiempo para su disgregación dando por lo tanto una menor velocidad de reacción con el cloruro de amonio. Tal cal se denomina sobrecalcinada y fuera de dar dificultades por la lenta reacción en el precalcificador, puede bajar la velocidad de sedimentación del lodo de  $\text{CaCO}_3$  durante el proceso de caustificación. La cal que ha sido calcinada en buenas condiciones es prácticamente blanca o crema y es rápidamente hidratada produciendo un polvo flojo y blando. De aquí que se le llame "cal grasa".

La cal es por su naturaleza una base activa. Algunas veces se le llama cal viva o cal cáustica. La operación de hidratación consiste en convertir el óxido en hidróxido por la adición de una cantidad dada de agua. La reacción de esta hidratación se expresa:



En el estudio físico-químico de la calcinación de la caliza hay que diferenciar dos velocidades; ellas son:

- 1.- La velocidad de avance de la línea de calcinación; y
- 2.- La velocidad de avance de la onda de temperatura.

El primer valor es una función empírica de la temperatura, mientras que el segundo valor depende de la conductividad y capacidad calorífica

de la caliza. Se ha encontrado que la calcinación en el núcleo del trozo puede llegar a anularse aunque en dicho punto haya sido alcanzada la temperatura de calcinación, de aquí que en tal punto se produzca un estado metaestable.

Según C.C.Furnas la velocidad de avance de la línea de calcinación es una función logarítmica de la temperatura que rodea al trozo y se expresa por la ecuación:

$$\log R = 0.003145 t - 3.3085$$

siendo:

R = velocidad de avance de la línea de calcinación, y

t = temperatura que rodea al trozo en ° C.

Se ha visto pues primero que el tiempo requerido para la calcinación de un trozo de caliza era una función del tamaño de este y de la temperatura de calcinación. También se ha expresado que en cada pieza individual de caliza existe una superficie más o menos concéntrica y bien definida que divide el núcleo aún no calcinado de la periferia ya disociada. A esta velocidad de avance de la línea de calcinación se añade el concepto de velocidad de penetración del calor o de la onda de temperatura que es siempre mayor a la de la línea de calcinación, ya que aunque en el centro se haya alcanzado la temperatura exterior, la línea de calcinación sigue avanzando en forma lenta.

Basado en estas consideraciones, la velocidad de desprendimiento del CO<sub>2</sub> puede ser calculada para una pieza de caliza de alta pureza como sigue:

Sea V = volumen de CO<sub>2</sub> desprendido en litros.

D = diámetro del trozo dado de caliza, en cm.

θ = tiempo en horas.

ρ = densidad de la piedra en grms. por cm.cu.

p = porcentaje de  $\text{CaCO}_3$  en la piedra.

Así pues  $dV/d\theta$  = velocidad de evolución del  $\text{CO}_2$  en litros por hora.

Desde que R es la velocidad de avance de la línea de calcinación, la profundidad de tal línea sobre la superficie externa será de  $R\theta$  y por lo tanto el diámetro del núcleo aún no calcinado será  $D - 2R\theta$  y su superficie  $\pi (D - 2R\theta)^2$ . Desde que el peso molecular del  $\text{CaCO}_3$  es 100 y el volumen de la mol de  $\text{CO}_2$  de 22.4 litros se tiene que:

$$\begin{aligned} dV/d\theta &= \pi (D - 2R\theta)^2 R \rho p \times \frac{22.4}{100} \\ &= 1.83 p R (D - 2R\theta)^2 \text{ tomando la densidad} = 2.6 \end{aligned}$$

o sea que:

$$V = 1.83 p \int \pi (D - 2R\theta)^2 d\theta$$

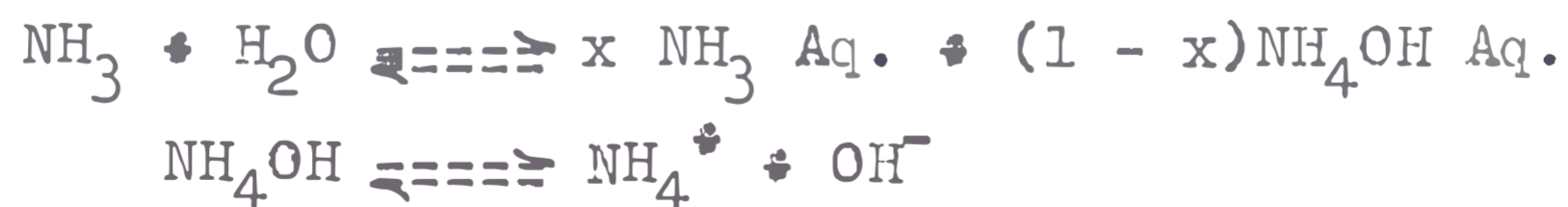
Integrando

$$V = 1.83 p R \theta (D^2 - 2RD\theta + \frac{4}{3} R^2 \theta^2)$$

En esta fórmula para un valor de  $R = 1$  cm. por hora que corresponde a una temperatura exterior de  $1052^\circ \text{C}$ . se tiene como fórmula final:

$$V = 0.61 p \theta (3D^2 - 6D\theta + 4\theta^2)$$

Amoniatación de la salmuera.- El amoniaco es un gas químicamente activo y que se ioniza parcialmente en soluciones acuosas debido a la formación del compuesto  $\text{NH}_4\text{OH}$ . La reacción puede escribirse:



Ahora bien, la solubilidad de los gases en agua decrecen por la adición de otros solutos particularmente electrolitos ( $\text{ClNa}$ ). Este efecto puede ser explicado por una hipótesis: la de la hidratación de la sal; es decir, que una porción del agua (solvente) se combina con la sal el agua así sacada de su rol de solvente no está capacitada para disolver más gas. Más específicamente puede considerarse que las moléculas

de agua con sus dipolos eléctricos se hallan parcialmente orientadas con respecto a los iones o dipolos de la sal disuelta y tienen menor libertad de inducir dipolos en las moléculas del gas.

Todo esto se ha explicado porque no existe reacción entre la sal y el amoniaco y que el término  $\text{NH}_4\text{OH Aq.}$  representa la concentración de hidróxido de amonio en equilibrio con la fugacidad del  $\text{NH}_3$  gaseoso sobre la salmuera.

El estudio del equilibrio amoniaco-salmuera puede hacerse tanto por saturación de  $\text{NaCl}$  de soluciones de amoniaco o si no por amoniatación de salmuera en torres rellenas.

Neutralización del amoniaco con  $\text{CO}_2$ .- Esta sí es una verdadera reacción que envuelve un equilibrio iónico por llevarse a cabo en solución acuosa; junto con esta reacción se produce una serie de equilibrios complejos, uno de ellos es la formación hipotética del bicarbonato de amonio, que sería real si no fuera por la existencia del  $\text{ClNa}$ . La reacción de la torre es:



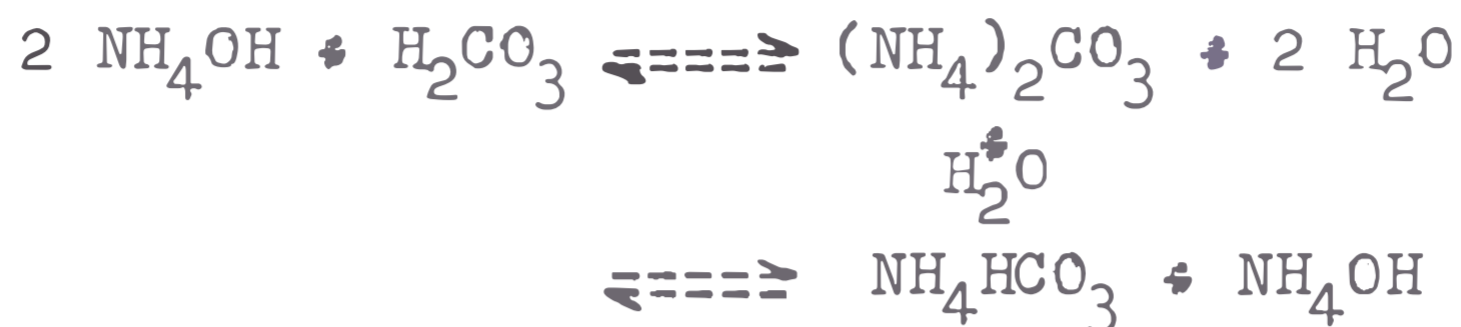
constituye un sistema tetracomponente de modo que la precipitación de  $\text{NaHCO}_3$  progresa con la carbonatación del  $\text{NH}_4\text{OH}$  pudiéndose decir que el  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  se forma in situ. Es evidente que la salmuera amoniacal está siempre saturada con dióxido de carbono a la temperatura en cuestión, produciendo en la existencia de  $\text{NaCl}$  y  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  un equilibrio metaestable de tal suerte que no pueden existir las dos en fase sólida a la vez.

La primera reacción que toma lugar en la carbonatación es la formación de carbonato de amonio:



con un calor de reacción de 16,850 cal. por mol. Ahora bien, este car-

bonato está parcialmente hidrolizado para formar el bicarbonato y el hidróxido de amonio; como se aprecia, el carbonato y el bicarbonato se forman al mismo tiempo estando ambos en equilibrio:



Transformación del bicarbonato en carbonato neutro.- Esta reacción se refiere a la descomposición del bicarbonato para dar carbonato neutro con eliminación de  $\text{CO}_2$  y vapor de  $\text{H}_2\text{O}$ .



Esta ecuación no se expresa en forma iónica por cuanto al no realizarse en solución acuosa, no constituye un equilibrio iónico; esta reacción es un equilibrio heterogéneo de fases sólidas y gaseosas.

El valor de la energía libre de la reacción es una función de la temperatura absoluta y se expresa por la relación.

$$\Delta F = 30,600 - 81.86 T$$

De este valor se deriva el de la constante de equilibrio a la temperatura correspondiente aplicando la fórmula:

$$\Delta F = - R T \ln K$$

La temperatura a la cual se conduce generalmente la reacción es de  $200^\circ \text{C}$ . o sea  $473^\circ \text{K}$ ; a esta temperatura el valor de  $\Delta F$  es igual a  $-10,100$  y la constante  $K$  igual a  $4.46$ .

Aplicando a la reacción la expresión general del equilibrio de los sistemas heterogéneos tenemos:

$$K = \frac{a_{\text{CO}_3\text{Na}_2}}{a_{\text{CO}_3\text{HNa}}^2} \cdot (N_{\text{CO}_2} \times N_{\text{H}_2\text{O}}) \cdot K \cdot \gamma \cdot P^{1+1}$$

Las actividades de las fases sólidas  $\text{CO}_3\text{HNa}$  y  $\text{CO}_3\text{Na}_2$  y  $\text{CO}_3\text{Na}_2$  se to-

man iguales a uno.

La fracción molar de los gases  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ , siendo igual el número de moles de cada uno, toman los dos el valor de 0.5.

A bajas presiones el coeficiente de actividad de los gases  $K_v = 1$  con lo que la expresión toma la forma:

$$K = (0.5 \times 0.5) P^2 = 0.25 P^2 = 4.46$$

El término  $P$  representa la presión total de disociación o sea la presión total de la mezcla equimolecular de anhídrido carbónico y vapor de agua en equilibrio con bicarbonato de sodio sólido.

$$P = \sqrt{4 \times 4.46} = 4.23 \text{ atmósferas}$$

La presión de disociación es igual al producto de las presiones parciales de los componentes gaseosos del equilibrio. Si existe por algún motivo dentro de la cámara reacción de gases diluyentes, como el producto de las presiones parciales debe ser igual a la presión de equilibrio, la velocidad de la descomposición se vuelve lenta.



## C A P I T U L O    I I I

### ESTUDIO DE LAS MATERIAS PRIMAS NECESARIAS AL PROCESO SOLVAY

El proceso Solvay requiere como materias primas: sal, calcáreo, combustible, sulfato de amonio o licor crudo de lavado de los gases de la destilación de hulla, agua para los calderos, agua de enfriamiento y algo de sulfuro de sodio.

La fuerte inversión que requiere esta fábrica debido a su volumen de producción, hace que este capítulo sea el más detallado no sin reconocer que necesita mucho más estudio y exploración en cuanto a posibles yacimientos de sal, calcáreo y sal.

SAL COMUN.- Las salinas del Perú pueden ser clasificadas en tres grupos: salinas marinas, yacimientos de salgema o domos de sal y vertientes saladas. Dentro del grupo de salinas marinas, las hay tanto naturales como artificiales. Actualmente de las salinas de la costa la mayoría pertenecen al grupo de salinas marinas, esto es que debido a filtraciones del mar a zonas de bajo nivel, la evaporación solar ha permitido la cristalización de apreciables cantidades de sal.

Característica fundamental de estos yacimientos es ser inacabables y que deben estar situados en zonas donde la lluvia sea muy escasa.

Por disposición legal todos estos yacimientos son de propiedad del Estado, sin embargo nada se dice de una salina marina artificial y por lo tanto se hace lógico pensar que el Estado no tenga por que intervenir en una explotación de tal tipo. Desde la creación del Estanco, la fuente principal de sal común del país ha sido la salina de Huacho. Esta salina es la mejor estudiada, la más importante y la que se explota

en mayor escala. Dista del puerto de Huacho 25 kilómetros y de Lima, 155, a la que está unida por carretera y ferrocarril. La extensión superficial contenida dentro de la curva de nivel de cota cero, es de 100 kilómetros cuadrados, la superficie de evaporación está constituida por el área del lagunón que encierra una salmuera hasta de 23° Bé (en verano). Desgraciadamente su explotación en cuanto a técnica, deja mucho que desear y aunque año a año aumenta su capacidad, los métodos rudimentarios siguen en uso. No se puede negar que el principio de la evaporación solar es la magnitud del área irradiada, pero hay una serie de factores adicionales que pueden mejorar notablemente dicha evaporación. Así, tiene mucha influencia el color de la salmuera o del fondo del estanque, la altura del líquido en el mismo, la velocidad de circulación, etc. que son condiciones completamente ajenas al medio, en que se puede considerar ya parámetros del tiempo las siguientes variables: temperatura del aire y del suelo, humedad relativa del aire y velocidad del viento.

La sal común es obtenida por evaporación solar de una salmuera diluida cual es el agua de mar. Las depresiones cercanas a la costa y que son lo suficientemente bajas como para recibir las altas mareas a través de canales deben tener un fondo de arcilla densa que haga impermeable el depósito produciéndose mejores evaporaciones. El agua de mar es concentrada sobre campos abiertos de arcilla generalmente muy poco profundos, por la acción del calor y por las brisas marinas. Aquellas localidades sobre el litoral que tengan una alta velocidad de evaporación como 5 a 10 mm. en 24 horas, son las más adecuadas en esta explotación. Para circular el agua de mar de los campos de evaporación a la ensenada formada en la alta marea y regresar de nuevo a los mismos se usan bombas movidas por molinos de viento; esta operación acelera grandemente la evaporación. Cuando la salmuera ha sido concentrada hasta su punto

de cristalización se le bombea a los campos de cristalización similares a los de evaporación, aunque más pequeños y menos profundos, donde los cristales de sal se separan y se depositan sobre el fondo. Sobre estos campos de cristalización el nivel de la salmuera no debe exceder de 6 pulgadas. Los cristales de sal son sacados afuera con rastrillos a mano de los fondos suaves de tales campos. Si la sal no está contaminada por suciedades durante su manipuleo se puede esperar un 0.5% de arcilla o materia insoluble en la sal así trabajada. La cantidad de impurezas dentro de los cristales ya dependen del tamaño de aquellos y del método de cristalización.

El procedimiento que se sigue en la práctica es: el agua de mar es conducida de la alta marea a través de canales primarios de la playa hacia los campos de cota cero o menos. Esta es almacenada en uno o más grandes reservorios o lagunones de cierta profundidad y que pueden tener aún un fondo permeable que permita cierta filtración del mismo mar.

De estos lagunones se envía periódicamente por medio de canales la salmuera hacia los campos de evaporación, los cuales tienen un tamaño muy variado y que para nuestro caso pueden ser de 50 por 100 metros con una profundidad de 6 pulgadas. En estos campos se concentra la salmuera hasta una densidad de 18° Bé. De estos campos de evaporación la salmuera es llevada en canales pequeños hacia los campos de cristalización los cuales tienen 25 x 50 metros y una profundidad de 5 pulgadas. El bombeo de la salmuera del lagunón a los campos de evaporación y de ahí a los de cristalización se hace con molinos de viento. En los campos de cristalización se deja evaporar hasta 26° Bé donde después comenzará la cristalización. Los cristales del fondo son rastrillados hacia afuera con largos rastrillos de madera, donde después de juntados son almacenados en un lugar para que las sustancias higroscópicas, tales como

el cloruro de magnesio se escurran hacia el fondo. Esto también se puede hacer lavando estos cristales con salmuera saturada lo que permite obtener una sal de 90 a 98% de ClNa.

La ubicación de los campos de evaporación se deberá hacer de acuerdo a los siguientes requisitos:

- 1.- El mar adyacente al terreno escogido debe estar en forma de bahía, caleta o pequeño golfo o sea fuera de corrientes oceánicas y lejos de desembocaduras de río, de tal suerte que el agua de mar tenga cierta concentración de sal (salinidad elevada).
- 2.- El sitio escogido cercano a la playa debe ser lo más plano posible, abierto, de bajo nivel (cota cero) y no montañoso, de tal suerte que tenga suficiente área para la concentración de la salmuera por evaporación solar y haya una brisa más o menos constante que ayude dicha evaporación.
- 3.- La localidad no debe estar sujeta a una atmósfera de precipitación pesada (fuertes lluvias), así como tampoco a humedades relativas altas, de tal suerte que la velocidad de evaporación sea mantenida en los meses de invierno.

Con los anteriores requisitos, ya no es difícil arreglar los extensos campos con fondos de arcilla densa, de tal suerte que guarde a la salmuera de filtraciones, pudiéndose también instalar los numerosos molinos de viento para el bombeo y circulación de la salmuera.

Además del cloruro de sodio, la salmuera de mar contiene muchos otros compuestos. Afortunadamente la cristalización fraccionada por evaporación solar es también un método de purificación o sea de librar al cloruro de sodio de sus impurezas. Es pues lógico esperar que la sal cristalizada tenga mucha de esas impurezas. La tabla siguiente muestra el análisis de una salmuera de agua de mar:

| Salmuera madre:                         | % por peso |
|-----------------------------------------|------------|
| Cloruro de sodio.....                   | 14.16      |
| Cloruro de magnesio.....                | 4.64       |
| Sulfato de calcio.....                  | 0.51       |
| Sulfato de magnesio.....                | 0.48       |
| Otras impurezas no fueron determinadas. |            |

En los últimos años el sulfato de manganeso ha sido usado en las salinas para obtener mejores y más gruesos cristales, dando como resultado estrechos y largos cristales de cloruro de sodio que fácilmente tienen 96% de ClNa. La proporción de sulfato de manganeso usado es de 0.06% del peso de la salmuera saturada y puede ser reducida a 0.02% si la salmuera madre se recicla a los campos de concentración. Hasta ahora no se ha hallado sulfato de manganeso en los cristales de sal y se ha obtenido con esta un rendimiento 10% mayor. Un análisis típico de sal obtenida por este método es:

|                               | % por peso |
|-------------------------------|------------|
| Cloruro de sodio.....         | 96.89      |
| Sulfato de calcio.....        | 0.57       |
| Cloruro de magnesio.....      | 0.17       |
| Sulfato de magnesio.....      | 0.03       |
| Materia insoluble.....        | 0.33       |
| Humedad (por diferencia)..... | 2.01       |

El sulfato de manganeso usado es un polvo gris azulado conocido en el comercio como "Cristalizador Mangan"; cuando está seco es gris.

Desde que la sal está ya cristalizada, y el proceso Solvay requiere una salmuera, el método más barato es disolver esta sal en la misma salina y bombearla a la fábrica. La disolución se hace empleando agua de pozo de poco contenido de calcio y magnesio.

No hay duda que una salmuera obtenida de salgema es generalmente preferida a la salmuera de sal de mar, debido a su mayor pureza. El pretratamiento de la salmuera debido a sus contenidos de calcio y magnesio, puede hacerse con muy diversos reactivos y depende más que todo de su composición. No se puede negar que en el proceso mismo, ya en la torre

de lavado de las columnas y en la torre de lavado del amoniatador, se produce una buena purificación, pero tal operación resulta completamente antieconómica en el caso de usar sal de mar, es por eso que se prefiere usar uno de los siguientes métodos:

- 1.- Tratamiento con cal, amoníaco y dióxido de carbono.
- 2.- Tratamiento con cal y carbonato de sodio.
- 3.- Tratamiento con sal y sulfato de sodio.

Analizando estos tres métodos, se tiene que el mejor para el caso de sal de mar es el primero, pero también resulta antieconómico, ya que siempre en los lodos de calcio y magnesio, se pierde algo de amoníaco. Lo mismo se dice del tercero que necesita grandes cantidades de sulfato de sodio, que en nuestro caso es un reactivo caro; por lo tanto, a pesar de que el segundo método envuelve el consumo de carbonato de sodio, este método es el más ventajoso porque no implica consumo de amoníaco y los contenidos de calcio y magnesio son sustituidos en sus equivalentes de sodio.

Tal pretratamiento se hace ya sea en espesadores o si no en precipitadores Spaulding y necesariamente en frío. Este método requiere un ligero exceso de cal y de carbonato de sodio de manera de dar un pH final de 9.0. Se debe usar lechada de cal purificada (la misma que va a los precalcificadores). El lodo que se purga contiene un 1% de salmuera pero esto es en realidad despreciable ya que el grado de utilización de esta en el proceso es más o menos 73%.

A continuación se incluyen dos análisis, uno de salgema y otro de sal de mar.

| <u>Salgema</u>           |       |
|--------------------------|-------|
| NaCl.....                | 97.95 |
| CaSO <sub>4</sub> .....  | 1.70  |
| CaCl <sub>2</sub> .....  | 0.18  |
| MgCl <sub>2</sub> .....  | 0.49  |
| Materia en suspensión... | 0.01  |

Sal de mar

|                         |       |
|-------------------------|-------|
| NaCl.....               | 96.31 |
| KCl.....                | 0.155 |
| KBr.....                | 0.026 |
| KI.....                 | 0.202 |
| CaSO <sub>4</sub> ..... | 1.531 |
| MgSO <sub>4</sub> ..... | 0.662 |
| MgCl <sub>2</sub> ..... | 0.229 |
| Insolubles.....         | 0.890 |

PIEDRA CALIZA O CALCAREOS.- Es otra de las materias primas fundamentales del proceso; corresponde a un tipo de rocas de origen sedimentario y que contienen comunmente muchas impurezas. De acuerdo a estas se pueden clasificar en arcillosas, arenosas, magnesianas y puras. Los dos primeros tipos son muy deseables en la fabricación de cemento; el tercer tipo es muy deseable en cales de construcción y sólo el cuarto tipo es el que se usa en el proceso Solvay.

En realidad el calcáreo no sólo es una fuente de cal para la liberación del amoniaco fijo de acuerdo a la reacción:



sino también para la carbonatación ya que encierra un 42% de CO<sub>2</sub>. De acuerdo pues a su primera necesidad, quedan descartadas las calizas magnesianas o dolomíticas ya que si bien rinden más económicamente su CO<sub>2</sub> (requieren menos combustible), no producen una cal que reaccione con las sales de amonio y esto se debe a la bajísima solubilidad del Mg(OH)<sub>2</sub>.

Hasta ahora no se ha hecho en el Perú un estudio minucioso de las calizas y sólo por iniciativa privada y con el objeto de proyectar fábricas de cemento se han hecho ciertos estudios, pero en la mayoría de los casos se encuentra que dichas calizas son arcillosas. Respecto a las necesidades de calcáreo como fundente en la industria siderúrgica, en

la que se planteaba un suministro diario de 300 toneladas, sólo se ha podido encontrar calcáreos de 88% de  $\text{CaCO}_3$  y se ha llegado a la conclusión de utilizar los calcáreos de la bahía de San Juan en Ica donde también se embarca el mineral de Marcona. Pero desde que nuestras necesidades sólo ascienden a 130 toneladas por día se ha pensado que lo más lógico es emplear las calizas de Lacramarca, de Tonto (a  $2\frac{1}{2}$  km. de Caráz), de Ancos, de Yungay y si se encuentra menos arenosas las de La Limeña (km.100 del FF.CC. Chimbote-Huallanca).

Respecto a las calizas de Lacramarca y Tonto, se puede decir que en promedio tienen un 96.5% de  $\text{CaCO}_3$ , menos de 2% de  $\text{MgCO}_3$  y poca arcilla. De los calcáreos de Ancos existe en actual explotación unos filones de mármol, pero tal material sería un lujo el calcinarlo. Los yacimientos de Yungay son los más vastos pero todavía no se ha continuado el FF.CC. de Huallanca hacía Huaráz, que no hay duda será la clase del transporte de todos los calcáreos que se puedan encontrar en el Callejón de Huaylas.

Como se vé, las suficientes fuentes de calcáreo ha hecho pensar con sobrada razón en la industria de la cianamida cálcica en Chimbote, sin embargo tal abono al ser reemplazado por el sulfato de amonio en el actual programa de la Corporación del Santa deja intactos los yacimientos de calcáreo para su aprovechamiento en la fábrica de álcalis.

Aunque en este trabajo se hacen los cálculos para la calcinación de estos calcáreos a base de petróleo, si es que este combustible llegara a alcanzar un precio elevado puede ser fácilmente sustituido por antracita o coke (Ancos-Galgada); esta es pues la ventaja sobre la utilización de conchas marinas como fuente de calcáreo ya que su obligada calcinación en hornos rotativos sólo permitiría el uso de combustibles líquidos.



YACIMIENTOS DE CALIZAS EN EL PERU.

- a) En Cuculí, al este de Chiclayo.
- b) En Saña, al SE. de Chiclayo.
- c) En Mirador, km.95 del FF.CC. Chimbote-Huallanca.
- d) En Condor Cerro, km.37 del FF.CC. Chimbote-Huallanca.
- e) En Tonto, a  $2\frac{1}{2}$  km. de Caráz.
- f) En Ancos, a 24 km. de Chuquicara y 100 km. de Chimbote. Actualmente hay FF.CC.
- g) En Lacramarca, a 40 km. dentro de los arenales al este de Chimbote.
- h) En Saltur, al SE. de Chiclayo.
- i) En Yungay, a 162 km. de Chimbote. Hay sólo FF.CC. hasta el km. 138, o sea que faltan 24 km. que están proyectados.
- j) En la bahía de San Juan, al S. del Dpto.de Ica.
- k) En San Juan, a 14 km. al S. de la bahía de San Nicolás en el S. del Dpto.de Ica.
- l) En las vecindades de Marcona (Ica).
- m) En Tembladera, cerca de Pacasmayo al N. de Trujillo.
- n) En Pativilca, al N. de Huacho.
- o) En San Mateo, en el km.126 del FF.CC. Lima-La Oroya.
- p) En Chilca, al S. de Lima.

LA CALCINACION DE LA CALIZA.- El carbón y el coke, los dos tradicionales combustibles en la calcinación de la caliza han sido reemplazados en una gran proporción por el petróleo, el cual sólo se usaba en los hornos rotativos.

Los principales tipos de hornos para efectuar esta operación, son:

- 1.- El horno vertical o tipo belga.
- 2.- El horno rotativo.

### 3.- El horno de lecho fluidificado.

El primero es usado para trozos entre 2 y 6" y puede utilizar tanto coke como petróleo o gas; tiene la desventaja que a grandes capacidades necesita un gran diámetro, por lo cual la calcinación no es uniforme y por eso un tamaño standard es el de una capacidad de 50 toneladas al día. Sin embargo este tipo posee una alta eficiencia térmica mayor que la de los hornos rotativos que tienen una gran longitud.

Los rotativos utilizan tanto petróleo o gas y requieren un alto capital de inversión, sin embargo pueden calcinar fácilmente hasta 300 toneladas al día. Su costo de mano de obra también es bajo. Los diámetros varían de 8 a 12 pies y su longitud llega a los 300 pies.

Los hornos de lecho fluidificado se basan en la nueva operación unitaria: "Fluidización de sólidos", tienen un bajo consumo de combustible el menor entre estos tipos y una alta capacidad por cuanto la calcinación es casi instantánea. Sin embargo su uso es limitado a cierto tipo de calizas blandas de fácil molienda.

La única desventaja de utilizar petróleo en lugar de coke o antracita es que los gases producidos tienen un contenido un poco menor de  $\text{CO}_2$  en la práctica no mayor de 40%. Dentro de las ventajas de utilizar petróleo o gas en lugar de coke o antracita está la disminución del tamaño del horno, ya que sólo se necesita el volumen para la caliza o sea un 10% menos. Otra ventaja es la disminución considerable de la contaminación de la cal con las cenizas del coke.

Hoy día la cal ha pasado a ser el segundo compuesto químico de utilización en la industria química, después del ácido sulfúrico y por esto los métodos de calcinación han variado a la diferente calidad de las calces necesitadas.

En efecto, antes la caliza se calcinaba para usos de construcción y

agrícolas, en cuyos casos no importaba el contenido de magnesio ya que al contrario una cal dolomítica tenía cierta superioridad, lo mismo como insecticida. Su uso reciente como neutralizante de residuos ácidos hizo así mismo muy deseable esta característica, por todo lo cual se creyó que la cal grasa o pura no tenía mayor aplicación, aunque como se sabe en este proceso es imprescindible. Esta aclaración se ha hecho para no considerar una impureza química el MgO. Las verdaderas impurezas de una cal son la sílice, el óxido férrico, la alúmina, etc. Sin embargo como se ha dicho en este caso especial del proceso Solvay, con recuperación de amoníaco sólo se usará cales puras.

Durante la operación de los hornos verticales los gases producidos deberán ser analizados cada hora en sus contenidos de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$  y  $\text{CO}$  mediante un Orsat. Para una operación eficiente la temperatura de los gases que salen así como la de la cal que descargan deberá ser mínima; por eso se deberá instalar termómetros tanto en el tope del horno como en la descarga de cal. La temperatura de salida de los gases es alrededor de  $80^\circ \text{C}$ . y la de la cal de  $50^\circ \text{C}$ . Un manómetro de agua deberá instalarse en el tope del horno o en el tubo de salida de tal manera que mida de 4 a 8" de agua. Los gases de escape del horno son pasados a través de un scrubber y luego de un lavador centrífugo, para en seguida proceder a ser comprimidos.

En los hornos de calcinación se han instalado tres quemadores de petróleo situados en puntos equidistantes sobre la circunferencia de la zona de combustión del horno. La carga del horno se hace por medio de una tolva de doble compuerta; estas compuertas son conos pesados de hierro a  $45^\circ$ . Entre estas dos compuertas hay una cámara que tiene una capacidad apreciable. Como se puede observar en la figura anexa, cuando la compuerta de arriba se abre la de abajo se encuentra cerrada y vice-

versa. Los tubos soldados a los conos son concéntricos y el de la compuerta inferior más delgado. Estos tubos en la parte superior tienen cremalleras que permiten manejarlos con mayor facilidad. Se entiende que las cargas intermitentes se harán en espacios de tiempo proporcionales a las cargas alimentadas. El mecanismo de descarga del horno se halla situado en el fondo de este y está compuesto de un cono con espiras de fierro fundido cuyo paso de rosca y pendiente se han proporcionado de tal suerte que extraigan la cal del centro y de los costados en forma balanceada. En realidad este cono sólo tiende a sacar la cal del centro y repartirla en la circunferencia exterior. Este cono tiene soldado en la base una plancha de acero circular que gira solidariamente con él y de donde se retira la cal por medio de una plancha estacionaria situada en la ventana de descarga del horno. La cal se saca continuamente y se deposita sobre el trasportador de placas. Las pruebas de los gases de salida deberán mantener un promedio durante el día de 42.0% de  $\text{CO}_2$ .

Los hornos de calcinación diseñados corresponden al tipo de horno llamado belga. Tienen una altura de 50 pies desde la línea de quemadores hasta el tope de la mampostería, y un diámetro máximo en el tope de 10' 5", y en la zona de combustión de 6' 5". Debido a este corto diámetro en dicha zona bastan tres quemadores para producir un calentamiento perfecto tanto en cuanto al calor producido como a la uniformidad del mismo. El volumen de este horno entre el tope y la zona de combustión es de 88.5 metros cúbicos. Asumiendo que el tiempo que transcurra entre la carga y descarga de un trozo de caliza sea de 24 horas, la capacidad de este horno puede decirse que es de 80 toneladas diarias.

Debido a razones de seguridad del proceso es necesario tener tres

de estos hornos, que pueden trabajar alternadamente cada semana mientras uno tenga en reparación sus paredes de refractario que fácilmente se escorifican si son de sílice y que por lo tanto deberán de ser de magnesita o si no de arcilla refractaria.

La salida del gas por el tope del horno de calcinación se hace a través de un tubo de 16" de diámetro debido a la succión que produce el compresor de  $\text{CO}_2$  a través del sistema de purificación del gas.

Este sistema de purificación puede ser una torre lavadora o scrubber de 6 pies de diámetro y alrededor de 20 pies de altura. La entrada del gas se encuentra en la parte inferior, encima de lo cual hay varios platos con casquetes aserrados. Encima de estos hay un espacio relleno con anillos Raschig de porcelana de 4" de diámetro interior y 5" de alto (si son cilindros de gres), o también se puede emplear trozos de coke de 6". El agua cae como lluvia del tope de la torre y los gases que ascienden en contracorriente son lavados de partículas y gases extraños. Algunas veces se usa trozos grandes de caliza como relleno a fin de neutralizar el anhídrido sulfuroso que puedan tener los gases. El scrubber no sólo limpia el gas de toda partícula extraña, sino que también enfría el gas por debajo de los  $30^\circ \text{C}$ . favoreciendo así el rendimiento del compresor. Es importante considerar la pérdida de succión que se experimenta por la sumergencia de los casquetes de burbujeo en los platos inferiores, además esto puede incrementar demasiado el vacío en el lado de succión del compresor. Es por esto que los filos serruchados de los casquetes deben estar casi sin ninguna sumergencia; es preferible usar cilindros de gres a coke o caliza como relleno. Es frecuente tener válvulas separadas tanto para la línea de gas del horno como para la línea del gas del calcinador de bicarbonato de tal suerte que la presión diferencial entre ambas líneas pueda arreglarse como se desee con un mecanismo automático sensitivo.

Este tipo de scrubber el cual se usa de ordinario en las plantas de soda al amoniaco es generalmente incapaz de remover partículas finísimas de polvo en los gases y en consecuencia el compresor de  $\text{CO}_2$  tiene un alto costo de mantenimiento debido al frecuente cambio de válvula de descarga, anillos del pistón, y camisas del cilindro. El mejor tipo de scrubber con comparativamente pequeña pérdida de presión a través del scrubber es uno que consiste de un espiral que arremolina el agua y el gas. Este lavador de gases ha sido desarrollado por la Blaw-Knox Co el cual puede ser instalado antes de la entrada al compresor de  $\text{CO}_2$  de tal suerte que este trabaje con un gas perfectamente limpio.

La planta de calcinación e hidratación necesita trabajar una caliza bastante libre de arcilla o polvo para lo cual antes de cargarse debe ser lavada con chorros potentes de agua, después de este lavado se debe hacer una selección de tamaño pasando por un enrejado que separe tamaños menores de 2" y mayores de 6". Los tamaños grandes son triturados en un molino de mandíbulas hasta un tamaño promedio de 4". Este mismo molino es el que tritura la caliza que viene de las canteras. Debido a la corta producción de cal no se justifica el empleo de un hidratador giratorio por lo que se usará un tanque de acero provisto en su interior con una canastilla bien fina dentro de la que se cargará la cal viva molida en un molino de bolas. En este tanque mediante una potente agitación la cal se disuelve y se mantiene en suspensión constituyendo así una lechada de cal de alrededor de 250 gramos de  $\text{CaO}$  por litro de solución.

**AMONIACO.**- El proceso Solvay no requiere sino una carga inicial de este gas y un suministro periódico bastante pequeño para cubrir las pequeñas pérdidas producidas durante el ciclo del proceso.

Este make-up tiene varias posibles formas siendo las principales una solución de sulfato de amonio con algo de sulfuro de sodio o si no el licor crudo amoniacal producido en el lavado de los gases de la destilación de la hulla.

En el Perú, donde no existen cokerías esta última fuente de amoníaco queda descartada y sólo trataremos de usar el sulfato de amonio.

Los grandes avances de la técnica de este proceso, se han caracterizado más que nada por la reducción de las posibles causas de escape de este gas cuales son:

- 1.- Destiladores y precalcificadores.
- 2.- Calcinador del bicarbonato.
- 3.- Torre de lavado del amoniatador.
- 4.- Amoniatador y gases de escape.
- 5.- Licor amoniacal en recipientes abiertos.
- 6.- En llaves y accesorios de las líneas de  $\text{NH}_3$ .
- 7.- Agujeros en dicha línea.
- 8.- Impurezas abundantes en la sal.

Así en 1880, las pérdidas ascendían a un equivalente de 50 a 80 kilos de sulfato de amonio, mientras que en la actualidad no llegan a 5.

La fabricación de amoníaco en el Perú está programada por la Corporación del Santa para efectuarse en Chimbote. El método que ha sido recomendado es una combinación del proceso para la producción de gas de agua. La operación se lleva a cabo mediante la insuflación de una corriente continua de oxígeno, vapor y aire a través de un gasogenerador que tiene una cama de carbón en plena combustión. Los gases luego de purificados de sus contenidos de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$  y  $\text{O}_2$  son pasados a los convertidores catalíticos.

No se puede negar una tendencia a modificar el proceso ortodoxo Sol

vay que implica la recuperación del amoníaco por una modificación debida al francés Claude, en la que se obtiene simultáneamente con el carbonato de sodio, cloruro de amonio. Tal modificación trae como consecuencia un mayor capital de inversión que no se justificaría debido al escaso consumo del cloruro de amonio. También se puede apreciar que los costos de las sales amónicas sólo dependen de su contenido de  $\text{NH}_3$  y que si se logra fabricar este, el compuesto más barato sería el sulfato de amonio, cuya planta no requiere mucha inversión.

El punto más vulnerable al proceso Solvay es la operación del destilador. Se le ha acusado de ser difícil y laboriosa y sería lógico pensar que si fallara sería mejor fabricar cloruro de amonio, pero tal opinión queda descartada ya que en la mayoría de las plantas del mundo se sigue con la recuperación del  $\text{NH}_3$ .

COMBUSTIBLE.- El Perú, no obstante de poseer gran número de yacimientos carboníferos, muchos de ellos de muy buena calidad, ubicados en distintas localidades del país, no sólo no lo consume, sino que su explotación se encuentra aún en un deplorable estado como lo muestran las estadísticas oficiales.

Quizás la mayor razón de este estancamiento de la industria carbonífera peruana sea el precio relativamente bajo comparado con el precio mundial del petróleo, en el cual se reúnen las mejores cualidades de un combustible. Ahora bien, la International Petroleum Co° viendo la incertidumbre de la política petrolera del gobierno ha estado llevando una actitud de pulsación económica a fin de resguardarse contra posibles eventualidades, y una de las dudas presentadas era la posible disminución de su explotación en tal forma que no llegara a cubrir el consumo nacional.



Desde que no sabemos hasta donde puede ser leal la política económica de la citada compañía en el manejo de sus propios intereses ante la actual emergencia, hemos planteado el uso de un combustible sustituto que será la antracita. El precio de esta, que en la actualidad es algo elevado por el bajo volumen de explotación, puede llegar por un aumento de la misma a S/o.100.00 la tonelada que sería más ventajoso que el futuro precio que podría alcanzar el petróleo.

La disponibilidad actual del petróleo, su bajo precio y la poca experiencia en la combustión de antracitas, nos ha determinado su uso primario de esta industria en la que se deberá considerar también el uso de antracitas o bituminosos como combustibles secundarios.

Desde que los fines que se producen en la explotación carbonífera tienen una buena eficiencia de combustión y dan al equipo esa flexibilidad que requiere al poder usar indistintamente el petróleo o la antracita en polvo impalpable, hemos escogido este tipo dentro del género de la antracita. La única dificultad es que sus cenizas pueden escapar por la chimenea produciendo al precipitarse contaminación de productos que estén a la intemperie.

En una Planta Solvay el combustible tiene las siguientes funciones:

1.- Generación a vapor para que accione:

- a) La turbina a contrapresión con sangría.
- b) Los compresores de dióxido de carbono.
- c) Bombas de alimentación, etc.

2.- Calcinación de la caliza y del bicarbonato crudo.

3.- Generación de corriente eléctrica en un motor de emergencia para alumbrado y uno que otro motor.

La combustión de los mencionados combustibles se hará con un 50% de exceso de aire, ya que valores mayores al bajar la temperatura de la

llama baja la capacidad calorífica por cada pié cúbico de cámara de combustión. Aunque es fácil el control del aire primario, esto es, el que se mezcla con el combustible en el quemador, el aire secundario que pudiera entrar sin control debido al mal diseño de la cámara del horno es la principal causa del mal rendimiento térmico en la combustión.

El Petróleo y la Antracita.- La sustitución planteada del petróleo por la antracita, no sólo es fruto de la previsión a una probable crisis de combustible líquido que se puede presentar a corto plazo, sino también una medida de las más satisfactorias si se tiene en cuenta la existencia de la planta lavadora de carbón de Chimbote.

Tal planta, con una capacidad diaria de 3,000 toneladas de antracita produce ocho tipos de antracita lavada según tamaños estandarizados. El tamaño más conveniente a nuestra fábrica es el denominado N° 4, que tiene un grosor promedio de 1/15", ya que daría un costo de molienda hasta impalpable (malla 200) mínimo.

Hay que destacar que esta sustitución, que en nuestro caso es premeditada, resulta ser en otras industrias un problema muy complejo, máxime si se tiene en cuenta que el consumo anual de petróleo para usos industriales alcanza a cerca de 600,000 toneladas.

El análisis de dicha antracita es el siguiente:

|                      |        |
|----------------------|--------|
| Carbón fijo.....     | 85.70% |
| Cenizas.....         | 7.20%  |
| Humedad.....         | 3.10%  |
| Materia volátil..... | 4.00%  |

Su poder calorífico promedio es de 14.700 Btu./lb.

Para la combustión de tal antracita existen dos tipos de maquinaria:

1.- El sistema de unidad o de combustión directa en los cuales el secado y pulverización de la antracita se hace en el mismo molino, el cual lo alimenta directamente a la cámara de combustión.

2.- El sistema de almacenaje, en el cual la antracita luego de ser moli da, es secada y por último llevada a polvo impalpable a una tolva que alimenta los quemadores.

En nuestro caso de la antracita conviene moler hasta 80 o más % de malla 200, ya que el bajo contenido de volátiles hace difícil la combustión. El consumo de energía para la molienda de la antracita es en este caso de 35 kw-hr. por tonelada, valor alto comparado con otros carbones.

El petróleo industrial de la International Petroleum Co pertenece al grado N° 6 de las especificaciones de Fuel Oils de la A.S.T.M. Su poder calorífico es de 18.000 Btu./lb. y su viscosidad promedio de 170 segundos Saybolt Furolt, de ahí la necesidad de usar precalentamiento hasta que este valor baje a 20.

Aunque no se da un límite a su contenido de azufre y en el caso de que lo tuviera alto, el uso de quemadores de vapor sería muy perjudicial, por la rápida condensación de este, además de ser muy corrosivo; en el caso del Perú, en que los crudos tienen bajo contenido de este elemento no existe tal dificultad.

Por regla general, el porcentaje de exceso de aire en la combustión del petróleo es menor que el de la antracita, de ahí su mayor eficiencia térmica que se puede obtener.

#### Equipo de almacenaje y combustión del petróleo Esso industrial.

Tanques de almacenamiento.- Suponiendo que se debe tener una reserva mensual de combustible, lo que equivale a almacenar 1,860, o mejor aún 2,000 toneladas de petróleo, y desde que la densidad de este está especificada como 30° A.P.I. (7.30 lbs./galón), se debe tener un volumen de 600,000 galones. Como dichos tanques no van a estar totalmente llenos, tal volumen deberá ser de 800,000 galones o sea que se tendrán

tres tanques de 200,000 galones y dos de 100,000. Estos tanques son de planchas de acero soldadas, y soportados sobre fundaciones de concreto. Deberán tener los dos últimos un sistema de serpentines de vapor para que al bajar su viscosidad se haga más fácil su manejo.

Los tanques son cerrados, en la parte superior sólo han de tener una pequeña abertura para evitar sobrepresiones y dos huecos de hombre para cuando se necesite efectuar limpieza.

Estos tanques de 200,000 galones son llenados directamente desde el buque tanque acoderado en el muelle por medio de bombas rotativas provistas de contómetros. La alimentación a los quemadores se hace por bombas de vapor duplex con cámara de amortiguamiento de aire. Antes de entrar al cilindro de líquido el petróleo debe filtrarse por un strainer de canastilla que elimine las impurezas sólidas que pueda tener. Después de salir de la bomba pasa a un intercambiador de calor con vapor en el cual sufre el último calentamiento antes de ir a los quemadores. El petróleo bombeado en exceso se recicla por una válvula relief entre la bomba y el intercambiador.

Intercambiadores de calor.- Deberán ser diseñados asumiendo un coeficiente de transmisión entre el vapor y el petróleo de  $80 \text{ B.t.u./pie}^2 \times \text{F.} \times \text{hr.}$ , con una velocidad del petróleo de 3 pies por segundo, o si no con un coeficiente de  $40 \text{ B.t.u./pie}^2 \times \text{°F.} \times \text{hr.}$  y una velocidad del petróleo de 1 pie por segundo. El calor específico del petróleo se tomará como 0.5

Quemadores.- La selección del tipo adecuado, involucra muchos factores de significado particular. Sin embargo nos hemos inclinado por el uso de quemadores rotativos, cuyo equipo de empleo es el siguiente:

- 1.- Quemador rotativo.
- 2.- Bomba duplex sumergida en un reservorio de cemento.

- 3.- Control de flujo uniforme a pesar de cambios de temperatura o viscosidad.
- 4.- Regular de tiro (ventilador de aire).
- 5.- Ignición automática eléctrica-gaseosa por duplicado.
- 6.- Control automático de la modulación del fuego.
- 7.- Sistema de control en panel.
- 8.- Válvula relief, regulador de presión y manómetro montado sobre la línea del quemador.
- 9.- Intercambiador de calor.
- 10.- Regulador automático de la temperatura del petróleo.
- 11.- Termómetros situados después del intercambiador y antes del quemador.
- 12.- Precalentador eléctrico automático en la línea del quemador.
- 13.- Corriente usada: 220 volts., 3 fases, 60 ciclos.

#### GENERACION DE ENERGIA PARA LA FABRICA.

Los requisitos en la generación de energía para la fabricación de carbonato de sodio Solvay, no son de ningún modo diferentes de aquellos en cualquier otra industria química, excepto que como el vapor de escape es usado para la destilación del amoníaco, la planta generalmente usa turbina a contrapresión y con sangría.

Como los edificios en una planta Solvay son en regla general altos y la maquinaria está dispersa, el movimiento individual por motores eléctricos es indudablemente la mejor solución. Entre las unidades que necesitan más vapor están los turbogeneradores que suministran tanto la energía eléctrica de los motores cuanto la energía de alumbrado, esta última puede tomarse como 10% de la primera aunque varía con la distribución de la planta.

Las unidades que siguen en orden de consumo de vapor son: los compresores de anhídrido carbónico, las bombas de agua de enfriamiento, los compresores de aire, las bombas de vacío o exhaustores, los exhaustores de la torre de amoniatación, etc., todos los cuales pueden ser movidos por vapor, produciendo un vapor de escape adecuado para la destilación del amoníaco, asegurando flexibilidad en la regulación de velocidad y reuniendo las diferentes demandas de las condiciones variables.

Para movimientos de baja velocidad, las máquinas horizontales duplex de vapor son las más adecuadas y pueden ser recomendadas para la mayor parte de las máquinas que requieran este movimiento. En ciertos casos sin embargo, la máquina simplex horizontal puede ser usada ventajosamente como en el caso de los compresores de  $\text{CO}_2$ , desde que cada compresor puede regularse mejor de acuerdo a las condiciones individuales de cada columna. El tipo vertical no es recomendable ya que no posee alta estabilidad, ni puede desarrollar o sufrir trabajo pesado. Las válvulas Corliss en sus diferentes formas son comunmente usadas. Las de tipo standard son recomendables para bajas velocidades y las de sin escape para altas velocidades, existiendo un tipo medio para las válvulas de entrada de  $\text{CO}_2$  en los cilindros de gas. Recientemente se han comenzado a usar máquinas de vapor "Unaflow" y dan una mejor economía que los tipos de contracorriente. El vapor de escape se envía a los destiladores en tuberías aisladas de 16".

El vapor de escape de las bombas de alimentación de los calderos también puede ser introducido en esa tubería. Como normalmente existe escasez de vapor para la destilación del amoníaco, cualquier cantidad de vapor debe ser conservada y no dejada escapar a la atmósfera. Sin embargo si las válvulas de vapor y los anillos de los pistones de los cilindros de las máquinas están gastados por el uso, puede haber una cantidad ex-

cesiva de vapor de escape. Bajo estas condiciones podría haber un excesivo consumo de combustible en los calderos. Escapes de esta clase son muy serios en los cilindros de válvulas Corliss, porque el vapor que escapa alrededor de la válvula de admisión y pasa directamente alrededor de la válvula de escape al conducto del vapor de escape (en el mismo instante), prescinde de las etapas en la operación del pistón.

La contrapresión se vuelve entonces excesiva y las máquinas consumen cantidades anormales de vapor en orden a desarrollar la potencia requerida. La válvula de contrapresión debe siempre estar provista de una válvula relief que escape a la atmósfera en el caso de que la presión alcance valores indeseables.

Después de todo, lo más conveniente es cuidar que el licor madre del filtrado tenga un volumen mínimo a fin de disminuir el consumo de vapor para la destilación.

El equipo y maquinaria usada fuera de la casa de fuerza y de calderos, tales como las bombas centrífugas usadas para las salmueras y licores amoniacaes, las bombas de diafragma usadas para los lodos y la lechada de cal, los agitadores de la lechada de cal para los precalcificadores y para los tanques de sedimentación, conductores y elevadores, debe ser movido eléctricamente.

Estos son operados a velocidades más o menos constantes de tal suerte que el barato y rudo tipo del motor de jaula de ardilla es el más adaptable para este trabajo. Este tipo de motor usa corriente alterna, la cual es preferible a la continúa.

Los mejores voltajes considerando cualquier número de fases son 440 volts. para motores y 110 volts. para alumbrado, sin embargo si los motores son de alto caballaje se puede usar hasta 2,200 voltios. Para todas las clases de trabajo, excepto bombas centrífugas directamente aco-

pladas, los motores sincrónicos de mayores velocidades que 1,200 RPM son indeseables por su pequeño torque de arranque en máquinas de alta velocidad y que necesitan un complejo mecanismo de reducción.

Es por eso que las velocidades sincrónicas más comunmente usadas son 720, 900 y 1,200 RPM. Todos los motores de más de 50 HP deben ser arrancados con compensadores, aunque esto depende más que todo de la capacidad de la planta de energía eléctrica. Los motores pequeños pueden estar conectados directamente a la línea a pleno voltaje con arrancadores magnéticos con relevadores térmicos y con caja de fusibles, pero los motores más pequeños que 2 HP son raramente deseables en la operación de la planta.

En América las características preferibles de la corriente son: tres fases, 60 ciclos por segundo, 440 volts. o cualquier múltiplo de 110 volts. El voltaje del alternador y el de distribución depende de la distancia de la planta de fuerza a los centros de mayor consumo eléctrico. En las plantas Solvay este voltaje es comunmente 2,300 volts. La distribución de energía eléctrica de una planta Solvay tiene la peculiaridad de que las interrupciones no deben prácticamente existir, asegurando que el servicio sea absolutamente continuo. Es por eso importante que cada edificio tenga dos líneas independientes de corriente. Lo más común es tener una línea troncal o de alimentación principal para cada edificio o centro de consumo y en adición un ramal o línea secundaria que pueda alimentar a cualquiera de los varios grupos de consumo. Debido a la naturaleza corrosiva de la atmósfera alrededor de cualquier planta química, el equipo de distribución eléctrica debe estar calculado a un servicio bien severo. Es por esto costumbre proteger las tomas, los enchufes, el equipo de arranque de los motores, etc. de cualquier polvo o humo que lo pueda dañar.



Los motores jaula de ardilla standard y abiertos son comunmente usados aunque en algunos lugares se prefiere motores a prueba de lluvia sobre todo en ambientes húmedos, pero no se llega al caso de necesitar motores a prueba de explosión.

Los motores de rotor embobinado son rara vez usados excepto en casos especiales cuando se requiere alto torque de arranque o una regulación de velocidad un poco variable. Los motores sincrónicos de más de 250 HP pueden ser instalados ventajosamente para corregir el factor de potencia sobre todo en los casos de motores de bajas velocidades. Los cables eléctricos son protegidos en conduits de acero provistos con fittings a prueba de gases o sea bien herméticos. La línea de distribución principal es satisfactoriamente protegida con plomo y con cables forrados con caucho y los conduits sobre tierra se pueden instalar de manera que la planta sea inmune a los rayos (esto no se presenta en la costa).

El consumo de combustible en una planta Solvay varía grandemente con el tamaño de la fábrica (producción), la eficiencia de la operación, el equipo de la caza de fuerza y calderos y la supervisión y mantenimiento del equipo general. Se puede decir que varía de 0.2 toneladas de carbón por tonelada de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  en plantas grandes y bien operadas, hasta 1 tonelada de carbón en plantas de tamaño chico como en nuestro caso.

Las preguntas que surgen son: si el vapor de escape puede ser suficiente para cubrir la demanda de la destilación del amoníaco, si el vapor vivo tendrá que ser empleado en cubrir parte de la demanda de vapor de la destilación o si es excesivo el vapor de escape y entonces una buena parte de él sea dejado escapar a la atmósfera. Para contestar estas preguntas, muchas fases del proceso deben ser consideradas, las cuales conciernen a la operación total de la planta y es por eso que cualquiera de las tres cosas puede suceder.

Normalmente existe una tendencia a un deficit del vapor de escape. Esto en gran parte depende de la conservación de calor y del balance de operaciones entre la casa de fuerza y la planta de destilación. Si los compresores de  $\text{CO}_2$  trabajan con gases diluidos, se consumirá considerable energía por tonelada de producto y consecuentemente habrá un aumento en el vapor de escape producido por las compresoras. Si las válvulas de las máquinas o bombas y los anillos de los pistones no cierran bien también habrá un aumento en el vapor de escape. Así pues, puede haber una gran cantidad de causas de sobreproducción de vapor de escape.

Por el contrario, si hay una excesiva dilución en el licor madre del filtrado o si la lechada de cal es muy débil, una gran cantidad de vapor de escape será necesaria para la destilación.

Si la lechada de cal es fría y el licor amoniacal no ha sido bien precalentado antes de entrar al destilador el consumo de vapor también aumenta. Es así como puede suceder que haya un deficit de vapor de escape.

Un gran volumen del licor de filtrado y de otros licores al ser destilados causan una alta presión estática sobre el fondo del destilador y consecuentemente aumenta la contrapresión de las máquinas, aumentando el consumo de vapor de estas y de la turbina con sangría. Esto crea una mayor demanda de vapor de alta presión en los calderos.

Para una buena economía de la operación de la planta se debe observar los siguientes puntos:

- 1.- Los hornos de calcinación del calcáreo deben producir un gas de alta concentración de  $\text{CO}_2$  y el calcinador de  $\text{HCO}_3\text{Na}$  debe guardarse lo más hermético posible.
- 2.- La descomposición o reacción en la columna de carbonatación, debe alcanzar un valor alto de manera de producir un valor mínimo

de licor de filtrado por tonelada de producto.

- 3.-Los cristales de bicarbonato deben ser grandes de manera de necesitar poca agua de lavado y poder sacarles el mayor contenido de humedad posible de manera de disminuir el consumo de combustible del calcinador. El agua de lavado debe ser aplicada uniformemente y a una temperatura óptima.
- 4.-El licor madre del filtrado debe guardarse concentrado, y no se deberá añadir más residuos ni licores débiles que los necesarios.
- 5.-El licor madre del filtrado debe ser precalentado en el desflemador del destilador a una alta temperatura antes de entrar al tope del calentador.
- 6.-La lechada de cal debe ser usada caliente y el agua caliente de la salida del desflemador (2a.parte) se debe usar para apagar y preparar la lechada de cal en el hidratador.
- 7.-La lechada de cal debe tener una alta concentración de esta (250 gr./lt.) de tal suerte que el agua introducida en la lechada sea la mínima posible (intentar el uso de cal viva en los precalcificadores).
- 8.-Todas las válvulas y los anillos del pistón del cilindro de vapor deben ser herméticos y estar en buenas condiciones, los asientos de esas válvulas deben ser frecuentemente chequeados. Todo el equipo de la planta de fuerza, tales como los compresores de CO<sub>2</sub>, máquinas de vapor y todas las válvulas mecánicas deben guardarse en su máxima eficiencia (una baja eficiencia se revela por si misma en chumaceras calientes, alto consumo de lubricante o rápido desgaste de las partes móviles).
- 9.-Todas las tuberías de vapor, los destiladores, precalcificadores y otros tanques de calentamiento deben estar forrados de un espe

sor suficiente de material aislante y se debe cuidar que todo el condensado salga por las trampas de manera que al destilador entre un vapor saturado completamente seco.

10.-La planta debe estar provista de un número adecuado de medidores e indicadores, los cuales también registraran los períodos y cantidades de vapor de escape que pasan a través de la válvula de reducción o que escapa a la atmósfera. Frecuentemente bajo un control deficiente una planta opera en tal forma que pasando vapor a través de la válvula de reducción al mismo tiempo escapa vapor a la atmósfera.

11.-Las unidades del equipo o la serie de aparatos conectados no deben ser demasiados grandes para la planta. Deberán ser pequeñas a fin de permitir que dejen de funcionar cuando suceda una producción lenta.

12.-Los aparatos de la zona de operación en seco deben estar arreglados de manera de que el ciclo de transporte de productos sea el mínimo.

13.-El agua de alimentación de los calderos proveniente de la salida del agua de condensadores y enfriadores debe ser precalentada a alta temperatura en los economizadores por medio de los gases de combustión y además antes de entrar al caldero en intercambiadores que utilicen vapor de escape.

#### NECESIDADES DE VAPOR Y DE ENERGIA ELECTRICA DE LA FABRICA.

Según el Dr. Te Pang Hou, una de las mayores autoridades en lo que se refiere a álcalis, la energía necesaria en una planta Solvay es:

4,000 libras de vapor y

75 KWH

Por tonelada de carbonato

de sodio producido.

Como nuestra producción es de 100 toneladas al día o sea 4.167 toneladas por hora, el consumo de vapor y de electricidad será de:

17,000 libras de vapor por hora y de  
320 KW.

En cuanto a la planta de caustización según Shreve para producir una tonelada de NaOH disuelta al 10% como licor cáustico se necesitan 2,700 libras de vapor y 18 KWH, desde que la producción es de 1.2 toneladas por hora, se necesitarán:

3,240 libras de vapor por hora  
21.6 KW.

Según nuestro balance de vapor, los evaporadores de triple efecto y los de simple efecto necesitan aproximadamente <sup>12,000 libras de vapor y</sup> alrededor de ~~180~~ 180 KW. Esa cantidad de vapor <sup>por hora</sup> requiere tener una presión de 125 psig.

Como se ve, las necesidades de vapor pueden ser satisfechas con tres calderos de 500 b. HP. estando uno de ellos en limpieza mientras los otros dos trabajan.

En cuanto a la potencia se requerirá un equipo de turbina y alternador que desarrolle a la línea una potencia de 1,000 HP.

La turbina recibirá todo el vapor de alta presión del caldero y será extraída en la sangría de 125 psig. las 12,000 lbs. de vapor por hora más la cantidad de vapor que ha de mover las compresoras y las bombas de vacío. El escape de estas y el de la turbina servirá para la destilación del amoníaco y calentamientos en general del proceso.

#### LA PLANTA DE VAPOR Y FUERZA MOTRIZ.

Los cálculos serán hechos a base de una instalación de calderos de alta presión con turbina a contrapresión con sangría.

Se asume el rendimiento térmico del caldero igual a 85% y la tempera

tura del agua blanda de alimentación de 52° C. Desde que los calderos están contruídos para una presión de trabajo de 30 atmósferas y el recalentador puede elevar el vapor a 400° C., la entalpía de este vapor es de 772 cal/kilo. Luego como las necesidades de vapor de la fábrica suben hasta 1,000 b. HP = 34,500 lbs/hr. la cantidad de calor  $Q_1$  que debe suministrar la combustión del petróleo será:

$$\frac{34,500 \times (772 - 52)}{2.2 \times 0.85} = 13,850.000 \text{ cal/hr.}$$

desde que el poder calorífico del petróleo es de 10,000 cal/kg. se necesitarán 1,385 kilos de petróleo por hora.

Como el vapor que se extrae por la sangría debe tener una presión de 125 psig = 140 psia = 9.5 atms. Asumiendo una caída isoentrópica en la turbina se tiene según el Abaco de Molliere que el vapor tendrá una temperatura de 245° C y una entalpía de 700 cal/kg. En este caso se tiene que la fuerza motriz que se puede aprovechar será:

$$F_m = \frac{(I_1 - I_2) \times N_t \times N_m \times N_g \times D}{860} \text{ Kilowatts.}$$

Siendo:

$N_t$  = rendimiento termodinámico = 0.65 (ciclo Rankine).

$N_m$  = rendimiento mecánico de la turbina = 0.95.

$N_g$  = rendimiento del generador directamente acoplado a la turbina = 0.94.

$$N_{total} = 0.65 \times 0.95 \times 0.94 = 0.58, \text{ luego:}$$

$$F_m = \frac{(772 - 700) \times 0.58 \times 34,500}{2.2 \times 860} = 760 \text{ KW.}$$

Del vapor que sale de la parte de alta presión (sangría), 22,000 libras por hora se usan en los evaporadores, compresoras, bombas de vacío, etc. y las 12,500 libras restantes se expanden en la parte de baja pre-

si3n de la turbina hasta una presi3n de 1.68 atm3sferas saturado (115° C.) en la que se tiene una entalpía de 644 cal/kg. o sea que se puede obtener una potencia adicional de:

$$F_m' = \frac{(700 - 644) \times 0.58 \times 12,500}{2.2 \times 860} = 214 \text{ KW.}$$

Como se puede observar, la potencia producida puede satisfacer una carga m3xima de 974 KW. Sin embargo la carga media es de alrededor de 500 KW.

### AGUA DE ENFRIAMIENTO Y AGUA PARA CALDEROS.

Las fuentes disponibles de agua son dos: agua de r3o y agua de pozo artesiano; en ambas se da el caso de poder hallar aguas duras o blandas y dentro de las duras algunas de dureza temporal. Tambi3n seg3n su pH pueden ser clasificadas en 3cidas o alcalinas. En cuanto a las aguas blandas su contenido alto de s3lidos en soluci3n (sales de Na), las hace peligrosas en calderos y no hay tratamiento qu3mico exceptuando el de desmineralizaci3n y el de Zeo Karb H. que pueda remover estas sales de sodio.

El tratamiento m3s usado en la mayoría de los casos es que luego de una coagulaci3n para eliminar la materia en suspensi3n esta se remueve por sedimentaci3n o filtraci3n. Despu3s de esto se hace el ablandamiento que consiste en el proceso de cal y soda seguido de un tratamiento con zeolita artificial.

Intermedio entre ambos tratamientos hay una filtraci3n y una neutralizaci3n con  $H_2SO_4$  de tal suerte que el agua tenga un pH entre 7.2 y 7.4. Despu3s del tratamiento con zeolita se le elimina los gases en soluci3n en degasificador y en deaireadores. Luego de todo esto se le aña de una pequeña cantidad de fosfato dis3dico y el agua est3 lista para

precalentarse.

Desde luego este método de acondicionamiento de agua blanda es muy relativo y sólo con un análisis completo se puede determinar la secuencia de procesos a seguir.

En el caso de calderos de alta presión (30 atmósferas), los contenidos de alúmina son objeccionables debido a que con la sílice que pudiera haber se forme una incrustación muy dura de silicato de alúmina y sodio hidratado, y esto independientemente de la dureza y del contenido adecuado de fosfato. Es por eso que se usan desincrustantes especiales y se hace ver que el empleo de sulfato de alúmina como coagulante no es lo mejor. Sin embargo si se le usa en un pH elevado no hay tal peligro. Otra fuente de seguridad contra incrustaciones duras es mantener la proporción de sulfato de sodio a carbonato de sodio en una proporción que depende de la temperatura o presión del caldero; en nuestro caso, de 3:1. De esta manera el pH del agua que entra al caldero a veces sube hasta 11.

Respecto al equipo a usarse; para la coagulación se usan los precipitados Spaulding, para la filtración filtros de arena o carbón activado cerrados (a presión); para el tratamiento con cal y soda basta un tanque elevado de cemento; para el ablandamiento con zeolita conviene un ablandador de dos cilindros; para los demás tratamientos se usan tanques de acero.

Los tiempos de regeneración de la zeolita son función de la dureza y el tiempo que dura usando una salmuera pura es de 10 a 20 minutos. Para la buena conservación de la zeolita el agua que entra al ablandador debe ser fría (menos de 90° F.) para las zeolitas artificiales.

En cuanto al agua de enfriamiento sus requisitos esenciales son:

- 1.- Baja temperatura.



- 2.- Baja turbidez.
- 3.- Libre de sustancias incrustantes.
- 4.- Libre de propiedades corrosivas.

Sulfuro de sodio.- Un sulfuro soluble o un ión  $S^{2-}$ , es un constituyente necesario en la composición de la salmuera amoniataada. Este sulfuro en contacto con la superficie de fierro fundido y en solución alcalina forma una capa protectora de sulfuro ferroso sobre las paredes internas de los aparatos y tuberías, previniendo así que el bicarbonato crudo y por consiguiente el  $CO_3Na_2$  vayan impurificados con partículas de fierro.

El empleo de sulfuros alcalinos en la salmuera amoniataada, hace que en la destilación del licor crudo amoniacaal se desprenda  $SH_2$ , que mezclado con el  $CO_2$  y  $NH_3$  produzca una mezcla gaseosa muy corrosiva, por lo que no deberá emplearse acero sino fierro fundido. Si en caso el licor crudo amoniacaal no contenga suficiente  $(NH_4)_2S$  o  $NH_4HS$  algo de  $Na_2S$  debe ser disuelto y añadido al licor amoniacaal del filtrado del bicarbonato.

En caso de que el "make-up" de amoniaco se haga con  $SO_4(NH_4)_2$ , hay necesidad de agregar sulfuro al licor amoniacaal que va al destilador.

La cantidad de sulfuro usado depende de:

- 1.- Contenido de magnesio en la salmuera.
- 2.- Producción de  $CO_3Na_2$ .
- 3.- Eficiencia del trabajo.

El consumo de sulfuro de sodio por tonelada de  $CO_3Na_2$  varía entre 1 y 2 kilos cuando no hay licor amoniacaal disponible y si la salmuera contiene considerable cantidad de magnesio este consumo es de 1 kilo por

tonelada de  $Na_2CO_3$ .

## C A P I T U L O    I V

### LOCALIZACION DE LA PLANTA

Para la localización de una planta Solvay se deben considerar los siguientes factores:

#### Factores generales:

- a) Facilidades de transporte tanto marítimo como ferroviario.
- b) Cercanía a los centros de distribución.

#### Factores particulares:

- a) Proximidad a las fuentes de sal, calcáreo y combustible. En vista de futuras emergencias se considera el caso de un combustible sustituto (antracita en lugar de petróleo).
- b) Abundante agua de pozo artesiano o del mar para fines de enfriamiento.
- c) Suficiente extensión de terreno o río disponible para arrojar los residuos del destilador.

En el caso de que estos factores no puedan ser obtenidos para un lugar dado, es necesario plantear un detallado estudio de todas las condiciones de las localidades más favorables para decidir cual de los lugares es el que reúne los requisitos esenciales.

Si el yacimiento de sal no es cercano al de calcáreo, será preferible situar la planta cerca a este último, ya que la sal puede ser transportada a gran distancia como salmuera.

Como ya se ha indicado, las materias primas fundamentales del proceso son: SAL, CALCAREO y COMBUSTIBLE, los que se deberán obtener puros, abundantes y baratos.

Hay que diferenciar que para el agua de calderos no importa su tempe

ratura y por lo tanto un agua de río puede ser ampliamente satisfactoria. Sin embargo, el abundante suministro de agua para enfriamiento requiere como condición básica una baja temperatura, que en un clima seco y caliente como el de la salina adyacente es difícil obtener. Es por eso que la mejor solución es aprovechar la corriente fría de Humboldt captando el agua de mar a suficiente profundidad.

Desde que el agua de calderos necesita además de ser blanda, no tener iones corrosivos, una buena situación es junto a un río, ya que aún pozos artesianos junto al mar adolecen de este defecto.

Esta condición es contraria a la situación de la salina, por lo que en este caso se hace ilógico el situar una planta Solvay junto a una salina marina, no habiendo ninguna dificultad si fuera yacimiento de salgema. Como solución de emergencia en caso de combustible barato, se plantea el uso de un evaporador de múltiple efecto cuya condensación es fuente de agua para calderos además de ayudar la producción de la salina.

En este capítulo se trata de seleccionar el lugar de la fábrica entre dos ciudades: Huacho y Chimbote. La discriminación será basándose en factores secundarios pero no menos importantes, ya que se considera suministro de materias primas y facilidades de transporte, ambas ciudades reúnen ampliamente estos requisitos; sin embargo, por un ligero estudio de sus condiciones de mano de obra, geográficas e industriales, se verá que el sitio más adecuado para la primera fábrica de álcalis es Chimbote.

Respecto a otros posibles lugares en que pudiera instalarse esta industria, se señalan el de la caleta de Otuma a 45 kms. al sur del puerto de Pisco. En tal localidad se halla una salina clausurada en la que se han cubicado 1,375.000 toneladas métricas de sal en grano sólo hasta

la profundidad de un metro, no habiéndose hecho trabajos a mayor profundidad. La fuerte evaporación solar de ese lugar alcanza a 2 metros por año o sea un valor doble al supuesto en Chimbote. Se calcula que se pueden extraer 600,000 toneladas al año de sal sin peligro de agotamiento ya que la producción por metro<sup>2</sup> de área de cristalización es de 500 kilos al año. Se ha dicho que en este lugar se puede obtener la sal más barata del mundo.

En los arenales vecinos se encuentran cantidades abundantes de conchas marinas las cuales podrían servir como calcáreo ya que después de lavadas poseen una alta pureza de  $\text{CaCO}_3$  con la única dificultad de que necesitando ser calcinadas en hornos rotativos la concentración de  $\text{CO}_2$  en los gases es baja, además de obligar a usar combustibles flúidos.

Como se ve existe muy buen suministro de materias primas que con un más detallado estudio podrían servir de base a una futura fábrica la cual tendría que contemplar la dificultad del clima tan caluroso.

También se ha pensado en las cercanías de Lima, ya que existen numerosas canteras de calizas muy puras, pero al amplio terreno que necesitaría la salina haría el costo de sal bastante elevado ya que como se sabe el tiempo nuboso abunda durante el año.

Entrando al estudio comparativo de condiciones:

Huacho es una progresista ciudad de más de 60,000 habitantes, situada en el valle de Huaura y a la izquierda del río del mismo nombre. Es una fecunda campiña y su industria y comercio ha sido derivada de su floreciente vida agrícola. Su comercio tiene gran fama entre las ciudades de la costa, con excelente clima, bella vista al mar, buenas facilidades portuarias, su gente es muy trabajadora y mantienen una posición holgada, y está unida a Lima por una magnífica carretera y por un ferrocarril.

Con todos estos antecedentes, seguimos exponiendo como tales factores decidieron a escoger esa ciudad como centro siderúrgico y hullero. En efecto, en la cuenca carbonífera de Oyón se encuentra el carbón de mejor calidad, menor kilometraje de transporte del filón a la línea ferroviaria, gran potencia de sus yacimientos y menor costo de fabricación de sus productos. Dista sin embargo 148.5 kms. de Huacho y sólo 70 de Cerro de Pasco. Todo esto estaba calculado para una línea ferroviaria que uniera Oyón con Sayán y así poder seguir a Huacho.

En Huacho, mediante la instalación de una planta de destilación de hulla, se obtendría el coke junto con el mineral de hierro de Marcona produciría un artículo de muy bajo precio y dando una gran perspectiva a la industria orgánica de los derivados del alquitrán.

Como se ve, si esto hubiese sucedido, la naturaleza de ese pueblo hubiera cambiado, porque, aunque parezca mentira, el ambiente industrial si no es derivado de la agricultura en un pueblo agrícola, no puede llegar a alcanzar su debido desarrollo.

Sin embargo la realidad ha sido otra; debido a la inexistencia del ferrocarril Oyón-Sayán, ya en 1942 se había escogido Chimbote como centro siderúrgico aún considerando un alto horno no eléctrico. Después de los adelantos de la fundición eléctrica y teniendo en cuenta lo barata y abundante de esta por la instalación de la Central Hidroeléctrica del Cañón del Pato, quedó reafirmada tal decisión.

En Chimbote se juntan desde un comienzo las mejores esperanzas de una vida industrial y agrícola por demás deseadas. La mayor parte de estas obras están se puede decir listas. Chimbote es un puerto natural y además, a su bello panorama marino une su buen planeamiento como ciudad. La instalación de obras portuarias, saneamiento y urbanización, y el pensamiento siempre en mente de ser una ciudad industrial han hecho que

todo lo proyectado esté de acuerdo a las necesidades deseadas.

Mejor dicho, en Chimbote no existe sacrificio de una vida de pueblo agrícola. En Huacho sí. En efecto, uno de los requisitos de la planta era tener terreno disponible para arrojar los residuos de cloruro de calcio y de sodio; ahora bien, debido a la porosidad del suelo, este absorbe el ión cloro a un grado tal que lo hace completamente estéril (10 por mil), sólo sucesivos lavados que durarían mucho tiempo lo volverían a su condición original. La ausencia en Huacho de terreno disponible a fin de que no suceda esto a una distancia considerable lo hacen inapto para esta fábrica. También por ahora es bueno considerar además del petróleo, otro combustible como antracita o coke y si las huallas de Oyón van a surtir a Cerro de Pasco como es lo lógico, se nota ya en Huacho cierta desventaja.

Otro punto muy desfavorable a Huacho es que sus calcáreos están situados en Pativilca y teniendo en cuenta lo anteriormente dicho, su situación no sería junto a las salinas (o sea, no estaría cercano al puerto, ni tendría buen ferrocarril a Lima).

En Chimbote aunque sus calcáreos no están cerca a la planta, el bajo costo del transporte ferroviario ya que la carga viene en bajada (km. 100 del FF.CC. Chimbote-Huallanca), lo hace siempre un medio adecuado. Lo mismo se puede decir de calizas en el Callejón de Huaylas hasta Huallanca. Las calizas de Lacramarca necesitarían una línea de trocha angosta hasta la planta pero no son sino 30 kms. Además esta inversión sería cubierta en su mayor parte por la planta siderúrgica que necesita dos veces más caliza que la fábrica de álcalis. Este es pues un buen respaldo, ya que en último caso se puede comprar la caliza de la planta de fierro cochino sin necesidad que la fábrica de álcalis se preocupe de la explotación de las canteras y del transporte del calcáreo.

Otra razón de mucho peso favorable a Chimbote es que si se balancea las necesidades de fuerza motriz y de vapor, es necesario que la turbina funcione con vapor de 31 atmósferas, mientras que si empleamos al máximo la energía eléctrica de Chimbote el equipo de alta presión trabajaría con vapor de 16 atmósferas (ahorro de combustible).

Lo único que quedaría por estudiar serían las condiciones de suministro de agua del río Santa, ya que siempre el evaporador de cuádruple efecto obligaría a una mayor inversión que en medio de todo es innecesaria desde que la salina artificial puede con suficiente área suministrar la sal con cierto exceso.

Los factores secundarios que han sido chequeados, además de la mano de obra y energía, son:

- 1.- Terreno y costo de construcción baratos.
- 2.- Ordenanzas municipales y gubernativas (la sal se obtiene con contrato del Estanco de una salina artificial).
- 3.- La planta puede gozar de los servicios públicos de la ciudad (agua potable, desagüe, teléfono, luz, etc. independiente de la planta).
- 4.- Buen clima y condiciones de vida.
- 5.- No hay fuertes impuestos.
- 6.- No hay competidores, y las buenas relaciones con las plantas vecinas son muy probables.
- 7.- La instalación del equipo y maquinaria podría realizarse con buen porcentaje de personal peruano, ya que en Chimbote existe un elevado grado de técnica mecánica.

Por último se aclarará que Chimbote ha sido escogido como sitio de la futura industria de amoníaco sintético, que es una de las materias primas de este proceso; además ha de tenerse en cuenta que por las torres de lavado de la columna de carbonatación sale un gran volumen de

nitrógeno con 95% de pureza que por una ulterior y simple purificación daría junto con hidrógeno electrolítico una base para la producción de fertilizantes. El oxígeno de la electrolisis puede ser usado en la producción de amoníaco por el proceso de gas de agua y también para usos en soldadura oxiacetilénica.

Como datos adicionales de las condiciones de Chimbote se dan las características de su subsuelo, la composición de su agua subterránea y las condiciones de su aire.

Formado en su mayoría por arena arcillosa, el subsuelo de Chimbote presenta en ciertos puntos zonas rocosas en que la construcción es favorable (fácil cimentación); sin embargo los estudios hechos a base de sondajes no precisan a que nivel de la superficie se encuentra la capa rocosa. Este hecho se debe a que el nivel estático de la capa acuífera se encuentra bastante alto.

Tal fenómeno produce que la composición del agua subterránea de Chimbote presente la desventaja de tener un alto contenido de sales en solución. Es por eso que es forzoso utilizar un agua de pozo bastante profundo o si no agua del río Santa.

El nivel estático del agua varía de 1.10 metros cerca del mar hasta 3.45 metros en la zona más retirada. Esta notable precisión se ha podido establecer gracias al enorme número de pozos hechos en dicha ciudad.

A continuación damos el análisis de dicha agua:

- 1.- Cantidad de sales disueltas: 2.676 gr./lt.
- 2.- Cantidad de sales disueltas: 2.668 gr./kg.
- 3.- Peso específico a 15.5° C: 1.003

Determinación de iones (en gr. por litro):

|                  |        |
|------------------|--------|
| Bicarbonato..... | -----  |
| Carbonato.....   | 0.342  |
| Cloruro.....     | No hay |
| Sulfato.....     | 0.560  |
| Ioduro.....      | 0.931  |



|                                 |        |
|---------------------------------|--------|
| Bromuro.....                    | -----  |
| Sulfuro.....                    | -----  |
| Nitrato.....                    | -----  |
| Silice (SiO <sub>2</sub> )..... | -----  |
| Fierro y alúmina.....           | trazas |
| Calcio.....                     | no hay |
| Magnesio.....                   | 0.325  |
| Sodio.....                      | 0.078  |
| Potasio.....                    | 0.396  |
| Total..                         | 2.632  |

Condiciones del aire en Chimbote:

En invierno: Humedad relativa: 90%

Temperatura mínima de bulbo seco: 15° C.

En verano: Humedad relativa: 65%

Temperatura máxima de bulbo seco: 30° C.

En resumen, los factores que hemos tenido en cuenta en la designación de Chimbote como lugar de la planta, son:

- 1.- Bajo costo, calidad y suministro continuo de petróleo que en nuestro caso es principal combustible.
- 2.- Bajo costo, calidad y seguridad de una fuente de combustible de emergencia o sustituto del principal, en este caso el carbón de Ancos-Galgada.
- 3.- Bajo costo, calidad y reservas de calcáreos disponibles.
- 4.- Bajo costo, calidad y reservas de suministro de sal.
- 5.- Costo del flete de todos los productos tanto a los actuales como a los futuros consumidores.
- 6.- Temperatura, cantidad y propiedades químicas del agua de enfriamiento; en este caso hemos escogido el agua de mar.
- 7.- Costo y resultados de tratamiento de agua para calderos considerando tanto agua de pozo como agua de río.
- 8.- Costo del desalojo de los residuos sólidos.
- 9.- Costo del desalojo de los residuos líquidos.

- 10.- Resistencia mecánica del suelo y carácter y costo del terreno.
- 11.- Disponibilidad, inteligencia y carácter de la mano de obra.
- 12.- Condiciones de vivienda, escuelas y otras facilidades para los empleados y obreros.
- 13.- Bajo costo, adecuado y seguro suministro de amoníaco.
- 14.- Costo del espacio para un desarrollo o expansión futura.
- 15.- Posibilidad de instalación de industrias consumidoras de álcali.
- 16.- Aptitud de los pobladores hacia la industria.
- 17.- Servicios mecánicos y de reparación de maquinaria.

Un buen sitio para la planta será el que tenga disponible una gran área de un pantano o tierra cenagosa, o valle en el cual a un bajo costo se pueda represar los residuos líquidos que se producen en la planta.

La fábrica no debe estar muy cercana a un río al que todavía le quede algún recorrido para desembocar, ya que los cloruros solubles de los residuos pueden contaminar sus aguas y hacerlas inútiles para la irrigación de las tierras.

Se debe buscar un buen terreno si es posible rocoso a fin de que los costos de la cimentación del edificio sean lo más bajos posible.

En resumen, después de este largo análisis, Chimbote sin considerar su gran facilidad de energía eléctrica barata, ha quedado en magníficas condiciones de ser lugar de instalación de la futura fábrica de álcalis y quedando también establecido que Huacho reúne las condiciones de esta planta pero en un grado secundario. En fin, esto ha sido producto de un juicio humano en que cabe el error, y es nuestro único deseo que no se haya cometido.

## C A P I T U L O     V

### DESCRIPCION DEL PROCESO SOLVAY - PROCESOS Y OPERACIONES

Preparación y tratamiento de la salmuera.- La sal cristalizada y almacenada en montones, es cargada en tolvas que se hallan encima de los turbo mezcladores continuos. Estos reciben constantemente agua de pozo y sal produciendo en forma continua una salmuera casi saturada que contiene 300 gramos por litro de NaCl. Esta salmuera pasa a unos tanques de almacenaje de concreto de capacidad suficiente para tres días de trabajo de la fábrica. Del fondo de estos tanques se succiona la salmuera a las bombas centrífugas que se encargan de llevar esta salmuera a los tanques de almacenaje similares de la fábrica.

De estos tanques la salmuera pasa a los espesadores de tratamiento o precipitadores Spaulding, donde se le adiciona la lechada de cal y el carbonato de sodio, dejándose asentar el lodo durante medio día; la salmuera así clarificada es de nuevo almacenada y está lista para ser bombeada al tanque elevador.

Como pruebas de control, es necesario tener en cuenta su densidad y turbidez, pH y temperatura. Antes del tratamiento se debe hacer un análisis del cloro por el método del nitrato de plata ya que engaña mucho el valor de la densidad. También se debe chequear que no se escape mucha salmuera en los lodos.

Amoniatación de la salmuera.- Propiamente dicha se realiza sólo en la torre de amoniación y en su torre de lavado correspondiente; sin embargo, desde que parte de la salmuera que cae del tanque elevado sirve para absorber tanto el amoníaco de los gases del filtro cuanto el anhídri

do carbónico de los gases de las columnas de carbonatación, será preciso hacer una descripción de esta parte del proceso.

El tanque elevado de planchas de acero, está situado en el techo del edificio de carbonatación, que es el más alto de la fábrica (150 pies de altura). De este tanque salen una serie de tuberías que tienen un control automático, ya sea por orificios o por control de nivel. Los volúmenes de salmuera salen pues en forma continua y caen sólo por gravedad, es por esto que las tuberías en esta sección de la fábrica son particularmente anchas (6").

Como se dijo, parte de la salmuera sufre una subsiguiente purificación, pero la cantidad de lodo precipitado es ya tan pequeña que los peligros de obstrucción en las tuberías desaparecen. Sin embargo estos precipitados tienen una gran predisposición en formar incrustaciones en las paredes de las tuberías, las cuales deben ser limpiadas semanalmente. Es por esto que en el equipo existe un doble juego de aparatos a fin de que dicha dificultad no altere el ritmo de producción al presentarse.

Los efectos de esta operación de absorción sobre la salmuera son los siguientes:

- 1.- Descenso de la solubilidad del NaCl disuelto.
- 2.- Incremento de volumen de la salmuera por el  $\text{NH}_3$ .
- 3.- Dilución de la salmuera por el vapor condensado.
- 4.- Generación de calor por la disolución del  $\text{NH}_3$  y por su neutralización con  $\text{CO}_2$ .

La salmuera con un contenido de 300 gramos por litro de NaCl, es depositada en un tanque rectangular situado a unos 150 pies del nivel del suelo. Desde este tanque la salmuera cae por gravedad y simultáneamente al:

- 1.- Scrubber de los gases del filtro.

2.- Torre de lavado de los gases de las columnas de carbonatación.

3.- Torre de lavado de los gases del amoniatador.

En estos dos últimos aparatos se registra el mayor gasto de salmuera. El fondo del scrubber de los gases del filtro está a unos 100 pies de altura y consta de unos pocos platos con campanas de burbujeo; de la parte baja de este fluye la salmuera a uno de los platos superiores de la torre de lavado de los gases de las columnas y del fondo de esta torre la salmuera pasa a la parte media de la torre de lavado del amoniatador.

La razón por que la introducción de la salmuera es en la parte media de la torre de lavado del amoniatador está en el aumento considerable de volumen de la salmuera por efecto de la condensación del amoníaco húmedo (12%).

Simultáneamente a este flujo se produce en forma independiente el de la salmuera a la parte superior de la torre de lavado de las columnas, y otro a la parte media de la torre de lavado del amoniatador. El fondo de la torre de lavado de las columnas se halla bajo el nivel del tope de las columnas de carbonatación. Los gases que escapan de estas columnas pasan a un ciclón y de ahí son introducidos al fondo de la torre de lavado de las columnas. El fondo del scrubber de los gases del filtro se encuentra a 10 pies sobre el tope de la torre de lavado de las columnas.

La salmuera que sale del fondo de la torre de lavado del amoniatador es enfriada en un intercambiador de cascada tipo trombón con tuberías de 8" debido a que el flujo es sin presión. Luego de este enfriamiento la salmuera cae por gravedad sobre uno de los tanques de sedimentación. Estos tanques tienen 14' de diámetro y 25' de altura total, con fondo cónico de 45°. Están provistos de agitadores de paletas que giran a 1 RPM.

Los lodos de los tanques de sedimentación son bombeados en bombas de diafragma a un sedimentador intermedio donde el lodo se espesa para así enviarlo a la columna de cal del destilador. El licor producido se recicla al amoniatador.

Para el flujo del amoníaco existen dos bombas de vacío, una grande en el tope del scrubber de los gases del filtro y que actúa directamente sobre el cake, y otra pequeña pero del mismo tipo (reciprocante o como en nuestro caso rotativa), que es de una capacidad cuatro veces menor, pero que produce un vacío similar (10 cm.de Hg.). Esta pequeña bomba está situada sobre la torre de lavado del amoniatador. Las temperaturas de la salmuera en los diferentes puntos del sistema de absorción de amoníaco son:

|                                                     |        |
|-----------------------------------------------------|--------|
| Tanque elevador de salmuera.....                    | 20° C. |
| Fondo de la torre de lavado de las columnas.....    | 30° C. |
| Fondo de la torre de lavado del amoniatador.....    | 45° C. |
| Amoniatador (5to.plato).....                        | 50° C. |
| Fondo del amoniatador.....                          | 65° C. |
| Fondo del tanque de sedimentación.....              | 60° C. |
| Lodo del tanque de almacenaje.....                  | 30° C. |
| Salida del enfriador de salmuera preamoniatada..... | 40° C. |
| Salida del enfriador de salmuera amoniatada.....    | 30° C. |

Al explicar el sistema de amoniatación de la salmuera que representa un mecanismo bastante complicado, se hará notar que como cada columna tiene un ciclón y su torre de lavado, para seguridad en reducir las pér<sup>r</sup>idas de CO<sub>2</sub> se tiene a la misma altura del scrubber de los gases del filtro una torre de lavado de los gases que ya han sido lavados anteriormente y que provenían de las columnas.

realidad pues, el sistema de amoniatación envuelve el ciclo final

de purificación de la salmuera que se realiza con el  $\text{CO}_2$  no absorbido. Es por esto que en el sistema de amoniatación se considera el siguiente equipo:

- 1.- Scrubber de los gases del filtro.
- 2.- Torre de lavado (purificador).
- 3.- Torre de lavado de la columna precarbonatadora.
- 4.- Torre de lavado de la columna carbonatadora.
- 5.- Torre de lavado del amoniador.
- 6.- Enfriador de la salmuera preamoniatada.
- 7.- Amoniador.
- 8.- Tanques de sedimentación.
- 9.- Enfriador de la salmuera amoniataada.

Respecto al control de esta parte del proceso, se puede decir que es de una gran importancia y resumirse en los siguientes factores:

- 1.- Nivel del tanque elevado de salmuera.
- 2.- Presión absoluta en el tope de la torre de lavado del amoniador, en el tope del amoniador, en el tope del scrubber de los gases del filtro y en los topes de las torres de lavado de las columnas.
- 3.- Control del agua de enfriamiento según la temperatura de salida de la salmuera del enfriador.
- 4.- Control de flujo de salmuera por orificios.
- 5.- Temperatura de entrada del amoníaco húmedo.
- 6.- Temperatura del medio ambiente.

La capacidad de la bomba de vacío del filtro situada detrás del scrubber varía de 120 a 200 metros cúbicos por tonelada de carbonato de sodio, dependiendo del carácter cristalino del bicarbonato y del tamaño del filtro.

La elevación del fondo del amoniador sobre el nivel del suelo es de 30' de suerte que la salmuera amoniata caiga por gravedad sobre los tanques de sedimentación.

Respecto al reciclo de los gases que salen de la torre de lavado del amoniador hacia la línea de amoníaco húmedo sólo es función de las condiciones de temperatura del amoniador ya que si por buenas condiciones climáticas se tiene un agua de enfriamiento de baja temperatura, el contenido de amoníaco en estos gases puede llegar a disminuirse en tal forma que sea innecesario tal reciclo.

Se ha visto que durante la amoniatación de la salmuera se generaba tal cantidad de calor que podía aumentar la temperatura del licor por encima de los 100° C.; es por esta razón que para evitar las pérdidas de amoníaco se hace uso de sistemas de intercambiadores de calor de tal suerte que el licor salga de la torre de amoniatación a unos 65° C.

Normalmente la transferencia de calor entre un gas y un líquido no es tan efectiva como entre dos líquidos. Desde este punto de vista se creería que es más eficiente enfriar el licor en lugar de enfriar el gas ( $\text{NH}_3$ ) por medio de tubos de agua. Pero la formación de incrustaciones alrededor de estos tubos, o sea en el lado del licor bajaría enormemente el coeficiente de trasmisión de calor, siendo por lo tanto una práctica inadecuada. En la práctica se enfrían tanto el licor como el gas. La superficie de enfriamiento del licor debe ser alrededor de 25 pies cuadrados por tonelada de  $\text{CO}_3\text{Na}_2$  producido diariamente, mientras que la superficie de enfriamiento del gas debe tener 15 pies cuadrados por tonelada de producción. La estimación del área de enfriamiento requerida depende sin embargo de:

- 1.- Distribución del área de enfriamiento en el aparato.
- 2.- Temperatura del agua de enfriamiento disponible; y



3.- Las características de la incrustación de la salmuera amoniataada.

Así un alto contenido de magnesio en la sal causa la formación de una incrustación dura que puede anular completamente el enfriamiento del licor. Del mismo modo que un alto contenido de  $\text{CO}_2$  en el gas ( $\text{NH}_3$ ) puede causar la precipitación de cristales de carbonato o bicarbonato de amonio sobre los tubos de enfriamiento en el sistema de refrigeración del gas haciendo la gradiente térmica excesivamente baja.

Después de una absorción preliminar de amoníaco en la torre de lavado de los gases del amoniador y en la parte superior de este mismo, el licor es usualmente enfriado en intercambiadores exteriores a la torre del tipo trombón (sistema de enfriamiento del licor), hechos de tubería de 8" con curvas de retorno. Sobre la hilera superior de estos tubos se hace caer el agua de enfriamiento de manera de formar sobre la superficie exterior de los tubos una delgada película. El licor de la parte superior del amoniador entra por la hilera inferior de estos tubos y luego de recorrerlos vuelve al plato inferior de la torre de amoniatación para continuar su absorción final.

Respecto al enfriamiento del gas se hace por el sistema Cogswell que es similar al de la torre de carbonatación. Consiste de un gran número de tubos horizontales de fierro fundido de 2" de diámetro exterior y 1.5/16" de diámetro interior, y de 7' 3" de largo, colocados sobre cabezales rectangulares y de fierro fundido. Dentro de estos tubos circula el agua de enfriamiento y se comportan igual a un permutador de simple paso. Como se puede apreciar dichos enfriadores están dentro del cuerpo de la torre de absorción.

Idénticos a los enfriadores del licor, pero de longitud de tubos doble, se construyen los enfriadores de la salmuera amoniataada que ya clara se va a introducir a las columnas de carbonatación.

Carbonatación de la salmuera amoniataada.- En este punto del estudio del proceso haremos la explicación de por que la mínima capacidad económica de una planta es 100 toneladas al día.

El mecanismo de la operación de carbonatación exige dos etapas; en la primera llamada "de limpieza" por razones que se explican en seguida y la segunda llamada "de formación" de cristales en la cual se lleva a cabo la carbonatación final. Esta diferencia de condiciones se debe a que en la primera etapa la salmuera amoniataada que contiene 49.1 gr. de  $\text{CO}_2$  por litro aumenta este contenido hasta 65 gr./litro, valor límite que aún no permite la cristalización del bicarbonato. En la segunda etapa en que este contenido sube para la total cristalización hasta 80 gr./litro se tiene un mayor tiempo de operación ya que la simple absorción de la primera etapa se halla complicada tanto por la dificultad mecánica de las partículas que van precipitando, como por la calórica debido a los calores de las reacciones efectuadas. Esta diferencia del tiempo de operación hace que la etapa de "formación" demore cuatro días y la de "limpieza" sólo uno, queriéndose decir que una sola torre en limpieza produce suficiente salmuera precarbonatada como para alimentar cuatro torres en "formación". Ahora bien, como se ve el ciclo óptimo del proceso son cinco torres, una en "limpieza" y cuatro en "formación" produciéndose así 200 toneladas al día de carbonato ya que como se sabe cada una de las columnas en "formación" tiene una capacidad de 50 toneladas al día.

Sin embargo, T.P.Hou suponiendo que la etapa de limpieza vaya acompañada de ciertos percances y dificultades, asigna un mínimo posible de tres torres; dos de las cuales deben estar en "formación". Es decir que si se trabajara con dos torres el proceso dejaría de ser continuo ya que se haría necesario un almacenamiento tanto de la salmuera amoniata-

da cuanto de la precarbonatada en términos alternados de dos días.

Entrando a la descripción de esta operación, ella se realiza en unas torres de absorción de platos compuestas de 35 secciones cilíndricas de 6 pies de diámetro. Las 10 secciones inferiores están provistas de tubos de enfriamiento y tienen una altura de 3' 4", mientras que las superiores una de 18". Aunque existen varios tipos de estas columnas, las más comunmente usadas son las Solvay con sistema de enfriamiento Cogswell.

La operación de "limpieza" tiene por objeto destruir la incrustación de cristales de bicarbonato en las torres en que se ha hecho "formación". A fin de que haya rotación continua a los cambios de condiciones deben efectuarse cada 36 horas quedando una de las torres un período máximo en formación de 72 horas, que es un valor bastante deseable ya que el máximo permisible es de 96 horas.

La operación de limpieza consiste en trabajar con gas proveniente del horno de cal, recibiendo salmuera amoniataada fresca y cortando el agua de enfriamiento. Esta operación no requiere mayor cuidado desde que no hay que conservar gradientes de temperatura entre platos. Sin embargo, las torres que operan en "formación" si requieren un control bien estricto de esta gradiente lo cual es hecho por una purga del agua de enfriamiento de la quinta sección alimentando en su lugar agua lo más fría posible. Según las cantidades purgadas y alimentadas se pueden mantener las temperaturas deseadas. Estas torres reciben el licor precarbonatado de la columna que se encuentra en "limpieza". Durante su operación se introduce gas proveniente de los calcinadores de bicarbonato que contienen hasta 95% de  $\text{CO}_2$  y se controla el sistema de enfriamiento. En esta etapa la concentración del amoníaco total no varía pero sí se tiene una gradual conversión del libre al fijo en forma de cloruro de amonio. La

formación de cristales aparentes para el filtrado depende de las siguientes condiciones:

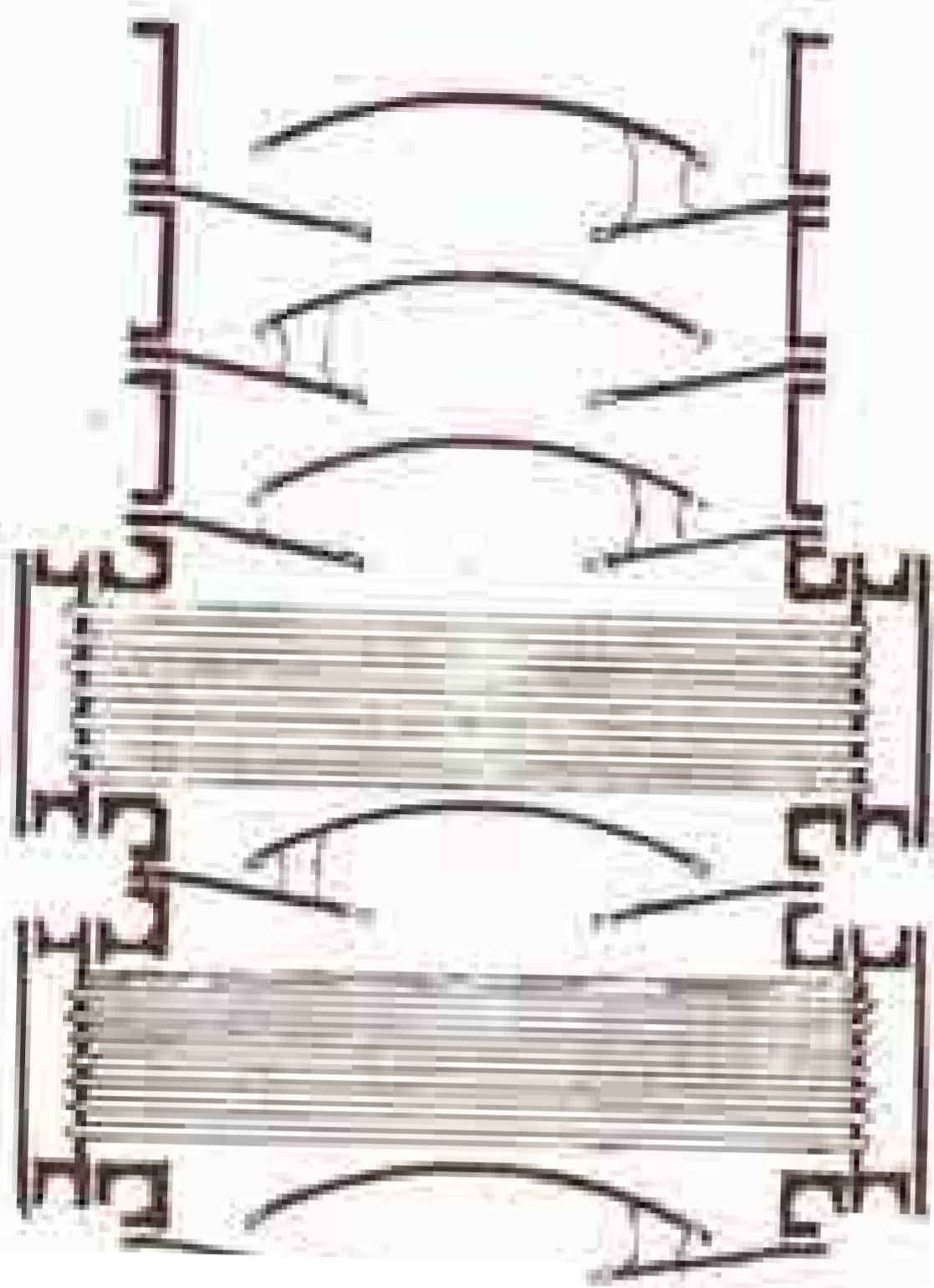
- 1.- Alta concentración de sal y amoníaco en la salmuera amoniata-da, estando estos en su proporción óptima cual es 260 gr./li-tro de  $\text{ClNa}$  y 80 gr./litro de  $\text{NH}_3$ .
- 2.- El gas del calcinador debe estar lo más frío posible.
- 3.- La mayor temperatura en la torre se debe registrar a una altu-ra dos tercios de la torre.
- 4.- El enfriamiento desde este punto hasta el fondo se debe hacer de una manera gradual, de modo que en este se tenga una tempe-ratura de  $22^\circ \text{C}$ .

Todos estos requisitos emanan de la teoría de cristalización.

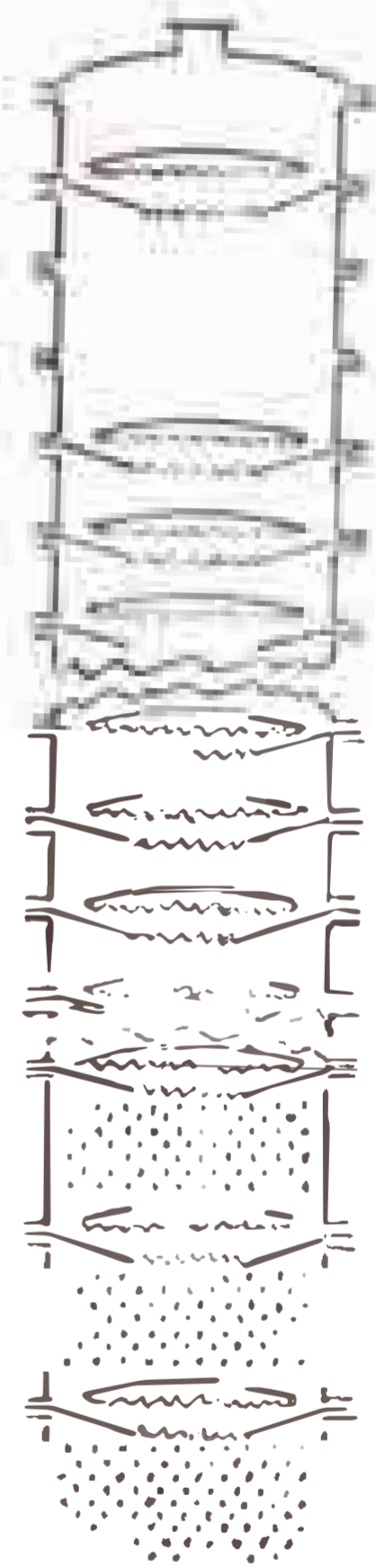
Respecto al agua de enfriamiento es condición indispensable que esta se encuentre a  $15-16\frac{1}{2}^\circ \text{C}$ . ya que de otro modo es imposible bajar a  $22^\circ \text{C}$ . el plato del fondo. La uniformidad del agua de enfriamiento se puede obtener de un pozo artesiano ya que este es tan profundo que los cam-bios del tiempo no afectan su temperatura.

Según recomendaciones prácticas la presión a la cual se introducen los gases de carbonatación es de 35 psig.; la pulsación debida a ser el compresor reciprocante ayuda en el caso de una torre en "formación" a mantener en suspensión los cristales de bicarbonato producidos.

Uno de los efectos más perjudiciales durante esta etapa es el paro del burbujeo del  $\text{CO}_2$ , ya que el reposo que se produce permite en forma muy rápida la incrustación de los cristales en todo el sistema de enfria-miento. El único remedio a tal percance es la utilización de vapor vivo que tanto por el calor como por la agitación produce la disolución de los cristales. Sin embargo, esta modificación no puede durar mucho tiem-po ya que al invertir el sentido de la reacción llega un momento en que



Detalhe do eixo com mola  
 m' etc. Constr. II. de L. S. C. I.  
 nos 3. barrido.



se comienza a escapar el amoníaco.

Las columnas de carbonatación difieren de las torres de amoniatación primero en su altura, que más que todo es debida a la cantidad de platos tan numerosa de la carbonatación y luego a la forma y altura de cada plato, ya que en la torre de amoniatación los pisos son horizontales, mientras que en los de carbonatación inclinados. También en la torre de amoniatación existe el sistema de reboses externos que permiten tener una altura grande de burbujeo, cosa que no existe en las de carbonatación.

Para precisar todo lo dicho anteriormente incluimos los datos de operación de una columna en "formación":

Temperatura de entrada del licor verde: 34° C.

Concentración de ClNa: 249 gr./lt.

Concentración de CO<sub>2</sub>: 65 gr./lt.

Máxima temperatura: 50½° C. en el plato N° 14.

CO<sub>2</sub> en los gases de escape: 6.3% por volumen.

Temperatura de salida del magma: 22° C.

Temperatura de entrada de los gases: 30° C.

Temperatura de salida de los gases: 47° C.

Temperatura del agua de enfriamiento: 16½° C.

Quizás los momentos que requieren más control son aquellos en que se efectúan los cambios de condiciones, ya que si se tiene en cuenta existen en caso de pasar una torre a "formación" por un período de 5 horas durante los cuales el magma debe ser gradualmente extraído hasta llegar a un flujo uniforme.

de entrar una torre a "limpieza", el magma que sigue ~~sa-~~  
~~pasa~~ un tanque de sedimentación en el cual rápidamente separa los cristales de bicarbonato, pasando el licor claro a ser carbonatado.

La salida del magma se hace en la sección del fondo por una tubería de 5" la cual elevándose a una altura de 35' lo deja caer sobre el filtro continuo rotativo.

Filtración del bicarbonato crudo.- Desde que el magma que sale de la columna de carbonatación contiene un 20% de sólidos suspendidos, la operación unitaria más adecuada para separarlos será la filtración.

El tipo más antiguo de filtro usado consistía de un tanque abierto de madera con un falso fondo sobre el cual se extendía como medio filtrante un tocuyo. El licor madre era succionado del compartimento superior por medio de una bomba de pistón. Este filtro ineficiente y además intermitente es ahora inadecuado.

Actualmente los filtros rotativos continuos y los filtros centrífugos son las dos máquinas standard. El filtro Oliver tiene una tubería de vacío y otra de aire comprimido que actúa sobre una válvula rotativa que consiste de una superficie anular con 12 orificios simétricamente distribuidos y que están conectados por tubos con los 12 sectores del tambor. El medio filtrante es un fieltro que está cosido sobre el tambor. El vacío ayuda a secar el bicarbonato y succiona los gases de amoníaco que se desprenden a la atmósfera.

El fieltro de lana tiene una tendencia de obstruirse con los cristales de bicarbonato, y frecuentemente se debe soplar aire o CO<sub>2</sub> comprimido para abrir sus poros. Actualmente el compartimento situado en el sitio donde actúa la cuchilla "doctor", se coloca de modo que siempre se sople por medio de la válvula rotativa. En todos los 11 sectores mientras tanto se hará vacío. Para lavar el cake se puede usar una película delgada de agua que caiga de un vertedero o si no una lluvia de un tubo agujereado. Generalmente se usa para el lavado una agua amoniataada y lo

más fría posible. Entre la caja del vertedero y la cuchilla se colocan alrededor del tambor una serie de rodillos de fierro fundido que hagan una presión de 300 libras por pie de ancho del filtro de manera de adelgazar el espesor del cake. Estos rodillos exprimidores además de uniformar la superficie del cake producen un bicarbonato más seco y deben tener la misma velocidad periférica que el tambor del filtro. El tambor del filtro está formado por una jaula de ardilla construida de barras en cuyos extremos se sueldan las tapas. Algunas veces estas barras son cubiertas por planchas de acero que tienen un gran número de ranuras oblicuas. Sobre esta superficie ranurada se extiende una malla metálica de nickel la cual soporta el medio filtrante que es el fieltro de lana. Esta tela tiene un espesor de  $3/16$ " y no deja de ser corroída por los vapores amoniacaes así como también la malla de nickel. Aunque las fibras vegetales tales como el algodón resisten mejor la acción de los álcalis (amoníaco), se tiene que su baja porosidad impiden un buen filtrado y además se formaría una capa de bicarbonato ahuecada teniéndose bastante pérdida de él porque atravesaría los grandes poros de una tela de algodón. En lugar de la malla de nickel se usa a veces una malla construida con bambú el que es inerte a la acción del amoníaco. En el caso de bicarbonato es pues lógico usar franela o fieltro pero cuando se trata de filtrar el lodo de caustización del carbonato de sodio se debe usar una malla de nickel lo más fina posible (20 x 120 mesh).

Estos filtros rotativos continuos pueden producir un cake de bicarbonato con 12% de humedad si es que se han obtenido buenos cristales en la columna. Se han tratado de usar filtros centrífugos similares a los de refinación de azúcar pero además de ser intermitentes y necesitar mucho más mano de obra se tiene una gran pérdida de amoníaco. Sin embargo una combinación de filtro rotativo y centrífugo después ha sido empleada con éxito.



El vacío usado en la filtración en los filtros rotativos oscila de 10 a 12 mm. de Hg. Con la introducción del agua de lavado el licor madre se diluye en un 8 a 10%. Esta dilución se determina analizando por cloro el licor madre antes de filtrarse y después de esto. La pérdida de bicarbonato por el agua de lavado es de 2 a 4% pero hay que tener presente que este reacciona con el cloruro de amonio para liberar amoníaco, cosa que sucede en el destilador.

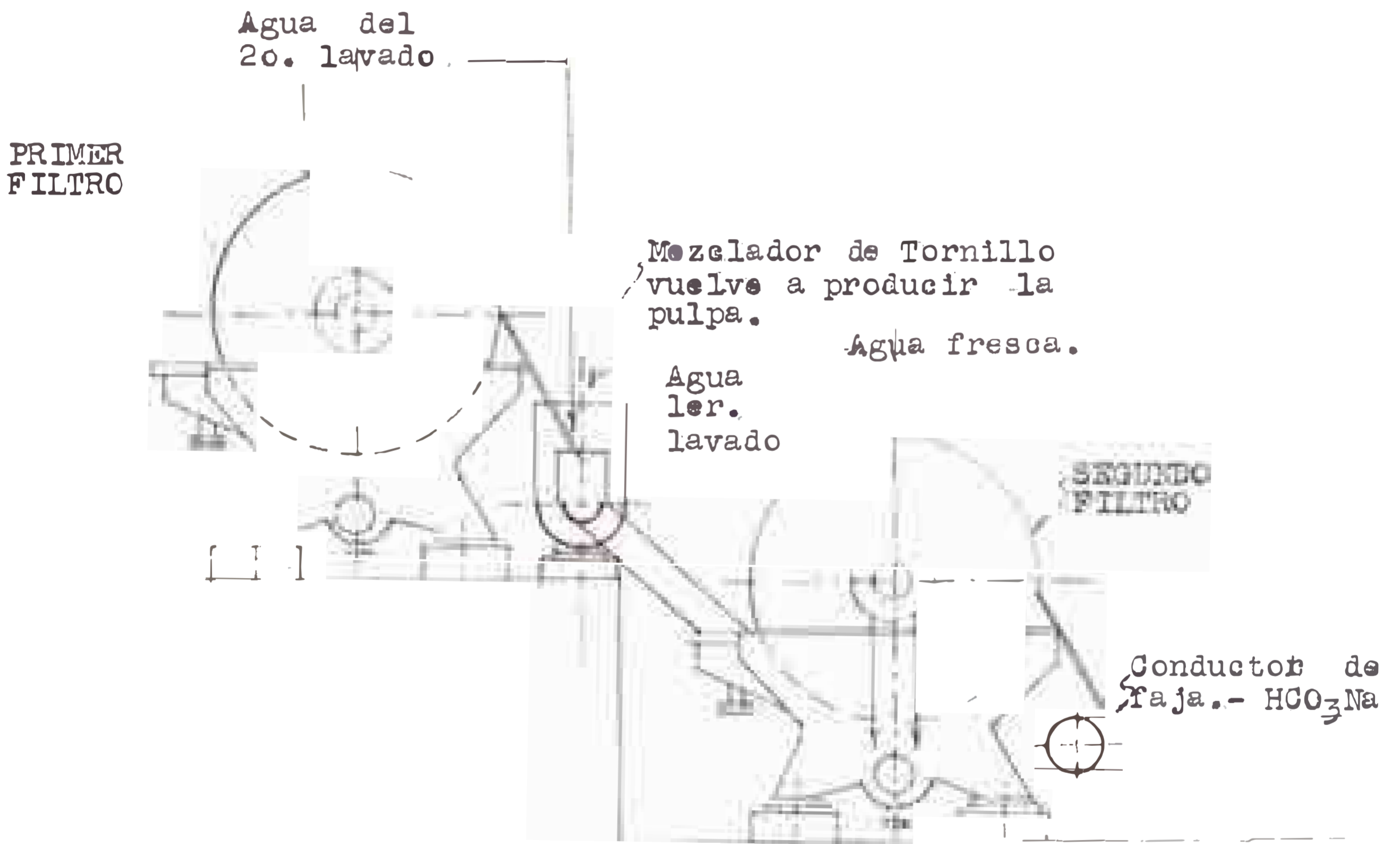
El agua de lavado además de ser fría y contener algo de amoníaco debe ser lo más blanda posible, desde que una dureza de calcio y magnesio precipitaría carbonato de calcio e hidróxido de magnesio obstruyendo el fieltro y demorando el filtrado.

Se debe tratar de obtener cristales grandes de bicarbonato por las siguientes razones:

- 1.- Se requiere menos vacío.
- 2.- La capa de cake es más gruesa pudiendo llegar a 5/8".
- 3.- Se lavan mejor los cristales.
- 4.- No tienen tanto contenido de cloruro de sodio.
- 5.- Los cristales se pueden obtener más secos (12% de agua).
- 6.- Se tiene un mayor contenido de carbonato de sodio.

La velocidad periférica del tambor varía grandemente de 20 a 40 pies por minuto. Si gira muy rápidamente el bicarbonato sale húmedo y si gira muy lento baja mucho su capacidad. A pesar de que la capacidad del filtro está dada por el ancho y diámetro del tambor, los caracteres cristalinicos del bicarbonato influyen mucho en esta ya que puede bajarla de 80 a 45 toneladas en 24 horas.

La operación de filtrado es importante ya que una reducción pequeña de humedad que se obtenga produce una ventaja muy grande en la operación subsiguiente que es el secado (calcinación).



METODO DE DOBLE FILTRACION PARA MAGMAS CON ALTO CONTENIDO DE SALES SOLUBLES.

Es por esto que el uso de filtros centrífugos los cuales llegan a reducir la humedad a un 7% y a veces a un 4%, significan una enorme disminución en el reciclo de carbonato de sodio en el horno rotativo de calcinación (fuego indirecto). Actualmente hay dos tipos de filtros centrífugos usados en la industria de la sosa, ya que como vimos el intermitente ofrecía serias desventajas; estos son: los filtros continuos y los filtros automáticos. Los primeros han sido desarrollados por la firma "The Bird Machine Co", South Walpole Mass., y los últimos tanto por "The Sharpless Specialty Co" Philadelphia Pa. como por la "Escher Wiss Engineering Works Ltd." Zurich, Suiza. Dentro del tipo de centrífugas continuas podemos subrayar dos tipos: una de canasta de malla de alambre y otra de pistón. Aunque en realidad estas máquinas son intermitentes, las estrictamente continuas son las automáticas cuya alimentación y descarga se hace automáticamente y con una intermitencia muy pequeña. La canasta de las centrífugas Sharpless gira a 1800 RPM y tiene una intermitencia de 45 segundos produciendo una fuerza centrífuga equivalente a 920 veces la gravedad. La tendencia presente en el filtrado del bicarbonato es usar pequeños diámetros de canasta y grandes velocidades tangenciales o angulares, esto se basa en que la mayor filtración depende de la fuerza centrífuga producida que es directamente proporcional al cuadrado de las RPM y al radio de la canasta.

Como operación complementaria al filtrado existe la del lavado de los gases succionados a través del cake. Tal operación se lleva a cabo en una pequeña torre de absorción de platos situada a 100 pies de altura en el edificio de carbonatación.

En la parte superior de esta se conecta la bomba de vacío que puede ser rotativa o recíproca con un desplazamiento de 200 metros cúbicos por tonelada de carbonato producido.

La altura de burbujeo, esto es la distancia del filo aserruchado de las campanas al nivel del rebose debe ser de 18 a 20 pulgadas. La salmuera que cae por gravedad del tanque elevado entra al primer plato a 20° C. con un contenido medio de 1000 miligramos de magnesio por litro de solución. Se calcula que durante esta absorción de los gases del filtro, se efectúa una purificación que hace bajar este contenido hasta la mitad debido a la precipitación de hidróxido y carbonato de magnesio.

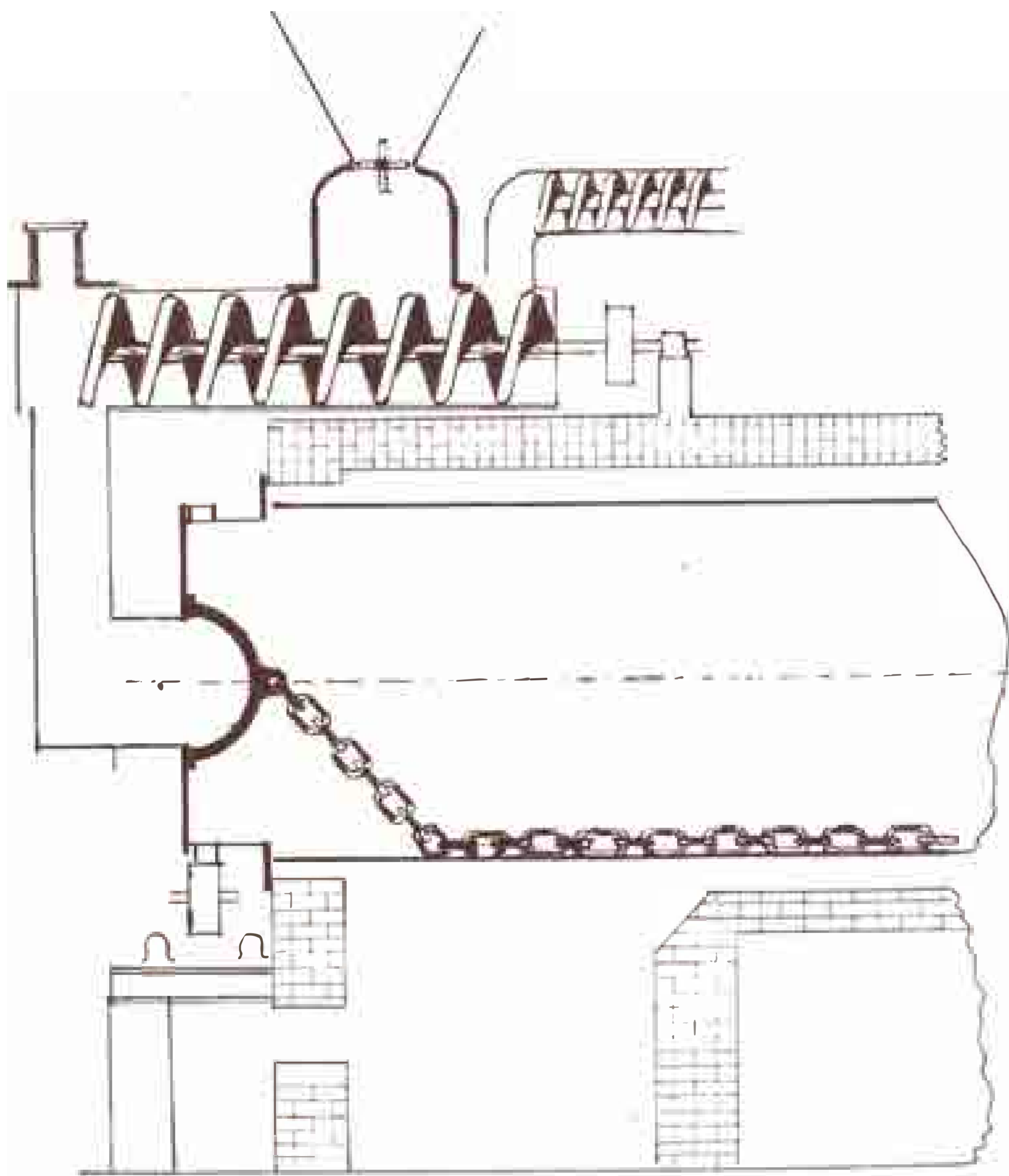
El volumen de salmuera que atraviesa esta torre de lavado llamado scrubber de los gases del filtro es sólo la quinta o sexta parte de la salmuera total, ya que la restante va de frente a las torres de lavado de las columnas o a la del amoniatador.

El número de platos de este scrubber es 5, tienen un diámetro de 6' y un espacio entre platos de 3' 4". Estos platos tienen fondo plano y están constituidos por secciones cilíndricas de fierro fundido con bordes embridados. Cada plato intermedio tiene más o menos 20 campanas.

La salmuera que sale del fondo de esta torre fluye por gravedad a uno de los platos superiores de la torre de lavado de las columnas en los cuales ya no existe succión.

Calcinación del cake de bicarbonato.- Esta operación es una de las más difíciles etapas en la manufactura del carbonato de sodio. El cake todavía húmedo que viene del filtro por un transportador de faja es descargado en la tolva del calcinador rotativo. En este extremo del horno también se alimenta un reciclo de carbonato recién calcinado de manera de secar algo el cake. En este extremo de la alimentación se encuentra la salida de gases y un pequeño transportador de gusano que descarga el cake dentro del horno que gira a 4-5 RPM.

El tamaño del calcinador es de 6' de diámetro y 62' de largo, tiene



ENTRADA DE ALIMENTACION DEL CALCINADO DE COQUE.

sus extremos cónicos de manera de dar un diámetro de 5' 0", y está colocado sobre una gran cámara de ladrillo refractario la que lo encierra totalmente excepto en sus extremos. La rotación del calcinador se hace por un motor acoplado a un tren de piñones conectado a una corona dentada en uno de los extremos. En el otro existen polines sobre coronas de deslizamiento. El quemador está en el mismo extremo de la alimentación o sea que además de no ser en contracorriente el calentamiento es indirecto. En el extremo de descarga, que se efectúa por un mecanismo de cuchara y un pequeño gusano, está el escape de los gases de combustión que circundan al tambor de acero.

La capacidad de cada calcinador es de 60 toneladas cortas de carbonato. Dentro del tambor y sujetado en los extremos existe una cadena pesada que hace de raspador del bicarbonato que pueda adherirse a las paredes del tambor. También sirve para desmenuzar los trozos de cake añadidos.

La posición del horno es completamente horizontal y gira según las agujas del reloj mirando desde la descarga. Las dimensiones de la cámara de combustión y los espacios entre el tambor y las paredes son resultado de la experiencia para condiciones especiales del combustible y quemador

Desde luego la capacidad del calcinador depende de la humedad del cake y del tamaño de los cristales, de ahí que se exige que el cake tenga menos de 14% de agua. Desde luego el progreso de la calcinación es tanto función del tiempo cuanto de la temperatura, sin embargo las condiciones son muy variadas y fluctúan mucho. Entre una temperatura de 175 a 190° C. para el bicarbonato, la total calcinación se obtiene a los 25 minutos.

Los gases que salen contienen vapor de agua y CO<sub>2</sub> junto con algo de

polvo de carbonato; lo hacen por la succión del compresor a través del sistema de purificación. La condensación del vapor se lleva a cabo en condensadores de superficie con tubos refrigerados. Antes de esto se usa un scrubber con licor del filtro el cual se envía al destilador. Después otro similar pero que usa agua blanda que servirá luego para el lavado de los cakes en el filtro.

La mejor operación se efectúa sin presión ni vacío, ya que en el segundo caso se tendría una dilución con aire y en el primero un escape a través de las tolvas de alimentación.

RECUPERACION DEL AMONIACO.- El precio normal del carbonato de sodio es en EE.UU. de \$32.00 la tonelada, mientras que el precio del sulfato de amonio es de \$41.00 la tonelada. Desde que el sulfato de amonio tiene sólo un 25% de amoníaco, el precio de este es de \$160.00 la tonelada o sea cerca de 5 veces el precio del carbonato de sodio.

Es evidente que se debe controlar al máximo las pérdidas de amoníaco y es casualmente que en la historia del proceso su mayor progreso se ha alcanzado al tener un método eficiente de recuperación del  $\text{NH}_3$  y anular al mínimo los escapes de este gas.

La composición del licor madre del filtrado del magma de bicarbonato es la siguiente:

|                                                              |        |                                             |
|--------------------------------------------------------------|--------|---------------------------------------------|
| $\text{NH}_4\text{OH}$ .....                                 | 4.25   | gr. por litro.                              |
| $\text{NaCl}$ .....                                          | 76.50  |                                             |
| $\text{NH}_4\text{Cl}$ .....                                 | 193.00 |                                             |
| $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ .....                           | 4.52   |                                             |
| $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 + \text{NH}_4\text{HCO}_3$ ..... | 48.60  | (expresado como $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ ) |
| $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{NaHCO}_3$ .....              | 6.93   | (expresado como $\text{NaHCO}_3$ )          |
| $\text{H}_2\text{CO}_3$ .....                                | 1.16   |                                             |
| $\text{CO}_2$ .....                                          | 31.30  |                                             |
| $\text{NH}_3$ libre.....                                     | 14.70  |                                             |

Como ya se dijo, a este licor reciclado hay que añadirle un licor que contenga el make-up de amoníaco; normalmente se le añade el licor crudo de la destilación de hulla que a 23° C. tiene un peso específico de 1.025 y una composición de:

|                                              |        |
|----------------------------------------------|--------|
| Amoníaco total como $\text{NH}_3$ .....      | 20.14% |
| $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ .....           | 31.60% |
| Sulfuro como $(\text{NH}_4)_2\text{S}$ ..... | 10.98% |
| Amoníaco libre.....                          | 3.46%  |

Pero desde que en nuestro caso no disponemos de este material será conveniente agregar al licor madre que va a destilarse una solución preparada disolviendo cristales de sulfato de amonio junto con otra solución de sulfuro de sodio. El conjunto es bombeado al tope del destilador con un control automático de orificio.

En realidad la mejor composición que puede tener este licor que va a destilarse es:

|                                         |                  |
|-----------------------------------------|------------------|
| Amoníaco fijo como $\text{NH}_3$ .....  | 47 gr. por litro |
| Amoníaco libre como $\text{NH}_3$ ..... | 15 " " "         |
| $\text{NaCl}$ .....                     | 75 " " "         |
| $\text{CO}_2$ .....                     | 35 " " "         |

Como se nota, la mejor proporción entre  $\text{NH}_3$  fijo al  $\text{NH}_3$  libre es como 3:1; sin embargo cuando sólo se está trabajando con el licor madre, esto es sin añadirle las soluciones de make-up, esta relación puede llegar a bajar como 7:3.

El fundamento de la recuperación del amoníaco reside en la naturaleza de los compuestos en solución en el licor madre que se pueden clasificar para este propósito en sales volátiles y en sales fijas.

Dentro de la clasificación de sales volátiles, se puede considerar antes de todo el  $\text{NH}_4\text{OH}$  y luego el carbonato y bicarbonato, el sulfuro y el bisulfuro de amonio. En la clasificación de sales fijas de amonio se



tiene el cloruro y el sulfato de amonio. Las sales volátiles desprenden su amoníaco por simple calentamiento a vapor, mientras que en las sales fijas es necesario un previo tratamiento de calcificación en el cual se libera el amoníaco. Esta reacción puede ser generalizada por la ecuación:



siendo X el radical ácido. Como se puede apreciar, sólo las sales fijas requieren esta calcificación, ya que el añadirla a las volátiles sería un desperdicio por la sencilla razón de que cuando entra el licor madre contiene gran cantidad de  $\text{CO}_2$  el cual precipitaría como  $\text{CaCO}_3$  llegando a obstruir la columna.

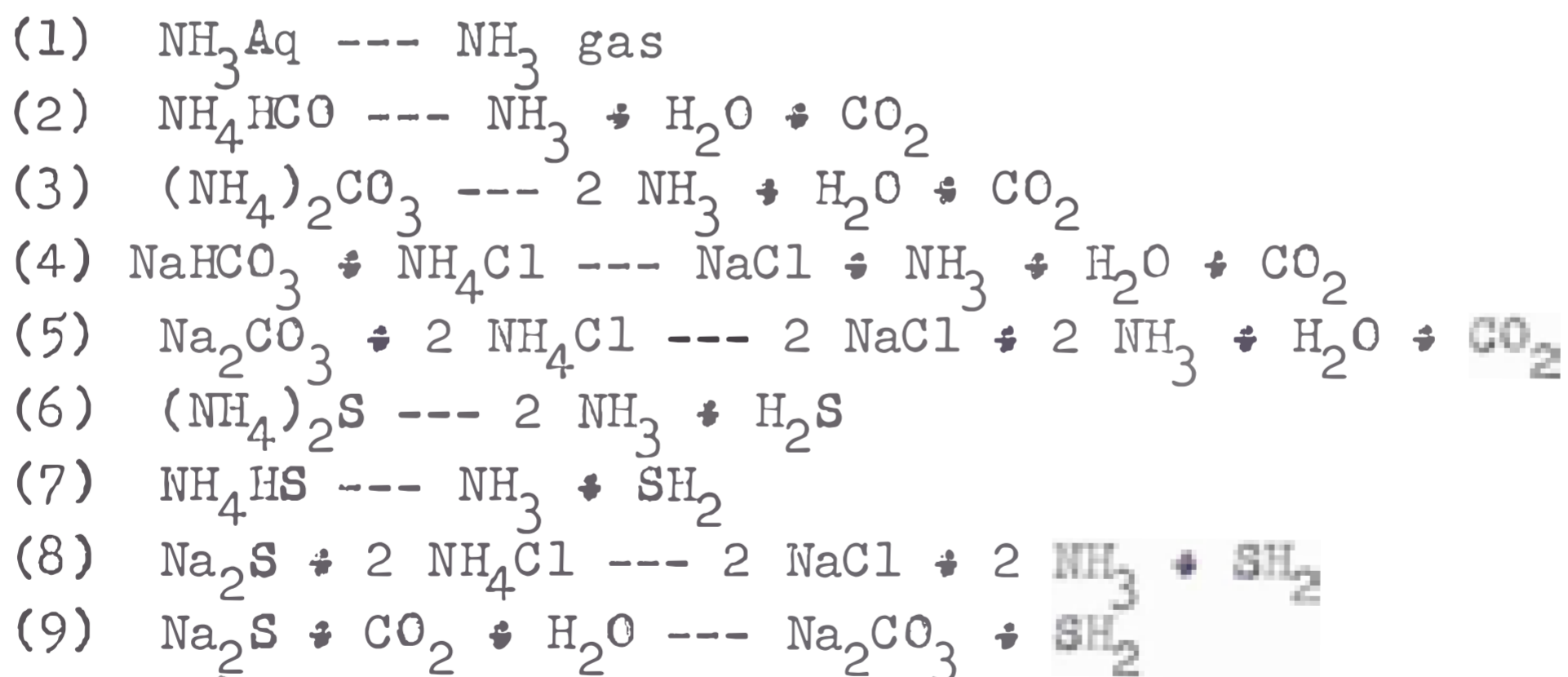
La reacción anteriormente explicada no se hace en la misma columna sino en un tanque adicional llamado precalcificador (prelimer) en el cual se recibe el licor que ya no contiene ni amoníaco libre ni  $\text{CO}_2$  y que sale del fondo de la parte superior de la columna llamado calentador (heater), y se le agrega la lechada de cal agitándose bien estos dos líquidos.

Aunque la destilación de aguas amoniacales siempre se puede enfocar de la manera ya expuesta, en la industria de la destilación de hulla se presenta de un modo algo diferente, ya que el volumen tan grande de precipitado de sales de calcio obliga a usar una columna de cal con agitación mecánica y además se tiene la presencia de cianuros. En este caso de la fabricación de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  las columnas de destilación tienen tres partes principales. El calentador, la columna de cal o destilador propiamente dicho y el desflemador o condensador parcial en el tope de la torre. Adicional a este equipo existe el tanque precalcificador.

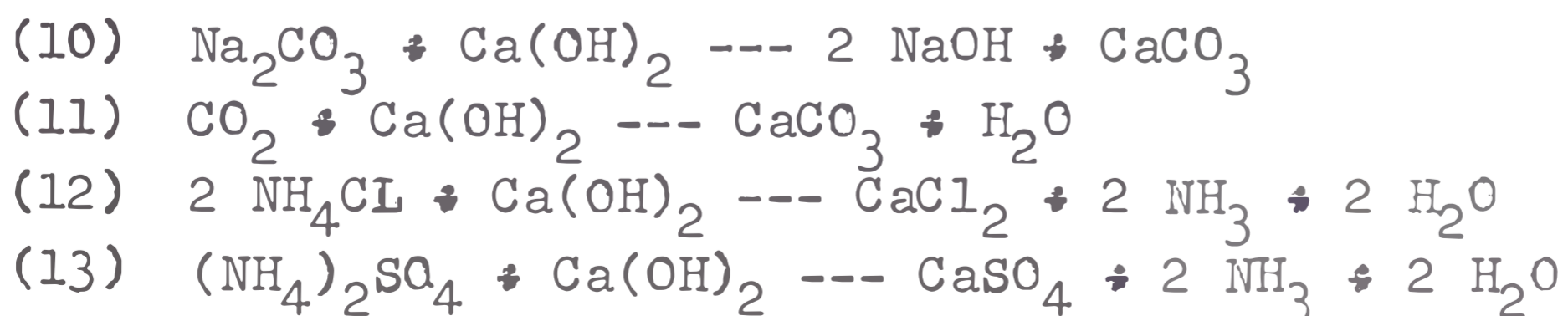
Dentro del equipo moderno de destiladores de amoníaco los cuales similares a los de la industria del petróleo se componen de platos con

campanas de burbujeo y con tuberías de rebose; según el tipo de este se pueden clasificar en: de rebose interno y de rebose externo. Las secciones cilíndricas que componen cada plato son colocadas una debajo de otra y sujetadas con pernos. Cada tipo de destilador tiene sus ventajas y desventajas, así el de rebose interno da un flujo más directo del lodo cálcico cuando este pasa al plato inferior y reduce mucho las pérdidas por radiación en estos tubos de rebose. Las ventajas del de rebose externo son que da mayor área disponible para la destilación y que las tuberías de rebose pueden ser más fácilmente limpiadas. En la época presente se prefiere los destiladores de rebose externo y en lo que se refiere a la columna de cal siempre se usan campanas de burbujeo ya que en el calentador se puede usar indiferentemente o un relleno de coke o anillos raschig o también como sucede en la mayoría de los casos, en lugar de relleno se usan campanas de burbujeo o discos de lluvia (spray dishes).

Las reacciones que ocurren en el calentador son:



Las reacciones que ocurren en la columna de cal y en el precalcificador son:



La destilación de las aguas amoniacales siempre se efectúa por calentamiento con vapor directo (12 psig.), es por eso que el estudio del burbujeo desde el punto de vista experimental es muy importante.

En efecto, en nuestro caso utilizamos columnas de platos simples y con casquetes destados sin ningún mecanismo que permita agitar el licor del plato. Ahora bien, la adición de cal provoca según las reacciones (11) y (13) precipitados que pueden obstruir la columna si no se asegura una violenta agitación del licor.

Ningún otro procedimiento que no sea el burbujeo puede dar una superficie de contacto tan considerable entre el vapor y el líquido. Las burbujas finas dan a igualdad de volumen una superficie mucho mayor que una burbuja grande. El burbujeo es asimismo más activo cuando la altura del líquido a atravesar aumenta.

La magnitud de la agitación es tanto función de la presión manométrica, cuanto del volumen de cada burbuja y de la altura de burbujeo. Dividiendo el volumen de vapor alimentado entre la sección de desprendimiento del casquete dentado se tendrá la velocidad del vapor que no debe ser mayor de 4 metros por segundo, ya que si no hay el peligro de arrastrar junto con el vapor partículas del líquido, lo cual baja el rendimiento por plato.

Las condiciones principales para obtener una buena eficiencia en la torre de destilación son:

- 1.- Debe haber suministro de calor en contracorriente.
- 2.- El cuerpo de la columna de destilación debe estar aislado para disminuir las pérdidas de calor por radiación.
- 3.- La presión parcial del amoníaco en el vapor que va del fondo a la parte superior de la torre no debe ser mayor que la tensión del amoníaco contenido en el licor.

4.- La alimentación del licor madre debe hacerse en el plato en que se tiene una presión de amoníaco similar a la que le corresponde al haber sido precalentado.

5.- Se debe procurar destilar un mínimo de volumen de licor madre y usar la mínima cantidad requerida de lechada de cal.

En lo que se refiere al diseño de la torre se debe tener en cuenta la velocidad del vapor a través de la sección circular de la columna. Normalmente la velocidad promedio es de 4 pies por segundo, con este valor no existe posibilidades de arrastre mecánico de partículas líquidas. Otro punto en el diseño de la torre es que los reboses consecutivos estén diametralmente opuestos y que el fondo del plato en lugar de ser plano siga la curvatura de la campana de borde aserruchado. Por último, las alturas del tubo de rebose sobre el fondo del plato son entre 6 y 7 pulgadas, valor este que es completamente contrario a la altura de burbujeo en la torre de absorción de amoníaco en los que se emplea una altura de 18 a 20 pulgadas.

En el capítulo de balance de calor se han hecho dos cálculos, el primero para estimar el agua de enfriamiento en el tope del condensador parcial y el segundo para determinar la cantidad de vapor requerido para la destilación.

Como se sabe el condensador está compuesto por secciones de tubos de enfriamiento con tubos de 2" IPS., las secciones superiores son las que usan agua de enfriamiento y las inferiores sirven de precalentamiento al licor madre antes de entrar al tope del calentador. Todo esto a fin de reducir al mínimo el contenido de humedad en el vapor de amoníaco que va a la torre de amoniatación, es por esto que estas secciones del condensador y la parte alta del calentador pueden llamarse rectificador o desflemador. Existe sin embargo una modificación en algunos equipos

en que tales enfriadores y condensadores se sitúan separadamente y debajo del tope de la columna, lo que obliga a usar un bombeo del condensador. Tal arreglo no es natural y si está bien situar separadamente tales condensadores no se justifica que el condensador no caiga por gravedad.

El cálculo del área de enfriamiento de tales condensadores no se ha hecho debido a la falta de exactitud del coeficiente de incrustación que es en este caso un valor apreciable dentro del coeficiente de transmisión de calor; sin embargo, si se asume cierta caída de temperatura para el agua de enfriamiento, se puede evaluar la cantidad que de esta se requiera.

En lo que respecta a la capacidad de los destiladores es muy variable, sin embargo en forma similar a las torres de absorción con un pequeño aumento del diámetro se logra duplicar su capacidad. Así un diámetro de 8 pies corresponde a una capacidad de planta de 200-250 toneladas por día de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , mientras que una de 6' corresponde a una de 100-120 toneladas por día. Así mismo, desde que la altura entre platos es función del diámetro, en una torre de menor capacidad se tiene una menor altura total.

Las secciones de la columna de cal o "lime still" pueden ser de reboso interno o externo y están constituídas por platos con hongos de borde aserruchado, estos tienen un diámetro que oscila entre el 55 y el 70% del diámetro interior de las secciones.

La distancia entre plato y plato es de 2' 3" y el último plato está a 3' 4" del fondo y la entrada de vapor a 7" del fondo.

Generalmente el distiller tiene de 10 a 12 secciones. En el tope de este se halla la alimentación del licor del "prelimer".

El "prelimer" (precalcificador) es un tanque provisto de un agitador

que mantiene en suspensión la lechada de cal y al cual se le pasa el licor del "heater".

La alimentación del "heater" se hace con el licor madre que ha sido previamente calentado en la división inferior del condensador. La temperatura al entrar al "heater" es de 45° C. y tiene un peso específico de 1.122 con un contenido total de amoníaco de 61.2 gramos por litro. El licor a la salida del "heater" tiene 43.03% grms. por litro de  $\text{NH}_3$  y un peso específico de 1.093. El licor del "prelimer" tiene un peso específico de 1.120 y 29.89 grms. por litro de amoníaco.

El "heater" está compuesto por secciones del mismo diámetro que el "distiller" y puede tener variadas formas, una de ellas es similar al "distiller" o sea con platos con hongos (campanas de burbujeo); otra forma son rellenos de coke o espirales de gres. En lugar de campanas de burbujeo se usan discos y placas de división con aberturas aserruchadas en el centro o si no cada plato con varias campanas de burbujeo y ya no con una como en el "distiller".

El "heater" tiene más o menos de 9 a 13 secciones y encima de este se halla el condensador parcial que tiene dos juegos de intercambiadores, el superior que enfría con agua y el inferior que sirve de precalentador del licor madre. El condensador en operación normal puede bajar la temperatura de los gases de 82° C. a 56° C. permitiendo así condensar la mayor parte del vapor de agua.

El vapor que utiliza el "distiller" es saturado y con una presión de 10 psig. (115° C.), y su entrada es diametralmente opuesta al blow-off del licor de cloruro de calcio. En realidad el licor que sale del heater no tiene  $\text{CO}_2$  disuelto y al mezclarse con la lechada de cal en el preli-mer no debe precipitar  $\text{CaCO}_3$ .

Los tubos. el condensador están sujetos a una corrosión especial por

lo cual deben ser de fierro fundido y no de acero, su diámetro es de 2" y deben producir una superficie de enfriamiento de 60 pies cuadrados por tonelada de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  diaria. El amoníaco que sale por el tope del condensador está a  $56^\circ \text{C}$ . y suele contener 16.5 gramos de vapor por 100 de  $\text{NH}_3$  que produce una dilución de la salmuera al amoniarse.

El licor que se bota sale por el run-off y está compuesto principalmente de cloruro de calcio y cloruro de sodio.

El licor madre contiene 46.7 gramos por litro de  $\text{NH}_3$  en forma fija y 21.2 gramos por litro en forma libre o sea un 70% en forma de cloruro de amonio y algo de sulfato de amonio y un 30% en forma de  $\text{NH}_3$ , carbonato, bicarbonato y sulfuro de amonio.

C A P I T U L O VI

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DEL PROCESO SOLVAY

Cálcul los consumos prácticos de las materias primas utiliza-  
das en el proceso Solvay.

Consideraciones:

a).- Base de los cálculos = 1,000 kilogramos de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,

cuya composición sea:

|                                | %     |
|--------------------------------|-------|
| $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ..... | 99.17 |
| $\text{NaHCO}_3$ .....         | 0.00  |
| $\text{NaCl}$ .....            | 0.71  |
| Agua .....                     | 0.00  |

**CALCINADOR DEL BICARBONATO CRUDO.**

En éste se lleva a cabo la siguiente reacción:



Esta reacción no es de equilibrio iónico desde que no se efectúa en  
solución acuosa, y sólo se puede considerar como equilibrio heteroge-  
neo de fases sólidas y gaseosas. El sistema bivariante formado tiene  
tres componentes, ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ). Este equilibrio no solo depen-  
de de la temperatura sino también de la composición de la fases gaseo-  
sas o sea de la concentración molal de  $\text{CO}_2$  y vapor de agua.

Mol de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ..... 106 gramos

Mol de  $\text{NaHCO}_3$  ..... 84 " "

La cantidad de bicarbonato que será necesaria calcinar será de:

$$1,000 \times 84 \times 2 \times 0.992 = 1,570 \text{ kilos de } \text{NaHCO}_3 .$$



Este bicarbonato se halla en el cake del filtro.

FILTRO.

Como en el cake del filtro ya hay un 6.94 % de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  se debe hacer una corrección al anterior cálculo, para así tener un valor exacto del peso del cake de bicarbonato crudo que se necesita calcinar.

Suponiendo calcinar 100 kilos de cake del filtro, los cuales sólo contienen 75.60 kilos de  $\text{NaHCO}_3$  y 6.94 kilos de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  esto nos producirá:

$$6.94 + 75.60 \times \frac{106}{2} \times 0.992 \times \frac{1}{84} = 54.24 \text{ kilos de } \text{Na}_2\text{CO}_3$$

luego para obtener los

1,000 kilos, necesitaremos calcinar =  $1,000 : 0.5424 = 1,845$  kilos de cake.

Para obtener estos 1,845 kilos de cake hace falta filtrar una cantidad X de pulpa o magma que se puede descomponer en sólidos solubles, sólidos insolubles y agua. Los sólidos solubles pasan al licor madre así como también algo de bicarbonato de sodio que es considerado casi insoluble en las condiciones dadas. El mejor dato para obtener la cantidad de sólidos en suspensión es basarse en que el magma que sale de la torre de carbonatación contiene de 20.5 a 21.0 % de sólidos.

Asumiendo una eficiencia del filtrado calculada a base de que el licor madre de peso específico  $\hat{=} 1.126$  tenga en solución 6.93 gramos de  $\text{NaHCO}_3$  por litro, tendremos una pérdida de:

$$0.795 \times 0.890 \times 6.93 = 4.90 \text{ gramos de } \text{NaHCO}_3 \text{ por kilo de magma.}$$

Ahora bien para obtener 1,845 kilos de cake necesitaremos filtrar cierta cantidad de magma para lo cual haremos un cálculo sobre cake seco. El porcentaje de agua en el cake es de 13.65 kilos de agua en 100 de cake o sea que por cada 86.35 kilos de cake seco hay 13.65

kilos de agua. Como en 1,845 kilos de cake hay =  $0.1365 \times 1,845$   
= 252 kilos de agua que corresponden a 1,593 kilos de cake seco  
para lo cual hay que filtrar  $\frac{1}{5} = 1,593 : 0.205 = 7,780$  kilos de magma.

TORRE DE CARBONATACION.

En los 7,780 kilos de magma hay:

En los sólidos suspendidos:

$$\text{NaHCO}_3 \dots\dots 0.205 \times 0.756 \times 7,780 = 1,205 \text{ kilos Na.}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \dots\dots 0.205 \times 0.069 \times 7,780 = 110 \text{ " " "}$$

En el licor madre:

$$\text{NaCl} \dots\dots\dots 1.12 \times 0.795 \times 76.5 \times 7,780 = 530 \text{ " " "}$$

$$\text{NaHCO}_3 \dots\dots\dots 1.12 \times 4.90 \times 7,780 : 1.00 = 43 \text{ " " "}$$

Se ha multiplicado por 1.12 ya que durante el filtrado del cake el  
aumento del licor madre por el agua de lavado es de 12 %.

Haciendo la suma tenemos:

$$1,205 + 43 = 1,248 \text{ kilos de NaHCO}_3 \text{ en los cuales}$$
$$\text{hay } (23:84) \times 1,248 = 342 \text{ kilos de Sodio.}$$

530 kilos de NaCl que corresponden a  $(23:58) \times 530 =$   
210 kilos de sodio y por último 110 kilos de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  que contienen,  
 $46:106 \times 110 = 48$  kilos de sodio. En total se tiene:

$342 + 210 + 48 = 600$  kilos de sodio que corresponden a  
 $(58:23) \times 600 = 1,510$  kilos de cloruro de sodio. Tal valor es el con-  
sumo práctico de sal común. Desde que su pureza es de 98% este valor  
crece hasta  $1,510 : 0.98 = 1,540$  kilos de sal.

TORRE DE AMONIATACION.

La salmuera amoniataada contiene 260 gramos por litro de NaCl  
y 82 gramos por litro de amoniaco. Según esto el volumen de la salmue-  
ra amoniataada es de  $1,540 : 0.260 = 5,930$  litros y el amoniaco absor-  
será:  $0.080 \times 5,930 = 486$  kilos.

PREPARACION DE LA SALMUERA.

Asumiendo a la salmuera una concentración de 300 gramos por litro, el volumen de salmuera necesario preparar será de:

$1,540 : 0.300 = 5,150$  litros de solución. Si esta tiene un peso específico de 1.20; su peso total será de 6,180 kilos y por lo tanto el agua añadida será:  $6,180 - 1,540 = 4,640$  litros de agua.

CONSIDERACIONES.

Durante la calcinación del bicarbonato se liberan:

$(44:106) \times 1,000 \times 0.992 = 412$  kilos de  $\text{CO}_2$ . Evaluando las pérdidas totales de este gas en 17% el  $\text{CO}_2$  necesario al proceso será  $(44:84) \times 1,570 \times 1.17 = 963$  kilos de  $\text{CO}_2$ , luego el  $\text{CO}_2$  que deberá provenir de los gases del horno de cal será:  $963 - 412 = 451$  kilos.

Como se verá más adelante la calcinación de 100 kilos de caliza producen 57.7 kilos de  $\text{CO}_2$ , luego la cantidad de cálcareo necesaria calcinar será de  $451 : 0.577 = 780$  kilos de caliza.

De acuerdo a las necesidades de cal, se necesitan 2,500 litros de una lechada de cal que contiene 250 gramos por litro de  $\text{CaO}$  o sea se necesitan 625 kilos de  $\text{CaO}$  puro. Asumiendo que la cal que sale del horno contiene 10 % de no calcinado e impurezas, se necesitan tener  $625 \times 1.1 = 687$  kilos de cal que según balance posterior requieren que se calcine;  $687 : 0.5664 = 1,230$  kilos de Caliza. Como se puede apreciar con esto queda ampliamente satisfechas las necesidades de  $\text{CO}_2$ .

En realidad la salmuera amoniata consume más amoníaco del que se necesita absorber debido a la formación de los lodos de Calcio, magnesio y amonio, es por eso que en la práctica se usa un 12 % de exceso de amoníaco sobre el equivalente de sal o sea que el consumo real de amoníaco es de:  $(17:58.5) \times 260 \times 1.12 \times 5,930 = 500$  kilos de  $\text{NH}_3$

CALCULO ESTEQUIOMETRICO DEL HORNO DE CALIZA OPERANDO CON  
PETROLEO COMO COMBUSTIBLE.

La materia prima presenta la siguiente composición: (por peso)

Caliza de Chimbote.

|                                                                                          |        |
|------------------------------------------------------------------------------------------|--------|
| Carbonato de Calcio.....                                                                 | 96.52  |
| Carbonato de Magnesio .....                                                              | 1.78   |
| Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> + SiO <sub>2</sub> + Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ..... | 1.686  |
| Fósforo .....                                                                            | 0.0111 |

Petroleo Esso Industrial.

|                           |                      |
|---------------------------|----------------------|
| Carbono .....             | 83.50                |
| Hidrógeno .....           | 10.10                |
| Oxígeno .....             | 3.20                 |
| Azufre .....              | 0.50                 |
| Cenizas .....             | 0.70                 |
| Humedad y sedimentos..... | 2.00                 |
| Poder Calorífico .....    | 10,000 cal./gramo.   |
| Peso específico .....     | 0.873 ( 30 ° A.P.I.) |

Base de los cálculos = 100.00 kilos de caliza

Cantidad necesaria de petroleo para calcinar los 100 kilos de caliza = X.

Calor teórico de descomposición de una mol de CaCO<sub>3</sub>.

Según la formula de Van't Hoof ya integrada se tiene que:

$$\log \frac{p_1}{p_2} = - \frac{H (\text{delta})}{2.303 \times R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

En las tablas que dan las presiones de CO<sub>2</sub> en equilibrio con el CaCO<sub>3</sub>, se buscan valores consecutivos para poder así considerar dentro de una gran exactitud el valor de delta de H constante, teniendo en cuenta,

un rango corto de temperaturas.

Presión de vapor de  $\text{CO}_2$  en equilibrio con  $\text{CaCO}_3$ .

$$\text{A } 891 \text{ }^\circ\text{C.} \quad = \quad 684 \text{ mm. de Hg.}$$

$$894 \text{ }^\circ\text{C.} \quad = \quad 716 \text{ mm. de Hg.}$$

Reemplazando en nuestra ocasión tenemos:

$$\frac{0.0198 \times 2.303 \times 1.99 \times 1164 \times 1167}{1167 - 1164}$$

$$H = 41,000 \text{ Cal. por mol de } \text{CaCO}_3.$$

El calor de descomposición del  $\text{MgCO}_3$  según T.P. Hou es de : 28,900 calorías por mol. De estos dos valores tenemos que el calor necesario para descomponer el  $\text{CaCO}_3$  y el  $\text{MgCO}_3$  de la caliza empleada es de:

$$96.52 \times \frac{41,000}{100} + 1.78 \times \frac{28,900}{84.32} = 40,210 \text{ calorías.}$$

El calor necesario para formar  $\text{P}_2\text{O}_5$  por la oxidación del contenido de fósforo de la caliza, se halla según el valor dado por Perry y que es de 360.03 cal. por mol de fósforo. O sea:

$$\frac{0.0111 \times 142.06 \times 360.03}{63.06 \times 142} = 0.0632 \text{ Cal.}$$

Cantidad de cal que se produce:

$$\text{Oxido de calcio} = 0.9652 \times 56 = 54.00 \text{ kilos}$$

$$\text{Oxido de magnesio} = 0.0178 \times 40.32 : 0.8432 = 0.85 \text{ kilos.}$$

$$\text{Parte arcillosa de la caliza: } 100 - (96.52 + 1.78) = 1.72 \text{ kilos.}$$

$$\text{Cenizas del petroleo} = 0.007 \text{ X kilos.}$$

$$\text{Cantidad de } \text{P}_2\text{O}_5 : 0.0111 \times (142.06 : 63.06) = 0.025 \text{ kilos.}$$

$$\begin{aligned} \text{Peso total de la cal} &= 54 + 0.85 + 1.72 + 0.025 + 0.007 \text{ X} \\ &- \underline{56.595} + 0.007 \text{ X kilos} \end{aligned}$$

**Energía** que se pierde al descargar esta cal: Asumiendo la temperatura de salida de la cal = 50 ° C.; valor normal si es que el horno trabaja bien y ha sido bien diseñado y construido.

Temperatura del aire y de la caliza 15 ° C.

Calor específico de la cal = 0.19

$$\begin{aligned} \text{Calor perdido} &= (56.595 + 0.007 X) \times 0.19 \times (50 - 15) - \\ &= 363 + 0.04501 X \text{ Calorías.} \end{aligned}$$

Haciendo un balance de materia y energía de los gases que salen del horno tenemos:

CO<sub>2</sub> proveniente del CaCO<sub>3</sub> de la caliza = 0.9652 x 44 = 42.4 kilos

CO<sub>2</sub> proveniente del MgCO<sub>3</sub> de la caliza =  $\frac{1.78}{84.32} \times 44 = 0.93$  kilos.

La cantidad de libras de aire requeridas para quemar una libra de petróleo está dada por la fórmula:

$$= 34.56 + \left[ \frac{C}{3} + H - \frac{O}{8} + \frac{S}{8} \right]$$

siendo C, H, O y S, las fracciones por peso de carbono, hidrógeno, oxígeno y azufre. Sustituyendo valores tenemos:

$$= 34.56 ( 0.2782 + 0.101 - 0.004 + 0.0006 ) = 13.5 \text{ libras de}$$

aire por libra de petróleo. Usando un exceso recomendable de 41.5 % de aire necesitaremos: 13.5 x 1.415 = 19.2 kilos de aire por kilo de petróleo o sea que el aire suministrado será:

$$19.2 X \text{ kilos de aire.}$$

Nitrógeno en los gases = 0.768 x 19.2 x X kilos

CO<sub>2</sub> en los gases = 42.4 + 0.93 + (44:12) x 0.835 x X = 43.33 + 3.06X kilos.

Vapor de agua en los gases = 0.02 X + 0.101 x 8 x X = 0.828 X kilos.

Oxígeno en los gases = 0.415 x 13.5 x 0.231 = 1.295 X kilos.

Despreciando el contenido de SO<sub>2</sub> y suponiendo conversión total a CO<sub>2</sub>,

$$\begin{aligned} \text{los gases que salen son : } &14.72 X + 43.33 + 3.06X + 0.828 X + 1.295 X \\ &= 43.33 + 19.90 X \text{ kilos. de gases.} \end{aligned}$$

Asumiendo un calor específico de los gases que salen = 0.23 tenemos

que el calor que se pierde en los gases que salen asumiendo lo hagan a 80 ° C. será de:

$$0.23 \times (43.33 + 19.90 X) \times (80 - 15) = 645 + 297 X \text{ Calorías.}$$

Asumiendo que las pérdidas por radiación y conducción = 10 %

El calor requerido total será:

$$40,210 + 0.0632 + 363 + 0.04501 X + 645 + 297 X \quad 1.10$$

$$41,218 + 297 X - 45,400 + 326.5 X \text{ Calorías.}$$

Desde que el poder calorífico del petróleo es de 10,000 Calorías por kilo, el valor de X se despeja de la ecuación:

$$\begin{aligned} 10,000 X - 45,400 + 326.5 X & \text{ de donde:} \\ X \frac{45,400}{9,673.5} & = 4.7 \text{ kilos de petróleo por} \\ & 100 \text{ kilos de caliza.} \end{aligned}$$

Como el calor necesario para descomponer el  $\text{CaCO}_3$  y el  $\text{MgCO}_3$  de la caliza es de tan sólo 40,210 calorías y hemos suministrado 47,000 calorías. La eficiencia térmica del horno será:

$$\frac{40,210}{47,000} = 0.855 \text{ o sea de } 85.5 \%$$

Peso de la cal obtenida = 56.64 kilos

Peso de los gases que salen =  $43.33 + 19.90 \times 4.7 = 136.8$  kilos

Peso del  $\text{CO}_2$  en los gases =  $43.33 + 3.06 \times 4.7 = 57.7$  kilos

Luego el porcentaje de  $\text{CO}_2$  en los gases será de:

$$\frac{57.7}{136.8} = 42.4 \%$$

Desde que en la práctica es imposible tener total conversión a  $\text{CO}_2$  a pesar del exceso de aire y debido al menor contenido de carbono del combustible, el valor del contenido de  $\text{CO}_2$  en los gases llega sólo hasta el 40 %.

CALCULO ESTEQUIOMETRICO DEL CALCINADOR DE BICARBONATO  
OPERANDO CON PETROLEO COMO COMBUSTIBLE.

Análisis del Bicarbonato crudo del filtro. %

|                                                          |       |
|----------------------------------------------------------|-------|
| Residuo de calcinación a 200 ° C. ....                   | 53.00 |
| Humedad libre .....                                      | 14.00 |
| NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub> en el bicarbonato ..... | 3.50  |

Base de los cálculos = 1,000 kilos de bicarbonato crudo del filtro.

Datos asumidos:

|                                                  |                                        |
|--------------------------------------------------|----------------------------------------|
| Temperatura del medio ambiente.....              | 25 ° C.                                |
| Temperatura de salida de los gases de combustión | 380 ° C.                               |
| Temperatura de salida del carbonato de sodio,..  | 180 ° C.                               |
| Temperatura de los gases de calcinación .....    | 200 ° C.                               |
| Poder calorífico del petroleo.....               | 10,000 cal./kg.                        |
| Calor de reacción.....                           | 30.600 Cal./K.mol.                     |
| Calor específico de los gases de combustión .... | 0.24                                   |
| " " " del carbonato de sodio .....               | 0.256                                  |
| " " " del CO <sub>2</sub> .....                  | 0.21                                   |
| " " " del vapor de agua .....                    | 0.47                                   |
| Calor latente de vaporización del agua a 25 ° C. | <del>528</del> <sup>582</sup> Cal./kg. |

Pérdida del calor por radiación = 25 % del calor suministrado.

Cantidad de gases de combustión asumiendo un 80 % de exceso de aire, incluyendo el vapor de agua = 15 kilos por kilo de petroleo.

Calor teórico de descomposición del bicarbonato a vapor de agua y CO<sub>2</sub>  
(0.53 ; 106) x 1,000 x 30.600 = 153,000 calorías

Calor teórico de descomposición del NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> según la reacción:  
NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> + Calor ===== NH<sub>3</sub> (g) + CO<sub>2</sub> (g) + H<sub>2</sub>O (g).



es de 44,200 Cal. / K. mol. Osea de:

$$(0.035 : 79 ) \times 1,000 \times 44,200 = 19,600 \text{ calorías.}$$

Calor necesario para evaporar la humedad libre a 25 ° C.

$$0.14 \times 1,000 \times 582 = 81,500 \text{ Calorías.}$$

Calor que se pierde al sacar en  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  a 180 ° C.

$$0.53 \times 1,000 \times 0.256 \times (180 - 25 ) = 21,000 \text{ Calorías}$$

Calor que se pierde al salir el vapor de agua a 200 ° C.

$$(0.14 + 0.09) \times 1,000 \times 0.47 \times (200 - 25) = 18,900 \text{ Calorías.}$$

Calor que se pierde al salir el  $\text{CO}_2$  a 200 ° C.

$$0.22 \times 1,000 \times 0.21 \times (200 - 25) = 8,100 \text{ Calorías.}$$

Calor total requerido :

$$153,000 + 19,600 + 81,500 + 21,000 + 18,900 + 8,100 = 302,100 \text{ Calorías.}$$

Llamando los kilos de petroleo necesarios para calcinar los 1,000 kilos de bicarbonato crudo o cake tenemos que el calor suministrado por este es de 10,000 X Calorías. La pérdida de calor por radiación será de: 2,500 X y la pérdida de calor en los gases de combustión de:  $15 X \times 0.24 \times (380 - 25) = 1,280 X$  ; luego el calor neto suministrado será de:

$$10,000 X - 2,500 X - 1,280 X = 6,220 X \text{ calorías.}$$

Igualando el calor suministrado al requerido tenemos:

$$6,220 X = 302,100$$

$$X = 48.70 \text{ kilos de petroleo por tonelada}$$

de cake del filtro.

B A L A N C E      D E      C A L O R

I.- Cálculo del calor necesario absorber en la torre de Amoniatación.

Introducción.- Debido a la gran cantidad de calor que generan el  $\text{NH}_3$  y el  $\text{CO}_2$  al disolverse y al calor producido por estos al formar sales tales como el carbonato de amonio, carbamato de amonio y bicarbonato de amonio así como la condensación del vapor que acompaña al amoniaco se hace necesario refrigerar esta torre. Los cálculos se hacen en base a una tonelada de carbonato de sodio.

Datos asumidos.

|                                                           |                      |
|-----------------------------------------------------------|----------------------|
| Calor de solución del $\text{NH}_3$ .....                 | 8,430 Cal./ mol.     |
| " " " " $\text{CO}_2$ .....                               | 5,880 " "            |
| Calor de formación del $\text{CO}_3(\text{NH}_4)_2$ ..... | 16,850 " "           |
| Calor de condensación del vapor a $55^\circ \text{C}.$    | 564 Cal./kilo.       |
| Calor específico de la salmuera .....                     | 0.78                 |
| Peso específico de la salmuera.....                       | 1.175                |
| Temperatura de entrada de la salmuera ....                | $25^\circ \text{C}/$ |

Según nuestros cálculos en el balance de materias, se necesitaban 500 kilos de amoniaco, los que al estar disueltos a una concentración de 82 gramos por litro se obtendría 6,100 litros de salmuera amoniata. Como se tiene que el amoniaco viene acompañado de 40 % de vapor el peso de este será de 200 kilos. La concentración de la salmuera amoniata es de 49.1 gramos por litro de  $\text{CO}_2$ .

1.- Calor de solución del  $\text{NH}_3$  -  $(500 : 17) \times 8,430 = 247,000 \text{ Cal.}$

2.- Calor de solución del  $\text{CO}_2$  =  $(47:44) \times 5,880 \times 6,1 = 38,400 \text{ Cal.}$

*Handwritten note:*  
 $(47:44) \times 5,880 \times 6,1$   
61

3.- Calor de formación del  $(NH_4)_2CO_3 =$

$$(47:44) \times 16,850 \times 6.1 = 110,000 \text{ Calorías.}$$

4.- Calor de condensación del vapor  $200 \times 564 = 113,000 \text{ Cal.}$

El calor total generado será:

$$247,000 + 38,400 + 110,000 + 113,000 = 508,400 \text{ Calorías}$$

El aumento de temperatura será :

$$\frac{508,400}{6,100 \times 1.175} \times 0.78 = 91 \text{ }^\circ \text{C.}$$

Luego la temperatura final será de  $= 25 + 91 = 116 \text{ }^\circ \text{C.}$  y como la

salmuera deberá salir a  $65 \text{ }^\circ \text{C.}$  el calor que habrá que absorber será:

$$6,100 \times 1.175 \times 0.78 \times (116 - 65) = \underline{285,000 \text{ Calorías.}}$$

## II.- Cálculo del calor necesario absorber en la torre de Carbonatación.

Introducción. La etapa de carbonatación se lleva a cabo en dos etapas de carbonatación de características similares. Cada 24 horas se invierte el sentido del flujo de la salmuera amoniataada, debido a que en la segunda torre en que el contenido de  $CO_2$  sube hasta 80 gr. por litro el bicarbonato cristaliza sobre los tubos de enfriamiento, bajando el rendimiento de estos, lo que se remedia alimentando esta torre con salmuera amoniataada fresca. En la primera torre se lleva a cabo la precarbonatación hasta un contenido de 64 gr. por litro de  $CO_2$  y en la segunda a 80, sin embargo desde que el contenido teórico es de 104.4 gr, por litro se puede decir que la eficiencia de la operación es de 76.5 % .

### Datos asumidos.

|                                             |                 |
|---------------------------------------------|-----------------|
| Cantidad de salmuera amoniataada.....       | 6,100 litros.   |
| Contenido de $CO_2$ a la entrada.....       | 49.1 gr./lt.    |
| "    "    "    "    " salida .....          | 64.0 "    "     |
| Calor de formación del $(NH_4)_2CO_3$ ..... | 16,850 ca./mol. |

|                                                |                 |
|------------------------------------------------|-----------------|
| Calor de solución del CO <sub>2</sub> .....    | 5,880 cal./mol. |
| Peso específico de la salmuera amoniataada.... | 1.175           |
| Peso específico de la salmuera a la salida...  | 1.220           |
| Temperatura de entrada.....                    | 30 ° C.         |
| Temperatura de salida.....                     | 43 ° C.         |

Calor generado por la solución del CO<sub>2</sub> y por la formación del (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> :

$$\frac{64 - 49.1}{44} \times \frac{16,850 + 5,880}{1,000} \times 6,100 = 46,900 \text{ Calorías}$$

La elevación de la temperatura será:

$$\frac{46,900}{\frac{1.22 + 1.175}{2}} \times 0.78 \times 6,100 = 8.25 \text{ ° C.}$$

O sea que la torre no necesita agua de enfriamiento durante la pre-carbonatación.

En la torre donde precipita el bicarbonato se tiene:

|                                                               |                 |
|---------------------------------------------------------------|-----------------|
| Cantidad de licor = 6,100 x (1.22 : 1.175) =                  | 6,340 litros.   |
| Concentración del ClNa .....                                  | 260 gr. /lt.    |
| Calor de formación del NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub> ..... | 8,400 cal./mol. |
| Calor de cristalización del NaHCO <sub>3</sub> .....          | 4,900 " "       |
| Concentración final del CO <sub>2</sub> .....                 | 80 gr. /lt.     |

1.- Calor de solución y neutralización del CO<sub>2</sub>.

$$\frac{(80 - 64)}{44} \frac{(16,850 + 5,880)}{1,000} \times 6,340 = 52,400 \text{ Calorías.}$$

2.- Calor de formación del (NH<sub>4</sub>)HCO<sub>3</sub> :

$$(82 : 34) \times 8,400 \times 6,340 = 128,000 \text{ Calorías}$$

3.- Calor de cristalización del NaHCO<sub>3</sub> :

$$\frac{260 \times 0.75}{58.5} \times 4,900 \times 6,340 = 103,500 \text{ Calorías.}$$

Calor total generado :

$$52,400 + 128,000 + 103,500 = 283,900 \text{ Calorías.}$$

La elevación de temperatura sería:

$$\frac{(1.22 + 1.127)}{2} \times 0.78 \times 6,340 - 49^\circ \text{ C.}$$

Como la temperatura de entrada es  $38.25^\circ \text{ C.}$ , la temperatura de salida sería de  $87.25^\circ \text{ C.}$  y como debe salir a  $22^\circ \text{ C.}$  el calor necesario absorber será de:

$$6,340 \times 1.17 \times 0.78 \times (87.25 - 22) = \underline{374,000 \text{ Calorías}}$$

III.- Calor necesario absorber en la torre de destilación.

Datos asumidos.

|                                                                      |                         |
|----------------------------------------------------------------------|-------------------------|
| Temperatura en el tope de la torre.....                              | 82° C.                  |
| Temperatura de salida de vapores del condensador....                 | 56° C.                  |
| Presión total a la salida del condensador ...                        | 754 mm. de Hg. abs.     |
| Presión parcial del vapor a 82 °C. ....                              | 385 " " " "             |
| Presión parcial del NH <sub>3</sub> + CO <sub>2</sub> a 82 ° C.....  | 369 " " " "             |
| Presión parcial del vapor a 56 ° C. ....                             | 123 " " " "             |
| Presión parcial del NH <sub>3</sub> + CO <sub>2</sub> a 56 ° C. .... | 631 " " " "             |
| Condensado del reflujo.....                                          | 16 % de NH <sub>3</sub> |
| Amoníaco en la salmuera amoniataada.....                             | 80.7 gr. / lt.          |
| CO <sub>2</sub> en la salmuera amoniataada.....                      | 44.2 " "                |

La presión parcial del NH<sub>3</sub> a 82° C. será :

$$\frac{(80.7 : 17)}{(80.7 : 17) + (44.2 : 44)} \times 369 = \frac{4.75}{5.75} \times 369 = 305 \text{ mm. de Hg.}$$

La presión parcial del NH<sub>3</sub> a 56 ° C. ( Asumiendo que la proporción del CO<sub>2</sub> sea igual a la del NH<sub>3</sub> en el condensado)

$$\frac{4.75}{5.75} \times 631 = 521 \text{ mm. de Hg. abs.}$$

Osea que la relación del amoniaco al vapor de agua en el vapor que sa le del tope del destilador a 82 ° C. será igual a la relación de la densidad del NH<sub>3</sub> a 305 mm. a la del vapor a 385 mm.. Similarmente la relación del NH<sub>3</sub> al vapor de agua a 56° C. será igual a la relación de la densidad del NH<sub>3</sub> a 521 mm. a la del vapor a 123 mm.

|                                        |       |         |                         |
|----------------------------------------|-------|---------|-------------------------|
| Densidad del NH <sub>3</sub> a 305 mm. | ..... | 0.0235  | lbs. / pié <sup>3</sup> |
| " " " " " 521                          | ..... | 0.0387  | " "                     |
| " " " vapor de agua a 385 mm.          |       | 0.0198  | " "                     |
| " " " " " " 123 "                      |       | 0.00683 | " "                     |

Como la composición del condensado tiene 16 % de NH<sub>3</sub> y 84 % de H<sub>2</sub>O despreciando el CO<sub>2</sub> disuelto y como necesitamos vaporizar:

$6,100 \times 80.7 = 492$  kilos de NH<sub>3</sub> los kilos de amoniaco húmedo que salen del destilador són:

$$492 \times \frac{6.67}{5.67} = 578 \text{ kilos de NH}_3 + \text{vapor de agua.}$$

Siendo 5.67 la relación de densidades a 56 ° C.

Siendo W el peso del condensado en el condensador a 56 °C. tenemos:

$$0.16 W + 492 = (W + 578) \times \frac{1.186}{2.186}$$

Siendo 1.186 la relación de densidades a 82 °C. Despejando el valor de W, dae igual a: 466 kilos de condensado. O sea

$$0.16 \times 466 = 70 \text{ kilos de amoniaco.}$$

$$0.84 \times 466 = 396 \text{ kilos de agua.}$$

La cantidad de calor extraido por el condensador será:

1.- Calor de condensación del vapor a 56° C. Siendo el calor latente a esta temperatura de 565 cal./ gramo.

$$565 \times 396 = 224,000 \text{ Calorías.}$$

2.- Calor de solución del NH<sub>3</sub> en el condensado:

$$= 8,430 \times (70 : 17) = 34,700 \text{ Calorías.}$$

3.- Calor sensible de enfriamiento del vapor de 82 a 56 ° C.

$$- 396 \times 0.435 \times (82 - 56) \quad 4,480 \text{ Calorías}$$

4.- Calor sensible para enfriar el NH<sub>3</sub> de 82 a 56 ° C.

$$= (70 + 492) \times 0.52 \times (82 - 26) \quad 7,600 \text{ Calorías.}$$

Asumiendo que la proporción de CO<sub>2</sub> en el condensado y que el NH<sub>3</sub> haya sido 20 % bicarbonatado, tenemos:

5.- Calor de enfriamiento del CO<sub>2</sub> de 82 a 56 ° C.

$$\frac{(70 + 492)}{17} \times 0.20 \times 44 \times 0.20 \times (82 - 26) = 1,510 \text{ Calorías.}$$

6.- Calor de solución del CO<sub>2</sub>

$$= (70 : 80.7) \times (44.2 : 44) \times 5,880 = 5,120 \text{ Calorías.}$$

7.- Calor de formación del (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>:

$$= (70 : 80.7) \times (44.2 : 44) \times 16,850 - 14,650 \text{ Calorías}$$

Calor necesario extraer en el condensador:

$$224,000 + 34,700 + 4,480 + 7,600 + 1,510 + 5,120 + 14,650 = \\ = 292,000 \text{ Calorías.}$$

De este valor parte es extraído por el licor amoniacal que se precalienta hasta 45 ° C. Este valor es:

$$= 7,000 \times 1.00 \times (45 - 30) = 105,000 \text{ Calorías o sea que el}$$

agua de enfriamiento deberá absorber:

$$292,000 - 105,000 \quad \underline{187,000 \text{ calorías.}}$$

IV.- Cálculo del consumo de vapor en la torre de destilación.

Datos asumidos.

|                                                             |       |         |
|-------------------------------------------------------------|-------|---------|
| Volumen del licor alimentado.....                           | 7,000 | litros. |
| " " de la lechada de cal .....                              | 2,500 | "       |
| Amoniacal libre como NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub> ..... | 150   | kilos.  |
| Amoniacal fijo como NH <sub>4</sub> Cl .....                | 350   | kilos.  |

|                                             |                 |
|---------------------------------------------|-----------------|
| CO <sub>2</sub> disuelto en el licor.....   | 39 gr. /lt.     |
| Calor de neutralización.....                | 647 cal./gr.    |
| Calor de solución del NH <sub>3</sub> ..... | 8,430 cal./mol. |
| Entalpía del vapor saturado a 10 psig.....  | 529 cal./gramo. |
| Calor de solución del CO <sub>2</sub> ..... | 5,880 cal./mol. |
| Temperatura del licor alimentado.....       | 45 ° C.         |
| Temperatura de la lechada de cal.....       | 55 ° C.         |

1.- Calor que se necesita para calentar el licor a 115 ° C. asumiendo el calor específico del licor y la lechada de cal igual a 1.

$$\begin{aligned} 7,000 \times 1.126 \times (115 - 45) &= 551,000 \text{ Calorías} \\ 2,500 \times 1.20 \times (115 - 45) &= 180,000 \text{ " "} \end{aligned}$$

2.- Calor de descomposición del NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> a NH<sub>3</sub> :

$$150 \times 647 = 97,050 \text{ Calorías}$$

3.- Calor necesario para evaporar el NH<sub>3</sub> de su solución:

$$150 \times (8,430 : 17) = 74,400 \text{ Calorías.}$$

4.- Calor necesario para desalojar el CO<sub>2</sub> disuelto.

$$39 \times 7,000 \times (5,880 : 44) = 36,500 \text{ Calorías}$$

5.- Calor necesario para evaporar el NH<sub>3</sub> después de liberado, asumiendo un calor de reacción entre el NH<sub>4</sub>Cl y el Ca(OH)<sub>2</sub> despreciable.

$$350 \times (8,430 : 17) = 173,560 \text{ Calorías}$$

Calor total requerido:

$$551,000 + 180,000 + 97,050 + 74,400 + 36,500 + 173,560 =$$

$$= 1,111,500 \text{ Calorías. Suponiendo que las pérdidas por radiación son del 10 \%.$$

El calor necesario suministrar será:

$$1.10 \times 1,111,500 = 1,222,650 \text{ Calorías. O sea}$$

que el consumo de vapor de escape de 10 psig. será de:

$$1,222,650 : 529 = 2,310 \text{ kilos de vapor.}$$



V.- Cálculo del calor necesario absorber en el enfriador rotativo del carbonato de sodio recién calcinado.

Datos asumidos.

Cantidad de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  por enfriarse..... 1,000 kilos  
Calor específico del  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ..... 0.256  
Temperatura de salida del calcinador..... 180 ° C.  
Temperatura ambiente..... 25 ° C.

El calor necesario absorber será de:

$$1,000 \times 0.256 \times (180 - 25) = 39,700 \text{ Calorías.}$$

-----

RESUMEN DE LOS CALORES POR ABSORBER Y CANTIDAD DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Torre de Absorción de amoniaco..... 285,000 Calorías  
Torre de Carbonatación ..... 374,000 " "  
Torre de destilación. (Condensador)..... 187,000 " "  
Enfriador rotativo del  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ..... 39,700 " "

Como medida de seguridad consideramos que el agua de enfriamiento de que disponemos tiene 22° C. y que va a calentarse sólo hasta 40 °C.

Desde que el calor total por absorber es  $\frac{1}{2}$ =885,700 Calorías

La cantidad de agua de enfriamiento será:

$$\frac{885,700}{1.00 \times (40 - 22)}$$

49,300 litros por tonelada de carbonato de sodio producido y des-

de que se producen 100 toneladas en 24 horas o sea 4.167 toneladas por hora el consumo de agua de enfriamiento va a ser de:

$$49.3 \times 4.167 = 206 \text{ metros cúbicos por hora.}$$

C O N S U M O      D E      F U E R Z A      M C T R I Z

El apreciable consumo de fuerza motriz, debido a la capacidad de la planta, hace como primera condición que deba ser producida en la misma usando una turbina de vapor. El tipo de ésta, el ciclo que se haga considerando los calderos, la turbina, el calor dado y la fuerza motriz producida, son condiciones básicas para escoger la clase de vapor que se deba producir en los calderos.

El balance de fuerza motriz, tiende más que nada dar un primer paso hacia la correcta distribución de la maquinaria y equipo, que necesita tanto vapor como corriente eléctrica. Si estuviéramos en el caso de una fábrica que sólo produjera  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  se deberían usar dos turbinas una de las cuales sería a condensación, sin embargo desde que el nuestro considera tanto la fabricación de carbonato cuanto de la soda cáustica, basta el uso de una turbina a contrapresión con sangría de un vapor a 125 psig. La contrapresión será variable entre 10 y 12 psig.

Según las demandas de energía eléctrica, se tratará de determinar la presión de trabajo de los calderos, ya que un mayor volumen de vapor involucraría un mayor consumo de agua blanda que en el caso de una planta Sólway el make-up del caldero es 100 %.

Como se aprecia existe una relación bien precisa ente las necesidades de energía eléctrica y la clase del vapor producido por el caldero. En los cálculos que siguen se notaran falta de precisión en las potencias de los motores de los agitadores, ya que son valores completamente prácticos.

En el cálculo de la potencia de los compresores de  $\text{CO}_2$  se ha hallado la que correspondería si fueran movidos por motor eléctrico, sin embargo desde que en la práctica se usan compresores accionados por va-

por, hay que calcular el consumo de vapor o sea que involucra no energía eléctrica sino volumen de vapor que luego al escapar servirá para la destilación del amoníaco.

Esta es la única excepción, ya que si bien las bombas de vacío y otras maquinas reciprocantes que pueda haber pueden ser movidas por vapor en nuestro caso hemos preferido que lo sean por motores eléctricos.

La selección del equipo sobre todo el de manejo de materiales en los cuales la potencia es muy pequeña, ha sido hecha con un criterio muy teórico ya que las distancias de transporte no pueden ser evaluadas sino una vez instalados y distribuidos los diferentes aparatos que ellos conectan.

Respecto al grado o factor de seguridad tomado en nuestros cálculos se podrá notar que este depende de la naturaleza e importancia del rol que desempeña. Así ciertas bombas centrifugas cuya elasticidad de flujo esté controlado por válvulas de diafragma controladas por orificios es necesario poco exceso de potencia, ya que siempre va a tener una demanda constante de corriente.

Existen muchos aparatos en los cuales no se han hecho cálculos ya que según catálogos o tablas dadas por su fabricantes estos especifican los motores que los accionan. Se ha procurado usar aparatos de proceso continuo conectados a tanques de almacenaje para así reducir el consumo de potencia y uniformizar más la demanda durante todas las horas del día. Sin embargo ciertas operaciones que se llevan a cabo intermitentemente pueden hacer que el factor de carga o sea la relación de demanda promedio a demanda máxima disminuya a valores bajos durante ciertos períodos del día. Lo importante despues de todo es que el voltaje no sufra variación y como la magnitud de potencias es bien uni-

forme, los arranques de cualquier motor no alteraran mayormente a los demás aparatos.

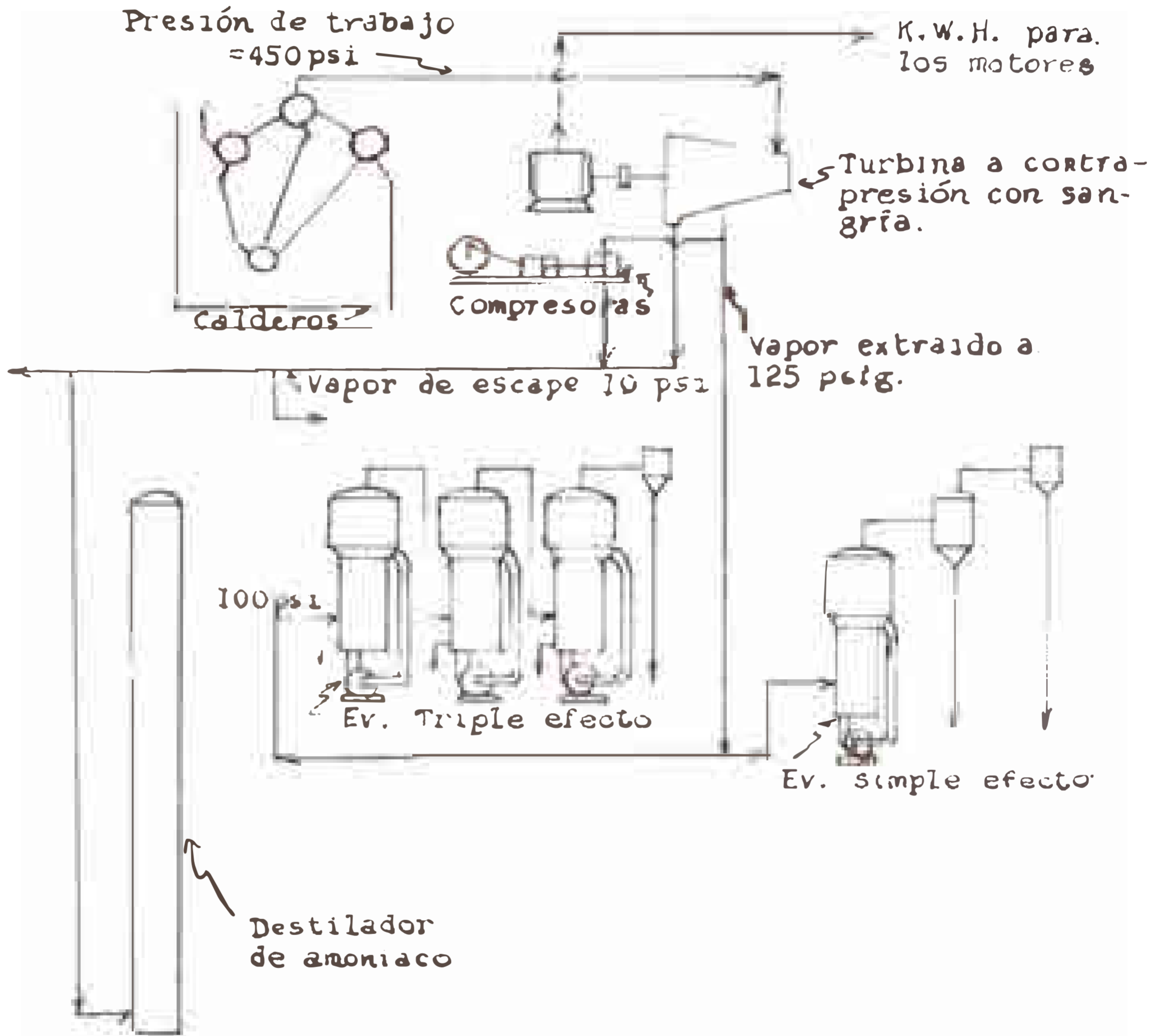
Aunque en la realidad del proceso muchos de los aparatos calculados esten reemplazados por otros de diferentes tipos, la potencia consumida varará muy poco y por lo tanto si al hacer el resumen de los consumos de fuerza motriz aumentamos como seguridad un 50 % de este valor, las necesidades de energía estaran ampliamente satisfechas.

El fin u objeto de hacer estos cálculos es balancear los consumos de vapor de la sangría con el de escape y poder según estos satisfacer el consumo de fuerza motriz, que como ya anteriormente se anotó empleando un vapor de trabajo de los calderos de 450 p.s.i. se produce la energía requerida.

A continuación se adjunta una conexión diagramática del equipo de energía en una planta de carbonato de sodio y soda cáustica en la cual se nota el ciclo del vapor, las necesidades del mismo, y sobre-presión que debería tener el vapor recalentado del caldero según las variantes en los consumos de vapor.

-----

CONEXION DIAGRAMATICA DEL EQUIPO DE ENERGIA EN  
UNA PLANTA DE CARBONATO DE SODIO Y SODA CAUSTICA



Turbo-mezclador continuo de disolución de sal.- Según Perry, uno de estos aparatos con una capacidad de 200 galones es capaz de disolver 100 toneladas de sal al día hasta un valor cercano al de saturación. Luego según nuestra capacidad de la planta que requiere que se disuelvan 154 toneladas de sal, se necesitaran dos de estos aparatos.

El cálculo de su potencia se hace asumiendo un tanque de altura doble del diametro que tenga una capacidad de 200 galones o sea de 2'-9" de diametro y 6'-0" de altura. El diametro del impeller es la mitad del diametro del tanque o sea 1'-5"; asumiendo que gire a 300 RPM, el Reynolds modificado según la teoría de agitación será:

$$Re = \frac{n \times D_i^2 \times \rho}{\mu} = \frac{300 \times (1.42)^2 \times 1.2 \times 62.4}{60 \times 2.0 \times 0.000672}$$

$$Re = 555,000$$

Para este valor según el gráfico de Brown (8) pag. 507 se obtiene un valor de  $\phi = 6.5$ . Luego aplicando la fórmula:

$$HP = \frac{6.5 \times 1.2 \times 62.4 \times 5^3 \times (1.42)^5}{550 \times 32.2} = 20$$

Este valor requiere corregirse según las proporciones del tanque y del impeller usado según los valores ideales de la fórmula empírica usada. Según Brown el factor de corrección es:

$$(2 \times 4) : (3 \times 3.9) \quad 0.83$$

Luego la potencia requerida será de 16.6 usandose en la práctica motores de 20 HP. El consumo de potencia de los dos aparatos será de 40 HP. Conectados a estos mezcladores continuos existiran grandes tanques de concreto rectangulares que almacenaran la salmuera producida.

De estos tanques la salmuera es bombeada a la fábrica, ya que estos aparatos estan instalados en la salina artificial.

Bombeo de la salmuera de la salina a la fábrica. Se tratará de que el suministro de salmuera sea doble del que necesite la fábrica. Desde que la fábrica produce 4.167 toneladas por hora de carbonato, según nuestro balance de materia se necesita  $5,150 \times 4.167 = 21,500$  lts./hr. = 96 G.P.M. o sea que la capacidad de las bombas será de 200 G.P.M.

Desde que se utiliza bombas centrífugas podemos asumir que la velocidad de descarga de estas es 6 pies./seg. o sea utilizar una tubería 4" I.P.S.

$$\text{Re} = \frac{6 \times 4 \times 1.2 \times 62.4}{12 \times 2.0 \times 0.000672} = 112,000$$

Para este valor según el gráfico de Badger & McCabe (9) pag.

37 el valor de  $\phi$  (Re) es:

$$\phi (\text{Re}) = \frac{h_f \times D}{u^2 \times L} \quad 3.5 \times 10^{-4}$$

Asumiendo una longitud equivalente de tubería de 5.5 Kms. (17,000 pies) tenemos que:

$$h_f = (3.5 \times 10^{-4} \times 36 \times 17,000) : 0.33 = 650 \text{ ft.}$$

$$\text{HP} = (200 \times 650 \times 1.2) : (3,960 \times 0.65) = 60.$$

Bombeo del agua de pozo para disolver la sal. - Se utilizarán bombas de inyección de aire para lo cual se necesitará un compresor de aire de recipiente horizontal Ingersoll Rand tipo 64D9 el cual dando una presión de descarga de 14 kgs./cm<sup>2</sup> da un desplazamiento de 1250 litros por minuto necesitando un motor de 10 HP.

Este cálculo puede ser mejor aproximado si se conocen los niveles de las capas de agua subterránea. Lo más probable es que el pozo sea artésiano en cuyo caso el bombeo no ofrece problema. Sin embargo la localización de la napa acuífera ofrece serias dificultades sobre todo en el caso de zonas de poca lluvia.

Bomba centrífuga para subir la salmuera al tanque elevado.- El tanque está situado a 150 pies sobre el nivel del suelo en el que está la bomba; el gasto de salmuera es: 96 G.P.M. Asumiendo que el motor y bomba tengan un rendimiento mecánico de 65 % y que la velocidad de descarga de la bomba sea de 6 pies/seg., el diametro de la tubería será de 2 $\frac{1}{2}$ " std. teniendose una pérdida por fricción de 15 % considerando los accesorios. Si la densidad de la salmuera es 1.2 gr. por cm.<sup>3</sup> la potencia requerida por la bomba será de :

$$\text{HP} = \frac{96 \times 150 \times 1.15 \times 1.20}{3,960 \times 0.65} \quad 7.75 \text{ .}$$

En la práctica se usarán motores cuya potencia nominal es de 10 HP.

La tubería puede ser de plomo pero en este caso preferimos la 2 $\frac{1}{2}$ " I.P.S.

La bomba tendrá ~~la~~ cámara espiral reforzada de Fe. fundido y el im-  
peller de metal monel.

Ventilador rotativo.- Para el aire de los quemadores de petróleo del horno de cal. Se necesita inyectar 3,800 kilos de aire por hora a una presión de 2 psig. Asumiendo la densidad del aire 1.22 kilos por m<sup>3</sup>. se tendrá un gasto de 3,120 m<sup>3</sup>. por hora = 52 m<sup>3</sup>. por minuto. Para estas condiciones según el catalogo N° 100 de la Ingersoll Rand se necesita un motorblower tipo G, cuya capacidad inmediata superior es de 62.2 m<sup>3</sup>. por minuto. El modelo es el 32G2-430 y tiene un motor de 30 HP.

Motor del montacarga de calcáreo. Accionado por corriente trifásica de 60 ciclos, el cabrestante eléctrico "Tugger" de tambor sencillo fabricado por la Ingersoll Rand es el más indicado. Tiene una capacidad de elevación vertical de 1,460 kilos a una velocidad de 50 metros por minuto. La longitud del cable de  $\frac{3}{4}$ " que se pued enrollar es hasta 130 metros. El modelo es el 15N-3G y requiere una potencia de 15 HP.



Transportador de placas.- Transporta los trozos de cal recién salida del horno hacia un molino de bolas. Se ha escogido este tipo ya que a veces puede salir el material muy caliente y además porque los trozos tienen aristas que podrían malograr una faja de jebe. El cálculo se hace según la fórmula de Brown (8) pag. 61. La fuerza de giro en libras es igual a:

$$R_t = 2 (M + W) \times (L \times R_f) \quad \text{para transporte horizontal.}$$

siendo:

M = libras de material por pie de transportador.

W = Peso del transportador en sí en libras por pie.

L = Longitud del transportador en pies.

$R_f$  = Coeficiente de fricción 0.23

En nuestro caso las producciones de los hornos suman 3,100 kilos por hora o sea que si la velocidad del transportador es 30 pies por minuto se tiene:

$$M = (3,100 \times 2.2) \cdot (60 \times 30) = 3.80$$

$$W = 3 \text{ libras}$$

$$L = 10 \text{ metros} = 33 \text{ pies.}$$

$R_t = 2(3.80 + 3.00) (33 \times 0.23) = 103$  libras. A este valor se le multiplica por 1.25, desde que se asume que las pérdidas por fricción del eje y tren de piñones es de 25 %. La potencia necesaria será:

$HP = (103 \times 1.25 \times 30) : 33,000 = 0.12$ . Luego se usará un motor de 1/4 HP.

Molino de bolas.- Es del tipo Hardinge equipado con separador de aire del tipo deflector el cual molerá la cal hasta malla 200 y dentro del que se añadirá la cantidad justa de agua para su conversión a  $Ca(OH)_2$ .

Sin embargo este caso específico está considerado en Perry (4) pag. 1941 en el cual se produce con ayuda del clasificador de aire una cal hidratada de 99.8 % de pureza, usando un pulverizador automático. Las potencias requeridas son: Para el separador= 25 HP. para el pulverizador 7.5 HP y para el ventilador 40 HP. La producción es de 7.2 toneladas por hora de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Por ahora esta solución parece más lógica que la del molino de bolas ya que este consumiría 10 veces más potencia.

Elevador de Cangilones.- Transporta el polvo de cal hidratada hacia el tanque preparador de la lechada. Su poniendo que la altura del borde de la tolva de cal hidratada encima del tanque es de 30 pies, la potencia requerida por este elevador se capachos según fórmula de Perry (4) pag. 2219 es de:

$$\text{HP} = \frac{30 \times 3.10 \times 74}{40 \times 500} \quad 0.35. \text{ O sea que se usará un}$$

motor cuya potencia nominal es de 1/2 HP.

Hidratador.- Produce una lechada de cal con un contenido de 250 gr. de  $\text{CaO}$  por litro. Este aparato consiste de un tanque de acero provisto de un agitador tipo turbina con motor de 7.5 HP. Junto a este aparato habrá un tanque similar calentado con serpentines de vapor y aislado con asbesto el cual sirve de tanque de almacenaje de la lechada de cal. Su potencia requerida es la misma por lo tanto la total será de 15 HP.

Bomba de diafragma de la lechada de cal. Transporta la lechada de cal del tanque de almacenaje hasta el precalcificador. También se puede usar bomba centrífuga de impellers cambiables. Desde que se producen  $3,100 : 0.25 = 12,400$  litros por hora de lechada de cal que llevan:

$$12,400 \times 1.2 - 3,100 (74 : 40) = 9,160 \text{ litros de agua.} =$$

5.4 pies<sup>3</sup>/ minuto. Considerando el % de sólidos suspendidos = 38.6

el factor de corrección de capacidad es de 1.3 o sea que la capacidad

$$\text{la bomba va a ser de: } 5.4 \times 1.3 = 7.0 \text{ pies}^3/\text{ minuto.}$$

O sea de 3,160 galones por hora. Para esta capacidad escogemos una batería de 5 bombas de diafragma de tipo de simple acción que según Perry (4) pag. 2265 requieren una potencia de  $5 \times 2.5 = 12.5$  HP. si es que son de 830 galones / hora cada una.

Precalcificador.- Es un tanque relativamente pequeño y elevado ya que se halla a nivel con el tope de la columna de cal. Tiene por objeto mezclar intimamente el licor de  $\text{NH}_3$  fijo que sale del plato del fondo del stripper con la lechada de cal a fin de producir la liberación del  $\text{NH}_3$ . Una vez hecha esta mezcla los licores son introducidos al tope de la columna de cal. Se ha asumido que el motor del agitador tipo turbina de este tanque requiere una potencia de 10 HP. Al respecto se puede decir que este valor es independiente de la capacidad del destilador, dándose así el ejemplo de que no siempre las necesidades de vapor y corriente eléctrica van relacionadas ya que como se sabe el consumo de vapor si es función directa de la capacidad del destilador, Bomba de vacío de los gases del filtro.- Tal bomba puede ser reciprocante o rotativa, el primer caso se presta para escalas mayores por eso nos inclinamos por una bomba de desplazamiento positivo tipo Roots, su capacidad debe ser de  $200 \text{ m}^3$ . por tonelada de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  o sea de:

$$\frac{200 \times 4.167 \times 35.31}{60} - 494 \text{ pies}^3 / \text{minuto.}$$

El vacío producido será de 10" de Hg. o sea que la presión estática de la bomba será de  $30 - 10 = 20$  " de Hg. abs.

$$\begin{aligned} \text{HP} &= (20 \times 13.6 \times 69.3 \times 494 \times 0.0765) ; (60 \times 550) \\ &= 21.6 \text{ HP. O sea que en la práctica se usará un motor de} \end{aligned}$$

25 HP.

Bomba de vacío de los gases de amoniatación.- Esta bomba es relativamente pequeña y alrededor de  $\frac{1}{4} - \frac{1}{2}$  de la capacidad de la anterior.

No debe descargar al aire libre sino reciclar los gases ya sea al fondo del amoniatador o sino a la tubería de CO<sub>2</sub>. Suponiendo su capacidad de 250 pies<sup>3</sup> por minuto y haciendo un vacío de 10" de Hg. la potencia requerida por el motor será de 10 HP.

Tanques de sedimentación de la salmuera amoniataada.- Son tres, y estan provistos de un agitador de bastrillos que desprende el lodo que adhiere en los lados y en el fondo. En el primer tanque su velocidad es de 1 R.P.M. y en el último de una revolución por hora. Para el cálculo de la potencia de sus motores hemos supuesto que estos son similares a los espesadores Dorr de tamaño pequeño los cuales requieren cada uno una potencia de 1/2 HP. O sea la potencia total requerida será de 1 1/2 HP.

Bomba de diafragma de los lodos de los tanques de sedimentación.-

Esta bomba mueve los lodos de los tres tanques, trabajando por turnos rotativos con cada tanque en particular. La bomba debe trabajar con cada tanque lo suficiente como para extraer el 25 % del lodo asentado.

Desde que la cantidad de lodo producido es muy variable y depende de la pureza de la salmuera empleada, el cálculo de la capacidad de esta bomba va a ser sólo aproximado. El contenido de Ca. en la salmuera es aproximadamente un tercio del contenido de Mg. y este en la salmuera fresca es de 1007.7 mg./lt. Como dichos iones precipitan como carbonatos el lodo precipitado por hora asumiendo que la salmuera amoniataada clara no contiene Ca. y sólo 4.15 mg./lt de Mg será:

$$\frac{1007.7 \times 100 \times 6,100 \times 4.167}{3 \times 1,000 \times 40} + \frac{1007.7 \times 84.32 \times 6,100 \times 4.167}{1,000 \times 27,64}$$

= 104 kilos de precipitado, que suponiendo constituyen el 20 % del lodo el peso de este será:  $104 : 0.20 = 520$  kilos de lodo / hora.

El peso de solución será =  $520 - 104 = 416$  kilos, los cuales representan un volumen de  $416 : 1.175 = 354$  litros / hora = 93.5 galones por hora. Para este caso el factor de corrección es 1.10 o sea la capacidad de la bomba es:  $1.10 \times 93.5 = 103$  galones/hora. Usando una bomba Dorrco N° 1 Simplex el cual consume 1 HP. estará satisfecho este trabajo.

Compresor de Anhidrido Carbónico.- Son dos, pueden trabajar conjuntamente con un gas mixto o sino uno de ellos con el gas del calcinador y el otro con el del horno de cal. Para no hacer tantos cálculos vamos a suponer que los dos comprimen gas mixto, siendo los dos de igual capacidad. El tipo de estos es de pistón Simplex ya que los compresores centrífugos son para mayores capacidades. Según T.P. Hou el desplazamiento volumétrico de estos es 1200 ~~pies~~ pies cúbicos por tonelada de carbonato o sea que en nuestro caso será de 2,940 pies<sup>3</sup>/minuto o sea que cada compresor tendrá una capacidad nominal de 1,500 pies<sup>3</sup>/minuto.

La presión de descarga será de 35 psig. siendo la de succión la presión atmosférica. Se asume que el coeficiente de volumen k es 1.304 y que la temperatura de entrada del gas es 75 ° F = 535 ° R.

Calcularemos la temperatura de salida del gas asumiendo compresión adiabática:

$$P_1 = 14.7 \text{ psia.}$$

$$P_2 = 35.0 + 14.7 = 49.7 \text{ psia.}$$

$$T_1 = 535 \text{ ° R.}$$

$$T_2 = ? \text{ ° R.}$$

$$k = 1.304$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{P_2}{P_1}^{\frac{k-1}{k}} ; \quad T_2 = \frac{49.7}{14.7}^{0.233}$$

de donde despejando tenemos  $T_2 = 710 \text{ ° R.}$

Después de este cálculo, determinaremos las constantes críticas del gas por comprimir para determinar su factor de compresibilidad. Asumiremos que el gas mixto se compone de 62.5 % de CO<sub>2</sub> y 37.5 % de aire.

$$P_c = p_{c1} \times M_1 + p_{c2} \times M_2 = 0.375 \times 37.2 + 0.625 \times 73 = 59.7 \text{ atm.}$$

$$T_c = t_{c1} \times M_1 + t_{c2} \times M_2 = 0.375 \times (-140.7) + 0.625 \times 31.1 = -33.3 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Hallando las constantes reducidas tenemos:

$$Pr_1 = 14.7 : 59.7 \times 14.7 = 0.0168 \quad :$$

$$Pr_2 = 49.7 : 59.7 \times 14.7 = 0.0565 \quad :$$

$$Tr_1 = 535 : 430 = 1.245 \quad :$$

$$Tr_2 = 710 : 430 = 1.650 \quad :$$

Para estos valores los factores de compresibilidad son:

$$\text{Inicial} = 1.000$$

$$\text{Final} = 1.000$$

O sea que se puede trabajar como si el gas fuera ideal, en cuyo caso la potencia para la compresión esta dada por la fórmula:

$$HP = \frac{k}{k-1} \times V_1 \times P_1 \times \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

$$HP = \frac{1.304 \times 1,500 \times 144 \times 14.7}{0.304 \times 33,000} \times (1.329 - 1) = 135 \text{ HP.}$$

Asumiendo que el consumo de vapor es de 20 lbs. por HP-hora en este caso tendremos necesidad de  $20 \times 2 \times 135 = 5,400$  libras de vapor por hora. Sin embargo por razones de eficiencia tal valor lo subimos a 10,000 libras de vapor por hora. El verdadero consumo estará entre esos dos valores y depende de las características del compresor.

Bomba centrífuga de la salmuera amoniataada.- El licor claro y frío almacenado en un tanque es necesario bombearlo al plato N° 33 de la torre de precarbonatación para lo cual se emplea esta bomba que ha de tener una capacidad de:  $(6,100 \times 4.167) : (60 \times 3.785) = 112 \text{ G.P.M.}$

La densidad de este licor es de 1.175 gr. /cm<sup>3</sup>. Asumiendo una velocidad de descarga de 6 pies/seg. se tiene que se necesita una tubería de 4" I.P.S. en la cual considerando accesorios se tiene una pérdida por fricción de 15 %. La eficiencia del motor y bomba = 0.65 y la altura de bombeo = 75 pies.

$$\text{HP} \quad \frac{112 \times 75 \times 1.15 \times 1.175}{3,960 \times 0.65} = 4.42$$

En la práctica desde que se requiere elasticidad de bombeo se usará una bomba centrífuga tipo monocelular de 50 m<sup>3</sup>/hr. de capacidad con una altura de bombeo de 30.5 mts. que según el catalogo de Ingersoll Rand corresponde al modelo 2RV7 $\frac{1}{2}$  el cual requiere 7 $\frac{1}{2}$  HP.

Bomba centrífuga de la salmuera precarbonatada. - Bombea un licor de peso específico = 1.22 que es el que sale del fondo de la torre de pre-carbonatación. Como la altura de bombeo sigue siendo igual y más o menos las conexiones son similares a la anterior bomba, la potencia requerida será la misma o sea 7 $\frac{1}{2}$  HP.

Filtro Continuo rotativo. - El magma de bicarbonato que sale del fondo de la columna de carbonatación, contiene 21 % de sólidos suspendidos o sea 79 % de humedad la cual es reducida hasta 13.65 %. La capacidad del filtro varía grandemente según el tamaño de los cristales; 4,000 lbs. por pié<sup>2</sup> y por día es una capacidad segura para cristales y por lo tanto como debemos filtrar 1,845 x 100 = 184,500 kilos al día, el area de filtrado será:

$$\frac{184,500 \times 2.2}{4,000} \quad 102 \text{ pies cuadrados.}$$

Para esta superficie escogemos un filtro Oliver 5 ft. de diametro y 7 pies de ancho. La potencia requerida para mover el tambor es de 0.005 x 105 = 0.525 HP o sea que necesitará un motor de 0.75 HP.

Transportador de faja del cake de bicarbonato.- Según nuestro balance de materias necesitamos transportar =  $1,845 \times 4.167 = 7,750$  kilos por hora = 8 tons. /hr, de cake. Asumiendo una densidad aparente del material de  $75 \text{ lbs./pie}^3$  para una velocidad de la faja de 100 pies por minuto, el ancho de esta es de 12". Para esta faja el peso por unidad de longitud considerando los polines es de  $11 \text{ lbs./pie}$ . Asumiendo usar cojinetes de metal el coeficiente de fricción es 0.05. La fórmula empleada es:

$$\text{HP} = \frac{F (L + L_0)(0.05 W S) + F (L + L_0) T}{990}$$

En este caso;  $F = 0.05$  ;  $L = 30$  pies ;  $L_0 = 100$

$S = 100$  pies/min. ;  $T = 17.3$  (según fórmula de la Link Belt Co.) ;  $W = 11$  lbs./pie.

$$\text{HP} = \frac{0.05 \times (30 + 100)(0.05 \times 11 \times 100) + 0.05 \times 130 \times 17.3}{990}$$

$\text{HP} = 0.33$  HP. O sea que en la práctica se usará un motor de  $1/2$  HP.

Calcinador Rotativo del cake de bicarbonato.- Según T.P. Hou la potencia requerida por un calcinador rotativo standard que gira entre 4 - 5 R.P.M. es de 15 - 20 HP. Desde que la capacidad de cada calcinador es de 60 toneladas cortas por día de carbonato de sodio, se necesitaran dos de estos calcinadores y por lo tanto el consumo de fuerza motriz corresponderá a 40 HP.

Enfriador rotativo del carbonato tipo ligero.- En lugar de usar largos transportadores de gusanos se usa este que consiste de un cilindro de acero de 5 pies de diametro y 30 de largo teniendo en sus extremos forma cónica. Su alimentación y descarga es continua con transportadores de gusano. Este enfriador está ligeramente sumergido en un estan-



que de agua blanda. Se calcula que se necesitará una potencia de 10 HP. para mover este aparato.

Calcinador rotativo para la preparación de soda densa.- Es idéntico al calcinador de cake y sólo existe uno. Sirve para secar una pasta hecha humedeciendo la soda ligera que sale del calcinador con 16 % de agua. La calcinación de tal pasta da un producto de idéntica composición química pero con una densidad casi doble. Su consumo de potencia es de 20 HP.

oooooooooooooooooooo

RESUMEN DE LAS POTENCIAS REQUERIDAS.

|                                            |          |
|--------------------------------------------|----------|
| Disolutor de sal .....                     | 40 HP.   |
| Bomba de salmuera.....                     | 60 HP.   |
| Bomba de agua.....                         | 10 HP.   |
| Bomba de salmuera al tanque elevado.....   | 10 HP.   |
| Ventilador rotativo.....                   | 30 HP.   |
| Montacarga.....                            | 15 HP.   |
| Transportador de placas .....              | 0.25 HP. |
| Molino de Bolas.....                       | 72.5 HP. |
| Elevador de cangilones,, ,.....            | 0.5 HP.  |
| Hidratador.....                            | 15.0 HP. |
| Bomba de diafragma.....                    | 12.5 HP. |
| Precalcificador.....                       | 10.0 HP. |
| Bomba de vacío.....                        | 25.0 HP. |
| Bomba de vacío .....                       | 10.0 HP. |
| Tanques de sedimentación.....              | 1.5 HP.  |
| Bombas Dorreo.....                         | 1.0 HP.  |
| Centrífuga de salmuera amoniataada.....    | 7.5 HP.  |
| Centrífuga de salmuera precarbonatada..... | 7.5 HP.  |
| Filtro Oliver.....                         | 0.75 HP. |
| Transportador de faja.....                 | 0.5 HP.  |
| Calcinador rotativo.....                   | 40.0 HP. |
| Enfriador rotativo.....                    | 10.0 HP. |
| Calcinador rotativo de soda densa.....     | 20.0 HP. |

Total para la planta de  $CO_2$  regeneración..... 599.50 HP.

El Balance de Materia y energía que se acaba de hacer da a conocer las cantidades de materias primas y auxiliares que se va a necesitar en el proceso. Con el fin de hacer más objetivo estos resultados se tabula estos consumos en base a una tonelada métrica de carbonato de sodio.

|                           |      |                 |
|---------------------------|------|-----------------|
| Sal Común .....           | 1.54 | toneladas       |
| Piedra Caliza.....        | 1.30 | toneladas       |
| Petroleo .....            | 155  | kilos           |
| Sulfato de amonio .....   | 5    | kilos           |
| Súlfuro de sodio .....    |      | kilos           |
| Agua para disolución .... | 6    | metros cúbicos  |
| Agua de enfriamiento .... | 50   | metros cúbicos  |
| Agua para calderos .....  | 40   | metros cúbicos. |
| Petroleo para energía ... | 336  | kilos           |

.....

## C A P I T U L O VII

### DESCRIPCION DEL PROCESO QUIMICO PARA LA FABRICACION DE SODA CAUSTICA

El proceso químico de fabricación de NaOH por caustización del carbonato de sodio, puede ser expresado por la reacción:



Esta reacción depende de la solubilidad relativa del carbonato de calcio y del hidróxido de calcio en la solución en cuestión. Al proceder la reacción de izquierda a derecha ya que su remoción como precipitado del  $\text{CaCO}_3$  hace que el equilibrio iónico incremente la concentración de NaOH, se tiene la solubilidad del hidróxido de calcio, a tal extremo de no ser más soluble que el carbonato de calcio, en este estado se tiene el equilibrio en el cual la reacción no puede proceder a convertir el  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  a NaOH.

Es por esta razón que en la lejía resultante de la reacción no puede existir ni carbonato, ni hidróxido de calcio. De esto se puede decir que la caustización tiene un equilibrio entre la concentración del carbonato de sodio y el hidróxido de sodio de tal suerte que la constante de equilibrio sea:

$$K = \frac{(2 \text{Na}^+)^2 (2 \text{OH}^-)^2}{(2 \text{Na}^+)^2 (\text{CO}_3^{2-})} = \frac{(2 \text{OH}^-)^2}{(\text{CO}_3^{2-})}$$

Esta constante de equilibrio es apreciable y para darle un valor máximo se requiere tener la máxima posible concentración del ión  $\text{CO}_3^{2-}$ . Ahora desde que las concentraciones de hidróxido y carbonato de calcio

en la lejía resultante es muy pequeña se puede asumir pues una ionización perfecta.

Así llamando  $K_1$  al producto de solubilidad del  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  tenemos:

$$K_1 = (\text{Ca}^{++}) \times (2 \text{OH}^-)^2 = 4 (\text{OH}^-)^3$$

y si  $K_2$  es el producto de solubilidad del  $\text{CaCO}_3$  tendremos:

$$K_2 = (\text{Ca}^{++}) \times (\text{CO}_3^{=}) = (\text{CO}_3^{=})^2$$

o sea que:

$$K = \frac{(2 \text{OH}^-)^2}{(\text{CO}_3^{=})} = 1.59 \frac{K_1^{2/3}}{K_2^{1/2}}$$

Es así como queda demostrado que  $K$  es una función de las solubilidades del carbonato y del hidróxido de calcio. Para obtener pues un valor grande de  $K$ , necesitaremos tener una gran solubilidad para el hidróxido de calcio y una pequeña para el carbonato de calcio.

En la práctica la caustización se lleva entre 185 a 195° F usando aire comprimido para la agitación. La solución de carbonato de sodio inicial tiene una gravedad específica de 1.13 = 17° Bé. Los tanques de caustización tienen 10 pies de diámetro y unos 8 pies de profundidad. El calentamiento se hace con vapor directo y el tanque ha de tener un sistema de agitación con paletas. La cal se puede añadir en forma de lechada o si no colocando trozos de un tamaño de 6 pulgadas en una canasta metálica que tenga huecos de 1 1/2" y sumergiéndola en el tanque. Si se usa lechada este deberá tener 250 gramos de CaO por litro y se deben usar 60 partes de cal por 100 partes de carbonato de sodio que hay en la solución.

Los diversos métodos que existen para la caustificación del carbonato de sodio permiten agruparlos en dos clases: intermitentes y continuos. Dentro de este último grupo tenemos los métodos de doble filtrado

y el de decantación en contracorriente.

Se ha recomendado los continuos para producciones superiores a las 50 toneladas diarias de NaOH, sin embargo en nuestro caso usaremos el método de decantación en contracorriente porque es el que reúne mayores ventajas.

La descripción del método intermitente es como sigue:

Se dispone de varios tanques de caustización los cuales se utilizan en rotación. A estos tanques se les agrega cantidades medidas de solución de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , de  $17^\circ$  Bé y de lechada de cal de 250 gramos por litro. Tales licores son agitados y calentados durante una media hora. Luego se deja reposar y se decanta la solución que sobrenada con ayuda de un tubo oscilante con boca de salida soldada sobre la pared y cerca del fondo del tanque. Esta operación sólo se efectúa después de asegurarse la concentración de NaOH en el licor hecho por una titulación de doble indicador.

Antes de proceder a la decantación, el tiempo de reposo es muy variable, pero generalmente es de dos horas. La lejía extraída contiene 12% de NaOH y es almacenada para su evaporación. El lodo que ha quedado es lavado con el tercer licor del lote anterior agitándose de nuevo y calentándose con vapor. Luego de asentarse el lodo se procede a una segunda decantación de la cual se saca un licor más débil pero que es añadido al tanque de almacenaje del primer licor. El lodo que queda es nuevamente lavado con un cuarto licor de una manera similar produciéndose así un tercer licor el cual puede ser usado ya sea para el segundo lavado del próximo lote, o si no para preparar soluciones de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  que van a ser caustificadas. Finalmente el precipitado es lavado con agua fresca obteniéndose un cuarto licor que puede emplearse para otras disoluciones. El lodo que queda después de estos tres lavados

contiene muy poco NaOH pero teniendo en cuenta el tiempo demorado en estas sedimentaciones y lavados, se tiene que el ciclo por cada tanque es de 16 horas. La importancia de los lavados y su lentitud hace que este proceso sea muy tedioso ya que considerable lejía puede ser perdida por un mal lavado. Además el carbonato de sodio parece tener gran afinidad con los cristales del lodo, suponiéndose que esto se deba a la formación de una sal doble con el  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  de forma sólida.

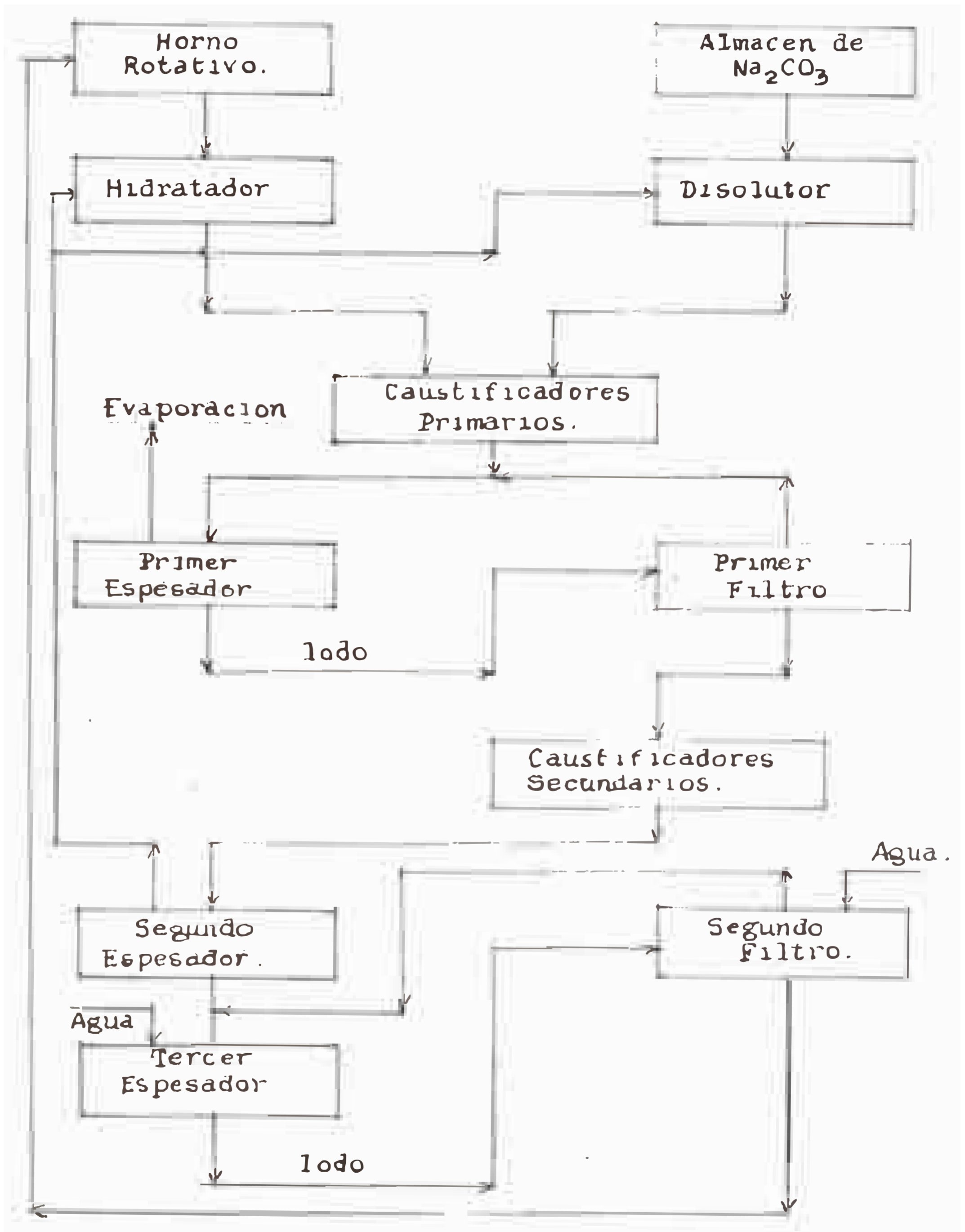
Entrando a la descripción de un proceso ya continuo, en el cual se tiene mayor número de lavados con menor volumen de agua es posible obtener lejías más concentradas o sea hasta de 11% de NaOH.

La siguiente es la descripción de una planta que utiliza el método de doble filtrado. Esta planta de caustización también diseñada por Dorr incluye espesadores, apagador, clasificador, horno rotativo, filtros Oliver, bombas de diafragma, etc.

En un tanque de acero provisto de agitador se prepara una solución de 18-20% de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  utilizando un licor diluido. Esta operación también puede efectuarse en un disolutor rotativo. La cal viva luego de ser apagada a seco en un molino usando también este licor de lavado débil, es hidratada en un tanque provisto de agitador hasta formar una lechada que contenga 250 grms. por litro de CaO. Esta lechada de cal pasa a través de un clasificador que separa lo no calcinado, arcillas y arena, produciendo así una lechada de cal más o menos pura.

La caustificación inicial se efectúa en los tanques de caustificación primarios que reciben la solución de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  y la lechada, esta última con cierto exceso. Estos tanques son tres y trabajan en serie, de suerte que la suspensión del último es enviada a un primer espesador. El rebose claro de este constituye la lejía que va a los evaporadores. El lodo de este primer espesador es bombeado por medio de una bomba de

METODO CONTINUO DE DOBLE FILTRADO





diafragma a un filtro rotativo Oliver, el cake producido en este se trata luego en un tanque de caustización secundario con solución de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Tal proceso se explica desde que el cake tiene cierto contenido de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , después de esta agitación la suspensión de lejía es sedimentada en un segundo espesador. El filtrado del primer cake es reciclado al primer espesador. El rebose claro del segundo espesador se usa para disolver el  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  o para apagar la cal viva.

El precipitado del segundo espesador es bombeado a un tercer espesador en el cual es introducida agua fresca para el lavado final y del cual el precipitado es bombeado a otro filtro rotativo. El agua fresca es también usada para lavar el cake del filtro y el agua de lavado reciclada al tercer espesador. De esta forma la recuperación de álcali es tan alta como 99.7%. El consumo de potencia es perfectamente razonable y el espacio requerido comparativamente pequeño.

En lugar de usar lechada de cal y solución de carbonato de sodio es también posible introducir  $\text{CO}_3\text{Na}_2$  sólida en una lechada de cal y mezclar ambos en una batea con algo del licor de lavado. El carbonato de sodio es introducido por medio de un conductor de gusano y mezclado luego con la lechada de cal en el tanque. Alrededor del 90% de la caustización toma lugar en los tanques de agitación de los cuales la suspensión rebosa al fondo del caustizador en los que el licor es calentado por serpentines de vapor. Del borde del caustizador, la suspensión en la cual la reacción química está prácticamente completa rebosa a los espesadores. El cake del último filtro es recalcinado en un horno rotativo o si no arrojado al desagüe. Los hornos de calcinación rotativos son adecuados para fines tales como el lodo cáustico. Además mucho álcali en el lodo puede causar escorificación de las paredes refractarias del horno, necesitándose frecuentes reparaciones e interrupciones de la

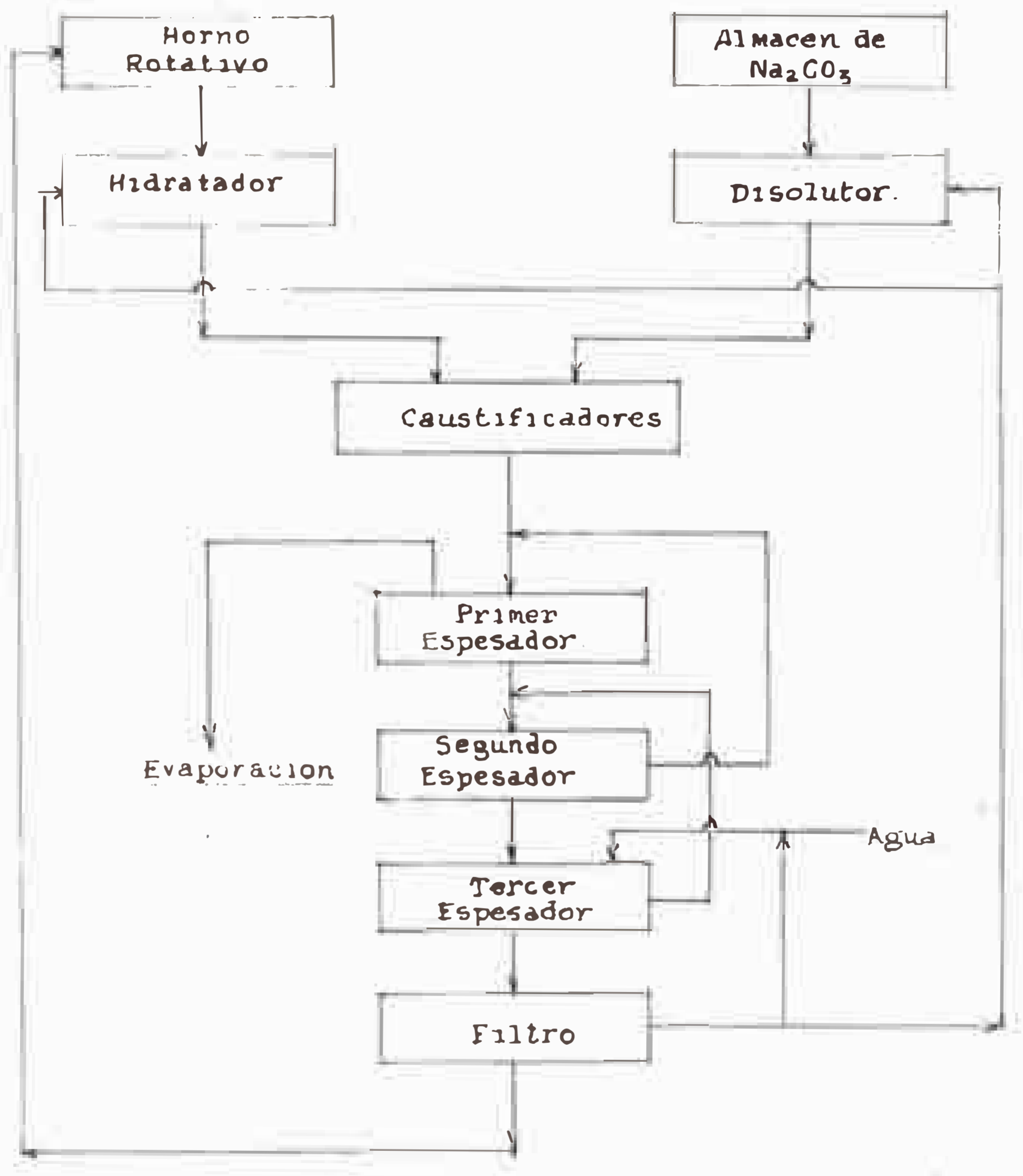
operación. Este lodo alcalino es algunas veces utilizado en plantas de cemento operadas en conexión con la industria de la soda al amoníaco. Si el contenido de álcali no pasa de 2% en peso sobre el cake seco, no es peligroso para la manufactura del cemento.

Si una buena calidad de caliza es disponible y si la lechada de cal es purificada en clasificadores, el lodo alcalino obtenido puede ser usado para la manufactura de tiza.

Una distribución bien compacta representando una práctica ligeramente diferente de la anterior es ilustrada en una pequeña planta de hidróxido de sodio moderna (15-20 tons. de capacidad) usando una solución de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  de 23° Bé (18% de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) y caustizando con una lechada de cal concentrada (250 grms. por litro) para obtener una lejía de 12% de NaOH. Esta distribución está representada diagramáticamente en la figura adjunta.

Tal planta trabaja según el método continuo de decantación en contra corriente en la que además el lodo alcalino es recalcinado en un horno rotativo y la cal así producida almacenada en una tolva junto a un hidratador. Tal material es alimentado por medio de un transportador de placas a un hidratador rotativo, empleándose en este licores débiles de los espesadores. La lechada de cal producida es purificada en un clasificador Dorr el cual remueve lo no calcinado o lo sobrequemado. Esta lechada junto con algo de licores débiles es alimentada en forma continua al primer tanque de caustización. Existen tres de estos tanques en serie provistos de agitadores tipo turbina. El rebose del último va a un espesador de un compartimento especialmente diseñado para lavado en contracorriente. Existen tres de estos espesadores en los cuales los lodos bombeados por bombas de diafragma van en sentido contrario a los rebores, siendo el del primer espesador el que va a los evaporadores. El

METODO DE DEGANTACION CONTINUA EN CONTRACORRIENTE



lodo del tercer espesador que es lavado con agua fresca es bombeado a un filtro Oliver en el cual el cake también es lavado con agua fresca y luego enviado al calcinador rotativo. El agua de lavado de este filtro se utiliza para apagar la cal. En este método la serie de tres espesadores simples puede ser sustituido por uno solo de tres compartimentos.

Como se dijo anteriormente, el lavado del lodo cáustico es una tarea muy tediosa. El éxito del proceso químico de la manufactura de este álcali depende de la eficiencia que se obtenga en esta operación, ya que el disminuir las pérdidas de álcali guardando pequeño el volumen de licor es lo que da la concentración final de las lejías que han de ir a los evaporadores.

Tal requisito indispensable es imposible con un lavado ineficiente. Para comprender esto, es necesario apreciar que la velocidad de sedimentación del lodo suspendido en el licor cáustico, tiene una gran influencia ya sea en el método intermitente o en el de decantación en contracorriente.

Los mejores rendimientos se han conseguido mediante estudios de los casos particulares, ya que la naturaleza de la cal y la manera como se ha llevado a cabo su hidratación tienen un rol preponderante en el valor que se obtenga de la velocidad de sedimentación.

Para que una separación de los sólidos de la fase líquida pueda asegurarse completamente es bueno saber que un mayor tamaño de las partículas sólidas, una mayor temperatura de la solución durante la caustización y una mayor dilución de la lejía, producen la mejor velocidad de sedimentación. Tal hecho es lo que influye más en una correcta separación del lodo del licor.

También este valor de la velocidad de sedimentación tiene su influencia

cia durante el lavado del cake. Así desde que el propósito de esta operación es extraer al máximo el álcali soluble que está adherido al lodo, la facilidad de este lavado dependerá más que nada del tamaño grande de las partículas, condición que ya se enumeró como factor de la velocidad de sedimentación.

También se dijo como la manera de hidratar la cal tiene una gran influencia en la velocidad de sedimentación, es por eso que después de múltiples ensayos se ha encontrado que la manera óptima de preparar la lechada de cal, es preparar primeramente la cal apagada seca y luego mezclar ésta con la cantidad deseada de licor.

Otros factores que afectan la velocidad de sedimentación son: la agitación durante el período de caustización, ya que una alta velocidad periférica impide la posterior sedimentación, y las concentraciones de la solución de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  y de la lechada de cal.

Desde luego este último factor tiene su mayor importancia en el grado de conversión de la reacción y en la dilución final de la lejía, pero como hemos dicho que esta última influencia la velocidad de sedimentación, es que consideramos su innegable importancia.

Como teóricamente es imposible extraer con un número finito de lavados la totalidad de  $\text{NaOH}$ , considerable cantidad de este en forma de solución queda retenido dentro de las partículas sólidas de lodo.

El lodo tal como sale del fondo del espesador pesa generalmente tres veces más el peso de los sólidos. Si este contenido de humedad pudiera ser reducido es evidente que la pérdida de álcali sería muy baja. De aquí pues el uso del filtro rotativo al final de los lavados y en el cual se utiliza agua fresca.

Tal procedimiento permite subir el grado de recuperación hasta 99.7%. Respecto a la eficiencia del proceso de doble filtrado, esta estriba en la buena separación de los sólidos ya que se obtiene un lodo bastante

compacto y en el arreglo estrictamente de contracorriente que lava el lodo a medida que pasa por las etapas sucesivas.

El filtro colocado entre el primer espesador y los caustizadores secundarios quita la lejía concentrada del lodo que contiene exceso de cal, que luego se trata con solución de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  en los caustizadores secundarios.

El filtro después del tercer espesador reduce grandemente la cantidad de agua en el sistema sin bajar la recuperación del álcali. La lejía de los tanques de almacenaje del licor concentrado se envía a los evaporadores de múltiple efecto al vacío, teniendo en la actualidad su uso más grande los de circulación forzada con vapor de 100-125 psig. que usan calandrias de tubos de nickel.

La concentración de soluciones de NaOH obtenidas ya sea por el proceso químico o por el electrolítico presentan los siguientes problemas característicos:

- 1.- Las soluciones tienen un elevado aumento del punto de ebullición, lo que causa que la diferencia efectiva de temperatura sea muy baja, sobre todo en los evaporadores de múltiple efecto.
- 2.- Las soluciones ya concentradas son extremadamente viscosas reduciendo enormemente el coeficiente de transmisión de calor en los evaporadores de circulación natural.
- 3.- Las soluciones cáusticas pueden tener efectos perjudiciales sobre el acero causando su rotura.

De todos estos problemas se deduce la imposibilidad de usar tubos de acero si es que se emplea vapor de 100 psi.; de tener un evaporador de más de cuatro efectos sin circulación forzada y de usar vapor de baja temperatura.

Es por eso que las condiciones óptimas son: tres efectos, circulación forzada, tubos y forro de nickerl, vapor de 125 psi. y ser del tipo calandria vertical.

Ordinariamente el licor cáustico del último efecto es concentrado hasta 46-49° Bé. que corresponde al punto de congelación mínimo en la curva de solidificación de las soluciones cáusticas de ese rango. Este cáustico concentrado y caliente es extraído a unos altos tanques de acero fundido en los que la cal (ClNa) y la soda ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) precipitan al fondo; esta separación se obtiene ya que las dos sales son sólo escasamente solubles en las soluciones cáusticas de esa concentración. La separación de esas dos sales del cáustico es ayudada por enfriamiento; pero si se deja enfriar demasiado, el cáustico se vuelve tan viscoso que la velocidad de sedimentación puede retardarse y considerable cantidad de cristales de hidróxido de sodio puede precipitar junto con los cristales de sal y de soda en el fondo de este tanque de sedimentación. Un análisis de este sedimento de hidrato cáustico de un licor de gravedad específica 1.50 a 15° C., es:

|                                |        |
|--------------------------------|--------|
| NaOH.....                      | 41.56% |
| NaCl.....                      | 8.50%  |
| $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ..... | 4.17%  |
| $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ..... | 1.70%  |
| $\text{Fe}_2\text{O}_3$ .....  | 1.36%  |
| Agua por diferencia.....       | 42.71% |

La composición del licor cáustico de 48° Bé es como sigue:

|                                |     |        |     |       |
|--------------------------------|-----|--------|-----|-------|
| NaOH.....                      | 690 | gramos | por | litro |
| $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ..... | 2   | "      | "   | "     |
| $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ..... | 4   | "      | "   | "     |
| NaCl.....                      | 2   | "      | "   | "     |

Es necesario pues llevar el licor cáustico en los evaporadores de múltiple efecto hasta 47-49° Bé. para que tanto la sedimentación como

el enfriamiento eliminen la sal y la soda de tal suerte de producir un cáustico de alta pureza por fusión, ya que esas sales son muy poco solubles a esa concentración. Si esas dos sales están presentes en cantidades superiores a sus respectivos puntos de saturación (NaCl en el método electrolítico y  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  en el de caustización), se puede esperar que aproximadamente un 1.0% de NaCl y un 0.5% de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  permanecen completamente disueltos en un licor de 50% de NaOH a 30° C. Entonces la mejor manera es eliminar esas sales tanto como sea posible. Si por alguna razón esas dos sales no han sido eliminadas del licor cáustico, sería imposible esperar un cáustico de alta pureza en las ollas de fusión. Es así que sólo se puede esperar un cáustico puro cuando la sedimentación se ha llevado en una forma correcta. Una muestra de cáustico sólido obtenida de una buena sedimentación pero insuficiente concentración de cáustico (38° Bé.), da el siguiente análisis:

|                                |        |
|--------------------------------|--------|
| NaOH.....                      | 93.54% |
| $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ..... | 4.17%  |
| NaCl.....                      | 1.28%  |
| $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ..... | 0.99   |

Así pues se aprécia que si el licor cáustico de los evaporadores no ha sido concentrado suficientemente, muchas impurezas permanecen disueltas y no pueden precipitar.

La solución clarificada de 46-49° Bé. puede vaciarse en ollas de fusión abiertas, de fierro fundido, generalmente calentadas a fuego directo con petróleo. Pero como estas pesadas ollas son muy ineficientes en la utilización del calor, se las ha sustituido por un evaporador para así facilitar la fusión. En un evaporador de simple efecto y de tubos de níquel puro, usando vapor de 125 libras por pulgada cuadrada es fácil concentrar desde 48° Bé hasta 75% de NaOH usando circulación forzada.



La olla de fusión de fierro fundido es aproximadamente de 10' de diámetro interior y de 6' 3" de profundidad; el espesor de la olla es alrededor de 3". Cada olla de estas dimensiones puede producir 19 toneladas de cáustico sólido. Algunas ollas son un poco mayores pero por ahora sólo consideraremos esta que es de tamaño standard. (De otro lado hay algunas ollas de 6' de diámetro y 5' de profundidad que sólo producen de 10 a 11 toneladas de cáustico sólido por batch). Esas ollas son frecuentemente instaladas en dos filas. Las de la fila posterior se colocan 12" más altas que las de adelante y sirven para una concentración preliminar mientras que estas últimas se usan para la concentración final. Así pues el licor cáustico concentrado se vacía a las ollas más altas donde después de recibir su primera concentración se transfiere a las bajas, donde se produce un intenso calentamiento. Este arreglo da una graduación de contracorriente en calor y anula el inconveniente de añadir licor cáustico débil si la olla tiene ya el cáustico ligeramente fundido. Se tiene también un ciclo más corto de trabajo y se prolonga la duración de las ollas.

Estas ollas son hechas de fundición gris, preferible con algo de nickel (1 a 1 $\frac{1}{2}$ % de nickel) para hacer la fundición más resistente. Se necesita una gran experiencia para su construcción. Para su instalación se debe tener en cuenta que deben ir soportadas tanto del fondo cuanto de sus bordes. El sobrecalentamiento de una zona es muy serio y debe cuidarse sobre todo en el fondo de la olla. La llama usualmente está situada cerca de uno de los lados de la pared del horno y produce dos zonas aunque bordee la olla. Por esta razón se acostumbra girar de 60 a 90° cada 15 fusiones. De esta manera se puede esperar que una olla sirva para 200 fusiones.

Cuando se carga licor cáustico de 48° Bé. a las ollas altas el licor

hierve primero muy violentamente, pero a medida que la temperatura va aumentando se nota una ebullición más fácil. Luego se perciben olores picantes. Cuando se ha llevado durante 24 a 48 horas la concentración en las ollas altas (depende de la carga) y el método de calentamiento, se transfiere a las ollas de adelante en forma continua y elevando la temperatura. Finalmente pequeñas burbujas empiezan a salir de la tranquila masa fundida. La temperatura máxima que se alcanza es de 500° C. Esto se aprecia por medio de un delgado tubo de hierro que se sumerge en la masa fundida y que produce la fusión incipiente de unos cristales de cloruro cúprico anhídrico. Sin embargo en la actualidad se usa un pirómetro registrador.

Después de una hora o más el fuego puede ser gradualmente bajado y las ollas dejadas a asentar hasta que se obtenga una temperatura de 350° C. Durante este asentamiento la mayor parte de  $\text{CO}_3\text{Na}_2$  se separa de la masa fundida pero siempre una pequeña cantidad de sal queda dentro. El óxido de hierro se puede decir que en su totalidad se va al fondo. El tiempo requerido para el enfriamiento y sedimentación es alrededor de 16 a 24 horas haciendo así que el ciclo completo de la operación sea de 3 a 4 días.

La apariencia de la masa fundida después de enfriarse puede ser ya verde oscura o ligeramente roja. La primera es causada por una oxidación incompleta del hierro y otras impurezas, y la última debido a insuficiente sedimentación. Sin embargo, si la fusión ha seguido de una buena sedimentación, es seguro obtener un buen producto que a la vez sea incoloro.

Cuando la masa se ha llegado a enfriar a 350° C. mediante una bomba centrífuga de nickel es envasada en cilindros de acero hechos de planchas N°22. Cada cilindro contiene 700 libras de NaOH sólido, el cual

se debe cerrar para impedir la absorción de humedad.

Desde que también existe consumo por el NaOH en escamas, parte del cáustico fundido es bombeado al escamador. Consiste de un cilindro de plancha de nickel parcialmente sumergido en un baño de NaOH fundido que al girar permite a un raspador desprender en forma de escamas el NaOH ya sólido.

La forma de NaOH en polvo se hace por una simple molienda del cáustico sólido.

C A P I T U L O      V I I I

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DEL PROCESO DE CAUSTIFICACION.

I.- Cálculo de los consumos prácticos de las materias primas utilizadas en el proceso de caustificación.

Consideraciones:

a).- Base de los cálculos = 1,000 kilogramos de NaOH

| cuya composición sea:           |       | %     |
|---------------------------------|-------|-------|
| NaOH                            | ..... | 98.70 |
| Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> | ..... | 0.60  |
| NaCl                            | ..... | 0.30  |
| Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | ..... | 0.20  |
| Agua y otros                    | ..... | 0.20  |

TANQUES DE CAUSTIFICACION.

En ellos se lleva a cabo la siguiente reacción:



Esta reacción que es de equilibrio iónico ya que se efectúa en solución acuosa, alcanza su equilibrio desde que el aumento de concentración del NaOH, produce un incremento del ión común (OH)<sup>-</sup> lo cual disminuye la solubilidad del Ca(OH)<sub>2</sub>.

Asumiendo a la reacción un rendimiento de 99.7 % en cuanto se refiere al carbonato de sodio tenemos que el consumo de este será:

$$\frac{1,000}{2} \times \frac{106}{40} \times 0.997 \times 0.992 = 1,340 \text{ kilos de Na}_2\text{CO}_3 / \text{ton. de NaOH}$$

El consumo de la cal es muy variable y depende del exceso que se use sin embargo su valor teórico es de:

$$\frac{1,000}{2} \times \frac{74}{40} \times 0.98 = 945 \text{ kilos de cal hidratada.}$$

Para obtener tal cantidad se necesita haber hidratado :

$$\frac{945 \times 56}{74} = 715 \text{ kilos de cal viva.}$$

Desde que la calcinación del lodo cáustico es la fuente de esta cal, la cantidad de  $\text{CaCO}_3$  producido en la reacción es de:

$$\frac{1,000}{2} \times \frac{100}{40} = 1,250 \text{ kilos de } \text{CaCO}_3 .$$

Este precipitado al ser calcinado, sólo produce un rendimiento del 90 % de cal ya que lo demás se sobrecalcina o no se calcina; o sea se producen:

$$1,250 \times \frac{56}{100} \times 0.90 = 630 \text{ kilos de CaO}$$

Quiere decir que existe un deficit de: 715 - 630 = 85 kilos de cal por cada tonelada de NaOH producida. Esta pérdida debe ser cubierta por un make-up constante que según Shreve es de 190 libras de CaO y que según nuestro cálculo es de 187 lbs.

CALCINADOR ROTATIVO. Según Shreve el consumo de petroleo de este horno, corresponde al suministro de 13,000,000 de B.T.U. por cada tonelada de NaOH. Desde que nuestro combustible tiene un poder calorífico de 18,000 B.T.U. por libra se necesitaran:

$$\frac{13,000,000}{18,000} = 723 \text{ libras} = 328 \text{ kilos.}$$

OLIAS DE FUSION.- Según T. P. Hou el consumo de combustible de estas es aproximadamente de 400 libras de carbón por tonelada de NaOH, tal valor expresado en peso de petroleo es:

$$\frac{400 \times 15,000}{18,000} = 333 \text{ libras} = 152 \text{ kilos.}$$

II.- Cálculo de la pérdida de NaOH en el lodo de carbonato de calcio.

Consideraciones:

- a).- Base de los cálculos = 25,000 kilos de NaOH
- b).- Sistema continuo de decantación en contracorriente.
- c).- Tres espesadores simples.

Datos asumidos.-

Concentración del licor a evaporarse ..... 10 % NaOH  
Composición del lodo..... 50 % de sólidos suspendidos,  
Concentración de los espesadores:

|      |      |   |                               |
|------|------|---|-------------------------------|
| Nº 1 | ==== | X | tons. de NaOH / ton. de agua. |
| 2    | ==== | Y | tons. de NaOH / ton. de agua. |
| 3    | ==== | Z | tons. de NaOH / ton. de agua. |

Total de sólidos suspendidos en el lodo:

$$\frac{25,000}{2} \times \frac{100}{40} = 31,300 \text{ kilos de CaCO}_3.$$

Peso del lodo:  $31,300 : 0.50 = 62,600$  kilos.

El valor de X será  $= 10 : 90 = 0.111$  tons. NaOH / ton. de agua.

Peso del agua que va a evaporarse  $= 25,000 : 0.111 = 225,000$  kilos.

Desde que lo único que sale es la solución y el lodo y como el agua añadida debe ser igual a la descargada que es:

$$225,000 + 31,300 = 256,300 \text{ kilos de agua.}$$

Las ecuaciones de Balance de materias serán:

$$256.3 Y + 25 + 31.3 Z = 225 X + 31.3 X$$

$$256.3 Z + 31.3 X = 256.3 Y + 31.3 Y$$

$$31.3 Y = 256.3 Z + 31.3 Z$$

Resolviendo simultaneamente estas tres ecuaciones tenemos que:

$$X = 0.11111 \quad Y = 0.01345 \quad Z = 0.00146$$

O sea que la pérdida de NaOH en el lodo será de:

$31.3 \times 0.00146 = 0.0457$  tons. o sea alrededor de 0.183 % del NaOH total.

B A L A N C E D E C A L O R

I.- Cálculo del consumo de vapor y de la superficie de calentamiento, del evaporador de triple efecto, que concentra el licor cáustico de 10 a 50 % de soda cáustica.

Introducción.- Para darse cuenta de la ineficiencia de trabajar con vapor de escape de una turbina cuya contrapresión sea de 10 psig y usar evaporadores de circulación natural, calcularemos para este caso la caída efectiva de temperatura.

Datos asumidos.-

Solución alimentada = 10 % de NaOH

" " producida = 50 % de NaOH

Temperatura de la alimentación = 185 ° F.

Temperatura del vapor saturado = 239.4 ° F.

Presión del último efecto = 4" de Hg. absolutas.

Tipo de alimentación = 2 - 3 - 1

Temperatura del vapor del último efecto = 125 ° F.

$U_1 = 300$        $U_2 = 250$        $U_3 = 150$

Asumiendo superficies de calentamiento iguales tenemos:

$$\Delta t = 239.4 - 125 = 114.4 \text{ ° F.}$$

$$300 \Delta t_1 = 250 \Delta t_2 = 150 \Delta t_3$$

$$\frac{\Delta t}{\Delta t_1} = 1 + \frac{300}{250} + \frac{300}{150} = 4.2$$

$$\begin{array}{rcl} \Delta t_1 & = & 27.2 \qquad t_1 = 239.4 - 27.2 = 212.2 \\ \Delta t_2 & = & 32.6 \qquad t_2 = 212.2 - 32.6 = 179.2 \\ \Delta t_3 & = & 54.4 \qquad t_3 = 179.2 - 54.4 = 124.8 \end{array}$$

Balance de Materias:

Base = 25 tons. de NaOH en 24 horas.

Agua evaporada =

$$\frac{25 \times 2,200}{24} \times \frac{90}{10} - \frac{50}{50} = 18,300 \text{ lbs./hr.}$$

y en cada efecto:  $18,300 : 3 = 6,100 = E_1 = E_2 = E_3$

La alimentación al segundo efecto será:

$$F_2 = \frac{25 \times 2,200}{24 \times 0.10} = 22,900 \text{ libras/hora.}$$

$$F_3 = 22,900 - 6,100 = 16,800 \text{ lbs./hr.}$$

$$F_1 = 16,800 - 6,100 = 10,700 \text{ " "}$$

$$F = 10,700 - 6,100 = 4,600$$

Composición del 2o. efecto:  $2,290 : 16,800 = 13.6 \%$

Composición del tercer efecto:  $2,290 : 10,700 = 21.4 \%$

Composición del primer efecto:  $50.0 \%$

Según las líneas Dühring para soluciones de NaOH (no electrolíticas)

los aumentos del punto de ebullición son:

$$50.0 \% \text{ a } 212.2^\circ \text{ F} \text{ ----- } 76^\circ \text{ F.}$$

$$13.6 \% \quad 179.2^\circ \text{ F} \text{ ----- } 7^\circ \text{ F.}$$

$$21.4 \% \quad 125.0^\circ \text{ F} \text{ ----- } 15^\circ \text{ F.}$$

Luego la caída efectiva de temperatura es tan sólo de:

$$114.4 \quad (76 + 7 + 15) = 16.4^\circ \text{ F.}$$

Esta es la razón porque vamos a considerar un evaporador de circulación forzada, empleando un vapor de 100 psig. (de la sangría).



En este nuevo caso se tiene .

$$U_1 = 600 \qquad U_2 = 500 \qquad U_3 = 400$$

$$\Delta t = 337.9 - 125 = 212.9 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$600 \Delta t_1 = 500 \Delta t_2 = 400 \Delta t_3$$

$$\frac{\Delta t}{\Delta t_1} = 1 + \frac{600}{500} + \frac{600}{400} = 3.7$$

$$\Delta t_1 = 57.8 \qquad t_1 = 337.9 - 57.8 = 280.1$$

$$\Delta t_2 = 69.0 \qquad t_2 = 280.1 - 69.0 = 211.1$$

$$\Delta t_3 = 86.0 \qquad t_3 = 211.1 - 86.0 = 125.5$$

Los nuevos aumentos del punto de ebullición son:

$$50.0 \% \text{ a } 280 \text{ }^\circ\text{F.} \quad \text{-----} \quad 80 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$13.6 \% \text{ a } 211 \text{ }^\circ\text{F.} \quad \text{-----} \quad 8 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$21.4 \% \text{ a } 125 \text{ }^\circ\text{F.} \quad \text{-----} \quad 18 \text{ }^\circ\text{F.}$$

Luego la caída efectiva de temperatura es de:

$$212.4 - (80 + 8 + 18) = 106.4$$

Luego las caídas de temperatura en cada efecto seran:

$$\Delta t_1 = 106.4 : 3.7 = 28.7$$

$$\Delta t_2 = 28.7 \times 1.2 = 34.4$$

$$\Delta t_3 = 28.7 \times 1.5 = 43.0$$

El cuadro de temperaturas será entonces:

|             | 1     | 2     | 3     |
|-------------|-------|-------|-------|
| Calandria   | 337.9 | 229.2 | 186.7 |
| Licor       | 309.2 | 194.8 | 143.7 |
| Condensador |       |       | 125.0 |

Según el gráfico de Brown (8) pag. 487 las entalpías de los licores

| son: | 1      | 2      | 3      | Alimentación |
|------|--------|--------|--------|--------------|
|      | 50.0 % | 13.6 % | 21.4 % | 10.0 %       |

|             | 1          | 2          | 3          | F <sub>2</sub> |
|-------------|------------|------------|------------|----------------|
| Temperatura | 309.2 ° F. | 195.0 ° F. | 144.0 ° F. | 185 ° F.       |
| Entalpía.   | 310.0      | 145.0      | 96.0       | 160.0          |

De las tablas de vapor de agua (Keenan) se tiene

|           | Vapor | de 1 a 2 | de 2 a 3 | al Cond. |
|-----------|-------|----------|----------|----------|
| H vapor   | 1189. | 1157     | 1140     | 1124     |
| h líquido | 308.8 | 199.0    | 153.0    |          |

Siendo S el vapor que entra al primer efecto, los balances de calor serán:

$$(22,900 - E_2 - E_3) 96 + 1189 S = (22,900 \times 310) + 1157 E_1 + 308.8 S$$

$$22,900 \times 160 + 1157 E_1 = (22,900 - E_2) 145 + 1140 E_2 + 199 E_1$$

$$(22,900 - E_2) 145 + 1140 E_2 = (22,900 - E_2 - E_3) 96 + 1124 E_3 + 153 E_2$$

y teniendo en cuenta que:

$$E_1 + E_2 + E_3 = 18,300$$

Resolviendo simultáneamente tenemos:

$$E_1 = 5,770 \text{ lbs./hora.}$$

$$E_2 = 6,000 \text{ lbs./hora.}$$

$$E_3 = 6,000 \text{ lbs./hora.}$$

$$S = 8,120 \text{ lbs./hora.}$$

Con estos valores calcularemos las áreas de calentamiento de cada efecto:

$$A_1 = \frac{8,120 \times 880}{600 \times 28.7} = 430 \text{ pies cuadrados.}$$

$$= \frac{5,770 \times 958}{500 \times 34.4} = 322 \text{ pies cuadrados.}$$

$$A_2 = \frac{6,000 \times 987}{400 \times 43} = 345 \text{ pies cuadrados.}$$

Como se puede apreciar existe una gran diferencia entre las áreas de calentamiento de cada efecto y es debido más que nada a valores

inexactos de las caídas de temperatura las que deberemos corregir como sigue:

$$\Delta t_1 = 28.7 \times (430 : 366) = 33.8 \text{ o sea } 34^\circ \text{ F.}$$

$$\Delta t_2 = 34.4 \times (322 : 366) = 30.3 \text{ o sea } 31^\circ \text{ F.}$$

$$\Delta t_3 = 43.0 \times (345 : 366) = 40.6 \text{ o sea } 41^\circ \text{ F.}$$

El nuevo cuadro de temperaturas será:

|             | 1     | 2     | 3     |
|-------------|-------|-------|-------|
| Calandria   | 337.9 | 223.9 | 184.9 |
| Licor       | 303.9 | 192.9 | 143.9 |
| Condensador |       |       | 125.0 |

Las entalpías a estas temperaturas son:

|                  | 1   | 2   | 3  | Alimentación |
|------------------|-----|-----|----|--------------|
| H ( B.t.u./lb. ) | 305 | 140 | 95 | 160          |

De las tablas de vapor se tiene que:

|           | Vapor | de 1 a 2 | de 2 a 3 | al Condensador |
|-----------|-------|----------|----------|----------------|
| H vapor   | 1189  | 1154     | 1140     | 1124           |
| h líquido | 308.8 | 190      | 153      |                |

Luego el balance de calor estará expresado en las siguientes ecuaciones:

$$(22,900 - E_2 - E_3) 95 + 1189 S = 4,600 \times 305 + 1154 E_1 + 308.8 S$$

$$22,900 \times 160 + 1154 E_1 = (2,900 - E_2) 140 + 1140 E_2 + 190 E_1$$

$$(22,900 - E_2) 140 + 1140 E_2 = (22,900 - E_2 - E_3) 95 + 1124 E_3 + 153 E_2$$

y desde que:  $E_1 + \quad + \quad + 18,300$

Resolviendo simultaneamente tenemos:

$$E_1 = 5,800$$

$$E_2 = 6,000$$

$$E_3 = 6,500$$

$$S = 8,000$$

Con estos valores calcularemos las nuevas areas de calentamiento:

$$A_1 = \frac{8,000 \times 880}{600 \times 34} = 345 \text{ pies cuadrados.}$$

$$A_2 = \frac{5,800 \times 964}{500 \times 31} = 362 \text{ pies cuadrados.}$$

$$A_3 = \frac{6,000 \times 987}{400 \times 41} = 362 \text{ pies cuadrados.}$$

El calor que se absorberá en el condensador asumiendo que el condensado salga a 100 ° F. será de :

$$- Q_c = 6,500 (1124 - 78) = 6,800.000 \text{ B.t.u. / hora.}$$

Como todavía no se ha satisfecho la condición de igualdad de áreas de calentamiento, será conveniente bajar la caída efectiva de temperatura del primer efecto a 32.5 ° F. con lo cual el área de diseño sin considerar el factor de seguridad será de 362 pies cuadrados.

Haciendo una tabla con los valores finales tenemos:

|                               | 1         | 2          | 3         | condensador. |
|-------------------------------|-----------|------------|-----------|--------------|
| <b>Alimentación</b>           |           |            |           |              |
| en lbs./hora                  | 10,400    | 22,900     | 16,900    |              |
| Licor que sale                | 4,580     | 16,900     | 10,400    |              |
| Composición                   | 50.0 %    | 13.58 %    | 22.0 %    |              |
| Evaporación                   | 5,800     | 6,000      | 6,500     |              |
| <b>Temperatura</b>            |           |            |           |              |
| de la calandria               | 337.9 ° F | 223.9 ° F. | 184.9 ° F | 125° F.      |
| del licor                     | 305.4     | 192.9      | 143.9     |              |
| <b>Calor en millones</b>      |           |            |           |              |
| de B.t.u. /hora               | 7.0       | 5.6        | 5.9       | 6.8          |
| <b>Área de calentamiento.</b> |           |            |           |              |
| en pies <sup>2</sup> .        | 362       | 362        | 362       |              |

II.- Cálculo del condensador del evaporador de triple efecto.

Introducción.- La eficiencia de funcionamiento y la sencillez de construcción han sido los factores principales que han determinado que el tipo de condensador de este evaporador sea del tipo de contacto directo, en contracorriente y barométrico. El vacío se producirá por una bomba de vapor reciprocante y el tubo de la columna barométrica tendrá una altura mínima de 10.4 metros sobre el nivel del vertedero del pozo de condensado.

Datos asumidos.-

$W = \text{lbs./hr. de vapor a condensar} = 6,500$

$L = \text{Calor latente del vapor a la temperatura de saturación del vapor} = 1,022 \text{ B.t.u. / libra.}$

$H_s = \text{Sobrecalentamiento del vapor} = 0$

$H_{w_0} = \text{Entalpía del agua líquida a la temperatura de saturación} = t_0 - 32 = 125.4 - 32 = 93.4 \text{ }^\circ\text{F} = 93.4 \text{ B.t.u. / libra.}$

$H_w = \text{Entalpía del condensado que sale} = t_s - 32 = 100 - 32 = 68.0$

$Q = \text{Agua de enfriamiento en libras / hora.}$

$t_0 = \text{temperatura de entrada del agua de enfriamiento} = 65 \text{ }^\circ\text{F.}$

$t_s = \text{Temperatura de salida del condensado} = 100 \text{ }^\circ\text{F.}$

Por un simple balance de calor se tiene que:

$$W (L + H_s) + W (H_{w_0} - H_w) = Q (t_s - t_0)$$

de donde Q es igual a

$$Q = \frac{6,500 (1,022.1 + 25.4)}{100 - 65} = 180,000 \text{ lbs. / hora.}$$

que equivalen a 360 galones por minuto de agua de enfriamiento.

Esta agua cae sobre un disco circular produciendo un chorro de idéntica forma que al caer sobre un anillo da así una buena superficie de contacto. Hay tres de estos discos unos debajo de otros.

El anterior cálculo necesita ser complementado con la determinación del desplazamiento volumétrico que ha de tener la bomba de vacío.

Para este cálculo se hace uso de la fórmula que da Perry (4) pag. 1077 y que es:

$$V_{pc} = \frac{\left[ V_e \frac{460 + t_{ac}}{460 + t_o} + V_w \times \frac{460 + t_{ac}}{460 + 60} \times \frac{762}{P} \right] \cdot \frac{P}{p_{ac}}}{60}$$

Siendo  $V_e = \frac{a_e W V_s}{100}$  = volumen del aire que entra al condensador medido a  $t_o$  y  $P$  en  $\text{pies}^3/\text{hora}$ .

$a_e$  = porcentaje en volumen del aire en el vapor = 0.2 %

$V_s$  = Volumen específico del vapor en  $\text{pies}^3/\text{libra}$ .

$W$  = Vapor de agua condensado. en  $\text{lbs./hora}$ .

$P$  = Presión total en el condensador en  $\text{mm. de Hg.}$

$t_{ac}$  = temperatura del aire que sale del condensador.

$p_{ac}$  = presión parcial del aire en el aire saturado de humedad que aspira a la bomba de vacío en  $\text{mm. de Hg.}$

$$V_e = \frac{0.2 \times 6,500 \times 177.1}{100} = 2,300 \text{ pies}^3/\text{hora.}$$

$$V_w = \frac{180.000}{62.4} \times 0.02 = 57.1 \text{ pies}^3 \text{ que es el}$$

volumen del aire que acompaña al agua de enfriamiento.

Asumiendo que la temperatura de salida del aire húmedo es de  $70^\circ \text{ F.}$

la presión de vapor del agua a esta temperatura es de  $18.8 \text{ mm. de Hg.}$

$P$  puede ser asumido constante en todo el condensador e igual a  $101.4 \text{ mm. de Hg.}$  Luego según la ley de Dalton:

$$p_{ac} = 101.4 - 18.8 = 82.6 \text{ mm. de Hg.}$$

Como se aprecia se ha asumido que el agua de enfriamiento lleva 2 % de aire en solución. Este aire está medido a  $60^\circ \text{ F.}$  y  $30 \text{ " de Hg.}$

$$V_{ps} = \frac{1}{60} \left[ 2300 \frac{460 + 70}{460 + 125.4} + 57.1 \times \frac{460 + 70}{460 + 60} \times \frac{762}{102.4} \right] \times \frac{101.4}{82.6}$$

$$V_{ps} = 51.8 \text{ pies cúbicos por minuto.}$$

III.- Cálculo del consumo de vapor y de la superficie de calentamiento, del evaporador de simple efecto, que concentra el licor cáustico de 50 a 75 % de soda cáustica.

Introducción.- La elevada viscosidad que tiene la lejía de 50 % de NaOH hace obligatorio el uso de un evaporador de circulación forzada. La corrosión de la solución también hace emplear tubos de nickel puro y las paredes forradas de este mismo metal. Tal tipo de calandria permite usar satisfactoriamente el vapor de la sangría que es de 125 psig.

Datos asumidos.-

Solución alimentada            50 % de NaOH  
 Solución producida            75 % de NaOH  
 Temperatura de alimentación = 185 ° F.  
 Temperatura del vapor saturado    353 ° F.  
 Presión absoluta en la cámara de vapores    4 " de Hg.  
 Temperatura de la cámara de vapores - 125 ° F.  
 Coeficiente de transmisión de calor = U = 300  
 en B.t.u./ pie<sup>2</sup> x hr x °F.  
 Perdidas por conducción y radiación nulas.

Balance de Materia.-

Base - 25 tons. de NaOH en 24 horas

Agua evaporada =

$$\frac{25 \times 2,200}{24} \times \frac{50}{50} - \frac{25}{75} = 1,530 \text{ lbs./hora.}$$

Producto que sale = 4,600 - 1,530 = 3,070 libras/hora.

Balances de Calor.-

Siendo la entalpía de la solución de NaOH al 50 % a 185 ° F. de 210 B.t.u./libra y la de 75 % a 280 ° F. de 440 B.t.u./libra.

El calor latente del vapor a 125 psig. de 868.2 B.t.u./libra y a 4" de Hg. de 1,020 B.t.u./libra. La ecuación del Balance de Calor será:

$$868.2 S + 4,600 \times 210 = 1,530 \times 1,020 + 3,070 \times 440$$

$$S = 1.955,000 : 868.2 = 2,260 \text{ libras de vapor por hora.}$$

Para el cálculo del area de calentamiento tendremos en cuenta que si el aumento del punto de ebullición de una solución al 75 % a 125 ° F. es de 155 ° F. la caída de temperatura será de:

$$353 - (125 + 155) = 73 \text{ ° F.}$$

Luego el area de calentamiento será de:

$$\frac{1.955,000}{300 \times 73} = 90 \text{ pies cuadrados.}$$

Esta area no considera factor de seguridad.

IV.- Cálculo del condensador del evaporador de simple efecto.

Introducción.- El pequeño tamaño de este evaporador permite usar con mayor ventaja un condensador no ya barométrico sino de bajo nivel, el cual expulsará el agua caliente valiendose de una bomba reciprocante de vapor.

Datos asumidos.-

$$W = \text{lbs./hora de vapor a condensar} = 1,530$$

$$L = \text{Calor latente del vapor a la temperatura de saturación del vapor} = 1,022 \text{ B.t.u. /libra.}$$

$$H_s = \text{Sobrecalentamiento del vapor} = C$$



$$H_{v_e} = \text{Entalpia del agua líquida a la temperatura de saturación} = t_e - 32 = 125.4 - 32 = 93.4 \text{ B.t.u./lb.}$$

$$H_{v_s} = \text{Entalpia del condensado que sale} = t_s - 32 = 100 - 32 = 68 \text{ }^\circ \text{F.} = 68 \text{ B.t.u./lb.}$$

$$Q = \text{Agua de enfriamiento en lbs./hora.}$$

$$t_e = \text{temperatura de entrada del agua fría} = 65 \text{ }^\circ \text{F.}$$

$$t_s = \text{temperatura de salida del agua caliente} = 100 \text{ }^\circ \text{F.}$$

Según el Balance de Calor:

$$Q = \frac{1,530 (1,022.1 + 25.4)}{100 - 65} = 42,500 \text{ lbs. / hora.}$$

que equivalen a 85.3 galones por minuto de agua de enfriamiento.

Calculando el desplazamiento volumetrico con iguales condiciones al del evaporador de triple efecto tenemos:

$$V_e = \frac{0.2 \times 1,530 \times 177.1}{100} = 541 \text{ pies}^3 \text{/hora.}$$

$$V_w = \frac{42,500}{62.4} \times 0.02 = 13.5 \text{ pies}^3 \text{/hora que es el}$$

volumen de aire que acompaña al agua de enfriamiento.

$$V_{pc} = \frac{\left[ 541 \times \frac{460 + 70}{460 + 125.4} + 13.5 \frac{460 + 70}{460 + 60} \cdot \frac{762}{101.4} \right] \times \frac{101.4}{82.6}}{60}$$

$$V_{pc} = \underline{12.2 \text{ pies cúbicos por minuto.}}$$

### III.- Cálculo de la Superficie del tambor en el Escamador.-

Introducción.- La producción de NaOH en escamas considerada como una operación de acabado, requiere los consumos de combustible para mantener la soda cáustica fundida y de agua de enfriamiento para producir las escamas sobre el tambor. Desde que el primer consumo es muy pequeño, solo calcularemos el agua de enfriamiento del tambor y su superficie requerida.

Datos asumidos.-

Calor latente de fusión del NaOH = 40 KCal./kilo.

Calor específico medio del NaOH entre 320 y 80 ° C. = 0.58

Temperatura del NaOH fundido = 320 °C.

Temperatura de las escamas que se producen = 80° C.

Calor absorbido por el agua de enfriamiento:

$$1,000 \times 40 + 1,000 \times 0.58 \times (320 - 80) \quad 1,420.000 \text{ KCal.}$$

Esto es suponiendo una producción de una tonelada por hora de NaOH en escamas.

Según Perry (4) pág. 200] el coeficiente de transmisión de calor a través del tambor es para el NaOH de 35,000 B.t.u. / hr. x pie<sup>2</sup>.

luego la superficie del tambor ha de ser:

$$\frac{1,420.000 \times 3.968}{35,000} = 161 \text{ pies cuadrados.}$$

El agua de enfriamiento consumida suponiendo que entre a 20 ° C. y salga a 50 ° C. será de:

$$\frac{1,420.000}{50 - 20} = 47.5 \text{ m}^3 \text{./hora.}$$

.....

C O N S U M O      D E      F U E R Z A      M O T R I Z

Aunque ya anteriormente se estimó dicho consumo en más o menos al correspondiente a una potencia de 100 KW., el hecho de precisar aún más este valor hace que se haga junto con la descripción del aparato, el cálculo de la potencia que necesita.

Horno rotativo.- Sirve para la recuperación de la cal del lodo cáustico precipitado. Es similar al usado en la industria del cemento, empleando el método de molienda en húmedo. Tal horno que tiene un diámetro de 6' y una longitud de 125 pies está inclinado con una pendiente de 3/8" por pie. El cilindro de acero está forrado interiormente de ladrillos refractarios de alúmina de un espesor de 6". El consumo de potencia puede expresarse empíricamente en función del diámetro como  $0.4 D^2$ , en cuyo caso dicha potencia es de 15 HP.

Ventilador rotativo.- Para inyectar el aire al quemador de petróleo del horno. Desde que se quema 355 kilos por hora de petróleo, la cantidad de aire necesitada la asumimos 20 veces más o sea que necesitamos suministrar 7000 kilos a una presión de 32 onzas / pulg<sup>2</sup>. manométricas. El volumen específico del aire lo tomamos como 0.82 m<sup>3</sup>. por kilo o sea que la capacidad del ventilador será de:

$$\frac{7,000 \times 0.82}{60} \quad 96 \text{ m}^3 \text{ por minuto.}$$

Para tal capacidad según catálogo de la Ingersoll Rand el motorblower modelo No. FS535 requiere una potencia de 40 HP.

Hidratador.- Como en este caso la cal no necesita molienda el apagado e hidratación se hace en un tanque provisto de agitador y conectado a un clasificador Dorr que elimina los inertes. Dicho agitador requiere un motor de 7½ HP.

Clasificador Dorr.- La agitación producida por los rastrillos mantiene sólo en suspensión el  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , lo cual permite que aquellos arrastren las partículas no calcinadas o sobrequemadas. Asumiendo que este tenga un largo de 12' y un ancho de 1'-6" la potencia requerida es de 2 HP.

Agitadores Dorr.- Son tres y consisten en un tanque de fondo plano con un tubo hueco en la parte central el cual lleva dos brazos que tienen rastrillos que conducen la pulpa hacia el centro donde es agitada por un chorro de aire y vapor vivo. Tales agitadores están conectados en serie a niveles ligeramente distintos de manera que sus reboses solo empleen la gravedad.

Para nuestra capacidad dichos tanques tienen un diámetro de 10 pies y una altura de 5' y como se aprecia su agitación es debida al aire comprimido. Sin embargo la potencia requerida para mover los rastrillos puede ser igualada a la de un pequeño espesador Dorr y que es de 1/2 HP. Como son tres los tanques la potencia total de estos es de 1.5 HP.

Espesadores Dorr.- Consisten de tanques de fondo plano de 25 a 35 pies de diámetro y de 8 a 12 de profundidad, dentro de los cuales hay un eje vertical que conduce 4 brazos radiales provistos de rastrillos. Los brazos tienen dos longitudes alternativamente de manera de conducir uniformemente el lodo hacia el centro donde es tomado por una bomba de diafragma Dorrco.

Desde que la pulpa de  $\text{CaCO}_3$  necesita un área de sedimentación muy variada de acuerdo a la dilución de aquella, podemos tomar como valor promedio el de 30 pies cuadrados por tonelada por 24 horas o sea que el área de sedimentación total será de 750 pies cuadrados por

cada espesador ya que estos trabajan en serie. Para esta area el diametro ha de ser:

$$2 \times ( 750 : 3.14 )^{\frac{1}{2}} - 31.0 \text{ pies}$$

Para este diametro el consumo de potencia para mover los brazos es de 1 HP. como son tres los espesadores, el total será 3 HP.

Bombas de diafragma Dorrco.- Estas se encuentran situadas a un lado del espesador y a un nivel superior al del liquido en ~~el~~ este. En realidad constituyen un accesorio indispensable a los espesadores y las hay de dos tipos: de succión y de presión, para nuestro trabajo necesitamos las de succión que son capaces de elevar el lodo hasta una altura equivalente de 14 pies de agua. El principio de estas bombas es el mismo que el de las reciprocantes, pero en lugar del émbolo, tienen una lamina elastica de caucho movida por una varilla conectada a una excentrica. Las válvulas son del tipo de bola.

En el catálogo de la casa Dorr la capacidad está dada por los pies<sup>3</sup> de agua desplazados por minuto haciendo una corrección según el porcentaje de sólidos en suspensión.

En nuestro caso se producen 62,600 kilos de lodo por día los cuales al tener un 50 % de sólidos en suspensión equivalen a una capacidad de:

$$\frac{62,600 \times 0.50}{24 \times 60 \times 28.32} = 0.77 \text{ pies}^3 / \text{minuto.}$$

para este caso el factor de corrección es 1.20 o sea que la verdadera capacidad de cada bomba será de:

$$0.77 \times 1.20 = 0.92 \text{ pies}^3 / \text{minuto.}$$

Para esta capacidad escogemos una bomba duplex N° 1, cuyo consumo de potencia es de 2 HP. Como son tres las bombas, el total será 6 HP.

Evaporador de triple efecto.- Como se ha escogido de circulación forzada y además se necesitan ciertas bombas auxiliares, su consumo de fuerza motriz puede considerarse en las siguientes partes:

- 1.- Bomba centrífuga para elevar el agua de enfriamiento al condensador barométrico.
- 2.- Bomba de alimentación de la lejía diluída.
- 3.- Bomba de descarga de la lejía concentrada.
- 4.- Bombas de circulación.
- 5.- Bomba de vacío.

Al primer ítem se tiene los siguientes factores:

Capacidad - 360 G.P.M. =  $82 \text{ m}^3$ ./hora de agua

Elevación = 12 metros.

Para estas condiciones se selecciona según catálogo de la Ingersoll Rand la motobomba # 3RVS7 $\frac{1}{2}$  que necesita un motor de 7 $\frac{1}{2}$  HP.

Para la bomba de alimentación las condiciones son?

22,900 libras por hora de una lejía de peso específico = 1.11 que corresponden a un gasto de  $9.3 \text{ m}^3$ ./hora.

La elevación puede considerarse igual a 12 metros ya que la altura del precalentador y la fricción corresponde a esta altura. Para estas condiciones se escoge una motobomba 1 $\frac{1}{2}$ RV1 $\frac{1}{2}$  que necesita un motor de 1 $\frac{1}{2}$  HP.

Desde que el líquido concentrado tiene una viscosidad bastante alta el mejor tipo de bomba es el de desplazamiento positivo. Esta bomba para una capacidad de 4,600 libras por hora que venza un vacío de 26" de Hg. y considerando una pérdida de fricción de 20 " de Hg. necesita una potencia de 0.25 HP.

En lo que respecta a las bombas de circulación que en realidad son de gran capacidad pero de muy poca presión necesitan entre 25 y 30 HP.

Como valor de seguridad tomamos este último lo cual totaliza una potencia de 90 HP.

Para la bomba de vacío se tiene las siguientes condiciones:

Desplazamiento - 52 pies<sup>3</sup>/minuto = 1.5 m<sup>3</sup>./minuto.

Máximo vacío = 741 mm. de Hg. ( 20 mm. de Hg de presión abs.)

Las cuales son satisfechas por la bomba Ingersoll Rand modelo V-255X3 la cual necesita un motor de 3 HP.

Evaporador de Simple efecto.- Con lo anteriormente expresado se tiene que se necesita el mismo equipo.

La bomba de agua de enfriamiento tiene una capacidad de : 85.3 G.P.M. lo que equivale a 19.4 m<sup>3</sup>./hora y necesita dar una presión de 8 metros de agua. Según esto el modelo escogido es la motobomba 1½RV1½ que necesita un motor de 1½ HP.

La bomba rotativa de alimentación tiene una capacidad de 4,600 libras por hora y debe tener solo la presión que corresponde a la fricción ya que el vacío dentro del evaporador, por eso será suficiente un motor de 0.25 HP.

La bomba de descarga del licor de 75 % de NaOH puede ser del tipo de diafragma, como su capacidad es de 3,070 libras por hora o sea si su peso específico es 1.50 corresponde al desplazamiento de: 250 galones por hora lo cual corresponde a una potencia de 1½ HP. (Perry)

La bomba de circulación requiere una potencia de 30 HP.

No consideramos la bomba de vapor para extraer el condensado ya que esto involucra consumo de vapor y no de fuerza motriz.

La bomba de vacío necesita las siguientes características:

Desplazamiento = 12.2 pies<sup>3</sup>/minuto = 0.346 m<sup>3</sup>./minuto.

Máximo vacío = 741 mm. de Hg.

Estas condiciones son satis fechas por la bomba de vacío Ingersoll Rand modelo N° V-235X1 el cual requiere una potencia de 1 HP.

En la práctica es mejor usar un vacío producido por bomba de vapor con lo cual estas potencias se convierten a peso de vapor. Tambien es ventajoso el uso de eyectores de vapor.

Filtro Oliver.- Despues del tercer espesador el lodo es filtrado y lavado en esta clase de filtro, el cual reduce la humedad hasta un 35 %. La capacidad de filtrado varía entre 500 y 1200 libras por pie<sup>2</sup> por 24 horas. Tomando como seguridad el mínimo valor tenemos necesidad de:

$$\frac{62,600}{500} \times 2.2 \quad 276 \text{ pies cuadrados.}$$

que corresponden a un filtro de 8' de diametro y 8' de ancho. El motor que mueve el tambor consume 2 HP. y la Bomba de vacío 10 HP. haciendo en total 12 HP.

Escamador.- Según Perry (4) pag. 2003 la potencia requerida depende del area del tambor variando entre 0.1 y 0.15 HP. por pie<sup>2</sup>. Como la superficie del escamador requiere ser de 161 pies<sup>2</sup> si es que se va a producir una tonelada por hora de NaOH en escamas, el consumo de energía corresponderá a una potencia de:

$$0.15 \times 161 = 24.2 \text{ HP o sea } 25 \text{ HP.}$$

Tanque de disolución del carbonato de sodio.- Provisto de un agitador tipo turbina requiere una potencia de 5 HP.

.....



RESUMEN DE LAS POTENCIAS REQUERIDAS.

|                                             |            |
|---------------------------------------------|------------|
| Horno rotativo.....                         | 15.0 HP.   |
| Ventilador rotativo.....                    | 40.0 HP.   |
| Hidratador.....                             | 7.5 HP.    |
| Clasificador Dorr.....                      | 2.0 HP.    |
| Agitadores Dorr.....                        | 1.5 HP.    |
| Espesadores Dorr.....                       | 3.0 HP.    |
| Bombas Dorrco.....                          | 6.0 HP.    |
| Evaporador de triple efecto.....            | 102.25 HP. |
| Evaporador de simple efecto.....            | 34.00 HP.  |
| Filtro Oliver.....                          | 12.00 HP.  |
| Escamador.....                              | 25.00 HP.  |
| Disolutor de $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ..... | 5.00 HP.   |
| Total para la planta de caustificación..... | 253.25 HP. |

POTENC TOTAL REQUERIDA POR FABRICA :

399.50 253.25 652.75 HP.

Considerando los gastos de alumbrado de 15 % sobre este valor y suponiendo una sobrecarga del 20 % la potencia nominal de los alternadores debe ser de: 900 HP. = 670 KW.

## C A P I T U L O IX

### ESTUDIO ECONOMICO DEL PROYECTO

En este capítulo, que es en realidad el que trata sobre la posibilidad de esta industria, se ha querido incluir el mayor detalle posible para así darle la exactitud que un proyecto industrial exige. Sin embargo, la falta de datos precisos para tal estudio ha hecho que aproximemos a nuestra realidad cotizaciones de otros países y de tiempo no muy lejano.

Para mayor objetividad se estudiará cada fábrica por separado repartiéndolo los costos de energía y gastos de administración en partes proporcionales al rol que desempeñan en cada industria.

#### PLANTA DE CARBONATO DE SODIO.

##### I.- Costo de instalación.

Aunque la estructura del subsuelo de Chimbote no es favorable a las construcciones pesadas debido a la ausencia de zonas rocosas, teniendo en cuenta el empleo de losas flotantes de concreto, es muy posible construir estructuras de concreto armado que soporten grandes pesos como tanques de almacenaje elevados.

Desde que el istmo entre la bahía de Chimbote y la de Samanco ha sido seleccionado para la salina artificial, la instalación de esta - que representa trabajo de nivelación y tarrajados con arcilla - sería cubierta por un precio unitario para la sal extraída.

Considerando la fábrica propiamente dicha, el tipo de construcción adoptado es el de armazones de concreto con muros de ladrillo en soga;

los pisos de cemento con contrapiso de hormigón; los pisos superiores de concreto aligerado, en la oficina central; de concreto reforzado en los almacenes de productos terminados; y de enrejado de acero en las instalaciones del equipo.

Los techos serán de eternit con tijerales de madera, y dentro de la fábrica habrá líneas Decauville, pistas y veredas, piscinas de salmuera y tratamiento de agua, etc.

A.- Inmueble (se considera las dos plantas).

1. Terreno:

Dimensiones: 170 x 200 = 34,000 metros<sup>2</sup>.

Características: normal, plano, 2 kg./cm<sup>2</sup> y cercado de ladrillo.

El precio unitario puede ser estimado en \$6.11.00 el metro<sup>2</sup>.

Costo total del terreno: 34,000 x 11.00..... S/o. 375,000

2. Edificios:

|                                                                            |      |         |
|----------------------------------------------------------------------------|------|---------|
| Oficina central (Administración, Laboratorios, Sección Técnica, etc.)..... | S/o. | 675,000 |
| Almacén de productos terminados.....                                       |      | 900,000 |
| Talleres y almacén de materiales y repuestos.....                          |      | 240,000 |
| Casa de fuerza y calderos.....                                             |      | 420,000 |
| Edificio de carbonatación.....                                             |      | 675,000 |
| Edificio de evaporación de lejías.....                                     |      | 112,500 |
| Edificio de destilación de amoníaco.....                                   |      | 300,000 |
| Edificio de absorción de amoníaco.....                                     |      | 280,000 |
| Baños y vestuarios.....                                                    |      | 100,000 |

Van..... S/o. 3.702,500

|                                                                      |                       |
|----------------------------------------------------------------------|-----------------------|
| Vienen.....                                                          | S/o. 3.702,500        |
| Pistas, veredas, piscinas de salmuera y preparación del terreno..... | 1.000,000             |
| Piso de la zona de espesadores.....                                  | 27,000                |
| Total.....                                                           | <u>S/o. 4.729,500</u> |

Descripción de los edificios:

Oficina central:

Superficie cubierta: 25 x 30 = 750 m<sup>2</sup>.

Altura: 2 pisos = 8 metros.

Cimentación: hormigón.

Paredes: muros de ladrillos en soga.

Techos: de concreto aligerado.

Pisos: el de a ras del suelo de locetas de 20 x 20 con falso piso de cemento; el 2do.piso de locetas de 20 x 20.

Zócalos: de madera.

Pintura de las paredes: al agua.

Cielo raso: revocado simple, pintura a la cal.

Instalación eléctrica: empotrada.

Servicios higiénicos: standard.

Costo estimado: S/o. 900.00 el m<sup>2</sup>. Son en total..... S/o. 675,000

Almacén de productos terminados:

Superficie cubierta: 25 x 30 = 750 m<sup>2</sup>.

Altura: 3 pisos = 12 metros.

Estructura de concreto armado.

Paredes: muros de ladrillo en soga.

Pisos: de concreto de 1:2:4 de 4"; los superiores de concreto reforzado.

Techo: de concreto aligerado.

Instalación eléctrica: a la vista.

Escaleras: de concreto con barandillas de tubo de acero.

Costo estimado: S/o. 1,200 el m<sup>2</sup>. Son en total..... S/o. 900,000

Talleres y almacenes de materiales y repuestos:

Superficie cubierta: 20 x 30 = 600 m<sup>2</sup>.

Altura: 1 piso = 6 metros.

Estructura de concreto armado.

Paredes: muros de ladrillo en soga.

Piso: de concreto 1:2:4 de 6".

Techo: de eternit con tijerales de madera.

Instalación eléctrica: a la vista.

Puertas de acero corrugable.

Costo estimado: S/o. 400.00 el m<sup>2</sup>. Son en total.... S/o. 240,000

Casa de fuerza y calderos:

Superficie cubierta: 20 x 30 = 600 m<sup>2</sup>.

Altura: 1 piso = 9 metros.

Estructura de concreto armado.

Muros de ladrillo en soga.

Pisos: de cemento con falso piso de concreto 1:2:4.

Techo: de eternit con tijerales de acero.

Costo estimado: S/o. 700.00 el m<sup>2</sup>. Son en total.... S/o. 420,000

Edificio de carbonatación:

Superficie cubierta: 15 x 15 = 225 m<sup>2</sup>.

Altura: 45 metros.

Estructura de concreto armado; soporta el tanque elevado de salmuera y de agua de enfriamiento.

Piso inferior: de concreto reforzado.

Pisos superiores: de enrejado de acero.

Escaleras: de enrejado de acero con barandillas de tubos de acero.

Costo estimado: S/o. 3,000.00 el m<sup>2</sup>. Son en total... S/o. 675,000

Edificio de evaporación de lejías:

Superficie cubierta: 15 x 15 = 225 m<sup>2</sup>.

Altura: 1 piso = 9 metros.

Cimentación: hormigón.

Paredes: muros de ladrillo en soga.

Columnas de concreto armado.

Piso: de cemento con contrapiso de hormigón 1:2:4.

Techo: de eternit con tijerales de acero.

Costo estimado: S/o. 500.00 el m<sup>2</sup>: Son en total.... S/o. 112,500

Edificio de destilación del amoníaco:

Superficie cubierta: 10 x 15 = 150 m<sup>2</sup>.

Altura: 30 metros.

Estructura de concreto armado.

Piso: de concreto reforzado.

Pisos superiores: de enrejado de acero.

Escaleras: de enrejado de acero con barandilla de tubos de acero.

Costo estimado: S/o. 2,000.00 el m<sup>2</sup>. Son en total... S/o. 300,000

Edificio de absorción de amoníaco:

Superficie cubierta: 10 x 15 = 150 m<sup>2</sup>.

Altura: 28 metros.

Estructura de concreto armado.

Piso: de concreto reforzado.

Pisos superiores: de enrejado de acero.

Escaleras: de enrejado de acero con barandilla de tubos de acero.  
Costo estimado: S/o. 1,870 el m<sup>2</sup>. Son en total..... S/o. 280,000

Baños y vestuario:

Superficie cubierta: 5 x 15 = 75 m<sup>2</sup>.

Altura: 1 piso = 4 metros.

Cimentación: hormigón.

Paredes: muros de ladrillo en soga.

Techo: de concreto aligerado.

Pisos: de locetas de 20 x 20, con falso piso de cemento.

Zócalos: de locetas de 20 x 20 hasta una altura de 1.00 m.

Pintura de las paredes: al óleo.

Cielo raso: revocado simple; pintura a la cal.

Instalación eléctrica: empotrada.

Servicios higiénicos: standard.

Costo estimado: S/o. 1,350.00 el m<sup>2</sup>. Son en total... S/o. 100,000

Piso de la zona de espesadores:

Desde que el clima de la costa no ofrece lluvias, los espesadores pueden estar al aire libre sin ningún peligro, por lo tanto como ocupan junto con el equipo de caustificación un área de 900 m<sup>2</sup>, estimando que el m<sup>2</sup> de una loza de concreto 1:2:4 de 4" cueste S/o. 30.00, el costo total es de ..... S/o. 27,000

B.- Muebles y enseres de oficina y laboratorio.

|                                 |                     |
|---------------------------------|---------------------|
| 1. Muebles.....                 | S/o. 200,000        |
| 2. Aparatos de laboratorio..... | <u>100,000</u>      |
|                                 | <u>S/o. 300,000</u> |

C.- Materiales requeridos para poner en marcha la planta.

1. Carga inicial de amoníaco..... S/o. 300,000
2. Materia prima para un día..... 34,000

D.- Costo de maquinaria y equipo industrial ya instalado y listo.

1. Costo del equipo de la planta de carbonato de sodio..... S/o. 56.899,000
2. Costo del equipo de fuerza motriz y vapor..... 6.600,000
3. Costo del equipo de la planta de soda cáustica... 23.210,000

DESCRIPCION DEL EQUIPO INDUSTRIAL

| Item                                | Canti<br>dad | Aparato                                                                                                                                                      | Costo      | Cotizante                                     |
|-------------------------------------|--------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|-----------------------------------------------|
| <u>Planta de Carbonato de Sodio</u> |              |                                                                                                                                                              |            |                                               |
| 1                                   | 4            | Torres de carbonatación de 24 mts.de altura y 1.80 mts. de diámetro, constituidas por 36 secciones cilíndricas, las 12 inferiores con tubos de enfriamiento. |            | H.K.Ferguson C <sup>o</sup><br>de Nueva York. |
|                                     | 2            | Torres de lavado de los gases de las torres de carbonatación; de 8 mts. de altura y 1.80 mts.de diámetro. Son 8 secciones de fierro fundido.                 |            |                                               |
|                                     | 3            | Bombas centrífugas para la salmuera amoniataada y la precarbonatada.                                                                                         |            |                                               |
|                                     | 3            | Compresoras horizontales de vapor simplex, presión de descarga = 35 psig. y desplazamiento de 1,500 pies cúbicos por minuto.                                 |            |                                               |
|                                     | 2            | Ciclones.                                                                                                                                                    |            |                                               |
|                                     | 4            | Separadores de agua.                                                                                                                                         |            |                                               |
|                                     |              |                                                                                                                                                              | \$ 800,000 |                                               |



| Item | Cantidad | Aparato                                                                                                                                 | Costo      | Cotizante                                          |    |
|------|----------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|----------------------------------------------------|----|
| 2    | 2        | Torres de destilación de li-<br>cores amoniacaes, de 21<br>mts. de altura y 1.80 mts.<br>de diámetro.                                   |            | Intercontinen-<br>tal Engineers<br>Inc.            |    |
|      | 2        | Tanques precalcificadores<br>con agitador.                                                                                              | \$ 400,000 |                                                    |    |
| 3    | 2        | Torres de absorción de amo-<br>niaco, enfriadores de cas-<br>cada, torres de lavado y<br>tanques de sedimentación.                      | \$ 200,000 | Frazer-Brace<br>Engineering C <sup>o</sup><br>Inc. |    |
| 4    | 1        | Equipo de tratamiento y<br>purificación de la salmuera.                                                                                 | \$ 55,000  | id                                                 | id |
| 5    | 1        | Equipo de preparación y bom-<br>beo de la salmuera.                                                                                     | \$ 10,000  | id                                                 | id |
| 6    | 4        | Scrubbers de purificación<br>de la salmuera, con los<br>gases del filtro.                                                               | \$ 35,000  | id                                                 | id |
| 7    | 2        | Filtros centrífugos Bird.                                                                                                               |            | H.K.Ferguson C <sup>o</sup>                        |    |
|      | 2        | Calcinadores rotativos del<br>cake de bicarbonato.                                                                                      | \$ 706,000 |                                                    |    |
| 8    | 3        | Hornos verticales de ladril-<br>los de arcilla refracta-<br>ria, instalados con plata-<br>forma de carga, montacar-<br>gas y escaleras. |            | id                                                 | id |
|      | 3        | Tanques hidratadores y mo-<br>linos de bolas.                                                                                           | \$ 300,000 |                                                    |    |
| 9    | 3        | Tanques de petróleo de<br>200,000 galones.                                                                                              |            | id                                                 | id |
|      | 2        | Tanques de petróleo de<br>100,000 galones.                                                                                              | \$ 30,000  |                                                    |    |

| Item | Cantidad | Aparato                                                                                               | Costo      | Cotizante       |    |
|------|----------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|-----------------|----|
| 10   | 1        | Equipo de abastecimiento y tratamiento de agua dulce, bombas y tanque elevado.                        | \$ 16,000  | H.K.Ferguson C° |    |
| 11   | 1        | Equipo de abastecimiento de agua de mar y almacenaje.                                                 | \$ 14,000  | id              | id |
| 12   | 1        | Calcinador rotativo para la preparación de la soda densa. Equipo de almacenaje, transporte y ensaque. | \$ 285,000 | id              | id |

Equipo de fuerza motriz y vapor

|   |   |                                                                                                 |            |                 |    |
|---|---|-------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|-----------------|----|
| 1 | 3 | Calderos de 500 B. HP. de tubos de agua, para una presión de trabajo de 450 p.s.i.              |            | H.K.Ferguson C° |    |
|   | 2 | Turbinas a contrapresión con sangría de 1,000 HP.                                               |            |                 |    |
|   | 2 | Alternadores trifásicos directamente acoplados de 60 ciclos por segundo y tensión de 440 volts. |            |                 |    |
|   |   | Tableros de los alternadores.                                                                   |            |                 |    |
|   |   | Sub-estación y tablero de distribución.                                                         |            |                 |    |
|   |   | Instrumentos de control.                                                                        | \$ 250,000 |                 |    |
|   | 1 | Instalación de redes de fuerza motriz y alumbrado.                                              | \$ 33,000  | id              | id |

| Item                           | Cantidad | Aparato                                                                                                                                                                                                  | Costo      | Cotizante    |
|--------------------------------|----------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|--------------|
| <u>Planta de soda cáustica</u> |          |                                                                                                                                                                                                          |            |              |
|                                | 3        | Tanques de planchas de acero soldadas, de 3 mt. de altura y 3 mt. de diámetro, provistos de agitadores.<br>Tanque de disolución del carbonato de sodio.<br>Hidratador y clasificador.<br>Todo instalado. | \$ 266,000 | H.K.Ferguson |
| 2                              | 3        | Espesadores Dorr, bombas Dorrco y filtro rotativo Oliver.<br>Todo instalado.                                                                                                                             | \$ 340,000 | id id        |
| 3                              | 1        | Evaporador de triple efecto con circulación forzada de tubos y forro de nickel.                                                                                                                          |            | id id        |
|                                | 1        | Evaporador de simple efecto con circulación forzada de tubos y forro de nickel.                                                                                                                          |            |              |
|                                | 3        | Ollas de fusión.                                                                                                                                                                                         |            |              |
|                                | 1        | Escamador.<br>Todo instalado.                                                                                                                                                                            | \$ 441,000 |              |
| 4                              | 1        | Horno rotativo para la recuperación del lodo cáustico.<br>Instalado.                                                                                                                                     | \$ 300,000 | id id        |

Tales costos de maquinaria desde que son F.O.B. en Estados Unidos necesitan ser recargados en su costo de transporte, ya que vamos a asumir que sean liberados de derechos de aduana y consulares.

El costo de transporte vamos a asumirlo un 15% del costo del equipo, y desde que consideramos el dollar a S/o.15.00, los costos C.I.F. Chimbote serán:

Planta de carbonato de sodio:

$$\$ 2.851,000 \times 15 \times 1.15 = \text{S/o. } 49.100,000.$$

Planta de fuerza motriz y vapor:

$$\$ 283,000 \times 15 \times 1.15 = \text{S/o. } 4.880,000.$$

Planta de soda cáustica:

$$\$ 1.347,000 \times 15 \times 1.15 = \text{S/o. } 23.200,000.$$

Los costos de la maquinaria dependen de su naturaleza y tamaño y se han estimado según Vilbrandt (10), de la siguiente manera:

| Item                                   | Valor C.I.F. en Chimbote  | Costo de instalación | Costo total instalado     |
|----------------------------------------|---------------------------|----------------------|---------------------------|
| <u>Planta de carbonato de sodio</u>    |                           |                      |                           |
| 1                                      | S/o. 13.800,000           | 10%                  | S/o. 15.200,000           |
| 2                                      | 6.900,000                 | 25%                  | 8.620,000                 |
| 3                                      | 3.450,000                 | 20%                  | 4.140,000                 |
| 4                                      | 950,000                   | 15%                  | 1.091,000                 |
| 5                                      | 173,000                   | 5%                   | 183,000                   |
| 6                                      | 604,000                   | 25%                  | 755,000                   |
| 7                                      | 12.200,000                | 20%                  | 14.620,000                |
| 8                                      | 5.170,000                 |                      | 5.170,000                 |
| 9                                      | 517,000                   | 20%                  | 620,000                   |
| 10                                     | 275,000                   | 20%                  | 330,000                   |
| 11                                     | 242,000                   | 20%                  | 290,000                   |
| 12                                     | 4.900,000                 | 20%                  | 5.880,000                 |
|                                        |                           | TOTAL:               | S/o. 56.899,000           |
| <u>Planta de fuerza motriz y vapor</u> |                           |                      |                           |
| 1                                      | S/o. 4.310,000<br>570,000 | 40%                  | S/o. 6.030,000<br>570,000 |
|                                        |                           | TOTAL:               | S/o. 6.600,000            |
| <u>Planta de soda cáustica</u>         |                           |                      |                           |
| 1                                      | S/o. 4.580,000            |                      | S/o. 4.580,000            |
| 2                                      | 5.860,000                 |                      | 5.860,000                 |
| 3                                      | 7.600,000                 |                      | 7.600,000                 |
| 4                                      | 5.170,000                 |                      | 5.170,000                 |
|                                        |                           | TOTAL:               | S/o. 23.210,000           |

II.- Costo de producción.

A.- Costo de materias primas y auxiliares.

Base = una tonelada métrica de carbonato de sodio.

1.- Cloruro de sodio:

A S/o. 20.00 la tonelada.

Se consume 1.54 tons.

S/o. 30.80

2.- Piedra caliza:

A S/o. 60.00 la tonelada.

Se consume 1.30 tons.

" 78.00

3.- Sulfato de amonio:

A S/o. 1,000.00 la tonelada.

Se consume 5 kilos.

" 5.00

4.- Petróleo:

A S/o. 170.00 la tonelada.

Se consumen 155 kilos.

" 26.50

5.- Sulfuro de sodio:

A S/o. 2,000.00 la tonelada.

Se consumen 2 kilos

" 4.00

" 144.30

6.- Agua:

A S/o. 0.37 cada 1,000 galones.

Se consumen 1,000 galones.

" 0.37

7.- Petróleo:

A S/o. 170.00 la tonelada.

Se consumen 336 kilos.

" 57.00

8.- Reactivos de ablandamiento.

" 0.43

" 57.80

9.- Sacos multipliegos de papel:

22 sacos a S/o. 2.00 c/u. S/o. 44.00

10.- Lubricantes, agua de enfriamiento y

materiales diversos. " 5.00

Nota: De los items. 6, 7 y 8 sólo se considera los 2/3 de su valor, ya que como corresponden a los gastos de fuerza motriz y vapor, se deben repartir entre el carbonato y la soda cáustica.

B.- Costo de mano de obra directa y supervisión.

Dividiendo la planta en 9 secciones se tiene que es necesaria la siguiente mano de obra:

|                                                         |    |         |
|---------------------------------------------------------|----|---------|
| 1.- Oficina central.                                    | 2  | hombres |
| 2.- Depósitos de materia prima.                         | 5  | id      |
| 3.- Casa de fuerza motriz y vapor. Sub-estación.        | 5  | id      |
| 4.- Preparación de la cal y lechada de cal.             | 10 | id      |
| 5.- Tratamiento de la salmuera y edificio de absorción. | 10 | id      |
| 6.- Carbonatación de la salmuera.                       | 5  | id      |
| 7.- Filtrado y calcinación del cake de bicarbonato.     | 10 | id      |
| 8.- Destilación de los licores amoniacaes.              | 5  | id      |
| 9.- Envase del producto y preparación de la soda densa. | 10 | id      |

TOTAL: 62 hombres

Suponiendo un jornal promedio de S/o. 16.00 por 8 horas de trabajo, y como son tres turnos el costo por día será de:

$$3 \times 62 \times 16 = \text{S/o. } 2,980.00.$$

Tal valor corresponde a 8 hombres-hora, valor relativamente alto, ya que en EE.UU. se considera sólo 5 hombres-hora.

En lo que se refiere a mano de obra directiva tenemos:

|                         |               |                       |
|-------------------------|---------------|-----------------------|
| 1 Superintendente       | S/o. 3,500.00 | S/o. 3,500.00         |
| 3 Jefes de Guardia      | 2,000.00 c/u. | 6,000.00              |
| 1 Jefe de Mantenimiento | 2,500.00      | 2,500.00              |
| 1 Jefe de Reparaciones  | 2,500.00      | 2,500.00              |
| 1 Jefe de Laboratorio   | 2,000.00      | 2,000.00              |
| 2 Químicos              | 1,500.00 c/u. | <u>3,000.00</u>       |
|                         | Al mes        | <u>S/o. 20,000.00</u> |

C.- Costos por gastos fijos.

- 1.- Impuestos y seguros.- Consideramos tal valor como un 3% del capital total de inversión.
- 2.- Depreciación.- Desde que se piensa amortizar el valor del equipo y edificios en 12 años, esta corresponderá al 8.33% anual.
- 3.- Seguro Social.- Los valores de este fondo serán descontados de las planillas, ya que los sueldos y jornales incluyen dicha obligación.
- 4.- Indemnizaciones.- También serán descontadas de los sueldos y jornales.

D.- Costos por gastos de administración y distribución.-

|                         |                 |
|-------------------------|-----------------|
| 1 Gerente               | S/o. 10,000.00  |
| 1 Abogado, Asesor Legal | 2,000.00        |
| 1 Secretario            | 1,500.00        |
| 1 Jefe de personal      | 2,000.00        |
| 1 Contador              | 2,000.00        |
| 1 Cajero                | 1,500.00        |
| 1 Jefe de Almacen       | 1,500.00        |
| 1 Jefe de compras       | <u>1,500.00</u> |

Van: S/o. 22,000.00

|                                 | Vienen: | S/o. | 22,000.00 |
|---------------------------------|---------|------|-----------|
| 1 Jefe de venta                 |         |      | 1,500.00  |
| 1 Jefe de planillas             |         |      | 1,500.00  |
| 5 Auxiliares a S/o. 800.00 c/u. |         |      | 4,000.00  |
| 4 Choferes a S/o. 500.00 c/u.   |         |      | 2,000.00  |
| 1 Portero                       |         |      | 500.00    |
| 1 Mensajero                     |         |      | 300.00    |
| 2 Sirvientes a S/o. 300.00 c/u. |         |      | 600.00    |
| Gastos de útiles de escritorio. |         |      | 1,500.00  |
|                                 |         |      | <hr/>     |
|                                 | Al mes: | S/o. | 33,900.00 |
|                                 |         |      | <hr/>     |

Capital de operación anual.- Planta de carbonato de sodio.

Materias primas y auxiliares:

|         |                   |      |       |
|---------|-------------------|------|-------|
| II-A-1  | Sal común         | S/o. | 30.80 |
| II-A-2  | Piedra caliza     |      | 78.00 |
| II-A-3  | Sulfato de amonio |      | 5.00  |
| II-A-4  | Petróleo          |      | 26.50 |
| II-A-9  | Envases (34%)     |      | 15.00 |
| II-A-10 | Materiales        |      | 5.00  |
| II-A-5  | Sulfuro de sodio  |      | 4.00  |

Energía:

|        |                 |  |       |
|--------|-----------------|--|-------|
| II-A-6 | Agua (2/3)      |  | 0.25  |
| II-A-7 | Petróleo (2/3)  |  | 38.00 |
| II-A-8 | Reactivos (2/3) |  | 0.28  |

S/o. 202.83



Como la producción anual es de 30,000 toneladas de carbonato de sodio, el costo de estas será de:

202.83 x 30,000                      S/o. 6.070,000

Personal:

|      |                                    |                       |
|------|------------------------------------|-----------------------|
| II-B | Mano de obra = 2,980 x 380         | 1.132,000             |
|      | Supervisión técnica = 20,000 x 13  | 260,000               |
|      | Administración = 0.5 x 33,900 x 13 | 220,000               |
|      | GRAN TOTAL                         | S/o. <u>7.682,000</u> |

Capital requerido para la planta de carbonato de sodio.

CAPITAL DE TRABAJO:

Se considera un año de operación                      S/o. 7.682,000

COSTO DE INSTALACION:

|       |                                 |                |                  |
|-------|---------------------------------|----------------|------------------|
| I-A-1 | Terreno (2/3)                   |                | S/o. 250,000     |
| I-A-2 | Edificios:                      |                |                  |
|       | a) Oficina central (1/2)        | 337,000        |                  |
|       | b) Almacén (1/2)                | 450,000        |                  |
|       | c) Casa de fuerza y vapor (2/3) | 280,000        |                  |
|       | d) Talleres (1/2)               | 120,000        |                  |
|       | e) Equipo de carbonatación      | 675,000        |                  |
|       | f) Equipo de destilación        | 300,000        |                  |
|       | g) Equipo de absorción          | 280,000        |                  |
|       | h) Baños y vestuario (1/2)      | 50,000         |                  |
|       | i) Pistas, etc. (1/2)           | 500,000        | 2.992,500        |
|       |                                 | <u>500,000</u> | <u>2.992,500</u> |
|       |                                 |                | Van 3.242,500    |

|       |                                 | Vienen           | S/o. | 3.242,500         |
|-------|---------------------------------|------------------|------|-------------------|
| I-B-1 | Muebles y enseres (1/2)         |                  |      | 100,000           |
| I-B-2 | Aparatos de laboratorio (1/2)   |                  |      | 50,000            |
| I-C-1 | Carga inicial de amoníaco       |                  |      | 300,000           |
| I-C-2 | Materia prima para un día       |                  |      | 34,000            |
| I-D-1 | Equipo de la planta instalado   | 56.899,000       |      |                   |
| I-D-2 | Equipo de vapor y fuerza motriz | <u>4.400,000</u> |      | <u>61.299,000</u> |
|       |                                 |                  |      |                   |
|       |                                 |                  | S/o. | <u>65.025,500</u> |
|       |                                 |                  |      |                   |
|       |                                 |                  | S/o. | 7.682,000         |
|       |                                 |                  |      | <u>65.025,500</u> |
|       |                                 |                  | S/o. | <u>72.707,500</u> |

|                           |      |                   |
|---------------------------|------|-------------------|
| CAPITAL DE TRABAJO.....   | S/o. | 7.682,000         |
| COSTO DE INSTALACION..... |      | <u>65.025,500</u> |
| CAPITAL DE INVERSION..... | S/o. | <u>72.707,500</u> |

Costo de fabricación del producto.

Costo de operación anual S/o. 7.682,000

Gastos fijos:

Reparaciones y mantenimiento:

3% del valor del equipo, edificios y muebles 1.932,000

Depreciaciones:

Edificio: amortización en 20 años 150,000

Equipo: amortización en 12 años 5.100,000

Muebles y aparatos de laboratorio: amortización en 5 años 30,000

Van S/o. 14.894,000

|                       |                       |                        |
|-----------------------|-----------------------|------------------------|
|                       | Vienen                | S/o. 14.894,000        |
| Seguros generales:    |                       |                        |
| Edificio:             | 1/2% anual            | 15,000                 |
| Equipo y maquinarias: | 3/4% anual            | 460,000                |
| Seguro Social:        |                       |                        |
| Obreros:              | 3% de los jornales    | 34,000                 |
| Empleados:            | 3% de los sueldos     | 14,400                 |
| Indemnizaciones:      |                       |                        |
| Obreros:              | 4.18% de los jornales | 47,300                 |
| Empleados:            | 8.33% de los sueldos  | 40,000                 |
|                       |                       | S/o. <u>15.504,700</u> |

$$\text{Costo del producto} \quad \frac{15.504,700}{30,000} = \text{S/o. } 520.00$$

Capital de operación anual.- Planta de soda cáustica.

Conociendo el precio de costo del carbonato de sodio, materia prima fundamental de esta planta, calcularemos el costo de operación anual para los fines del costo de producción. Sin embargo, para el cálculo del capital de inversión no consideraremos el valor de la compra del  $\text{CO}_3\text{Na}_2$ .

Materias primas y auxiliares:

Base: una tonelada métrica de soda cáustica.

Carbonato de sodio:

A S/o. 520.00 la tonelada.

Se consume 1.34 tons. S/o. 696.00

Petróleo:

A S/o. 170.00 la tonelada.

Se consume 513 kilos 87.00

Cal:

A S/o. 115.00 la tonelada.

Se consume 73 kilos 8.40

Materiales

5.00 796.40

Energía:

II-A-6 Agua (1/3) 0.13

II-A-7 Petróleo (1/3) 19.00

II-A-8 Reactivos (1/3) 0.14 19.27

Personal:

Mano de obra: 3 hombres-hora a S/o. 2.00 6.00

S/o. 821.67

Como la producción anual es de 7,500 toneladas de soda cáustica, el costo de estos factores será de:

$$821.67 \times 7,500 = \text{S/o. } 6.170,000$$

Supervisión Técnica:

1 Superintendente S/o. 3,000

3 Jefes de guardia a S/o. 2,000 c/u. 6,000

Van S/o. 9,000 S/o. 6.170,000

|                         |          |               |              |      |                  |
|-------------------------|----------|---------------|--------------|------|------------------|
|                         | Vienen   | S/o.          | 9,000        | S/o. | 6.170,000        |
| 1 Jefe de mantenimiento |          |               | <u>2,500</u> |      |                  |
|                         | Al mes   |               | 11,500       |      |                  |
|                         | Al año = | 11,500 x 13 = |              |      | 150,000          |
| Administración (1/2)    |          |               |              |      | <u>220,000</u>   |
|                         |          | TOTAL         |              | S/o. | <u>6.540,000</u> |

Capital requerido para la planta de soda cáustica.

CAPITAL DE TRABAJO:

Se considera igual al costo de operación anual excluyendo el costo del carbonato de sodio.

|                                                  |             |      |                  |
|--------------------------------------------------|-------------|------|------------------|
| Capital de operación anual                       |             | S/o. | 6.540,000        |
| Costo del carbonato de sodio: 1.34 x 7,500 x 520 |             |      | <u>5.220,000</u> |
|                                                  | Diferencia: | S/o. | <u>1.320,000</u> |

COSTO DE INSTALACION:

|       |                                 |               |           |               |
|-------|---------------------------------|---------------|-----------|---------------|
| I-A-1 | Terreno (1/3)                   |               | S/o.      | 125,000       |
| I-A-2 | Edificios:                      |               |           |               |
|       | a) Oficina central (1/2)        | 337,000       |           |               |
|       | b) Almacén (1/2)                | 450,000       |           |               |
|       | c) Talleres (1/2)               | 120,000       |           |               |
|       | d) Casa de fuerza y vapor (1/3) | 140,000       |           |               |
|       | e) Equipo de evaporación        | 112,500       |           |               |
|       | f) Piso de la planta            | <u>27,000</u> |           |               |
|       | Van                             | S/o.          | 1.187,000 | S/o. 125,000. |

|       |                                 |                   |                        |
|-------|---------------------------------|-------------------|------------------------|
|       | Vienen                          | S/o. 1.187,000    | S/o. 125,000           |
|       | g) Baños y vestuario (1/2)      | 50,000            |                        |
|       | h) Pistas, etc. (1/2)           | 500,000           | 1,737,000              |
| I-B-1 | Muebles y enseres (1/2)         | 100,000           |                        |
| I-B-2 | Aparatos de laboratorio (1/2)   | <u>50,000</u>     | 150,000                |
| I-C   | Carga inicial de cal.           |                   | 2,500                  |
| I-D-2 | Equipo de vapor y fuerza motriz | 2.200,000         |                        |
| I-D-3 | Equipo de la planta, instalado  | <u>23,210,000</u> | <u>25.410,000</u>      |
|       | TOTAL                           |                   | <u>S/o. 27.424,500</u> |

|                           |                        |
|---------------------------|------------------------|
| CAPITAL DE TRABAJO.....   | S/o. 1.320,000         |
| COSTO DE INSTALACION..... | <u>27.424,000</u>      |
| CAPITAL DE INVERSION..... | <u>S/o. 28.744,000</u> |

Costo de fabricación del producto.

|                                               |                  |
|-----------------------------------------------|------------------|
| Costo de operación anual                      | S/o. 6.540,000   |
| Gastos fijos:                                 |                  |
| Reparaciones y mantenimiento:                 |                  |
| 3% del valor del equipo, edificios y muebles. | 820,000          |
| Depreciaciones:                               |                  |
| Edificio: amortización en 20 años             | 87,000           |
| Equipo: amortización en 12 años               | <u>2,120,000</u> |
| Van                                           | S/o. 9.567,000   |

|                                                           | Vienen | S/o. | 9.567,000 |
|-----------------------------------------------------------|--------|------|-----------|
| Muebles y aparatos de laboratorio: amortización en 5 años |        |      | 30,000    |
| Seguros generales:                                        |        |      |           |
| Edificio: 1/2% anual                                      |        |      | 8,685     |
| Equipo y maquinaria: 3/4% anual                           |        |      | 190,000   |
| Seguro Social:                                            |        |      |           |
| Obreros: 3% de los jornales                               |        |      | 10,800    |
| Empleados: 3% de los sueldos                              |        |      | 11,100    |
| Indemnizaciones:                                          |        |      |           |
| Obreros: 4.18% de los jornales                            |        |      | 15,100    |
| Empleados: 8.33% de los sueldos                           |        |      | 30,800    |
|                                                           |        |      | <hr/>     |
|                                                           |        | S/o. | 9.863,485 |
|                                                           |        |      | <hr/>     |

$$\text{Costo del producto} = \frac{9.863,485}{7,500} \quad \text{S/o. } 1,328$$

III.- Capital requerido por la industria.

|                                   |      |                      |
|-----------------------------------|------|----------------------|
| Planta de carbonato de sodio..... | S/o. | 72.707,000           |
| Planta de soda cáustica.....      |      | <hr/> 28.744,000     |
|                                   | S/o. | 101.451,000          |
| O sea, redondeando la cifra:      |      |                      |
|                                   | S/o. | <hr/> 102.000,000.00 |
|                                   |      | <hr/>                |

IV.- V e n t a s.

Desde que se producen anualmente 30,000 toneladas de carbonato de sodio, caustificándose:

$$1.34 \times 7,500 = 10,050$$

Las ventas serán de:

19,950 toneladas de  $\text{CO}_3\text{Na}_2$

7,500 toneladas de NaOH

Como precio de venta tomamos el valor de importación en 1949, recargado en un 15%; o sea:

Precio de venta del  $\text{CO}_3\text{Na}_2$  S/o. 890 la tonelada.

Precio de venta del NaOH = S/o. 1,840 la tonelada.

V.- Utilidad probable.

Monto de ventas de carbonato de sodio:

$$10,050 \times 520 = \text{S/o. } 5.220,000$$

$$19,950 \times 890 - 17.750,000 \quad \text{S/o. } 22.970,000$$

Costo de fabricación 15.504,000

Utilidad neta S/o. 7.466,000

Que representa el <sup>32-10</sup>34.00% sobre el monto de ventas y el 10.30% sobre el capital invertido.



Monto de ventas de la soda cáustica:

7,500 x 1,840 = S/o. 13.800,000

Costo de fabricación 10.133,485

Utilidad neta S/o. 3.666,515

Que representa el 26.60% sobre el monto de ventas y el 12.60% sobre el capital invertido.

En conclusión, la industria planteada tiene una utilidad total de:

S/o. 7.466,000 \*

3.666,515

S/o. 11.132,515

que sobre el capital total invertido de:

S/o. 101.451,000

da una ganancia del:

11.00%

## A P E N D I C E

### DISTRIBUCION RACIONAL DEL EQUIPO

La fábrica que se trata en el presente proyecto, por lo conocido de sus aparatos y reacciones, no envuelve mayor experiencia en el estudio de sus materias primas, maño de obra y equipo. Sin embargo, la parte previa a la construcción cual es el diseño y más que nada la correcta distribución de las diferentes secciones de la fábrica, necesitan un estudio minucioso cuya bondad se debe atribuir a la experiencia de la firma proyectista.

Las ventajas fundamentales que se obtienen con una buena distribución del equipo son las siguientes:

- 1.- Mínimo costo de transporte de materiales.
- 2.- Mínimo costo de área de producción (terreno).
- 3.- Mínimo número de retrasos en la producción.
- 4.- Evita cambios costosos e innecesarios (futuras expansiones).
- 5.- Máximo control de producción.
- 6.- Mejor posibilidad de supervisión.

Todo el estudio de la distribución se sintetiza en los planos de la fábrica que en el proyecto estudiado deberán incluir por lo menos:

- 1.- Plano y elevaciones generales del conjunto de las instalaciones en escala 1:100.
- 2.- Diagrama de flujo de materiales en la misma escala, figurando todos los aparatos, tuberías y canales de circulación de líquidos, fuerza, sólidos, etc. en líneas convencionales y de colores diferentes indicando la capacidad horaria de las secciones y aparatos.

- 3.- Plano y elevaciones generales de cada sección en la escala 1:200.
- 4.- Plano, elevación y todos los cortes necesarios para la instalación de cada aparato en escala 1:100.
- 5.- Plano general de las cimentaciones y estructuras, con indicación de las cargas estáticas unitarias, detalles de fijación de los aparatos y el peso o volumen de las bases de concreto para estas máquinas.
- 6.- Plano general de montaje y de construcción de los edificios.
- 7.- Relación general del equipo.

Aunque en el presente trabajo se incluye una vista de plano del conjunto de las instalaciones y algunas elevaciones de la sección de absorción y de carbonatación, se procurará mencionar por escrito todas las reglas generales que una planta de álcalis deberá seguir.

Se aclara esto porque aún cuando un buen diseño tiene cierto número de formas que dependen más que nada del punto de vista individual del proyectista, hay ciertos puntos que se han de guardar invariablemente.

Quizás la mejor manera de expresar la distribución de los edificios sea dar noción de su distancia entre ellos ya que la instalación dentro de los mismos de la maquinaria necesita mayor precisión tanto de niveles cuanto de distancias.

Desde que el flujo de vapor a través de tuberías va acompañado de pérdidas de calor proporcionales a las longitudes de estas, el punto de partida de la distribución del equipo que requiere vapor es la casa de calderos.

Como ya se mencionó, la totalidad del vapor producido va hacia las turbinas a contrapresión, y el vapor que se purga tanto en su descarga cuanto en la sangría, se utiliza en los destiladores, en los evaporadores y en los compresores o máquinas de vapor.

Es pues por esta razón que siempre el cuarto de máquinas donde se encuentran las turbinas, compresores de  $\text{CO}_2$  y todas las máquinas movidas por vapor se hallan junto a la casa de calderos.

Otro fluido que también requiere tuberías cortas es la lechada de cal. o sea que la distancia de los hidratadores a los precalcificadores (destiladores) debe ser mínima.

Existen también cuatro edificios que deben estar en línea recta y adyacentes en el siguiente orden: primero el de destilación, luego el de absorción, después el de carbonatación y finalmente el de filtrado y calcinación.

El edificio de absorción debe tener suficiente área para los tanques de sedimentación y los filtros deben hallarse bastante cerca de las columnas y a una altura de 35 pies sobre el nivel del suelo. Los calcinadores rotativos que pueden tener una chimenea común deben estar razonablemente cerca de los filtros, de suerte que el cake del bicarbonato de estos filtros pueda ser transportado por fajas, y los gases que salen ya condensados y comprimidos introducidos en las columnas de carbonatación.

La cercanía que debe existir entre los calcinadores rotativos, el cuarto de máquinas y las columnas de carbonatación se explica en que la succión de los gases del calcinador es sólo debida a los compresores y como existe bastante fricción debido al sistema de purificación, las tuberías deben ser lo más cortas posible.

Desde que los edificios pueden ser ya de estructuras de acero o ya de concreto armado, prefiriéndose las primeras, la localización de los aparatos dentro de ellas envuelve serios problemas de resistencia de materiales, ya que la mayoría de tales aparatos tienen una gran altura y muy pequeña base, lo que hace que las cargas concentradas sean bastante

elevadas. Tales condiciones obligan a que los edificios de la fábrica sean particularmente altos y como en su mayoría estos se encuentran juntos, la apariencia que presenta la fábrica es la de un solo edificio de considerables proporciones.

Casi todos los aparatos situados fuera de los edificios de destilación, absorción y carbonatación se hallan colocados sobre el suelo. Sin embargo, en estos tres primeros existen ciertas alturas para cada aparato de tal suerte que el flujo de la salmuera sea por gravedad.

En la mayoría de los casos aunque los niveles de los aparatos permiten un flujo en condiciones de igual presión, la existencia de presiones y vacíos en dichos aparatos hacen obligatorio el uso de tuberías o sellos de gas en forma de U.

Distribución del equipo en el edificio de absorción.- Tal estructura que puede ser de vigas de acero o de concreto armado, se encuentra situada entre los edificios de destilación y carbonatación y forman por decirlo así una sola unidad. Necesita una altura de 80 pies debido a que el fondo de las torres de absorción se encuentra a 25 pies del suelo. Esta disposición se hace para que la salmuera caiga por gravedad sobre los tanques de sedimentación. Estos tanques están instalados sobre el suelo, en pedestales, a una altura que permita colocar debajo de ellos una bomba de diafragma para el movimiento del lodo.

Sobre el nivel del tope de la torre de absorción existe un enfriador tipo trombón en el cual el agua de enfriamiento cae en cascada; este aparato recibe por gravedad la salmuera que sale del fondo de la torre de lavado de los amoniatadores. Como se aprecia, este aparato está fuera de la línea de centros de las torres. Sin embargo, sobre el tope mismo de la torre de absorción se instala un enfriador de los gases que se

elevan a la torre de lavado. Dicho enfriador pues es lo único que separa el amoniador de su torre de lavado.

Distribución del equipo en el edificio de carbonatación.- Esta estructura que puede ser de vigas de acero o de concreto armado es la más alta de la fábrica. Dentro de ella se hallan las cuatro columnas de carbonatación, una en "limpieza", dos en "formación" y una de repuesto. Las dos columnas en formación, que igual que las otras, se hallan sobre el suelo y tienen una altura de 75 pies exhaustan sus gases a un ciclón separador y de ahí estos pasan a las torres de lavado de las columnas que deben estar debajo del tope de las columnas pero a una altura tal que permitan el flujo por gravedad de la salmuera hacia la torre de lavado del amoniador. Para impedir la mezcla de gases de la torre de lavado del amoniador de los de las columnas, la tubería de salmuera entre el fondo de la torre de lavado de las columnas y la del amoniador está provista de un tubo en U bastante largo.

Encima de las torres de lavado de las columnas y a unos 10 pies del tope de éstas se halla el lavador de los gases del filtro, que también alimenta por gravedad la salmuera tanto a la torre de lavado del amoniador como a las de las columnas. También en este caso, debido a discrepancias de presiones se usan tubos en U, a fin de evitar el uso de bombas centrífugas.

En el techo de este edificio puede ser situado un gran tanque de salmuera que alimente simultáneamente por gravedad, al tope de los lavadores de las columnas, del lavador del filtro y del lavador del amoniador.

## MODIFICACIONES POSIBLES DENTRO DE LOS PROCESOS ESTUDIADOS.

Desde el punto de vista químico y en algunos casos del económico existen tres modificaciones al proceso seguido en este trabajo, que en otros países han dado buenos resultados. Estos son:

- 1.- Descomposición en húmedo del bicarbonato crudo.
- 2.- Obtención del cloruro de amonio a partir del licor madre.
- 3.- Obtención de soda cáustica anhidra por destilación.

Estudiando por separado cada uno de estos métodos haremos una descripción de ellos seguida de las razones por que en nuestro caso no se han empleado.

Descomposición en húmedo del bicarbonato crudo.- Es la operación de calentamiento por vapor del magma de bicarbonato crudo que sale del fondo de las columnas de carbonatación. Tiene la ventaja sobre la calcinación del cake del filtro en que junto a una mayor eficiencia térmica se une un menor calor de disociación, ya que su reacción que está expresada por la ecuación:



cuyo calor de reacción es de 250 calorías por cada 2 moles de bicarbonato, mientras que la calcinación en seco:



tiene un calor de reacción de 30,600 calorías.

Desde luego en el primer caso se obtiene una solución de carbonato de sodio que sólo puede servir para:

- 1.- Preparación de bicarbonato de sodio puro.
- 2.- Manufactura de sesquicarbonato de sodio.

3.- Manufactura de soda cáustica.

El aparato de descomposición es muy similar a un destilador; consta de un stripper y su respectivo rectificador y deja escapar un  $\text{CO}_2$  húmedo. Trabaja con vapor de alta presión (60 psig.) por las siguientes razones:

- 1.- La solubilidad del  $\text{CO}_2$  en el licor disminuye con el aumento de temperatura.
- 2.- La velocidad de descomposición aumenta con la temperatura.
- 3.- El aumento de la presión del vapor y de su temperatura causa menor condensación dando un mayor efecto de agotamiento (stripping).

La razón por que no hemos usado este método en nuestro trabajo es que siempre el magma tiene cierto contenido de cloruro de sodio que en los filtros se puede eliminar por lavado, mientras que en este método, además de no ser eliminable, se produce un aumento del contenido del mismo por reacción entre el cloruro de amonio del magma y el bicarbonato de sodio.

Tal contenido de cloruro de sodio en el licor que va a ir a caustificarse podría ser eliminado en la operación de sedimentación después de la primera evaporación, pero siempre quedaría algo de cloruro en el producto acabado.

Sin embargo, aunque no empleamos este método, hacemos notar su gran ventaja en la producción de la solución de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  que se emplea en la fabricación de la soda cáustica. También existe para los aparatos de descomposición un enorme rango de usos en la presión de vapor ya que si bien la presión óptima es de 60 psig. se puede usar vapores hasta de 6 psig.

Otra desventaja del método de calcinación en húmedo es su ligeramente baja conversión de bicarbonato a carbonato (85 a 88%), mientras



que en la calcinación en seco llega a 99%.

Obtención del cloruro de amonio a partir del licor madre.- Este proceso que en algunos países modifica al descubierto por Solvay consiste en el tratamiento del licor madre a fin de que precipite primero todo el bicarbonato de sodio en solución, para que luego se produzca la cristalización del cloruro de amonio.

El método está basado en el proceso de "salting out" que se produce al adicionar bicarbonato de amonio al licor madre. En verdad el bicarbonato de sodio que existe en solución es una cantidad muy pequeña, pero como existe bastante cloruro de sodio este al reaccionar con el  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  produce una cantidad equivalente de  $\text{NaHCO}_3$ . Como el  $\text{NH}_4\text{Cl}$  y el  $\text{NaCl}$  están en su punto de saturación antes de la adición del  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  se debe cuidar que esta no sobrepase el límite del producto de solubilidad del  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ya que entonces se obtendría un bicarbonato impuro. Este incremento de iones  $\text{NH}_4$  necesita ser seguido de un enfriamiento de la solución de alrededor de 10 a 15° C. o sea enfriar a unos 20 ó 25° C. Después de esto se hace la adición de  $\text{NaCl}$  que provee la cantidad necesaria de iones Cl que sobrepasando el valor del producto de solubilidad del  $\text{NH}_4\text{Cl}$ , produzca su respectiva cristalización. Desde luego esta última adición se hace en tanque aparte.

Como se puede apreciar, el licor que queda después de esta operación puede ser considerado como un nuevo licor madre desde que tiene bastantes iones Na en solución. Sin embargo, si consideramos que el amonio además de estar como cloruro está como carbonato, bicarbonato, sulfato, sulfuro, etc. se tiene que el ión sodio también estará en esta misma forma. Entonces la verdadera interpretación de la reacción del "salting out" con  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  corresponde a la reacción:



siendo el anión A el conjunto de aniones en que se encuentra el catión  $\text{NH}_4$  en el licor madre. Desde luego cuanto mayor sea la concentración del anión A más difícil será la cristalización del  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ya que una disminución de iones  $\text{Cl}^-$  no haría sobrepasar en buena forma el producto de solubilidad del  $\text{NH}_4\text{Cl}$ .

Analizando este proceso desde el punto de vista práctico, se encuentra la dificultad del control de concentraciones que hay que hacer junto con el control de volúmenes de licor y temperaturas. En realidad este proceso necesitaría varios químicos en trabajo y si se tiene en cuenta que para nuestra producción se obtiene una cantidad equivalente de 115 toneladas por día de  $\text{NH}_4\text{Cl}$  los enormes volúmenes de los recipientes darían un costo muy elevado a las refrigeraciones de estos mismos, máxime en climas calurosos como el nuestro.

Obtención de soda cáustica anhidra por destilación.- Tal proceso elimina la poca eficiente fusión en ollas por la destilación de la solución entre 50 y 70% de NaOH usando un kerosene con punto de ebullición promedio de 431° F. En realidad el proceso consiste en una evaporación a presión parcial en un evaporador de acero forrado con níquel provisto de una columna de platos que sirve de rectificador y un condensador que separa los cristales de NaOH arrastrados por el kerosene en su destilación.

El calor es suministrado por serpentines de vapor sobrecalentado o si no por líquidos de alto punto de ebullición como el difenilo. La proporción en que se mezcla el kerosene con la solución cáustica es de 2 a 1. Como debido a la insolubilidad del kerosene en agua dicha mez-

cla es difícil, se hace uso de un agitador que se encuentra en la caldera del destilador y que produce una emulsión bastante perfecta de estos líquidos.

El condensador tiene por objeto sólo condensar el kerosene dejando como vapor el agua que escapa. La proporción de agua a kerosene en los vapores que van a condensarse debe ser mantenida de 10 partes de agua a 7 de kerosene. Los cristales que precipitan en el kerosene condensado tienen un tamaño malla 70 a 100 y pueden ser separados en un filtro centrífugo. Usando un ciclo de 22 minutos en este aparato es posible reducir el contenido de kerosene en los cristales hasta 1.8% en peso o menos. Dichos cristales pueden ser lavados con gasolina hasta que el contenido de kerosene baje a 0.1%. Estos cristales son secados en un secador rotativo a alrededor de 170° F. pasando los gases del secado a una columna de fraccionamiento que recupera el solvente usado.

Este método tiene la ventaja de sólo requerir la tercera parte de calor que se necesitaría si se usara las ollas de fusión, sin embargo desde que pequeñas trazas de kerosene se encuentran siempre en el producto acabado y además el uso del kerosene recuperado no es bien puro, en lugar de cristales blancos se tienen de un color gris que baja notablemente el aspecto del producto.

Tal método que se ha descrito como una destilación intermitente, puede también ser llevada en forma continua y con ayuda de un pequeño vacío.

#### RELACION GENERAL DEL EQUIPO.

Planta de carbonato de sodio.

Depósitos de materias primas.

3 tanques de 200,000 galones para petróleo.

2 tanques de 100,000 galones para petróleo.

1 tanque elevado de salmuera.

1 tanque elevado de agua de enfriamiento.

1 tanque de agua blanda.

1 molino de mandíbula para la caliza.

1 balanza de plataforma.

Líneas Decauville, vagones, etc.

Casa de fuerza motriz y de calderos.

3 calderos de 500 B. HP. y de 450 psi.

2 turbinas a contrapresión con sangría.

2 generadores trifásicos.

3 compresores de CO<sub>2</sub>.

Instrumentos y paneles de control.

Preparación de la cal y la lechada de cal.

3 hornos verticales de calcinación.

1 montacargas.

3 transportadores de placas.

1 molino de bolas con clasificador neumático.

2 tanques de hidratación.

1 tanque de almacenaje de lechada de cal.

Tratamiento de la salmuera y amoniatación.

2 espesadores Dorr.

2 torres de lavado.

2 enfriadores tipo cascada.

2 torres de absorción de amoníaco.

3 tanques de sedimentación.

1 enfriador de tipo cascada.

1 tanque de almacenaje de salmuera amoniataada.

1 bomba de vacío.

Carbonatación de la salmuera.

2 torres de lavado de las columnas.

4 columnas de carbonatación (1 de repuesto).

3 bombas centrífugas.

2 ciclones.

Filtrado y calcinación del bicarbonato.

2 filtros centrífugos o rotativos Oliver.

1 transportador de faja.

2 calcinadores rotativos.

2 enfriadores.

2 ventiladores rotativos para los quemadores.

Destilación de los licores amoniacales.

2 destiladores (columna de cal, stripper y condensador).

2 precalcificadores.

Acabado del producto y preparación de soda densa.

1 calcinador rotativo.

1 aparato de ensaque con balanza automática.

Sistemas de transporte de sacos por fajas.

Planta de soda cáustica.

Caustificación.

3 agitadores Dorr.

1 hidratador.

1 tanque de disolución del  $\text{CO}_3\text{Na}_2$ .

1 clasificador Dorr.

Decantación y filtración del licor cáustico.

3 espesadores Dorr.

3 bombas de diafragma Dorrco tipo succión.

1 filtro rotativo Oliver.

Evaporación, fusión y escamado.

1 evaporador de triple efecto con circulación forzada.

1 evaporador de simple efecto con circulación forzada.

3 ollas de fusión.

1 escamador.

Recuperación del lodo cáustico.

1 horno rotativo.

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

- 1.- Kirk y Othmer.- Encyclopedia of Chemical Technology. Vol. I  
pag. 415.
- 2.- F. Ullman.- Enciclopedia de Química Industrial. G. Gili 1935.  
Vol. III
- 3.- Muspratt.- Enciclopedia de Química Industrial. Suplemento.
- 4.- Perry .- Chemical Engineers' Handbook. 2a. Edición . McGraw-  
Hill
- 5.- Shreve.- The Chemical Process Industries.- McGraw-Hill 1945.  
pag. 271.
- 6.- Badger y Baker.- Inorganic Chemical Technology.- McGraw-Hill  
Capitulos VI y VII.
- 7.- Te-Pan-Hou.- Manufacture of Soda.- Reinhold Publishing Corp.  
1942.
- 8.- Brown.- Unit Operations.- Jhon Wiley 1950.
- 9.- Badger y McCabe.- Elements of Chemical Engineering.- McGraw-  
Hill 1936.
- 10.- Vilbrandt.- Chemical Engineering Plant Design.- McGraw-Hill  
1949.
- 11.- Kirkbride.- Fundamentos de Ingeniería Química.- Aguilar, S.A.  
de Ediciones. pag. 138.
- 12.- Mantell.- Industrial Electrochemistry.- McGraw-Hill 1940  
pag. 332
- 13.- Hougden y Watson.- Chemical Process Principles.- Jhon Wiley  
1943.
- 14.- Kern.- Process Heat Transfer.- McGraw-Hill 1950.
- 15.- Fernando C. Fuchs.- Boletín de la Dirección de Minas e Indus-  
trias. Julio 1935.
- 16.- Joaquin Vargas F. - Informaciones y Memorias de la Sociedad  
de Ingenieros.- Julio de 1950.
- 17.- Luis Alva Saldaña.- Boletín de la Dirección de Industrias.  
Setiembre de 1945.
- 18.- Soda Ash.- The Solvay Process Co. 1946.
- 19.- Soda Ash and Caustic.- Chem. Eng. 55, 8 - 136 (1948)
- 20.- Ammonia Soda Process.- Chem. Met. Eng. 49, 2 - 134 (1942)
- 21.- Alkali Industries, Integrated, Chem. Met. Eng. Febrero de 1946.
- 22.- Soda, Caustic and Electrolytic Chlorine. Ibid. Diciembre 1942.

- 23.- A Industria de Alcalis no Brasil- Projeto de Cabo Frío.- Mario Da Silva Pinto.- Boletín N° 28 del Dpto. Nacional de Producción Mineral del Brasil.
- 24.- Informe sobre el Estudio preliminar del subsuelo de Chimbote. Boletín N° 130 del Cuerpo de Ingenieros de Minas del Perú.
- 25.- Informe preliminar sobre las calcáreas de Cuculí, Zaña, Saltur, Casablanca y Lacramarca.- Boletín N° 130 del Cuerpo de Ingenieros de Minas del Perú.
- 26.- Soda Natural del Lago Texcoco.- Chem. Eng. Agosto de 1948.
- 27.- Generalidades sobre Fabricación de Soda Cáustica y su futura producción en Colombia. Hernán Gómez G. .- "Ingeniería Química" Junio de 1948 - Medellín-Colombia.
- 28.- Settling Rate of Calcium Carbonate in Causticizing of Soda Ash.- Olsen y Direnga.- Ind. Eng. Chem. 33, 204, (1941)
- 29.- Ch. Tyler.- Chemical Engineering Economics.- Mc-Graw-Hill 1948.
- 30.- Th. Gregory.- Uses and applications of Chemicals and related materials.- Reinhold Publishing Corp. 1944.
- 31.- Ingersoll Rand.- Catálogo N° 100.