

ESCUELA NACIONAL DE INGENIEROS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

—•—

T E S I S D E G R A D O

U T I L I Z A C I O N D E U N S U B - P R O D U C T O

Ante-proyecto para la instalación de una
planta para recuperar 5 toneladas cortas
de anhídrido carbónico por día, a partir
de los gases producidos en los hornos de
cal.

Presentado por el ex-alumno

ENRIQUE VALLE BRIGNOLE

para optar el título de Ingeniero Químico.

- . -

L I M A - P E R U

1952

S U M A R I O

	Pag.
Prólogo	1
Introducción y Generalidades	4
Posición de la Planta	51
Estadísticas	55
Capacidad de la Planta	59a.
Descripción del Proceso	60
Usos del Anhidrido Carbónico	128
Cálculos y Diseños	142
Estudio Económico	234
Conclusión	251
Bibliografía	253
Erratas Advertidas	258

P R O L O G O

He realizado este modesto trabajo con la finalidad de despertar cierto interés por un problema industrial que, en otros países, ha sido y es bastante contemplado y al cual, en nuestro medio, parece que aún no se le da importancia. Si se ha hecho alguna tentativa en este sentido, ella no ha tenido el apoyo económico o técnico que requiere y así nos encontramos al día de hoy con muy poco o ningún conocimiento del problema que nos ocupa. Si bien no se le puede atribuir a éste, características de importancia, como corresponde a las industrias básicas que tanto necesita el País para su desarrollo, reportaría apreciables beneficios a las plantas que supieran aplicar su solución más conveniente y, al colocar en el mercado un producto de múltiples aplicaciones industriales y comerciales, contribuiría al desarrollo de la industria y a un mayor grado de comodidad de sus habitantes.

No pretendo, dadas las características esencialmente teóricas, de las cuales muy difícilmente puede escapar un trabajo de tesis, realizar un estudio acabado o dar una directiva técnica responsable y precisa sobre el tema que he abordado. Sólo entiendo exponer, en una forma mas o menos amplia, los principales puntos que se presentan en su desarrollo, dándoles igualmente a cada uno de ellos una primera solución a modo de ensayo o ejemplo, la cual puede ser modificada en sus detalles, según convenga, al hacerse

el estudio definitivo. Tal directiva le ha parecido la más apropiada al autor, puesto que sólo posee un ligero conocimiento objetivo de la industria en consideración y no tiene otra base que las referencias que ha logrado encontrar en la literatura química y lo poco que ha podido aprender de los principios de Ingeniería Química. Tales razones han inducido a presentar este trabajo con el título de "ante-proyecto".

En las partes descriptivas, me he limitado a exponer la información básica necesaria para seguir con facilidad el desarrollo de este estudio y lograr una clara visión general de él. Así, al ocuparnos del equipo nos referimos de preferencia a sus características particulares evitando la exposición de detalles generales conocidos por nosotros; en las descripciones de procesos se expone los puntos necesarios para apreciar su objetivo y mecanismo. Referencias más amplias, acerca de cada uno de los puntos tratados, se encuentran en la literatura que se cita en cada caso; su transcripción aquí no tendría objeto. Este concepto se ha aplicado sobre todo en lo que concierne a Estado Natural, Propiedades Físicas y Químicas, Usos y Transporte del Anhídrido Carbónico, que tienen amplio desarrollo en el trabajo monográfico que sobre este compuesto han realizado Quinn y Jones (53), y en otros citados en forma específica.

En cuanto al diseño del equipo, es cosa sabida que gran parte de él debe ser efectuado por los especialistas de las compañías / constructoras. Esto es particularmente cierto en lo que se refiere a bombas, ventiladores, evaporadores y otros. Los diseños efectuados, por lo tanto, sólo significan una solución tentativa, enca

minada principalmente a dar aplicación a los principios de Ingeniería Química estudiados en la Escuela. En muchos casos, ha sido de gran ayuda las referencias sobre los determinados tipos de equipo que se utiliza de preferencia en cada caso.

No se ha intentado el diseño del equipo utilizado en la parte de compresión y licuación porque, trabajando sus líneas bajo presiones considerables, su construcción presenta características especiales que requieren ser consideradas por la Ingeniería Mecánica.

No terminaré estas líneas sin expresar mi reconocimiento a todas las personas y entidades que han contribuido, en una u otra forma, a facilitarme el desarrollo del presente trabajo. Su contribución queda ligada a este pequeño esfuerzo.

Si la obra realizada puede ser de alguna utilidad para posteriores estudios más completos, será el mejor premio para su autor.

Enrique Valle Brignole

Lima, noviembre de 1951.

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

1.- Generalidades sobre el Anhidrido Carbónico y su obtención comercial.

Historia.

Parece indudable que el hombre ha tenido conocimiento de la existencia del gas carbónico desde los primeros tiempos de la Humanidad. Por ésto se afirma que la historia del anhídrido carbónico empieza con la historia del hombre. Sin embargo, no se debe pensar que tal conocimiento haya sido una apreciación clara de su naturaleza ni mucho menos. Para ellos, este compuesto no era imaginado ni siquiera como un gas o sustancia material, sino como un espíritu del mal o demonio que tenía el poder de dejar sin vida a sus víctimas, sin el menor signo de violencia. En el primer siglo de nuestra Era, Plinio menciona las exhalaciones de un vapor letal, que él denomina "spiritus lethales", en algunas cavernas, especialmente la célebre Gruta del Perro cerca de Nápoles. Como es sabido, el gas carbónico cubre el suelo de esta gruta por su mayor densidad, hasta un nivel que no alcanza la altura de un hombre, pero en cambio es suficiente para que un animal de reducido tamaño quede completamente cubierto por esta capa de gas, inepto para la respiración, y muera así por asfixia.

Los estudios ordenados y de investigación, empiezan recién en el siglo XVI con los trabajos realizados por J. B. van Helmont (1577 - 1644), que fueron después publicados por su hijo. Este in-

investigador reconoció la formación o evolución de un mismo gas cuando se quemaba carbón, o cuando fermentaban ciertas sustancias y estableció que era distinto a otros gases, estudiando algunas de sus propiedades. Descubrió, además, otras fuentes de anhídrido carbónico: la acción de un ácido sobre los carbonatos; desprendimiento de las cavernas; desprendimiento en ciertas aguas minerales y como producto de la fermentación gástrica en los intestinos.

Hoffman es el primero en llegar a la conclusión que el anhídrido carbónico da propiedades ligeramente ácidas al agua, al disolverse en ella.

A Hales se debe los métodos para separar y recoger el gas / (1724), cosa que no se había logrado hasta ese entonces.

Joseph Black realizó un apreciable trabajo en el esfuerzo por reconocer el gas carbónico, dando, entre otras cosas, la primera explicación de la respiración animal y de los efectos mortales del gas.

También Cavendish dedicó cierta atención a este compuesto, especialmente a la formación de carbonato de calcio al pasar anhídrido carbónico por una solución de hidróxido de calcio.

Joseph Priestley, cuya fama se debe principalmente a su descubrimiento del oxígeno, realizó, también, una apreciable contribución al conocimiento del anhídrido carbónico. Descubrió que la presión favorece la disolución de este gas en el agua, pudiendo considerársele, entonces, como el inventor de las bebidas carbonatadas artificiales. Investiga y explica un hecho de gran importancia : el ciclo del anhídrido carbónico en la Naturaleza; su transformación por la respiración de animales y plantas.

Poco después de la publicación de las conclusiones de Priestley, Tobern Bergman presenta un trabajo completo sobre la historia y naturaleza del anhídrido carbónico, para lo cual desde 1770 había realizado un estudio exhaustivo de las propiedades del gas. Determinó su solubilidad en agua, comprobando, además, que ésta disminuye al aumentar la temperatura; determinó, asimismo, la densidad de una solución saturada de anhídrido carbónico en agua. Volvió a comprobar las propiedades ácidas de esta solución y produjo aguas carbonatadas artificiales, que imitaban las de Seltz. Por las propiedades ácidas dadas al agua lo denominó "ácido del aire". Determinó la composición de algunos carbonatos con bastante precisión y fué el primero en formular una opinión racional sobre la constitución del aire atmosférico. Lo consideró formada por tres fluidos elásticos: 1º, - el "ácido del aire" (anhídrido carbónico) que existe en pequeñas cantidades; 2º, lo que él llamó aire viciado (nitrógeno), que no sirve para la combustión ni para la respiración y, 3º, un aire absolutamente necesario para la combustión y para la vida que constituye alrededor de la cuarta parte de la atmósfera y que consideró como aire puro. Halló que la densidad del anhídrido carbónico es mayor que la del aire ordinario y con esto explicó los fenómenos de asfixia en las cavernas. Por último, son remarcables sus experimentos sobre la asfixia de los animales por el anhídrido carbónico, descubriendo que mata no sólo privando a la víctima de aire respirable, sino también ejerciendo un efecto dañino sobre el organismo, particularmente en la sangre y en el sistema circulatorio.

El gran químico y físico Lavoisier probó la composición del "aire fijo" demostrando que se producía calentando carbón en el seno

del oxígeno. Le dió entonces el nombre de "Acide Carbonique", (ácido carbónico), que ha permanecido hasta nuestros días, aunque este término se usa de preferencia para la solución del gas en agua, denominándose anhídrido carbónico o gas carbónico al gas mismo.

Este investigador, conjuntamente con Laplace, estableció por primera vez la composición, bastante aproximada, del anhídrido carbónico, fijándola en 23,5 a 28,9 partes de carbono y 71.1 a 76.5 / partes de oxígeno. El gas fué producido por la combustión del diamante en oxígeno.

Desarrollo Industrial del Anhídrido Carbónico.-

Puede considerarse que el desarrollo industrial del anhídrido carbónico, empieza con los experimentos puramente científicos efectuados por Faraday sobre licuación de gases. Como ya se ha visto, anteriormente se había puesto mucho interés en la fabricación de aguas carbonatadas artificialmente. Thilorier repite las pruebas de Faraday con el anhídrido carbónico, pero en mayor escala. Utilizó dos grandes retortas de fierro fundido conectadas entre sí; una servía para generar el gas mediante una mezcla de bicarbonato de sodio y ácido sulfúrico, y la otra servía de recipiente y condensador para el gas que venía a una presión muy alta. Aunque se podía obtener considerable cantidad de líquido por este método, el aparato usado no era apropiado para soportar las enormes presiones a que estaba expuesto y no fué raro que explotara alguna vez, con fatales consecuencias. Thilorier, sin embargo, continuó sus experimentos haciendo valiosas observaciones sobre la dilación, cambios en la presión de vapor, densidad y calor de este gas licuado, durante la evaporación. Mientras vaporizaba el líquido, Thilorier obtuvo

el anhídrido carbónico sólido por primera vez, en 1834.

Mareska y Donny perfeccionaron el aparato de Thilorier para / darle mayor seguridad. Lo construyeron de plomo, forrado por unas camisetitas de cobre reforzadas por zunchos de fierro.

Durante el año 1845 se realizó diversos adelantos en el camino de la utilización del anhídrido carbónico. Addams logra la licua— ción del gas por medio de una bomba hidráulica. Este aparato perm_i te después a Faraday, producir gran cantidad de anhídrido carbónico líquido.

Johann Natterer, trabajando bajo la dirección del Profesor Pleishl, en Viena, desarrolló un compresor mecánico con el cual pu— do obtener el anhídrido carbónico líquido. Esta máquina era de sim— ple efecto y se necesitaba varias horas de trabajo pesado para obte— ner una libra de líquido. Sin embargo, a pesar de su construcción rudimentaria, viene a ser el antecesor de los modernos compresores de efecto múltiple.

En 1873, el Departamento de Marina de los EE. UU. compró un torpe— do Lay, (los mismos que vemos aparecer durante la guerra con Chile), conjuntamente con el aparato Lay para producir el anhídrido carbóni— co, líquido necesario para impulsarlo. Eran los tiempos en que los gobiernos trataban de utilizar este compuesto como un medio de pro— pulsión para sus proyectiles marinos. Walter Hill, que fuera encar— gado de producir la cantidad necesaria de anhídrido carbónico para el torpedo (700 libras), y de probarlo, se dió cuenta muy pronto q' el sistema no resultaba práctico para producir cantidad tan grande. Así pues, usando polvo de mármol y ácido sulfúrico para producir el gas y un compresor mecánico obtenido de la Burleigh Rock Drill Co.,

obtuvo mejores resultados. En sus trabajos posteriores, (1875), pudo comprimir anhídrido carbónico a razón de 46 libras por hora y a un costo de \$ 0.249 por libra primero, y después a menos de \$ 0.21. Estimó que el líquido se podía obtener por menos de \$ 0.15 la libra, con un aparato similar al utilizado.

En 1877, Hendryck Beins, en Groningen, sacó una patente para / producir anhídrido carbónico líquido calentando bicarbonato de sodio. Su interés era utilizarlo como un medio de propulsión.

A partir de 1879, surge en Alemania el nombre de W. Raydt, quien inicia una serie de aplicaciones industriales para el anhídrido carbónico, trabajando en cooperación con las fábricas Krupp en Berlín y Essen. Merece destacarse su aplicación como extinguidor y las patentes para las máquinas de refrigeración y hielo, en el año 1885.

En esos tiempos la industria del anhídrido carbónico líquido / dependía de dos factores para su desarrollo. En primer lugar perfeccionar un compresor capaz de comprimir grandes cantidades del gas y segundo, obtener un mercado capaz de absorber el volumen producido. Una gran cantidad de anhídrido carbónico salía de la tierra en muchos sitios, especialmente en Alemania, de modo que la manufactura del gas no tenía importancia . Sin embargo, para evitar el transporte de los pesados cilindros y de su contenido se hizo pronto evidente la necesidad de producir el gas por otros métodos, y así en 1889 la Kolensäure - Werke, en Erkner cerca a Berlín, inicia la fabricación del anhídrido carbónico por el proceso de combustión de cok.

Desde entonces muchos otros nombres se han asociado al progreso de la industria, como así mismo han surgido nuevos procedimien-

tos y nuevos métodos.

El desarrollo de la industria del anhídrido carbónico y su explotación comercial se inicia en 1925, casi cien años después de su obtención por Thilorier.

En la actualidad esta forma del anhídrido carbónico ha encontrado gran aplicación en Europa y los EE. UU., especialmente en este último país, en donde se produce alrededor de 1,000 toneladas diarias de hielo seco, comparada con la producción total de anhídrido carbónico sólido y líquido que es de 1,500 toneladas diarias.

En el Perú, en Lima, se está fabricando desde años atrás el anhídrido carbónico líquido. Se tiene información de la posible instalación de una planta en Arequipa, a base del equipo de una que se desmontó en Lima. El autor no conoce el estado actual de esta empresa, ni tampoco tiene conocimiento de la existencia de otras plantas en la República.

Ultimamente se ha instalado en la Capital una pequeña planta de hielo seco. Sin embargo, por no contarse con un mercado amplio para este producto en nuestro medio, su producción es bastante reducida o eventual, dedicándose más bien a producir el anhídrido carbónico líquido.

En los países en donde la industria ha alcanzado un alto nivel de desarrollo, el anhídrido carbónico se produce en gran escala como sub-producto en los procesos de fermentación y de fabricación de la cal y por separación de los gases de combustión en los calderos, por medio del proceso de absorción.

El anhídrido carbónico se usa en su forma líquida y sólida, como también en la forma gaseosa, para la conservación de alimentos,

carbonatación de bebidas, extinguidor de incendios, trabajos terapéuticos, trabajos de mina y manufactura química. En capítulo aparte se hará una descripción más detallada de estos usos.

Propiedades Físicas y Químicas.

Constantes Principales.-

Punto de sublimación: -78.5°C a la presión atmosférica.

Punto triple: -56.6°C a 5.11 atm. Temperatura crítica: 31.0°C .

Presión crítica: 72.80 atm. (1070.16 libras por pulgada cuadrada absolutas).

Calor latente de vaporización: 149.6 B.t.u. por libra (83.12-calorías por gramo), en el punto triple y 101.03 B.t.u. por libra a 0°C .

Densidad del gas: 1.976 gramos por litro a 0°C y 1 atm. Densidad del líquido: 0.914 Kg. por litro a 0°C y 34.3 atm. Densidad del sólido: 1.512 Kg. por litro (94.39)libras por pié cúbico) a -56.6°C .

Solubilidad en agua: 1.713 volúmenes por volumen, a 0°C y 0.759 volúmenes por volumen a 25°C y 760 mm. de presión parcial de anhídrido carbónico.

Calor de formación: 93.03 Kg.cal. por mol gramo (167 454 B.t. u. por mol libra), lo que demuestra que la oxidación del carbono es una reacción altamente exotérmica.

Peso Molecular: 44.004.

Volumen molecular: 22.2613 litros.

Quinn y Jones (53), p.78, fig. 15 y Kirk-Othmer (40) p.126, dan un diagrama de temperatura-entropía para ayudar en ulteriores eva—

luaciones de propiedades termodinámicas. Este último autor reproduce el diagrama de Dodge (21) p. 662. Mayor información puede encontrarse también en un artículo de Sweigert, Weber y Allen (66).

Reacciones.

El anhídrido carbónico no es propiamente un compuesto de gran actividad química y por lo general se necesita de elevada temperatura para promover su reacción. Sin embargo, cuando está disuelto en agua el caso es distinto, porque la solución presenta propiedades ácidas, y así muchas reacciones se realizan con facilidad.

El ácido carbónico, H_2CO_3 , se forma por la reacción entre el agua y el anhídrido carbónico.

El exponente pK_A para la ionización a HCO_3 es 6.51. El pH de las soluciones de anhídrido carbónico en agua varía desde 3.7 a 1 atm. a 3.2 a 23.4 atm. Enfriando esta solución a presiones elevadas se forma un hidrato, $CO_2 \cdot 8 H_2O$.

Generalmente el anhídrido carbónico es estable y no se descompone en las condiciones normales. A temperatura elevada puede descomponerse, según la reacción:



Esta reacción es facilitada por los rayos ultravioletas, presiones elevadas y descargas eléctricas, pero en estos casos sólo ocurre un pequeño porcentaje de disociación.

El anhídrido carbónico puede ser reducido por diversos medios. El más usual de éstos es hacerlo reaccionar con el hidrógeno:



Esta viene a ser la inversa de la reacción utilizada en la industria para la producción comercial del hidrógeno y del amoníaco.

El anhídrido carbónico puede ser reducido también catalíticamente, mediante diversos hidrocarburos y con el mismo carbono, a temperatura elevada. Esta última reacción ocurre en casi todos los casos de combustión de cuerpos que contienen carbón y se emplea generalmente como uno de los métodos para producir el monóxido de carbono.



El anhídrido carbónico reacciona con el amoníaco, tal como ocurre en la primera fase de la manufactura de la úrea, para formar el carbonato de amonio:



Van Straten y Nicholls (68) han recopilado una lista de síntesis químicas que emplean el anhídrido carbónico y el monóxido de carbono.

Quinn y Jones (53) exponen con bastante amplitud la acción del anhídrido carbónico sobre otros cuerpos, de los cuales no se ha hecho referencia aquí.

Estado Natural.

El anhídrido carbónico se encuentra libre en la atmósfera aunque en concentraciones muy bajas. Para los cálculos se considera ordinariamente 3 volúmenes por 10,000 volúmenes de aire, o sea un 0.03 % en volumen. La concentración no es igual en todos los lugares de la tierra. Se encuentra igualmente disuelto en el agua de los mares, ríos, etc., con una concentración promedio de 5 volúmenes de gas por 10,000 volúmenes de agua.

Se desprende en diversas emanaciones de volcanes y grietas y de las aguas minerales carbonatadas.

Gran cantidad del gas se produce por la descomposición de los

carbonatos, combustión de sustancias que contienen carbono, y fermentación de sustancias orgánicas.

Fuentes de Extracción.

Como se ha dicho, el anhídrido carbónico existe en la atmósfera, pero su recuperación no es económicamente posible. El anhídrido carbónico que sale a la superficie junto con el agua en diversas fuentes, sí ha sido y es aún utilizado para su manufactura. Sin embargo, las fuentes principales para su obtención están en la combustión de compuestos del carbono, en los gases de las industrias/ de fermentación y de la cal, síntesis química relacionada con el monóxido de carbono y reacción del ácido sulfúrico con la dolomita.

En la tabla 1, recopilada por Reich (56), se indica las cantidades de anhídrido carbónico potencialmente disponibles en diversos cuerpos, junto con las correspondientes cantidades recuperables. Producción Comercial.

De las diferentes fuentes que se ha señalado en la tabla 1, / las más importantes para la producción comercial del anhídrido carbónico son las siguientes: (1) Recuperación en los gases producidos durante la combustión del carbón o cualquier otro combustible/ que contenga carbono; (2) Sub-producto de las industrias de fermentación, en la cual un azúcar, tal como la dextrosa, es convertido/ en alcohol etílico y anhídrido carbónico: $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2$; y (3) Sub-producto en la operación de los hornos de cal, en la cual los carbonatos naturales sufren una descomposición térmica:



A continuación hacemos una exposición más detallada de estos tres procesos.

TABLA 1.

Contenido y rendimiento de CO₂ en varias materias primas.

Materia Prima	Fórmula	% CO ₂	Pureza del gas, % CO ₂	Rendimiento en lb. CO ₂ líquido p. ton. material	Porcentaje recuperable del CO ₂ teórico.
Madera	--	-	14	--	--
Cok	--	-	18	1,540 2,350	34.0 47.0
Carbonato de potasio	K ₂ CO ₃	32	99-100	608	95.0
Carbonato de sodio	Na ₂ CO ₃	41	99-100	780	95.0
Bicarbonato de potasio	KHCO ₃	44	99-100	836	95.0
Caliza, 98 %	CaCO ₃	44	38	672	76.4
Dolomita, 95 % (b,c)	CaCO ₃ ·MgCO ₃	48	40	744	77.5
Magnesita	MgCO ₃	51	40	790	77.5
Magnesita	MgCO ₃	51	99.5	900	86.5
Bicarbonato de sodio (d)	NaHCO ₃	52	99.5-100	1,040	95.0
Melazas (e)	--	--	99.5-100	420	84.0
Maíz (f)	--	--	99.5-100	558	84.0
Maíz	--	--	60	-	--
Papas	--	--	99-100	138	84.0

a- El rendimiento corresponde a la caliza, dolomita o magnesita; no se considera el cok añadido.

b- Calcinada en retorta cerrada.

c- Tratada con un ácido mineral.

d- Una ton. de melazas = 168 gal. y contiene 50 % de azúcar.

e- Una ton. de maíz = 35.7 bu. usados en la producción del alcohol
Una ton. de maíz usada en la producción del butanol.- (etílico.

Recuperación del Anhidrido Carbónico en los gases de la combustión en Calderos.

La Fig. 1 puede ser considerada como una planta típica para producir anhídrido carbónico gaseoso a partir del cok. En esta planta el cok se quema debajo de un caldero de tubos de agua standard, para la producción de vapor a 200 - 250 libras por pulgada cuadrada manométricas. Los gases de la combustión, que contienen de 10 a 18 % de anhídrido carbónico, salen del caldero a 650°F y pasan a través de dos torres de relleno en donde son enfriados y lavados por agua. Después de pasar por estas torres de lavado, los gases enfriados son tomados por un ventilador y van al fondo de la torre de absorción. El sistema particular de recuperación indicado en la figura corresponde al proceso Girbotol que utiliza soluciones de etanolaminas como agente para la absorción. Sin embargo, uno de los sistemas de carbonatos alcalinos puede ser utilizado igualmente. El anhídrido carbónico es absorbido selectivamente en esta torre, por la solución de etanolamina que pasa en contracorriente al flujo del gas. Los gases libres de anhídrido carbónico salen por la parte superior de la torre, a la atmósfera. La solución que contiene el anhídrido carbónico sale por el fondo de la torre y es enviada, pasando por bombas e intercambiadores de calor, a la parte superior de la torre de reactivación. Aquí el anhídrido carbónico es removido de la solución de etanolamina por el calor y la solución reactivada regresa, a través del equipo de intercambiadores de calor, a la torre de absorción. El anhídrido carbónico y el vapor de agua salen por la parte superior de la torre de reactivación y van a un condensador y enfriador en donde el vapor de agua se condensa y regresa a la to

rre en forma de reflujo. El anhídrido carbónico, en este punto, se encuentra como gas y a una presión aproximada de 30 libras manométricas. Si se desea obtener anhídrido carbónico líquido o sólido, puede ser purificado ulteriormente para remover olores desagradables antes de la compresión. Esta purificación será descrita posteriormente.

El balance de vapor en la planta que ilustra la fig. 1 es tal, que todas las bombas y ventiladores son movidos por el vapor de alta presión del caldero. El vapor de baja presión que sale, después de haber desarrollado trabajo, es utilizado en el hervidor del sistema de recuperación y el condensador regresa al caldero. Aunque generalmente se dispone de un exceso de energía en el vapor de alta presión para mover otras máquinas, tales como el compresor en la / planta de licuación del anhídrido carbónico, todo el vapor producido por el caldero será condensado en el sistema de recuperación. Con esto se obtiene un buen balance en la planta y se requerirá un reducido suministro de energía exterior y las condiciones de combustión pueden ser mejor controladas para mantener una operación eficiente.

El Anhídrido Carbónico como Sub-Producto en las industrias de fermentación.

Grandes cantidades de anhídrido carbónico se encuentran presentes en los gases que se desprenden durante la fermentación de sustancias orgánicas, tales como las melazas, maíz, trigo y papas, en la producción de cerveza, bebidas destiladas alcohólicas y alcohol industrial. Estos gases pueden contener una apreciable cantidad de impurezas, tales como aldehidos, ácidos, alcoholes pesados, glicerina, furfural, glicoles y aún hidrógeno sulfurado en el caso de la cerve

za. Dos procesos son generalmente usados para remover estas contaminaciones y preparar el anhídrido carbónico para su uso. En uno de los procesos, ésto se efectúa mediante el uso de carbón activado que se coloca como relleno en unos absorbedores; en el otro se sigue un procedimiento químico de purificación.

El proceso Backus utiliza el carbón activado. El anhídrido / carbónico que sale de la parte superior de los fermentadores, se recoge en un gasómetro de baja presión con el objeto de mantener un flujo uniforme de gas. Ventiladores del tipo Roots-Connersville / fuerzan el gas a través de un lavador Feld, en donde son lavados con agua para remover la mayor parte de las impurezas, alcoholes, aldehidos, etc. Los gases lavados pasan luego a través de purificadores de carbón activado, en donde el resto de las impurezas es absorbido y de allí va a los compresores. El proceso de adsorción desarrolla calor, el cual es eliminado por un serpentín enfriado por agua, colocado en el interior del carbón. Las capas de carbón deben ser reactivadas periódicamente para remover las impurezas acumuladas. Esto se efectúa pasando vapor directo a través de las capas de carbón y de los serpentines de agua. Después de haber arrastrado las impurezas con el vapor, se seca el carbón pasando una corriente de aire a través de él y está listo para ser usado nuevamente. Por lo general se usa dos juegos de purificadores de carbón; así, mientras uno está en trabajo, el otro está siendo reacondicionado. Esto permite efectuar la purificación en forma continua. Se dice que el anhídrido carbónico, después de pasar por esta etapa, está completamente libre de olor y con menos de 0.1 % de humedad y, por lo tanto, puede ir directamente a los compresores.

El Proceso Reich utiliza procedimientos químicos para eliminar las impurezas. El anhídrido carbónico, que viene de los fermentadores, se hace burbujear en una solución diluida de alcohol, contenida en un recipiente lavador. Esto sirve para eliminar los materiales en suspensión, algo del alcohol, ésteres y aldehidos. De aquí los gases pasan por tres torres de lavado en serie, del tipo de relleno. En la primera de estas torres, una solución diluida de alcohol pasa en contracorriente con el gas para remover el alcohol. / Las otras dos torres utilizan agua para efectuar una mayor extracción del alcohol, el cual es regresado a la planta de alcohol, para ser destilado o para ser usado en los fermentadores. Los gases lavados, que aún contienen algunas impurezas, son recogidos en un gasómetro y enviados después por un ventilador hacia el resto de la planta de purificación. La primera etapa en esta sección es un recipiente lavador, conteniendo una solución de dicromato de potasio para la oxidación de las impurezas orgánicas y la eliminación del / hidrógeno sulfurado que pudiera contener. A continuación, el gas / pasa en contracorriente con ácido sulfúrico concentrado, para extraer el agua y remover el dicromato. Cualquier vestigio de ácido sulfúrico que pudiera ser arrastrado por el gas, se elimina en una torre rellena con carbonato de sodio seco. Las materias oxidadas / residuales, son extraídas por un lavado en contracorriente con un aceite ligero, en una torre de relleno. Después de esto, el gas está listo para la compresión. En algunas instalaciones, la primera etapa de la compresión se intercala antes del lavado con dicromato, y las operaciones de purificación se efectúan bajo una presión de 75 - 100 libras manométricas.

Se afirma que con este proceso se obtiene un gas de excelente grado de pureza. Sin embargo, exige la supervisión constante de personal especializado y sus resultados no son a toda prueba.

El Anhidrido Carbónico como Sub-Producto en los Hornos de Cal.

Los gases que salen de la parte superior del horno de cal, los cuales pueden contener un 40 % de anhidrido carbónico, se hacen pasar primero por una cámara de polvos en donde se deposita la mayor parte de las partículas en suspensión. De aquí el gas es tomado / por un ventilador y pasa a través de dos torres de lavado, en contracorriente con agua, eliminándose en esta forma las partículas más finas de polvo y el gas es enfriado. A continuación de la operación de lavado, el gas pasa a una torre de absorción y aquí el anhidrido carbónico puede ser recuperado, ya sea por el proceso de carbonatos alcalinos o el Girbotol.

Métodos de Recuperación.

Como se ha indicado antes, hay diferentes métodos de recuperación del anhidrido carbónico contenido en los gases naturales o industriales. Los procesos más comúnmente usados en la industria, son los procesos de carbonato de sodio o de potasio y el de etanolaminas. En todos estos procesos, el gas que contiene el anhidrido carbónico se pasa en contracorriente a una solución que extrae el anhidrido carbónico por absorción y lo retiene hasta que es regenerado por medio de calor, en una parte especial del equipo. Todos estos procesos se hallan actualmente en aplicación industrial y su selección dependerá de las condiciones individuales de cada

planta. El agua podría ser usada como agente de absorción, pero debido a la solubilidad, relativamente baja del anhídrido carbónico en agua, a las presiones normalmente utilizadas, no se emplea en la práctica, por lo general. La solubilidad más elevada en las soluciones de carbonatos y de etanolaminas se debe a la combinación química del anhídrido carbónico, con el compuesto utilizado en la absorción. El anhídrido carbónico, es también muy soluble en soluciones de hidróxido de sodio y de potasio, pero la recuperación del gas absorbido no se puede efectuar económicamente.

Proceso del Carbonato de Sodio.

Este proceso para recuperar el anhídrido carbónico en gases que contienen otros diluyentes, tales como nitrógeno y monóxido de carbono, está basado en la reversibilidad de la reacción siguiente:



Esta reacción se desplaza hacia la derecha a temperatura baja, siempre que la presión parcial del anhídrido carbónico sobre la solución sea suficiente. Esta reacción tiene lugar en el absorbedor, cuando los gases que contienen el anhídrido carbónico pasan en contracorriente a la solución de carbonato. La cantidad de anhídrido carbónico absorbido por la solución varía con la temperatura, presión, presión parcial del anhídrido carbónico en el gas y concentración de la solución. Las relaciones de equilibrio en esta reacción han sido determinadas por Mc Coy (47). Un resumen de este trabajo se encuentra en Quinn y Jones (53), y Sherwood (59) p. 209, da una ecuación empírica para las condiciones de equilibrio, establecida por Harte, Baker y Purcell. (31).

La reacción se desplazará hacia la izquierda, cuando se suministra calor a la solución y esto se efectúa en el hervidor de lejía. Un intercambiador de calor sirve para pre-calentar la lejía concentrada, cuando ésta va hacia el hervidor, y para enfriar la lejía débil que regresa al absorbedor. El enfriamiento posterior de la lejía débil, se efectúa en un enfriador para permitir que la reacción proceda hacia la derecha, en mayor grado, en el absorbedor. El anhídrido carbónico y el vapor de agua liberados de la solución en el hervidor de lejía, pasan a un condensador de vapor en donde se separa el agua y regresa ésta al sistema. El anhídrido carbónico enfriado sigue hacia el gasómetro y los compresores. El equipo que se usa en este proceso puede variar de una planta a otra, pero por lo general se encontrará que son similares. El absorbedor es, generalmente, una torre de acero con relleno de cok, anillos Rashig o viruta de fierro. La solución débil se distribuye uniformemente en la parte superior del relleno y entra en contacto íntimo con el gas, durante su filtración hacia el fondo de la torre. Algunas plantas operan con estas torres llenas de solución de carbonato de sodio y hacen que el gas burbujee a través del líquido. Aunque este sistema puede efectuar un mejor contacto entre gas y líquido, se necesita una apreciable cantidad de energía para forzar el gas a través de la torre.

El hervidor de lejía puede ser un caldero de fuego directo, aunque en la industria es más común el hervidor calentado a vapor. La eficiencia en la separación puede ser aumentada añadiendo una torre de rectificación, ya sea con relleno o con platos. El equipo de intercambiadores de calor, incluyendo el enfriador de lejía y el

condensador, puede ser del tipo de doble tubo concéntricos y de cascada, aunque el tipo de tubos encerrados, (shell-and-tube), puede ser utilizado con igual o mejor resultado. Se debe observar que el agua de enfriamiento pasa desde el enfriador de lejía y el condensador, a las torres de lavado en donde sirve para limpiar y enfriar / los gases. Como esta agua contiene, después de salir de las torres, una apreciable cantidad de sólidos, es descartada o en cambio, se deja reposar para que se depositen las partículas sólidas, después de lo cual puede ser nuevamente usada.

Con el objeto de permitir que el contenido de bicarbonato de la solución alcance una concentración apropiada, muchas plantas están diseñadas para recircular la solución en la torre de absorción, y solamente un 20 o 25 % de ésta se envía al hervidor. También se puede usar varios absorbedores en serie, para aumentar la eficiencia de la absorción.

El proceso de absorción con carbonato de sodio se está aplicando, con suceso, en numerosas plantas de hielo seco en los EE. UU. Estas plantas obtienen el anhídrido carbónico, tanto de la combustión en calderos como de los gases de los hornos de cal. Sin embargo, por lo general, su eficiencia de operación no es tan alta, como las que usan otras soluciones.

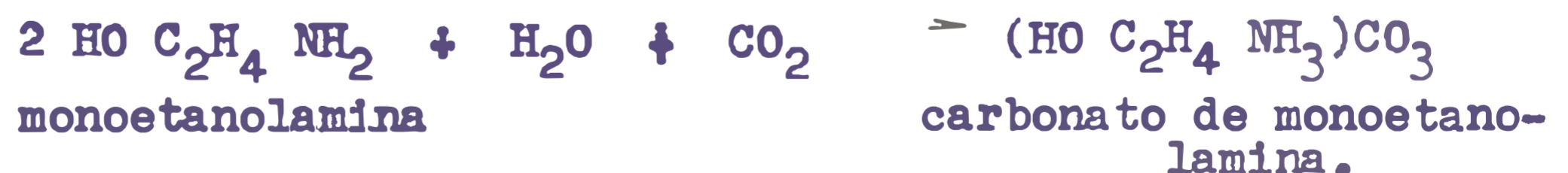
Proceso del Carbonato de Potasio.

El proceso de absorción con soluciones de carbonato de potasio se asemeja, en la mayor parte de sus detalles, al proceso de carbonato de sodio que acabamos de ver, pero usa la sal de potasio en lugar de la de sodio. Como el bicarbonato de potasio, es más soluble

que la correspondiente sal del sodio, este proceso permite una absorción más eficiente. El equipo y marcha del proceso son los mismos que se ha descrito para el proceso anterior. Se ha propuesto / también, el empleo de una mezcla de soluciones de carbonato de sodio y de potasio, basándose en la mayor concentración obtenible y el consiguiente aumento en la eficiencia de la absorción. Sin embargo, no se tiene, hasta ahora, conocimiento de su aplicación comercial.

Proceso Girbotol.

Este proceso fué desarrollado por la Girdler Corp. de Louisville, Kentucky, y es similar en su marcha a los procesos que utilizan soluciones de carbonatos alcalinos, pero usa como agente para la absorción una solución acuosa de etanolaminas. La amina primaria ($\text{HOCH}_2\text{CH}_2\text{NH}_2$), la secundaria o la terciaria pueden ser usadas, pero encontrándose presente el oxígeno en la mayoría de los gases utilizados, se prefiere la monoetanolamina, ~~amina primaria.~~ Las etanol-aminas se oxidan a ~~amino-ácido~~ y ácido oxálico en presencia de oxígeno. La monoetanolamina es menos susceptible a esta oxidación que las otras aminas. La operación del proceso Girbotol depende de la naturaleza reversible de la reacción siguiente:



Esta reacción se desplaza, en general, hacia la derecha a temperatura baja (80 - 150°F) y absorbe el anhídrido carbónico del gas, en el absorbedor, como se muestra en la fig. 1. La solución de amina,

rica en anhídrido carbónico, sale del fondo de la torre y pasa a través del intercambiador de calor, siendo precalentada por la solución débil caliente que regresa del reactivador. Al entrar en el reactivador, la lejía pasa en contracorriente al anhídrido carbónico y al vapor de agua que arrastra el anhídrido carbónico de la solución. Mientras tanto, la solución llega al fondo de esta torre de reactivación, en donde se suministra calor mediante un hervidor calentado a vapor o por fuego directo, y es reactivada. Esta solución caliente, (212 - 300°F), sale de la torre y pasa al intercambiador de calor y enfriador para regresar a la torre de absorción. En los casos en que el gas utilizado contiene oxígeno, una pequeña corriente de la solución se pasa por una unidad de redestilación, en la cual los productos de la oxidación son removidos y la amina destilada se regresa al sistema.

Las principales ventajas que se atribuye al proceso Girbotol, sobre los procesos de carbonatos alcalinos son: (1).- Se efectúa / con facilidad una recuperación sustancialmente completa, del anhídrido carbónico contenido en los gases; (2).- Se obtiene una regeneración próxima al 100 % con moderado consumo de vapor, y 3).- La cantidad de anhídrido carbónico absorbida por unidad de peso de solución, es alta y por lo tanto, los costos de la planta y de bombeo quedan reducidos. Mason y Dodge (54) han realizado una comparación de las capacidades de absorción de las etanolaminas con los carbonatos alcalinos. Los resultados pueden apreciarse en la tabla 2.

TABLA 2.

Absorbente	Solub. a 25°C p.c./gal. (1,3)	Solub. a 75°C p.c./gal. (2,3)	Capacidad neta de absorción piés cúbicos por galón.
Carbonato de sodio 2.0 N	2.41	1.21	1.20
Carbonato de potasio 4.5 N	5.45	2.55	2.90
Trietanolamina 4.0 N	2.28	0.18	2.10
Dietanolamina 5.0 N	8.55	3.00	5.55
Dietanolamina 8.0 N	12.2	4.40	7.80
Monoetanolamina 9.5 N	15.4	12.0	3.40

1. A una presión parcial de anhídrido carbónico de 0.150 atm. Volumen a C.N.
2. A una presión parcial de anhídrido carbónico de 0.050 Atm. Volumen a C.N.
3. Para convertir a litros de anhídrido carbónico por litro, multiplicar por 7.50

Aunque estos datos se refieren a la absorción a 25°C y regeneración a 75°C, que son temperaturas considerablemente más bajas que las empleadas en la práctica, nos pueden dar un índice de las capacidades relativas de los diferentes agentes de absorción. Como se ve, el carbonato de potasio es un absorbente más eficiente que el carbonato de sodio y las etanolaminas son más eficientes que cualquiera de los carbonatos alcalinos.

El proceso de absorción con amina Girbotol, es ampliamente usado en los EE. UU. para la producción de hielo seco, a partir de los gases de combustión en calderos. El balance de vapor es com-

pletamente satisfactorio, puesto que en general no hay necesidad de más vapor para reactivar las soluciones de etanolamina, que el generado por el caldero que suministra los gases al proceso de recuperación.

Proceso Reich de Recuperación del Anhidrido Carbónico (55).

Aunque el proceso del cual nos ocupamos en seguida, no está considerado entre los comunmente empleados en la industria, e inclusive no se tiene conocimiento de que haya encontrado aplicación comercial, he creído de interés exponerlo por tratarse de un proceso que presenta ciertos detalles nuevos y un estudio bastante útil sobre las condiciones de trabajo de este proceso, y el standard de carbonatos alcalinos.

El proceso consiste en carbonatar una solución saturada de bicarbonato y carbonatos alcalinos, para producir una solución que contenga bicarbonato sólido en suspensión. Este es luego disociado a carbonato y anhídrido carbónico por medio del calor, dejando una solución aún saturada con bicarbonato. Según Reich, esto permite la recuperación del anhídrido carbónico más eficientemente, con menos gasto de vapor y menor superficie de calentamiento que en el proceso standard.

Se sabe que el calor necesario para disociar el bicarbonato sólido es menor que el requerido para la solución. Además, el volumen del sólido es menor, requiriendo, por lo tanto, un aparato más pequeño en la disociación. Sin embargo, el transporte del sólido sería difícil mecánicamente y costoso. Si en cambio se le utiliza bajo la forma de un lodo, se puede bombear y disociar fa-

cilmente el material en suspensión. La razón de evolución del anhídrido carbónico con el bicarbonato en suspensión, es dos veces mayor que en una solución saturada sin bicarbonato sólido y 500 veces mayor que en las soluciones standard. Mientras que esta razón de evolución va disminuyendo en las otras lejías, en las que contienen bicarbonato en suspensión, se mantiene constante. En el proceso standard se evapora agua a 259 - 268°F a 20 o 25 libras de presión, mientras que en éste se utiliza como máximo 5 libras (220°F). Esto representa una gran economía de combustible. Para el más alto rendimiento se prefiere mantener la lejía en el evaporador, siempre saturada con bicarbonato.

En este proceso, el gas libre de anhídrido sulfuroso y de hidrógeno sulfurado y conteniendo de 12 a 14 % de anhídrido carbónico, pasa a un absorbedor que puede ser horizontal o vertical. En la fig. 2 se muestra uno de estos absorbedores provisto de agitadores y en el cual el gas es forzado contra la presión hidrostática del líquido, que no es mayor de 5 libras manométricas. La corriente de gas es dispersada continuamente por los agitadores. Se ha notado que la razón de absorción no disminuyó en estos absorbedores, cuando el contenido alcalino de la solución bajó de 25 libras de carbonato de sodio por 100 libras de agua, a una solución saturada de 9 libras de carbonato de sodio y 10 libras de bicarbonato por 100 libras de agua a 110--120°F. El contenido de anhídrido carbónico en el gas baja de 14 a 2 %, o sea un 85 %. La razón de absorción del anhídrido carbónico y de formación del bicarbonato es muy rápida. Debido a que la solución que entra al absorbedor está muy concentrada, se forma rápidamente un gran volumen de

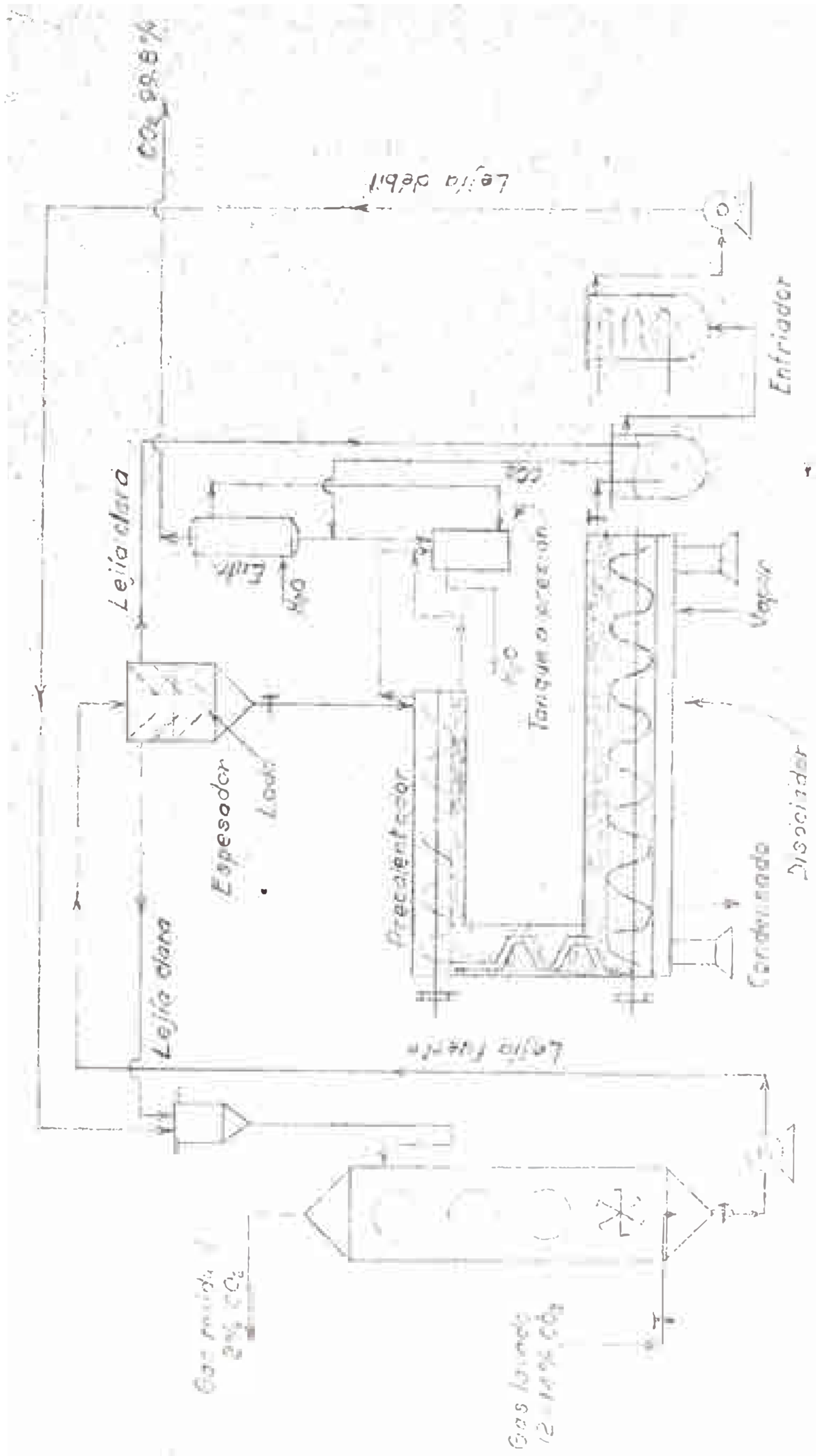


FIG. 2

precipitado y el cual, según parece, no interfiere con la absorción.

El licor carbonatado, conteniendo gran cantidad de bicarbonato sólido, va a un tanque de sedimentación para separar la suspensión. Esta se saca bajo la forma de un lodo, mientras que la solución clara, parte va al absorbedor y la otra, mezclada con la lejía caliente del disociador, sirve como disolvente. El lodo consiste aproximadamente de 10 libras de carbonato de sodio y 50 libras de bicarbonato por 100 libras de agua. En la práctica puede llevar 70 libras de bicarbonato o más. Este lodo pasa primero a un pre-calentador, que utiliza el calor en el anhídrido carbónico que sale del disociador, entrando después a este aparato en cuyo interior se tiene una temperatura de unos 220°F. El lodo queda en el disociador por un tiempo determinado y el bicarbonato en suspensión, (y probablemente también una muy pequeña cantidad del bicarbonato en solución), se disocia en anhídrido carbónico, que pasa al gasómetro y carbonato de sodio que sale en la solución. La longitud y diseño del disociador es tal que, por la lenta agitación del lodo, el tiempo que emplea en pasar es suficiente para liberar el anhídrido carbónico del bicarbonato en suspensión y parte del contenido en el disuelto. La lejía débil que sale del disociador, es una solución clara que contiene por lo menos 85 % de álcali bajo la forma de carbonato. Esta se mezcla con parte de la solución que viene del tanque de sedimentación y después de enfriarla a 100 - 120°F se devuelve al absorbedor. Alrededor de 1 galón de lodo alimentado al disociador produce 1 libra de anhídrido carbónico, comparado con 10 - 12 gals. de líquido que se nece-

sita en el proceso standard.

El anhídrido carbónico desprendido se enfría parcialmente durante su paso por el pre-calentador y es enfriado además en el enfriador por agua, y aquí el vapor condensado se devuelve a la lejía fuerte para mantener su densidad constante. Durante la disociación, con cada libra de anhídrido carbónico que se produce por hora, sale 1 libra de agua. El gas recogido tiene una pureza de 99.8 %. En el proceso standard hay que evaporar de 10 a 12 libras de agua por libra de anhídrido carbónico, a una presión de 20 a 25 libras.

Comparación de los dos procesos.

Base:

Producción de 2,000 lb. por hora.- Gas con 14 % de anhídrido carbónico.

	Standard	Reich
% CO ₂ en el gas; salida	8.4	2.0
% CO ₂ absorbido	40.0	85.7
Flujo de gas, p.c./min.	5145	2375
Nº de absorbedores	4	2
Dimensiones de los absorbedores	10 x 100	6x20x10
Volumen de absorción, gal.	235,000	18,000
Volumen de absorción, p.c.	31,400	2,400
Na ₂ O por pie cúb., lb.	4.1 - 4.7	14.6 - 17.5
Lejía débil al absorbedor, gal./min.	1,600	150
Lejía fuerte o lodo al disociador, gal./min.	400	33
Superficie de calentamiento en el disociador	1,300 †	300
Temperatura en el absorbedor, °F	120	120
Temperatura en el disociador, °F	260 †	220
Agua evaporada, lb./hora	20,000	2,000

† Se aplica también a hornos de cal.

Unidades Portátiles Girdler.-

Para terminar esta breve exposición de los principales sistemas de fabricación del anhídrido carbónico, daremos una referencia

de las plantas portátiles para la manufactura del anhídrido carbónico, desarrolladas por la Girdler Corporation.

Estas plantas utilizan el ya conocido proceso Girbotol y se suministran en dos tamaños distintos: uno con capacidad para generar 68 Kg. (150 lb.) y otro para 136 Kg. (300 lb.) de anhídrido carbónico purificado por hora. Estas unidades pueden producir el gas y comprimirlo en cilindros o el gas puede ser bombeado directamente a las máquinas de embotellamiento de bebidas gaseosas, bajo presión de 100 libras. Estas unidades compactas son casi automáticas en su funcionamiento y el único trabajo que se requiere es el de supervisión general y el de reabastecer los tanques de amina y de combustible.

Cada planta dispone de equipo para la compresión, licuación y refrigeración del anhídrido carbónico. Están diseñadas para trabajar con una temperatura de agua hasta 32°C.

Estas plantas operan con petróleo, recomendándose el uso del # 2, o más liviano. El Bunker puede ser usado igualmente, pero tiene tendencia a contaminar el equipo y el agente de absorción.

Las partes de que constan estas unidades son armadas en la misma fábrica, sobre una base de acero estructural que está lista para ser montada sobre una simple base de concreto.

Estas plantas fueron originalmente diseñadas para la armada y la marina de los EE. UU. durante la guerra, y después, para su aplicación comercial, se han hecho más grandes para facilitar el trabajo en la planta, su manutención, envase de cilindros, etc.

Estas plantas son reconocidas por varias entidades, como las más apropiadas para la producción de anhídrido carbónico de alta

pureza, a bajo costo.

Indudablemente, estimo difícil encontrar, en la actualidad, un método distinto que nos pueda dar mayores ventajas que éste, cuando las necesidades del mercado no son muy grandes.

Conclusión.

Para nuestro estudio he escogido el método standard de recuperación con carbonatos alcalinos. Lo considero el más apropiado / para iniciar el estudio del problema y al mismo tiempo el que permite una exposición y desarrollo más completo, tal como lo requiere una tesis.

El Proceso Girbotol, de recuperación con soluciones de aminas, está patentado y excluye, por lo tanto, la posibilidad de intentar su aplicación por cuenta propia. Cualquier intento para recuperar el anhídrido carbónico en los gases de los hornos de cal, utilizando este proceso o cualquier otro patentado, presupone la ingerencia directa de las firmas que poseen las patentes. Por otra parte, como estos procesos hacen uso de algunos equipos especiales, su cálculo o especificación no habría sido posible.

2.- Consideraciones sobre la recuperación del anhídrido carbónico en los hornos de cal y los principales tipos de éstos, en los cuales puede ser efectuada.

Al emprenderse el estudio de la recuperación del anhídrido carbónico, que se produce durante la calcinación de la piedra caliza en los hornos de cal, nos encontramos con dos caminos a seguir: - 1º.- Realizar un estudio comparativo de las posibilidades que presentan los diferentes tipos de hornos utilizados, o posibles de utilizarse, en la industria de la cal o similares, para efectuar dicha recuperación.- 2º.- Escoger, directamente aquel tipo de horno que, por referencias previas, sabemos es el más indicado para tal propósito y limitarnos a proyectar la planta de anhídrido carbónico que necesita este horno.

Efectuar el estudio N° 1, que quizá sería de mayor interés e importancia, hubiera exigido, dadas las características de una tesis, un esfuerzo cuya extensión y detalle no estarían dentro de los límites de aquella. Por otra parte, se tropezaría con dificultades para obtener datos referentes al funcionamiento de los diversos hornos usados en el país y de otros no instalados, lo que, en cualquier caso, hubiese retardado indefinidamente la presentación de este proyecto de grado.

He seguido pues el segundo camino, es decir, proyectar una planta de recuperación del anhídrido carbónico utilizando los gases del horno de cal, que es reconocido por la práctica universal, como el más eficiente para este fin.

Daremos, sin embargo, una breve exposición sobre algunos aspectos de la recuperación en varios tipos de hornos. Esto puede servir como una primera referencia para alguna futura investigación.

De acuerdo a lo manifestado por Ralph Gibbs (27), ingeniero químico consultor, que ha realizado diversos estudios sobre la industria de la cal y la recuperación del anhídrido carbónico producido, "considerada en forma global, probablemente ninguna otra industria básica opera con menos conocimiento y personal técnico que la industria de la cal. La mayor parte de los maestros, propietarios, gerentes y superintendentes, no son técnicos y están satisfechos simplemente con producir cal. Hacer un intento completamente extraño a su actividad diaria y acerca del cual conocen tan poco, no tiene sentido para ellos. En otras palabras, tienen miedo de abordarlo".

Si ésta es la situación en los EE. UU., en donde la industria de la cal tiene gran desarrollo, se comprende que en nuestro país no se puede esperar que la situación sea más favorable. En efecto, la mayor parte de los hornos que utiliza esta industria, son de tipo anticuado y de construcción barata, de los cuales, muy difícilmente se podría obtener una eficiente recuperación del anhídrido carbónico. Y, en el mejor de los casos, sería mucha fantasía imaginar que industrias tan rudimentarias vayan a invertir / fuertes sumas en un negocio marginal, ya que ni siquiera las invierten en el mejoramiento de sus plantas. Sin embargo, una fábrica que dispone de uno de los mejores hornos de cal en el país, inició hace algunos años la recuperación del gas carbónico, pero no obtenía resultados satisfactorios. Según informes de la persona consultada más tarde, ello se debía a insuficiente circulación en el horno, inapropiada densidad de la lejía, falta de absorción por insuficiente superficie de contacto entre la lejía y el gas, y otros. Como se puede apreciar, las deficiencias eran fundamenta—

les. No sé si las directivas de este señor fueron llevadas a la práctica o se decidió abandonar de inmediato este sistema por el de combustión de cok en caldero, con el cual estuvo trabajando / hasta hace poco.

He tenido oportunidad de conocer dos o tres hornos, de tipo más o menos moderno, que se podrían prestar a la recuperación del anhídrido carbónico. Sin embargo, uno de ellos debe ser descartado por encontrarse muy lejos de un mercado apropiado.

La inversión inicial de una planta para recuperar el anhídrido carbónico es alta, y éste es otro motivo de disuación. En muchos casos la planta de cal pertenece a una sola persona o a una familia, quienes no desean que la buena marcha y seguridad de su inversión dependan de un personal que no pueda ser reemplazado en forma fácil y rápida. La industria del gas carbónico ya establecida, por otra parte, no tiene deseos que surjan nuevas fuentes / de este negocio y, consecuentemente, no ofrecerán ningún estímulo al desarrollo de nuevas facilidades en la producción del gas carbónico.

La recuperación del anhídrido carbónico, en forma comercial, generalmente no se ha intentado en la industria de la cal, por las razones que se ha expuesto, a pesar de que esta industria, en total, probablemente produce más anhídrido carbónico que cualquier otra.

Se puede mencionar, sin embargo, que una de las plantas más grandes de los EE. UU., que produce anhídrido carbónico sólido, utiliza como fuente para este producto, el gas de los hornos de cal.

Una aproximación a la solución ideal del problema de fabrica-

ción de cal y recuperación simultánea del gas carbónico, la constituye el horno del tipo de retorta. En este horno, el gas carbónico que se desprende en la retorta, es sustancialmente puro, los costosos procesos de purificación no son necesarios, como es el caso cuando se mezclan los gases de la combustión y los gases producidos en la descomposición de la caliza. Aunque el horno de tipo retorta, en su forma original, era un sistema costoso de instalar, sin duda el factor que contribuyó mayormente a su abandono como equipo industrial para producir cal, fué la relativa inestabilidad del material de la retorta bajo las condiciones de trabajo y la consiguiente corta duración de estas retortas. Parece que algunas modificaciones en el diseño, y el uso de alguno de los modernos aceros y hierros resistentes al calor, pueden ser incorporados a un horno de cal y generador de anhídrido carbónico, con suceso comercial. Habría que hacer muchas pruebas y se debería disponer de un amplio suministro de dinero, para obtener los resultados deseados. Quizá esta situación haya sido desconocida por el autor de un artículo en la revista Tecnoquímica (2), en donde recomiendan la instalación de un horno de este tipo para la obtención económica del anhídrido carbónico. La disposición del sistema sugerido se ilustra en la fig. 3. El horno tiene un tragante en su parte superior, con una puerta movediza para echar la piedra de cal, que ha sido chancada y reducida al tamaño de un huevo de gallina, para facilitar su combustión y el desprendimiento de los gases. La carga de carbonato se coloca en la parte interior del horno, mientras que la camiseta exterior sirve para el combustible. Como combustible, puede utilizarse el carbón de cok, el de leña o cualquier otro; la combustión sería siempre de costo redu-

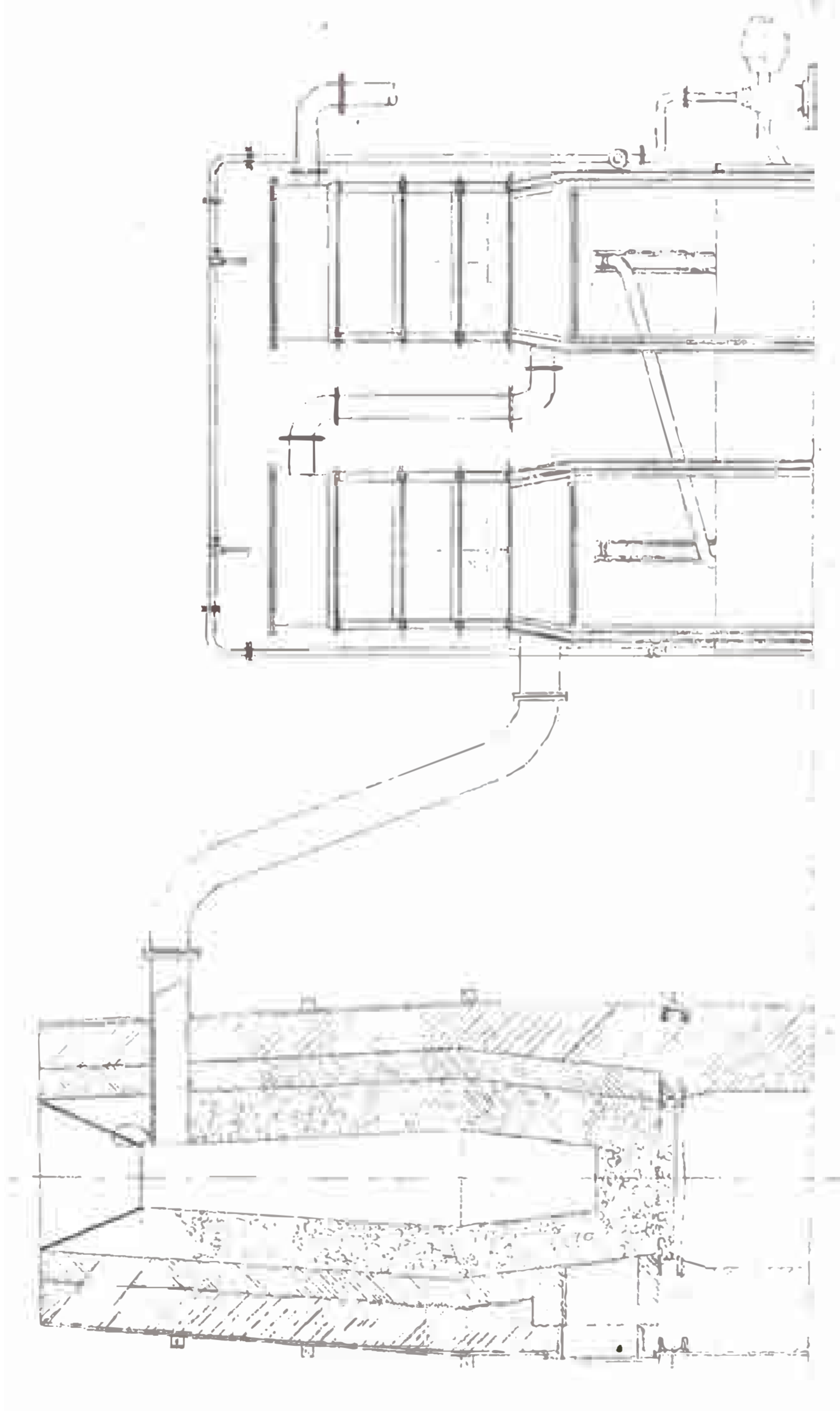


FIG 3

cido, ya que el gas carbónico es extraído de la piedra caliza y no del combustible, pues éste sirve únicamente para quemar el producto; por otra parte, sólo se necesita una proporción con relación al peso de carbonato de calcio, de 10 a 1 de combustible. Naturalmente, los gases del carbón de cok, u otro combustible, no deben mezclarse con el desprendimiento de anhídrido carbónico. Por lo tanto, y, como puede verse en el dibujo, los combustibles tienen chimeneas individuales; los gases de la cal se desprenden por un camino completamente independiente de los gases de combustión y por tanto, no hay ninguna posibilidad de mezcla. Así pues, siempre que la caliza empleada sea de calidad, la producción del gas carbónico será de un alto índice de pureza.

Al lado del horno hay dos purificadores de cobre, con corriente de agua continua que suministra la bomba centrífuga. Uno de los purificadores trabaja con carbonato de calcio y el otro con carbón. De esta forma, el gas que envía el purificador y que entra en el compresor, sale con una pureza demostrada del 99.96 % , siendo así, perfectamente adaptable para la fabricación de aguas gaseosas y otros usos. La capacidad de producción de este horno se indica como de 400 Kg. de anhídrido carbónico en 24 horas. Su vientre está provisto de miradores para controlar si la masa de carbonato está en incandescencia; por estos mismo miradores se colocarían las barretas para remover y provocar un desprendimiento uniforme del gas. A medida que el proceso continúa y se ve por los miradores que el material está quemado, se extrae éste por la parte baja y se introduce una nueva cantidad por arriba, a través del tragante.

En 1941 se estimaba que el costo de la instalación completa , exceptuando sólo el compresor, era de 3,000 pesos argentinos, cantidad por demás reducida.

Mientras no se conozca o no se obtenga resultados satisfactorios y comprobados con los hornos de cal del tipo de retorta, debemos limitarnos a un estudio del equipo que existe actualmente y encontrar cómo se adapta, o puede ser adaptado, a la recuperación del anhídrido carbónico.

Hornos rotativos.-

Como sabemos, estos hornos son semejantes en su construcción y funcionamiento, a los hornos utilizados en la fabricación de cemento. Son apropiados para quemar materiales en trozos pequeños, en forma de lodos y materias de poca consistencia, como son las conchillas.

Actualmente, buena cantidad de cal, como también de dolomita/refractaria, se procesa en hornos rotativos y la adaptación de estos hornos a la recuperación del anhídrido carbónico, no ofrece ninguna dificultad particular.

En cualquier caso, hay varios factores que deben ser considerados seriamente en conexión con la recuperación del anhídrido carbónico de los gases, producidos al quemar cal en los hornos rotativos. En ningún caso el horno habrá sido diseñado con la idea de recuperar el anhídrido carbónico. Considerable cantidad de calor se requiere en el proceso de purificación del gas y se necesita energía para comprimir el gas purificado y ponerlo así bajo una forma comercial.

Si el horno rotativo tiene la proporción conveniente entre su diámetro y su longitud, producirá la cantidad deseada de producto y al mismo tiempo se puede instalar economizadores, que utilicen el calor de los gases que salen del horno, para producir una limitada cantidad de energía y de vapor de baja presión, para procesar el anhídrido carbónico. Por otra parte, la conveniencia de instalar economizadores, es un problema individual para cada horno. En hornos largos, o en aquellos que tienen una relación de longitud a diámetro elevada, los gases salen a temperatura relativamente baja y los economizadores pueden no resultar ventajosos. Lo mismo se puede decir de los hornos que queman lodos de carbonato de cal. En estos casos sería necesario, ya sea comprar vapor y energía o instalar un caldero y equipo para generar vapor y energía.

Sin embargo, aparte de todas estas circunstancias, hay otros puntos a los que debe darse una consideración completa. Primero, debe prevalecer una buena práctica en la calcinación, no solamente para la economía de la operación de quemar cal, sino también, para asegurar la mejor calidad de los gases del horno aparejada con la producción de una cal apropiada.

La relación combustible-caliza debe ser tan baja como sea posible, para asegurar la mejor calidad obtenible en los gases de salida. En la fig. 4 se muestra cómo la calidad (contenido de CO_2), del gas decrece y cómo la cantidad de gas aumenta a medida que la relación combustible-caliza aumenta.

En el control del proceso de combustión, el uso del analizador eléctrico continuo de gas ofrece muchas ventajas. Un record o indicación continua está siempre a la vista del operador del horno,

de modo que casi inmediatamente se puede hacer los cambios necesarios en la regulación del aire o del combustible.

Segundo, el suministro de combustible al horno debe ser controlado en forma fácil y cuidadosa. Tanto un exceso como una falta de combustible, no solamente resultan costosos, sino que también afectarán la calidad del gas, para la recuperación del anhídrido carbónico.

Tercero, el escape o ingreso de aire en el extremo de alimentación del horno, debe ser evitado si se desea mantener la calidad del gas. En la fig. 5, se indica un cierre de tipo diafragma que es eficiente.

Además, con el objeto de remarcar la importancia de la calidad del gas, se presenta la fig. 6, que será discutida con más detalle posteriormente. Esta familia de curvas muestra el número de libras de gas que deben ser tratadas por minuto, para producir 10 toneladas de anhídrido carbónico por día, para varias calidades de gas y para diferentes recuperaciones.

Considero de interés presentar aquí, resumido en varias tablas, el trabajo de investigación preliminar realizado por el ingeniero Gibbs (28), sobre las posibilidades que se presentan para la recuperación del gas carbónico, producido en los hornos rotativos.

El autor citado, remarca en su trabajo el hecho de que en un solo horno rotativo, que produce 100 toneladas de cal por día, con una relación de combustible de 1 a 3, desarrolla aproximadamente 170 toneladas de anhídrido carbónico por día.

Diversos hechos y características de tales hornos rotativos es

timulan el interés por la recuperación del anhídrido carbónico, en estos procesos. Aparentemente, algunos conducirían por sí mismos a la solución del problema general. Sin embargo, sólo cuando todas las posibilidades han sido examinadas por completo, se puede establecer alguna base sobre la posibilidad y los límites de tal recuperación.

La composición de los gases que salen de un horno rotativo reflejan la calidad y la cantidad de materia prima que se está tratando. Para sencillez del estudio, Gibbs considera el tratamiento de una caliza de buena calidad, en trozos, sin humedad, para producir una cal de primera y utilizando un carbón bituminoso de alto grado como combustible.

Para hallar los valores indicados en las tablas, el autor utiliza varias relaciones teóricas o empíricas, las que se hallan expuestas en el artículo a que se hace referencia.

TABLA 3.

Libras de anhídrido carbónico por tonelada de cal, para varias proporciones de combustible a cal.

Proporción Combustible - cal	lb. CO ₂ por ton. cal	Proporción Combustible - cal	lb. CO ₂ por ton. cal
1 / 1.4	5,640	1 / 4.0	2,915
1 / 2.0	4,380	1 / 5.0	2,622
1 / 3.0	3,403	1 / 6.0	2,427

TABLA 4.

Libras totales de gas por tonelada de cal, a diferentes proporciones de combustible a cal.

Proporción Combustible - cal	Lbs. totales de gas por ton. de cal	Proporción Combustible	Lbs. totales de gas por ton. de cal
1 / 1.4	17,095	1 / 4.0	6,920
1 / 2.0	12,390	1 / 5.0	5,826
1 / 3.0	8,744	1 / 6.0	5,096

TABLA 5.

Contenido de anhídrido carbónico en el gas,
a diferentes proporciones de combustible
a cal.

Proporción combustible - cal	% CO ₂ en peso	% CO ₂ en volumen
1 / 1.4	33.0	23.9
1 / 2.0	35.0	25.8
1 / 3.0	38.9	28.9
1 / 4.0	42.2	31.8
1 / 5.0	45.1	34.3
1 / 6.0	47.7	36.8

TABLA 6.

Temperaturas calculadas del gas que sale del
horno rotativo, °F.

Longitud del horno, piés.	6 piés D.	7 piés D.	8 piés D.	9 piés D.	10 piés D.
80	1,350	1,698	2,080	2,477	2,858
100	1,138	1,377	1,683	2,018	2,360
120	971	1,180	1,432	1,714	2,018
140	875	1,047	1,259	1,503	1,774
160	805	953	1,143	1,346	1,585
180	757	883	1,038	1,227	1,476
200	716	826	966	1,135	1,327
220	684	783	910	1,062	1,233
240	659	748	861	1,000	1,159
260	638	719	822	948	1,097
280	621	697	791	906	1,004
300	605	676	762	869	995

TABLA 7.

Relaciones calculadas de anhídrido carbónico y calor
en hornos que producen 100 toneladas de cal por día.

Caso	A D.en piés	B L.en piés	C Temp. gas sali- da.	D Proporción Combustible	E Lb.gas del horno/ hora.	F Lb.CO ₂ por hora.	G Btu.por hora sobre 400°F.
1	6	185	700	1 / 4.52	26,200	11,400	2,040,000
2	7	136	1,070	1 / 4.08	28,300	11,950	4,930,000
3	8	104	1,620	1 / 3.43	32,400	13,100	10,300,000
4	9	82	2,420	1. / 2.46	43,000	16,050	22,600,000
5	10	67	3,320	1 / 1.31	74,000	24,500	56,100,000

TABLA 8.

Relación del calor recuperable y energía que se requiere para la recuperación del anhídrido carbónico en hornos que producen 100 toneladas de cal por día.

Caso	H Calor para extr. todo el CO ₂	I % calor útil como fte. cal.	J H.P. útil en calor recuple.	K H.P. requerido p. CO sólido.	H.P. requerido p. CO líquido.	L % H.P. utilizable.	
						Sólido.	Líquido.
1	41,000,000	4.98	68.0	2,850	1,480	2.4	4.6
2	43,000,000	11.45	111.5	2,990	1,560	3.73	7.2
3	47,100,000	21.90	344.0	3,280	1,700	10.50	20.2
4	57,800,000	39.10	754.0	4,010	2,090	18.50	35.5
5	88,200,000	63.70	1,870.0	6,000	3,120	31.20	60.0

Del estudio de los resultados obtenidos, aparece que hay una posibilidad económica para recuperar de 10 a 20 por ciento del anhídrido carbónico producido en la operación de los hornos rotativos que queman cal o similares, siempre que sus dimensiones sean las convenientes y se instale economizadores para convertir el calor aprovechable en energía.

Aunque los hornos de poca longitud y gran diámetro se aproximan a la más alta recuperación del anhídrido carbónico, se estima que las temperaturas extremadamente altas en el lado de la alimentación del horno, causarán problemas en la operación práctica, difíciles de solucionar.

Hornos verticales o de Cuba.-

Estos pueden ser de dos tipos principales: de hogar separado y de carga mixta. Los hornos de hogar separado son los más convenientes, desde el punto de vista de la obtención de una cal bastante pura, puesto que los residuos del combustible no se mezclan con el producto. Además, la cal resulta uniformemente quemada y sin

trozos no calcinados. En cambio, la concentración de anhídrido carbónico en los gases alcanza solamente a un 27 %.

Los combustibles que pueden ser utilizados en este horno son diversos, principalmente carbón de piedra, cok y petróleo. Cuando se piensa recuperar el anhídrido carbónico, es necesario que estos combustibles contengan el menor porcentaje posible de azufre o materias sulfuradas, que son perjudiciales en el proceso de purificación. De acuerdo a algunas referencias, el uso del petróleo como combustible, no es recomendable porque contamina el gas con un olor desagradable, muy difícil de eliminar. Sin embargo, varios autores, versados en los problemas de la industria, no hacen ningún reparo al empleo de este combustible. Parece que la absorción selectiva del anhídrido carbónico es suficiente para eliminar esos inconvenientes, si la calidad de petróleo se ciñe a los requisitos exigidos a los demás combustibles que se emplea.

En los hornos verticales de carga mixta, el combustible es cargado conjuntamente con la piedra caliza, por la tolva superior del horno. Siendo así, es conveniente usar un combustible cuyo contenido de ceniza sea lo menor posible, porque ésta se incorpora a la cal que se descarga del horno, y si la proporción de impurezas en la cal es alta, el producto no será de buena calidad. El combustible que llena mejor las condiciones requeridas es cok de alto grado. Las principales ventajas que se puede señalar para este tipo de horno, sobre el de hogar separado son:

1º.- Por sus particulares condiciones de trabajo se obtiene un gas más rico en anhídrido carbónico. Siempre está cerca del

36 %, pudiendo llegar hasta 40 o 41 %.

2°.- Su instalación y manutención es más económica.

3°.- Tienen un mayor rendimiento térmico, lo que se traduce en un menor consumo de combustible.

4°.- Tienen mayor producción en igual tiempo, para un mismo tamaño de horno.

Su principal y quizá única desventaja reside, como ya se ha indicado, en que el producto sale con todo el contenido de ceniza que trae el cok. Puede producirse, asimismo, un cambio en el color de la cal por estar ésta en contacto con el combustible y, parte de las cenizas, al acumularse sobre la superficie de los trozos de cal, pueden dificultar el quemado uniforme y completo. De cualquier modo, el producto obtenido es apropiado para usos generales.

El secreto principal para asegurar capacidad de producción residente en la habilidad en utilizar convenientemente el tiro forzado en el fondo del horno.

Los hornos de tipo vertical, en general, pueden ser adaptados para la recuperación del anhídrido carbónico, incorporando cierres especiales en la parte superior para prevenir la entrada de aire y la pérdida del gas. Tal cierre podría ser del tipo, bastante / empleado, de "campana". Generalmente, un horno vertical bien operado tiene una relación de combustible a caliza muy apropiada y así produce un gas rico en anhídrido carbónico, como se puede apreciar por los porcentajes ya indicados.

En los hornos verticales de hogar separado, los que están provistos de parrillas automáticas para quemar combustible, ofrecen

una ventaja definida en que no se quema ningún exceso de éste, en ningún momento, como sucede en los hornos cuyo calentamiento se realiza a mano y que producen un humo negro en muchas operaciones subsiguientes a la alimentación del fuego. Tal sobrecalentamiento, al punto de producir una espesa humareda, no es deseable desde que este humo contaminará las soluciones y el equipo en un grado no conveniente.

Sustancialmente, el mismo tipo de equipo para la purificación del gas se utiliza para los hornos verticales y para los hornos rotativos.

Productores de Cal.-

Probablemente, el más reciente desarrollo en la fabricación de la cal es un horno pequeño, compacto y térmicamente eficiente llamado "productor de cal". Aún no se sabe mucho acerca de este horno, pero está económicamente justificado y seguramente la industria de la cal llegará a tener algún interés por él.

A causa de sus características técnicas y económicas, el productor de cal se presta muy bien para la recuperación del anhídrido carbónico. Con el objeto de explicar más ampliamente esta afirmación, veremos con cierto detalle los principios y funcionamiento de este equipo. El equipo utilizado por la industria de la cal ha ido progresando desde los primeros métodos rudimentarios de los artesanos, hasta los de hoy en día, con un exacto control científico.

La mayor parte del equipo en uso actualmente, no es resultado de la aplicación de principios de ingeniería, sino, más bien,

es el resultado de muchas experiencias. Y así, muchos de los hornos usados en la actualidad, no representan la última palabra en nuestros conocimientos de ingeniería. En consecuencia, existe la posibilidad de incorporar a un horno ciertos detalles de ingeniería, que parece son apropiados.

Por ejemplo, algunos piensan que en el futuro, las plantas de pequeña capacidad jugarán un papel importante. Así, un productor de cal con capacidad para 10 toneladas diarias, puede ser instalado en cualquier localidad donde su producto pueda ser absorbido, en lugar de tener un gran horno o una batería de hornos en las proximidades de la cantera. También se ha propuesto colocar una planta de recuperación anexa al productor de cal.

La calcinación eficiente de la caliza, comprende una serie de problemas relacionados con la transmisión de calor a la piedra que se calcina. De las tres formas posibles de transmisión de calor, solamente dos están bajo nuestro control, y éstas son la radiación y la convección. Para utilizar las leyes de la radiación, lo más ventajosamente posible, deberemos tener el proceso de combustión muy próximo a la superficie de los trozos o partículas que se está calentando. Para utilizar y aplicar las leyes de transmisión del calor por convección en su más alto grado y con efectividad, debemos tener un balance perfecto entre la velocidad del gas y la de la piedra. Todo esto ha sido tomado en cuenta en el diseño del productor de cal.

La fig. 7 muestra una sección de este productor de cal. La caliza entra por la parte superior del productor B., desde la tolva de alimentación A, en donde pasa por sobre el conducto de los ga-

ses de salida C, calentándose y efectuando un enfriamiento adicional de los gases de salida. Aquí la velocidad de la piedra está en la relación más conveniente. Cuando la piedra ha pasado bajo el nivel del conducto de los gases, se encuentra en medio de la corriente de gas que sale, D, en donde tanto la piedra como el gas se mueven a velocidad mayor para facilitar la transmisión de calor por convección. Por debajo de esta zona, el gas y la piedra toman caminos separados, E y F. La piedra, sin embargo, recibe algún calentamiento adicional del techo del hogar. En G la piedra entra en la zona de transmisión de calor por radiación, en donde ocurre la combustión superficial de parte del combustible. H es el hogar de parrilla o de quemador de petróleo. Después de pasar la piedra caliza por las zonas más calientes, la cal entra a la sección I, en donde puede desprenderse el anhídrido carbónico residual. Luego pasa a la sección de enfriamiento de la cal y precalentamiento del aire, J, para ir luego a la descarga.

Debe notarse que el aire para la combustión se saca a través de la capa de partículas de piedra caliza, y una parte tomará el otro curso. Uno de estos cursos es a través de la masa del combustible, si el productor tiene hogar de parrilla, y el otro es a través de la cal que se está enfriando y descargando. La cantidad total de aire se regula de tal manera, que la parte que pasa a través de la masa del combustible, será insuficiente para la combustión completa, pero suficiente para gasificar el combustible. Este combustible gasificado pasa desde el hogar y a través de las aberturas, K, al cuerpo de calcinación del horno a una temperatura elevada y en donde se encuentra con la corriente de aire que

ha pasado a través de las capas de cal. En la zona donde se encuentran este aire y el combustible gasificado, se efectúa una segunda combustión sobre la superficie de la piedra que se está calcinando, dando como resultado un calentamiento concentrado e intenso, precisamente en el lugar en donde su efecto es del mayor provecho.

Este horno para quemar cal, hará posible la utilización de proporciones combustible - cal muy bajas, de modo que los gases de salida en el productor, serán muy ricos en anhídrido carbónico.

Conclusión.

De los diferentes tipos de hornos de cal descritos, estimo más conveniente utilizar los verticales de carga mixta, para la recuperación del anhídrido carbónico. Siendo estos hornos los que producen un gas de más alto contenido de anhídrido carbónico, la recuperación se efectuaría con un volumen menor de equipo y por lo tanto, resultará más económica. No consideramos aquí a los productores de cal, de los que hicimos referencia, porque su aplicación en nuestro medio no se puede aún prever.

Las diferentes ventajas atribuidas a los hornos verticales de carga mixta, y la posibilidad de convertir a este tipo cualquier horno vertical de hogar separado, que se encuentre actualmente trabajando, lo señalan como el más apropiado. Tenemos, además, la referencia de que, en países de mayor desarrollo industrial, cuando se piensa recuperar el anhídrido carbónico producido en los hornos de cal, en la mayoría de los casos éstos son diseñados para carga mixta. En todo caso, si las fábricas que actualmente utili

zan hornos de hogar separado, no se decidieran a convertirlos, la recuperación del anhídrido carbónico podría ser efectuada del mismo modo, teniéndose, sin embargo, que considerar nuevamente su límite económico.

En conexión con este estudio, es de interés mencionar que los hornos de cemento frecuentemente producen gases con un alto contenido de anhídrido carbónico. Es ésta una fuente potencial de anhídrido carbónico, que puede llegar a ser de gran importancia industrial. Hasta hace pocos años, no se tenía referencias de ninguna fábrica de cemento que efectuara la recuperación del anhídrido carbónico producido en sus operaciones. Sin embargo, recientemente he tenido oportunidad de enterarme que la Worthington Pump and Machinery Corp., ha efectuado el diseño e instalación de una de estas plantas, en la cual se utiliza el anhídrido carbónico de los hornos de cemento para fabricar hielo seco. Esta planta está operando con resultados satisfactorios. Por lo tanto, la instalación de una planta similar en nuestro medio, es sólo problema de mercado.

POSICION DE LA PLANTA

Como nuestra planta será instalada para utilizar un sub-producto, no se puede pensar en buscar su posición más favorable, teniendo en cuenta solamente las ventajas para este sub-producto, sino también se debe considerar las necesidades de la industria básica. Esto se hace evidente desde el momento que la planta de recuperación del anhídrido carbónico, deberá ser anexa a la planta de producción de la cal. Instalar la planta de recuperación, en lugar distinto al de los hornos, está fuera de toda lógica y de toda posibilidad económica.

Pero, felizmente, no existen factores que se opongan a la instalación conjunta. Por el contrario, una serie de razones coinciden en favorecer esta solución.

Así, la tendencia moderna en la industria de la cal, está más bien encaminada hacia la instalación de varias plantas pequeñas de producción, situadas cerca del centro de consumo, que poner una gran planta al pie de las canteras de piedra caliza y repartir / luego, el producto a distancias apreciables. En nuestro medio la posición no es distinta: las principales fábricas de cal se hallan en las cercanías de Lima y aún a sus mismas puertas. En cuanto a la planta de anhídrido carbónico, está demás recalcar la conveniencia de localizarla cerca del centro de consumo, por lo elevado que resultan los gastos de transporte.

Un factor de gran importancia para la factibilidad económica/

del proyecto, lo constituye el contar con un mercado que pueda absorber un gran volumen de anhídrido carbónico, pues la producción de la planta deberá ser lo más alta posible. De otro modo, una producción baja no pagaría los gastos de recuperación.

Con estas consideraciones en mente, no resulta difícil convenirse de la necesidad de establecer la planta en Lima. Es notorio que, en la actualidad, no se puede pensar en otro centro de consumo mayor que la Capital y alrededores, especialmente, en lo que se refiere al gas carbónico, Máxime, si se tiene en cuenta que este mismo mercado deberá ser desarrollado mucho más, si se desea contar con un panorama promisor para las actividades de nuestra planta de anhídrido carbónico.

Tenemos que considerar en seguida, otros factores de importancia, en la selección del lugar que deberá ocupar la planta, los cuales, según veremos, se amoldan bastante ^{bien} a la solución propuesta.

Servicios Públicos.

Estos no se pueden encontrar mejores en otro punto de la República, como asimismo, las condiciones de vida.

Mano de obra.

Se tiene abundante y puede llenar todas las exigencias de especialización que requiera la fábrica. Su costo más elevado no constituye inconveniente apreciable, puesto que el número de obreros es muy reducido. Hasta la fecha no se han presentado grandes problemas de sindicato en esta rama.

Mercado.- Ya se ha señalado que el mercado de Lima sería el mas

favorable, indiscutiblemente.

Transporte.

La solución escogida trae aparejada una gran simplificación del problema del transporte, tanto de los productos como de los / suministros y de la movilidad del personal.

Fuerza Motriz.

Las disponibilidades de fuerza motriz están aseguradas, contándose con un suministro adicional, muy en breve, de la nueva central de Moyopampa.

Agua.

Cierto grado de inseguridad existe en la cantidad de agua potable disponible; pero como nuestra planta no requerirá de grandes volúmenes, la instalación de un pozo profundo podría salvar / cualquier dificultad en este sentido.

Los gastos de construcción y de montaje, tanto del edificio , como del equipo, no podrán ser mayores que en cualquier otro sitio.

Materias Primas.

Las materias primas para la cal, piedra caliza y cok, (petróleo o carbón), pueden ser obtenidas convenientemente, existiendo buenos medios de comunicación y transporte. Las exigencias de materias primas para la planta de recuperación, no son grandes y pueden obtenerse, igualmente, con gran facilidad.

Facilidades Bancarias.

Estas no pueden ser menores a las que se encuentren en cualquier otro lugar.

Todas estas consideraciones nos afirman en nuestra idea primitiva, llegando a la conclusión de que el lugar más apropiado para

instalar la planta conjunta de cal y gas carbónico, es en las proximidades o en el perímetro de Lima. Con más precisión, podríamos indicar la conveniencia de situarla en la zona industrial de las avenidas San Martín o Argentina.

Algunas firmas, dedicadas a la construcción e instalación de plantas, señalan que en muchos casos la posición más conveniente para la planta de anhídrido carbónico, puede ser desventajosa para el horno de cal. Y para tal caso, consideran superior la solución de tenerlos separados y obtener el anhídrido carbónico por cualquier otro método. Indudablemente que este caso puede presentarse. Sin embargo, como se ha demostrado, en el nuestro las circunstancias son distintas y la solución propuesta es apropiada.

ESTADÍSTICA DE LA PRODUCCIÓN DE CAL EN EL PERU

CUADRO N° 1

(Cantidad en toneladas métricas)

	1944	1945	1946	1947	1948	1949	1950
Cal vendida o usada por los productores; según usos:							
Agrícola (ingenios azucareros)	332	3,575	3,742	8,966	4,092	2,940	3,273
Metallúrgica (concepción de de tracción de minerales).	5,488	3,766	2,316	3,874	3,562	3,737	4,833
Construcciones	3,955	6,114	8,221	9,847	11,200	15,525	34,350
Química e Industrial.	1,126	1,205	1,171	1,565	1,378	1,144	2,132
TOTAL	10,901	14,660	15,450	24,252	20,232	23,346	44,588

ESTADISTICA DE LA PRODUCCION DE CAL EN EL PERU

CUADRO N° 2.

Valor (En soles)

	1944	1945	1946	1947	1948	1949	1950
Cal vendida o usada por los productores; según usos:							
Agrícola (ingenios azucareros)	10,617	217,038	243,230	582,790	286,440	195,084	
Metallúrgica (concentración de mineras)	304,199	298,304	320,778	536,548	417,930	655,251	(1)
Construcciones	355,950	550,260	986,520		1'736,000	2'018,130	
Química e Industrial.	138,667	171,556	161,895	247,132	218,916	327,244	
TOTAL	809,433	1'237,158	1'712,423	2'804,910	2'659,286	3'195,709	

(1) No se da los valores, porque aparecen equivocados en el Anuario de la Industria Minera (78).

ESTADÍSTICA DE PRODUCCIÓN DE CAL EN EL PERU

CUADRO N° 3.

Precios promedio - (Soles oro por tonelada seca).

	1944	1945	1946	1947	1948	1949 (2)	1950
Cal vendida o usada por los productores; según usos:							
Agrícola (ingenios azucareros)	31.98	60.71	65.00	65.00	70.00	66.50	
Metallúrgica (concentración de minerales).	55.43	79.21	138.50	138.50	117.33	175.00	(Sin datos).
Construcciones	90.00	90.00	120.00	151.62	155.00	130.00	
Química e Industrial	123.15	142.37	138.25	157.91	158.86	285.00	

(2) Promediados utilizando las cifras de cantidades y valores dados en el Anuario de la Industria Minera. En dicho Anuario no dan los precios promedio para este año.

ESTADISTICA DE LA PRODUCCION DE ANHIDRIDO CARBONICO EN

EL PERU

Datos referentes al consumo de gas carbónico por la industria de Aguas Gaseosas. - (1)

CUADRO N° 1. - Cantidades en kilos.

Zonas	1947	1948	1949
Lima y Callao	174,650	252,313	254,626
Norte	92,579	77,238	79,291
Centro	43,859	47,125	47,432
Sur	16,007	22,957	22,502
TOTAL	327,093	399,633	403,851

.CUADRO N° 2. Valor en soles.

Zonas	1947	1948	1949
Lima y Callao	239,627	440,382	536,379
Norte	188,261	229,087	269,394
Centro	76,082	105,261	123,258
Sur	44,806	78,002	87,033
TOTAL	548,776	852,832	1'016,064

CUADRO N° 3. - Precios Promedio, en soles por kilo. (2).

Zonas	1947	1948	1949
Lima y Callao	1.40	1.75	2.10
Norte	1.80	3.00	3.40
Centro	1.70	2.25	2.60
Sur	2.80	3.40	3.85

(1).- La industria de Aguas Gaseosas consume aproximadamente el 98 % de la producción de anhídrido carbónico.

(2).- Calculados a base de los datos de cantidades y valores para cada zona.

La zona de Lima y Callao comprende el Departamento de Lima y la Provincia del Callao.

La Zona Norte comprende los Departamentos de Ancash, Cajamarca, La Libertad, Lambayeque, Piura y Tumbes.

La zona Centro abarca los Departamentos de Ayacucho, Huancaavelica, Huánuco, Ica, Junín y Pasco.

La zona Sur está constituida por los Departamentos de Apurímac, Arequipa, Cusco, Moquegua, Puno y Tacna.

Debemos notar que todo el anhídrido carbónico consumido en la República, es manufacturado en Lima, pues no se tiene noticias de fábricas en provincias. Siendo así, la apreciable diferencia de precios se debe al elevado costo del transporte.

Los cuadros N° 1 y N° 2, sacados de la Estadística Industrial (77), nos indican una producción algo más baja de la efectiva, pues según datos suministrados por el Banco Industrial, la producción de anhídrido carbónico durante el año de 1949 fué de 600,000 kilos, aproximadamente.

El precio actual de venta para el anhídrido carbónico líquido en Lima, es de S/o. 3.30 el kilo.

CAPACIDAD DE LAS PLANTAS DE CAL Y
DE ANHIDRIDO CARBONICO LIQUIDO.

Planta de Cal.-

Nuestra planta tendrá un horno con capacidad para producir 15 toneladas cortas de cal viva por día. Con esta capacidad la producción máxima en un año alcanzaría a unas 5,000 T. M. Si observamos el fuerte aumento en el consumo de cal para construcciones, (casi 20,000 T. M. en el período 1949 - 50), podemos esperar que nuestra producción encuentre fácil colocación en el mercado. Si bien es cierto que este aumento en el consumo de cal se debe a la actual escasez de cemento, la escala casi siempre ascendente de producción y precios desde el año 1944, nos hace pensar que la industria aún no ha llegado a sus límites máximos. Además, es muy posible que las construcciones sigan usando una apreciable cantidad de cal para determinados fines, aún después que hubiera desaparecido la escasez, especialmente si el producto es de características apropiadas y de precio conveniente, dos factores que pueden ser satisfechos sin dificultad por un horno moderno bien operado y por una organización eficiente.

En el peor de los casos, es decir, suponiendo que el mercado para la cal no llegara a convencer por completo, hay más de una / fábrica que necesitaría modernizar sus instalaciones para obtener mejores resultados y rendimientos, los cuales le pueden servir más tarde para hacer frente a posibles competencias.

Cabe señalar, por último, que nuestra planta de cal disponiendo de un sistema para la recuperación del anhídrido carbónico estaría en condiciones inmejorables para desarrollar la fabricación de carbonato de calcio precipitado, de alta pureza (11). Esta producción podría ser al principio tan limitada como lo exijan las conveniencias del momento y luego se iría incrementando a medida que crece la demanda.

En conclusión, estimo que la instalación de un horno de cal de la capacidad indicada y que suministre una cal apropiada para usos generales, podría ser un negocio productivo y conveniente.

El Sr. José Patroni Olcese, quien se ocupará posteriormente del estudio referente a las condiciones de la industria de la cal y de la fabricación de diversos productos derivados, podrá exponer ampliamente este punto y llegar a conclusiones más precisas.

Planta de anhídrido Carbónico Líquido.

El estudio que vamos a emprender, en relación con la planta de anhídrido carbónico líquido, está basado sobre una producción diaria de 10 toneladas ("short tons"). Debemos aclarar que tal capacidad no ha sido fijada con la idea de colocar todo el producto en el mercado. Esta planta, sobre la base de 300 días de trabajo en el año, nos produciría 6,000,000 de libras de anhídrido carbónico o sea unos 2'700,000 kilos anuales los que, comparados con una producción actual menor al millón de kilos, resultan excesivos. La capacidad de la planta ha sido fijada en 10 toneladas diarias con el objeto de investigar si con este volumen de producción puede competir ventajosamente, con plantas que utilizan otros sistemas

para obtener su anhídrido carbónico. Algunas firmas norteamericanas, que construyen equipos para la fabricación de anhídrido carbónico, estiman que la recuperación del gas en los hornos de cal puede resultar conveniente, comparada con otros métodos de obtención, sólo cuando la capacidad de la planta esté entre las 20 y 30 toneladas diarias. Otros, entre ellos el ingeniero Gibbs (27), consideran que una planta para 10 toneladas puede aún dejar márgenes apreciables de utilidad. Es así que he escogido la menor de estas plantas para investigar los resultados que podrían dar en nuestro medio. Si resultaran apreciables beneficios, ello nos indicaría que es factible instalar plantas más pequeñas aún.

Determinar cual sería la menor cantidad de anhídrido carbónico que se puede recuperar, a un costo no mayor al que corresponde a los otros sistemas, e indicar si conviene instalar esta planta de inmediato o esperar un mayor desarrollo del mercado, podrían constituir tema para estudios posteriores.

DESCRIPCION DEL PROCESO

De acuerdo a las anteriores conclusiones, nuestro proceso tendrá como base la recuperación del anhídrido carbónico en los gases producidos por un horno de cal vertical de carga mixta, utilizando el sistema standard de purificación con lejía de carbonatos alcalinos.

Aunque nuestro estudio debe limitarse a considerar la recuperación del anhídrido carbónico simplemente, considero de utilidad incluir una breve referencia a las características de construcción y funcionamiento del horno de cal. Esto se justifica si se tiene en cuenta que la calidad de los gases está íntimamente ligada a la forma cómo se opere el horno y, además, de la obtención de una buena calidad de cal depende que el proceso de recuperación del anhídrido carbónico no sea mirado como un factor adverso.

El sistema propuesto comprenderá los siguientes procesos (Pr.) y operaciones (Op.) unitarios, de acuerdo al diagrama de la fig. 8:

Cal.

- Extracción de la caliza en las canteras u, ocasionalmente, de alguna veta subterránea (Op.).
- Transporte desde la cantera a la planta (Op.).
- Trituración y reducción del tamaño de la piedra, en chancadoras y molinos giratorios (Op.).
- Clasificación por tamaños (Op.).
- Transporte de los trozos grandes a lo alto del horno (Op.).
- Transporte de los trozos pequeños al pulverizador (Op.).
- Calcinación de la piedra caliza en el horno vertical (Pr.).
- Envasado de la cal acabada o transporte al aparato de apagar cal. (Op.).
- Hidratación de la cal (Pr.).
- Envasado de la cal apagada. (Op.).

Anhidrido Carbónico.-

- El gas se produce en el horno como resultado de la combustión del cok y de la descomposición de la caliza. (Pr.).
- El gas es extraído del horno mediante un exhauster (Op.).
- Se elimina el polvo de mayor tamaño en una cámara de sedimentación. (Op.).
- El gas es lavado y enfriado. (Op.).
- El gas reacciona en los absorbedores formando bicarbonato, a partir del anhidrido carbónico y del carbonato alcalino. (Pr.).
- La solución fría de bicarbonato pasa por un intercambiador, en contracorriente con la lejía caliente que viene del disociador. (Op.).
- El anhidrido carbónico puro, (99.9 %), se obtiene al hervir la solución de bicarbonato en el disociador. (Pr. y Op.).
- El anhidrido carbónico es enfriado y deshumedecido parcialmente en el condensador. (Op.).
- El anhidrido carbónico es purificado y secado. (Pr.).
- El anhidrido carbónico es comprimido y licuado. (Op.).
- El anhidrido carbónico es envasado en cilindros de acero (Op.)

La cal: Generalidades.

Como sabemos, la cal se obtiene por descomposición, mediante el calor, de la piedra caliza que, cuando está pura, es carbonato de calcio o CaCO_3 , (calcita). Cuando se calienta aproximadamente a unos $1,640^\circ\text{F}$. (900°C), el carbonato de calcio se descompone en anhidrido carbónico, que escapa bajo la forma de gas y en cal u óxido de calcio. Por cada 100 lbs. de carbonato de calcio puro, deberían producirse, teóricamente, 56 libras de cal.

Sin embargo, la caliza nunca es pura, pues por lo general contiene algo de carbonato de magnesio, sílice, óxido de fierro, manganeso, alúmina, etc., en una cantidad total que, en el mejor de los casos, raramente es menor del 2 %.

En algunas calizas, conocidas con el nombre de dolomitas, el porcentaje de carbonato de magnesio alcanza hasta 45 %. Sin embargo, este carbonato de magnesio no se considera, por lo general, como una impureza desde que se descompone por el calor, (a una /

temperatura algo más baja que el carbonato de calcio), en anhídrido carbónico y magnesia. Para algunos usos la utilidad de la cal no es alterada por la presencia de un alto porcentaje de magnesia, y para muchas aplicaciones la magnesia le confiere ciertas propiedades que la hacen más conveniente.

Reacciones en la descomposición de la caliza.

Cuando la caliza es calentada hasta el rojo, se descompone, desprendiendo anhídrido carbónico en forma de gas y dejando un residuo, que consiste de cal y magnesia mezcladas con las diferentes impurezas que se ha mencionado antes, todas las cuales ejercen mayor o menor influencia sobre las propiedades de la cal y particularmente, sobre su color. El color azul-grisáceo, que es característico en la piedra caliza, se debe a la presencia de materia orgánica, la cual es destruída cuando se calienta la piedra y por lo tanto, el color original de ésta no constituye un índice del color o de la calidad de la cal que producirá. Algunas calizas casi negras producen una cal blanca.

La cal siempre contiene un porcentaje mayor de impurezas que la caliza de donde es obtenida; una caliza que contiene 2 % de impurezas, produce una cal que contiene más de $3\frac{1}{2}$ % de impurezas.

Una descripción algo más amplia de este proceso de calcinación se hará al tratar del funcionamiento del horno de cal. Un estudio detallado del mismo se encuentra en un libro dedicado particularmente a la cal y la magnesia, de N.V.S. Knibbs (41). Recientemente ha aparecido un artículo sobre los fundamentos de la calcinación de la piedra caliza, por W. A. Cunningham (14). También puede encontrarse una exposición sobre este proceso en una obra de

Te-Pang Hou (33). A estos trabajos se refiere al lector que desee un conocimiento más completo de la materia.

Clasificación de las cales.-

La Asociación de fabricantes de cal de los EE. UU. ha adoptado la siguiente clasificación para las cales, basada en la cantidad de magnesia que contiene:

Cal de alto contenido de calcio, tiene de 0 a 5 % de magnesia.
Cales magnésicas, contienen de 5 % a 25 % de magnesia.
Cal dolomítica, contiene 25 a 54 % de magnesia.
Cal super-dolomítica, que contiene más de 45 % de magnesia.

Usos de la cal.

Probablemente, ninguno de los compuestos minerales no-metálicos se puede comparar en el valor y la diversidad de aplicaciones directas e indirectas, con la calcita y la dolomita. La caliza y sus derivados no sólo proveen la fuente más barata y conveniente de álcalis para las industrias que utilizan procesos químicos, sino que también, como ya sabemos, el anhídrido carbónico recuperado en muchas plantas es un ácido no corrosivo que, en forma sólida, se transporta con facilidad y es de gran utilidad para muchas aplicaciones industriales importantes.

Además, de las conocidas aplicaciones que tiene en la agricultura y en construcción, la cal se utiliza en el ablandamiento del agua, para purificar el gas obtenido por combustión del carbón, en la curtiduría, en la manufactura del azúcar, de la pulpa de papel, del vidrio, carburo de calcio, desmanche, lejía y muchos otros productos químicos. La cal puede ser utilizada directamente para fines medicinales e insecticidas, como alimento para las plantas y los animales, absorción de gases, precipitación, deshidratación y

para alcalizar. Como reactivo, además de los usos ya señalados, se emplea en la recuperación del amoníaco, manufactura del acero y cemento, fabricación de jabón, caucho, barnices y refractarios, y en la preparación de ladrillos de cal y arena. La cal es indispensable en la argamasa y sirve como materia prima para las sales de calcio y para mejorar la calidad de ciertos terrenos. En metalurgia tiene aplicación como formador de escoria.

La conveniencia de la cal para determinado uso depende de su composición y propiedades físicas, todas las cuales pueden ser / controladas mediante la selección de la piedra caliza y los detalles de los procesos de manufactura.

Buena parte de la cal debe ser finamente molida antes de usarse.

Las cales hidráulicas se obtienen quemando calizas que contienen arcilla y la naturaleza del producto obtenido, después de ser hidratado, varía desde una masa fofa hasta un cemento fraguado. - Las cales de alto índice de calcio, se endurecen solamente por absorción del anhídrido carbónico del aire, que es un proceso lento. Las cales hidráulicas también endurecen lentamente, pero pueden / ser usadas bajo agua. Para fines químicos se requiere cales de alto índice de calcio, excepto para la fabricación de papel por el proceso de sulfito, en el que da mejores resultados una cal de alto índice de magnesia.

Influencia de las impurezas.-

La presencia de pequeñas cantidades de fierro tienden a colorear la cal de rojo o amarillo, mientras que el manganeso la hace

grisácea o negra. La sílice disminuye la plasticidad de la cal y también su capacidad de mezcla con la arena. La alúmina, en cambio, aumenta ambas propiedades.

Cuando la cal se usa para fines de construcción, (que no sean de enlucido), o para aplicaciones químicas, puede contener una apreciable cantidad de impurezas y muchas cales que contienen de 5 a 10 % de impurezas encuentran uso extensivo. Parte de la cal que se vende como fertilizante contiene, con mucha frecuencia, solamente un 65 % de óxido de calcio. Sin embargo, cuando la cal debe ser transportada a determinada distancia, debe contener menos de 2 % de impurezas. (Esta es la situación en los EE. UU.; habría que determinar el límite permisible en nuestro medio).

Cal apagada.

Para la mayoría de las aplicaciones, especialmente en procesos químicos y en construcción, se requiere cal hidratada o apagada y actualmente se obtiene bajo esta forma, del fabricante.

En la manufactura comercial de la cal apagada, se añade solamente la cantidad exacta de agua que se necesita y cualquier ligero exceso es eliminado por el calor de la reacción.

La cal hidratada comercial, por lo tanto, es una cal apagada y seca, reducida por molienda y clasificación por aire a un polvo fino, en el cual han sido eliminadas todas las partículas no quemadas y otras impurezas. Cuando se envasa, (generalmente mediante un empaquetador automático), en envolturas apropiadas, puede ser almacenada por varios meses sin apreciables pérdidas y sin peligros de incendios. En cambio, la cal viva no solamente genera u-

na temperatura peligrosa, por su reacción con la humedad del aire, sino que puede llegar a ser inservible por haberse convertido en carbonato, en gran parte.

Las cualidades de la cal apagada son tan conocidas y apreciadas por los consumidores, que no se necesita añadir nada para aumentar su salida en proporción a la de cal viva. Por otra parte, al mismo fabricante le conviene producirla, pues, de este modo, podrá almacenarla en los períodos de poca demanda.

Características y Funcionamiento del Horno de carga mixta.

La descripción que va a continuación, de los hornos de carga mixta, es un resumen tomado de Te-Pang Hou (33), en la parte referente al horno utilizado en la obtención de cal y gas carbónico, que serán posteriormente usados en el proceso de fabricación del carbonato de sodio por el método Solvay. He tomado este horno como referencia, por ser el que corresponde más de cerca, tanto en características como en funcionamiento, al horno que habremos de utilizar. La tendencia actual en los hornos verticales, es aumentar su altura, con el objeto de economizar calor y, consecuentemente, obtener el gas lo más rico posible. Generalmente, la altura es de 6 a 7 veces el diámetro interior. Así, el horno "standard" utilizado para grandes producciones, (300 a 350 toneladas de piedra caliza quemadas en 24 horas), tiene 14 piés de diámetro interior y de 80 a 90 piés de altura.

El revestimiento de ladrillos refractarios y corrientes debe ser de unas 24 pulgadas de espesor, para los hornos pequeños y de

36 a 48 pulgadas, para los grandes, dejando entre la albañilería y las planchas de revestimiento, 3 a 6 pulgadas de espacio para ser llenado con arena o material aislante. Este espacio permite el libre juego de dilatación de los ladrillos, cuando el horno es calentado. El revestimiento indicado tiene por objeto disminuir las pérdidas de calor por radiación u convección.

El horno se carga por la parte superior, para lo cual existe allí una tolva con uno o más conos, los cuales distribuyen la piedra y el cok uniformemente sobre toda el área interna del horno. Estos conos son de gran peso; su inclinación es de 45 ° y tienen cuatro extensiones en forma de aletas, sujetas a la parte inferior. Una de las aletas desvía la carga hacia el centro, la siguiente / la envía un poco más allá, la tercera algo más lejos y la última / la reparte alrededor de la circunferencia, cerca del revestimiento de ladrillo. Estas aletas giran con la tolva, 1/4 o 1/5 de / vuelta, cada vez que se efectúa la carga.

Para llevar la piedra y el combustible hasta la altura de la tolva, se puede utilizar diversos medios: cabrias, fajas transportadoras, etc. El control de las cantidades de piedra y cok cargadas, se puede hacer por balanzas automáticas u otro sistema.

El mecanismo de descarga de la cal consiste de un pesado cono de fierro fundido, en espiral. Los pasos e inclinación de esta espiral están diseñados para sacar la cal del centro y de la periferia, en forma proporcional. A la base del cono va acoplada una mesa anular hecha con gruesas planchas de acero, la cual gira con el cono. La cal cae gradualmente en esta mesa y es retirada por una cuchilla estacionaria, a medida que se hace girar lentamente

el cono. La cal cae en un alimentador y es llevada a una tolva de depósito.

Este mecanismo está en el interior de una tolva de descarga / provista de una camiseta de acero con circulación de aire o agua, (water jacket), en forma semejante a los altos hornos siderúrgicos, siendo el objeto principal de esta camiseta enfriar la cal a descargarse.

Sobre esta parte del horno descansa todo el peso de la carga de caliza, cok y cal.

Toda la estructura del horno es sostenida sobre columnas de a cero o de fierro fundido.

La cal se retira intermitentemente, por lo general, unos pocos minutos, y a intervalos de 15 minutos.

Con el sistema indicado de carga y descarga, el trabajo es muy uniforme y la operación del horno se controla fácilmente.

La temperatura de los gases en la parte superior del horno , puede mantenerse tan baja como de 40 a 60°C y la temperatura de la cal, en la parte inferior a unos 40 u 80°C, dependiendo de la altu ra del horno, la temperatura ambiente, el ritmo de descarga, de la distancia de la zona de reacción al fondo del horno, sistema de / descarga, y presión de aire utilizado. Cuando la presión de aire en el fondo es baja, o cuando por alguna razón la inyección ha si do cortada, el fuego permanece bajo y por lo tanto, la temperatura de la cal retirada será más alta. En cambio, cuando no se sa ca la cal por algún tiempo, la zona de fuego sube y entonces la cal sale más fría.

El porcentaje de anhídrido carbónico en el gas puede ser man-

tenido a un promedio de 42 % durante las 24 horas del día, con una calcinación uniforme y apropiada de la caliza. Se encuentra así muy poca cal sobrequemada o cal mal quemada, en la descarga. La cal descargada contiene porciones de caliza no descompuesta, que generalmente están en el centro de los trozos de cal, y a veces, también, partículas de cok no quemado o ascuas encendidas. Los trozos mal quemados regresan al horno, junto con la nueva carga. La cantidad de trozos no quemados, que se producen depende de la eficiencia de la operación del horno, de su diseño y construcción, (en lo que se refiere a aislamiento térmico, altura, etc.) y la velocidad con que se opera. Aun en los hornos modernos más eficientes, se produce una cierta cantidad de trozos no quemados por encima de una determinada velocidad de operación.

El tamaño de la caliza cargada varía entre 2 y 6 pulgadas y el cok, por lo general, tiene de 2 a 2 ½ pulgadas. La proporción de combustibles a piedra, depende principalmente de la eficiencia térmica del horno, de la calidad de la piedra y del poder calorífico del combustible. Con un horno eficiente y buena calidad de cok, la proporción de éste a piedra caliza puede ser tan baja como 1 a 16, en peso, sin dejar una excesiva cantidad de caliza sin quemar. Se debe evitar el exceso de combustible para obtener una buena producción de gas. El anhídrido carbónico producido, a partir de la piedra, es casi de 100 %; la dilución se debe al nitrógeno introducido con el aire requerido para quemar el combustible. El combustible utilizado no debe contener mucha ceniza, porque además de contaminar la cal, produce aglomerados horno. Las pro

Las propiedades ácidas de la sílice, alúmina y del óxido férrico en la ceniza, tienden a formar escorias al fundirse con la cal, causando aglomeración entre los pedazos de cal y adhesión de la escoria a las paredes refractarias del horno. Por lo tanto, el cok no debe tener más de 6 a 10 % de ceniza, pero en ningún caso más de 15 %. Se prefiere cok puro, porque el blando produce demasiado menudo durante la molienda y, además, se deshace en el horno por el peso de la carga, causando excesiva resistencia al tiro.

La zona de combustión está situada de un cuarto a un tercio de la altura desde el fondo del horno. La temperatura en esta zona es alrededor de 1,050°C, aunque no es raro que alcance los 1,100°C. La altura de la zona de combustión depende de como sea forzado el horno, o sea cuánto aire se hace pasar y con qué rapidez se retira la cal. Bajo condiciones normales, la zona de combustión debe ser mantenida tan baja, como sea compatible para la obtención de una cal razonablemente fría en la descarga.

Para los hornos grandes, es decir, sobre los 14 piés de diámetro y 80 de altura, la caída de presión del aire es alrededor de 6 pulgadas de agua. En tales hornos, la distribución de aire tiende a ser dispareja, hallándose los caminos de menor resistencia a través de los trozos más gruesos de cok y de piedra. Estos pedazos más grandes tienden a segregarse en ciertos puntos de la sección transversal del horno, dependiendo principalmente de la forma de carga. Esta segregación es muy seria porque bajo tales circunstancias, no solamente la piedra es inapropiadamente quemada, sino que el análisis del gas es también bajo.

En estos casos, la experiencia ha demostrado que no hay más de 30 a 32 % de anhídrido carbónico, mientras que se encuentra 3 a 5 % de oxígeno y 0.5 a 1 % de monóxido de carbono. Tal situación se agrava si los pedazos de caliza no son de un tamaño más o menos uniforme. El mejor remedio para este inconveniente es, por lo general, el diseño apropiado del mecanismo de carga; y un gran número de sistemas ingeniosos han sido introducidos para alcanzar este objetivo. Se comprende que, por los diferentes tamaños y proporciones de cok a caliza que habría en diferentes puntos, a causa de la segregación, se tendría unas partes con exceso de combustible, lo que originaría un descenso de la zona de fuego, dificultaría el paso del aire por la mayor densidad y daría una cal sobrequemada; y otras partes en que la falta de combustible daría / un producto quemado en forma incompleta y en donde la zona de reacción se mantendría alta por la gran cantidad de aire que pasaría a través de la carga menos densa, a causa del mayor tamaño de los trozos. Con la distribución de la carga, mediante los mecanismos indicados anteriormente, es posible mantener la zona de combustión en el mismo nivel horizontal. También es importante que la piedra esté libre de arcilla, suciedad o polvo; de otro modo, el paso del aire puede ser interferido y los finos y trozos sobre quemados pueden reaccionar con la arcilla o suciedad para formar aglomerados. Tales aglomerados pueden alcanzar un tamaño de 24 / pulgadas y pueden bloquear completamente el paso de la cal en la abertura de descarga en el fondo.

La presión de aire utilizada en los hornos verticales de cal varía dentro de un amplio margen; algunos de 4 a 9 pulgadas de agua de presión. Esto depende del ritmo de trabajo, del tamaño de

la piedra y cok empleados y de la altura del horno. Los tamaños menores de piedra requieren mayor presión de aire. Si están mezclados con trozos grandes, la piedra no quemará uniformemente: Las piedras de menor tamaño se sobrequemarán, mientras que las de tamaño mayor no se quemarán debidamente.

De lo que hemos visto hasta ahora, se llega a la conclusión de que nunca será excesiva la atención que se preste a los siguientes puntos:

- a) Distribución uniforme del combustible en el volumen de la piedra.
- b) Ausencia de segregación entre los trozos pequeños de piedra y los de mayor tamaño.
- c) Distribución uniforme del aire dentro de la carga.

Cualquier tendencia de segregación entre el combustible y la piedra de cal, o de los trozos pequeños de piedra de los grandes, debe ser subsanada de inmediato; de otro modo, como ya se ha señalado antes, el gas contendría: 1) Un exceso de oxígeno; 2) Considerable cantidad de monóxido de carbono y 3) Bajo porcentaje de anhídrido carbónico. Puede haber, al mismo tiempo, una gran cantidad de caliza mal quemada en un costado del horno y, en otra parte, cal sobrequemada. Se ha de tender siempre a mejorar los métodos de trabajo manteniendo el tamaño de los trozos de piedra y de cok dentro de dimensiones uniformes, en lo posible; ajustando los registros de aire o válvulas de mariposa para controlar la cantidad de aire admitido en los diferentes puntos, y teniendo el mecanismo de carga, en la parte superior del horno, diseñado en tal forma que efectúe una distribución uniforme de la carga, o sea, sin ninguna tendencia a segregarse.

El gas que sale del horno debiera tener una composición seme

jante a la siguiente:

$\text{CO}_2 = 41 \text{ a } 43 \%$ $\text{O}_2 = 0.0 \text{ a } 0.2 \%$ $\text{CO} = 0.0 \text{ a } 0.0 \%$

Una cantidad excesiva de oxígeno en el gas indica: 1) Distribución no uniforme del aire o formación de canales en su paso, como resultado de la segregación. 2) Diferente altura de la zona de combustión por sobre las diferentes entradas de aire, como resultado, ya sea de la formación de canales o por la obstrucción de algunas de dichas entradas y 3) Ascenso del fuego hacia la parte superior del horno, como resultado de la excesiva presión de aire empleada y el bajo ritmo de descarga. A veces la presencia del oxígeno en el gas puede deberse a la filtración de aire en la parte alta del horno, cuando existe allí un vacío parcial. La presencia de 1 % o más de monóxido de carbono, puede indicar: 1) Formación de canales en el paso del aire, por las causas ya señaladas o 2) Excesiva proporción de combustible que causa una reducción del anhídrido carbónico, por el carbón incandescente que está inmediatamente encima de la zona de descomposición. En este último caso, por supuesto, mucha cal resulta sobrequemada.

En el curso de la operación, y como ya se ha dicho antes, se puede encontrar que la cal retirada de un lado del horno sale al rojo vivo, mientras al otro lado sale la piedra fría, debido a la mala distribución del aire y del combustible.

Todas las dificultades anteriores conducen a un bajo contenido de anhídrido carbónico en el gas. El manejo de un horno de cal es un asunto delicado. La habilidad para diagnosticar las fallas se alcanza solamente con la observación cuidadosa y larga experiencia. Las condiciones de la cal pueden ser rápidamente apre-

ciadas por su apariencia y densidad. La cal bien quemada es de color claro y liviana. La cal quemada parcialmente es pesada y la cal sobrequemada es más oscura, más densa y de apariencia gruesa. Para el control del proceso, se hace una prueba horaria / del gas por medio de un Orsat, y se controla la cantidad de piedra mal quemada que se regresa al horno.

La masa de la cal fundida se adhiere a las paredes de ladrillos y puede formar salientes en la albañilería. La piedra que desciende puede, por lo tanto, romper una parte de los ladrillos refractarios del revestimiento por el esfuerzo aplicado sobre estas salientes. Nada más perjudicial que tal fenómeno para la vida de un horno. En el curso del trabajo, se oye de vez en cuando un fuerte ruido en el interior del horno, debido a la caída de la piedra que había formado arcos sobre un espacio vacío. En los peores casos, la formación de arcos y de salientes puede ser tan seria que impide el descenso de la carga.

La acción de desgaste que efectúa la piedra que desciende, sobre la cara de los ladrillos refractarios es, normalmente, ligera; pero si se deja un gran espacio vacío en la parte alta del / horno, la piedra que cae desde cierta altura contra las paredes, durante la carga, puede causar considerable daño al revestimiento de ladrillos refractarios. Un horno que se mantiene parcialmente lleno no puede dar buenos resultados; por ello, se utiliza generalmente diversos medios para controlar el nivel de la carga.

Si el horno se mantiene con su carga máxima durante todo el tiempo y se emplean calidades de caliza y de cok medianamente buenas, que tengan poca tendencia a aglomerarse, el desgaste y ave-

ría del revestimiento no es fuerte. Tal horno puede continuar / operando por espacio de tres o cinco años, sin reparaciones.

Una caliza de buena calidad es esencial, desde que las impurezas en la caliza causan grandes molestias en la operación. El óxido de magnesio en la cal es una sustancia inerte, aunque el gas carbónico es librado más rápidamente por el carbonato de magnesio. La presencia de un 5 % o más de sílice en la cal, causa aglomeración o semi-fusión y lo que es peor, da origen a la formación de arcos y de salientes en el horno de cal, debido a su reacción con la cal formando silicato de calcio.



La cal pura funde sólo a una temperatura de 2,550°C, que está por encima de los límites empleados en el horno.

La alúmina en la caliza tiene un efecto aún más dañino que / la sílice. No solamente tiene una mayor tendencia a bajar el punto de fusión de la cal, sino que también forma una pasta pegajosa en el aparato para apagar cal. Al igual que la sílice, entra en reacción con la cal dando un aluminato de calcio, (probablemente un aluminato tricálcico), a la temperatura existente en la zona de combustión.



Se deduce de lo expuesto anteriormente, que cualquier piedra conteniendo un 10 % de sílice, alúmina y fierro es prácticamente imposible quemarla con éxito.

En la práctica, al construir la cubierta superior con la tolva de carga y el cono, nunca se obtiene un cierre hermético. En

consecuencia, es necesario mantener una presión positiva de más o menos 1/8 de pulgada de agua en la parte superior del horno, de modo que la filtración se efectúa desde el interior hacia el aire, mas bien que del aire hacia el interior del horno, que resultaría en la dilución del gas.

La capacidad de producción de un horno, para determinadas dimensiones, depende de muchos factores, como por ejemplo: Calidad de la caliza cargada, el uso de tiro forzado, el uso de un mecanismo apropiado de descarga, la graduación de los tamaños de piedra y de cok en la carga, etc. Los hornos grandes son más económicos en la utilización del calor, pero en cambio tienen la desventaja de presentar mayor facilidad a la segregación de la piedra caliza y del cok durante la carga y también a la no uniforme distribución del aire a través del material. Esto se puede evitar mediante el uso de mecanismos muy refinados para la uniforme distribución y regulación del aire usado para el tiro forzado.

Las especificaciones para las calizas a emplearse son las siguientes:

CaCO ₃	90 - 99%
SiO ₂ , Al ₂ O ₃ , Fe ₂ O ₃	0 - 3%
MgCO ₃	0 - 6%

Todas las indicaciones vistas hasta aquí pueden servir de guía al operarse un horno de carga mixta, y por tanto, en nuestro desarrollo posterior nos ceñiremos a ellas en todo lo que sea posible.

Características del Horno a Utilizarse.

Será, como se ha dicho, un horno de cuba vertical con carga / mixta y tiro forzado. El uso de tiro forzado, además de las ventajas ya señaladas, está justificado por la necesidad de mover el gas a través de todo el proceso de recuperación.

La capacidad de producción del horno será de 15 toneladas , (short tons), de cal por día de 24 horas.

Las dimensiones de este horno están indicadas en el plano que acompaña al presente trabajo. Dicho plano ha sido tomado de una copia en azul suministrada gentilmente por la Vulcan Iron Works , de Wilkes Barre, Pa., U.S.A. y corresponde a la capacidad requerida.

La albañilería es de ladrillos corrientes y viene revestida , en su parte interior, con ladrillos aislantes de Sil-O-Cel, primero, y luego con ladrillos refractarios corrientes. El revestimiento exterior del horno está constituido por un cilindro construido con planchas de acero de 3/8 de pulgada de espesor, y que están unidas entre sí por remaches, p iones o soldadura. Entre los ladrillos corrientes y el cilindro de acero, queda un espacio libre de 3 pulgadas para ser llenado con arena; esto permite el libre juego de dilatación de los ladrillos. A la altura de la zona de combustión y en una extensión de 8 pies de alto, se reemplaza la primera hilera de ladrillos refractarios corrientes por ladrillos de sílice. Igualmente, en esta zona se reemplaza la arena por polvo de Sil-O-Cel.

Toda la estructura del horno viene sostenida por columnas de vigas I.

Condiciones de trabajo:

- a) Generales.- Exceso de aire a utilizarse: 30%.
Presión en la parte alta del horno: 1-1/2 pulgadas de agua.
Temperatura de salida de los gases: 100°C.
Temperatura de descarga de la cal: 80°C.

- b) Del Combustible.- Utilizaremos cok. Este lo obtendremos del carbón de Chuicho (Yauli), que tiene el siguiente análisis:

Humedad	0.35
Volátiles	40.45
Carbón fijo	55.23
Cenizas	2.30
Fósforo	0.20
Azufre	0.70
(Banco Industrial del Perú)	

La coquificación de este carbón, nos daría un cok con el siguiente análisis aproximado:

Carbón fijo	96 %
Cenizas	4 %

(Suponiendo una operación 100 % eficiente).

La humedad del cok, según diversos análisis efectuados en la Escuela Nacional de Ingenieros, se puede tomar a un valor promedio de 0.30 %, de modo que el análisis reducido a base húmeda sería:

Carbón fijo	95.71
Ceniza	3.99
Humedad	0.30

Este análisis nos indicaría una excelente calidad de cok. Incluímos a continuación el análisis de un cok comercial, utilizado actualmente en la industria, para compararlo con nuestro producto teórico.

Carbón fijo	70 %
Materia volátil	18
Cenizas	11
Azufre	0.05
Humedad	0.18
(Banco Minero del Perú).	

Tamaño de los trozos de cok.

Para que la mezcla sea lo más íntima posible, tomaremos el menor tamaño recomendado, o sea, de 2 pulgadas.

c) De la Caliza.- La piedra a utilizarse tendrá las características de la que trabaja la Fábrica "CarbocalW. Esta caliza viene de las proximidades de Matucana y tiene, según análisis facilitado por dicha fábrica, la composición siguiente:

CO ₂	43.75 %
CaO	55.57
MgO	0.12
SiO ₂	0.16
Fe ₂ O ₃	0.16
Al ₂ O ₃	0.12
Humedad	0.12

(Escuela de Ingenieros)

O de otro modo:

CaCO ₃	99.19 %
MgCO ₃	0.25
Sílice, alúmina y fierro	0.56
Humedad	0.12

Comparando esta composición con las especificaciones señaladas para las calizas, vemos que es de óptima calidad.

El tamaño de los trozos de caliza, por las consideraciones ya expuestas, tendrán un tamaño de 4 pulgadas.

d) Del Aire.-

Tomaremos como temperatura media en Lima 20°C y una humedad / del aire de 90%. Estas cifras se han aproximado a los datos promedio publicados por el Servicio de Meteorología. La presión vamos a considerarla igual a 1 atmósfera.

Equipo para la recuperación del Anhidrido Carbónico.

A continuación hacemos una descripción general de la planta / propuesta, para tener una visión en conjunto del proceso a seguirse. Los detalles particulares pueden encontrarse en la parte correspondiente al cálculo y diseño del equipo. Eventualmente, hacemos una breve exposición del fundamento en que se determina el proceso.

El gas que se produce en la calcinación de la piedra caliza / sale por un conducto conectado a una abertura en la parte superior del horno. Este conducto ^{está} constituido por un tubo de acero de 10 pulgadas de diámetro. El gas, que es extraído por el exhaustor a través de esta tubería, va a la cámara de polvos. La tubería lleva varios registros para su frecuente limpieza y una válvula de escape para el exceso de gas.

Cámara de Polvos.

El objeto de esta cámara es depositar las partículas de polvo de mayor tamaño (mayor diámetro), evitando de tal manera que pasen al ventilador, (exhaustor), y a las torres de lavado, lo cual complicaría su trabajo. Asimismo, sería necesario efectuar frecuentes limpiezas para eliminar la gran cantidad de lodo que dificultaría el paso del gas y de la lejía.

Las torres de lavado son indicadas, generalmente, para eliminar las partículas entre los límites de 100 y 0.1 micras de diámetro, y por lo tanto, la cámara de polvos, en nuestra instalación, está diseñada para depositar todas las partículas cuyo diámetro / sea superior a las 100 micras.

Naturalmente, existen otros sistemas para efectuar este trabajo: los de separación centrífuga, (ciclones), filtros viscosos y cámaras de polvos especiales, como la de Howard, (Perry, pag.-1857) (50). Sin embargo, entre todos ellos se ha escogido la cámara sencilla, pues resulta bastante efectiva para los fines propuestos y presenta, además, la ventaja de bajo costo inicial y de manutención, ser de fácil manejo y no estar expuesta a fuerte desgaste por el uso. Esta cámara, (fig. 9), es un paralelepípedo de $6 \frac{1}{2} \times 3.5 \times 2$ piés y lleva acoplada a su fondo una pirámide invertida, a manera de tolva, que servirá de depósito a los polvos precipitados. La entrada del gas se hace paralela a la base y mediante difusores para evitar la formación de remolinos. Este peligro puede también evitarse colocando cadenas, colgadas del techo de la cámara. La salida de los gases está en el extremo opuesto y en la tapa del aparato, de modo que la corriente de salida es perpendicular a la de entrada. Un tabique vertical cubre la salida para impedir la formación de una corriente directa del gas a través de las dos aberturas.

Una vez que los gases han pasado la cámara de polvos, en donde se reduce considerablemente este material que llevaban en suspensión, son tomados por el exhaustor.

Exhaustor.

Tiene la doble finalidad de mantener el tiro apropiado en el horno de cal y hacer circular los gases a través del resto del equipo. En algunas plantas, este ventilador está colocado entre las torres de lavado y de absorción. Se ha preferido, en este /

caso, colocarlo antes de las torres de lavado con el objeto de poder enviar aire al fondo de estas torres cuando se encuentran en revisión y limpieza, o se está cambiando el relleno. El gas carbónico que puede quedar acumulado en el fondo sería peligroso sin una adecuada ventilación. Para efectuar este trabajo, deberá existir dos ramales en la tubería de gas que puedan abrirse al ambiente. Asimismo, si en algún momento se necesitara paralizar la planta de gas carbónico, sin apagar el horno, el ventilador puede descargar los gases al aire sin que éstos pasen por las torres. - El ventilador a utilizarse será de tipo rotativo y desplazamiento positivo. Se ha escogido de acuerdo a referencia previas sobre / la clase de ventilador más apropiado a estas condiciones de trabajo. Este tipo presenta, por otra parte, la ventaja de su sencillez y solidez. El desgaste es mínimo y se puede obtener un servicio constante, por largos períodos de tiempo, sin pérdida en la eficiencia y sin cambiar sus partes. Dentro de los límites para / los cuales se construyen los diferentes tipos de ventiladores rotativos, su eficiencia es relativamente alta y las necesidades de / potencia bajas. En general, a presiones superiores a las 8 onzas por pulgada cuadrada, estos ventiladores son más eficientes que los de paletas.

También tienen la ventaja de mover siempre un volumen constante bajo condiciones variables de presión, lo que no puede hacer un ventilador corriente.

El ventilador tendrá una capacidad máxima de 1,000 piés cúbicos por minuto, pero trabajará sólo con las r.p.m. necesarias para circular el volumen de aire producido en el horno, es decir, u

nos 830 pies cúbicos por minuto.

Para mover este ventilador necesitaremos un motor de 5 H.P. La transmisión será por fajas "V". Este ventilador enviará los gases al fondo de la primera torre de lavado.

Torres de Lavado.

Aunque en nuestro estudio suponemos que el gas se encuentra libre de toda traza de anhídrido sulfuroso, (por no haberse indicado azufre o sulfuros en el cok utilizado), en la práctica nos encontraremos con determinado porcentaje de anhídrido sulfuroso en el gas que viene del horno de cal. Este anhídrido sulfuroso se debe eliminar, pues, de otro modo, reaccionaría con la lejía bajando su poder de absorción, lo cual afectaría directamente la eficiencia del proceso. La eliminación de este compuesto se efectúa en las torres de lavado.

Además, las torres de lavado eliminarán, como ya se ha dicho, gran parte de las partículas finas de polvo que no han sido depositadas en la cámara de sedimentación.

Por lo general, estas torres son dos, conectadas en serie, según la disposición indicada en la fig. 10. El gas proveniente del ventilador entra por la parte inferior de la torre y sale por la parte superior, a través de una tubería que lo conduce al fondo de la segunda torre. Estas torres se rellenan con algún material relativamente menudo, para aumentar la superficie de contacto entre el gas y el agua. Si no se tuviera que eliminar el anhídrido sulfuroso, este relleno podría ser de cualquier material inerte, pero en nuestro caso estará constituido por pequeños trozos de caliza.

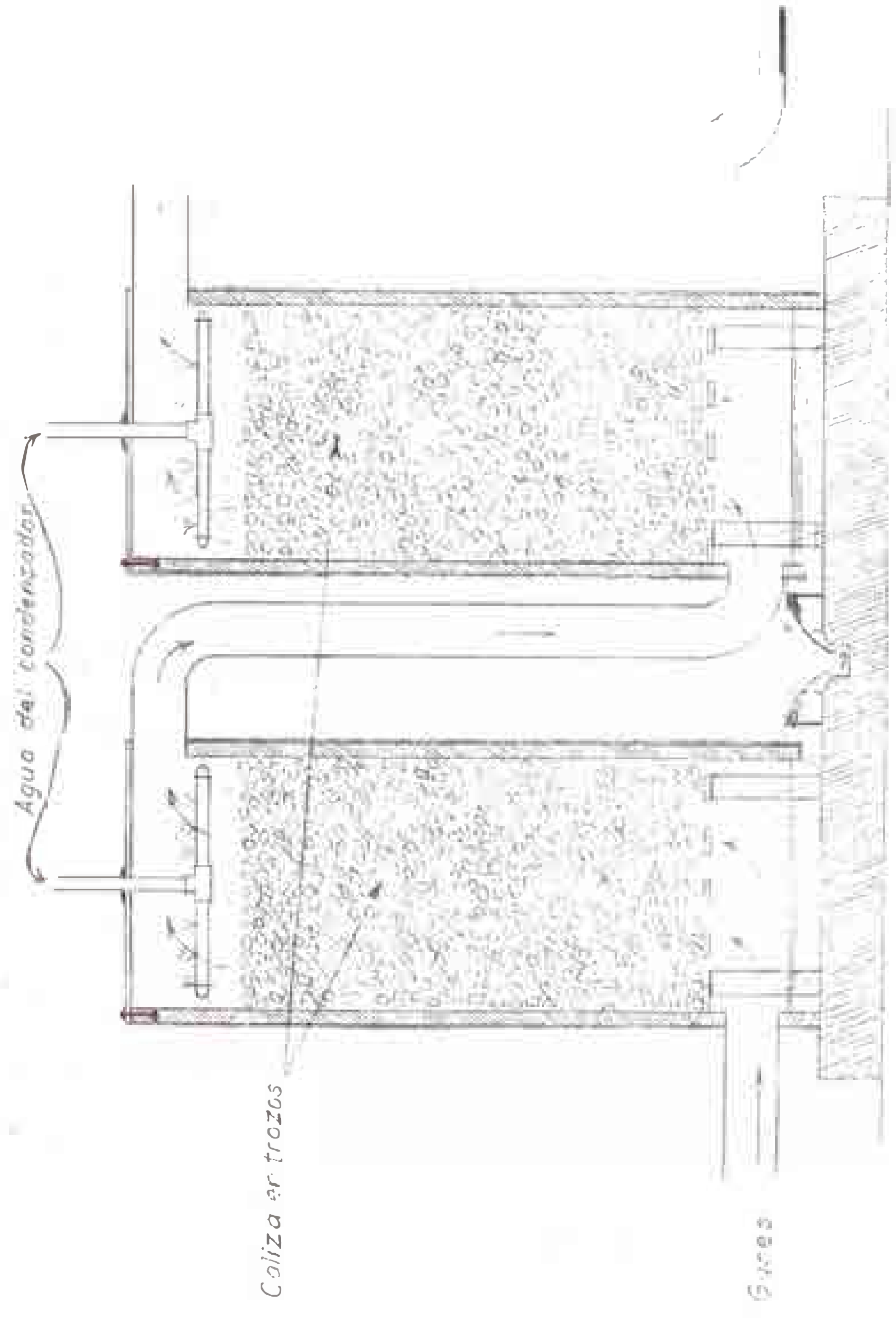
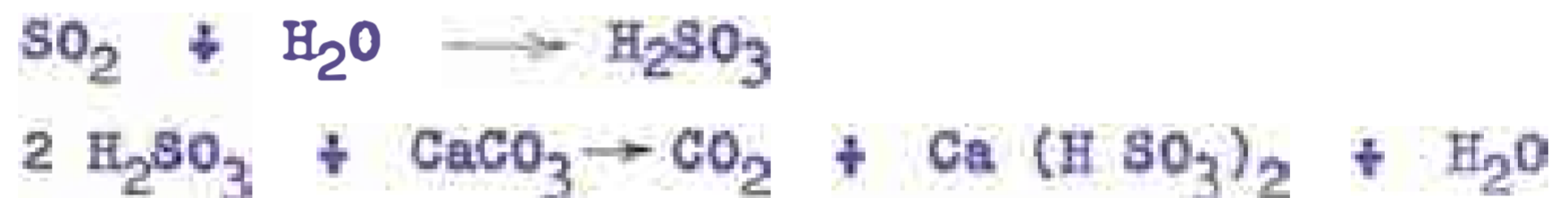


FIG. 10

El agua que cae de la regadera en la parte alta de la torre, se reparte uniformemente sobre los trozos de caliza y, al filtrar a través de ellos, va arrastrando el polvo del gas y absorbe el anhidrido sulfuroso, dando ácido sulfuroso. Este ácido reacciona a su vez con el carbonato de calcio de la caliza, para formar sulfito ácido de calcio y anhidrido carbónico. El sulfito soluble es eliminado por el agua que va al desagüe, mientras que el anhidrido carbónico formado se incorpora a la corriente de gas.

Las reacciones son:



La disminución del volumen de caliza causada por este ataque, es muy lenta y a medida que baja, es suficiente añadir una nueva cantidad de material por la parte superior de las torres. Más o menos un 25 % de la caliza debe ser añadido anualmente, para reemplazar la que ha sido consumida. Nuestra planta necesitaría unas 2 $\frac{1}{2}$ toneladas al año.

El agua de lavado puede venir del condensador del anhidrido carbónico, del enfriador o de ambos, según como se haga la distribución final del agua utilizada en el proceso. Su temperatura / debe mantenerse entre 40 y 45°C, porque si está más fría disuelve mucho anhidrido carbónico y a mayor temperatura no disuelve / bien el anhidrido sulfuroso. El flujo de agua que se mantendrá en cada torre será de 20 galones por minuto.

Estas torres se construirán con planchas de acero de $\frac{1}{4}$ de pulgada de espesor, teniendo una altura total de 12 pies y un diámetro de 5 pies. La altura del relleno será de 8 pies, quedando a

sí 2 pies libres en la parte superior e inferior. El relleno viene soportado por una parrilla. Para evitar la corrosión de las planchas de acero por el ácido sulfuroso, las torres irán forradas interiormente con un revestimiento de concreto de 3 pulgadas de espesor.

El tipo de regadera para estas torres puede ser del mismo que se describe para las torres de absorción.

Naturalmente, además de la purificación que experimenta el gas en estas torres de lavado, viene enfriado por su contacto con el agua. Este enfriamiento es muy ventajoso y necesario para la posterior absorción del gas, ya que ésta no puede efectuarse eficientemente a temperatura muy alta.

Las dimensiones para las torres de lavado no son fijas para todos los casos, pudiendo variar de una planta a otra, de acuerdo al volumen y composición del gas. Incluso, diversas plantas utilizan un sistema de lavado algo diferente. La primera torre lleva relleno de cok y el agua es el agente lavador. En serie con esta torre viene otra similar en la cual circula una solución de carbonato y bicarbonato de sodio. El agua de la primera torre se envía al desagüe, pero la solución de lejía se recircula, mediante una bomba, hasta que su concentración de sulfato la haga ineficiente, siendo entonces descartada y reemplazada por solución fresca. En promedio, mediante un sistema corriente de lavado, se puede conseguir la eliminación de un 88.7 % del anhídrido sulfuroso total en el gas. La primera torre de lavado elimina un 85.2 % y el resto es eliminado por la segunda. El 11.3 % que permanece en el gas, va a las torres de absorción y reacciona con la lejía de carbonato, disminuyendo así, poco a poco, su eficiencia. Es muy

importante, entonces, que las torres de lavado se encuentren siempre en buenas condiciones de trabajo.

Absorción.

Una vez que los gases han sido lavados, están listos para entrar al proceso de absorción del anhídrido carbónico.

La operación de absorción es de gran importancia en la fabricación del anhídrido carbónico. Se puede decir que aquí el anhídrido carbónico se separa en dos partes: la que ^{va} a ser utilizada y la que va a salir por la parte superior de la torre como gas no a provechado. Como la parte utilizada es aquella absorbida por la lejía, se comprende la necesidad de que esta absorción sea lo más efectiva posible

La absorción se realiza en una o varias torres dispuestas en serie, haciendo pasar el gas en contracorriente con la lejía. Los gases entran por la parte inferior de la torre, mientras la lejía es vertida por r gaderas especiales en la parte alta. Para efectuar un eficiente contacto entre los gases que suban a través de la lejía descendente, las torres se rellenan con algún material i nerte, (cok, anillos Rashig, etc.), o están divididas por una serie de platos en cada uno de los cuales se realiza una absorción del gas por la lejía acumulada en él, casi hasta llegar al equili brio. El uso de columnas en serie se justifica cuando la altura necesaria para realizar la absorción sería excesiva para una sola torre. Por lo general, la altura de estas torres no pasa de 100, pies.

Las torres que se utilizará tendrán relleno de cok. Se ha en

contrado en la práctica, que este sistema da buenos resultados y, aunque su eficiencia no es muy alta, su sencillez, bajo costo de instalación y de manutención y ausencia de contrapresión, lo hacen muy conveniente. En nuestro caso, en que se va a utilizar un sub-producto, creo que se hace aún más evidente la conveniencia de adoptar dicho sistema.

Anteriormente, las torres de absorción eran diseñadas de acuerdo con la "performance" de otras en trabajo. Ahora se posee una serie de datos que permiten una estimación más racional. Sin embargo, aún no se puede afirmar que los resultados a obtenerse sean exactamente los que nos darán el diseño y la operación más a propiados, sino únicamente una primera aproximación a la solución definitiva del problema.

Compuestos empleados para la absorción.

a) Agua.-

Sabemos que el anhídrido carbónico es, relativamente, soluble en agua. A 15°C se disuelve un volumen de anhídrido carbónico en uno de agua. Esta solubilidad se debe, en gran parte, a su reacción con el agua para formar el ácido carbónico, hipotético. Al aumentar la presión del gas sobre el agua, aumenta la solubilidad del gas, pero es expulsado en cuanto la presión cesa. De todos modos, la aplicación del agua como agente de absorción se halla limitada a algunos casos especiales y no da buenos resultados cuando el nitrógeno es una de las impurezas que se debe eliminar. Su utilización en la recuperación del anhídrido carbónico que, ^{da} por lo tanto, descarta.

Un estudio bastante amplio de la absorción del anhídrido carbónico en agua, puede encontrarse en Transactions of the Institutions of Chemical Engineers, Londres. (67).

b) Soluciones de etanolaminas.

Hace algunos años que apareció un nuevo método para absorber el anhídrido carbónico, que prometía un cambio radical en la absorción de este gas. Este método utilizaba un agente de absorción orgánico cuyo nombre químico es trietanolamina. Sin embargo durante el proceso de su desarrollo comercial se vino a descubrir, que si bien su reacción era muy interesante, los resultados económicos no aportaban tan notoria ventaja que justificaran un cambio en los métodos acostumbrados de producción.

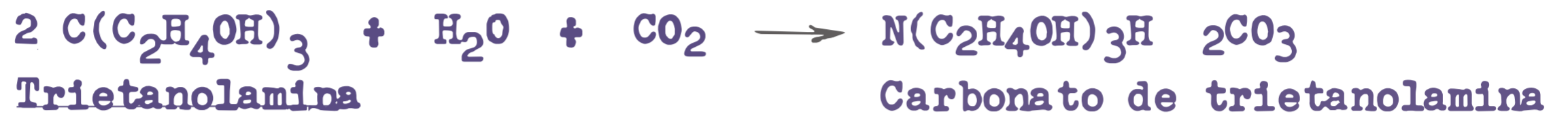
La monoetanolamina también es un buen agente de absorción para el anhídrido carbónico y por lo menos una planta la está usando. Se sabe que los resultados son óptimos. Las reacciones son esencialmente las mismas para ambos compuestos.

Como se ha visto, el proceso Girbotol utiliza una solución de mono y trietanolamina para la absorción.

En general, estas soluciones presentan cierta tendencia a corroer el equipo.

Como conclusión, podemos decir que estas soluciones pueden ser utilizadas con ventaja en instalaciones de tamaño moderado, digamos, en plantas con capacidad para 150,300 y hasta 500 libras de anhídrido carbónico por hora, especialmente en unidades de diseño especial como son las desarrolladas por la Girdler Corporation. También puede resultar conveniente en los países en donde el combustible tiene un precio elevado.

El agente de absorción en estos casos consiste de una solución concentrada, (cerca del 50 %), de carbonato de trietanolamina que se forma como primer producto en la reacción del anhídrido carbónico con la solución de trietanolamina:



La temperatura en la torre de absorción se mantiene entre 20 y 30°C. El anhídrido carbónico reacciona con el carbonato de trietanolamina para formar el bicarbonato:



La solución de este bicarbonato pasa al disociador, en donde se calienta hasta el punto de ebullición, 100 a 110°C, en que el anhídrido carbónico es completamente librado y se regenera la solución de carbonato neutro.

Considerando la reacción de arriba, 6.77 libras de trietanolamina, bajo la forma de carbonato, pueden absorber, y liberar después, 1 libra de anhídrido carbónico o, en otra forma, 1 volumen de trietanolamina puede absorber y liberar 90 volúmenes de anhídrido carbónico a 20°C y 1 atmósfera de presión.

En el proceso de regeneración, el anhídrido carbónico empieza a desprenderse cerca de los 60°C y la velocidad de desprendimiento aumenta al aumentar la temperatura hasta el punto de ebullición de la solución. Desde que la cantidad de agua destilada es pequeña, el consumo de calor en este proceso es relativamente bajo.

c) Soluciones de carbonatos alcalinos.-

Una separación satisfactoria del anhídrido carbónico se puede

efectuar con un líquido de absorción que contiene ciertos compuestos inorgánicos que se combinan con él y del cual puede ser después separado cuando se pone bajo diferentes condiciones de equilibrio químico.

En trabajos prácticos se utiliza ya sea el carbonato de sodio o el de potasio para este propósito, y si bien la eficiencia de la operación no es alta, tiene ciertas ventajas sobre otras soluciones de absorción. Se ha dicho que una mezcla de los dos carbonatos puede efectuar una mejor absorción a causa de la mayor concentración que se obtiene; sin embargo, no se tiene referencias sobre los resultados prácticos de esta idea.

El carbonato de potasio produce un bicarbonato que es más soluble que el de sodio, pero en la regeneración el porcentaje de conversión a carbonato es más bajo.

Las soluciones de carbonato pueden ser preparadas disolviendo estas sales en el agua, o también, utilizando soluciones de soda o potasa al principio, que, al reaccionar después con el anhídrido carbónico, se van convirtiendo en los carbonatos respectivos.

La temperatura de la lejía utilizada en la absorción del anhídrido carbónico es importante y por lo general, se mantiene entre 30 y 40°C.

Como agente de absorción, en nuestra planta, utilizaremos el carbonato de sodio. Este compuesto no presenta ninguna desventaja importante en comparación con el de potasio. De todos modos, la razón que me ha inducido a preferirlo es puramente teórica: la falta de datos sobre los coeficientes de absorción en los sistemas de carbonato de potasio, lo cual nos habría imposibilitado el

cálculo de las torres de absorción.

La solución que emplearemos será 2.0 N con respecto al sodio, que es aproximada a las concentraciones usadas en la industria . Estas soluciones contienen de 7 a 8 libras de carbonato de sodio por pié cúbico o un promedio de 1 libra por galón de líquido. No están saturadas y tienen un peso específico de 1.1045 a 1.1185 / (13.7 a 15.3 °Bé).

El carbonato de potasio es más soluble, como ya se ha señalado, y se puede usar con una concentración de 19.6 libras de carbonato por pie cúbico de solución, que corresponde a un peso específico de 1.22 (28 °Bé). Pero en la disociación del compuesto de potasio se obtiene 22 libras de carbonato sobre 100, mientras que con el de sodio se obtienen 26.19 libras.

El suceso en la absorción y desprendimiento del anhídrido carbónico en una solución de carbonato de sodio depende de la reversibilidad de la ecuación siguiente:



En general, se puede considerar que esta reacción tiende hacia la derecha a temperatura baja y hacia la izquierda a temperatura elevada. Otros factores influyen el equilibrio, sin embargo, de tal modo, que el grado de variación no puede ser previsto fácilmente.

El mejor trabajo de que se dispone actualmente sobre este particular, se debe a Harte, Baker y Purcell (31), quienes han derivado una ecuación empírica que da resultados aceptables entre determinados límites y que, sobre todo, se presta a las condiciones

existentes en las torres de absorción utilizadas en la industria. Su expresión y aplicación se ilustra en la parte correspondiente al diseño de los absorbedores.

El operador de la planta estará interesado, en la mayoría de los casos, solamente en dos fases del problema. La primera será mantener la concentración del bicarbonato lo más alta que sea posible en la lejía proveniente de las torres de absorción, y la segunda, mantener la concentración lo más baja posible en la lejía que viene del disociador. Con el objeto de llenar estas condiciones, él deberá mantener una temperatura alta en el disociador y una temperatura mucho más baja en la torre. La relación entre estas variables se aprecia claramente en la tabla 9, que ha sido calculada mediante la ecuación de McCoy (47):

$$\frac{2 f^2 N}{(1-f) z P_{CO_2}} = K$$

en donde: f = fracción de sodio bajo la forma de bicarbonato.

$1-f$ = fracción de sodio presente como carbonato.

N = normalidad de la solución respecto a la base.

K = constante de la acción de la masa que varía con la concentración y la temperatura.

z = coeficiente de solubilidad del CO_2 en agua, expresado en moles por litro.

p_{CO_2} = presión parcial del CO_2 en la fase gaseosa.

Los cálculos han sido basados en una solución 2N, (más o menos 12% de K_2CO_3), en equilibrio con un gas que tiene una presión parcial de anhídrido carbónico correspondiente a 15 % de este compuesto en la mezcla.

TABLA 9.

Relación entre la temperatura, concentraciones de carbonato y bicarbonato bajo las condiciones de equilibrio, en la presencia de un gas con 15 % de CO_2 .

Temp. °C.	k	% K como K_2CO_3	% K como KHCO_3
10	0.369	8.5	91.5
20	.300	9.5	90.5
30	.239	11.6	88.4
40	.182	14.2	85.8
50	.132	18.0	82.0
60	.096	22.2	77.8
70	.068	27.3	72.7
80	.045	34.0	66.0
90	.031	40.3	59.7
100	.020	47.9	52.1
110	.011	57.6	42.4

Algunas observaciones importantes se puede sacar de esta tabla. / En primer lugar, es evidente que cuanto más baja es la temperatura, más alta será la concentración de bicarbonato y que con 15 % de anhídrido carbónico en el gas, el bicarbonato en el líquido no puede ser reducido bajo el 40 % aún a temperatura próxima al punto de ebullición. Pero esta condición no debe ser confundida con el proceso de ebullición de una solución de bicarbonato desde que, en este caso, la presión parcial del anhídrido carbónico es reducida considerablemente por la mezcla de un gran volumen de vapor/ de agua. Viendo la tabla anterior se podría suponer que la temperatura más eficiente para operar una torre de absorción debería / ser de unos 10°C o menos. Mientras que esto aumentaría ligeramente el porcentaje de bicarbonato en la lejía, en comparación con el que se obtiene a la temperatura de operación de 30 a 40°C, consideraciones de economía de vapor y de razón de absorción hacen más

conveniente el empleo de temperaturas más altas.

Con el objeto de mostrar la influencia que la concentración/ de anhídrido carbónico del gas en contacto con la lejía, ejerce sobre la concentración de carbonato y bicarbonato, se incluye la tabla 10, basada en los resultados experimentales de Sieverts y Fritzsche (63).

TABLA 10.

Relación entre el porcentaje de CO_2 , en volumen, y las concentraciones de carbonato y bicarbonato de potasio a 30°C , en una solución 2N con respecto al potasio.

% CO_2 , en vol. en la 2^{a} fase gas.	% K como K_2CO_3	% K como KHCO_3
20	9.5	90.5
18	10.0	90.0
16	10.9	89.1
14	12.0	88.0
14	13.7	86.3
10	15.7	84.3
	18.4	81.6
68	22.3	77.7
	28.3	71.7
	39.9	60.1
1	51.6	48.4
0.50	62.5	37.5
0.05	86.1	13.9

Factores que afectan la razón o el grado de absorción.

No entraré a ocuparme en detalle de las muchas pruebas que se ha realizado para comprobar la influencia de ciertos cuerpos añadidos a las soluciones de absorción. Expondré únicamente los resultados de aquellas pruebas que tienen relación directa con nuestras condiciones de absorción. Un estudio más amplio de este punto se encuentra en Quinn y Jones (53).

Ante todo, se debe señalar que en el proceso de absorción del

anhidrido carbónico en una solución alcalina, la concentración y la pureza de la lejía es de gran importancia. No es raro que un operador de la planta se encuentre en la necesidad de descartar la lejía y empezar con otra fresca, debido a las impurezas que se han acumulado. Por supuesto, el gasto que significa esta renovación de la lejía es fuerte, especialmente cuando se trata de lejías de potasa. Todo esto justifica que prestemos cierta atención a los efectos que las impurezas ejercen sobre las soluciones.

Indudablemente, desde el punto de vista práctico, uno de los principales puntos de que debemos ocuparnos, es el efecto de la sulfatación de la lejía. Aún con los sistemas más eficientes para remover el anhídrido sulfuroso del seno de un gas, hay siempre una adición continua de este compuesto a la solución de lejía. - Los iones de sulfito resultantes se oxidan pronto, formándose iones sulfato. El resultado de esto es la disminución de los iones de carbonato, con una disminución correspondiente del poder de absorción de la lejía. Además de este inconveniente, la poca solubilidad del sulfato de sodio o potasio a temperaturas bajas, frecuentemente causa la separación de los cristales, en tiempo frío, dañando así las paletas de las bombas y atorando las tuberías. No se sabe con certeza si el ion sulfato ejerce un efecto negativo / sobre la razón de absorción, aunque algunos creen que tal efecto se halla presente. Sin embargo, la teoría de la absorción señala la posibilidad de que los iones sulfato disminuyan dicha razón de solubilidad. Es un hecho bien conocido que la presencia del sulfato de sodio en el agua, decrece considerablemente su capacidad / para absorber el anhídrido carbónico. Así, el coeficiente de absorción para el anhídrido carbónico en agua pura a 15°C es 1,019,

pero en una solución 2N de sulfato de sodio, a la misma temperatura, es solamente 0.234 y para una solución 2N de sulfato de potasio el coeficiente es 0.676 a 15.5°C.

A continuación va un resumen del trabajo efectuado por Smith y Quinn (64), quienes han determinado la cantidad de anhídrido carbónico absorbido por una solución de carbonato de sodio con adición de diferentes cantidades de sulfato.

TABLA 11.

Razón de absorción del anhídrido carbónico en soluciones de carbonato de sodio (2.054N), con adición de diferentes cantidades de sulfato de sodio.

Prueba N°	Conc Na ₂ SO ₄	CO ₂ g./hr. absor- bido.	% CO ₂ (calculado) en gas de lida.	% NaHCO ₃ en soln. salida.-	Kg _a .
7	0	3.557			
8		3.557			
Promedio	0	3.557	12.6	2.90	0.0405
10	0.20	3.369	12.6		
	0.20	3.350			
Promedio	0.20	3.360	12.6	2.74	0.0383
	1.00	2.614			
	1.00	2.580			
Promedio	1.00	2.597	12.8	2.15	0.0293
14	1.50	2.076			
15	1.50	2.110			
Promedio	1.50	2.093	12.9	1.76	0.0236

Temperatura de los experimentos, 25°C; presión barométrica , 650 mm.; razón de flujo de líquido, 52.75 litros/min./m²; razón de flujo de gas, 4.8 litros/min.; CO₂ en el gas que entra, 13.4 %; / 0.14 % de la solución que entra es convertida a bicarbonato; volumen efectivo de torre, 790 ml.; superficie total estimada, 6000 cm².

En la práctica, se nota el enriquecimiento de sulfato en la solución por el aumento de su peso específico. De vez en cuando habrá que añadir agua y a veces también carbonato de sodio. Asimismo, al cabo de un tiempo se deberá retirar una parte de la lejía débil y sustituirla por una solución fresca. El consumo de Na_2CO_3 , por este concepto, será de 36,000 Kgs. al año.

En general, podemos decir que cualquier material extraño en la solución tiende a aumentar el espesor de la película de líquido en la interfase, creando así una mayor resistencia al paso del anhídrido carbónico, a través de ésta, con la consiguiente disminución en la razón de absorción. Una serie de experimentos con sustancias diversas viene a comprobar esta suposición. Sin embargo, existen otras sustancias que parece actúan catalíticamente y favorecen la absorción. En muchos de estos casos se ha comprobado que la sustancia utilizada es un depresor de la tensión superficial y, por lo tanto, al disminuir ésta, se favorece la absorción.

Cuando se piense utilizar algún depresor para aumentar la razón de absorción, hay que asegurarse de que éste no imparta un olor desagradable al anhídrido carbónico. En un experimento, la adición de 1 % de trietanolamina a las soluciones de carbonato provocó un apreciable aumento en la razón de absorción del anhídrido carbónico.

Torres de Absorción.

Las torres de relleno para la absorción que se utiliza en la industria del anhídrido carbónico, no difieren fundamentalmente del equipo "standard". Consisten en un tubo vertical construido con

planchas de acero, con conexiones en el fondo para la entrada de los gases y la salida de la lejía; y para la salida de los gases y entrada de la lejía, en la parte alta. En el fondo de la torre hay un espacio vacío en donde se acumula parte de la lejía que ha filtrado desde el nivel superior. En la fig. 11 tenemos un diagrama de estas torres.

El tipo de torre empleado puede ser de relleno o de platos. Con este último tipo se ha obtenido una eficiencia muy alta en la absorción. Esto se comprende porque el gas burbujea en el líquido y escapa casi a las condiciones de equilibrio. Sin embargo, su costo es elevado y se necesita que el gas tenga una presión de varias libras.

En las de tipo de relleno, las torres se llenan con algún material que ofrezca una mayor superficie de contacto entre el gas y la lejía. Las virutas de fierro han sido usadas en algunas plantas para este objeto, por la gran superficie que presentan. Sin embargo, su uso requiere un costo inicial más elevado que cuando se usa el cok. Esto se debe a la dificultad en eliminar el aceite que cubre las virutas, antes de rellenar con ellas las torres. Para limpiarlas, se debe hervir estas virutas en una solución de / carbonato de sodio y después lavarlas con agua; pero aún así, se presentan siempre trazas de aceite en el sistema, al ser utilizadas, lo que origina bastante molestia. Además, la operación de limpiar la viruta representa un gasto de cierta consideración. No se tiene referencias de cómo trabaja este tipo de relleno después de un cierto tiempo de uso continuo. Por algunas pruebas recientes, parece que no da los resultados que de él se esperaban. Asimismo, no son pocas las plantas que han reemplazado las virutas

de fierro por carbón de cok, No se sabe cuales han sido las razones exactas que han motivado este cambio.

TABLA 12.

Comparación de la eficiencia de absorción de las torres rellenas y las de platos.

% CO ₂ en el gas.	Solución de carbonato de sodio							
	%CO ₂ , salida		Conversión %		Gals./min.		Cok por hora	
	Torre de cok	Torre de platos.	Torre de cok	Torre de platos.	Torre de cok	Torre de platos.	Torre de cok	Torre de platos.
16	9.0	6.5	60-30	70-30	786	590	3,540	2,640
14	8.5	6.3	58-30	68-30	848	615	3,950	2,820
12	8.0	6.1	54-30	66-30	986	654	4,650	3,150
10	7.6	5.9	50-30	64-30	1,180	700	6,460	3,790
Solución de carbonato de potasio								
16	No se usó torre de cok.	4.5	No se usó torre de cok.	70-30	No se usó torre de cok.	243	No se usó torre de cok.	2,160
14		4.3		68-30		256		2,240
12		4.2		66-30		270		2,385
10		4.1		64-30		283		2,630

La solución de soda contenía 6.14 libras de carbonato por pie cúbico y la solución de potasa contenía 19.5 libras de carbonato / por pie cúbico.

Como ya se ha dicho, emplearemos para las torres relleno de / cok. Para soportar el peso de este relleno se coloca varias parrillas o platos perforados a una distancia de 10 a 15 pies; ésto no sólo evita que la carga sea sostenida por completo por la parrilla del fondo, sino que mantiene el cok en buen estado pues, de otro modo, sería desmenuzado por el peso de las capas superiores. El pe-

so del cok en las dos torres es de unas 60 toneladas.

Cuando la relación o proporción diámetro-altura de la torre es mayor que $1/5$, hay considerable peligro de mala distribución del líquido en el relleno, debido a la tendencia de formarse canales. En estos casos, es indispensable proveer a los platos de sostenimiento, de un sistema que redistribuye la leña. Esto se puede conseguir, en una forma sencilla, insertando, en cada una de las perforaciones del plato de sostenimiento, unos cortos trozos de tubo cuyos bordes superiores se encuentren a un mismo nivel, lo cual establece la formación de una carga igual de líquido en los diferentes puntos de la sección transversal de la torre. El plato de sostenimiento queda convertido así en un nuevo plato distribuidor. La buena distribución de la leña, como se comprende fácilmente, es muy importante. Si no circula en toda la superficie del relleno, habrá partes secas en donde no se realiza contacto alguno de la leña con el gas, teniéndose entonces espacios que no trabajan y reducen así el volumen efectivo de torre. Debe prestarse atención, por lo tanto, a la distribución uniforme de la leña en la parte alta de la torre, o sea, a la entrada de la solución a la torre. Algunos sistemas utilizan para este fin platos distribuidores de diferentes diseños. Sin embargo, se puede lograr una distribución bastante uniforme mediante un sistema más sencillo y efectivo. Consiste en llevar el tubo principal de alimentación hasta el punto central y superior de la torre y conectar, en el extremo de este tubo, varios tubos laterales que se extienden radialmente hacia las paredes de la torre. Estos tubos laterales están taponados en sus extremos, lo mismo

que el extremo de la tubería principal de alimentación. En la parte superior de los tubos laterales se abre un determinado número de huecos por donde saldrá la lejía en forma de surtidores. Con este sistema, la distribución de la lejía encima del cok es uniforme, independientemente de las variaciones que puedan producirse en el flujo.

Por lo general, en las plantas comerciales las torres de absorción son dos, conectadas en serie y dispuestas de tal modo que el gas que sale de una pasa al fondo de la segunda y la lejía que sale de la segunda pasa a lo alto de la primera, estableciéndose así, un sistema de absorción en contracorriente. En algunos casos se usa una torre para lavar los gases con la solución de lejía fuerte y después la corriente de gas se divide y se envía a dos torres de acabado para su tratamiento final con una lejía débil. En los procesos corrientes de absorción industrial del anhídrido carbónico, se utiliza dos torres en serie de 10 pies de diámetro y 100 de altura, para una producción de 1,000 libras de anhídrido carbónico por hora. Así, en otras plantas con capacidad para 2,000 libras por hora, se ha instalado 4 absorbedores / formando 2 grupos de 2 en serie.

Nuestra planta, por las razones de diseño que se indica en la parte correspondiente, tendrá dos torres de absorción, en paralelo, puesto que el gas que sale de las torres de lavado será dividido en dos ramales y cada uno de ellos irá al fondo de una de las torres de absorción.

Las torres tendrán 7-1/2 pies de diámetro y una altura total de 46 pies. La altura del relleno será de 40 pies, quedando un

espacio libre de 3 pies en la parte superior e inferior.

Estas dimensiones de torre, bastante reducidas en comparación con las "standard", se explican porque sólo se va a recuperar una parte del anhídrido carbónico contenido en los gases y además, por el alto porcentaje de éste, que facilita su absorción por la lejía.

Según la disposición adoptada, cada torre trabajará independientemente. La lejía débil que viene del disociador será alimentada por una sola bomba común, pero, cuando llega a la parte superior de las torres, se dividirá en dos ramales, cada uno de los cuales la conducirá al respectivo distribuidor. La lejía concentrada que llena los depósitos del fondo de las torres, va por tuberías separadas hasta el ramal principal que la conduce a otra bomba. Esta envía la lejía concentrada al disociador. Quizá sea conveniente instalar una bomba para cada torre, de modo que si la lejía fuera a rebasar el depósito, pudiera ser bombeada nuevamente hacia lo alto de la torre. Esto facilitaría, igualmente, un medio para recircular la lejía.

Las torres deben llevar huecos de hombre, de tamaño apropiado para la inspección y cambio del relleno en las diversas secciones, cuando sea necesario. El relleno debe ser cambiado cada vez que el lodo acumulado dificulte el buen funcionamiento de la torre. - Por lo general, el cok se renueva una vez al año.

En la parte superior de las torres se instalará una válvula de regulación de presión para controlar el tiro en el horno. También un manómetro que indique la presión del gas.

Operación de la torre.

Además de las consideraciones que se ha hecho anteriormente / sobre los factores que afectan la operación de una torre de absorción, debemos referirnos ahora al cuidado que se debe prestar a la razón de flujo de gas y líquido.

Cuando se establece un cambio en la proporción de lejía que se bombea sobre el relleno en una torre de cok, hay muchas variables que pueden afectar la razón de absorción. Primera, el área de la superficie mojada puede resultar aumentada o disminuída originando un aumento o una disminución de la razón de absorción. Estos cambios en la razón de absorción serán, por supuesto, proporcionales al cambio en la superficie activa. El aumento de la razón de flujo del líquido más allá de la cantidad necesaria para / mantener mojado todo el cok, aumentará, por su turbulencia, la superficie de la lejía y, por lo tanto, la razón de absorción. La magnitud de este aumento depende principalmente de la naturaleza del material de relleno y de la cantidad de líquido que se circula sobre él. Williamson y Mathews (72) realizaron diversas experiencias sobre este punto. Igualmente probaron los efectos de la variación del flujo del gas y hallaron que un aumento de 100 % en éste, aumenta en un 40 % la razón de absorción, pero se pierde un 60 % del anhídrido carbónico en el gas circulado, por no haber suficiente oportunidad de absorción. Como consecuencia de estos resultados, debemos sacar que para una eficiente operación de la torre de cok, se debe mantener un flujo de gas tan bajo como sea conveniente, con respecto al costo de la torre. Este flujo bajo se consigue aumentando el diámetro de la torre. El gas residual de

las torres de absorción contiene de 8 a 9 % de anhidrido carbónico. Pero, cuando se efectúa una recuperación parcial solamente, como en nuestro caso, el contenido de anhidrido carbónico del gas viene a ser más alto.

Bombas.

Las bombas que se utilice para circular la lejía que va a las torres de absorción serán Worthington, centrífugas, del tipo voluta y con doble succión. La bomba que envía la solución al disociador será una Fairbank - Morse, tipo turbina.

Las bombas centrífugas, en el primer caso, nos darán una descarga uniforme en todo momento, lo cual es bastante importante / para la operación de la torre de absorción. Además, siendo de mediana capacidad, tienen menor costo inicial que las de otro tipo. Son más eficientes en su funcionamiento, porque dan un mayor número de galones para igual carga e igual potencia. La bomba que envía la solución al disociador se prefiere del tipo turbina, que es uno de los más apropiados para la alimentación de calderos, especialmente si más tarde se pensara trabajar con una presión, en el espacio de vapor del disociador, de 7 a 8 libras, (en algunos casos se usa hasta 20 libras), en lugar de trabajar a una presión ligeramente mayor a la atmosférica, como se ha hecho en el presente estudio.

Las capacidades necesarias para estas bombas, como asimismo/ las potencias que requiere, se hallan indicadas en la sección de cálculos y diseño.

Tanque para lejía.

Es necesario tener, en la planta a instalarse, un depósito o tanque en el cual se pueda preparar la solución de carbonato que se va a circular en el sistema de absorción. Esta misma solución puede ser almacenada aquí, cuando se necesite hacer reparaciones o limpieza en el equipo. Cabe señalar que este tanque puede servir para balancear cualquier exceso o falta de lejía que se produjera en un determinado momento, durante la circulación del líquido en las torres y en el disociador. Para esto, la solución / puede ser descargada al tanque o tomada de allí, según el caso.- Si se considera conveniente, se puede colocar un tabique en este tanque, para tener depósitos aparte de lejía concentrada y de lejía que se encuentra en circulación en todo el sistema.

Disociación.

La liberación del anhídrido carbónico tomado por la solución de carbonato durante su paso por los absorbedores, se efectúa mediante el calentamiento de la lejía hasta su punto de ebullición. La reacción que se produce en estas condiciones es, en esencia, la inversa de la que tiene lugar en el proceso de absorción. Ya se ha indicado que la absorción del anhídrido carbónico por la solución de carbonato se realiza según una reacción reversible y cuyo grado de conversión depende, naturalmente, de la constante de equilibrio, que es función de la temperatura. Por lo tanto, modificando esta última, podremos hacer que la reacción se produzca en uno u otro sentido.

Así como la absorción es una fase importante en la planta de anhídrido carbónico, debemos recalcar que la disociación no lo es menos.

Para apreciar mejor las condiciones que establece esta reacción en el proceso, es conveniente realizar una pequeña discusión de la teoría que comprende la separación del anhídrido carbónico, de las soluciones de carbonato-bicarbonato.

Los datos sobre los sistemas Anhídrido carbónico-Carbonato de potasio son más recientes y completos y, por lo tanto, la discusión de resultados se basará en éstos, más bien que en los sistemas Anhídrido carbónico-Carbonato de sodio que corresponden a los utilizados en nuestro proceso, pero sobre los cuales no se dispone de información tan amplia y de confianza.

La cuestión de saber en qué grado se alcanza las condiciones de equilibrio, en los sistemas industriales, es siempre difícil de estimar y por lo tanto, la consideración puramente teórica del problema puede conducir, en algunos casos, a desviaciones apreciables de los resultados prácticos.

Mediante la ecuación
$$\frac{2 f^2 N}{(1-f) k} = p_{\text{CO}_2}$$

y un valor de $k = 0.02$, obtenido extrapolando los datos de Sieverts y Fritzsche (63) hasta los 100°C , se puede calcular la presión parcial del anhídrido carbónico, en equilibrio con soluciones que contienen diferentes porcentajes de bicarbonato de potasio, en el punto de ebullición de la solución. Como el otro componente de la fase gaseosa es el vapor de agua, resulta fácil el cálculo del peso de anhídrido carbónico por libra de vapor que sa

le del disociador, a diferentes porcentajes de bicarbonato en la solución. En la tabla 13 se hayan los resultados de estos cálculos y en la fig. 12 se muestra la curva de equilibrio obtenida colocando los pesos de anhídrido carbónico por libra de vapor en la fase gaseosa, contra el porcentaje de bicarbonato en la fase líquida. El hecho más importante en esta curva es el aumento muy / rápido en la presión que ejerce el anhídrido carbónico en la fase gaseosa a concentraciones de bicarbonato sobre el 70 % y el aumento muy lento a concentraciones menores del 50 % de bicarbonato.

TABLA 13.

Composición de la fase gaseosa y de la fase líquida
obtenidas en la ebullición de la lejía. $t = 100^{\circ}\text{C}$
 $k = 0.02$

% de bicarbonato.	Lbs.de CO_2 por Lb.lejía.	P. CO_2 mm.Hg.	% CO_2 en la mezcla gaseosa.	% H_2O en la mezcla gaseosa.	Lbs. CO_2 por Lib. H_2O
80	0.0316	640	84.2	15.8	13.02
75	.0295	450	59.2	40.8	3.55
70	.0277	326	41.5	58.5	1.73
60	.0237	180	23.6	76.4	.755
50	.0198	100	13.1	86.9	.368
	.0158	53	6.9	93.1	.181
30	.0118	26	3.4	96.6	.086
20	.0079	10	1.3	98.7	.032
	.0039	2	.3	99.7	.007

Si fuera posible producir en las torres de absorción una lejía que contenga de 80 a 85 % de bicarbonato, el proceso de hervir esta lejía sería muy simple, por el rápido desprendimiento del anhídrido carbónico. Por tal razón, no sería necesario hervir por mucho tiempo la solución puesto que se produciría gran cantidad / de anhídrido carbónico a temperatura próxima al punto de ebulli-

ción. Por otra parte, las soluciones que contienen menos de 40 o 50 % de bicarbonato necesitarían mucho tiempo de hervido para producir una cantidad apreciable de anhídrido carbónico. Como parece imposible alcanzar concentraciones altas de bicarbonato, con los métodos presentes de absorción, los límites prácticos quedan reducidos a la sección comprendida entre el 50 y 75 % de bicarbonato. La curva de la fig. 12 nos indica también, inmediatamente, porqué la concentración de bicarbonato no se reduce más allá en las plantas industriales. El costo de separar el anhídrido carbónico de la solución alcalina, aumenta muy rápido a medida que la concentración de bicarbonato disminuye y se alcanza pronto el punto en donde la continuación de la ebullición de la lejía no resulta ya económica. Por tal razón, en la operación de las plantas, la lejía débil sale del disociador conteniendo todavía de 30 a 40 % de bicarbonato.

Disociador.

El equipo utilizado para remover el anhídrido carbónico de la solución de bicarbonato varía desde un simple caldero de tubos de fuego hasta un complicado hervidor, diseñado especialmente para / este fin y para la más económica utilización del calor.

La capacidad de estos calderos o hervidores debe ser igual a la capacidad de trabajo de las torres de absorción.

En este punto se nos presenta dos alternativas: 1° Instalar / un caldero de tubos de fuego para hervir la solución de bicarbonato, utilizando como combustible el petróleo, el carbón o cualquier otro. 2° Instalar un hervidor en el cual el medio de calefacción

se un vapor de baja presión, proveniente de un caldero.

Se ha escogido la segunda alternativa que parece más conveniente. Podría ser que futuros desarrollos de la planta requieran el uso de más vapor, o que la instalación de nuestra planta / se realice en un centro hasta el cual se puede llevar el vapor necesario. En ambos casos, las necesidades de vapor, que por otra parte son bastante reducidas, podrían ser cubiertas por un caldero común. En cambio, con la primera alternativa no se dispondría de vapor en un caso dado. Además, en los gases de combustión del caldero, estaríamos produciendo una cantidad adicional de anhídrido carbónico que justificaría también su recuperación.

El hervidor que utilizaremos será de tipo vertical, indicándose sus características principales en la fig. 13. La parte superior de este hervidor consistirá de un rectificador de 15 platos, el cual tiene por objeto eliminar gran parte del agua que sale bajo la forma de vapor, junto con el anhídrido carbónico desprendido. Al mismo tiempo, este rectificador trabaja como un intercambiador de calor entre la lejía descendente y los gases que van al condensador.

El diámetro de este hervidor será de 4 pies y su altura total 40 pies, de los cuales 22.5 corresponden al rectificador. La superficie de calentamiento del hervidor será de 550 pies cuadrados y tendrá un flujo de 130 galones por minuto.

Como una referencia, indicaré que los disociadores utilizados en la industria tienen diferentes capacidades de producción, de acuerdo con la superficie de calentamiento. Un hervidor con capacidad de 250 libras por hora de anhídrido carbónico, tiene una su

perficie de transmisión de calor no menor de 300 pies cuadrados, y requiere un flujo de lejía de 50 galones por minuto. Los hervidores modernos, de 6 pies de diámetro y 50 de altura, tienen una superficie de 1,300 pies cuadrados y producen 2,000 libras / de anhídrido carbónico por hora, siempre que se mantenga un flujo de 400 galones de lejía por minuto.

El cuerpo de calentamiento de nuestro hervidor puede estar constituido por 100 tubos verticales de acero, de 1-1/2 pulgadas de diámetro, 14 BWG y con un largo de 14 pies. La lejía fluye / en el interior de estos tubos por convección natural y es descargada por un tubo central de 3 pulgadas de diámetro, N° 40.

El hervidor estará provisto, además, de las diferentes conexiones para la entrada y salida de lejía, vapor y gases, de una línea para el vapor condensado en el cuerpo de calentamiento, con su respectiva trampa de vapor. Asimismo llevará un tubo exterior que conecte el primer plato de fraccionamiento con el fondo del disociador, siendo su objeto descargar la lejía acumulada en exceso en aquel plato.

Operación del disociador.

Como se puede apreciar por la figura, la lejía concentrada / que viene de las torres de absorción entra al hervidor por la parte superior, correspondiente al rectificador. En esta forma, la lejía, a temperatura menor que la de los gases que suben en contracorriente, condensa parte del vapor de agua y al mismo tiempo va adquiriendo mayor temperatura por su contacto con los gases / calientes. Como resultado de este intercambio de calor, la lejía

cae en la superficie de la solución contenida en el cuerpo del disociador, a una temperatura muy próxima a la de su punto de ebullición.

Como ya se ha señalado, la lejía concentrada entra al disociador conteniendo un 70 % de bicarbonato y al salir tiene todavía un 40 % de bicarbonato.

El calentamiento se efectuará con vapor de baja presión, (15 / libras manométricas).

El anhídrido carbónico generado, junto con un gran volumen de vapor de agua, pasa por la parte de rectificación y va al condensador. Por otro lado, la lejía débil y caliente que sale del disociador pasa a través del intercambiador y del enfriador para regresar a las torres de absorción, reiniciando el ciclo.

La presión en el interior del disociador puede mantenerse más o menos igual a la atmosférica. Sin embargo, parece que en la práctica industrial se prefiere trabajar con una presión de 7 y 8 libras, indicándose como no económico el uso de presiones mayores, aunque se tiene referencias de plantas que utilizan presiones de 10 y 20 libras.

Aquí también sería conveniente instalar, en la tubería de salida de los gases, un medidor que nos indique, constantemente, el volumen que sale de la torre de rectificación.

Intercambiador.

La lejía débil que sale del hervidor está demasiado caliente para ser utilizada en esas condiciones en las torres de absorción y su enfriamiento, utilizando solamente agua, requeriría una canti

dad excesiva de ésta. Por otra parte, la lejía concentrada que viene de las torres de absorción hacia el hervidor, está relativamente fría e introducida así en el disociador, exigiría un consumo extra de combustible. Se impone, por lo tanto, la instalación de un intercambiador de calor para extraer de la lejía débil todo el calor económicamente posible, mediante el paso en contra corriente de la lejía concentrada fría.

Con el objeto de aprovechar mejor el calor, se ha escogido un intercambiador de tubos encerrados, (shell and tube), y se hace pasar la lejía fría por el interior de los tubos, facilitándose el enfriamiento de la lejía débil por convección y radiación al medio ambiente. La lejía débil entrará a este aparato a una temperatura estimada de 200°F (95°C), y saldrá a unos 151°F (65°C). Mientras tanto, la lejía concentrada que viene de las torres de absorción a unos 120°F (49°C) es calentada hasta 167°F (75°C).

Este aparato estará formado por 160 tubos de 3/4", 16 BWG y de 12 pies de largo, colocados dentro de un tubo de 18 pulgadas.

Enfriador.

Como se ha indicado, la lejía débil sale del intercambiador a una temperatura aproximada de 151°F. En cambio, la temperatura que debe mantenerse en las torres de absorción es de unos 120°F. Por lo tanto, debemos enviar la lejía a una temperatura menor, o a lo más, igual a la indicada. El calor que la lejía lleva en exceso, correspondiente a la zona 151 - 120°F se extrae utilizando un enfriador, por el cual pasa en contracorriente con agua de enfriamiento. Se ha supuesto que esta agua se hallará disponible

a una temperatura de 60°F (15°C), y se hace salir a unos 40°C, de modo que pueda ser utilizada en las torres de lavado.

Es conveniente tener, a la salida del enfriador, un termómetro que nos indique la temperatura de la lejía. Si fuera necesario se podría instalar otro a la salida del agua. Una disposición semejante se puede adoptar para el intercambiador.

Este enfriador tendrá dos válvulas para la salida del agua : una para enviar el agua a las torres de lavado y la otra para descargar al desagüe. Esta disposición exige la graduación de la entrada de agua al aparato y sirve de norma para regularizar la temperatura de los gases que pasan por las torres de lavado.

El enfriador también será del tipo de tubos encerrados, por ser éste el más indicado cuando se desea tener un consumo de agua lo más bajo posible. Estará formado por 104 tubos de 3/4", 16 BWG y 8 pies de largos dentro de un cilindro de 14 pulgadas de diámetro.

La lejía pasará por el lado de afuera de los tubos. Esto ayudará al enfriamiento y además, el agua puede formar depósitos en mayor grado que la lejía, siendo más fácil la limpieza de la parte interior de los tubos del enfriador, que la parte exterior.

Condensador.

El tipo particular de condensador que se utilice para condensar el vapor de agua mezclado con el anhídrido carbónico y enfriar, al mismo tiempo, el gas, no tiene mayor importancia, desde que los equipos de condensación disponibles son suficientemente apropiados para llenar las necesidades de la planta. Los condensadores de superficie, que consisten simplemente de un serpentín sobre el

cual se hace correr el agua de enfriamiento, tienen cierta ventaja por la facilidad para limpiarlos. Sin embargo, como se ha indicado, los condensadores de tubos encerrados son más económicos/ en consumo de agua. El condensador para nuestra planta será de / este tipo y estará formado por 44 tubos de bronce de 10 pies de largo y $3/4''$ de diámetro exterior, 16 BWG.

El agua de enfriamiento circula por el interior de los tubos y el vapor de agua se condensa en las paredes exteriores. Este condensado sale por el fondo del aparato, a través de una trampa que impide el escape de los gases, y va a la línea de lejía débil, manteniendo así la apropiada densidad de ésta. Igualmente, cualquier cantidad de lejía que pudiera rebalsar desde el último plato del rectificador e introducirse en el cuerpo del condensador, sería retirada mediante este sistema.

El anhídrido carbónico, que entra al condensador saturado con vapor de agua a una temperatura estimada de 85°C , saldrá a 25°C , temperatura con la cual irá al gasómetro. Para mantener esta temperatura de salida, se dispone de una válvula que regula la cantidad de agua que entra al condensador. La temperatura del gas no se debe dejar subir porque con esto aumentaría su contenido de humedad y ocasionaría una mayor licuación del cloruro de calcio, en el posterior proceso de purificación.

Gasómetro.

El gasómetro que vamos a utilizar será de tamaño relativamente pequeño, siendo por lo tanto, del tipo más sencillo. Consistirá de una campana de forma cilíndrica colocada sobre un tanque de

igual forma y de diámetro ligeramente mayor para permitir la entrada de la campana. Los bordes de ésta quedan sumergidos en el agua que llena parcialmente el tanque, estableciendo así una forma sencilla de cierre que impide el escape del gas que llena la campana.

Cuando el gas es forzado dentro del gasómetro, la campana se levanta por la presión del gas y cuando éste es extraído, la campana baja gradualmente, manteniendo una presión uniforme sobre el gas. Estas fluctuaciones de la campana son guiadas por dos o más rieles verticales sobre los cuales corren una ruedas que se hallan fijas sobre los costados de la campana. La presión que soporta el gas puede ser regulada balanceando la campana por un sistema de contrapeso.

Este gasómetro llena una finalidad semejante a la que corresponde a los tanques de lejía; Compensar los picos de mayor y menor producción que se presentan durante la operación de la planta, permitiendo de tal suerte un trabajo más uniforme. El uso de gasómetro está especialmente indicado en plantas que operan con una presión en el hervidor muy próxima a la atmosférica, como es nuestro caso. Otras plantas, como se ha visto, operan el hervidor de modo que suministre el gas a presiones mayores, (hasta de 20 libras), y en este caso, el gasómetro puede eliminarse, pues se regula el trabajo del compresor con el del hervidor.

La cantidad de gas almacenada debe ser calculada para alguna condición standard, debido a los cambios que ocurren en el volumen del gas con las variaciones en la presión y la temperatura. - Cuando se desea mantener una cierta presión en el gasómetro, es ne

cesario enviar el gas por medio de un ventilador. En nuestro caso es posible evitar esta necesidad, manteniendo la presión en un mínimo. La extracción del gas no necesita ningún equipo auxiliar, puesto que es tomado directamente por la succión del compresor.

La planta tendrá un gasómetro con capacidad para almacenar y nos 3,000 pies cúbicos a 25°C y presión normal.

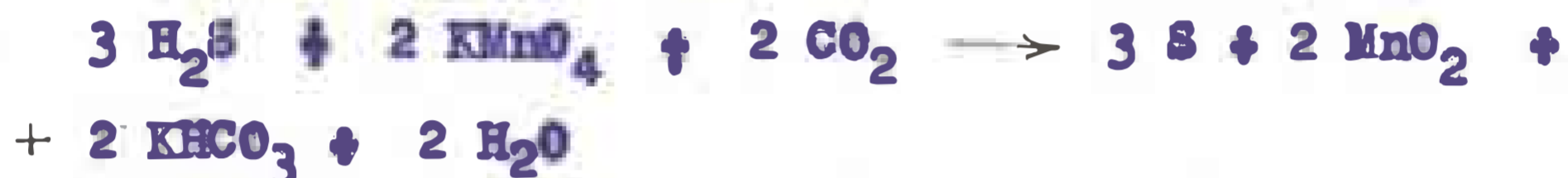
Purificación.

Aunque el anhídrido carbónico, después de pasar por todos los procesos que hemos descrito, tiene un alto índice de pureza, (más o menos 99.9 %), siempre estará saturado con vapor de agua y, frecuentemente, presentará además trazas de hidrógeno sulfurado y de anhídrido sulfuroso, que confieren al gas un ligero olor y sabor desagradables. Otros autores atribuyen estos defectos a la presencia de materias orgánicas oxidables que han sido arrastradas por el anhídrido carbónico. Parece que la naturaleza de esta contaminación no es bien conocida. Para que el anhídrido carbónico producido pueda ser utilizado en la fabricación de bebidas gaseosas o para obtener el hielo seco, todo olor o sabor desagradable debe ser eliminado. Esto se refiere en forma especial al hielo seco, que será usado para refrigerar sustancias alimenticias.

La purificación del gas se efectúa por procedimientos químicos, y los métodos más comúnmente usados, son los tratamientos / con: 1) Permanganato de potasio; 2) Bicromato de potasio, y 3) / carbón activado.

Purificación con Permanganato de Potasio.

Probablemente, el proceso más empleado para remover las trazas de hidrógeno sulfurado en el anhídrido carbónico, sea el tratamiento del gas en una torre de lavado, en contracorriente con una solución de permanganato de potasio, prácticamente saturada. Se añade carbonato de sodio a la solución para mantenerla neutra. La reacción es como sigue:



El bióxido de manganeso, que precipita, se descarta. En la práctica, la solución se usa hasta que se encuentra "gastada" o que su contenido de permanganato de potasio sea tan bajo que ya no resulta efectiva. En estas condiciones, la solución es descartada y se reemplaza por una nueva. Para obtener una mayor efectividad en el empleo de las soluciones de permanganato, se acostumbra a colocar dos torres de lavado en serie, con el líquido en contracorriente al flujo del gas. Cuando la solución del primer lavador, (con respecto al flujo del gas), está gastada, se invierte el sentido de los lavadores y el lavador gastado se llena con solución fresca.

Hay dos tipos de lavadores actualmente en uso. El más simple de éstos consiste de un recipiente lleno con la solución hasta la mitad o hasta las dos terceras partes. El gas que va a ser lavado se introduce por el fondo de la torre y burbujea a través de la solución. El otro tipo usado es una pequeña torre rellena a través de la cual el gas pasa en contracorriente a una ducha de

solución de permanganato de potasio y de carbonato de sodio. Este tipo necesita una bomba para la circulación del líquido y un tanque para la solución, pero tiene la ventaja de reducir a un mínimo la pérdida de presión del gas a través del equipo. Esto se traduce en un apreciable ahorro de energía, en instalaciones grandes.

Como en el caso anterior, la solución se emplea hasta que esté gastada y luego se descarta. También se puede instalar dos de estos lavadores, en serie, para mayor eficiencia.

Purificación con Bicromato de Potasio.

Este método es similar, en aplicación, al método del permanganato de potasio que se ha descrito anteriormente y la reacción que tiene lugar es la siguiente:



El hidróxido crómico precipitado se descarta. Este proceso es utilizado en el sistema Reich para purificar el anhídrido carbónico proveniente de las industrias de fermentación. Se puede utilizar también para un lavado final después del proceso de recuperación por carbonatos alcalinos o por etanolaminas, con igual éxito.

Purificación con carbón activado.

El proceso de absorción de las impurezas del anhídrido carbónico mediante el empleo del carbón activado, ya ha sido descrito en relación con el proceso Backus para purificar el anhídrido carbónico de las industrias de fermentación. Como el espacio-velocidad, (relación entre el volumen del gas por unidad de tiempo y el

volumen del carbón), y el ciclo de reactivación varían para cada aplicación, no haremos mayor comentario sobre este punto. El uso del carbón activado no tiene porqué ser limitado a las industrias de fermentación, pero, en general, este sistema resulta aquí más efectivo para remover el hidrógeno sulfurado que en los gases provenientes de otros procesos.

Para nuestra planta podemos adoptar el sistema de purificación por permanganato de potasio, que es el más utilizado en estas instalaciones y da buenos resultados. Para mayor economía / se podría instalar un recipiente cilíndrico que contenga la solución y hacer pasar el gas a través de ella. Como la producción no es muy grande, el gasto extra de energía que representa el vencer la presión hidrostática de la solución, no será muy elevado / y se evita, en esta forma, el mayor costo inicial de las torres / con circulación. El consumo de permanganato será de unos 4 kilos diarios. La solución que se utiliza aquí puede estar contenida en una torre, consistente de un cilindro de acero o fierro forjado de unos 3 m. de altura y 0.60 m. de diámetro.

Secado.

La operación de deshidratar el anhídrido carbónico se puede efectuar en una torre de cloruro de calcio; por medio de refrigeración, por absorción del agua con sílice o alúmina activadas o por una combinación de estos métodos.

La torre de cloruro de calcio es el más importante deshidratador químico. Este aparato secará el anhídrido carbónico con mucha efectividad, cuando se le mantiene en buenas condiciones de

trabajo. Por lo tanto, este secador requiere una considerable atención.

Este tipo de deshidratador será adoptado en nuestra planta y puede ser un cilindro de iguales características al empleado para la solución de permanganato de potasio. Este cilindro se llena / con trozos de cloruro de calcio anhidro. En su parte superior tendrá una tapa con agujero de hombre para carga y renovación del material gastado y en la parte inferior llevará un tubo para dar salida al cloruro disuelto. Se necesitará unos 33 kilos diarios de CaCl_2 .

En algunas plantas, para evitar la licuación excesiva del cloruro de calcio por el agua contenida en el gas, se somete a éste a un enfriamiento previo, en un enfriador corriente que va situado a continuación del condensador o del gasómetro.

Si suponemos un gas saturado con agua a 25°C , tendrá 0.01304 libras de agua por libra de anhídrido carbónico y al enfriarlo / hasta la temperatura del agua, disponible a 12°C , este contenido de humedad bajará hasta 0.00569 libras de agua por libra de anhídrido carbónico. La diferencia entre estas dos cifras representa el agua removida por condensación. Parece que este enfriador resulta muy ventajoso porque alivia el trabajo de la unidad de deshidratación. La deshidratación por medio de la refrigeración no es un procedimiento nuevo y no es empleado únicamente para el anhídrido carbónico. Naturalmente, el efecto de esta refrigeración es la condensación de la mayor parte de la humedad presente en el gas.

Un adelanto reciente en el arte de secar gases, mediante el y

so de la sílice activada, se adapta muy bien a la industria del anhídrido carbónico. Esta sustancia deshidratante, que tiene una apreciable capacidad de adsorción para el agua y para las impurezas gaseosas, se está empleando cada vez más en las plantas de anhídrido carbónico. La adsorción, de la cual dependen sus propiedades secantes, es una reacción puramente física y puede ser invertida cambiando la temperatura de la masa.

Los adsorbedores, en los cuales el anhídrido carbónico entra en contacto con la gran superficie que ofrece la sílice activada, son simplemente unos tanques diseñados para soportar la presión a la cual se opera el gas. Generalmente se trabaja con dos de estos tanques, de modo que mientras en uno se está realizando la adsorción, en el otro se está reactivando la sílice. Una vez que la sílice se ha saturado con el agua, se suspende el paso del gas a través del adsorbedor y se hace circular aire a una temperatura de 300 a 500°F. por la masa de la sílice hasta que toda el agua / haya sido eliminada por evaporación. Después de esta operación, el adsorbedor está en condiciones de reiniciar su trabajo con el 100 % de su eficiencia original. Corrientemente, estos dos adsorbedores constituyen una unidad compacta, conjuntamente con su ventilador y calentador de aire. El cambio del flujo del gas, de un adsorbedor a otro, se efectúa con un simple cambio en las válvulas. El ciclo de adsorción puede variar de 2 a 10 horas, según / la cantidad de gas que se circula y el tamaño del adsorbedor. Mediante este método, el anhídrido carbónico puede ser secado hasta un contenido de agua de 0.006 por ciento en peso, y aún menos.

Los adsorbedores de sílice activada están diseñados para pre-

siones bajas, de modo que pueden ser usados en la línea de succión del compresor. También se construyen para trabajar a presiones altas, pudiendo por lo tanto, ser usadas entre dos etapas de compresión. En los compresores de tres etapas, se prefiere colocar los adsorbedores entre la segunda y la tercera etapa.

Licucción.

La operación final más importante en la preparación del anhídrido carbónico para el mercado, es la compresión del gas y su posterior condensación.

El anhídrido carbónico puede ser licuado a cualquier temperatura comprendida entre su punto triple (-70°F) y su punto crítico (87.8°F), comprimiéndolo a la correspondiente presión de licucción. Dos condiciones diferentes son utilizadas en la práctica comercial: la primera, aproximadamente a la temperatura crítica, utilizando el agua para el enfriamiento y, la segunda, a temperaturas próximas a los $0 - 20^{\circ}\text{F}$, utilizando amoníaco y otro refrigerante para el enfriamiento. En el primer método, la licucción del anhídrido carbónico se efectúa por medio de la compresión y enfriamiento del gas, hasta que se encuentre ligeramente por debajo de la temperatura crítica de 87.8°F , a una presión de 73 atmósferas o más. Esto es principalmente un problema mecánico consistente en el diseño de los compresores y condensadores apropiados para resistir las presiones utilizadas. Por lo general, se emplea compresores de tres o cuatro etapas en esta operación, y pueden ser del tipo vertical y horizontal.

El principal problema en la compresión del anhídrido carbóni-

co es mantener al gas libre de toda contaminación con el aceite lubricante que se emplea en el compresor. Los aceites lubricantes, a menos que estén altamente refinados, imparten un olor poco deseable al anhídrido carbónico, rebajando en esta forma la calidad del producto. Por esta razón se empleó bastante la glicerina como lubricante, pero tiene el inconveniente de ser miscible con el agua, en todas proporciones, de modo que al diluirse con el agua, en los cilindros del compresor, puede llegar a un punto en que habrá perdido sus propiedades lubricantes por completo. Además, las temperaturas altas tienden a descomponer la glicerina y forman acroleína, una sustancia de olor muy penetrante y desagradable. Sólomente unas trazas de este compuesto son suficientes para que el anhídrido carbónico no tenga aceptación. Los mejores resultados se han obtenido con el empleo de aceites minerales altamente refinados, o aceites blancos. Como existen varios tipos de aceites disponibles para este propósito, los constructores del compresor son los más indicados para recomendar el aceite para este equipo.

Eliminación del aceite.

Aunque se ponga el máximo cuidado en la operación del compresor, siempre algo del aceite se mezclará con el anhídrido carbónico. Tal circunstancia hace necesaria la instalación de una trampa de aceite o filtro. No es posible señalar los límites máximos por debajo de los cuales se debe reducir el contenido de aceite, debido a la variedad de condiciones en que se utiliza el anhídrido carbónico, ^{Cantidades} que no presentarían inconveniente para su uso en /

procesos industriales, ya sea en el producto sólido o líquido, pero sería de inmediato rechazado si, bajo la forma de hielo seco, fuera destinado para el despacho de helados empaquetados en cajas de cartón. El contenido de aceite del anhídrido carbónico / comercial varía desde cero, cuando se usa la glicerina como lubricante, hasta 0.02 %, aunque puede llegarse hasta 0.03 % cuando el producto se emplea en el transporte de la mayor parte de los alimentos, si el aceite para compresores utilizado, es incoloro. En la fig. 14 se ilustra dos tipos de filtros de aceite.

Cualquiera que sea el tipo de filtro utilizado, es importante que en todo momento se encuentre operando a una temperatura / definitivamente por encima de la temperatura crítica del anhídrido carbónico para evitar la condensación de éste, dentro del filtro, y la consiguiente absorción del aceite. Un trabajo bastante amplio sobre la solubilidad de los aceites lubricantes en el anhídrido carbónico, ha sido efectuado por Elton L. Quinn. (52).

Compresor.

El compresor que utilizaríamos sería un Werthington de tres etapas, de tipo horizontal, provisto de apropiados enfriadores de agua entre cada etapa. En la primera etapa la presión llega hasta 75 - 80 libras; en la segunda, 300 - 400 libras y en la última, se alcanza 900 libras cuando se va a obtener el anhídrido carbónico líquido y 1,100 libras cuando se desea el producto sólido. Se ha calculado el compresor para desarrollar la presión mayor, previendo la posterior posibilidad de fabricar hielo seco. Con tal objeto, un motor eléctrico de 60 HP. será utilizado para operar /

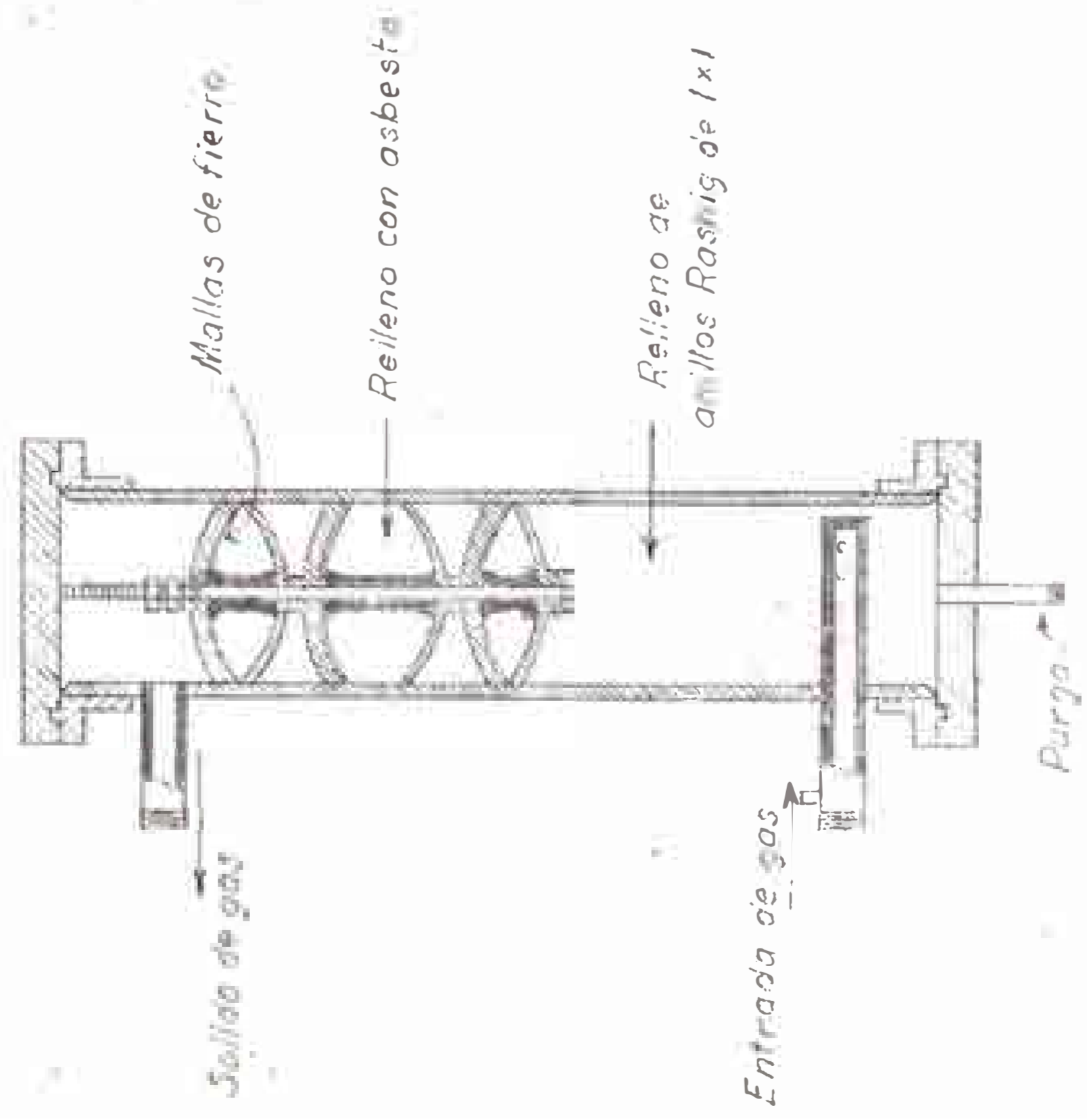
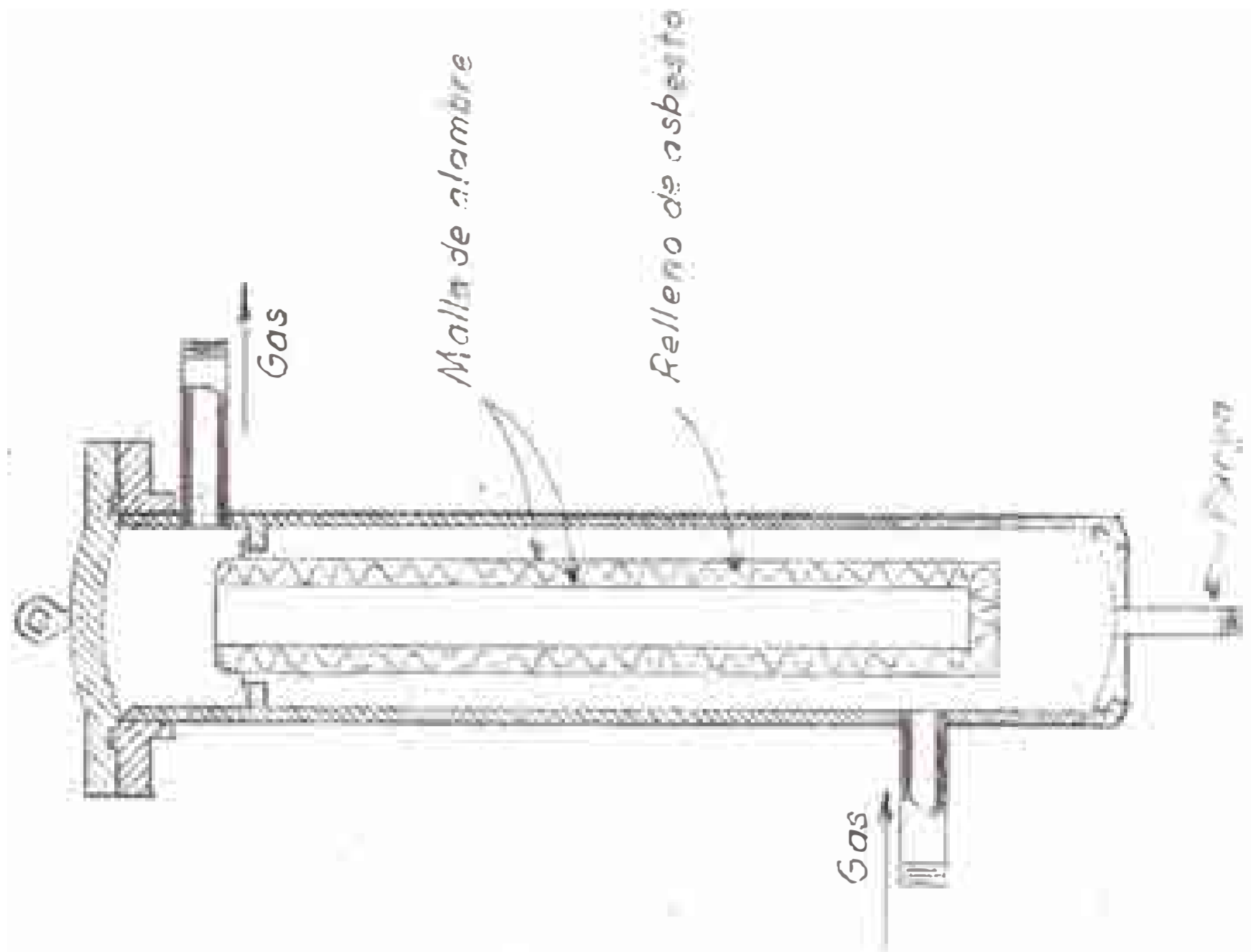


FIG. 14

el compresor.

Condensador.

El enfriamiento del anhídrido carbónico, para obtener su condensación, se puede efectuar de diversas maneras. La más corriente es el empleo del enfriamiento por agua, pero si no se dispusiera de agua fría, puede utilizarse la refrigeración por amoníaco. El condensador puede consistir de un serpentín abierto, con agua que corre sobre los tubos; serpentín sumergido en agua; enfriador de doble tubo concéntrico o intercambiador del tipo "tube-shell". Las principales dificultades en esta parte del equipo son: la de diseñar los condensadores para la licuación del anhídrido carbónico fuertemente comprimido que deberán soportar las elevadas presiones a que estarán sometidos, y, por otra parte, resistir la corrosión. Este último problema ha resultado muy serio en algunas instalaciones y, en algunos casos, la corrosión hizo necesario el cambio del condensador al cabo de pocos meses. Se ha demostrado que la causa de esta corrosión se debe a la formación de nitritos a partir de los compuestos del nitrógeno, presentes en el cok, que son absorbidos por la solución de carbonato alcalino para producir nitrito de potasio. Al hervir la solución de carbonato, que contiene pequeñas cantidades de nitrito, parte de éste se descompone y origina algo de ácido nitroso:



que se descompone como sigue:



Se supone que la corrosión se debe al ácido nítrico.

Una vez que se tiene el anhídrido carbónico al estado líquido, va a un tanque de almacenamiento o directamente a la sección de llenado de las botellas o cilindros.

Almacenamiento y Transporte del Anhídrido Carbónico.

El desarrollo de la industria del anhídrido carbónico ha estado controlado en gran parte por dos factores; el primero fué la construcción de compresores para reducir el compuesto gaseoso al estado líquido y el segundo proveer los tanques para almacenar el producto. Este último factor tiene una importancia mucho mayor/ de la que uno le asignaría a primera vista. El problema consiste en obtener un tanque o una botella de acero que pueda resistir presiones elevadas, bajo todas las condiciones que se presentan durante el transporte y uso del producto. Al principio se estuvieron usando cilindros de diversos tamaños y capacidades, pero actualmente se utiliza casi exclusivamente a los de 50 y 20 libras/ de capacidad, con forma "standard". También hay algunos que contienen 5,3 y 0.75 libras de anhídrido carbónico que son usados para fines medicinales y aplicaciones especiales.

Para quien tiene que trabajar en el embotellamiento del anhídrido carbónico es importante conocer las condiciones y el comportamiento del compuesto cuando se encuentra encerrado en el cilindro. Sabemos que el cilindro contiene anhídrido carbónico líquido y gaseoso, pero la proporción relativa en que se encuentran los dos estados y la influencia del sobre-llenado y de las impurezas/ sobre la presión desarrollada no son bien conocidos.

Indiscutiblemente, sería muy deseable poder llenar los cilin-

dros hasta el límite de su capacidad; sin embargo, se considera mala práctica sobre-llenar los cilindros porque en esta forma se disminuye el factor de seguridad. El coeficiente de dilatación del anhídrido carbónico líquido es alto y un cilindro completamente lleno con el líquido, a temperaturas considerablemente más bajas a la del punto crítico, tiene que soportar la presión hidrostática del líquido cuando tiene lugar un aumento de la temperatura. En cambio, cuando una parte del cilindro se halla ocupada por el líquido y el resto por el gas, la presión ejercida sobre las paredes será la correspondiente a la presión de vapor del líquido, la cual varía en forma moderada al aumentar la temperatura. El aumento de la temperatura ocasiona la evaporación de una parte del líquido disminuyendo así su volumen, pero esta elevación de la temperatura origina, al mismo tiempo, una dilatación del líquido y aumenta su volumen. Tenemos así dos fuerzas que operan en sentido contrario dando como resultado que el volumen del líquido aumente si predomina la expansión térmica, o disminuya si predomina la evaporación. La mayor o menor influencia que ejerzan estos dos factores depende de la proporción líquido-gas en el cilindro. De tal suerte, es posible tener un cilindro parcialmente lleno con anhídrido carbónico líquido y, mediante un aumento de temperatura, hacer que su volumen se encuentre totalmente ocupado por el líquido.

Como conclusión práctica de los trabajos realizados sobre este punto, podemos decir que, en las condiciones usuales, es bastante seguro llenar los cilindros con líquido hasta un 60 a 62 % de su capacidad. Se llegó a permitir hasta el 75 %, pero actual

mente este límite se considera peligroso. En los EE. UU. el Bureau de Explosivos establece regulaciones muy estrictas para el llenado y manipulación de todos los cilindros de anhídrido carbónico que son transportados través de las vías generales de comunicación.

Usos.-

Anhídrido Carbónico Líquido.-

Es algo difícil separar los usos del anhídrido carbónico líquido y los del gaseoso debido a que una buena parte del producto vendido bajo la forma líquida viene a ser usado finalmente como gas. El anhídrido carbónico es transportado, por lo general, en su forma líquida en cilindros o en camiones acondicionados especialmente y puede ser usado como líquido o como gas. Probablemente, el uso más antiguo que se ha dado al anhídrido carbónico, sea para equipos de refrigeración. Por lo regular el anhídrido carbónico no es un refrigerante eficiente, debido a que la temperatura de operación está demasiado próxima a la temperatura crítica. Sin embargo, en casos que se necesita trabajar con la mayor seguridad, por ejemplo, cuando se requiere proteger al personal contra el escape de gases nocivos o cuando se dispone de agua fría, su uso puede ser justificado. La refrigeración por anhídrido carbónico se utiliza frecuentemente en los barcos, en donde ambas condiciones están presentes.

El anhídrido carbónico líquido se está usando, cada vez en mayor cantidad, en la explotación de minas que utilizan el sistema Cardox. El principio en que se basa el funcionamiento

te es la vaporización controlada del anhídrido carbónico líquido. El anhídrido carbónico líquido va colocado en el centro del cartucho explosivo y se encuentra retenido por un tapón fusible en un extremo y por un disco de acero en el otro. Para utilizarlo, el cartucho se coloca en una perforación efectuada en la veta de carbón y se conecta a los alambres de plomo que suministran la corriente para el calentamiento. Cuando se desea hacer explotar la carga, se aplica la corriente eléctrica al filamento el cual enciende un compuesto que suministra calor, compuesto de perclorato de potasio, aluminio y carbón, causando una rápida vaporización / del anhídrido carbónico. Cuando se ha desarrollado suficiente / presión dentro del cartucho, el disco de acero se rompe dejando / que los gases escapen a gran velocidad a través de las aberturas / del tapón. La fuerza de este escape destroza el cartucho. Después el cartucho se recupera y se vuelve a cargar con anhídrido carbónico líquido y se le inserta nuevo disco y elemento de calentamiento. Las ventajas que se atribuye al sistema Cardox sobre los explosivos utilizados en minería son: Operación más segura que permite los estallidos mientras las cuadrillas están trabajando y el hecho de que el carbón extraído tiene mayor tamaño de trozos, produciendo así un mayor porcentaje de carbón vendible. Sin embargo, el costo de esta operación es más alto que cuando se usa explosivos y la situación general debe ser estudiada a fondo desde el punto de vista económico.

Los cilindros de anhídrido carbónico líquido se utilizan también como fuente de energía, la cual se obtiene de la presión desarrollada cuando el líquido se evapora. Tal aplicación comprende /

la operación de las boyas de campana y de las señales en las líneas del ferrocarril, y la pintura aplicada por soplete, y muchos otros. Algunos extinguidores que contienen anhídrido carbónico líquido, operan arrojando nieve y gas simultáneamente sobre la llama.

Anhídrido Carbónico Gaseoso.

El anhídrido carbónico generalmente no es transportado bajo la forma de gas sino como líquido, que puede ser vaporizado en la planta del comprador cuando sea necesario. El anhídrido carbónico gaseoso también puede obtenerse colocando el producto sólido en un recipiente a presión, o convertidor, en donde se convierte en gas y líquido bajo presión. Debido al peso de los cilindros de anhídrido carbónico líquido, que deben ser transportados en doble sentido cada vez, puede resultar más económico comprar el anhídrido carbónico bajo su forma sólida

Una de Los principales consumidores de anhídrido carbónico gaseoso es la industria de bebidas gaseosas carbonatadas. Una aplicación muy importante para el gas carbónico está en los equipos de extinguidores. El anhídrido carbónico gaseoso o líquido es dirigido hacia la llama a través de llaves especiales. Los equipos contra incendio que utilizan anhídrido carbónico varían desde pequeños aparatos portátiles, hasta instalaciones permanentes en los almacenes, plantas químicas o sobre los barcos, las cuales emiten anhídrido carbónico en forma automática en caso de incendio. Una de las mejores características de este agente extinguidor es que puede ser usado sobre cualquier clase de combustión y no deja residuo.

El anhídrido carbónico tiene muchos usos en la industria química. Algunas de las reacciones químicas que utilizan el anhídrido carbónico han sido expuestas al tratar de las propiedades químicas de este compuesto. Muchas de las reacciones no requieren de un anhídrido carbónico puro y por lo tanto no quedan comprendidas dentro de esta descripción; ellas utilizan los gases de combustión de los calderos o los gases de los hornos de cal, directamente. Merece destacarse entre todas éstas, la producción del carbonato de sodio por el método Solvay. Igualmente, los gases del horno de cal pueden ser utilizados directamente para la obtención del carbonato de calcio precipitado.

Muchas reacciones químicas necesitan efectuarse en una atmósfera inerte para evitar la oxidación. El anhídrido carbónico ha resultado útil en muchos de estos casos desde que no es un agente oxidante a temperaturas no muy elevadas.

Otros usos de menor importancia consisten en su aplicación / para desplazar el aire en el secado de cables eléctricos; para endurecer construcciones especiales de concreto; para remover las incrustaciones en las tuberías de agua; como estimulante para la respiración; para desalojar los gases inflamables de los tanques antes de soldarlos; para probar las máscaras contra gases. Podemos señalar, por último, que se le está utilizando para dar una muerte humanitaria a los animales enfermos o abandonados.

PRODUCCION Y USOS DEL ANHIDRIDO CARBONICO SOLIDO

Nuestra planta no ha sido diseñada con miras de producir el anhídrido carbónico sólido, al menos, como principal objetivo. El consumo que de este producto realiza nuestro mercado no podría / justificar, de ningún modo, la instalación de una planta para su obtención y cuyo éxito económico depende, precisamente, entre otros factores, de una producción en gran escala. Por tal razón, no se ha tomado en cuenta los posibles beneficios que podría obtenerse colocando en el mercado cierta cantidad del producto sólido por que ésta, por el momento, no puede constituir una base segura con la cual contar. Tal situación no impide, y más bien, es de todo punto conveniente, que se instale un equipo, lo más sencillo posible, para producir una determinada cantidad de anhídrido carbónico sólido. Esto permitiría suministrar el producto en forma de satisfacer la limitada demanda que hubiera al principio y, también, serviría para ir introduciéndolo en el mercado, a medida que sus características van siendo apreciadas. Una vez que se compruebe el seguro desarrollo de la demanda, entonces se puede pensar en la adquisición de un equipo más eficiente y de / mayor producción. El anhídrido carbónico sólido encuentra actualmente, en otros países, una aplicación en cantidades impresionantes, de modo que está demás señalar el enorme impulso que tomaría una planta que contara con una fuerte demanda del producto.-

Este punto es, por lo tanto, de gran importancia para una planta de recuperación del anhídrido carbónico y no debe ser descuidado. Así, expondremos unas breves consideraciones sobre la forma más sencilla de obtener el anhídrido carbónico sólido y sus usos principales.

Ante todo, deseo recalcar nuevamente que la instalación para producir el anhídrido carbónico sólido ha de ser de lo más simple, con el objeto de no aumentar los gastos iniciales y, al mismo tiempo, dada la limitada producción que se tendrá al principio, no gravar el costo del producto con la amortización de un equipo perfeccionado pero costoso. Dadas las características actuales de nuestro medio, considero que para lograr introducir el hielo seco en el mercado, se deberá vender este producto a un precio que represente una clara ventaja sobre el hielo corriente y las salmueras congeladas utilizadas actualmente. Como esta línea no constituirá al principio la principal actividad de la planta, las ganancias por obtenerse pueden ser desestimadas. Inclusive, si se considera conveniente, podría expendirse el producto con una ligera pérdida, hasta que las ventajas de su aplicación sean apreciadas debidamente por los consumidores. Es igualmente importante que el producto sea suministrado en las condiciones más ventajosas para su utilización por los clientes.

El anhídrido carbónico sólido, conocido corrientemente por "hielo seco", constituye en otros países el mayor porcentaje del total de anhídrido carbónico producido. Así, por ejemplo, en los EE. UU. durante el año de 1943 se produjeron 280'348,000 libras de anhídrido carbónico líquido y gaseoso. En cambio, la produc-

ción de hielo seco fué de 505'609,000 libras. (60).

Aunque se le utilizó por muchos años en el laboratorio, su importancia como refrigerante industrial data apenas de 1924, cuando fué usado comercialmente por primera vez para conservar helados en Nueva York.

Los procesos de manufactura del anhídrido carbónico sólido / son diversos y cada uno de ellos tiene suficientes razones para ser recomendable. Por lo general, los sistemas más simples son ineficientes en cuanto a la utilización del anhídrido carbónico / y de la energía, pero hallan justificación en instalaciones pequeñas, cuando se desea reducir las pérdidas por escapes, costos de mano de obra e inversiones. Solamente las operaciones en gran escala pueden mantener el equipo adicional de intercambiadores / de calor y de recuperadores de energía que se requiere para elevar al máximo la eficiencia teórica de la recuperación.

Probablemente el método más sencillo para obtener anhídrido / carbónico sólido es el utilizado con frecuencia en los laboratorios, en el que el anhídrido carbónico líquido se deja expandir / dentro de una manga de tela o de papel perforado. El calor de vaporización convierte parte del líquido en una nieve, mientras / que el resto escapa a la atmósfera bajo la forma de gas. Este método tiene una eficiencia de sólo un 25 % en la utilización del anhídrido carbónico, pero necesita un mínimo de equipo.

El primer perfeccionamiento aplicable a este método fué encerrar la cámara productora de nieve y recuperar el anhídrido carbónico vaporizado para recircularlo. Esta instalación es la que se prestaría para nuestra planta y vamos a describirla brevemente.

te. Los métodos perfeccionados pueden verse en la obra de Quinn y Jones, ya varias veces citada.

El sistema sugerido es el empleado originalmente por la Dry / Ice Corporation de los EE. UU. En este método se emplea un tanque de doble plancha, con el recinto interior cubierto en la parte de arriba por una red metálica y un filtro de tela. (Fig. 15) - El anhídrido carbónico líquido se expande directamente en el tanque interior que se mantiene, por lo general, a presiones menores de 10 libras por pulgada cuadrada manométricas. La nieve carbónica que se produce en esta expansión se deposita por debajo de la tela metálica mientras que el gas formado pasa a través de ella y se dirige hacia la parte inferior, entre las dos paredes, y luego va al compresor. En su camino hacia la línea de succión del compresor, el gas se hace pasar por un intercambiador para enfriar / el anhídrido carbónico líquido que va al tanque de expansión, aprovechando el frío del gas. Este enfriamiento del líquido es esencial para el éxito económico del proceso.

El tanque o recipiente donde se forma la nieve está montado / sobre una balanza que sirve para indicar cuando el tanque se halla lleno. Un tamaño de tanque muy utilizado es el que tiene una capacidad en el recipiente interior de 20 pies cúbicos y se llena hasta tener un peso de 500 libras antes de abrirlo. Cuando está lleno se desconecta y se saca la nieve echándola dentro de unos / moldes abiertos. Se asienta a mano para asegurar una distribución más o menos uniforme y en seguida se lleva, en los moldes, a una prensa hidráulica en donde se aplica una presión de 500-800 / libras por pulgada cuadrada, sobre la cara horizontal del molde.-

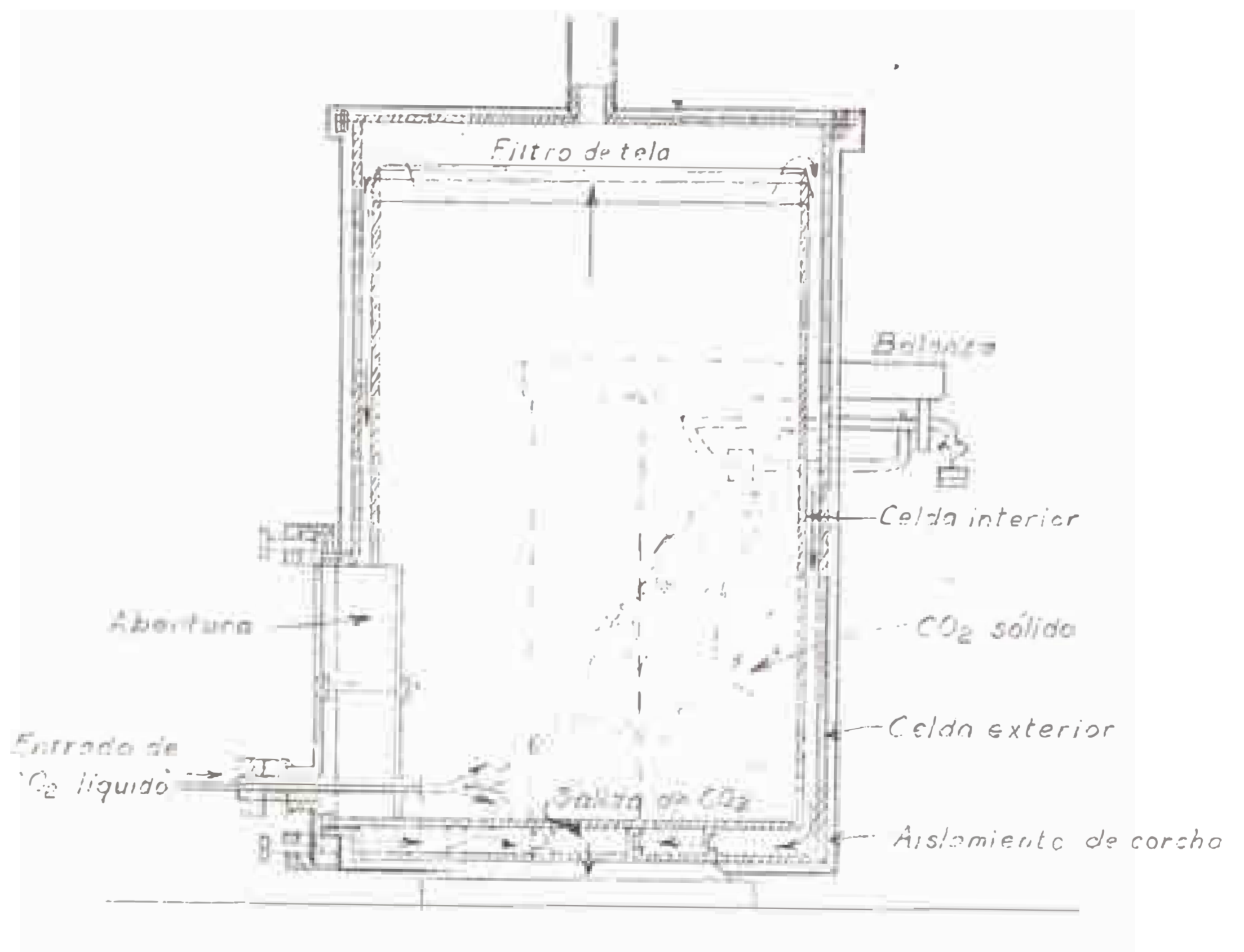


FIG. 15

La presión más conveniente depende no solamente del diseño y de la fricción en las paredes del molde, sino también del tiempo que dura la presión, de la densidad deseada, contenido de humedad y tamaño promedio de los cristales del anhídrido carbónico sólido.-

En la operación de transportar la nieve desde los tanques a los moldes abiertos, para ser prensada, se pierde de 3 a 10 % del producto.

Los bloques que salen de la prensa tienen un peso específico de 1.1, comparado con el valor 1,56 que corresponde al sólido seco. Se hace dos tamaños de bloques: cubos de 10 pulgadas de lado, que pesan de 38 a 40 libras cada uno, y cilindros de 3 pulgadas de diámetro y de unas 6 a 8 de largo. Esos bloques "standard" pueden ser cortados en sierras corrientes para madera en los tamaños más apropiados para su uso.

Como dato que puede ser interesante, diremos que en los EE. UU., por el año 1927, el hielo seco costaba alrededor de diez veces más que el hielo corriente y sin embargo, pedía competir ventajosamente en el mercado. El precio del hielo era entonces de 0.5 ¢ la libra.

Almacenamiento y Transporte del Hielo Seco.

El aspecto económico de la manufactura del hielo seco está relacionada íntimamente con la posición de la fuente de anhídrido carbónico con respecto al mercado para el hielo seco. Una fuente natural de anhídrido carbónico puede parecer a primera vista muy provechosa, pero si no se dispone de un mercado puede resultar más económico instalar una planta completa para la manu-

factura del hielo seco, en las cercanías del centro de consumo . La razón principal de ésto es que la nieve carbónica empieza a sublimarse en cuanto sale de los tanques o de las prensas y esta sublimación continuará hasta el momento mismo en que sea puesta en uso. El paquete que contiene hielo seco ha sido descrito/ como el único que puede vaciarse sin abrirlo. Por lo tanto, un intervalo largo de tiempo entre la producción y el uso, puede reducir considerablemente el margen de beneficio. En los últimos años este problema ha sido resuelto en cierto grado efectuando / mejoras en los sistemas y equipos usados en el almacenamiento y transporte. Las investigaciones realizadas acerca de las pérdidas durante el almacenamiento han demostrado que se obtiene menores pérdidas cuando la presión parcial del anhídrido carbónico es alta en la atmósfera que rodea al hielo seco. Las envolturas de papel Kraft sirven para mantener esta atmósfera de anhídrido carbónico gaseoso alrededor de los moldes. El efecto protector de la alta presión parcial es aún más pronunciado que el de la temperatura baja, aunque por lo general, se usan ambos factores combinados. Como consecuencia de ésto, los recipientes de almacenamiento y de transporte están revestidos generalmente con varias pulgadas de corcho para su aislamiento térmico y están diseñados en tal forma que se abren solamente en la parte superior. Como el anhídrido carbónico gaseoso desprendido es más pesado que el aire circundante, se asentará y desplazará el aire formando una capa sobre el hielo seco almacenado. Esto puede ser peligroso / para el personal que no tiene cuidado en no permanecer dentro de recintos de almacenamiento que no han sido convenientemente ven-

tilados.

El almacenamiento de pequeñas cantidades de hielo seco se efectúa, por lo general, en fosas o pozos que se extienden por debajo del nivel del suelo o en cajas portátiles con capacidad para 8 - 54 bloques. Estos están aislados con corcho y se les puede poner tapas o cubrirlos con lona embreada. El objeto de la tapa no es tanto mantener el aislamiento, sino conservar la atmósfera de anhídrido carbónico gaseoso. Las instalaciones de almacenamiento de mayor tamaño se efectúan en la forma de silos que son diseñados para guardar el hielo seco producido en las temporadas de poca salida y sacarlo cuando se le necesita. Sin embargo, probablemente esto no es tan eficiente como producir el hielo seco en el momento que se necesita, porque los gastos de mano de obra y las pérdidas por evaporación originadas por la manipulación adicional pueden resultar excesivos.

El transporte del hielo seco puede efectuarse por medio de vagones de ferrocarril y de camiones, especialmente acondicionados para tal fin. La construcción de éstos sigue, en general, los mismos principios expuestos para su almacenamiento, o sea, compartimentos aislados con corcho con aberturas en la parte superior o cerca de ella, solamente. Recipientes más pequeños, que varían desde cajas de cartón que contienen uno o dos moldes de 50 libras hasta tanques de varios miles de libras de capacidad, se hallan en uso cuando se requiere menos del cargamento de un camión o de vagón de ferrocarril.

Usos.

La ventaja que posee el hielo seco sobre el hielo de agua no

consiste únicamente en el hecho de tener un mayor efecto refrigerante, (275 B.t.u. por libra comparadas con 115 B.t.u. por libra correspondiente al hielo común), sino también porque permite utilizar más bajas temperaturas de almacenamiento. Los límites de temperatura utilizables, en el caso del hielo de agua, son de 43 a 60°F. Mezclado con la sal se puede llegar hasta los 15°F. El hielo seco, en cambio, puede ser utilizado para temperaturas bastante inferiores a los 0°F. Con la creciente utilización de alimentos congelados, de los trozos de carne empaquetada para su reparto a domicilio y de los embarques refrigerados, habrá cada vez mayor demanda de hielo seco. Una ventaja adicional que posee el hielo seco es que al fundirse no produce agua; en esta forma ni se contamina el producto refrigerado, ni se empapa la envoltura, ni se crea un problema para su disposición. Este problema es mayor cuando se emplea el hielo con sal, puesto que la solución que se forma es muy corrosiva. Otras ventajas del hielo seco sobre el hielo de agua son la mayor facilidad para manipularlo; la posibilidad de más largos intervalos entre cada reaprovisionamiento; menor flete por unidad de volumen del compartimento y un mejor control de la temperatura de los recipientes de refrigeración. En las instalaciones de mayor volumen el control de la temperatura puede efectuarse utilizando termostatos y ventiladores. En algunos casos, el uso combinado del hielo seco y del hielo de agua puede resultar más práctico cuando se puede establecer un intervalo mayor en el reaprovisionamiento, mediante la adición de hielo seco a los tanques de hielo del carro.

El primer y mayor consumidor de hielo seco para la refrigera—

ción es la industria de helados. Lo utilizan de diversas maneras: desde pequeños paquetes para llevar a la casa, hasta el transporte de los helados por camión y ferrocarril. El segundo consumi- dor de importancia es la industria de la carne. Según informe, u na atmósfera con 2.5 % de anhídrido carbónico en refrigeradoras a una temperatura de 40°F, retardó la acción de las bacterias que descomponen la carne. Una atmósfera con 10 % de anhídrido carbónico resultó efectiva para disminuir el número de bacterias. Se ha demostrado, igualmente, que los huevos se mantienen frescos por más tiempo si se conservan en una atmósfera de anhídrido carbónico. Se debe tener cuidado, sin embargo, que la temperatura no sea demasiado baja. Igual efecto ha sido demostrado en relación con el almacenamiento de pescado.

Tales usos y muchos otros en la industria alimenticia, son / descritos con más detalle en una serie de artículos sobre el particular, por Reich. (54). Ver también Quinn y Jones.

Las demás aplicaciones del anhídrido carbónico sólido se refieren a determinados usos especiales y no representan un gran porcentaje de su producción. Una aplicación reciente ha resultado la contracci ón de piezas de máquinas. Un ejemplo de esto es la inserción de camisetas de acero cilíndricas en las máquinas de combustión interna. La camiseta es enfriada con hielo seco hasta una temperatura a la cual puede ser insertada a mano en el "block" del cilindro. Esto representa una mejora económica sobre el método anterior, el cual requería el asentamiento cuidadoso de la camiseta y el "block" de la máquina, además de utilizar equipo hidráulico para presionar las partes en su posición. El mismo prin-

cipio se aplica para el asiento de las válvulas y otros. Muchos otros usos se están encontrando de tiempo en tiempo. Otro uso del hielo seco se encuentra, también, en el campo de la mecánica y es el enfriamiento de los remaches de aluminio que se emplean para determinados fines, como por ejemplo, en la construcción de aviones. A la temperatura ambiente, algunas aleaciones de aluminio endurecen rápidamente y se vuelven inapropiadas para el trabajo. Mediante la refrigeración por hielo seco se puede mantener estos remaches en condición maleable, sin necesidad de recocerlos antes de colocarlos. Una aplicación reciente y muy interesante que se le ha dado al hielo seco, es para provocar la precipitación echándolo sobre las nubes. Esto puede resultar importante para producir lluvia sobre las áreas que la necesitan o para hacer caer la nieve fuera de las áreas congestionadas.

Otras diversas aplicaciones para el hielo seco, incluyen el enfriamiento de los centros de las pelotas de golf antes de envolverlas; el congelamiento en las líneas de tubería para detener el flujo cuando se desea hacer reparaciones; usos de laboratorio tales como los baños refrigerantes y congelamientos de pruebas; enfriamiento de las trampas de vacío en la producción de radios; y la refrigeración del suero y de la sangre en los servicios hospitalarios.

El hielo seco se utiliza algunas veces para obtener el anhídrido carbónico gaseoso.

CALCULOS Y DISEÑO

A. Horno de Cal.

Cálculo del combustible necesario.

En la práctica es necesario utilizar una cantidad de combustible, que es siempre mayor a la obtenida por un cálculo teórico. Esa cantidad queda determinada por las condiciones de trabajo de cada horno, después que se ha obtenido los resultados más favorables en la quema de la caliza. Sin embargo, hacemos los cálculos para hallar la proporción teórica de cok a piedra, por considerarlo de interés en nuestro trabajo, y que, en todo caso, puede servir como punto de partida o como referencia para llegar a la proporción requerida en la práctica.

Al efectuar este cálculo, vamos a suponer las siguientes condiciones:

- 1°.- Toda la caliza se descompone en CaO y CO_2 ;
- 2°.- Todo el cok quema a CO_2 ;
- 3°.- No hay formación de CO ;
- 4°.- Temperatura de salida de los gases: 100°C ;
- 5°.- Temperatura de descarga de la cal: 80°C .

Las temperaturas que indicamos se han tomado aproximadamente a diferentes datos vistos anteriormente, y, teniendo en cuenta que el aire que entra al horno nunca es suficiente para extraer todo el calor sensible de la cal. Asimismo, la carga de piedra y cok

nunca es suficiente para extraer todo el calor contenido en los gases de salida.

Base: 100 Kg. de caliza descompuesta
X Kg. de cok quemado.

Cantidad de aire a emplearse.

El aire que se va a emplear es para quemar el cok. Se considera acá un 30 % de exceso.

$$(0.957 X) \left(\frac{32}{12} \right) (1.3) = 3.31 X \text{ Kg. de } O_2$$

Considerando un peso molecular de 28.2 para el nitrógeno atmosférico, se tiene:

$$\left(\frac{3.31 X}{32} \right) \left(\frac{79}{21} \right) (28.2) = 10.95 X \text{ Kg. de } N_2$$

Aire usado: $3.31 X + 10.95 X = 14.26 X$ Kg. de aire.

Exceso de O_2 .

$$(0.957 X) \left(\frac{32}{12} \right) (0.3) = 0.765 X \text{ Kg. de } O_2 \text{ de exceso.}$$

O_2 que reacciona con el C:

$$3.31 X - 0.765 X = 2.545 X \text{ Kg.}$$

Cantidad de agua que sale en el gas.

a.- Agua que entra con el aire.

Cantidad de aire seco a usarse $14.26 X$ Kg.

Humedad del aire: 90 %.

Temperatura del bulbo seco: $20^\circ C$.

Para estas condiciones hallamos en las tablas psicométricas que el contenido de agua del aire es:

0.013 lb H₂O/lb aire seco = 0.013 Kg. H₂O/Kg aire seco.

La cantidad de agua que entrará con el aire será entonces:

$$(0.013) (14.26 X) = 0.186 X \text{ Kg.}$$

b.- Agua que entra con la caliza: 0.12 Kg.

c.- Agua que entra con el cok:

$$\left(\frac{0.30}{100}\right) (X) = 0.003 X \text{ Kg.}$$

Agua total que entra al horno y luego sale como vapor de agua en los gases:

$$0.186 X + 0.12 + 0.003X = 0.12 + 0.189 X \text{ Kg.}$$

Reacciones:



$$\begin{aligned} \Delta H_{291} &= - 151,700 - 94,400 - (-289,000) \\ &= + 42,900 \text{ Kg. cal/mol Kg.} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \Delta H_{291} &= - 145,600 - 94,400 - (-267,500) \\ &= + 27,500 \text{ Kg. cal/mol Kg.} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \Delta H_{291} &= - 94,400 - (-2,600) \\ &= - 97,000 \text{ Kgc cal/mol Kg.} \end{aligned}$$

Calores específicos medios a presión constante C_{pm}.

C_{pm} para CaO entre 20 y 80°C = 0.19 cal/gr. °C.

C_{pm} para MgO " " " = 0.23 "

C_{pm} " CO₂ " 20 y 100°C = 9.27 Kg cal/mol. Kg.°C

C_{pm} " N₂ " " " = 7.00 "

C_{pm} " O₂ " " " = 7.00 "

Cpm de las impurezas en la cal, se ha estimado en $0.20 \text{ cal/gr.}^\circ\text{C}$
 (Tomados de Hougén y Watson) (34).

Balance de calor.

Temperatura base: 20°C .

Entrada.-

1.- Reactantes	- - - - -				0
2.- Reacción I	-----	(-42,900)	$(\frac{99.19}{100})$	- - - - -	42,500
3.- Reacción II	-----	(-27,500)	$(\frac{0.25}{84.3})$	- - - - -	81.5
4.- Reacción III	-----	$(\frac{-97,000}{12})$	$(\frac{95.71}{100})$ X	- - - - -	+ 7,730 X

Salida.-

1.- CaO	-----	(55.57)	(0.19)	(80 - 20)	- - - - -	634
2.- MgO	-----	(0.12)	(0.23)	(80 - 20)	- - - - -	1.6
3.- CO ₂	-----	$(\frac{43.75}{24} + \frac{0.9571}{12} X)$	(9.27)	(100-20)	- - - - -	738 + 59 X
4.- N ₂	-----	$(\frac{10.95}{28} X)$	(7)	(100 - 20)	- - - - -	219 X
5.- O ₂	-----	$(\frac{0.765}{32} X)$	(7)	(100 - 20)	- - - - -	13,4 X
6.- H ₂ O	-----	$(0.12 + 0.189 X)$	(1)	(100 - 20)	+ 538	-
						74.2 + 116.5 X
7.- Impurezas en la cal	-----	$(0.56 + 0.0399 X)$	(0.20)	(80 - 20)	-	6.72 + 0.48 X.
8.- Radiación y convección.	-----					10 % del calor requerido.

Calor requerido:

$$42,500 + 81.5 + 634 + 1.6 + (738 + 59 X) + 219 X + 13,4 X +$$

$$+ (74.2 + 116.5 X) + (6.72 + 0.48 X) = 44,036 + 408 X$$

$$10 \% = 4,403.6 + 40.8 X.$$

Balance:

$$- 42,500 - 81.5 + 7,730 X - 634 + 1.6 + (738 + 59 X) + 219 X +$$

$$+ 13.4 X + (74.2 + 116.5 X) + (6.72 + 0.48 X) +$$

$$+ (4,403.6 + 40.8 X)$$

$$7,280.8 X = 48,439.6$$

$$X = 7 \text{ aproximadamente.}$$

O sea que se requiere 7 kg. de cok por cada 100 kg. de caliza. Esto nos daría una relación de cok a caliza de 7/100 = 1/14 aproximadamente. Hemos visto que en un horno eficiente se puede alcanzar la relación 1/16. Luego, podremos utilizar la proporción encontrada para nuestros cálculos.

Utilizaremos 7 Kg. de cok por cada 100 Kg. de caliza.

Balance de materia.

Base: Producción en 24 horas = 15 Ton. de cal.

1.- Caliza: $\left(\frac{100}{56.13}\right) (15) = 26.75 \text{ ton.}$

2.- Cok: $\left(\frac{7}{100}\right) (26.75) = 1.875 \text{ Ton.}$

3.- Aire: $\frac{(1.875)(0.9571)}{(12)} \times \frac{(100)}{(21)} \times (29) (1.3) = 26.75 \text{ ton.}$

4.- Agua:

a) Agua en la caliza: $\frac{(0.12)}{(100)} (26.75) = 0.032 \text{ ton.}$

b) Agua en el cok: $\frac{(0.30)}{(100)} (1.875) = 0.005 \text{ "}$

c) Agua en el aire: $\frac{(100)}{(0.013)} (26.75) = 0.349 \text{ "}$

Total: $0.032 + 0.005 + 0.348 = 0.385 \text{ Ton.}$

Salida:

1.- CO₂ ---- $\frac{(43.75)}{100} (26.75) - \frac{(1.875 \times 0.9571)}{(12)} (44) = 18.3 \text{ Ton.}$

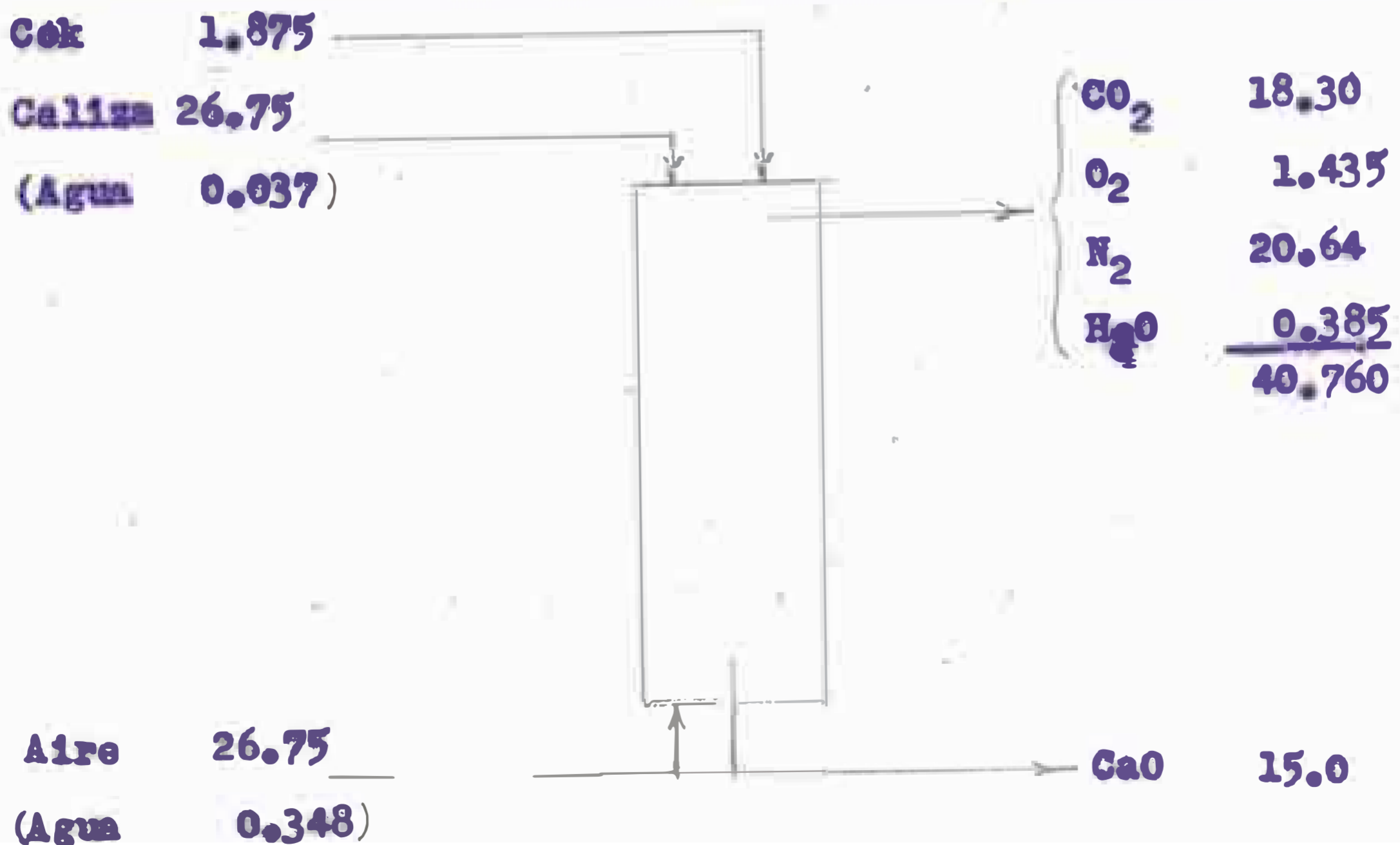
$$2.- O_2 \quad \frac{(1.875) (0.9571)}{(12)} (32) (0.3) = 1.435 \text{ ton.}$$

$$3.- N_2 \quad \frac{(26.75)}{(29)} \frac{(79)}{(100)} 28.2 = 20.64 \text{ ton.}$$

$$4.- H_2O \quad 0.385 \text{ ton.}$$

$$5.- CaO \quad \frac{(56.25)}{(100)} (26.75) = 15 \text{ ton.}$$

Entrada		Salida	
1.- Caliza	26.75	1.- CO ₂	18.30
2.- Cok	1.875	2.- O ₂	1.435
3.- Aire	26.75	3.- N ₂	20.64
4.- Agua	0.385	4.- H ₂ O	20.64
	<u>55.760</u>	5.- CaO	<u>15.0</u>
			55.760



Composición de los gases.-

$$\text{CO}_2 = \frac{36,600}{44 \cdot 44} = 834 \text{ mol} = \text{lb.}$$

$$\text{O}_2 = \frac{2,870}{32} = 90 \quad "$$

$$\text{N}_2 = \frac{41,280}{28} = 1,476 \quad "$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{770}{18} = 42 \quad "$$

$$\text{Mol} - \text{lb} \text{ totales} = 2,442$$

$$\% \text{ CO}_2 = \frac{834}{2,442} \times 100 = 34.25$$

$$\% \text{ O}_2 = \frac{90}{2,442} \times 100 = 3.7$$

$$\% \text{ N}_2 = \frac{1,476}{2,442} \times 100 = 60.3$$

$$\% \text{ H}_2\text{O} = \frac{42}{2,442} \times 100 = 1.75$$

Volumen de los gases.-

El volumen de gases que saldrá del horno, por hora, será:

$$V = \frac{2,442}{24} (359) \frac{373}{273} \times \frac{33.9}{34.02} = 49,800 \text{ pies cúbicos.}$$

$$\text{y por segundo } 49,800/3,600 = \underline{13.8 \text{ p.c.}}$$

Densidad a 100°C.-

$$d = \frac{40.76 \times 2,000}{49,800 \times 24} = 0.068 \text{ lb/p.c.}$$

B.- Tubería de salida.-

Cálculo de la Sección:

En sistemas de ventilación mediante exhaustores se emplean ve

locidades en las tuberías que varían entre 1,000 y 1,800 pies/minuto (44). Tomaremos la mayor de estas velocidades con el objeto de reducir la deposición de polvos en la tubería.

La sección, en pies cuadrados, para esta velocidad será:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{828}{1,800} = 0.46$$

o sea $0.46 \times 144 = 66.2$ pulgadas cuadradas.

Para esta área se necesitaría un diámetro interior de 9.18 / pulgadas.

Si utilizamos el gráfico de Perry (P. 817) (50), para hallar / el diámetro más conveniente, desde el punto de vista económico, tendríamos:

Peso de gas que pasa por la tubería:

$$55.760 - 15.0 = 40.76 \text{ ton/24 hr.}$$

$$40.76 \times 2,000 = 81,520 \text{ lb/24 hr.} = 3,400 \text{ lb/hr.}$$

$$p = 0.068 \text{ Lb/p.o.}$$

Con estos dos valores, hallamos en el gráfico que el diámetro / más económico es $D_i = 9$ pulgadas. Por lo tanto, el valor hallado antes, es muy apropiado.

Como la tubería no debe resistir grandes presiones internas, podemos fijarle un espesor que sea conveniente para resistir simplemente los esfuerzos mecánicos y condiciones de trabajo. Para llenar todas estas condiciones en la forma más aproximada a las características de las tuberías disponibles, hemos escogido un tubo de 10 pulgadas de diámetro, N° 20, de acero.

C.- Cámara de polvos.-

Para establecer las dimensiones de la cámara, utilizaremos la relación dada en Perry (50):

$$LA\mu = HQ$$

donde:

u - velocidad de caída de la partícula más pequeña a precipitarse; pies por segundo.

A - Sección transversal de la cámara; pies cuadrados.

L - Longitud de la cámara; pies.

Q - Gasto, pies cúbicos por segundo.

Para hallar el valor de μ , aplicamos la fórmula simplificada:

$$u = \frac{D^2 \rho_s}{104} \text{ pies por seg.}$$

D, diámetro de la partícula más pequeña a precipitarse; micras.

ρ_s , peso específico de la partícula.

En las cámaras precipitaremos las partículas de mayor tamaño a las 100 micras. Luego $D = 100$.

Para ρ_s tomaremos el valor 2.0 para asegurar la precipitación de las partículas más livianas.

$$u = \frac{(100)^2 (2)}{104} = 2 \text{ pies/seg.}$$

En la práctica esta velocidad es por lo general un 50 ó 60 % menor debido a remolinos y a la no uniformidad de las partículas. Haremos $u = 2 \times 0.4 = 0.8$ pies/seg. Para hallar A, supondremos una velocidad del gas de 2 pies por segundo:

$$A = \frac{13.8}{2} = 6.9 \text{ digamos } 7 \text{ pies cuadrados.}$$

Como es preferible que la relación entre la altura y el ancho de

la cámara sea reducido, le daremos una altura de 2 pies y un ancho de 3.5 pies.

Luego la longitud necesaria sería:

$$L = \frac{Hq}{Lu} = \frac{(2)}{(7)} \frac{(13.8)}{(0.8)} = 5 \text{ pies}$$

En el fondo de la cámara va una tolva en forma de pirámide, cuyas paredes tendrían una inclinación de 60° sobre dicho fondo. Esta tolva serviría para suministrar espacio suficiente para el almacenaje provisorio del polvo depositado. Esta tolva tendría una descarga en su vértice inferior, provista de un mecanismo apropiado que permite retirar el polvo cuando éste se ha acumulado en cantidad apreciable.

La cámara y la tolva anexa pueden ser constituidos mediante un armazón de ángulos L de acero, forrado exteriormente con planchas de palastro, delgadas, o de zinc. Todas las juntas y uniones deben estar perfectamente selladas para evitar escapes de gas. Con tal fin puede utilizarse empaquetadura de arbesto.

Un diagrama de la cámara, se muestra en la fig. 9.

D.- Torres de Lavado.

Se carece de datos sobre la "performance" de estos aparatos/ que permitan su diseño. Por tal razón, tomaremos las dimensiones refiriéndonos a las de las torres utilizadas en instalaciones existentes y escogiendo entre ellas, las que más se acomoden a / nuestras necesidades. En ciertas instalaciones se utiliza una / sola torre de 6 pies de diámetro y 20 de altura; en otras, existen 2 torres en serie cada una de 5 pies de diámetro y 8 de altura.

En fábricas de gran producción utilizan este último sistema/ y tienen torres de mayor tamaño: 7 pies de diámetro y 25 de altura.

Preferimos, para nuestro caso, utilizar dos torres en serie, pues son más fáciles de operar y permiten una mayor flexibilidad para el trabajo, pues, si fuera necesario, se puede modificar fácilmente el sistema de lavado.

Las dimensiones principales de estas torres serían:

Altura total: 12 pies,

Diámetro exterior: 5 pies,

Altura del relleno: 8 pies,

Diámetro del relleno: 4.5 pies,

Revestimiento de concreto: 3 pulgadas,

Altura del espacio libre en el tope y en el fondo: 2 pies,

Material: planchas de acero de 1/4".

Caída de presión en las torres.-

Aplicamos la fórmula que aparece en Sherwood (59), p. 138.

$$\Delta P = \frac{2 f' A_w A_p A_L \rho u_o^2 h}{g d_p}$$

ΔP = caída de presión en la altura h .

u_o = velocidad lineal del gas, basada en la sección transversal total de la torre.

ρ = densidad del gas.

A_w = factor por efecto de las paredes,

A_p = factor de conexión para rellenos huecos,

g = aceleración de la gravedad

d_p = diámetro nominal de la partícula de relleno.

A_L = conexión por el humedecimiento del relleno por el solvente circulado; igual a la unidad para relleno seco.

f' = factor de fricción.

$$u_o = \frac{13.8}{15.9} = 0.87$$

La viscosidad la hemos estimado en 0.019 centipoises.

Para hallar f' calculamos el valor de:

$$\frac{d_p \rho u_o}{\mu} = \frac{(2) (0.068) (0.87)}{(12) (0.019) (0.672 \times 10^8)} = 768$$

De la curva obtenemos $f' = 15$

$$A_w = 0.84$$

$$A_p = 1.00$$

$A_L = 1.12$ (para cuarzo) Dato de Zeisberg en Sherwood, para 660 lb/hr. x pie cuadrado. de flujo. En nuestro caso el flujo es:

$$\frac{(20) (60)}{(7.48) (15.9)} (62.4) = 630.$$

Para un dato más preciso habría que calcular A_L como:

$$F_c = 1 + \frac{0.47}{2} \times \frac{630}{660} = 1.22$$

Luego $F_c (A_L) = 1.22$

$$\Delta P = \frac{(2) (15) (0.84) (1.22) (0.068) (0.87)^2 (.8)}{(32.2) \left(\frac{2}{12}\right)} = 2.35 \text{ lb/} \\ \text{pie}^2.$$

$$2.35 \times \frac{12}{62.4} = 0.45 \text{ pulgadas de agua.}$$

Considerando las pérdidas en la entrada y salida, la caída / no debe ser mayor de 3/4 de pulgada, y por lo tanto, podemos estimar la caída total en las dos torres, en 1.5 pulgadas de agua.

CO₂ disuelto en el agua.

Cierta cantidad de CO₂ se disolverá en el agua. Sin embargo no será muy elevada porque, como se indicó, la temperatura del agua se mantiene en las condiciones más favorables. Además, la presión está cerca de la atmosférica lo que no favorece la absorción en forma apreciable. En todo caso, como se ha estimado un 34 % / de CO₂ en el gas, porcentaje que puede ser superado fácilmente en la práctica, tendremos la seguridad que el gas puede llegar a la torre de absorción con un contenido de CO₂ muy próximo o superior al indicado.

Al hacer los cálculos finales, será necesario estimar este CO₂ absorbido, basándose en pruebas efectuadas en condiciones semejantes.

Números de huecos en la regadera.

Utilizaremos la relación dada por Perry (51).

$$N = \left(\frac{D}{d}\right)^2 = \left(\frac{54}{6}\right)^2 = 81$$

Colocaremos 8 tubos en disposición radial con 10 perforaciones equidistantes en cada uno.

Balace de materia.

Con el objeto de ver la variación en la composición de los gases a la salida de las torres de lavado, y conocer así el porcentaje de CO_2 que llega a la absorción, hacemos el siguiente balance:

Suponiendo que el gas sale saturado con agua, tenemos:

Presión del vapor de agua a 45°C = 72 mm. Hg (aprox.) (Perry)

§ Presión del vapor de agua

$$\frac{72}{760} \times 100 = 9.5\% = \% \text{ molar.}$$

Sobre 100 moles de gas a la salida, se tendrá entonces 9.5 moles de agua (vapor) y 90.5 moles de gases.

$$\text{CO}_2 = \frac{34.25}{98.25} \times 90.5 = 31.5 \text{ moles.}$$

$$\text{O}_2 = \frac{3.7}{98.25} \times 90.5 = 3.4 \quad "$$

$$\text{N}_2 = \frac{60.3}{98.25} \times 90.5 = 55.6 \quad "$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{9.5}{100.0} \quad "$$

E.- Torres de Absorción.-

Como ya se ha determinado anteriormente, el horno de cal producirá 18.30 toneladas de anhídrido carbónico por día. Este constituye, aproximadamente, el 45 % del peso de los gases provenientes del horno o 34.25 % de su volumen.

La cantidad de anhídrido carbónico que se va absorber en las torres es de 10 toneladas en 24 horas. Como el horno de cal produce 18.30 toneladas en igual lapso de tiempo, el porcentaje de recuperación que efectuamos en las torres es de 54.8. Por lo tanto se dispondrá de un exceso de anhídrido carbónico.

Bajo estas condiciones, nosotros podemos escoger entre tratar la mayor cantidad de gas en un equipo pequeño o una menor cantidad de gas en un equipo de mayor tamaño. Probablemente, bajo las condiciones escogidas, debe resultar más conveniente aplicar alguna disposición intermedia entre estos dos extremos.

Así, podemos diseñar una torre de absorción para tratar 22.2 toneladas del gas del horno por día y extraer prácticamente todo el anhídrido carbónico, o podemos diseñar una torre de absorción más pequeña para remover sólo el 54.8 % del anhídrido carbónico y tratar, para tal fin, 40.76 toneladas de gas por día.

El factor que decide en la selección es el costo, manutención y depreciación de la capacidad adicional de torre, contra el costo, que significa manipular una mayor cantidad de gas.

En nuestro caso, como se deberá instalar un ventilador para el tiro forzado del horno y, además, conviene reducir en lo posible la inversión de capital en el equipo de recuperación, creo / más apropiado tratar el total del gas producido por el horno en y

na torre de absorción del tamaño más reducido.

También hay que señalar que cuanto más rico en anhídrido carbónico es el gas, menor es la cantidad que debe circularse para la purificación de la misma cantidad final de anhídrido carbónico.

La figura 6, a la cual nos hemos referido anteriormente, nos muestra que con 47 % de anhídrido carbónico en el gas de salida de los hornos de cal, debemos tratar 30.5 libras de gas por minuto para recuperar 10 toneladas de anhídrido carbónico por día reenviando o recuperando todo el anhídrido carbónico contenido en el gas del horno. Cuando el gas contiene 33 % de anhídrido carbónico en peso, es necesario utilizar 43.5 libras de gas por minuto para obtener los mismos resultados de antes. Luego, en estas condiciones, el menor contenido de anhídrido carbónico en el gas del horno necesario mover un 43.3 % más de gas que cuando se trabaja con el gas de mayor contenido de anhídrido carbónico del horno.

En forma similar, podemos diseñar un equipo de purificación más pequeño y recuperar solamente el 80 % del anhídrido carbónico en el gas del horno. Si este gas tuviera 41 % de anhídrido carbónico en peso, se obtendría los mismos resultados que nos daría el equipo de mayor tamaño trabajando con 33 % de anhídrido carbónico en el gas que sale del horno. Por lo tanto, se puede apreciar en esta forma la importancia que tiene la calidad del gas.

Condiciones de entrada y salida del gas.-

La recuperación será de 10 toneladas diarias, lo que representa un porcentaje de:

$$\frac{10}{18.3} \times 100 = 54.8 \% \text{ del } \text{CO}_2 \text{ contenido en los gases.}$$

Por lo tanto se absorberá sobre 100 moles de gas.

$$31.5 \times 0.548 = 17.3 \text{ moles de } \text{CO}_2.$$

$$\text{CO}_2 \text{ residual: } 31.5 - 17.3 = 14.2 \text{ moles.}$$

Considerando que el gas saldrá saturado con agua se tiene:

Presión del vapor de agua a $49^\circ\text{C} = 88 \text{ mm. (Aprox.)}$.

$$\% \text{ presión} = \frac{88}{760} \times 100 = 11.55 \% = \% \text{ molar.}$$

Sobre 100 moles de gas que sale habrá entonces:

$$\text{H}_2\text{O (v)} = 11.55 \text{ moles}$$

$$\text{CO}_2 = \frac{14.2}{73.2} \times 88.45 = 17.30$$

$$\text{O}_2 \text{ y } \text{N}_2 = \frac{59}{73.2} \times 88.45 = \frac{71.15}{100.00}$$

$$\% \text{ de } \text{CO}_2 \text{ en los gases de salida} = 17.30$$

Como vemos, el porcentaje de CO_2 en la salida es muy alto, por razón de que en nuestra planta recuperamos apenas algo más de la mitad del CO_2 producido.

Cantidad de CO_2 a absorberse.

$$\frac{10}{24} \times 2,000 = 835 \text{ libras por hora.}$$

La torre de absorción será diseñada para esta capacidad, lo mismo que los aparatos restantes, soluciones, etc.

Cantidad mínima de lejía para absorber el CO_2 .

La lejía que entra a la torre de absorción viene del disociador y contiene sólo de 60 a 70 % como carbonato; el resto es bicarbonato.

La reacción que se efectúa en la torre es:



De aquí vemos que para absorber 1 mol de CO_2 se necesita 1 mol de Na_2CO_3 , o sea 106 lb. de carbonato por 44 lb. de CO_2 . Luego necesitamos:

$$835 \times \frac{106}{44} = 2,010 \text{ lb. de } \text{Na}_2\text{CO}_3$$

La solución que emplearemos será 2.0% respecto al sodio y tendrá/ por lo tanto:

$$23 \times 2 \times 3.785 \times \frac{1}{4.54} \times \frac{106}{46} = 0.885 \text{ lb. de } \text{Na}_2\text{CO}_3/\text{gal.}$$

solu.

y necesitamos entonces:

$$\frac{2,010}{0.885} = 2,280 \text{ gal. de lejía.}$$

En el proceso "standard", solamente de un 50 a 60 % del carbonato pasa a bicarbonato. Suponiendo una conversión del 50 % (caso más desfavorable), para absorber la cantidad indicada de CO_2 necesitamos:

$$\frac{2,280}{0.5} = 4,560 \text{ gal. de lejía.}$$

Como la lejía que entra a las torres de absorción viene como se ha dicho, con solamente 60 % de carbonato, la cantidad final de lejía que debemos emplear será:

$$\frac{4,560}{0.6} = \underline{7,600 \text{ gal. de lejía por hora.}}$$

El peso específico aproximado de esta lejía es 1.107 a 120°F. y / por lo tanto su peso podemos estimarlo en:

$$\frac{7,600}{7.48} \times 62.4 \times 1.107 = \underline{70,500 \text{ lb. de lejía por hora.}}$$

Volumen de los gases que entran a las torres.

mol = lb producidas en el horno en 24 horas = 2,442.

El gas seco, (sin agua), es 2,400 mol = lb/24 horas, o sea 100 / mol = lbs/hr.

El contenido de agua, a la entrada del absorbedor es:

$$\frac{9.5}{90.5} = 0.105 \text{ moles de agua/mol gas seco.}$$

Moles de agua = 0.105 x 100 = 10.5.

Moles de gas, totales = 100 + 10.5 = 110.5.

El volumen que emplearán estas moles a 120°F y 760 mm. será:

$$V = 110.5 \times 359 \times \frac{580}{492} = \underline{47,000 \text{ paces/hr.}}$$

Diámetro de la torre.

Para poder utilizar el dato de K_{La} que hallamos en la literatura, no conviene utilizar un flujo de lejía mayor a las 800 libras por hora y por pie cuadrado de torre. Según esto, el área / deberá ser:

$$\frac{70,500}{800} = 88 \text{ pies cuadrados.}$$

Tal sección requeriría un diámetro de 10.5 pies. Si tomáramos una torre con tal diámetro, su altura resultaría relativamente pequeña y no se tendría la relación de diámetro a altura menor de 1/5 que es lo aconsejable. En el mejor de los casos, tal solución nos conduciría a la necesidad de colocar platos con sistema de distribución para el líquido, a determinado intervalo, para impedir que la solución forme canales en su recorrido a través del relleno, que es lo que sucede cuando el diámetro de la torre

no está en la debida proporción con la altura.

Por tal razón, vamos a adoptar el siguiente sistema:

Dos torres de 7.5 pies de diámetro interior conectadas a las líneas de gas y de lejía en paralelo, es decir, el flujo de lejía se dividirá en dos ramales, uno para cada torre; lo mismo con el gas. Tendremos, por lo tanto, dos torres que trabajarán independientemente, absorbiéndose en cada una de ellas la mitad del anhídrido carbónico total a recuperarse.

Con el diámetro indicado tendremos un área transversal, para cada torre, de 44.2 pies cuadrados.

Determinación de la velocidad límite del gas para el flujo de lejía indicado.- (Flooding Point).

Utilizaremos el gráfico de Sherwood, (59) p. 149.

Para hallar el valor de $\frac{u_0^2 S}{F^3}$ calculamos $\frac{u_0}{L_0}$ en

donde u_0 = velocidad superficial del gas.

S = superficie del relleno por pie cúbico de torre,

F = fracción de espacio libre en el relleno.

L_0 = velocidad superficial del líquido.

$$\frac{u_0}{L_0} = \frac{47,000 \times 7.48 \times 2}{2 \times 7,600} = 46.3$$
$$\frac{u_0^2 S}{F^3} = 800$$

Para relleno de cok de 3 pulgadas, S = 12; F = 0.5

$$u_0^2 = \frac{(800) \times (0.5)^3}{12} = 8.35$$

$$u_0 = 2.88.$$

Para seguridad, en la práctica se toma sólo un 50 % de este valor y tendríamos entonces:

$$(2.88) (0.5) = 1.44 \text{ pies por segundo.}$$

En nuestro caso:

$$\frac{47,000}{2 \times 3,600 \times 44.2} = 0.148 \text{ pies por segundo.}$$

Por lo tanto, podemos trabajar con plena seguridad con los flujos de gas y lejía indicados.

Cálculo de la altura de la torre.

Base: 1 pie cuadrado de sección transversal.

Equivalente de CO_2 del sodio en el licor alimentado a la torre:

$$\frac{3,800 \times 0.885}{44.2} \times \frac{1}{106} = 0.715 \text{ lb - mol/hora.}$$

Porcentaje de conversión a bicarbonato en la torre:

$$0.6 \times 0.5 = 0.3 \text{ (30 \%)}$$

$$\frac{\text{Lb. - mol } \text{CO}_2 \text{ absorbido}}{0.715} = 0.3$$

$$\text{lb - mol } \text{CO}_2 \text{ absorbido} = 0.715 \times 0.3 = 0.215$$

Conversión a bicarbonato a la salida de la lejía (fondo de la torre):

$$40 + 30 = 70 \%$$

Razón de gas inerte:

$$\frac{1,566}{2 \times 24 \times 44.2} = 0.74 \text{ lb - mol/hora.}$$

Un balance de materia a través de toda la torre nos dará:

$$0.74 (Y_1 - Y_0) = 0.715 (f_1 - f_0)$$

Y_1 = moles de CO_2 por mol de gas inerte, entrada

Y_0 = " " " " " " " " salida.

f_0 = fracción de bicarbonato a la entrada,

f_1 = " " " " " salida.

$$f_1 = 0.7; \quad f_0 = 0.4; \quad Y_1 = \frac{31.5}{59.5} = 0.53$$

$$0.74 (0.53 - Y_0) = 0.715 (0.7 - 0.4)$$

de aquí resulta $Y_0 = 0.245$.

Con estos dos puntos, (f_0, Y_0) y (f_1, Y_1) , tenemos determinada la línea de operación (fig. 17).

La curva de equilibrio podemos determinarla, para el sistema/
 $\text{CO}_2 - \text{Na}_2\text{CO}_3 - \text{NaHCO}_3$, utilizando la ecuación de Harte, Baker y Purcell (Sherwood (59) p. 209):

$$p\text{CO}_2 = \frac{137 f^2 N^{1.29}}{S (1 - f) (365 - t)}$$

t = temperatura en °F

N = normalidad del sodio en la solución

$p\text{CO}_2$ = presión parcial del CO_2 , mm de Hg.

f = fracción de la base total presente como bicarbonato.

S = solubilidad del CO_2 en agua bajo una presión de 1 atm. de CO_2 , g - mol CO_2 /l.

Se ha probado que esta ecuación es aplicable entre temperaturas / de 65 a 150°F y para normalidades entre 0.5 y 2.0.

En nuestro caso, $t = 120^\circ\text{F}$

$$N = 2$$

El valor de S lo hallamos construyendo una curva con los datos de solubilidad de CO_2 en agua (Sherwood, p. 208) e interpolando para $t = 120^\circ\text{F}$. (fig. 16).

Obtenemos $S = 0.0198$.

Dando ahora diferentes valores a "f" en la ecuación, se obtiene los resultados que van en la tabla siguiente.

f	p_{CO_2} , mm. Hg.	$y' = \frac{p_{CO_2}}{760} - p_{CO_2}$
0.30	8.8	.0117
0.35	12.9	.0173
0.40	18.2	.0245
0.45	25.2	.0343
0.50	34.2	.0472
0.55	46.0	.0643
0.60	61.5	.0880
0.65	82.5	.1215
0.70	111.7	.1725
0.75	153.8	.2540
0.775	182.5	.3170
0.8	218.8	.4050
0.82	255.4	.5070
0.83	277.0	.5730
0.84	301.5	.6580
0.845	315.0	.7100
0.85	330.1	.7680

Con estos datos se construye la curva de equilibrio. (fig.17).

De la definición de K''_{La} se tiene:

$$0.715 df = K''_{La} (2) (f_0 - f) dh$$

De aquí:

$$h = \frac{0.715}{2 K''_{La}} \int_{0.4}^{0.7} \frac{df}{f_0 - f}$$

El valor de K''_{La} lo determinamos por la ecuación empírica de Byrne y Carlson (Sherwood, p. 184)

$$K''_{La} = 0.000074 t + 0.0000048 L - 0.0055$$

$$t = \text{°F}$$

$$L = \text{razón de flujo de lejía, lb/hora x pie cuadrado.}$$

Los valores de K''_{La} pueden ser determinados mediante esta ecuación siempre que la temperatura esté entre los 84 y 138°F y el flujo de lejía entre 110 y 760 lb. por hora y por pie cuadrado.

Con las dimensiones dadas a las torres, tendremos un flujo de lejía de 800 lb. por hora y por pie cuadrado. Consideramos que este pequeño exceso no alterará apreciablemente la validez de la ecuación.

Tendríamos:

$$\begin{aligned} K''_{La} &= (0.000074) (120) + (0.0000048) (800) - 0.0055 \\ &= 0.00722 \end{aligned}$$

El valor de la integral lo obtendremos gráficamente, (fig.18), colocando en el eje de abscisas los diferentes valores de "f" y en el de coordenadas los correspondientes de $1/(f_0 - f)$, los que han sido determinados utilizando la curva de equilibrio y la línea de operación.

Las cifras halladas son las siguientes:

r	r_0	$r_0 - r$	$\frac{1}{r_0} - r$
0.400	0.745	0.345	2.898
0.450	0.766	0.316	3.164
0.500	0.782	0.282	3.546
0.550	0.795	0.245	4.082
0.600	0.806	0.206	4.854
0.630	0.812	0.182	5.495
0.650	0.816	0.166	6.029
0.680	0.820	0.140	7.143
0.700	0.824	0.124	8.065

Hallamos de este modo para el área, el valor 37.060 que convirtiéndolo a las unidades correspondientes, según escala, nos representa:

$$\frac{37,060 \times 0,05}{2,500} = 0,741$$

Reemplazando los valores hallados:

$$h = \frac{0,215}{2 \times 0,00722} (0,741)$$

$$h = 36,8, \text{ digamos } \underline{37 \text{ pies.}}$$

Daremos, para tener un pequeño margen inicial de seguridad, una altura de 40 pies de relleno de cok.

Caída de presión en las torres.

Para calcular la caída de presión, a través del relleno, utilizamos la ecuación aplicada anteriormente para las torres de lavado.

$$u_0 = \frac{47,000}{2 \times 3,600 \times 44.2} = 0.148 \text{ pies/seg.}$$

$$\rho = \frac{\text{Peso del gas}}{\text{volumen del gas a } 120^\circ\text{F}} = \frac{40.375 \times 2,000 + 10.5 \times 18}{47,000 \times 24}$$

$$= 0.0718 \text{ lb/pie cúbicos}$$

$$\mu = 0.021 \text{ (estimado)}$$

$$\frac{\Delta p}{u} = \frac{(3) (0.0718) (0.148)}{(12) (0.021 \times 0.672 \times 10^{-3})} = 190$$

Del gráfico hallamos $f' = 18$

$$A_w = 0.89$$

$$A_L = 1.23$$

$$A_p = 1.00$$

$$\Delta p = \frac{(2) (18) (0.89) (1.23) (0.0718) (0.148)^2 (40) (12)}{(32.2) (3)}$$

$$\Delta P = 0.31 \text{ lb/pie cuadrado.}$$

$$= 0.31 \times \frac{12}{62.4} = 0.06 \text{ pulgadas de } H_2O.$$

Como vemos, la caída de presión resulta muy baja porque la velocidad del gas empleada es también bastante reducida, ya que en la práctica, por lo general, se utiliza una velocidad de 1 pie/pulgada. Consideramos para cada torre 0.5 pulgadas de agua de caída de presión, teniendo en cuenta las pérdidas a la entrada y salida.

Distribuidor de lejía.

El número de perforaciones debe ser:

$$\left(\frac{D}{6}\right)^2 = \left(\frac{90}{6}\right)^2 = 225$$

Podemos construirlo con 12 tubos a 30° de separación con 20 / perforaciones en cada uno.

Detalles Principales para la Construcción.-

Secciones.-

Las secciones se harán con un diámetro interior de 7.5 pies y 10 de altura, doblando planchas de acero estructural de 3/8" de espesor. Como las paredes de las torres no deberán resistir presiones interiores de consideración, podemos hacer la soldadura vertical simple en "V", que puede ser aplicada con seguridad para espesores de plancha hasta de 5/8".

Cada sección llevará soldadas en sus extremos dos bridas con perforaciones para 12 pernos que servirán para unir las unas con otras.

Las secciones que van en la parte superior e inferior de la torre tendrán una altura de 3 pies.

Las tapas de las torres serán dos planchas de 1/4" que irán unidas por pernos. Tendrán cada una una perforación central para la entrada de un tubo de 3" de diámetro nominal, y otra para colocar un corto tubo que llevará la válvula de registro.

Las secciones inferiores tendrán orificios para los tubos de gas y de lejía.

Todas las uniones llevarán empaquetaduras de asbesto.

Parrillas de sostenimiento.

Las parrillas de sostenimiento se colocarán a la altura de la unión de las secciones, de modo que tengan una separación de 10 pies. Para apoyarlas se colocarán seis soportes para cada parrilla, soldados directamente a las paredes de la torre.

Las parrillas pueden estar constituidas por planchas de acero de $1/4"$, con ángulos de refuerzo, con un diámetro $1"$ menos que el de la torre. Las perforaciones que se harán en la plancha deben tener un área por lo menos igual al área libre del cok. Esta se ha estimado en un 15 %. Tomaremos para seguridad el 20 % e sea:

$$\begin{aligned} \text{área libre en cada parrilla} &= 44.2 \times 0.2 \times 144 \\ &= 1,270 \text{ pulg.}^2 \end{aligned}$$

Colocando orificios de $2 \frac{1}{2}"$ de diámetro, se necesitaría:

$$\frac{1,270}{4.91} = 260 \text{ orificios}$$

Estas perforaciones se deben repartir sobre toda la superficie del plato en forma de obtener la mejor distribución del líquido. El peso que deberá soportar cada parrilla será:

Volumen del cok, (suponiendo un 50 % de vacíos)

$$44.2 \times 10 \times 0.5 = 221 \text{ pies cúbicos.}$$

$$\text{Peso} = 221 \times 0.75 \times 62.4 = 10,400 \text{ lb.}$$

El cok puede absorber hasta 50 % de su peso de agua. Tenemos entonces, para el cok húmedo:

$$10,400 \times 1.5 = 15,600 \text{ lb.}$$

Peso de la torre vacía.

Peso de cada sección de 10 pies:

$$(7.5) (\pi) (3/8) (1/12) (10) (485) = 3,580 \text{ lb.}$$

Por las 4 secciones se tendrá :	14,300
Peso de las secciones de 3 pies:	
$14,300 \times \frac{6}{40} =$	2,150
Peso de las 4 parrillas y tapa (estimado)	2,000
Accesorios, bridas, plataformas, escaleras, tuberías, plato de base, etc. (estimado)	<u>6,550</u>
	25,000 lb.

El peso máximo de la torre se tendrá: cuando está en operación. Por alguna inadvertencia la torre podría inundarse, en cuyo caso el peso de la solución sería:

$$44.2 \times 46 \times 0.5 \times 62.4 \times 1.1 = 70,000 \text{ lb.}$$

$$\text{Peso del cok mudo} = 15,600 \times 4 = \frac{62,400}{132,400}$$

$$\text{Peso máximo} = 25,000 + 132,400 = 157,400 \text{ lb.}$$

Área del anillo de base:

$$= (7.5) (12) (\pi) (3/8) = 106 \text{ pulg.}^2$$

Esfuerzo máximo a la compresión:

$$\frac{157,400}{106} = 1,480 \text{ lb/pulg.}^2$$

que puede ser soportado perfectamente.

Plato de base.

La torre estará sobre una base de concreto. Considerando una carga de trabajo para este material, de 600 lb/pulg.² como máximo, el área de la plancha de base debiera ser:

$$A = \frac{157,400}{600} = 262 \text{ pulg.}^2 = 1.82 \text{ pies cuadrados.}$$

Como el plato que se requiere para cerrar la parte inferior de la torre tiene un área mucho mayor, no se necesita aumentar sus dimensiones. Para uniformidad, puede tener un espesor de $3/8"$.

Cálculo del cimiento.

Emplearemos una base de concreto compuesta de dos prismas / octogonales. Esta es la mejor solución para fácil construcción y economía. El prisma superior tendrá 3 pies de altura. El diámetro del círculo inscrito al octágono será algo mayor que el diámetro exterior de la brida de la torre, digamos 9 pies. Esta parte de la base puede sobresalir 1 pie sobre el nivel del piso. El prisma inferior puede suponerse de 2 pies de altura con un círculo inscrito al octágono de 16 pies. El área de un octágono es $0.828 d^2$ donde d es el diámetro del círculo inscrito. El área de la parte superior es $0.828 \times 9^2 = 67$ pies cuadrados. Para la parte inferior es $0.828 \times 16^2 = 212$ pies cuadrados. Suponiendo un peso de 150 lb/pie cúbico para el concreto, el peso del cimiento sería:

$$(67 \times 3 + 212 \times 2) 150 = 94,000 \text{ lb.}$$

El volumen de tierra sobre la parte inferior del cimiento / es $(3 - 1) (212 - 67) = 290$. Si suponemos la densidad de la / tierra como 90 lb/pie cúbico, el peso sería:

$$290 \times 90 = 26,100 \text{ lb.}$$

El peso mínimo de la torre es entonces:

$$25,000 + 94,000 + 26,100 = \underline{145,100 \text{ lb.}}$$

La presión total del viento es igual al producto del diámetro—

tro de la torre por la altura y por la presión unitaria del viento. Si suponemos que la presión máxima de éste no pasará de 25 / libras por pie cuadrado, tenemos:

$$7.5 \times 46 \times 25 = 8,450 \text{ lb.}$$

Se considera que esta fuerza se concentra en la parte media de la torre. El momento de esta fuerza, con respecto a la base del cimiento es:

$$8,450 \times \left(\frac{46}{2} + 5 \right) = 235,000 \text{ pies-lb.}$$

La distribución de presión en la base, causada por este momento, está dada por la ecuación:

$$s = \frac{M}{Z}$$

donde s = presión máxima del terreno,

M = momento

Z = módulo de la sección.

$$s = \frac{235,000}{\pi \times \frac{163}{32}} = 585 \text{ lb.p.c.}$$

La presión sobre el terreno por peso muerto es:

$$\frac{145,100}{212} = 685 \text{ lb.p.c.}$$

Dando una presión total de $685 + 585 = 1,270 \text{ lb.p.c.}$ y de $685 - 585 = 100 \text{ lb.p.c.}$ para los lados opuestos del cimiento. Desde que existe una carga positiva en ambos lados, el sistema de fuerzas de la torre es estable.

Además, suponiendo una resistencia del suelo de 1 tonelada / (2,000 lb) por pie cuadrado, (terrenos de aluvión) vemos que estamos dentro de los límites de seguridad, pues su valor actual es:

$$\frac{145,100 + 132,400}{212} = 1,300 \text{ lb.p.e.}$$

$$1,300 + 585 = \underline{1,885 \text{ lb.p.e.}} \text{ (presión máxima)}$$

Balance de materia.- (en las dos torres).

Baso: 1 hora.

Entrada:

1.- Solución:

a) Carbonato	$\frac{2,010}{0.5} \times 0.6$	=	4,020 lb.
b) Bicarbonato	$(6,700 - 4,020) \frac{168}{106}$	=	4,245 "
c) Agua	$70,500 - (4,020 + 4,245)$	=	62,235

2.- CO₂

			<u>1,520</u>
			<u>72,020 lb.</u>

Salida:

1.- Solución:

a) Carbonato	$6,700 \times 0.3$	=	2,010 lb.
b) Bicarbonato	$(6,700 - 2,010) \frac{168}{106}$	=	7,430
c) Agua	$62,235 - 18 \times \frac{2,010}{106}$	=	61,895

2.- CO₂ (por diferencia)

			<u>685</u>
			<u>72,020 lb.</u>

$$\text{CO}_2 \text{ absorbido: } 1,520 - 685 = \underline{835 \text{ lb.}}$$

En el balance no se ha considerado el gas inerte, que permanece / invariable, ni el agua que proviene de la condensación al pasar / los gases a una temperatura menor porque siendo una cantidad pe— queña podemos despreciarla.

F.- Intercambiador de Calor.-

Constantes físicas utilizadas.-

a).- Conductividad térmica.-

Para hallar la conductividad térmica de las lejías, se ha tomado simplemente los valores correspondientes al carbonato, por no disponer de datos referentes a soluciones de carbonato-bi carbonato y ni siquiera para soluciones de bicarbonato. Como un medio práctico de aproximación, hemos creído conveniente calcular la conductividad a diferentes concentraciones, considerando como si se tratara de sólo carbonato, pero tomando en cuenta el aumento en peso del soluto al pasar a bicarbonato.

Como ejemplo, damos el cálculo de K para la lejía fuerte a 144°F (62°C).

Aplicamos la fórmula de International Critical Tables (36) :

$$K = K_w (1 - 10^{-5} \alpha p)$$

K_w = conductividad del agua a la misma temperatura.

p = gramos de soluto por 100 g. de solvente,

α = constante (320 para carbonato de sodio)

hallamos el valor de K_w a 62°C:

$$K_w_{62^\circ\text{C}} = K_w_{20^\circ\text{C}} [1 + \alpha (62 - 20)]$$

$$K_w_{20^\circ\text{C}} = 587, \text{ de donde resulta } K_w_{62^\circ\text{C}} = 672$$

Luego:

$$K = 672 [1 - 10^{-5} (320) (13.2)]$$

$$K = 643 \times 10^{-5} \text{ wath/cm } \times ^\circ\text{C}$$

$$= 0.372 \text{ Btu/Hr } \times \text{pie}^2 \times \text{pie } \times ^\circ\text{F}$$

En igual forma se ha procedido para las demás concentraciones.

b) Densidad.- Igualmente no se ha encontrado datos referentes a / densidades de soluciones de bicarbonato a diferentes concentra- ciones y temperaturas. Utilizando los datos de Int. Crit. Tab. y de Perry, para soluciones de carbonato, hemos conseguido construir diferentes isotermas llevando en un gráfico los valores de la con- centración contra los respectivos pesos específicos. Por interpo- lación, podemos hallar los valores a cualquier temperatura. Tam- bién acá, hemos considerado que el solute es carbonato. (Las cur- vas en la fig. 19).

Lejía fuerte: % concentración = $\frac{9,440}{71,335} \times 100 = 13.2 \%$

Lejía débil = $\frac{8,270}{68,830} \times 100 = 12 \%$

c) Viscosidad.- En Int. Crit. Tab. hemos encontrado los datos si- guientes:

Na_2CO_3			NaHCO_3		
F	η_{18}	η_{25}	F	η_{18}	η_{25}
0.1	1.048	1.048	0.25	1.057	1.057
0.25	1.126	1.130	0.5	1.118	
0.5	1.274	1.285	1.	1.253	
1	1.66				
2	3.04	2.93			

F = moles en 1,000 g. de agua

η = viscosidad referida a la del agua a la misma temperatura.

Sabemos, por la reacción, que por cada mol de carbonato conver- tida en bicarbonato se producen 2 de éste último; luego, una solu-

ción 1.0 M de carbonato dará una solución 2.0 M de bicarbonato. Teniendo ésto en cuenta y observando los valores de la tabla, vemos que la viscosidad para soluciones de carbonato no difiere mucho del valor correspondiente a las de bicarbonato. Basándonos/ en ésto, hemos hallado todos los valores de viscosidad de las lejías como si éstas fueran íntegramente de carbonato, utilizando/ el nomograma de Davis (18).

D) Calor específico.-

También aquí, todos los valores se basan sobre soluciones / de carbonato. Se ha construido una curva de calor específico vs. concentración utilizando los datos de Int. Crit. Tab. Los resultados en la fig. 20.

D I S E Ñ O

La capacidad del intercambiador deberá ser:

$$Q = (7,335) (0.882) (167 - 120) \\ = 2,950,000 \text{ BTU/hr.}$$

Para calcular la temperatura de salida de la lejía débil tenemos:

$$2,950,000 = (68,830) (0.888) (200 - t) \\ t = 151^{\circ}\text{F}$$

Primer diseño.-

El intercambiador será del tipo de tubos encerrados, (shell / and tube). Para reducir la pérdida de presión utilizaremos una velocidad de lejía en el interior de los tubos de 4 pies/seg. La lejía débil pasará por fuera de los tubos para facilitar su enfriamiento. Los tubos serán de acero de 3/4" de diámetro, N° 16-gage BWG.

El número de tubos necesarios será:

$$\frac{7,600}{7,48 \times 3,600} \times \frac{144}{40 \times 0.302} = 4$$

de donde, $= 33.25$

Para su mejor distribución colocaremos 40.

La velocidad de la lejía será ahora:

$$\frac{7,600}{7,48 \times 3,600} \times \frac{144}{40 \times 0.302} = 3.40 \text{ pies/seg.}$$

El líquido hará un sólo pase por los tubos. Si los tubos están co

locados en los vértices de unos cuadrados de 1" de lado, el cilindro exterior puede ser un tubo de 10 pulgadas. Para aumentar la velocidad de la lejía, colocaremos tabiques de segmento con 4" de separación.

El área libre para el paso de la lejía débil sería:

$$\frac{(10 - 8 \times 0.75) \times 3}{144} = 0.0835 \text{ pies}^2$$

y la velocidad de la lejía débil:

$$\frac{7,500}{7,48 \times 0.0835 \times 3,600} = 3.35 \text{ pies/seg}$$

Coefficiente de película, h_p , para la lejía fuerte.

Aplicamos Dittus y Boelter (Badger) (6)

$$h = 0.0225 \frac{k}{D} (Re)^{0.8} (Pr)^{0.4}$$

Las constantes físicas se evalúan a la temperatura media de la lejía ($t_m = 0.5 (120 + 167) = 143^\circ F = 62^\circ C$)

$$k = 0.372 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times \text{pie}^2 \times ^\circ F \times \text{pie}}$$

$$D = \frac{0.620}{12} = 0.0517 \text{ pies}$$

$$= 0.76 \text{ centipoises.}$$

$$c = 0.882 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \times ^\circ F}$$

$$Re = \frac{DG}{\mu} = \frac{(0.0517) (71,335) (144)}{(40) (0.302) (0.76) (2.42)} = 23,800$$

$$Pr = \frac{c\mu}{k} = \frac{(0.882) (2.42) (0.76)}{0.372} = 4.36$$

$$h_p = (0.0225) \frac{0.372}{0.0517} (23,800)^{0.8} (4.36)^{0.4}$$

$$h_f = 925$$

Coefficiente de película, h_D , para la leyfa débil.

$$D_o = \frac{0.75}{12} = 0.0625 \text{ pies}$$
$$= 0.54 \text{ centipoises.}$$

$$Re = \frac{(0.0625) (68,830)}{(0.0835) (0.54) (2.42)} = 39,400$$

Aplicamos la ecuación recomendada por Mc Adams:

$$\frac{h_D D_o}{K_f} = 0.33 \left(\frac{C_D \mu_f}{K_f} \right)^{1/3} \left(\frac{D_o G_{max}}{\mu_f} \right)^{0.6}$$

$$K = 0.380$$

$$C = 0.888$$

$$P = \frac{(0.888) (0.54) (2.42)}{(0.380)} = 3.05$$

$$h_D = (0.33) \frac{0.380}{0.0625} (3.05)^{1/3} (39,400)^{0.6}$$

$$h_D = 1,660$$

Como 1 s tubos están en línea, debemos reducir el valor en 20 % y además, para considerar las pérdidas alrededor de los tabiques, multiplicamos el valor obtenido por 0.6. Tendremos entonces:

$$h_D = 1,660 \times 0.8 \times 0.6 = 800$$

El coeficiente total basado en el área exterior es:

$$U_e = \frac{1}{\frac{1}{h_D} + \frac{D_o L}{D_i K} + \frac{D_o}{D_i h_f}}$$

$$U_e = \frac{1}{\frac{1}{800} + \frac{0.75 \times 0.065}{12 \times 0.685 \times 26.2} + \frac{0.75}{0.62 \times 925}}$$

de donde $U_e = 360$

$$\Delta t_m = \frac{200 + 153}{2} - \frac{167 - 120}{2} = 33^\circ F$$

$$A = \frac{2,950,000}{(360)(33)} = 248 \text{ pies}^2$$

Como se necesita 5,093 pies de tubo de 3/4" para tener 1 pie² de superficie, la longitud total requerida sería:

$$248 \times 5,093 = 1,260 \text{ pies}$$

y la longitud de cada tubo debiera ser:

$$\frac{1,260}{40} = 31.5 \text{ pies.}$$

2° Diseño.-

Como la longitud de tubo que nos ha resultado no es práctica, haremos que la leña fuerte dé cuatro pases en el intercambiador, manteniendo siempre los 40 tubos por pase, de modo que ahora tendremos $40 \times 4 = 160$ tubos. Para disminuir la pérdida de presión, en el lado de la leña débil, aumentaremos la separación de los tabiques a 4". El cilindro exterior debe ser ahora de 18 pulgadas de diámetro. La leña débil hará dos pases a través del cilindro.

Coefficiente para la leña fuerte.-

Como en cada pase se tiene 40 tubos, el coeficiente de película para la leña fuerte, no varía.

Coefficiente para la leña débil.-

Area de flujo.- La fig. 21 es un diagrama de la distribución de los tubos en el intercambiador. De él podemos sacar que los

diversos espacios libres, normales a la dirección del flujo y a uno de los lados del diámetro horizontal son, para cada fila: 7, 7, 8, 6.5, 5, 5 y 2.5 pulgadas. En promedio, tendremos entonces 41/7 pulgadas. De aquí el área mínima para el flujo será:

$$\frac{41 \times 4}{7 \times 144} = 0.1625 \text{ pies}^2.$$

$$V_{máx} = \frac{7,500}{(7.48) (3,600) (0.1625)} = 1.71 \text{ pies/seg.}$$

$$Re = \frac{(0.75) (68,830)}{(12) (0.1625) (0.54) (2.42)} = 20,200$$

$$Pr = 3.05$$

$$h_m = (0.33) \frac{0.380}{0.0625} (3.05)^{1/3} (20,200)^{0.6}$$

$$h_m = 1,115$$

$$h_p = 1,115 \times 0.8 \times 0.6 = 535$$

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{535} + \frac{(0.75) \times (0.065)}{(12) (0.685) (26.2)} + \frac{0.75}{(925) (0.62)} + \frac{1}{2,000}}$$

$$U_o = 257$$

Corrección para Δt_m .-

$$p = \frac{167 - 120}{200 - 120} = 0.59$$

$$R = \frac{200 - 151}{167 - 120} = 1.04$$

Factor de corrección: = 0.9

Luego el valor de Δt_m corregido es:

$$(33) (0.9) = 29.7^\circ F$$

$$A = \frac{2,950,000}{(257)(29.7)} = 385 \text{ pies}^2$$

Longitud total = $385 \times 5,093 = 1,965$ pies

Longitud por tubo = $\frac{1,965}{160} = \underline{12.2}$ pies

El intercambiador llevará entonces 160 tubos de 12 pies de largo. El espesor de los tabiques transversales será de 1/8" q' es el recomendado para cilindros de 10 a 23 pulgadas de diámetro. El espesor de las paredes del cilindro será de 1/4" pues no soportará presiones muy altas y con tal espesor queda un buen margen de seguridad para corrosión, si bien el acero resiste muy bien a las lejías empleadas. Los platos que soportan los tubos/tendrán 7/8" de espesor.

Como ya se ha dicho, los tabiques serán de segmento, dejando un espacio libre de 4 pulgadas desde la cuerda al punto más bajo de la circunferencia del cilindro.

Para permitir el juego de dilatación de los tubos, éstos irán montados sobre una cabecera flotante. El número de éstas q' se debe emplear, está dado por la fórmula empírica de Sieder (61):

$$(T_h - t_c) \left[\frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}} \right]^{2/3} \frac{LW}{N P^{1/3}} = < 1,000,000$$

donde: T_h = temperatura de entrada del fluido caliente, °F

t_c = " " " " " " frío

Δt_{\max} = máxima diferencia de temperaturas entre los fluidos en el cilindro y en los tubos.

Δt_{\min} = mínima diferencia de temperaturas entre los fluidos en el cilindro y en los tubos.

L = longitud de los tubos, pulgadas.

W - menos dimensión de la cabecera flotante.

N - número de cabeceras flotantes.

P - número de pases por cabecera.

Suponiendo 1 cabecera, tendríamos en nuestro caso:

$$T_h = 200 \quad \Delta t_{\max} = 200 - 120 = 80$$

$$t_e = 120 \quad \Delta t_{\min} = 167 - 151 = 16$$

$$L = 12 \times 12 = 144 \quad W = 18$$

$$N = 1$$

$$P = 4$$

Reemplazando estos valores en la fórmula, se tiene:

$$(80) \left[\frac{80}{16} \right]^{2/3} \frac{(144)(18)}{(1)(4)^{1/2}} = 380,000 < 1,000,000$$

Por lo tanto nuestra suposición es satisfactoria.

Pérdida de presión.-

1.- Lado de los tubos.-

a) Fricción en los tubos.-

Velocidad - masa en los tubos:

$$\frac{(71,335)(144)}{(3,600)(40)(0.302)} = 235 \text{ lb/seg. x pie}^2 \text{ secc.transv.}$$

Temperatura de entrada: 120°F (49°C)

Temperatura de salida: 167°F (75°C)

Hallamos el valor de $\frac{DG}{\mu}$ a las temperaturas terminadas:

$$\text{a } 120^\circ\text{F} \dots \frac{DG}{\mu} = \frac{(0.62)(235)}{(12)(1.0)(0.000672)} = 18,000$$

$$\text{a } 167^\circ\text{F} \dots \frac{DG}{\mu} = \frac{(0.62)(235)}{(12)(0.59)(0.000672)} = 30,500$$

Siendo estos valores mayores que 2,100, el flujo es turbulento.

Calculamos el factor de fricción "f" a DG/μ correspondiente a la temperatura $t_f = 0.5 (t_s + t)$.

A la entrada, $t_{f_1} = 0.5 (151 + 120) = 135^\circ F$.

$DG/\mu_{f_1} = 21,800$ y, del gráfico correspondiente, $f_1 = 0.0082$.

A la salida, $t_{f_2} = 0.5 (200 + 167) = 183^\circ F$.

$DG/\mu_{f_2} = 34,500$, y $f_2 = 0.0066$

$f_m = 0.5 (0.0082 + 0.0066) = 0.0074$.

El peso específico de la solución a $120^\circ F$ es 1.112 y a $167^\circ F$ es 1.105. El promedio podemos tomarlo como 1.11, y entonces la densidad promedio será: $62.4 \times 1.11 = 69.5 \text{ lb/pie}^3$.

$v = \frac{235}{69.5} = 3.4 \text{ pies/seg.}$ que está de acuerdo con valor de deuido anteriormente.

La caída en los tubos sería entonces:

$$F = \frac{4 f_m L v^2}{2 g_c D} = \frac{(4) (0.0074) (48) (3.4)^2 (12)}{(2) (32.2) (0.62)}$$

$$F = 4.95 \frac{\text{pies} \times \text{lb.fuerza}}{\text{lb. lqja.}}$$

b) Contracciones.-

$$F_c = K_c \frac{v_2^2}{2 g_c}$$

$$\frac{S_1}{S_2} = \frac{(160) (0.302) (4)}{(\pi) (17.5)^2} = 0.2$$

$$\text{Para } S_1/S_2 = 0.2, K_c = 0.43$$

c) Ensanchamientos.-

$$F_e = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2 g_c}$$

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{82}{8}, \text{ de donde } V_2 = 0.2 V_1 \text{ y:}$$

$$V_1 - V_2 = 0.8 V_1.$$

Supondremos que las pérdidas por cambio de dirección del fluido q equivale a $1.0 \frac{V^2}{2g_0}$ para cada cambio. Luego la pérdida total se ría:

$$4 (0.43 + 0.64 + 1.0) \frac{(3.4)^2}{64.4} = 1.50$$

Sumando las pérdidas tenemos:

$$4.95 + 1.50 = 6.45 \frac{\text{pies x lb. fuerza}}{\text{lb. fluido}}$$

$$6.45 \times \frac{69.5}{144} = \underline{\underline{3.1 \text{ lb/pulg.}^2}}$$

2.- Lado del cilindro.

La caída de presión en esta parte viene a ser la suma de: (a) a la entrada y salida; (b) fricción por flujo paralelo a los tubos; (c) fricción por flujo normal a los tubos y (d) caída por los tabiques. Los itens (a) y (b) son despreciables en comparación a los dos últimos.

e) Fricción por flujo normal a los tubos.

Mc Adams (46) da la fórmula:

$$F = 4 f''' N \frac{V_{\text{máx}}^2}{2 g_0}$$

en donde N es el número de hileras de tubos en serie.

Para tubos en línea:

$$f''' = (0.044 + \frac{0.08 \times 1}{(Xt - 1)^n}) \left(\frac{D_0 G_{\text{máx}}}{\mu r} \right) = 0.15$$

$$n = 0.43 + \frac{1.13}{X_1}$$

X_1 = relación entre la separación longitudinal y el diámetro de los tubos.

X_2 = relación entre la separación transversal y el diámetro.

Para nuestro caso, en que los tubos están dispuestos sobre la base de un cuadrado de 1" de lado:

$$X_1 = X_2 = \frac{1}{3/4} = 1.33$$

$$n = 0.43 + \frac{1.13}{1.33} = 1.28$$

$$f''' = 0.30 \left(\frac{D_o G_m \alpha}{\mu f} \right) = 0.15$$

$$\frac{D_o G_m \alpha}{\mu f} = \frac{(0.75) (68,830)}{(12) (0.1625) (0.54) (2.42)} = 20,200$$

$$f''' = 0.30 (20,200) = 0.15$$

$$f'''' = \frac{(4) (0.0678) (7 \times 72) (1.71)^2}{64.4}$$

$$F = 6.22 \frac{\text{pies} \times \text{lb} = \text{fuerza}}{\text{lb fluido}} = 2.92 \text{ lb/pulg}^2$$

d) Pérdida por los tabiques.

Para calcular la caída de presión a través del segmento libre de los tabiques, podemos aplicar la fórmula que da Perry:

$$\Delta p_i = \frac{4.5 w^2 N_b}{S_{b1}^2 f}, \quad \text{en donde:}$$

Δp_i = caída de presión lb-fuerza/pulg.².

S_{b1} = área de la abertura en el tabique, pulg.².

ω = razón de flujo, en peso, lb - masa/seg.

N_b = número de segmentos en serie

ρ = densidad del fluido, lb-masa/pie³.

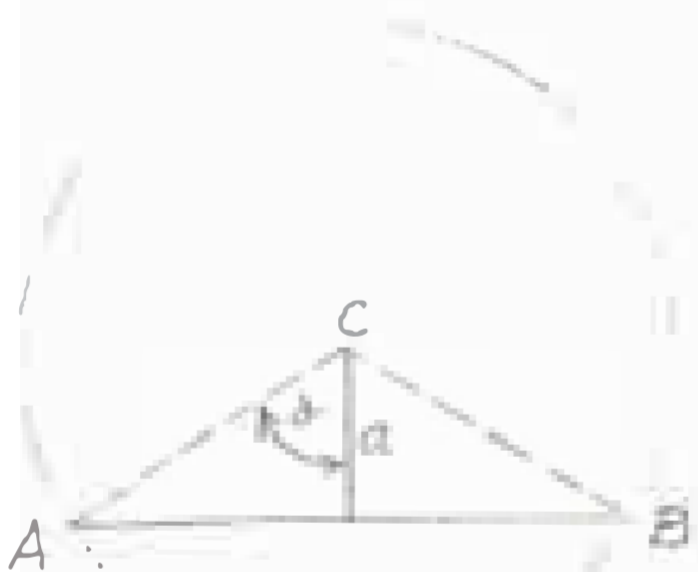
$$= \frac{68,830}{3,600} = 19.1$$

Para hallar el área libre del segmento tenemos:

$$a = 8.75 - 4 = 4.75 \text{ pulgadas.}$$

$$\cos \alpha = \frac{4.75}{8.75} = 0.542$$

$$\alpha = 58^\circ \text{ (aproximadamente)}$$



$$s \text{ en } \alpha = 0.838$$

$$\frac{s}{2} = 8.75 s \text{ en } \alpha = 7.35 \text{ pulg.}$$

$$\text{Área del } \triangle ABC = (4.75)(7.35) = 35 \text{ pulg.}^2.$$

Área del sector CAB:

$$\frac{2 \pi (8.75)^2 (116)}{(360) (2)} = 77.3 \text{ pulg.}^2.$$

$$\text{Área del segmento} = 77.3 - 35 = 42.3 \text{ pulg.}^2.$$

Esto representa $\frac{42.3}{240} \times 100 = 17.6\%$ del área transversal,

del cilindro, y por lo tanto, está dentro de los límites usados que son de 15 a 45 % (Donohue) (22).

A esta área debemos restarle el área ocupada por los tubos y nos queda entonces:

$$42.3 - 30 (0.302) = 33.2 \text{ pulg.}^2 = 0.23 \text{ pies}^2.$$

$$\Delta p_1 = \frac{(4.5) (19.1)^2 (72)}{(33.2)^2 (67.5)} = 1.58 \text{ lb/pulg.}^2$$

La pérdida total en el lado del cilindro será:

$$2.92 + 1.58 = \underline{\underline{4.50 \text{ lb/pulg.}^2}}$$

Nota.- Para mayor uniformidad en la distribución, podríamos colocar 46 tubos en los pases centrales y 44 en los otros dos, tal como se indica en el diagrama.

G. Enfriador.-

Será del mismo tipo que el intercambiador ("shell and tube") La lejía débil, a la temperatura inicial de 150° F, pasará por el exterior de los tubos y deberá salir a unos 45°C (113°F). Dentro de los tubos pasará el agua, cuya temperatura de entrada la supondremos igual a 60°F.

La capacidad del enfriador deberá ser:

$$(68,830) (0.88) (150 - 113) = 2,250,000 \text{ BTU/hr.}$$

Asignando al agua una temperatura de salida de 40°C (104°F.), la cantidad de agua que debe circular por el enfriador será:

$$Q = \frac{2,250,000}{(1) (104 - 60)} = 51,200 \text{ lb/hora.}$$

$$\frac{51,200}{62.4} \times 7.48 = 6,130 \text{ gal/hr} = 102 \text{ gal/min.}$$

Utilizaremos para este diseño, 104 tubos de 3/4", 16 BWG. El enfriador será para cinco pases por los tubos; el número de tubos por pase será entonces 26. Estarán colocados en los vértices de

cuadrados de 1" de lado. Para aumentar la velocidad de la lejía colocaremos también en este caso tabiques de segmento con una separación de 4 pulgadas. El cilindro exterior puede ser un tubo de 14 pulgadas de diámetro. La lejía hará dos pases a través del cilindro, para lo cual se colocará un tabique longitudinal.

Coeficiente para el agua, h_A .

Constantes físicas a $t = 0.5 (60 + 104) = 82^\circ\text{F}$.

$$K_f = 0.353$$

$$\mu = 0.84 \text{ centipoises}$$

$$C = 1.00$$

$$D = \frac{0.62}{12} = 0.0517$$

$$\frac{DG}{\mu} = \frac{(0.0517) (51,200) (144)}{(26) (0.302) (0.84) (2.42)} = 5.75$$

$$\frac{C\mu}{K} = \frac{(1) (0.84) (2.42)}{0.353} = 5.75$$

$$h_A = (0.0225) \frac{0.353}{0.0517} (23,800)^{0.8} (5.75)^{0.4}$$

$$h_A = 980.$$

Coeficiente para la lejía, h_L :

Area promedio para el flujo a través de los tubos:

$$3.475 \times 4 = 13.9 \text{ pulg}^2 = 0.097 \text{ pies}^2$$

Constantes a $t = 0.5 (150 + 113) = 132^\circ\text{F}$.

$$K_f = 0.358$$

$$\mu_f = 0.88$$

$$C_p = 0.888$$

$$\frac{D_o G_{máx}}{\mu_f} = \frac{(0.0625) (68,830)}{(0.97) (0.88) (2.42)} = 20,700$$

$$\frac{C_p \mu_f}{k_f} = \frac{(0.888) (0.88) (2.42)}{0.358} = 5.3$$

$$h_m = (0.33) \frac{0.358}{0.0625} (5.3)^{1/3} (20,700)^{0.6}$$

$$h_m = 1,280$$

$$h_L = 1,280 \times 0.8 \times 0.6 = 615$$

$$U_e = \frac{1}{\frac{1}{615} + \frac{(0.25) (0.065)}{(0.685) (12) (26.2)} + \frac{0.25}{(0.62) (980)} + \frac{1}{2,000}}$$

$$U_e = 280$$

$$\Delta t_m = \frac{50 + 113}{2} - \frac{60 + 104}{2}$$

$$\Delta t_m = 49.5^\circ F$$

Conexión para t_m :

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{104 - 60}{150 - 60} = 0.49$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{150 - 113}{104 - 60} = 0.84$$

Hallamos el factor de conexión = 0.98

$$\Delta t_{mC} = 49.5 \times 0.98 = 48.5^\circ F.$$

$$A = \frac{2,250,000}{(280) (48.5)} = 166 \text{ pies}^2$$

$$\text{Longitud total} = 166 \times 5.093 = 845 \text{ pies.}$$

$$\text{Longitud por tubo} = \frac{845}{104} = 8.1 \text{ pies.}$$

El enfriador se construirá entonces con 104 tubos de 8 pies de / largo. En los otros detalles presentará iguales características/ que el intercambiador. Para mayor uniformidad en la distribución de los tubos se podrían colocar 27 en los pases 1 y 4; ésto no al_uteraría apreciablemente los resultados que obtenemos.

Si se deseara estandarizar las longitudes de tubería en todos los intercambiadores de calor de la planta, se podría ensayar otra disposición para obtener una longitud próxima a los 12 pies, que es lo correspondiente al diseño anterior.

Caida de presión -

1.- Lado de los tubos.

a) Fricción en los tubos.

Velocidad-masa en los tubos:

$$\frac{(51,200) (144)}{(3,600) (26) (0.302)} = 260 \text{ lb/seg. x pie}^2 \text{ secc. transv.}$$

Temperatura de entrada: 60°F.

Temperatura de salida: 104°F.

$$DG/\mu \text{ a } 60^\circ\text{F} = \frac{(0.62) (260)}{(12) (1.129) (0.000672)} = 17,700$$

$$DG/\mu \text{ a } 104^\circ\text{F} = \frac{(0.62) (260)}{(12) (0.64) (0.000672)} = 31,100$$

Por tanto el flujo es turbulento.

A la entrada $t_{fe} = 0.5 (60 + 150) = 105^\circ \text{ F}$, y $\mu_{fe} = 0.64$

$$\frac{DG}{\mu_{fe}} = 30,900. \text{ Se obtiene } f_e = 0.0068.$$

A la salida $t_{fs} = 0.5 (104 + 113) = 108.5^\circ \text{ F}$, y $\mu_{fs} = 0.625$.

$$\frac{DG}{\mu_{fs}} = 32,000. \text{ De aquí } f_s = 0.0067$$

Luego $f_m = 0.00675$.

La densidad del agua a 60°F es 62.37 lb/pie³ y a 104°F es 61.94. /

Densidad promedio = 62.15

$$V = \frac{260}{62.15} = 4.18 \text{ pies/seg.}$$

Caída en los tubos:

$$F = \frac{(4) (0.00675) (32) (4.18)^2 (12)}{(2) (32.2) (0.62)} = 4.53$$

b) Contracciones

$$\frac{S_1}{S_2} = \frac{(104) (0.302) (4)}{(\pi) (13.5)^2} = 0.22 \sim 0.20$$

Para $S_1/S_2 = 0.20$ $K_c = 0.43$

c) Ensanchamientos

$$V_1 - V_2 = 0.8 V_1$$
$$(V_1 - V_2)^2 = 0.64 V_1^2$$

La caída total, considerando la pérdida por cambios de dirección, en los cuatro pases, será:

$$4 (0.43 + 0.64 + 1) \frac{(4.18)^2}{64.4} = 2.24$$

Sumando los dos valores obtenidos:

$$4.53 + 2.24 = 6.77 \frac{\text{pies x lb. fuerza}}{\text{lb. fluido.}}$$

$$6.77 \times \frac{62.15}{144} = 2.92 \text{ lb/pulg.}^2$$

2.- Lado del cilindro.

a) Fricción por flujo normal a los tubos.-

$$f''' = 0.30 (20,700)^{-0.15}$$

$$f''' = 0.0677$$

$$V = \frac{68,830}{(0.097) (69) (3,600)} = 2.85 \text{ pies/seg.}$$

$$F = \frac{(4) (0.0677) (5 \times 48) (2.85)^2}{64.4} = 8.2$$

$$8.2 \times \frac{69}{144} = 3.92 \text{ lb/pulg.}^2.$$

b) Pérdida por tabiques.-

Los tabiques dejarán una luz de 3-5/8" sobre el fondo del cilindro.

El área del sector formado es 49.5 pulg.²

El área del triángulo: 18.7 pulg.².

Área del segmento = 49.5 - 18.7 = 30.8 pulg.²

El área ocupada por los tubos es:

$$0.302 \times 21.5 = 6.5 \text{ pulg.}^2$$

Área libre = 30.8 - 6.5 = 24.3 pulg.²

La pérdida por fricción en las aberturas de los tabiques, es entonces:

$$\Delta p_1 = \frac{(4.5) \cdot (19.1)^2 \cdot (48)}{(24.3)^2 \cdot (69)} = 1.93 \text{ lb/pulg.}^2$$

La pérdida total, en el lado del cilindro es:

$$3.92 + 1.93 = 5.85 \text{ lb/pulg.}^2$$

H.- Disociador.-

Balace de Materia.-

Base: 1 hora.

Entrada.-

a) Carbonato	- - - - -	2,010	lb.
b) Bicarbonato	- - - - -	7,430	"
c) Agua	- - - - -	61,895	"

Salida.-

a) Carbonate : $6,700 \times 0.6 = 4,020 \text{ lb.}$

b) Bicarbonato: $(6,700 - 4,020) \frac{168}{106} = 4,250 \text{ lb.}$

Carbonato regenerado = $4,020 - 2,010 \text{ lb.}$

CO₂ regenerado = $2,010 \times \frac{44}{106} = 835 \text{ lb.}$

Agua formada en la disociación = $(18) \frac{2,010}{106} = 335 \text{ lb.}$

La presión del CO₂ a la salida de la torre de rectificación podemos calcularla, en forma aproximada, aplicando la ecuación ya utilizada anteriormente y considerando que la desorción no será muy apreciable para la temperatura de 167°F. Esta temperatura corresponde a las condiciones de equilibrio en el último plato de rectificación, condiciones que serían alcanzadas teóricamente.

$$p_{\text{CO}_2} = \frac{(137) (0.49) (2)^{1.29}}{(0.012) (0.3) (365 - 167)} = 230 \text{ mm.}$$

Fracción molar de CO₂ = $\frac{230}{760} = 0.3025.$

Fracción molar de H₂O = $1 - 0.3025 = 0.6975.$

lb CO₂ = $0.3025 \times 44 = 13.3$

lb H₂O = $0.6975 \times 18 = 12.55$

lb H₂O/lb CO₂ = $\frac{12.55}{13.3} = 0.945$

O sea que, teóricamente, saldría aproximadamente una libra de vapor de agua con cada libra de CO₂ producido. Para tener un margen de seguridad, tomaremos el doble de esta cantidad, es decir, suponemos que salen 2 lb. de vapor de agua con cada libra de CO₂.

Salen entonces: $835 \times 2 = 1,670 \text{ lb H}_2\text{O}$, como vapor.

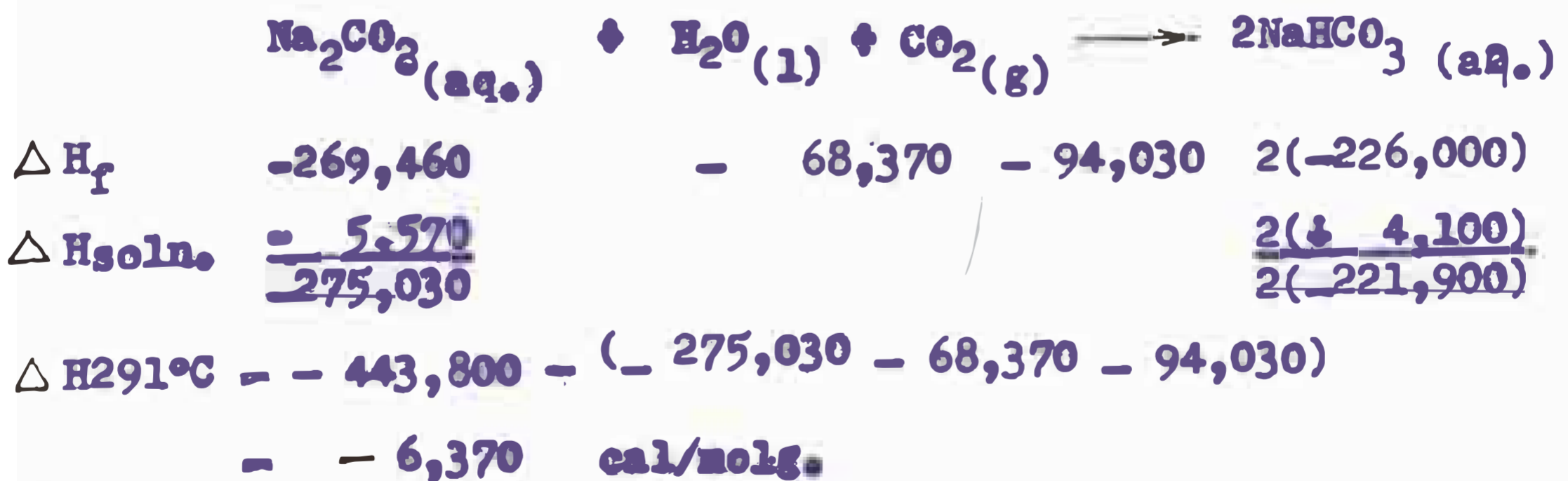
Agua que sale con la solución:

$$61,895 - 1,670 + 335 = 60,560 \text{ lb.}$$

Entrada		Salida	
<u>Lejía Fuerte</u>		<u>Lejía Débil</u>	
Carbonato	2,010	Carbonato	4,020
Bicarbonato	7,430	Bicarbonato	4,020
Agua	<u>61,895</u>	Agua	60,560
	71,335	<u>Gases</u>	
		CO ₂	835
		Agua (vapor)	<u>1,670</u>
			71,335

Balance de Calor.- (Temperatura base: 216°F).

Calor de reacción.-



$$(-6,370)(1.8) = -11,450 \text{ BTU/mol - lb.}$$

Bicarbonato descompuesto = 7,430 - 4,250 = 3,180 lb., que equivalen a 38 mol

Luego el calor que se requiere para la descomposición es

$$(38) \frac{11,450}{2} \quad 217,000 \text{ BTU.}$$

Entrada.-

1.- Calor en la lejía concentrada

$$(71,335) (0.882) (167 - 216) = 3,090,000 \text{ BTU.}$$

2.- Calor en el vapor de calentamiento (a 15 lb. man.)

$$W [945 + (250 - 216)] = 979 W$$

Salida.-

1.- Calor en la lejía débil.

$$0$$

2.- Calor en los gases.

$$(835) (0.21) (167 - 216) + 1,670 \quad 0.464 (167 - 216) = \\ = - 46,600 \text{ BTU.}$$

3.- Calor en el condensador

$$0$$

4.- Calor de reacción.

$$217,000 \text{ BTU}$$

$$= 3,090,000 + 979 W = - 46,600 + 217,000$$

$$979 W = 3,260,400$$

$$W = 3,350 \text{ lb vapor/hr.}$$

Considerando que se pierde un 10 % del calor suministrado, por /
conducción y radiación al exterior, utilizaremos

$$\frac{3,350}{0.9} = 3,750 \text{ lb. vapor/hr.}$$

Cálculo de la superficie de calentamiento.-

El cuerpo de evaporación puede estar formado por 100 tubos de acero de 1-1/2 pulgadas de diámetro, 14 BWG. Supondremos que la lejía, en la parte inferior de los tubos, tiene una temperatura / de 200°F. Luego, su temperatura media sería:

$$0.5 (216 + 200) = 208^{\circ}\text{F}$$

La lejía estará dentro de los tubos y el vapor se condensará en las paredes exteriores.

Coefficiente de película para la lejía, h_L .-

$$\begin{aligned} K &= 0.395 \\ D &= \frac{1.334}{12} = 0.111 \\ C &= 0.884 \\ \mu &= 0.43 \\ p &= 1.076 \times 62.4 = 67.2 \\ v &= \frac{7,600}{(7.48)(3,600)} \times \frac{144}{(100)(1.398)} = 0.323 \text{ pies/seg.} \\ \frac{Dv\rho}{\mu} &= \frac{(0.11)(0.323)(3,600)(67.2)}{(0.43)(2.42)} = 8,350. \\ \frac{C\mu}{K} &= \frac{(0.884)(0.43)(2.42)}{(0.395)} = 2.33 \\ h_L &= (0.0225) \frac{0.395}{0.111} (8,350)^{0.8} (2.33)^{0.4} \\ &= (0.08) (1,372) (1.4) \\ &= 153.5 \end{aligned}$$

En tuberías en que la lejía fluye a baja velocidad, el coeficiente efectivo es un 40 % mayor que el calculado (Mc Adams). Luego:

$$h_L = 153.5 \times 1.4 = 215$$

Coefficiente para el vapor, h_v

Para un cálculo aproximado supondremos que la temperatura de la pared sea la media entre las temperaturas del vapor y de la solución:

$$t_p = 0.5 (250 + 216) = 233^\circ\text{F.}$$

y entonces la temperatura media de la película sería

$$t_f = 0.5 (233 + 250) = 241^\circ\text{F}$$

Consideraremos que el vapor se condensa formando una película líquida sobre las paredes, y aplicaremos la ecuación:

$$h_m = 1.11 \left(\frac{K_f^3 \rho_f^2 g \pi D}{\mu_f \omega} \right)^{1/3} \quad (\text{Mc Adams, p.269})$$

$$K_f = 0.425$$

$$\rho_f = 59$$

$$g = 4.17 \times 10^8$$

$$D = \frac{1.5}{12} = 0.125$$

$$\mu_f = 0.582$$

$$\omega = 37.5$$

$$h_m = 1.11 \left[\frac{(0.425)^3 (59)^2 (4.17 \times 10^8) (\pi) (0.125)}{(0.582) (37.5)} \right]^{1/3}$$
$$= 1,380.$$

El coeficiente total, basado en el área exterior, será:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{1,340} + \frac{(1.5)(0.083)}{(1.417)(12)(26.2)} + \frac{1.5}{(1.334)(215)} + \frac{1}{2,000}}$$

$$U = 148$$

$$\Delta t = 250 - 208 = 42^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{3,260,400}{(148)(42)} = 525 \text{ pies cuadrados.}$$

Longitud total de tubos = $\frac{525}{0.3925}$ = 1,335 pies.

Longitud por tubo = $\frac{1.335}{100}$ = 13.35 pies.

El cuerpo de calentamiento se hará entonces con tubos de 14 pies de largo, lo cual nos dará un área total de transmisión de calor de:

$$(0.3925) (14) (100) = 550 \text{ pies cuadrados.}$$

Tubo central de descarga para la lejía débil.

Para mantener cierta uniformidad, podemos hacer que esta tubería tenga igual diámetro que el utilizado para la línea de lejía/ en la planta.

Columna de rectificación.-

Número de platos.-

El cálculo del número necesario de platos que deberá llevar la torre de rectificación no es posible efectuarlo, en nuestro caso, con una base lo suficientemente razonable como para justificarlo. En efecto, se carece de dos datos fundamentales:

- 1°.- Condiciones de equilibrio entre CO_2 y soluciones de carbonato-bicarbonato de sodio a la temperatura de ebullición;
- 2°.- Eficiencia de los platos.

En lo que respecta al primer punto, disponemos únicamente de / la ecuación dada por Harte, Baker y Purcell que, como ya se ha señalado, sólo puede aplicarse entre 65 y 150°F. Aplicar esta ecuación para la temperatura de ebullición de la solución, nos daría un

error que nos es imposible prever y que, en todo caso, al modificar la posición de la curva de equilibrio, puede alterar apreciablemente los resultados.

Al comparar las cifras obtenidas con las ecuaciones de Sieverts y Fritzsche y de la corregida para el punto de ebullición/hemos hallado una derivación de 6 a 7 %.

Nos limitaremos pues a señalar que las torres de fraccionamiento, en estos casos, llevan por lo general 15 platos.

Naturalmente, los platos podrían ser reemplazados por relleno de cok. En una planta la torre de rectificación de este tipo tiene un diámetro de 90 cm. y 1.5 metros de altura, pero no indican el volumen del flujo a través de la torre.

Es evidente que no se puede hacer consideraciones acerca de la operación de la torre mientras no se conozca su diseño final y fo trabajo. Es sólo a modo de estimación que hacemos / algunos cálculos, fácilmente modifi , y que servirán para ilustrar los principios en que se basa el diseño de esta parte del equipo.

Distancia entre platos.

Estando el disociador en espacio abierto no hay limitaciones para su altura y podemos, por lo tanto, dar una separación de 18 pulgadas, más aún si se tiene en cuenta que el número de platos/no es muy grande.

Diseño de las taras, tubos de descarga y tubos de gases.-

Para la descarga de la lejía de un plato al inmediato infe--

rior podemos utilizar tubos de 8 pulgadas de diámetro.

La altura del líquido sobre el borde del tubo se calcula por la fórmula:

$$V = K L H^{1.42} \quad (\text{Perry, p. 1454}).$$

$$V = \frac{2,600}{(7.48)(3,600)} = 0.282 \text{ pies cúbicos/seg.}$$

$$K = 2.93$$

$$H^{1.42} = \frac{1.12 (0.282) (12)}{(2.93) (\pi) (8.625)}$$

$$= 0.0425$$

$$H = 0.108 \text{ pies} = 1.30 \text{ pulg.}$$

Si hacemos que el nivel de líquido, h_3 , sea de 3 pulgadas, la velocidad apropiada para los gases en la torre podemos hallarla por la fórmula:

$$u = K_v \sqrt{\frac{p_1 - p_2}{p_2}}$$

Tomaremos p_2 a la temperatura más baja (167°F)

$$V_{CO_2} = \frac{835}{44} \times 359 \times \frac{627}{460} = 9,250 \text{ pies cúbicos.}$$

$$V_{H_2O(v)} = \frac{835 \times 6}{18} \times 359 \times \frac{627}{460} = 136,000 \text{ p.c.}$$

(Estamos suponiendo que se evapora 6 libras de agua por cada libra CO_2 producido. En evaporadores que trabajan a temperaturas más altas se estima una relación de 10 a 1).

$$V_T = 9,250 + 136,000 = 145,250 \text{ p.c.}$$

$$p_2 = \frac{835 + 5,010}{145,250} = 0.0402$$

$$p_1 = 1.08 \times 62.4 = 67.5$$

K_v para $h_3 = 3''$ y separación entre platos de $18''$ es 0.09.

Reemplazando estos valores en la fórmula obtendremos:

$$u = 3.7 \text{ pies/seg.}$$

Por tanto el área transversal de la torre debe ser:

$$\frac{145,250}{(3.7)(3,600)} = 10.9 \text{ pies cuadrados}$$

para lo cual se requiere un diámetro de $45''$. Podemos entonces dar al evaporador un diámetro de 4 pies.

El área de los tubos de gas representa por lo general un 10 a 20 % del área total de la torre. Tomando el 10 % se tiene: $1,809 \times 0.10 = 180.9 \text{ pulg.}^2$.

Si colocamos 10 tubos, el área por tubo será $180.9 : 10 = 18.09 \text{ pulg.}^2$, para lo cual se requiere tubos de acero de $5''$ de diámetro, N° 40, cuya área transversal interior es de 20 pulg.^2 . Se acostumbra dar valores más o menos iguales para el área de los tubos, el área de las ranuras en las tazas y el área del espacio libre entre el borde inferior de éstas y el plato. Con tal objeto daremos a las tazas un diámetro interior de 7 pulgadas. Asimismo, entre la parte superior del tubo y la taza habrá una luz de $1 \frac{1}{4}''$. La separación entre los bordes de la taza y la superficie del plato debe ser: $\frac{20}{(11)(7)} = 0.91$; pondremos $3/4''$.

Si hacemos las ranuras en las tazas con un ancho de $1/2''$, pueden entrar hasta 22, con una separación de $1/2''$. La altura de las ranuras es entonces:

$$\frac{20}{(22)(0.5)} = 1.8'' \text{ Las haremos de } 1-3/4''.$$

La depresión del líquido a partir de la parte superior de las ranu

ras, h_2 , podemos calcularla por la fórmula:

$$h_2^{3/2} = \frac{V}{NCW (0.00134) \sqrt{\frac{2g}{R}}}$$

$$V = \frac{145,250}{(3,600) (10)} = \frac{4}{-}$$

$$N = 22 \qquad C = 0.51$$

$$W = 0.5 \qquad R = \frac{0.04}{67.5} = 0.000593$$

$$h_2^{3/2} = \frac{4}{(22) (0.51) (0.5) (0.00134) (330)}$$

$$= 1.6$$

$$h_2 = 1.36 \text{ pulgadas, digamos } 1 \frac{1}{4}.$$

Caída de presión.-

En cada plato habrá una caída igual a $h_2 + h_3 = 3 + 1.25 = 4.25$ pulgadas de líquido; y en los 15 platos tendremos: $4.25 \times 15 = 63.75$ pulgadas, o sea:

$$(63.75) \frac{67.5}{1,728} = 2.48 \text{ lb/pulg.}^2.$$

Podemos suponer, entonces, que la caída de presión en la torre de rectificación será aproximadamente 2.5 lb/pulg.^2 .

Tubería de salida para los gases.-

A la presión atmosférica, la velocidad más apropiada para los gases en la tubería de salida de una torre de fraccionamiento es de 40 a 60 pies por segundo.

Volumen de los gases a 167°C:

CO ₂	_____	9,250 p.c.
H ₂ O (v)	_____	12,400 p.c.

Volumen total = 21,650 p.c.

$$\text{Area} = \frac{(21,650 (144))}{(3,600) (50)} = 17.3 \text{ pulg. cuadradas.}$$

Podemos utilizar tubería de acero de 5 pulgadas, N° 40. Esta tubería nos da un área transversal de aproximadamente 20 pulg.², con lo cual la velocidad se mantendrá entre los 40 y 50 pies por segundo.

Cálculo del Caldero.-

El caldero que vamos a instalar debe suministrar 3,750 libras de vapor saturado por hora, a una presión de 15 libras, manométricas. Suponiendo que el agua alimentada entra a 80°F se tendría:

Contenido de calor de 1 libra de vapor a 15 lb. man. 1,163 BTU

Contenido de calor de 1 libra de agua a 80°F 48 BTU

Calor que debe suministrarse, por lb. 1,115 BTU

Calor total = 1,115 x 3,750 = 4'200,000 BTU.

1 Hp equivale a 33,484 BTU,

$$\frac{4'200,000}{33,484} = 125 \text{ Hp.}$$

Instalaremos, por lo tanto, un caldero Cyclotherm de 125 H. P. que produce 4,312.5 libras de vapor por hora con 4'187,500 BTU, / cuando trabaja a carga máxima. En estas condiciones, el caldero / consume 34 galones de petróleo por hora. Como el vapor viene condensado en el disociador, éste puede ser devuelto a una temperatura aproximada de 80°C, con lo cual se ahorraría combustible necesi / tándose ahora sólo unos 22 galones por hora, teóricamente. Igual- / mente, regresando el condensado al caldero, tendríamos un agua li- / bre de sales, y se necesitaría añadir una pequeña cantidad para /

compensar pérdidas; en tal forma, el uso de cierta cantidad de / desincrustante en el agua, podría evitar la necesidad de instalar un equipo de ablandamiento.

Este caldero está diseñado para trabajar a presiones de 15 / lb. a 200 lb. manométricas. Instalado ocupa unos $14 \frac{1}{2}$ pies de largo por 6'8" de ancho y 7-3/4 pies de alto. Viene equipado con sistema de alimentación de agua.

Para el caldero Cyclotherm C 125 se recomienda el uso de petróleo Fuel o Diesel N° 3, que produce 141,800 BTU/gal.

Utilizaremos petróleo Esso Industrial que produce 142,624 BTU/gal. y pesa 7.351 lb/gal.

I.- CONDENSADOR.

El condensador será diseñado para enfriar 835 lb. de CO_2 por hora a 1 atmósfera de presión, saturado con agua a 85°C . La mezcla gaseosa y el condensador serán enfriados hasta 25°C , con agua de enfriamiento a una temperatura de entrada de 15°C . El gas pasará por el lado del cilindro y el agua por el interior de los tubos porque es de esperar que forme incrustaciones y éstas son más fácilmente removidas en la parte interna de los tubos. Para mantener una conveniente velocidad del gas, se colocará tabiques de segmento.

Utilizaremos una velocidad de 4 pies por segundo para el agua que es lo suficiente alta para disminuir la formación de depósitos. El condensador será construido con tubos de bronce de 0.75 pulgadas de diámetro exterior, 16 BWG.

Para utilizar un volumen de agua que requiera un apropiado / número de tubos en el condensador, haremos que la temperatura de salida sea de sólo 30°C . Esta agua podría ser luego empleada en el enfriador o, mezclada con la que sale de éste, llevarla a las torres de lavado.

Calor total transmitido.- Base: 1 hora.

Condiciones de entrada.-

Presión del vapor de agua, $p_v = \frac{424}{760} = 0.571$.

Presión del gas inerte, $p_g = (1 - 0.571) = 0.429$

$$\text{mol-lb. de CO}_2 \text{ que entran} = \frac{835}{44} = 19$$

$$\text{mol-lb. de vapor que entran} = 19 \times \frac{0.571}{0.429} = 25.30$$

$$\text{lb. de vapor que entran} = 25.30 \times 18 = 456$$

Condiciones de salida.

$$\text{Presión del vapor de agua, } p_v = \frac{23.75}{760} = 0.0312$$

$$\text{Presión del gas inerte, } p_g = (1 - 0.0312) = 0.9688$$

$$\text{mol-lb. de vapor que salen} = 19 \times \frac{0.0312}{0.9688} = 0.612$$

$$\text{lb. de vapor que salen} = 0.612 \times 18 = 11$$

$$\text{lb. de vapor condensado} = 456 - 11 = 445$$

$$\text{Calor transmitido al condensador y enfriar 445 lb. de vapor} = 445 [986.8 + (185 - 77)] = 487,900 \text{ BTU}$$

Calor transmitido para enfriar el CO₂ =

$$(835) (0.22) (185 - 77) = 19,850 \text{ BTU.}$$

Calor transmitido al enfriar el vapor no condensado =

$$(11) (0.46) (185 - 77) = 550 \text{ BTU.}$$

Calor total transmitido = 608,300 BTU.

$$\text{Cantidad de agua de enfriamiento} = \frac{608,300}{86 - 60} = 19,600 \text{ lb.}$$

$$\text{que equivale a } \frac{(19,600) (7.48)}{(62.4) (60)} = 39.2 \text{ gal/min.}$$

Número de tubos.-

Para tubos de 3/4", 16 BWG, 1 galón por minuto de una velocidad / de 1.069 pies por segundo.

$$\text{Para 4 pies/seg., N}^\circ \text{ de tubos} = \frac{39.2 \times 1.069}{4} = 10.5$$

digamos, 11 tubos.

Coeficiente de transmisión de calor.-

La conductibilidad total está constituida por la conductibilidad de la película de gas, del condensado, pared del tubo, depósito, suciedad sobre el tubo y la película del agua. Todas, excepto la conductibilidad del gas, pueden ser consideradas constantes y es conveniente agruparlas como una sola conductibilidad.

Película del condensado, h_c .-

Los valores de h_c para el condensado pueden ser estimados por la ecuación de Nusselt para condensación tipo película. Sin embargo, como la resistencia térmica de la película de condensado es relativamente pequeña y desde que los tabiques impiden la formación de gruesas capas de condensado, es más simple y seguro suponer un valor promedio de h_c igual a 2,000.

Pared metálica.-

$$h_p = \frac{K}{L} = \frac{65 \times 12}{0.685} = 12,000.$$

Película por suciedad y depósitos.-

Consideremos un coeficiente $h_d = 700$.

Película del agua, h_w .-

Se obtiene de Mac Adams (46) (fig. 85; p. 184).

Para $t_w = 86^\circ\text{F}$; $v = 4$ pies/seg; $D' = 0.62$ pulgadas.

$$h_w = 930.$$

La conductibilidad de estas películas combinadas, basadas en el área exterior, viene a ser:

$$\frac{1}{h_o} = \frac{1}{2,000} + \frac{1}{\frac{(12,000)(0.685)}{0.75}} + \frac{1}{\frac{(700)(0.62)}{0.75}} + \frac{1}{\frac{(930)(0.62)}{0.75}}$$

$$h_o = 280.$$

Este valor será considerado constante a través de todo el condensador, aunque h_w cambiará ligeramente con la temperatura del agua.
Película del gas.

a) Calor sensible.- Este coeficiente se obtiene de la ecuación:

$$h_g = \frac{j c G}{\left(\frac{c \mu}{k}\right)^{2/3}} \quad (1)$$

a 130°F.

$$C_m = \frac{(0.22 \times 835) + (0.47 \times 456)}{1,291} = 0.308 \text{ BTU}/(\text{lb.})(^\circ\text{F})$$

$$\mu_m = \frac{(0.016 \times 835) + (0.012 \times 456)}{1,291} = 0.0146 \text{ centipoises.}$$

$$= 0.0146 \times 2.42 = 0.0355 \text{ lb}/(\text{hr}) (\text{pie})$$

$$K_m = \frac{(0.0098 \times 835) + (0.0107)(456)}{1,291} = 0.0101 \text{ BTU}/(\text{hr}) \times$$

$$\times (\text{pie}^2) (^\circ\text{C}/\text{pie}).$$

$$\left(\frac{c \mu}{k}\right)^{2/3} = 1.05$$

El factor j lo obtendremos de Chilton y Colburn, fig. 2 (17), en donde es una función del número de Reynolds, basado en el diámetro exterior de los tubos.

b) Calor latente.-

Para calcular la razón de difusión de las moléculas de vapor a través de la película gaseosa, usamos la misma referencia (1) combinada con la ecuación de transferencia de masa:

$$K = \frac{j c}{M_m \text{ pgf} \left(\frac{\mu}{\rho k d}\right)^{2/3}} \quad (2)$$

$K =$ COEFICIENTE de transferencia de masa, $\text{lb-mol}/(\text{hr})(\text{pie}^2) \times$
 $\times (\text{atm.})$

M_m = peso molecular medio, lb.

p_{gf} = presión parcial media logarítmica del componente inerte en la película, atm.

K_d = coeficiente de difusión, pie^2/hr .

Los demás términos han sido ya indicados.

K_d lo calculamos de la ecuación empírica de Gilliland, (Kern, p. 344) (38).

$$K_d = 0.0166 \frac{T^{3/2}}{P_t (v_a^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}$$

P_t = presión total, atm.

v_a y v_B = volumen molecular del gas que se difunde y del inerte, computado según la tabla 13:3 de volúmenes atómicos.

T = temperatura, $^{\circ}\text{K}$

M_A, M_B = pesos moleculares, lb.

$$K_d = 0.0166 \frac{(328)^{3/2}}{1 \left[(14.8)^{1/3} + (29.6)^{1/3} \right]^2} \left(\frac{1}{18} + \frac{1}{44} \right)^{1/2}$$

$$K_d = 0.898 \text{ pies}^2/\text{hr.}$$

$$\text{Volumen del gas} = 44.3 \times 359 \times \frac{320}{273} = 19,100 \text{ p.c.}$$

$$\rho = \frac{1,291}{19,000} = 0.0675 \text{ lb/p.c.}$$

$$\left(\frac{\mu}{\rho K_d} \right)^{2/3} = \left(\frac{0.0322}{0.0675 \times 0.898} \right)^{2/3} = 0.66$$

Velocidad del gas.-

Aunque el volumen de vapor y de gas decrece a medida que éstos avanzan a través del condensador, y aunque económicamente sería / preferible usar una mayor velocidad en el lado frío que en el caliente, con el objeto de hacer una construcción standard todos los

tabiques estarán distanciados uniformemente.

$$\text{Razón de entrada} = 456 + 835 = 1,291 \text{ lb.}$$

$$\text{Razón de salida} = 11 + 835 = 846 \text{ "}$$

Si escogemos una zona de variación de G , que cubra de 10,800 a 2,700 lb/(hr) (pie²), y suponemos que la velocidad óptima está entre estos valores, el área mínima de la sección transversal sería:

$$A = \frac{1,291}{10,800} = 0.119 \text{ pies cuadrados.}$$

Superficie necesaria.-

Este cálculo requiere el conocimiento del valor del producto del coeficiente de transmisión de calor y de la diferencia de temperatura en diversos puntos de la corriente de gas.

Punto 1.- (Entrada)

$$\text{Temperatura del gas, } t_g = 85^\circ\text{C (185}^\circ\text{F)}$$

$$\text{Temperatura del agua, } t_w = 30^\circ\text{C (86}^\circ\text{F)}$$

$$\text{Diferencia de temperatura, } \Delta t = 185 - 86 = 99^\circ\text{F.}$$

$$\text{Presión parcial del vapor, } p_v = \frac{25.3}{44.3} = 0.571 \text{ atm.}$$

$$\text{Presión parcial del gas inerte} = (1 - 0.571) = 0.429.$$

Para calcular el coeficiente de transferencia de masa es necesario primero computar el número de Reynolds DG/μ :

$$D = \frac{0.75}{12} = 0.0625 \text{ pies.}$$

$$\mu = 0.0158 \times 2.42 = 0.0384$$

Luego, a la entrada:

$$\text{Re} = \frac{(0.0625)(10,800)}{0.0384} = 17,600$$

De la fig. 2 (Chilton y Colburn), $j = 0.0065$.

$$P.M. \text{ promedio} = \frac{1.291}{44.3} = 29.1$$

$$C = 0.373$$

Por la ecuación (1):

$$h_s = \frac{(0.0065) (0.373) (10,800)}{1.05} = 25$$

Por la ecuación (2):

$$K = \frac{(0.0065) (10,800)}{(29.1) (\text{pgf}) (0.66)} = \frac{3.65}{\text{pgf}}$$

La razón de transmisión de calor a través de la película de gas debe ser igual a la que pasa a través del tubo y de la película/ de agua, o sea:

$$h_s (t_g - t_c) + K M_v \lambda (P_v - p_c) = h_o (t_c - t_w) = U \Delta t$$

en donde: t_g = temperatura del gas

t_c = temperatura en la superficie del condensado,

M_v = peso molecular del vapor condensable

λ = calor latente de vaporización

p_c = presión de vapor del condensado a t_c .

los términos restantes son ya conocidos.

A medida que el condensado fluye sobre el tubo también cede calor al agua de enfriamiento. Esto puede ser despreciado al / calcular U y Δt .

Para el primer punto:

$$25 (185 - t_c) + \frac{3.65}{\text{pgf}} (986.8) (18) (0.571 - p_c) = 280 (t_c - 86)$$

Ensayamos $t_c = 170^\circ\text{F}$

$$p_c = \frac{309}{760} = 0.406$$

$$p'_g = (1 - 0.406) = 0.594$$

pgf es la media logarítmica de p_g y p'_g , o sea, en este caso, de 0.429 y 0.594.

$$pgf = \frac{pg - pg}{2.3 \log \frac{pg}{pg}} = \frac{0.594 - 0.429}{2.3 \log \frac{0.594}{0.429}} = 0.508$$

Se obtiene:

$$25 (185 - 170) + \frac{3.65}{0.508} (986.8) (18) (0.571 - 0.406) = (170 - 86)$$

$$375 + 21,000 \neq 23,500 \quad \underline{\text{No}}$$

Ensayamos $t_c = 168^\circ\text{F}$

$$pc = \frac{295}{760} = 0.388$$

$$p'g = (1 - 0.388) = 0.612$$

$$pgf = 0.515$$

$$25 (185 - 168) + \frac{3.65}{0.515} (986.8) (18) (0.571 - 0.388) = 280 (168 - 86).$$

$$425 + 23,000 = 23,000 \quad \text{Bien.}$$

El valor medio de $U \Delta t$ es:

$$\frac{23,425 + 23,000}{2} = 23,200$$

$$\text{Desde que } \Delta t = 99^\circ\text{F} \quad U = \frac{23,200}{99} = 235.$$

Ahora consideramos un punto en el intercambiador donde la temperatura del gas es menor, digamos 180°F . Este punto se ha tomado bastante cerca del primero porque aquí se produce la mayor condensación y obtenemos así una mejor distribución de las cargas de calor en el condensador.

PUNTO 2.-

Temperatura del gas, $t_g = 180^\circ\text{F}$.

$$pv = \frac{388}{760} = 0.511$$

$$p_g = 1 - 0.511 = 0.489$$

$$\text{Moles de vapor restantes} = 19 \times \frac{0.511}{0.489} = 19.8$$

$$\text{Razón de gas} = 835 \div 356 = 1,191 \text{ lb/hr.}$$

Velocidad - masa para 0.119 pies cuadrados de sección

$$= \frac{1,191}{0.119} = 10,000 \text{ lb/(hr) (pie}^2\text{)}$$

La pérdida en contenido de calor es:

$$\text{Vapor condensado} = 456 - 356 = 100 \text{ lb.}$$

Calor de condensación =

$$100 [986.8 \div (185 - 180)] = 99,180 \text{ BTU.}$$

Calor del vapor no condensado =

$$(356) (0.46) (185 - 180) = 820 \text{ BTU}$$

$$\text{Calor del gas} = (835) (0.22) (185 - 180) = 919 \text{ BTU.}$$

Calor total transmitido en el intervalo 185 - 180° F =

$$99,180 \div 919 = 100,919.$$

Cambio en la temperatura del agua:

$$\frac{100,919}{19,600} = 5^\circ\text{F.}$$

$$\text{Luego } t_w = 86 - 5 = 81^\circ\text{F} \quad \text{y} \quad \Delta t = 180 - 81 = 99^\circ\text{F.}$$

Los coeficientes de película del gas son:

$$\mu = 0.016 \times 2.42 = 0.0388$$

$$\text{Re} = \frac{(0.0625) (10,000)}{(0.0388)} = 16,100$$

$$j = 0.0068$$

$$\text{P.M.} = \text{promedio} = 30.6$$

$$c = 0.30$$

$$h_g = \frac{(0.0068) (0.30) (10,000)}{(1.05)} = 19.5$$

$$K = \frac{(0.0068) (10,000)}{(30.6) (\text{pgf}) (0.66)} = \frac{3.38}{\text{pgf}}$$

En igual forma que antes necesitamos ahora determinar por tanteos la temperatura de la superficie del condensado.

$$\text{Probamos } t_c = 158^\circ\text{F}$$

$$p_c = \frac{234}{760} = 0.309$$

$$p'g = (1 - 0.309) = 0.691.$$

$$\text{pgf} = 0.585$$

$$19.5 (180 - 158) + \frac{3.38}{0.585} (18) (986.8) (0.512 - 0.309) = 280 \times \\ \times (158 - 81)$$

$$430 + 20,750 = 21,500 \quad \text{Bien}$$

$$U \Delta t = \frac{21,180 + 21,500}{2} = 21,340$$

$$U = \frac{21,340}{99} = 216$$

Por el mismo método, hallamos los valores en otros puntos, Hemos escogido los puntos a 185, 180, 170, 150, 120, 90 y 77°F. Los resultados obtenidos se indican en la tabla.

Para el último punto se tiene:

Punto 7.- (salida).

Temperatura del gas, $t_g = 77^\circ\text{F}$.

$$p_v = \frac{23.75}{760} = 0.0313$$

$$p_g = (1 - 0.0313) = 0.9687.$$

$$\text{Moles de vapor restantes} = .19 \times \frac{0.0313}{0.9687} = 0.615$$

$$\text{Razón de gas} = 835 + 11 = 846 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Velocidad - masa} = \frac{846}{0.119} = 7,100$$

$$\text{Vapor condensado} = 17 - 11 = 6 \text{ lb.}$$

Calor de condensación del vapor:

$$6 [1,041.8 + (90 - 77)] = 6,330 \text{ BTU}$$

Calor retirado del vapor no condensado:

$$(11) (0.46) (90 - 77) = 66 \text{ BTU}$$

Calor retirado del gas:

$$(835) (0.22) (90 - 77) = 2,390 \text{ BTU}$$

Calor total retirado en el intervalo 90 - 77°F:

$$6,330 + 66 + 2,390 = 8,786 \text{ BTU}$$

Cambio de la temperatura del agua:

$$t = \frac{8,786}{19,600} = 0.5$$

$$t_w = 61.5 - 0.5 = 61^\circ\text{F}; \quad t = 77 - 61 = 16^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.0375$$

$$\text{Re} = \frac{(0.0625) (7,100)}{0.0375} = 11,800$$

$$j = 0.0075$$

$$c = 0.215$$

$$\text{P.M.}_m = \frac{846}{19.6} = 43$$

$$h_s = \frac{(0.0075) (0.215) (7,100)}{1.05} = 10.8$$

$$K = \frac{(0.0075) (7,100)}{(43) (\text{pgf}) (0.66)} = 1.86$$

Probamos $t_c = 64^\circ \text{F}$

$$pc = \frac{15.2}{760} = 0.02$$

$$p'g = (1 - 0.02) = 0.98$$

$$pgf = 0.975$$

$$10.8 (77 - 64) + \frac{1.86}{0.975} (18) (1,049) (0.0313 - 0.02) = 280 (64 - 61).$$

$$140 + 408 \neq 840 \quad \text{No.}$$

Probamos $t_c = 63^\circ\text{F}$

$$pc = \frac{14.8}{-760} = 0.0195$$

$$p'g = 1 - 0.0195 = 0.9805$$

$$pgf = 0.975$$

$$10.8 (77 - 63) + \frac{1.86}{0.975} (18) (1,049) (0.0313 - 0.0195) =$$

$$280 (63 - 61)$$

$$151 + 380 = 560 \quad \text{BIEN.}$$

$$U \Delta t = \frac{531 + 560}{2} = 545$$

$$U = \frac{545}{16} = 34$$

Al calcular los valores de $U \Delta t$ en los diferentes puntos del condensador, no se ha considerado el calor cedido por el condensado/ al fluir sobre las paredes de los tubos. Con esto se comete un / ligero error en los cálculos que puede ser despreciado. Sin embargo, en el cálculo final del área los incluimos, de modo que el procedimiento seguido introduce sólo un error insignificante en el cálculo del área.

Punto	1	2	3	4	5	6	7
$t_g, 0^\circ\text{F}$	185	180	170	150	120	90	77
$t_w, 0^\circ\text{F}$	86	80.8	74.2	67.2	62.6	60.6	60
$\Delta t, 0^\circ\text{F}$	99	99	95.8	82.8	57.4	29.4	17
$t_c, 0^\circ\text{F}$	168	158	136	104	78	66	63
$p_g, \text{atm.}$	0.429	0.489	0.592	0.746	0.885	0.953	0.968
$q \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times 10^5}$	5.083	4.064	2.778	1.405	0.493	0.101	0
$m \frac{\text{lb}}{\text{hr.}}$	1,291	1,191	1,071	951	879	852	846
Re	17,600	16,100	14,200	12,600	12,100	12,000	11,800
$p_{gf}, \text{atm.}$	0.515	0.585	0.705	0.838	0.925	0.97	0.975
K	7.1	5.8	4.1	2.9	2.2	1.95	1.92
hs	25	19.5	16.1	13.3	11.6	10.85	10.8
U	235	216	182	121	70	43	34
$U \Delta t$	23,200	21,340	17,425	10,006	3,954	1,232	545
$10^6 / U \Delta t$	43	47	57.5	99.5	253	815	1,835

El área requerida para la transmisión de calor puede determinarse ahora fácilmente por una integración gráfica del área bajo la curva, obtenida colocando dos valores hallados de $1/U \Delta t$ en el eje de ordenadas, contra los correspondientes valores de q en abscisas.

El área bajo la curva q vs $1/U \Delta t$, representada en la figura 22, resulta 740 unidades cuadradas. Luego la superficie total de transmisión de calor deberá ser:

$$(740) \frac{\text{BTU} \times 10^5}{\text{hr}} \times \frac{\text{hr} \times \text{pie}^2}{\text{BTU} \times 10^6} = 74 \text{ pies cuadrados.}$$

La longitud de los tubos debería ser, entonces:

$$L = \frac{(74) \times (12)}{(11) (0.75) (\pi)} = 34.2 \text{ pies}$$

Como esta longitud no es práctica, podemos construir el condensador haciendo que el agua de enfriamiento haga cuatro pases por los tubos, dando entonces a éstos una longitud de 10 pies, lo cual / nos suministra un margen de seguridad en la superficie a emplearse.

Caida de presión.-

a) Lado de los tubos.-

Siguiendo el método ya indicado en los casos anteriores, se ha encontrado una caída de presión de 3.2 lb/pulg^2 . a través de los tubos del condensador.

b) Lado del cilindro.-

La caída de presión debida al paso del gas a través y perpendicularmente a los tubos, y a través de las aberturas de los tabiques, considerando además, las pérdidas por cambio de densidad del gas, se ha estimado menor que 1 lb/pulg^2 .

Tubería de salida para los gases.

El volumen de los gases al salir del condensador será:

$$V = (19.615) (359) \frac{298}{273} = 7,700 \text{ p.c.}$$

Utilizando una velocidad de 40 pies por segundo necesitamos un área de 7.7 pulg.^2 .

Podemos utilizar un tubo de acero de 3-1/2 pulgadas, N° 40.

J.- GASOMETRO

La capacidad del gasómetro se fija en forma algo arbitraria. Para nuestro caso, en que se utiliza no tanto como un medio de almacenamiento, sino mas bien para balancear o compensar los desniveles que se puedan producir en la obtención del gas y mantener así un suministro constante para el compresor, estimamos suficiente darle una capacidad igual al volumen de gas producido / en 20 minutos para no exagerar el tamaño de este aparato.

El volumen del gas, a 25° C., será:

$$\frac{(19,615)}{3} (359) \frac{298}{273} = 2,560 \text{ pies cúbicos.}$$

Si fijamos su altura en 12 pies, deberá tener un área en la base de:

$$\frac{2,560}{12} \quad 214 \text{ pies cuadrados.}$$

Para ésto se requiere un diámetro interior de aproximadamente 16 pies y medio. Fijaremos entonces, como dimensiones finales , 18 pies de diámetro y 12 de altura para la campana.

Presiones.-

Mientras no se conozca el diseño final del gasómetro no es posible calcular, en forma precisa, la presión que ejerce. Sin embargo, por algunos cálculos simples, se puede estimar ese valor en forma bastante aproximada.

La presión ejercida por la campana, en lb/pie² será:

$$P = \frac{W}{\frac{\pi D^2}{4}} = \frac{4W}{\pi D^2} = \frac{4W}{\pi \times 18^2} = 0.00393 W.$$

en donde, W = peso de la campana, lb.

A ésto se le debe restar el empuje del agua.

Peso de la campana.-

Vamos a considerar que las planchas laterales son 11 BWG y la tapa o cúpula del gasómetro, de 14 BWG. Entonces: Volumen / del metal en las paredes:

$$= (\pi) (18) (12) (0.083) \left(\frac{1}{12}\right) = 4.7 \text{ pies cúbicos.}$$

Volumen del metal en la tapa:

$$= \left(\frac{1}{4}\right) (\pi) (18)^2 (0.12) \left(\frac{1}{12}\right) = 2.55 \text{ p.c.}$$

Añadiremos, un 12 % para tijerales = 0.87 p.c.

5 % para accesorios = 0.36

Volumen total = 4.7 + 2.55 + 0.87 + 0.36 = 8.48 p.c.

Peso W = 8.48 x 485 = 41,120 libras.

Empuje del agua sobre las paredes sumergidas de la campana.-

Supondremos que la campana tiene una sumersión de 1 pie. El empuje sería entonces:

$$(4.7) \times (62.4) \frac{10}{12} = 24.5 \text{ lb.}$$

Sumersión del gas.-

Considerando la campana en su capacidad máxima, o sea $846/3 = 282$ lb. y designando por x la sumersión del gas, se tendrá el equilibrio cuando:

Peso de la campana + peso del gas = empuje

$$4,120 + 282 = 24.5 + (255) (x) (62.4)$$

$$x = 0.275 \text{ pies} = 3.3 \text{ pulgadas.}$$

$$p = \underline{0.12 \text{ lb/pulg.}^2}$$

K.- TANQUE PARA LA LEJIA.-

Se hará con capacidad suficiente para almacenar toda la lejía en proceso, con el fin de poder descargar el equipo cuando fuera necesario, y hacer la preparación en una sola vez cuando se inicie el proceso.

El volumen total de lejía en proceso es, en forma aproximada:

1) En las torres de absorción:

$$\frac{(5,200) (4) (2)}{(62.4) (1.1)} + (44.2) (3) = 738 \text{ pies cúbicos.}$$

Podemos suponer un volumen extra de 200 pies cúbicos para la lejía que está pasando por las torres, dando un total de 938 pies cúbicos.

2) En el disociador:

Para cubrir los tubos se tendría un volumen de:

$$(12.56) (16) - 100 \left(\frac{1.77}{144}\right) = 199 \text{ pies cúbicos.}$$

3) Intercambiador y enfriador:

$$28 + 10 = 38 \text{ pies cúbicos.}$$

4) Tubería.-

Podemos estimar 100 pies de tubería.

$$(0.0513) (100) = 5 \text{ pies cúbicos.}$$

Volumen total: $938 + 199 + 28 + 10 + 5 = 1,180 \text{ p.c.}$

$$1,180 \times 7.48 = 8,850 \text{ gal.}$$

Si hacemos un tanque circular de 12 pies de altura, para el volumen indicado se necesitaría 11 pies y 3 pulgadas de diámetro. Pa-

ra tener un cierto margen, le daremos también 12 pies de diámetro. Tendría así una capacidad máxima de 10,000 galones.

El tanque se construirá con planchas de acero de 1/4, soldadas entre sí. El plato se extenderá sobresaliendo algo de las paredes y la soldadura se hará en ambos lados. Las secciones para las paredes se sueldan en forma igual. En el borde superior / va un ángulo para reforzar la circunferencia. Para facilitar el trabajo, es preferible colocar el tanque en una excavación circular revestida de concreto, pudiendo dejar sobresalir 2 pies sobre el nivel del piso.

Para evitar que caigan materias extrañas dentro de la lejía, / se puede colocar una tapa de madera, en secciones separables.

B O M B A S

Evidentemente, para el cálculo definitivo de la potencia de las bombas a emplearse sería necesario conocer la disposición final, detallada de las líneas y de los equipos a ellos conectados. Asimismo, la selección del tipo apropiado de bomba que se requiere necesita la consideración de una serie de factores y, por lo general, su selección se deja en manos de los mismo fabricantes. Para nuestro caso, podemos obviar la segunda consideración puesto que conocemos por referencias el tipo de bomba más conveniente para su uso en plantas de esta clase. En cuanto al plano final, nosotros supondremos una línea que satisfaga las necesidades de nuestro primer plano tentativo. Con esto llenaremos el / objetivo de ilustrar el método seguido en el cálculo de las bombas, pudiendo ser después ligeramente modificado en sus partes, según lo requiere el plano final. Emplearemos bombas centrífugas del tipo de voluta, con doble succión, para usos generales, y de turbina para la alimentación del disociador.

L.- Bomba para lejía concentrada.-

La cantidad de lejía que debe circular en el sistema es de unos 127 galones por minuto. Para darle un cierto margen de flexibilidad, que nos permita trabajar en un momento dado con una / mayor capacidad, pondremos una bomba que pueda circular 150 gal/min. Las tuberías para lejía serán standard de 3" (N° 40). Tra

bajando en su mayor capacidad, la velocidad de la lejía será de 6.51 pies/seg.

Para calcular las caídas por fricción en tuberías, válvulas, codos, etc., hemos tomado los valores que dan los fabricantes en sus catálogos.

Tubería de succión.-

Tiene dos ramales; uno de cada torre de absorción. La circulación máxima en cada uno de ellos será de $150 : 2 = 75$ gal/min.

Caída de presión en el ramal N° 1:

Largo de tubería: 14 pies.

1 codo de 90° L. R., equivalente a	5.3	pies de tubo
1 te, flujo cruzado, " "	16.0	" " "
1 válvula de compuerta, " "	<u>1.7</u>	" " "
	23.0	" " "

Caída de presión en el ramal N° 2:

Longitud de tubería: 4 pies.

1 válvula de compuerta, equivalente a	1.7	pies de tubo
1 te, flujo directo	<u>5.2</u>	" " "
	6.9	" " "

Longitud total equivalente = $14 + 23 + 4 + 6.9 = 47.9$ pies.

Pérdida por fricción = $\frac{47.9}{100} (3.05) (1.107) = 1.6$ pies de agua.

Tubería de descarga.-

Longitud de tubería: 55 pies.

4 codos de 90° L.R., $4 \times 5.3 =$	21.3	pies de tubo
1 válvula de compuerta	1.7	" " "
1 " " retén	<u>16.0</u>	" " "
	39.0	" " "

Longitud total equivalente = $55 + 39 = 94$ pies.

Pérdida por fricción = $\frac{94}{100} (10.5) (1.107) = 10.9$ pies de agua.

Pérdida total por fricción = $1.6 + 10.9 = 12.5$ pies,

Carga estática = 40.0 "

" de velocidad = 0.66 "

Caída en el intercambiador = $3.1 \times 2.31 = 7.18$ "

Presión de descarga = $8 \times 2.31 = \underline{18.40}$ "

Carga total, Δh , = 78.74 "

$$HP = \frac{\omega \Delta h}{550 \times ef}$$

$$\omega = \frac{150 \times 8.33}{60} \times 1.107 = 23 \text{ lb/seg.}$$

ef = 50 %

$$HP = \frac{(23) (78.74)}{(550) (0.50)} = 6.6$$

Luego, la bomba será accionada por un motor de inducción de $7 \frac{1}{2}$ Hp.

M.- BOMBA PARA LEJIA DEBIL

Tubería de succión.-

Debemos considerar dos ramales, distintos: el que toma la lejía del disociador y el que extrae la lejía del tanque. Como cada ramal no estará funcionando al mismo tiempo, calcularemos la caída de presión en cada uno por separado, y tomaremos para el cálculo de la potencia aquel de mayor caída.

Para el ramal que va al disociador, tenemos:

40 pies de tubería de 3" std.

6 codos de 90° L,R = 5.3 x 6 = 31.8 pies de tubería.

1 te de flujo directo = 5.2 pies de tubería

1 válvula de compuerta = 1.7 pies de tubería

Pérdida en el intercambiador = 4.50 lb/pulg.².

Pérdida en el enfriador = 5.85 "

(4.50 + 5.85) (2.31) = 23 pies de agua.

Carga estática positiva = 17 pies x 1.076 = 18.25

Longitud equivalente = 40 + 31.8 + 5.2 + 1.7 = 78.7

Pérdida por fricción = $\frac{78.7}{100}$ (10.5) (1.07) = 8.9 pies de agua

Carga de fricción = 8.9 + 23.9 - 17 = 15.8 pies de agua.

Para el ramal que viene del tanque se tiene:

25 pies de tubería de 3"

1 te con flujo directo = 5.2 pies de tubería,

2 codos, 2 x 5.3 = 10.6 " " "

1 te de flujo cruzado = 16.0 " " "

Longitud total equivalente = 25 + 31.8 = 56.8 pies

Caída de fricción = $\frac{56.8}{100} (10.5) (1.07) = 6.4$ pies de agua.

Carga estática de fricción = 12 pies.

Carga total de fricción = 12 + 6.4 = 18.4 pies.

Como ésta es mayor que la correspondiente al ramal del disociador, vamos a considerarla para el cálculo.

Línea de descarga.-

1) 50 pies de tubería de 3" std. con flujo de 150 gal/min.

2) 12 " " " " 3" " " " " 75 "

1) 1 válvula de compuerta	-	1.7
1 te, flujo directo	-	5.2
1 te, " cruzado	-	16.0
2 codos 90° L.R.	-	10.6
1 válvula de retén	-	<u>16.0</u>
		49.5

Longitud equivalente = 50 + 49.5 = 99.5 pies.

Caída = $\frac{99.5}{100} (10.5) (1.07) = 11.1$ pies.

2) 2 válvulas de compuerta	-	3.4
2 codos		<u>10.6</u>
		14.0

Longitud equivalente = 12 + 14 = 26 pies

Caída = $\frac{26}{100} (3.05) (1.07) = 0.85$ pies.

Caída total por fricción = 11.1 + 0.85 = 11.95 pies.

Carga estática	43 pies
Carga de fricción	18.4
Fricción línea de descarga	11.95
Carga de velocidad	0.15
Carga de presión (5 lb/pulg ²)	<u>10.5</u>
	84.00

$$\text{HP} = \frac{(22.5) (84)}{(550) (0.50)} = 6.85$$

Utilizaremos, entonces, para esta bomba un motor de 7 $\frac{1}{2}$ H.P.

N.º - BOMBA PARA AGUA

El agua se tomará de la línea general de la fábrica de cal. Si ésta tiene suficiente presión para subir hasta el condensador no se necesitará ninguna energía adicional. Si le faltara, habría que suministrar la remanente mediante una bomba auxiliar.

Nosotros calcularemos una bomba suponiendo que recibe el agua a presión cero, es decir, que la línea de succión no tiene / carga positiva ni negativa.

La bomba deberá suministrar agua a dos ramales: uno que irá al enfriador y el otro, al condensador, debiendo suministrar al primero 110 galones por minuto y al segundo, 40 galones por minuto.

Se ha calculado la carga total sobre la bomba siguiendo el método ya aplicado para las bombas anteriores, hallándose que la potencia necesaria para las condiciones indicadas es de 3 HP.

)>-----

0.-VENTILADOR

El ventilador que se va a usar para circular los gases y mantener el tiro necesario en el horno de cal, será uno del tipo rotativo, (rotary blower), de desplazamiento positivo.

Para calcular la carga que deberá vencer el ventilador, se ha calculado las pérdidas por fricción aplicando el mismo método que para las caídas en el intercambiador. La caída en los codos, tes, etc., se ha establecido utilizando las longitudes equivalentes de tubería que se indica en Perry. Y por último se ha incluido las pérdidas por ensanchamientos y contracciones, aplicando las fórmulas ya conocidas.

En esta forma se ha estimado que la pérdida total en la línea no será mayor de 1 lb/pulg².

Podemos entonces instalar un ventilador de 890 pies cúbicos/ de capacidad por minuto; 680 r.p.m. máximas; 1 libra de presión. Este ventilador, según catálogo (79) requiere un motor de 4.50B. H.P. Como la capacidad del ventilador se ha tomado con bastante margen, (sólo circularán 828 pies cúbicos por minuto), podemos instalar el ventilador con un motor de 5 HP.

P.- COMPRESOR.

Para hacer una primera estimación de la potencia que requerirá el compresor de anhídrido carbónico, podemos aplicar la fórmula que aparece en Dodge (21), p.281.

$$W = \frac{n k P_1 V_1}{K - 1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{nk}} \right]$$

en la cual:

- W = trabajo; pies-libra
- n = número de etapas
- k = constante, (según el gas)
- P₁ = presión inicial del gas; libras por pie cuadrado.
- P₂ = presión final del gas
- V₁ = volumen inicial, pies cúbicos por minuto.

En nuestro caso,

$$\begin{aligned} n &= 3 \\ K &= 1.30 \\ P_1 &= 14.7 \text{ lb/pulg.}^2 \\ P_2 &= 1,100 + 14.7 = 1,114.7 \\ V_1 &= 7,680 \text{ p.c.}/24 \text{ hr.} = 130 \text{ p.c./min.} \end{aligned}$$

Reemplazando:

$$W = \frac{(3) (1.3) (14.7) (144) (130)}{1.3 - 1} \left[1 - \left(\frac{1,114.7}{14.7} \right)^{\frac{1.3-1}{3 \times 1.3}} \right]$$

$$= 1,420,000 \text{ pies-libra.}$$

$$\frac{1,420,000}{33,000} = 43 \text{ H.p.}$$

Suponiendo una eficiencia de 75 %:

$$\text{H.p.} = \frac{43}{0.75} = 57.2, \text{ digamos } \underline{60 \text{ H.p.}}$$

ESTUDIO ECONOMICO

EDIFICIO

El edificio que se construirá en la planta tendrá por finalidad dar cabida al equipo de compresión, purificación, licuación, y envase del anhídrido carbónico, como asimismo al caldero, oficina de control y laboratorio.

El resto del equipo quedará al aire libre y solo se necesitará proveer aquí un piso de concreto. La disposición general puede apreciarse en el plano de la planta.

El edificio constará de tres partes principales: Oficina de Control y Laboratorio, Salón y Sala de caldero.

Oficina de Control y Laboratorio.-

Paredes de 4 m. de alto, de ladrillo de cabeza; techos aligerados; pisos de "Kentile".-

Salón y Sala de Caldero.-

Paredes de 5 m. de alto, de ladrillo de cabeza; techos de / planchas "Eternit"; pisos de concreto.- Las ventanas serán metálicas. Puertas de entrada y salida al Salón, de cortina y las demás de madera.- En el salón quedará un área libre que puede ser utilizada más tarde para instalar el equipo productor de hielo seco, y que, por el momento, servirá para almacenar las materias primas que no puedan quedar a la intemperie.

La iluminación eléctrica se hará con focos corrientes, provistos de pantallas reflectoras, tanto en el interior del edificio como en la planta al aire libre.

Además del edificio propio de la planta, se construirá un edificio para las oficinas generales de administración y ventas, común a la planta de cal y de anhídrido carbónico.

COSTO DEL EDIFICIO

	<u>Unidad</u>	<u>Cantidad</u>	<u>Precio unitario.-</u>	<u>TOTAL</u>
1.- Excavaciones de cimientos (0.50x0.80)	m ³	55	4.50	250.00
2.- Cimientos (0.30 x 0.80)	"	53	40.00	2,200.00
3.- Sobrecimientos (0.30 x 0.75)	"	30	80.00	2,400.00
4.- Muros de ladrillo a cabeza	m ²	463	120.00	55,500.00
5.- Columnas de concreto y fierro (0.35 x 0.50)	m ³	16.5	500.00	8,250.00
6.- Viga de concreto armado	m ³	0.7	600.00	420.00
7.- Techos aligerados	m ²	60	60.00	3,600.00
8.- Armaduras de madera	Nº	9	1,500.00	13,500.00
9.- Cuarterones de pino o regón (2" x 5 1/2")	pie ²	990	4.00	3,960.00
10.- Planchas "Eternit", (3.05 x 0.95 m)	Nº	170	53.00	9,000.00
11.- Pisos de cemento	m ²	800	14.00	11,200.00
12.- Pisos de "Kentile"	"	120	47.00	5,650.00
13.- Tarrajeo fino	"	600	5.00	3,000.00
14.- Tarrajeo con yeso	"	60	9.00	540.00
15.- Ventanas metálicas y vidrios	"	50	150.00	7,500.00

	Unidad	Cantidad	Precio unitario.-	TOTAL
16.- Puertas de madera	m ²	18	140.00	2,500.-
17.- id. " cortina	"	12	400.00	4,800.-
18.- Cerradura	Nº	5	60.00	300.-
19.- W. C.	"	2	750.00	1,500.-
20.- Lavatorios	"	2	350.00	700.-
21.- Duchas	"	2	60.00	120.-
22.- Instalación de aparatos	"	6	45.00	270.-
23.- Instalaciones de agua-----	"	20	15.00	300.-
24.- Instalación para desague.- Tuberías "Eternit" de 6"-----	m.	50	30.00	1,500.-
Codos, ramales 1", cajas de desague	Nº	2	40.00	80.-
25.- Instalación de luz	puntos	30	180.00	5,400.-
26.- Pintura al temple	m ²	613	2.50	1,530.-
27.- Varios	66	---	---	2,000.-
TOTAL			S/o.	148,099.-
Honorarios y planos, 10 %			"	14,810.-
Imprevistos y gastos generales			"	7,405.-
Seguros y leyes sociales, 13.5 %			"	20,000.-
Licencia, 0.5 %			"	741.-
TOTAL GENERAL			S/o.	191,055.-

Podemos entonces señalar para la construcción del edificio, la suma de S/o. 192,000.00.

Terreno.- La planta de recuperación ocupará un área de 1,250 m² (25 x 50 m.), los que al precio de S/o. 50.00 el m². representan una inversión de S/o. 62,500.00.-

Oficina General.- La oficina general, común a las plantas de / cal y de anhídrido carbónico, tendrá un costo aproximado de S/o. 50,000.00.

Mobiliario.- Los muebles para la oficina general, oficina de control y laboratorio serán estimados en S/o. 60,000.- incluyendo los aparatos para el laboratorio.

Camionetas.- La fábrica contará con dos camionetas para el reparto, estimándose su costo en S/o. 70,000.00.

EQUIPO

A.- PLANTA DE PURIFICACION.

	S/o.	S/o.
1.- Una cámara de sedimentación de polvo ----- Instalación: 10 % -----	3,900.00 300.00	3,300.00
2.- 1 ventilador Roots-Connersville con motor de 5 HP. y arrancador magnético (\$/o. 280.00) ----- Instalación: 10 % -----	19,600.00 1,960.00	21,560.00
3.- 2 torres de lavado (\$ 6,500.00) ----- Instalación: 10 % -----	130,000.00 13,000.00	143,000.00
4.- 2 torres de absorción (\$41,000) ----- Instalación: 7 % -----	820,000.00 56,400.00	876,400.00
5.- 2 bombas centrífugas Worthington con motores de 7 ½ Hp. y arrancador magnético ----- Instalación : 10 %	16,600.00 1,660.00	18,260.00
6.- 1 bomba centrífuga Worthington con motor de 3 Hp. y arrancador magnético ----- Instalación: 10 % -----	5,800.00 580.00	6,380.00
7.- 1 bomba Fairbanks-Morse, tipo turbina, con motor de 7 ½ Hp. y arrancador magnético ----- Instalación: 10 % -----	16,000.00 1,600.00	17,600.00
8.- 1 intercambiador de calor (\$-- 3,050.--) ----- Instalación: 10 % -----	61,000.00 6,100.00	67,100.00
9.- 1 enfriador (\$ 1,750.00) ----- Instalación (10 %) -----	35,000.00 3,500.00	38,500.00
10.- 1 Condensador (\$ 1,060.--) ----- Instalación (10 %) -----	21,200.00 2,120.00	23,320.00
11.- 1 tanque de acero para 10,000 gal. ----- Instalación: 10 % -----	37,500.00 3,750.00	41,250.00

12.- 1 hervidor con torre de rectificación (\$ 12,000.--)	240,000.00	
Instalación: 15 %	36,000.00	276,000.00
13.- 1 Caldero "Cyclotherm" con equipo auxiliar completo (\$ 7,600.--)	152,000.00	
Instalación: 10 %	15,200.00	167,200.00
14.- 1 gasómetro con capacidad para 3,000 pies cúbicos (\$ 7,100.--)	142,000.00	
Instalación: 10 %	14,200.00	156,200.00
15.- Instrumentos de control (instalación)	-----	120,000.00
16.- 1 tanque de acero para 4,000 / galones	25,000.00	
Instalación: 10 %	2,500.00	27,500.00
17.- Tuberías, instaladas, (las estimaremos en el 20 % del valor / del equipo)	-----	400,000.00
TOTAL	-----	S/ 2'404,570.00

B.- PIANTA DE LICUACION.-

18.- 1 compresor Worthington de triple efecto con enfriadores intermedios y motor de 60 HP. con arrancador manual (\$ 8,600.--)	172,000.00	
Instalación: 5 %	8,600.00	180,600.00
19.- 1 torre de secado	8,500.00	
Instalación 10 %	850.00	9,350.00
20.- 1 torre de purificación	8,500.00	
Instalación: 10 %	850.00	9,350.00
21.- Enfriador y condensador (\$3,500)	70,000.00	
Instalación: 10 %	7,000.00	77,000.00
22.- 1 recipiente de alta presión, de acero (\$ 4,000.--)	80,000.00	
Instalación: 5 %	4,000.00	84,000.00
23.- Tuberías instaladas (30 % del / valor del equipo)	-----	90,000.00

24.- Botellas para anhídrido carbónico líquido, Matheson-150 de 50 lb. (\$ 30.- c/u.) ----- 50 de 20 lb. (\$ 24.-) cada una -----		114,000.00
25.- Varios -----		<u>100,000.00</u>
TOTAL -----	S/o.	<u>664,300.00</u>

Equipo de purificación ----- S/o. 2'404,570.00

Equipo de licuación ..----- " 664,300.00

S/o. 3'068,870.00

Imprevistos: 10 % ----- " 306,887.00

S/o. 3'375,757.00

Costo total del equipo instalado ----- S/o. 3'400,000.00

Este equipo tenía un valor aproximado, en 1944, de \$ 100,000.- Aplicando los índices de ENR (24) para la variación de los costos, su valor actual sería de unos \$ 180,000.- Esta cifra, a razón de S/o. 20.00 por dólar, representaría unos S/o. 3'600,000.00 y por lo tanto, nuestra estimación está bastante aproximada.

Los precios que aparecen en esta estimación han sido suministrados, en parte, por gentileza de las casas A. y F. Wiese y Wessel & Duval. Los equipos cuyo precio no ha sido posible obtener, como torres de absorción, intercambiadores de calor, etc., han sido estimados utilizando las curvas de costos deducidas por Chilton (15) , corregidas para las variaciones en los índices ENR. El precio de los tanques y torres pequeñas se ha calculado a base del peso de las planchas usadas y multiplicándolo por el precio del / acero trabajado, que se ha tomado igual a S/o. 11.00 por kilo. Pa

ra el equipo a importarse se ha cotizado el dólar a S/o. 20.00 , con el objeto de tener un precio aproximado que cubra los gastos de transporte, derechos, impuestos, seguros, etc. Considero que el costo total de la planta podría ser apreciablemente reducido/ si ciertas partes del equipo fueran construidas en el país, como por ejemplo: las torres de absorción y de lavado.

P E R S O N A L

Empleados.-

Administración.-

	<u>Al mes</u>		<u>Al año</u>
1 Director Gerente	S/o. 5,000.00	S/o.	60,000.00
1 Contador	3,000.00		36,000.00
1 Administrador	2,000.00		24,000.00
1 Cajero	1,500.00		18,000.00
1 Secretaria	800.00		9,600.00
3 Empleados	2,100.00		25,200.00
	" 14,400.00	"	172,800.00

Producción.-

1 Ingeniero Químico, Jefe de Fábrica.	" 4,000.00	"	48,000.00
1 Laboratorista	1,500.00		18,000.00
	" 5,500.00	"	66,000.00

Ventas y Almacén.-

1 Jefe de Ventas	" 2,500.00	"	30,000.00
1 Almacenero	" 800.00	"	9,600.00
2 Empleados	" 1,500.00	"	18,000.00
	" 4,800.00	"	57,600.00

Obreros.-

Administración.-

2 Porteros	" 1,000.00	"	12,000.00
2 Guardianes	1,000.00		12,000.00
1 Mensajero	400.00		4,800.00
	" 2,400.00	"	28,800.00

Producción.-

3 Capataces (1 por turno)	" 2,700.00	"	32,400.00
6 Ayudantes (2 por turno)	3,600.00		43,200.00

	<u>Al mes</u>	<u>Al año</u>
1 Electricista	S/o. 800,00	S/o. 9,600,00
1 Ayudante electricista	500,00	6,000,00
1 Ayudante de laboratorio	400,00	4,800,00
	<u>8,000,00</u>	<u>96,000,00</u>
Ventas y Almacén,-		
2 Choferes	" 1,200,00	14,400,00
2 Ayudantes	800,00	9,600,00
1 Ayudante de almacén	400,00	4,800,00
	<u>2,400,00</u>	<u>28,800,00</u>
Total Planilla de Empleados	S/o. 24,700,00	S/o. 296,400,00
" " " Obreros	" <u>12,800,00</u>	<u>153,600,00</u>
	" <u>37,500,00</u>	<u>450,000,00</u>

Siendo la planta de anhídrido carbónico anexa a la fábrica de cal, la oficina general puede ser una sola y por lo tanto los gastos administrativos debieran ser compartidos entre las dos. Sin embargo, teniendo en cuenta que aún las mejores fábricas de cal, en nuestro medio, mantienen una organización muy simple y rudimentaria, hemos creído conveniente cargar todos los nuevos gastos en los costos del anhídrido carbónico y no variar las imposiciones sobre la cal. Así no puede haber temor de gravar este producto y por el contrario, puede quedar beneficiado con los servicios de la nueva planta, en el grado que se estime conveniente.

Estimación del Costo Total de Producción.-

Como se ha venido indicando hasta acá, la capacidad de la / planta diseñada es de 10 toneladas cortas de anhídrido carbónico por día. Sin embargo, al realizar los cálculos de costos preliminares, se ha encontrado que, dado el alto precio de venta actual del anhídrido carbónico, con esa producción elevada se obtendría ganancias exageradas. Por lo tanto, he estimado más razonable establecer que la planta trabaje sólo al 50 % de su capacidad, por ejemplo, trabajando sólo 3 días a la semana. También, se reducirá considerablemente el precio de venta, lo que demostrará la gran posibilidad de competir que presenta la empresa, con dicha producción, y al mismo tiempo se tiende a fijar un precio más apropiado para el producto, de modo que le sea más fácil introducirse en el mercado, especialmente si se deseara desarrollar la industria de hielo seco. La base de la aceptación de este producto en nuestro medio, creo yo, consiste en demostrar plenamente sus ventajas económicas sobre los otros sistemas de refrigeración empleados actualmente. Asimismo, esta menor producción se acerca más a la realidad de nuestro mercado.

El precio del anhídrido carbónico líquido es ahora de S/. 3.30 kilo, o sea S/. 1.50 libra. Para nuestro estudio vamos a considerar un precio tentativo de S/. 1.00 libra. En esta forma, se hubiera podido hallar el precio de venta fijando un determinado porcentaje de utilidad sobre el capital total invertido.

A pesar de la posibilidad económica de operar la planta aún a capacidades menores que la señalada, no hemos considerado prácti-

es hacerlo, por las dificultades en la operación discontinua de la planta.

En la estimación de costos que hacemos enseguida, se ha seguido el cuadro que va a continuación, adaptado del publicado por Chilton (16). Creo que su claridad y sencillez lo hacen muy apropiado para una estimación de este tipo.

Materias Primas.-

Mano de obra
Supervisión
Manutención y
repuestos.

Electricidad
Agua
Combustible.

Fuerza

Laboratorio de
control,
Varios.

Beneficios de
empleados y
obreros en
producción.

Gastos para com-
pras, almacén,
etc.

Depreciación
Seguros y tasas.

Gastos de adminis-
tración.

Gastos de venta

Utilidad Neta.

Costo
de
Opera-
ción.

Costos
indi-
rec-
tos.

Gastos
Genera-
les.

Costo
de
fabri-
cación.

Costo
total

Precio
de
Venta.

Costo de Operación.- Base: 1 año (150 días).

Materias Primas.-

				S/o.
Carbonato de sodio:	19,000 Kg.	a S/.	1.30 Kg.	25,000.00
Permanganato de potasio:	600 "	" "	20.00 "	12,000.00
Cloruro de calcio:	5,000 "	" "	2.00 "	10,000.00
Carbón de cok:	30 toneladas	" "	306.00 ton.	9,180.00
Caliza:	1.25 "	" "	80.00 "	100.00
				S/o. 56,280.00

Mano de Obra.-

Planilla de obreros en producción	" 96,000.00
-----------------------------------	-------------

Supervisión.-

Planilla de empleados en producción	" 66,000.00
-------------------------------------	-------------

Manutención y repuestos.-

Manutención y repuestos de la planta, estimados en 5 % del costo del equipo y manutención del edificio estimado en 2 % de su costo, son	" 160,500.00
-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	--------------

Fuerza.-

Electricidad:

375 x 10 x 150 = 562,500 kw.hr. a S/. 0.40 kw.	" 225,000.00
------------------------------------------------	--------------

Agua:

900 x 150 = 135,000 m ³ , a S/. 0.10 m ³ .	" 13,500.00
------------------------------------------------------------------	-------------

Petróleo:

34x24x150 = 122,500 gal. = $\frac{122,500 \times 7.35}{2,200}$ =	
410 ton. a S/. 216.00 ton.	" 88,500.00

S/o. 327,000.00

Laboratorio de Control y Varios.-

Reactivos y material para el laboratorio y gastos varios	S/o. 20,000.00
----------------------------------------------------------------	----------------

Total Costo de Operación: S/o. 725,780.00

Costos Indirectos.-

Beneficios de empleados y obreros, en Producción.-

a).- Fondos de reserva para indemnizaciones.-

Corresponden a un mes de sueldo para empleados (8.33%) y 15 días del salario para los obreros (4.15 %) al año:

4.15 % de S/o. 96,000.00.....S/o	4,000.00
8.33 % " " 66,000.00 "	<u>5,500.00</u>
"	<u>9,500.00</u>

b).- Bonificaciones.-

Empleados: 15 días de sueldo al año	" 2,750.00
Obreros : 7 días id,id,id,	" <u>2,000.00</u>
"	<u>4,750.00</u>

c).- Seguro Social:

Empleados: 3 % de la planilla	" 1,980.00
Obreros: 6 % " " "	" <u>5,760.00</u>
"	<u>7,740.00</u>

Total Beneficios: " 21,990.00

Gastos para compras, Almacén, (incluso sueldos y beneficios), gastos de oficina de control, etc. " 25,000.00

Total Costos Indirectos: " 46,990.00

Depreciación.-

Terreno y edificio, en 20 años	S/o. 15,225.00
Equipo, en 15 años	" 226,667.00
Mobiliario y equipo de laboratorio, en 10 años	" <u>6,000.00</u>
"	" <u>247,892.00</u>

.....

Seguros contra incendio, accidentes de trabajo, etc.-

El seguro contra incendio paga un 0.8 % de prima y el de accidentes 0.75 %. Estimaremos estos gastos en S/ 25,000.00

Cables.-

Estimadas en S/e. 2,400.00 al año.

TOTAL COSTO DE FABRICACION: S/o 1'048,062.00

Gastos Generales.-

Gastos de Administración.-

a) Sueldos de empleados y obreros en administración, según planillas: S/ 201,600.00

b) Beneficios de empleados y obreros calculados en la forma ya indicada, son: " 30,312.00

Utiles de escritorio " 10,000.00

Servicio Legal " 6,000.00

Total gastos de administración: " 247,912.00

Gastos de Venta.-

Sueldos y Salarios en Sección

Ventas S/o 72,000.00

Beneficios " 10,380.00

Comisiones, cobranzas, descuentos de letras, etc., estimados en 1 % del total de ventas " 30,000.00

Propaganda " 20,000.00

Depreciación de las camionetas, (10 años) " 7,000.00

Manutención, repuestos y seguros de las mismas " 6,000.00

Total Gastos de Venta: S/ 145,380.00

Gastos Generales: S/ 393,292.00

COSTO TOTAL 1'441,354.00

CAPITAL NECESARIO

Está formado por el Capital Fijo y el Capital de Trabajo.

Capital Fijo.-

Terrano.....	S/o.	62,500.00		
Edificios	"	242,000.00		
Equipo	"	3'400,000.00		
Mobiliario	"	60,000.00		
Camionetas	"	<u>70,000.00</u>	S/o.	<u>3'834,500.00</u>

Capital de Trabajo.-

Consiste del inventario, cuentas por cobrar y caja.

1.- Inventario.-

a) Materias Primas.-

Vamos a considerar una existencia para 3 meses de trabajo.-

Carbonato de sodio: 250 x 45 x 1.30/2.2 =	S/o.	6,650.00
Permanganato de potasio: 4 x 45 x 20.00	"	3,600.00
Cloruro de calcio: 33 x 45 x 2.00	"	2,975.00
Caliza (2 años): 2.5 x 80	"	200.00
Cok (2 años) : 60 x 306	"	<u>18,360.00</u>
	S/o.	<u>31,785.00</u>

Como el carbón de cok y la caliza son para renovar el relleno de las torres, y se podría comprarlos poco tiempo antes de dicha operación, su importe podría ser eliminado del inventario si es que hay facilidad para conseguirlos de inmediato en el mercado.

b) Producto en stock.-

Suponiendo que no se va a almacenar apreciables cantidades

de anhídrido carbónico por muchos días, podemos dejar sin asignación este punto.

2.- Cuentas por Cobrar.-

Depende del sistema de ventas que adopte la fábrica. Vamos a considerar una cantidad equivalente al total de la producción de 1 mes, a precio de venta, o sea- S/o. 250,000.00

3.- Caja.-

Constituida por las reservas destinadas a cubrir los gastos de la fábrica.- Se estima igual al monto de un mes de / producción a costo total.- SOn: " 120,000.00

TOTAL DE CAPITAL DE TRABAJO S/o. 401,785.00.

Capital Necesario = S/o. 3'834,500.00 +
401,785.00 S/o. 4'236,285.00

Utilidad Neta = S/o. 3'000,000.00 -
1'441,354.00 S/o. 1'558,646.00

A esta utilidad neta habría que restarle después los impuestos a las utilidades industriales, de tasa progresiva, para tener la suma efectiva que ingresa a los fondos de la empresa cada año.

El porcentaje de utilidad que dejaría la planta es:

$$\frac{\text{Utilidad Neta}}{\text{Capital Fijo} + \text{Capital de Trabajo}} \times 100 = \frac{1'558,646}{4'236,285} \times 100 =$$

36.8 %

C O N C L U S I O N

De las cifras obtenidas en los cálculos anteriores podemos deducir que, en nuestro medio, es posible intentar la recuperación del anhídrido carbónico de los hornos de cal, con un buen margen de utilidad, dentro de la capacidad indicada de 5 toneladas cortas por día. Es evidente que las condiciones económicas resultarían mucho más ventajosas si la planta fuera diseñada e instalada para producir sólo 5 toneladas como capacidad máxima en lugar de las diez toneladas para las cuales ha sido diseñada la nuestra. - Con esa menor capacidad se podría llevar un ritmo normal de trabajo operando la planta durante 300 días al año. Cabe señalar también que los gastos de administración, ventas y aún los de operación podrían ser apreciablemente reducidos si se limitara el personal a lo indispensable, lo mismo que otros gastos.

El precio reducido con el cual se podría vender el anhídrido/ carbónico líquido y el margen de utilidad relativamente bueno que dejaría esta planta, nos indican la posibilidad de instalar plantas de menor capacidad aún, si elevamos el precio de venta del / producto. Quizá no sea difícil instalar una planta, en la actualidad, cuya capacidad se limite a lo que se puede colocar en el mercado sin sobrepasar el precio actual de venta para el producto, siempre que no se tuviera una seria competencia en contra. El precio actual de venta del anhídrido carbónico debe estar muy por encima del costo total de producción y por lo tanto sería de esperar

que una nueva industria tuviera que luchar con precios momentáneamente rebajados. Quizá una solución apropiada del problema / de instalar a corto plazo una planta de recuperación de anhídrido carbónico sería la de empezar con una que sea lo suficientemente pequeña para poder colocar toda su producción en el mercado y, a medida que la demanda aumente, ir instalando otras unidades adicionales independientes de igual o mayor capacidad, según se estime apropiado. Cada unidad tendría sus torres de lavado, torres de absorción, intercambiador de calor, hervidor de lejía/ y enfriadores, pero el gas puede ir a un gasómetro común de donde sería tomado por el compresor, teniéndose así una planta única de licuación. En esta forma el desarrollo de la planta no interfiere con su normal operación. Una apreciable economía se obtendría construyendo gran parte del equipo en el país o adaptando otros existentes; como las unidades serían mucho más pequeñas su construcción se vería facilitada. Creo así dejar establecidos dos puntos principales: 1º La posibilidad económica de instalar una planta para la recuperación del anhídrido carbónico, con una capacidad de 10 toneladas cortas al día y que puede trabajar aún ventajosamente con una producción de solo 5 toneladas. Su instalación queda supeditada a un mayor desarrollo en el consumo de anhídrido carbónico.- 2º.- La conveniencia de estudiar la instalación inmediata de plantas de menor capacidad, cuya producción puede ir aumentándose a medida que disponen de mayor demanda. Esta solución parece ser muy apropiada para provincias.

Para finalizar, recalcaremos una ^{vez} más que el futuro de toda

instalación de este tipo depende del desarrollo que alcance la u
tilización del hielo seco. Este producto debe alcanzar en nues-
tro medio un gran consumo, especialmente como refrigerante, tal
como sucede en otros países.

Marzo de 1952.



ENRIQUE VALLE BRIGNOLE

BIBLIOGRAFIA

LIBROS, REVISTAS E INFORMES

- 1.- AIRCO COMPANY INTERNATIONAL.- Informe Particular.
- 2.- ANONIMO.- *Tecniquímica*, Vol. 1, p. 32-33, (Dic. 1941).
- 3.- ANONIMO.- *Chem & Met.*, 46, p. 97, (1939).
- 4.- ANONIMO.- *Chem. Eng.*, 58, p. 158, (Feb. 1951).
- 5.- BADGER Y BAKER.- "Inorganic Chemical Technology", Mc Graw-Hill Book Company, Inc., New York, (1941).
- 6.- BADGER, W. L., y McCABE, W. L., "Elements of Chemical Engineering" McGraw-Hill Book Company, Inc., New York. (1936).
- 7.- BLISS H., - *Chem. & Met.*, 48, p. 87 (Dic. 1941).
- 8.- BLISS H. - *Chem. & Met.*, 54, p. 100, (Jun. 1947).
- 9.- BROWN G. G. "Unit Operations", John Wiley & Sons, Inc. New York, (1950).
- 10.- CANTELO, R. C., SIMMONS, C. W., GILES, E. M. y BRILL, F. A., *Ind. Eng. Chem.*, 19, N°9, (1927).
- 11.- CEMENT AND LIME MANUFACTURING, 18, p. 31, (1945).
- 12.- COLBURN, A. P. y HOUGHEN, O. A., - *Ind. Eng. Chem.*, 26, p. 1178, (1934).
- 13.- CONSIDINE, D. M., - *Chem. Eng.*, 54, p. 108, (Jul. 1947).
- 14.- CUNNINGHAM, W. A., - *Ind. Eng. Chem.*, 43, p. 635, (1951).
- 15.- CHILTON, T. H., - *Chem. Eng.*, 56, p. 97, (Jun. 1949).
- 16.- CHILTON, C. H., - *Chem. Eng.*, 58, p. 108, (Jun. 1951).
- 17.- CHILTON, T. H. y COLBURN, A. P., - *Ind. Eng. Chem.*, 26, p. 1183, (1934).
- 18.- DAVIS, D. S., - *Chem. & Met.*, 47, p. 690, (1940).
- 19.- DIEZ CANSECO, E., - "Materiales Industriales", Escuela Nacional de Ingenieros, Lima, (1940).
- 20.- DIXON - BORDOLL, R. H., - "Design of a plant for the production of anhydrous aluminium chloride", presentado al "Institution of Chemical Engineers", Londres.
- 21.- DODGE, B. F. - "Chemical Engineering Thermodynamics", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, (1944).
- 22.- DONOHUE, D. A., - *Ind. Eng. Chem.*, 41, p. 2499, (1949).
- 23.- ECKEL, R. C., - "Cements, Limes and Plasters", John Wiley & Sons, Inc., New York, (1928).
- 24.- ENGINEERING NEWS RECORD.- Indices de variación de costos de construcción de equipos para las industrias químicas, Nos. de enero de 1952.

- 25.- GETMAN, F. H. y DANIELS F.- "Tratado Moderno de Físico Química", Editorial Hispano Americana, S. A., Buenos Aires, 1947.
- 27.- GIBBS, R.- Pit and Quarry, 37, p. 81-84 y 86, (1944).
- 26.- GETZ, y GURTZ, - Ind. Eng. Chem., 33, p. 1124, (1941).
- 28.- GIBBS, R.- Chem. & Met., 51, p. 106, (1944).
- 29.- GILDREH CORPORATION,- Chem. & Met., 47, p. 32, (1940).
- 30.- HAPPEL J., ARIES R. S., y BROWN W. J.- Chem. & Met., 53, p. 99, (Oct. 1946).- Chem. & Met., 53, p. 97, (Dic. 1946).
- 31.- HARTE, C. R., BAKER, E. M. y PURCELL H. N.- Ind. Eng. Chem. 25, p. 528, (1933).
- 32.- HESSE, H. C. y RUSHTON J. H.- "Process Equipment Design", D. Van Nostrand Company, Inc., New York, (1949).
- 33.- HOU, T.- P.- "Manufacture of Soda", A. C. S. Monograph, Reinhold Publishing Corp., New York, (1936).
- 34.- HOUGH, O. A. y WATSON, K. M.- "Industrial Chemical Calculations", John Wiley & Sons, Inc., New York, (1946).
- 35.- HOWE, H. R.- Ind. Eng. Chem., 20, p. 1091, (1928).
- 36.- INTERNATIONAL CRITICAL TABLES,- McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, (1930).
- 37.- KENT, W.- "Mechanical Engineer's Handbook", John Wiley & Sons, Inc., New York, (1945).
- 38.- KERN, D. Q.- "Process Heat Transfer", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, (1950).
- 39.- KILLEFFER, D. H.- Ind. Eng. Chem., 19, p. 192, (1927).
- 40.- KIRK - OTTMER,- "Encyclopedia of Chemical Technology", Vol. 3, Interscience Publishers Inc., New York, (1949).
- 41.- KNIBBS, H. V. S.- "Lime and Magnesia", Ernest Benn Ltd., LONDON, (1924).
- 42.- Knowles, A. S. y Thomson, R. D.- "Industrial Management", The Macmillan Company, New York, (1946).
- 43.- LONGAKER, - Chem. Inds., 52, p. 210, (1943).
- 44.- MARSH, L. S.- "Mechanical Engineers" Handbook", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1951.
- 45.- NASON, J. W. y DODGE, B. F.- Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 32, 27-47, (1936).
- 46.- MC ADAMS, W. H.- "Heat Transmission", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, (1942).
- 47.- MC COY, H. H.- Am. Chem. J., 29, p. 437, (1903).
- 48.- MUSPRAIT,- "Gran Enciclopedia de Química Industrial", Francisco Seix, Editor, Barcelona.
- 49.- NAVA, A.- Informe Particular.
- 50.- PERRY, J. H.- "Chemical Engineers" Handbook", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, (1941).
- 51.- PERRY, J. H.- "Chemical Engineers" Handbook, Textbook Edition, (1950).
- 52.- QUINN, E. L.- Ind. Eng. Chem., 20, p. 735, (1928).
- 53.- QUINN, E. L.- y JONES, C. L. "Carbon Dioxide", Reinhold Publishing Corporation, New York, (1936).

- 54.- REICH, G. T.- Food Inds., 17, p. 890-92; 1010; 1046-48; 1170-73, (1945).
- 55.- REICH, G. T.- Chem. & Met., 47, p. 153, (1940).
- 56.- REICH, G. T.- Chem. Eng., 53, p. 120, (1946).
- 57.- RIEGEL, H. R.- "Chemical Machinery", Reinhold Publishing Corporation, New York, (1944).
- 58.- SEELY, F. B.- "Resistance of Material", John Wiley & Sons, Inc., New York, (1935).
- 59.- SHERWOOD, T. K.- "Absorption and Extraction", McGraw-Hill, Book Company, New York, (1937).
- 60.- SHREVE, H. R.- "The Chemical Process Industries", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, (1945).
- 61.- SIEDER, E. N.- Chem. & Met., 46, p. 322, (1939).
- 62.- SIEDLER, P.- "Acido Carbónico", Gran Enciclopedia de Química Industrial de Munpratt (suplementos), Francisco Saix, Editor, Barcelona.
- 63.- SIEVERTS, A. y FRITZSCHE, A.- Z. Anorg. Allgem. Chem., 133, p. 1-16, (1924).
- 64.- SMITH, J. H. y QUINN, E. L.- Ind. Eng. Chem., 33, p. 1129, (1941).
- 65.- STOEVER, H. J.- "Applied Heat Transmission", McGraw-Hill Book Company, New York, (1940).
- 66.- SWEIGENT, WILBER y ALLEN.- Ind. Eng. Chem., 38, p. 185-200, (1946).
- 67.- TRANSACTIONS OF THE INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS, (London), 26, p. 119, (1948).
- 68.- VAN STRATHE y NICHOLLS.- Can. Chem. Process Inds., p. 947-51 (1947).
- 69.- VARIOS.- Chem. & Met., 54, p. 107, (Mayo 1947).
- 70.- VILDBRANDT.- "Chemical Engineering Plant Design", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, (1934).
- 71.- WALKER, W. H., LEWIS, W. K., MC ADAMS, W. H. y GILLILAND E. R.- "Principles of Chemical Engineering", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, (1937).
- 72.- WILLIAMSON, R. Y. y MATHEWS, J. H.- Ind. Eng. Chem., 16, p. 1157-61, (1924).

CATALOGOS, BOLETINES Y FOLLETOS.

- 73.- CYCLOTHINUM CORPORATION.- Boletín H-1. Hojas de especificaciones.
- 74.- FABRICA PERUANA ETERNIT S. A.- Boletines de tuberías y planchas.
- 75.- LADISH COMPANY.- Catálogos; Vol. 1, 2 y 3.
- 76.- LESLIE CO.- Boletín N° 467-A.
- 77.- MINISTERIO DE FOMENTO.- Boletines de Estadística Industrial, Dirección de Industrias y Electricidad, Lima, Años 1947 al 1949.
- 78.- MINISTERIO DE FOMENTO.- Anuario de la Industria Minera en el Perú, Años 1946 al 1951.

- 79.- POTTSTOWN BLOWER CO. Boletín N° P 100 (Ventiladores).
 - 80.- THE YALE & TOWNE MFG. CO./.- "Engineering Data for Pump Installations".
 - 81.- VULCAN IRON WORKS.- Boletín N° A-443 e Informes Particulares
 - 82.- WORTHINGTON PUMP AND MACHINERY CORP.- Boletín C - 1100 - B 24
-

ERRATAS ADVERTIDAS

En la página 16, al finalizar la frase en el segundo renglón debe seguir:

"Otros combustibles, tales como carbón, petróleo o gas pueden reemplazar al cok".

En la página 105, en el décimo renglón dice:

"Si se considera conveniente, se puede colocar un tabique en este tanque, para tener depósitos aparte de lejía concentrada y de lejía que se encuentra en circulación en todo el sistema".

Debe decir:

"Si se considera conveniente, se puede colocar un tabique en este tanque, para tener depósitos aparte de lejía concentrada y de lejía débil.

La capacidad del tanque se ha hecho ligeramente mayor al volumen total de lejía que se encuentra en circulación en todo el sistema".

ERRATAS ADVERTIDAS

En la página 16, al finalizar la frase en el segundo renglón debe seguir:

"Otros combustibles, tales como carbón, petróleo o gas pueden reemplazar al cok".

En la página 105, en el décimo renglón dice:

"Si se considera conveniente, se puede colocar un tabique en este tanque, para tener depósitos aparte de lejía concentrada y de lejía que se encuentra en circulación en todo el sistema".

Debe decir:

"Si se considera conveniente, se puede colocar un tabique en este tanque, para tener depósitos aparte de lejía concentrada y de lejía débil.

La capacidad del tanque se ha hecho ligeramente mayor al volumen total de lejía que se encuentra en circulación en todo el sistema".
