

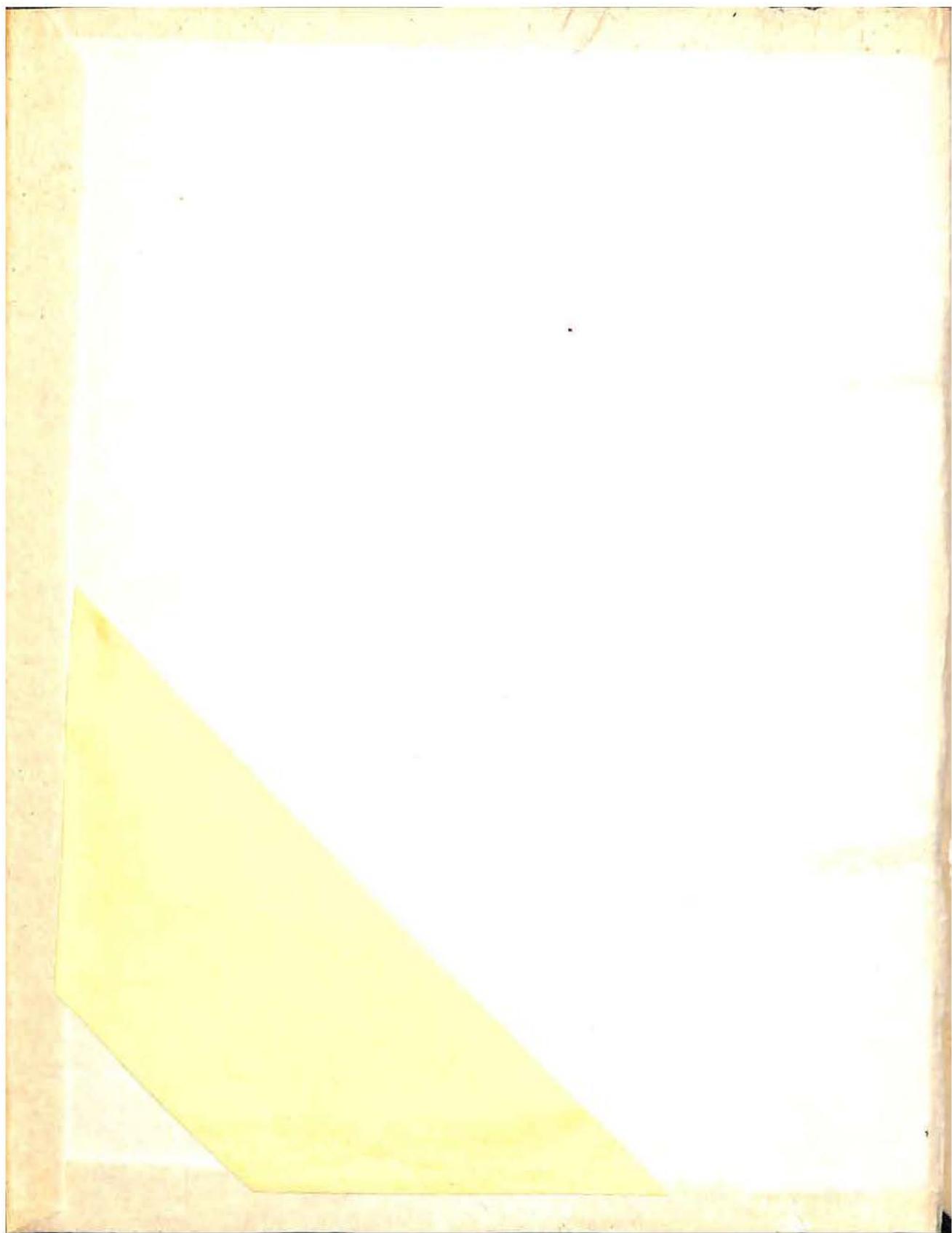
UNAM



23

TESIS-BCCT

890
No8e

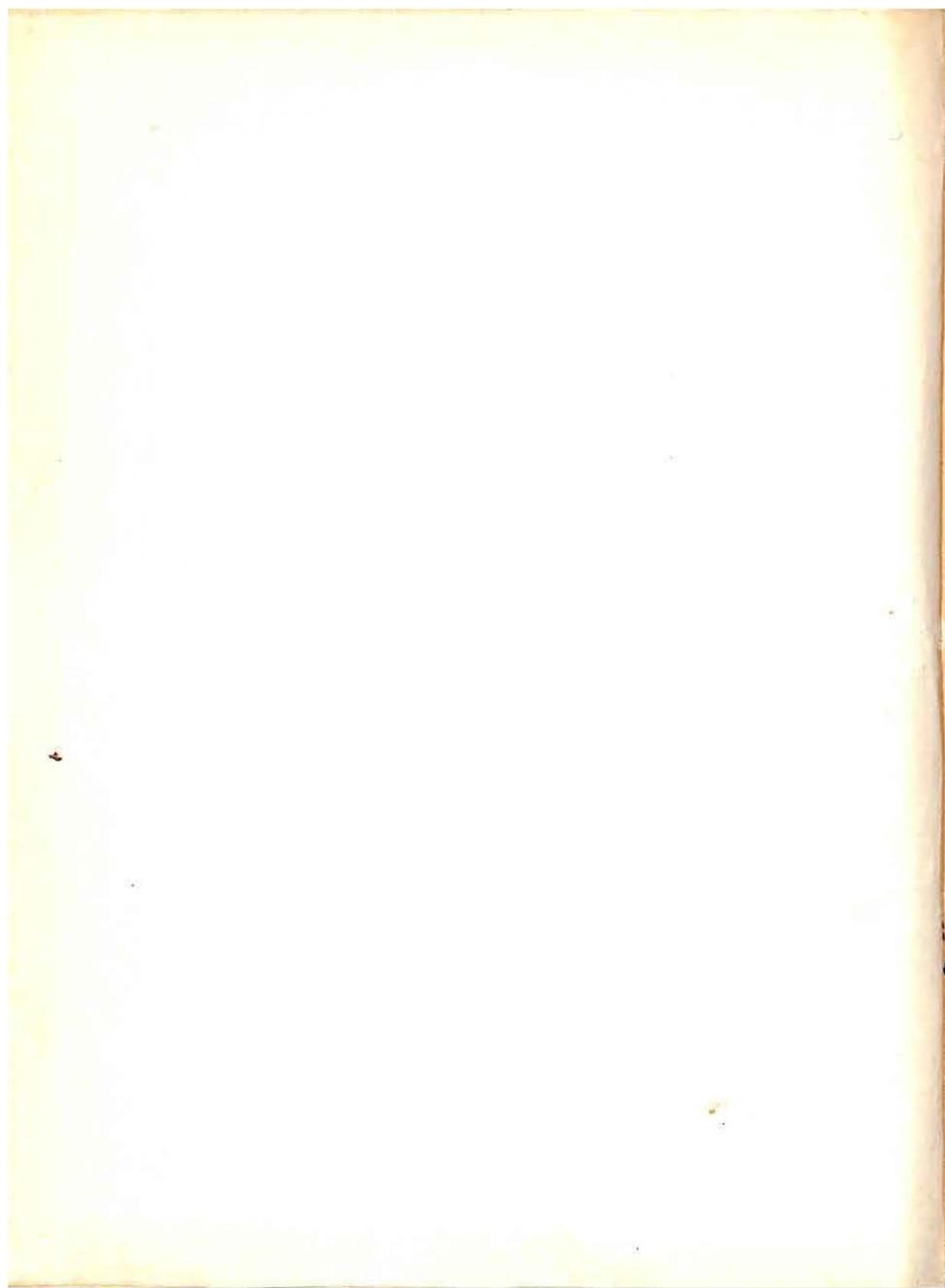




INSTITUTO DE GEOLOGIA
BIBLIOTECA

I-49

23



Juan Manuel Noriega Jr.

Geol



QUIMICA

ESTUDIO DEL CICLO DE PRODUCCION DE
GAS CARBONICO SOLIDO.



TESIS

MEXICO.

1936.



BIBLIOTECA

90
1082

CLASIF. NVT 1936 I-1

ADQUIS. I-49

FECHA

PROCED

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.
FACULTAD DE CIENCIAS FISICAS Y MATEMATICAS.

Estudio del ciclo de producción de
gas carbónico sólido, utilizando el
gas carbónico natural de manantiales,
basandose en el estudio hecho de los
manantiales de San José Purua, Mich.

T E S I S
que presenta para su exámen profesional
de Ingeniero Químico
el alumno

JUAN MANUEL NORIEGA VARGAS.

M E X I C O.



ESTADOS UNIDOS MEXICANOS
SECRETARÍA DE ECONOMÍA

890

Nota
El presente es un informe de producción de
los productos básicos de la industria
mexicana durante el primer semestre de 1960.
El informe muestra que la producción de
los productos básicos de la industria
mexicana durante el primer semestre de 1960
fue superior a la del primer semestre de 1959.

El presente es un informe de producción de
los productos básicos de la industria
mexicana durante el primer semestre de 1960.
El informe muestra que la producción de
los productos básicos de la industria
mexicana durante el primer semestre de 1960
fue superior a la del primer semestre de 1959.



MEXICO
1960

A MIS PADRES Y A MIS HERMANOS.

A MI ESPOSA Y

A MIS HIJOS.

A MIS MAESTROS Y COMPAÑEROS.

...SOMERSON DIN & W. SOMERSON DIN A

...T. A. SOMERSON DIN A

...SOMERSON DIN A

...SOMERSON DIN A

INTRODUCCION.

El anhídrido carbónico o gas carbónico como se denomina usualmente, ha tenido en los últimos - años muchos nuevos y muy variados usos. Estos varían desde su uso industrial primitivo para carbonatación de refrescos y vinos, hasta los usos más recientes como son: en la fabricación de hielo - seco que es el refrigerante ideal por no producir humedad y en muchas industrias químicas como materia prima.

Otras nuevas aplicaciones del CO_2 , son: en el tratamiento de las aguas duras para calderas donde el CO_2 obra formando bicarbonatos cambiando la masa dura en una masa esponjosa que se puede - eliminar más fácilmente; como extinguidor de incendios el que obra formando una capa que excluye el oxígeno; para usos mecánicos v. gr. en la minería donde está reemplazando a los explosivos por ser menos peligroso, y por que la explosión es - más lenta produciendo menos polvo, que es el caso ideal en las minas de carbón; para evitar mohos y hongos en el almacenamiento de cereales etc.

En México hasta hace poco tiempo el CO_2 lo producian las casas Beick Felix y Cia. y Hermann Lammers S.A. las que segun parece se han unido - con el nombre de Gas Carbónico Natural de México S. A.

La Secretaria de Economia, no tiene datos estadísticos sobre la producción o consumo de gas carbónico en México, no pudiendo por lo tanto - precisar si todo el CO_2 consumido en el país se produce, o si aun se importa pero lo probable

INDUSTRIAS

Las industrias de México son de tipo agropecuario y minero. En el sector agropecuario se destacan la agricultura y la ganadería. En el sector minero se encuentran la explotación de petróleo, carbón y metales preciosos. El sector industrial se caracteriza por la presencia de industrias de transformación de materias primas.

El sector agropecuario es el más importante de México. La agricultura es el principal sector productivo, con una gran variedad de cultivos. La ganadería también es una actividad importante, especialmente en el norte del país. El sector minero ha experimentado un crecimiento significativo en los últimos años, gracias a la explotación de petróleo y carbón. El sector industrial se encuentra en un proceso de desarrollo, con la presencia de industrias de transformación de materias primas.

El sector agropecuario de México es el más importante. La agricultura es el principal sector productivo, con una gran variedad de cultivos. La ganadería también es una actividad importante, especialmente en el norte del país. El sector minero ha experimentado un crecimiento significativo en los últimos años, gracias a la explotación de petróleo y carbón. El sector industrial se encuentra en un proceso de desarrollo, con la presencia de industrias de transformación de materias primas.

es que solo en las poblaciones fronterizas se importe de los E.U.

El CO_2 tiene dos orígenes: 1o. el natural y 2o. el artificial. Correspondiendo a la primera clasificación se tiene en México en explotación, la región del Lago de Texcoco y la región petrolera de Veracruz, siendo el primero licuado únicamente y solidificado el segundo - por salir a gran presión (1000#/pulgada cuadrada) y en cantidad casi increíble. Este pozo, - está en la Hda. de Quebracho Edo. de Ver. y la fábrica tiene al presente una producción de 15 toneladas inglesas de CO_2 sólido por día.

Hay muchos otros lugares en el país donde es posible aprovechar industrialmente el gas carbónico natural y que sin embargo no se ha prestado atención a ello, que posiblemente sea económico su aprovechamiento y sobre los cuales no hay datos precisos.

El manantial de que trate, está localizado en la Hacienda de San José Purua, Municipio de Jungapeo, Edo. de Michoacán a 30 kilómetros de camino carretero con la estación de ferrocarril más cercana y pudiendo por lo tanto abastecer el mercado de los gases colindantes.

El origen de este y de la mayoría de los pozos de CO_2 que no están dentro de las zonas petrolíferas, es probablemente debido a la acción de ciertos silicatos (sales del H_2SiO_3) sobre el carbonato de cal.

El gas carbónico artificial es: 1o. el desprendido en las cubas de fermentación y se dice primero por ser el más puro y el que primero se aprovechó y 2o. el formado en todos los

procesos químicos en que se desprende CO_2 como son los hornos de cal, fabricación del MgSO_4 , combustion del carbón etc. El gas carbónico producido por la casa Beick Felix es de origen artificial.

HISTORIA.

El CO_2 descubierto por Thilorier y producido comercialmente 90 años después en 1924, presenta uno de los pocos casos en que se descubra un compuesto químico y no se le encuentre aprovechamiento industrial prontamente.

Durante este tiempo solamente dos personas pensaron seriamente en su producción comercial el Sr. Elworthy y Mr. Slate, el primero médico de la Armada Inglesa y el segundo industrial canadiense, y durante este tiempo solo se uso en los Laboratorios para producir frío.

El punto de vista original fué el de reemplazar el CO_2 sólido en vez de hielo en los ferrocarriles y hasta después de varias pruebas sin éxito alguno se empezó a usar primeramente en la industria de los helados, vendiéndose como refrigerante para la conservación de helados bajo la denominación de "Hielo Seco".

De 1925 a 1930, su demanda incremento grandemente en los E. U. y se tienen los siguientes datos estadísticos:

Producción en	1925	170 toneladas
"	1926	525 "
"	1927	1575 "

Producción en 1928	7000 toneladas
" 1929	22000 "
" 1930	40000 "

De esta fecha en adelante, su uso incrementó más notablemente aun, no solo confinando su uso como preservativo de helados, sino a muchos usos industriales.

El hielo seco se produjo primeramente por un método similar a los usados en los Laboratorios, esto es por la rápida expansión del CO_2 líquido a la presión atmosférica, produciéndose un polvo blanco que se comprimía.

Si 1 lb. de CO_2 líquido se trata de este modo 0.3 lbs. de CO_2 sólido se producen, o sea que un 70% del líquido original se convierte nuevamente en gas. En el Laboratorio este gas se perdía, pero las plantas industriales modernas, lo recuperan para ser licuado nuevamente.

Las plantas originales trabajaban con este ciclo simple, pero pronto se llegó a la consideración que puesto que la producción de hielo seco comprende un sistema con un solo componente, el proceso termodinámico se podría estudiar casi completamente, obteniéndose como resultado práctico el reducir el consumo de energía por tonelada inglesa de 208 K.W. a 145 K.W., y desarrollándose varios ciclos de producción con pequeñas variantes entre si pero todos ellos más eficientes que el ciclo original.

En general se dice que gas de cualquier origen puede ser empleado, esto es cierto haciendo la salvedad que debe ser purificado principalmente de todas las sustancias extrañas que le

den color u olor al producto, pues este tiende a concentrarse al pasar a sólido.

Estas impurezas pueden ser compuestos del azúfre en los gases industriales, esterres orgánicos y similares en gas de fermentación, o hidrocarburos en el gas natural, y si se considera que el CO_2 sólido en su uso puede estar en contacto con los alimentos, es una consecuencia lógica el pensar en su eliminación antes de intentar usarlo.

El segundo tipo de impurezas son los gases no condensables, aire, hidrógeno, nitrógeno etc. que se podría creer que fueran inocuos y separarse fácilmente después de licuado el CO_2 . Hasta cierto punto esto es cierto, pero por desgracia el CO_2 es un compuesto que exhibe propiedades de retrocondensación y así en ciertas condiciones el CO_2 líquido se disuelve en la fase gaseosa para dar un sistema de una sola fase, y así se ha observado que una planta puede trabajar durante todo un año y repentinamente ser su producción nula, debido a un incremento de unos cuantos grados en la temperatura del agua de enfriamiento.

La única manera de prevenir los efectos que los "inertes" puedan producir, es estudiando el diagrama de la regla de las fases del sistema.

Existen otros dos problemas en la producción de hielo seco que deben mencionarse. La primera es la posibilidad de contaminación del CO_2 por el aceite en la compresión, y la segunda la presencia de vapor de agua. Aquella se ha eliminado por el uso de aceites especiales y filtros para aceite, y respecto a la segunda se sabe que

el CO_2 disuelve 0.04% de agua a temperatura ordinaria, que a 10°C esta agua se separa como hexahidrato ($\text{CO}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) y causa serios trastornos. La solución dada es secando el gas, con ácido sulfúrico, cloruro de cal o gel de sílice.

La presentación comercial usual es de blocks de 50 lbs. en cubos de 10" o en cilindros de 7" de diametro por 14" de largo con peso de 25 lbs.

Debido a que el punto triple del CO_2 , está a una presión arriba de la presión atmosférica, el CO_2 sólido pasa directamente a gas bajo una presión externa de una atmósfera de CO_2 . La temperatura a la cual esta evaporación tiene lugar es de -78.9°C .

El sistema gas-sólido, tiene 1 grado de libertad, por lo tanto si la presión del CO_2 gaseoso se altera la temperatura varia. Esto sucede cuando se levanta un block de CO_2 sólido al aire del recipiente en que se encuentra, que naturalmente contiene atmósfera de gas carbónico. El abatimiento en la temperatura, que se verifica en la superficie del block, primeramente hace que se contraiga causando un desequilibrio de tensiones, y a menos que el block sea lo suficientemente plastico se quiebra abruptamente.

Esto tiene importancia para escoger la densidad máxima de los blocks que teoricamente debe ser de 1.56 como máximo, pero densidades arriba de 1.4 hacen los blocks tan rijidos que al contacto del aire se desintegran.

El calor de sublimación del CO_2 es de 137 kg.-cal/kg. a -78.9°C y si el gas que resulta se calienta hasta 0°C , se tienen otros 15 kg.-cal por aumento de entalpia.

Comparandolo con el hielo comun, el hielo seco es 2 veces más efectivo peso a peso y 3 veces más efectivo volumen a volumen.

Debido a su baja temperatura, se creeria - que las perdidas por evaporación serian tan fuertes que no se podria manejar comercialmente a - largas distancias. La practica sin embargo enseña lo contrario y prueba de ello se tiene la producción de CO_2 sólido en el estado de Veracruz, con exportación por Tampico y con mercado en la ciudad de New York, con perdidas de 23% por evaporación.

Un punto interesante que tuvo que resolverse relacionado con esta industria, fue cuidar la salud de los operarios, y evitar que se sofocaran por la evolución de gas. La practica resolvió - esta dificultad aprovechando la particularidad de el CO_2 frio de ser mucho más pesado que el aire y ejecutando todas las operaciones desde un plano superior la dificultad desaparece y puede decirse que esta precaución ha sido un éxito.

Al tomar esta industria un aspecto comercial para sus dos usos principales, como refrigerante y como fuente de gas para carbonatación de bebidas, se creyó que entraria en lucha contra la refrigeración por hielo o refrigeración mecánica.

Estudios hechos por peritos presentan el siguiente estudio económico: todo el calor absorbido por el hielo seco se verifica a -78.9°C o sea 78.9° más abajo que el hielo de agua, consecuentemente de la 2a. ley de la termodinámica - para producir hielo seco, se requeriria más potencia que para producir hielo de agua. Los cálculos

El presente informe sobre el plan general de trabajo para el año 1954, que se presenta a la Junta de Gobierno, tiene como finalidad principal, proporcionar a los señores directores de las empresas, un cuadro claro y preciso de las actividades que se van a realizar durante el presente año, y de la forma en que se van a desarrollar.

El presente informe se divide en tres partes: la primera, que describe el plan general de trabajo; la segunda, que describe el plan de trabajo de las empresas; y la tercera, que describe el plan de trabajo de la Junta de Gobierno.

El plan general de trabajo para el año 1954, se basa en los principios de la política económica que se han adoptado, y en las necesidades de la industria y del comercio. El plan de trabajo de las empresas, se basa en el plan general de trabajo, y en las necesidades de cada una de ellas. El plan de trabajo de la Junta de Gobierno, se basa en el plan general de trabajo, y en las necesidades de la Junta de Gobierno.

les demostraron que con un ciclo ideal se requiere 15 veces más potencia para producir una unidad, pero que esto se compensaba con el precio, pues el hielo seco tiene un precio 20 veces mayor que el hielo.

Lo mismo se puede decir de los costos entre refrigeración mecánica y hielo seco a 0°C . Sin embargo a temperaturas bajas este va siendo más eficiente, hasta que a -78.9°C el hielo seco llega a ser el refrigerante más eficiente.

Otro problema fundamental para el uso del CO_2 como refrigerante es el control de temperatura. El CO_2 sólido en casi todos los casos está a una temperatura menor que la que se va a enfriar. Además la evaporación de los blocks es diferente dependiendo de su tamaño, y siendo dicha evaporación proporcional a la superficie, de tal modo que disminuye conforme el block se sublima. Es decir que si no se toman precauciones especiales, un espacio enfriado con hielo seco, tendría una temperatura mínima al ponerse el block y máxima cuando todo el block se hubiera evaporado.

Para evitar esto se han diseñado recipientes especiales aislando todas sus caras menos una. Puesto el CO_2 sólido en estos recipientes se introducen al espacio por refrigerar separado por una pared metálica y el calor robado pasa por conducción a través de esta pared al block de hielo seco. Como el recipiente está aislado en todas menos una de sus caras que ve a la pared metálica, la superficie de la cara del block se mantiene más o menos constante y

las temperaturas que son un tanto inferiores a las
 que se obtienen en el horno. Este hecho puede ser
 debido a que el calor que se transmite al
 material se pierde en parte por radiación y
 conducción. En consecuencia, el tiempo necesario
 para que el material alcance la temperatura
 requerida es mayor que el tiempo que se
 calcula considerando solamente la capacidad
 calorífica del material. Este hecho debe
 tenerse en cuenta al diseñar los hornos
 para que se obtenga el tiempo de calentamiento
 deseado.

se asegura por lo tanto una evaporación constante que será función de la superficie libre y del coeficiente de transmisión de la placa, y para variar la rapidez de la evaporación se pone una resistencia térmica entre el hielo seco y la placa de metal conductora, pudiéndose de este modo tener una temperatura hasta de -78.9°C .

A temperaturas altas (0°C) el CO_2 es un refrigerante ineficiente, puesto que la diferencia entre el espacio por refrigerar y el refrigerante es de 78.9° . En los evaporadores antes mencionados no se hace uso del abatimiento en la temperatura que se verifica de un modo irreversible.

De la segunda ley de la termodinámica se deduce que bien aprovechada esta diferencia de temperaturas se puede utilizar para efectuar un trabajo y este trabajo en este caso particular es la abstracción de calor del espacio refrigerado. Lo que se necesita por lo tanto es un motor termodinámico que usando de esta diferencia en temperaturas entre el CO_2 sólido y el espacio por refrigerar, sea más irreversible y utilizar la energía así obtenida para suplementar poder refrigerante al medio. Como novedad se tienen en estudio en varios Laboratorios de los E. U. estos motores termodinámicos sin partes móviles y que seguramente al ser perfeccionados duplicaran o cuando menos incrementaran el poder refrigerante del CO_2 sólido.

El CO_2 que se evapora tiene un poder aislante y tiene solamente un 60% de la conductividad del aire, de modo que aislando los tubos de salida del CO_2 gas evaporado, la pérdida de

calor de un espacio refrigerado puede ser reducido hasta el límite teórico de 60% que se obtendría si el medio fuera aire.

No hay motivo por que el CO_2 que se evapora no pueda ser nuevamente aprovechado y evidentemente este será el caso cuando se tenga la planta y el espacio por refrigerar en el mismo lugar.

En la actualidad para su aprovechamiento el CO_2 evaporado se pierde después de circular por el espacio entre la caja de refrigeración propiamente dicha y el material de protección.

Finalmente el CO_2 tiene un poder bactericida y así se ha demostrado que el pescado conservado en atmósfera de CO_2 y refrigerado con hielo se conserva en buen estado mayor tiempo que si solo estuviera refrigerado. Otro ejemplo de su poder bactericida es en las aguas carbonatadas, en que partiendo de aguas bacteriológicamente malas, después de ser saturadas con gas carbónico y practicado nuevo análisis mejoran o se purifican dependiendo del tiempo de contacto.

salir de un espacio refrigerado pueda ser mejor.
 side hasta el límite teórico de 50° C. a 50° C.
 tendría el medio fuera libre.
 No hay motivo para que el 50° C. sea el límite.
 La gran parte del movimiento aproximado y en gran
 medida para este caso cuando se tenga la
 capacidad de refrigerar en el mismo
 lugar.
 En la práctica para un aprovechamiento al
 50% evaporado se pierde gran parte de calor en por
 el espacio entre la caja de refrigeración pro-
 piamente dicha y el exterior de protección.
 El aislamiento de 50° tiene un poder bastante
 alta y así se ha demostrado que el pasado con
 arreglo en el interior de 50° y refrigerado con
 hielo se conserva en buen estado mayor tiempo
 que al solo evaporar refrigerado. Otro ejem-
 plo de su poder protector es en las aguas cal-
 dentas, en que durante la noche se refrigeran
 rápidamente y por lo tanto se ven saturadas con
 gas carbónico y por lo tanto debe estudiarse mejor
 que a la práctica de enfriamiento del tiempo de en-
 fríamiento.

Datos sobre el manantial.

Gasto de agua: 1.000.000 de litros en 24 horas.
 Temperatura de
 salida del agua: de 32 a 34° C durante el año.
 Altura del lugar: 1500 mts. sobre el nivel del
 mar o sea 4922 pies.
 Presión atmosférica: 623 mm de Hg.
 25.8" " " "
 Superficie : 4 metros cuadrados.
 Presion de salida
 de los gases: sensiblemente igual a la atmosférica.

Recolección del gas y determinación
 aproximada del gas que escapa libre.

Las obras de albañilería han confinado la superficie del manantial a 4 mts. cuadrados. En la superficie hay varios lugares donde se ve como que brota el agua, debido a la salida de los gases. Estos puntos no son siempre en el mismo lugar, ni tampoco en igual número. Por las pruebas al tomar el gas, se deduce que este se desprende en toda la superficie, aunque en mayor cantidad en ciertos puntos, y me valí del siguiente modo para la captación del gas: un garrafón de 20 litros fué llenado con agua é invertido dentro del agua y se le colocó en el cuello un embudo en la forma que lo indica la Fig. I, para presentar mayor superficie y conducir los gases hacia el interior del garrafón.

Tomando el tiempo que este necesita para llenarse y sacando un promedio del tiempo de llenado en varios lugares, se dedujo la cantidad de gas que escapa libre.

Esta operación debe verificarse con ciertas precauciones, como son el uso de mascarillas contra gases y valiéndose de varias personas.

Para la toma de los gases que se enviaron a la ciudad de México para posibles rectificaciones, los garrafrones fueron cerrados con tapón de hule abajo del agua, el tapón estando provisto de un tubo de vidrio con llave.

Los garrafrones para el análisis de los gases que se desprenden fueron recogidos en un garrafón que fué tapado abajo del agua con un tapón de hule perforado y provisto de un tubo que llegaba casi hasta el fondo con llave. Las muestras para el análisis de los gases disueltos en el agua, se recogieron en balones Pirex tapándose también debajo del agua.

Cálculo aproximado del gas que escapa libre.

Para su determinación se tenían los siguientes datos:

Tiempo medio de llenado 80 segundos
Volumen del garrafón 20 litros.
Superficie del embudo 0.070 mts.cuadrados
Superficie del manantial 4 mts. "

1000

Durante el tiempo que este proceso se realiza
 debe y conviene en promedio del 1.5% de la
 masa de los líquidos, en el caso de los
 de las que se refieren.
 El proceso debe verificarse en un
 grado que sea el uso de los líquidos
 que se refieren y se refieren de los líquidos
 que se refieren. Los líquidos que se refieren
 a los líquidos que se refieren para posibles
 razones, los líquidos que se refieren con los
 que se refieren del agua, el agua que se
 refieren de un tipo de vidrio con líquido
 los líquidos para el análisis de los
 gases que se refieren fueran resistentes en un
 grado que los gases que se refieren en un
 grado de alta pureza y presión de un tipo
 que permita para el tipo de líquidos que
 muestra para el análisis de los gases que se
 refieren en el agua, se refieren en líquidos que
 refieren también gases del agua.

Gases que se refieren del agua
 que se refieren.

Para la determinación de los gases que se refieren
 gases:
 Tiempo medio de los líquidos que se refieren
 Volumen de los líquidos que se refieren
 Cantidad de los gases que se refieren
 Superficie del líquido que se refieren

Es decir que la superficie del embudo está contenida 57 veces en la del manantial, y como toma 80 segundos para desalojar 20 litros o sea 15 litros por minuto, se dedujo que el flujo de gas es de:

$$Q = 57 \times 15 = 855 \text{ lts. por minuto}$$

Como aunque los 80 segundos representan el promedio de los tiempos requeridos para esta prueba en varios lugares del manantial, donde se ve brotar el agua tumultuosamente, como donde aparece relativamente tranquila, quiero suponer un error de 50% y consideraré como más verídico este dato ó sea

$$\begin{aligned} Q &= 427 \text{ lts. por minuto} \\ &= 910 \text{ pies cubicos por hora.} \end{aligned}$$

Análisis practicados.

De los análisis practicados, se desprende que un litro de agua contiene 340 cc de gas de los cuales el 97% es CO_2 , lo que significa que podría aumentarse la capacidad de la planta si se aprovechara esta gas separandolo por medio de - agitacion o por caída en cascada en torres etc.

Para la determinación del gas disuelto en el agua, se llenó un balon de 200 cc. y se cerró bajo el agua por medio de un tapón con una oración atravesada por un tubo con llave que fué conectado con un tubo de goma teniendo en el otro extremo un pequeño tubo en angulo recto. (Fig 2.) Se llenó con agua una campana graduada y se invirtió sobre una cuba llena de agua hervida y

fria, se llenó despues el tubo de desprendimien-
to y se empezó a calentar, siguiente el calenta-
miento casi hasta la ebullición, con lo que se
desprende todo el gas que pasa a la probeta gra-
duada y se mide. Caso de pasar vapor de agua, no
introduce error ninguno por que se condensa pa-
sando nuevamente al estado líquido. El volumen -
de gas desprendido relacionado al volumen de agua
de que se partió y relacionado a 1000 dió el si-
guiente resultado:

Gas contenido en el gua, 340 cc. por litro.

Separando el gas como antes dicho, se espera
unos minutos para igualar temperaturas, y enton-
ces se hace la lectura. La probeta donde se re-
coge el gas tiene un cupo aproximado de 120 cc.
teniendo graduación de 5 en 5 cc. del 0 al 100.
Teniendo el gas en esta probeta como antes dicho
y manteniendo el cierre hidráulico, se introduce
rápidamente y sin sacar del agua una barrita de
NaOH puro, se tapa tapa y se saca fuera del agua
para agitar, la sosa fija el CO_2 y al destapar -
nuevamente debajo del agua, el nivel dentro de la
probeta sube, anotándose la diferencia en volúmen.
Luego se introduce ácido pirogálico envuelto en
un cartucho de papel y se repite nuevamente la -
operación de agitar. Como la sosa que se puse an-
tes fué en exceso, se forma pirogalato de sodio
que fija el O_2 . Al destapar hay una nueva con-
tracción, anotándose el nuevo volumen. El resul-
tado del análisis relacionado a por ciento fué el
siguiente:

CO_2 97.30 % ; O_2 0.40 % ; N_2 por dif. 2.30%.

Análisis del gas que escapa libre.

Se determinó por medio del aparato de Orsat Fig. 7, determinando CO_2 , $\text{C}_n\text{H}_{2n}\text{O}_2$, y CO por absorción y N_2 por diferencia.

El método completo consiste en determinar CO_2 , C_nH_{2n} , O_2 y CO por absorción, H_2 y $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$ por explosión y N_2 por diferencia.

Estos análisis consisten en determinar el gas carbónico, hidrocarburos no saturados, oxígeno y monóxido de carbono por absorción en reactivos apropiados. El hidrógeno y el metano se determina tomando partes alicuotas de la muestra que queda a la cual se le añade suficiente aire para la combustión pasándola a una probeta de explosión en donde se quema la muestra por medio de una chispa eléctrica proveniente de una bobina de inducción, midiendo la contracción en volumen, y determinando la cantidad de CO_2 formado en la combustión y el exceso de aire. El % de NH_4 y de H_2 se deduce por cálculo y el N_2 se saca por diferencia.

El % de metano, no indica el % de metano que realmente existe, sino el % de hidrocarburos saturados que existe determinados como metano. Lo mismo pasa al determinar hidrocarburos no saturados.

Antes de principiar el análisis, se debe de revisar cuidadosamente el aparato para asegurarse que no hay fugas o admisión, lo que se verifica causando una presión hidrostática, lubricar y limpiar las llaves y llenar la botella de nivel que sirve para admitir y expulsar el gas con agua destilada acidulada con ácido sulfúrico y satura-

Análisis del Gas que escapa libre.

Se determinó por medio del aparato de Or-

del 1.º, determinando CO₂, CH₄, O₂ y CO por

absorción y H₂ por diferencia.

El método completo consiste en determinar

CO₂, CH₄, O₂ y CO por absorción, H₂ y CH₄ por

expansión y H₂ por diferencia.

Estos análisis consisten en determinar el

gas carbónico, hidrocarburos no saturados, el

gas y monóxido de carbono por absorción en reo-

ción apropiada. El hidrógeno y el metano se de-

terminan tomando partes alícuotas de la muestra -

que queda a la cual se le añade suficiente aire a

para la combustión pasando a una probeta de ex-

presión en donde se pesa la muestra por medio

de una célula eléctrica proveniente de una copia

de inducción, midiendo la contracción en volumen

y determinando la cantidad de CO₂ formado en la

combustión y el exceso de aire. El 2.º de H₂ y de

H₂ se deduce por cálculo y el H₂ se pesa por si-

mi método.

El 3.º de metano, de hidrógeno y de metano

que realmente existe, sino el 2.º de hidrocarburos

señala que existe determinados como metano, de-

stano para el determinar hidrocarburos no satur-

dos.

Antes de analizar el análisis, se debe de

haber cuidadosamente el aparato para asegurarse

que no hay fuga o admisión de gas en el

aparato una presión hidrostática, la cual y im-

por las líneas y la parte de la muestra de nivel que

tiene para admitir y expulsar el gas co- agua -

debiendo cuidarse con estos detalles y detalles

da con el gas que se va a analizar, lo que se logra haciendo barbotar este por unos segundos a través del agua.

Las probetas de absorción, son de diferentes tipos, las más comunes siendo las de Hemple, y estas a su vez pueden ser simples o múltiples (Fig. 3 y 4)

En todos los tipos de probetas, la rama conteniendo el aforo es casi capilar y el objeto de ser múltiples, es de evitar que el reactivo esté en contacto con la atmósfera y evitar que se debilite su poder de absorción.

La probeta de Lunge modificada Fig. 5 tiene un globo de hule que al pasar el gas a la probeta, se llena con el aire que estaba en la segunda rama con lo que se evita el contacto del reactivo con aire nuevo y se mantiene la solución fresca por más tiempo.

Los aparatos portátiles Fig. 7 contienen probetas que generalmente son de este tipo, montadas en un armazón de madera para su fácil acarreo. Existen modelos portátiles que tienen a más de las probetas de absorción, la probeta de explosión Fig. 6, para un análisis completo.

Para análisis practicados en el Laboratorio es más común y más fácil trabajar con probetas separadas Fig. 8.

En mi caso no me fué posible conseguir una probeta de explosión, pero llegué a la conclusión de que no hay metano por que el gas que quedaba después de las determinaciones, lo fuí almacenando en una probeta y luego que tuve suficiente muestra traté de prenderlo haciendolo pasar por un tubo de vidrio al extremo del cual se puso una lámpara, no

de con el gas que se va a analizar, lo que se lo-
 gra haciendo pasar este por unos agujeros a
 través del agua.

Las pruebas de absorción, son de diferentes
 tipos, las más comunes siendo las de Hämple y en-
 las a su vez pueden ser simples o múltiples.

En todas las pruebas de absorción, la rama con-
 ductora de gases se divide en dos partes y el objeto de
 ser multiplicado, se divide en partes que el reactivo está
 en contacto con la absorbente y evitar que se des-
 plaze su poder de absorción.

La prueba de Hämple es una modificación de la
 prueba de Hämple que al pasar el gas a la prueba
 se llena con el agua que está en la segunda rama
 la con la que se evita el contacto del reactivo
 con el gas y se absorbe la solución tras
 por una rama.

Las pruebas de absorción Fig. 7 contienen
 pruebas de absorción con de este tipo, donde
 que en la prueba de muestra para el tipo de absorción.
 Estas pruebas de absorción se llaman a las de las
 pruebas de absorción la prueba de absorción
 Fig. 8 para un análisis de absorción.

Para análisis de absorción en el laboratorio
 se han usado y más fácil trabajar con pruebas de
 pruebas Fig. 8.

En mi caso no me fue posible conseguir una
 prueba de absorción para la prueba a la conclusión
 de que no hay nada que el gas que quedaba
 después de las determinaciones. Lo que almacenamos
 en las pruebas y luego que tuve suficiente muestra
 para el análisis de absorción para el tipo de
 visto el extremo del tubo se tuvo una muestra de

habiendose notado combustión. Los análisis hechos por mi, concuerdan con ligeras variantes con los practicados en el Instituto Geológico.

Preparación de las soluciones.

La probeta C (referida a la Fig. 9) contiene la siguiente solución:

NaOH	500 grs.
H ₂ O	1000 cc.

y fija el CO₂ en la proporción de 40 cc. de CO₂ por cc. de solución.

La probeta D contiene agua saturada de bromo.

La probeta E contiene una solución de pirogalato de potasio que fija el O₂, hecha como sigue:

Acido pirogálico	5 grs.
------------------	--------

KOH	100cc. de una so-
-----	-------------------

lución que contenga 50 grs de KOH en 100cc. de H₂O.

Se emplean 50 grs de KOH por ser menor de 25% el contenido de O₂. Caso de ser mayor, se deberá emplear 120 grs de KOH para 100cc. de agua.

En la proporción que se puso 1cc. de solución, - puede absorber 2cc. de O₂.

La probeta F contiene cloruro cuproso que se usa para fijar el CO. Esta solución se prepara poniendo limadura de cobre en HCl de densidad 1.1 diluido a la mitad hasta que se ponga incolora la solución. Cada cc. de esta solución puede absorber de 1 a 2 cc. de CO.

Como se ve en la Fig. 7 estos recipientes contienen en su interior tubos de vidrio abiertos

Los resultados obtenidos en el presente trabajo de investigación son los siguientes: se ha demostrado que el uso de la técnica de la muestra aleatoria simple es la más adecuada para el estudio de la población en general. Se ha observado que el uso de la muestra aleatoria simple es la más adecuada para el estudio de la población en general. Se ha observado que el uso de la muestra aleatoria simple es la más adecuada para el estudio de la población en general.

En el presente trabajo se ha estudiado el uso de la muestra aleatoria simple en el estudio de la población en general. Se ha observado que el uso de la muestra aleatoria simple es la más adecuada para el estudio de la población en general. Se ha observado que el uso de la muestra aleatoria simple es la más adecuada para el estudio de la población en general.

Los resultados obtenidos en el presente trabajo de investigación son los siguientes: se ha demostrado que el uso de la técnica de la muestra aleatoria simple es la más adecuada para el estudio de la población en general. Se ha observado que el uso de la muestra aleatoria simple es la más adecuada para el estudio de la población en general.

En el presente trabajo se ha estudiado el uso de la muestra aleatoria simple en el estudio de la población en general. Se ha observado que el uso de la muestra aleatoria simple es la más adecuada para el estudio de la población en general.

en ambos extremos para presentar mayor superficie de absorción. El recipiente F contiene tela o varillas de cobre metálico para mantener la solución activa.

Este aparato representado esquemáticamente en la Fig. 9 consta esencialmente de una probeta A graduada de 0 a 50 o de 0 a 100 cc. encerrada dentro de una camisa de agua, para mantener la temperatura constante y sobre todo para saber a que temperatura se hacen las lecturas que es la misma que la temperatura del ambiente. Los recipientes C, D, E, F, que como se indicó antes pueden ser unidades separadas o formar parte de un aparato común, contienen hasta el aforo las soluciones antes dichas y en el orden enumerado. La botella B contiene agua acidulada y saturada con el gas por analizar y sirve para crear presión o vacío, forzando la muestra de gas o desalojándola para su análisis.

Operatoria: Conectado el aparato con la fuente de gas, la operatoria es como sigue: Cerradas las llaves 2, 3, 4 y 5 se abre 1 y se baja B para admitir gas del recipiente a A, se abre 1 al exterior para desalojar el gas admitido subiendo B, repitiendo esta operación hasta asegurarse de la expulsión total del aire del tubo de goma que sirve de comunicación, y que debe por lo tanto ser lo más corto posible.

Conseguido esto, se abre 1 y regulando ésta y la botella B se admiten 100 de gas a A, lo que se logra operando con una mano la llave y con la otra la botella. Obtenidos los 100 cc. de muestra, que servirán para el análisis, se cierra la llave 1 definitivamente.

en estos extremos para presentar mayor superficie de absorción. El reactante F contiene la misma cantidad de cobre metálico para mantener la misma actividad.

Este aparato construido especialmente para la Fig. 2 permite esencialmente de una prueba a temperatura de 0 a 50 o de 0 a 100 o. La muestra de una muestra de agua, para mantener la temperatura constante y sobre todo para poder a las temperaturas en las que las reacciones que se dan al paso de la temperatura de equilibrio. Los reactantes U, V, W, X, que como se indicó antes pueden ser usados de forma parte de un aparato, contienen hasta el punto las soluciones antes dadas y en el orden indicado. La botella B contiene agua destilada y se conecta con el gas por analizar y sirve para la medición o radio, forzando la muestra de los reactantes para su análisis.

Operación: Conectado el aparato con la fuente de gas, se operará con el mismo procedimiento que en las Fig. 2, 3, 4 y 5 se indica y se pasa B para analizar el gas del reactante A. Se abre A al exterior para desahogar el gas analizado, evitando B, todo. Siendo esta operación para asegurar de la exactitud total del gas del tubo de gas que sirve de comparación, y que debe ser la misma en todas las partes.

Construido este aparato se abre I y regulando está y la botella B se admiten 100 cc de gas A, lo que se logra operando con una mano la llave y con la otra la botella. Conectados los 100 cc de gas A, que se servirá para el análisis, se abre la llave I definitivamente.

Se abre 2, permaneciendo 3, 4 y 5 cerradas y abierta 2 se eleva B hasta que el nivel del agua en la bureta llegue a la marca 0, pasando por lo tanto todo el gas a C. Se supe y baja varias veces B para que el líquido beje y suba también en la probeta y que todo el CO_2 sea fijado, luego se baja lentamente la botella para que el líquido en la probeta suba exactamente hasta el aforo, pasando el gas a la probeta, se cierra 2 y se toma la lectura anotando la contracción en volumen, manteniendo B sobre la caja. Se vuelve a bajar B y a abrir 2 para repetir la misma operación de pasar el gas a la probeta C, hasta que dos lecturas sucesivas den el mismo resultado, o sea que se ha logrado la absorción completa.

Si hemos admitido 100 cc. de gas, la diferencia entre 100 y la nueva lectura, nos da el % de CO_2 . Luego se abre 3, permaneciendo todas las otras llaves cerradas y se repite exactamente la misma operación, pasando el resto del gas a la probeta que contiene el agua de bromo, la nueva lectura restada de la anterior, nos da el % de hidrocarburos no saturados. Sin embargo la operatoria varía un poco en este caso, pues después de la absorción se pasa el gas a la probeta de NaOH para quitar los humos de bromo y luego a la bureta para determinar la contracción.

Para la determinación de O_2 y CO, se opera en idéntica forma que para el CO_2 , pasando el resto del gas al pirogalato alcalino y al cloruro cuproso respectivamente.

Hechas todas estas determinaciones, se deduce N_2 por diferencia.

El promedio de los análisis practicados, dió el

siguiente resultado.

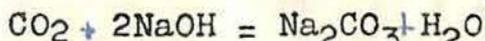
CO ₂	98.8 %
C _n H _{2n}	0.0 "
O ₂	0.2 "
CO	0.0 "
N ₂	1.0 "

Caso de existir NH₄ lo mejor es operar en probetas separadas. El gas despues de determinar CO₂, C_nH_{2n}, O₂ y CO ó bien los 3 primeros solamente, se regresa a la probeta conteniendo sosa, menos una parte alicuota, que se pasa a la bureta y abriendo l, se admite suficiente aire (80cc. para 8 ó 10cc. de gas) para la combustión del H₂ y del NH₄. Se conecta la bureta con la probeta de explosión teniendo cuidado de que las conecciones con el tubo de goma estén ajustadas y aseguradas por medio de un alambre, se introduce el gas, mas una poca de agua que sirve como amortiguador en la explosión. El gas se lleva a la presión atmosférica por medio de la botella que contiene Hg, lo que se logra nivelando las dos ramas del mercurio y luego cerrando la llave de la probeta de explosión.

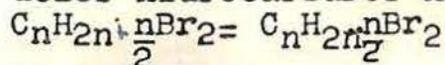
Hecha esta, el gas se lleva nuevamente a la presión atmosférica y se regresa a la bureta para ser medido. Se anota la contracción en volumen debido a la cumbustión del H₂ y del NH₄, y se pasa el gas a la probeta con NaOH para determinar el CO₂ formado en la combustión y el resto se pasa finalmente a la probeta con pirogalato alcalino para determinar el exceso de oxígeno que se admitió con el aire.

Las reacciones que se verifican, son las siguientes:

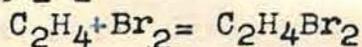
Absorción del CO_2



Absorción de los hidrocarburos no saturados.

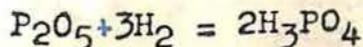


o cuando $n = 2$



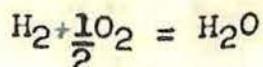
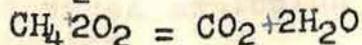
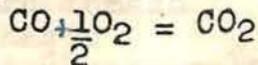
Absorción del O_2 .

La absorción por el pirogalato alcalino, no está bien definida. Este puede substituirse por fósforo blanco, siendo las reacciones como sigue:



Para operar, quitado el O_2 , el gas se pasa a una probeta con Cu_2Cl_2 que absorbe el CO formado. Para esta determinación, es necesario tener dos probetas con cloruro cuproso en serie, la segunda con solución fresca para estar seguros que todo el CO es absorbido.

En la prueba de explosión, las reacciones son las siguientes:



Las reacciones que se verifican, son las siguientes:

Algunas de ellas son:

Algunas de ellas son:

La reacción que se produce al mezclar ácido nítrico con este tipo de sales, es una reacción de oxidación-reducción.

$Fe^{2+} + HNO_3 = Fe^{3+} + NO + H_2O$

Para obtener, durante el proceso, el gas se pasa a una columna de absorción. Este gas, al ser absorbido, produce una reacción de oxidación-reducción, que se manifiesta por un cambio de color en el líquido absorbente. Este cambio de color, es debido a la formación de un compuesto de color rojo, que se produce al mezclar el gas con el líquido absorbente.

$NO + FeSO_4 = Fe(NO)SO_4$

$NO + FeSO_4 = Fe(NO)SO_4$

$NO + FeSO_4 = Fe(NO)SO_4$

Para mayor claridad de lo antes dicho, nos referiremos a un análisis típico de gas de alumbrado por presentar un análisis completo. Las anotaciones del análisis y los cálculos, serían los siguientes.

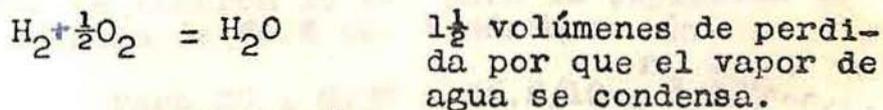
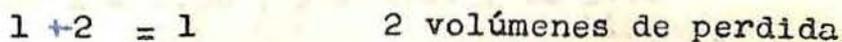
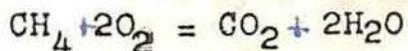
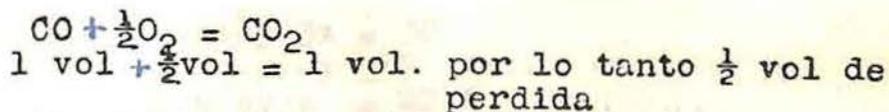
Muestra de gas	99.5 cc	
Después del KOH		97.3cc
" " Br ₂		92.8
" " pirogalato		86.8
	2.3 x 100	
CO ₂ % =	-----	= 2.31
	99.5	
	4.5 x 100	
C _n H _{2n} % =	-----	= 4.52
	99.5	
	6.0 x 100	
O ₂ % =	-----	= 6.03
	99.5	

Determinado por absorción $\overline{12.86}$ %
 Queda por determinar CO, C_nH_{2n+2}, H₂, N₂ para ser determinados los 3 primeros por explosión, y el último por diferencia. El CO, se puede determinar directamente por absorción en Cu₂Cl₂ o bien por explosión, método que se prefiere por ser más rápido y por que no incluye errores sistemáticos.

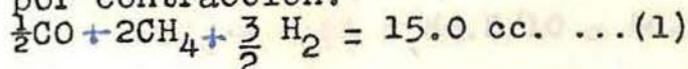
Explosión:		
Muestra tomada	10.0 cc	90.0 cc.
Aire hasta		
Vol. después explosión	65.0 "	15.0 "
Contracción		

32
 The following table shows the results of the analysis of the samples taken from the different parts of the engine. The analysis was carried out by the laboratory of the Ministry of Agriculture and the results are given in the following table.

Part	Sample No.	Analysis	Result
Cylinder	1	Oil	0.5%
	2	Carbon	1.2%
Piston	3	Oil	0.8%
	4	Carbon	1.5%
Crankshaft	5	Oil	0.3%
	6	Carbon	0.7%
Valve	7	Oil	0.4%
	8	Carbon	1.0%
Camshaft	9	Oil	0.2%
	10	Carbon	0.6%
Belt	11	Oil	0.1%
	12	Carbon	0.4%
Water	13	Oil	0.0%
	14	Carbon	0.1%



Pérdida por contracción:



Despues del KOH 60.0 cc.
 Vol. de CO_2 formado 5.0 cc.



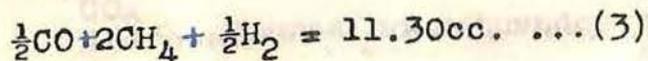
Despues del pirogalato 54.5 cc.
 Exceso de O_2 5.5 cc.

Considerando el aire formado por 21% de O_2 y 79% N_2 , tenemos:

$$80 \times \frac{21}{100} = 16.80 \text{ O}_2 \text{ en aire admitido}$$

$$16.80 - 5.5 = 11.30 \text{ restando exceso}$$

Oxígeno consumido:



Tomando las ecuaciones (1)(2)y(3), tenemos 3 ecuaciones con 3 incognitas.

Si hacemos $x = \text{CO}$; $y = \text{CH}_4$; $z = \text{H}_2$, tendremos

$$\begin{aligned}x+4y+3x &= 30 \\x+y &= 5 \\x+4y+z &= 22.6\end{aligned}$$

de donde $x = 0.36$; $y = 4.64$; $z = 3.70$

y como se tomaron 10 cc. para la explosión de una muestra de 86.8 cc. tendremos

$$\text{Para CO} = 0.36 \times 86.8/10 = 3.125$$

$$\text{CH}_4 = 4.64 \times 86.8/10 = 40.27$$

$$\text{H}_2 = 3.70 \times 86.8/10 = 32.12$$

Que no nos da el % por razón de que en la muestra original no se admitieron 100 cc, sino 99.5 cc.

$$\begin{aligned}\text{CO \%} &= 3.125 \times 100/99.5 = 3.14 \\ \text{CH}_4\% &= 40.27 \times 100/99.5 = 40.47 \\ \text{H}_2\% &= 32.12 \times 100/99.5 = 32.28 \\ &\quad \underline{75.89\%}\end{aligned}$$

Determinado por absorción 12.86%

" " explosión 75.89%

Nitrógeno por diferencia 11.25%

Resultado del análisis:

CO ₂	2.31%
Hidrocarburos no saturados	4.52"
O ₂	6.03"
CO	3.14"
Hidrocarburos saturados	40.47"
H ₂	32.28"
N ₂	11.25"
	<u>100.00%</u>

1947 = 22.6
1948 = 22.6
1949 = 22.6

de donde $\lambda = 0.36$, $\mu = 4.04$, $\sigma = 2.70$

y como se requiere lo es, para la explosión de una muestra de 100 cc. tendremos

$$M_1 = 0.36 \times 100 \times 2.70 = 9.72$$

$$M_2 = 4.04 \times 100 \times 2.70 = 109.08$$

$$M_3 = 2.70 \times 100 \times 2.70 = 72.90$$

algunas de las de λ por razón de que en la muestra original se se encuentran 100 cc. más 99.5 cc.

$M_1 = 9.72$
 $M_2 = 109.08$
 $M_3 = 72.90$

Resultados de la explosión
Muestra por explosión 12.86
Muestra por diferencia 11.25

100.00	
11.25	
32.25	
40.47	
7.14	
0.07	
4.52	
2.31	

Determinación de la capacidad
de la planta.

Como un litro de gas pesa 1.9643 grs, y al licuarse seguirá pesando lo mismo, tenemos que un Kg. a 509 lts. ó sea que para cada kilogramo de CO₂ líquido, se necesitan 509 litros de CO₂ gas.

Existe el dato práctico (Chemical and Metallurgical Engineering, Marzo 1933) de que para un litro de CO₂ líquido se necesitan 545 lts de gas, y como la densidad del CO₂ líquido es de 1.19, tenemos de la relación

$$d = \frac{m}{v}$$

$$1.19 = 509/v$$

De donde $v = 426$ ó sea que se deberían necesitar 426 lts de CO₂ gas para un litro de CO₂ líquido, pero como el dato práctico no da 545, podemos deducir que hay una pérdida, o sea que la eficiencia es:

$$\eta = \frac{426}{545} = 78\%$$

Como del manantial se escapan 25.620 lts/hr. y la eficiencia es de 78%, tendremos como gasto aprovechable

$$Q = 25.620 \times 78/100 = 19.983 \text{ lts/hr.}$$

que nos daría gas carbónico líquido en la siguiente proporción:

$$\text{Kg. CO}_2 \text{ por hora} = 19.983/509 = 39$$

$$\text{lts. " " " } = 19.983/426 = 47$$

y en vista de esto la capacidad de la planta, sería de 30 kgs. de CO₂ líquido por hora.

Proceso de fabricación.

Una planta para la producción de CO_2 sólido, partiendo de gas puro, comprende en síntesis: compresión del gas en 3 pasos, enfriadores de gas por agua, filtros, desecador, condensadores, enfriadores de CO_2 , cambiadores de calor y cámara de CO_2 sólido.

Los varios pasos de enfriamiento, están sincronizados con la presión para reducir el tamaño de las compresoras y la potencia consumida.

El fenómeno físico en la fabricación de CO_2 sólido, es la reducción de presión y enfriamiento del CO_2 abajo del punto triple (-70°F), siendo evidente que hay un mayor rendimiento de CO_2 sólido por libra de CO_2 líquido, si este se enfría a menor temperatura.

Antes de que el CO_2 entre al sistema, debe de ser purificado para quitar todas las impurezas que puedan dar color u olor al hielo seco, y ya purificado se introduce al sistema a unas cuantas libras de presión.

La eliminación de la humedad se hace necesaria para evitar que se tapen las tuberías por la formación de hielo. Los deshumidificadores ordinarios cuyo principio es poner el gas en contacto con agua a una temperatura menor que su punto de rocío, no se usan y en la industria se hace por congelación, por secadores de ácido sulfúrico o por medio de las llamadas gels de sílice o de aluminio (sílica or alumina gel) que es un adsorvente preparado de la coagulación de una solución de ácido silícico. La palabra gel meramente indicando el estado de la sustancia en una de sus fases de

Informe de la Comisi3n

El presente informe es el resultado de las actividades realizadas durante el periodo comprendido entre el 1 de enero de 1955 y el 31 de diciembre de 1955. En este periodo se han cumplido los objetivos establecidos en el plan de trabajo para el presente a3o.

Las actividades realizadas durante el presente a3o se han desarrollado de acuerdo con el plan de trabajo aprobado en la sesi3n de la Comisi3n celebrada el 15 de febrero de 1955. En este sentido, se han cumplido los objetivos establecidos en el plan de trabajo para el presente a3o.

En el presente informe se exponen los resultados obtenidos durante el periodo comprendido entre el 1 de enero de 1955 y el 31 de diciembre de 1955. En este sentido, se han cumplido los objetivos establecidos en el plan de trabajo para el presente a3o.

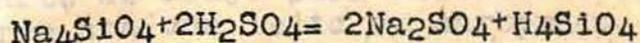
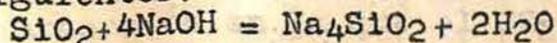
El presente informe es el resultado de las actividades realizadas durante el periodo comprendido entre el 1 de enero de 1955 y el 31 de diciembre de 1955. En este sentido, se han cumplido los objetivos establecidos en el plan de trabajo para el presente a3o.

En el presente informe se exponen los resultados obtenidos durante el periodo comprendido entre el 1 de enero de 1955 y el 31 de diciembre de 1955. En este sentido, se han cumplido los objetivos establecidos en el plan de trabajo para el presente a3o.

preparación, pero que como se usa es una sustancia de aspecto vidrioso, semejante a la arena cuarzoza pero de estructura porosa que se caracteriza por el arreglo y uniformidad de sus poros y que responde a la fórmula SiO_2 .

Se obtiene haciendo reaccionar en las condiciones apropiadas silicato de sodio con ácido sulfúrico. La mezcla se coagula en un hidrogel que se lava para quitar el sulfato de sodio formado.

Este hidrogel se seca para producir la gel de sílice del comercio, de aspecto cristalino cuyos poros se han estimado en 4×10^{-7} cms. Su humedad varia de 4 a 7% pudiendose obtener anhidra, pero se ha observado que da mejor resultado como deshidratante y como purificador cuando tiene un 4% de humedad. Las reacciones para su preparación son las siguientes:



Una instalación típica para el aprovechamiento de la gel de sílice en la purificación del CO_2 líquido, que fué donde primero se empezó a usar, está dada en la Fig. 13, tomada del Perry.

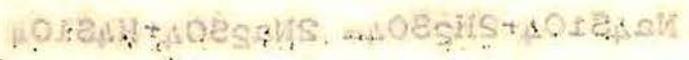
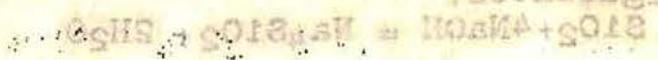
Esta sustancia absorbe hasta 40% de su peso de agua. Esta agua se le puede quitar por calentamiento, de manera que es relativamente fácil su regeneración. Es marcadamente higroscópica y de aquí su uso como deshidratante.

Purificación del gas.

El CO_2 de que se trata, porno contener ni

preparación pero que como se vea en las tablas
de aspecto vidioso semejante a la arena
arrosa para de estructura porosa que se carac-
tera por el arreglo y uniformidad de sus poros y
que responde a la fórmula SiO_2 .

Se obtiene mediante reacción en las condi-
ciones apropiadas alifato de sodio con óxido ali-
fático. La mezcla se conserva en un recipiente que
se lava para quitar el alifato de sodio formado.
Este alifato se usa para producir la gel
de sílice del comercio de aspecto cristalino que
sus poros se han estimado en 4×10^3 cm² g⁻¹.
La densidad aparente es de 0.4 g/cm³ pero se ha observado que el mejor resultado como
deshidratante y como purificador cuando tiene un
pH de humedad. Las reacciones para su preparación
son las siguientes:



Una instalación típica para el aprovechamiento de
la gel de sílice en la purificación del CO_2 líquido
que fue donde primero se empleó a gran escala
está en la Fig. 17, Comada del Perry.

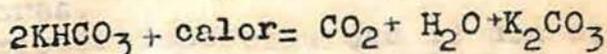
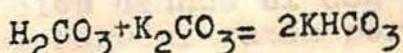
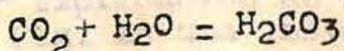
Esta sustancia absorbe hasta 40% de su peso
de agua. Esta agua se le puede quitar por un
tratamiento térmico que es relativamente fácil
en regeneración. Es manuscrito hidrotérmico y
de aquí se usa como deshidratante.

Purificación del gas.

El CO_2 de que se trata, por lo común se

H_2S ni NH_4 , se hace inecesaria la purificación química del gas y solo queda el problema de quitar el aire (inertes) que no pueden sacarse del sistema cuando el CO_2 se haya licuado por ser muy grandes las pérdidas (25%) según se verá mas adelante.

Industrialmente se ha optado por verificar la reacción para formar el bicarbonato y luego la descomposición de este por el calor, desprendiéndose CO_2 unicamente. Las reacciones siendo:

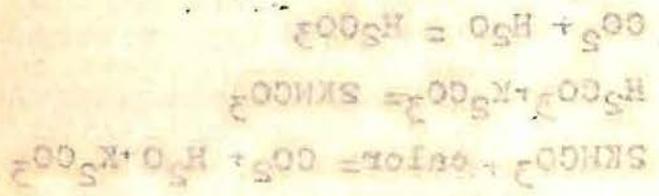


La instalación consite esencialmente de una torre de absorción en la que el CO_2 impuro penetra por la parte de abajo para reaccionar a lo largo de la torre con una lejia de carbonato de sodio o de potasio que decae; de un evaporador de calandria en la que el CO_2 que se desprende caliente se enfria en un cambiador de calor para calentar la solución de $KHCO_3$ que viene de la torre y luego acabarse de enfriar con agua para poder pasar al gasógeno del cual pasa al ciclo para ser licuado ó solidificado.

Como la reacción es reversible, al desprenderse el CO_2 queda K_2CO_3 caliente que se enfria en otro cambiador de calor a contrarriego con la misma solución de bicarbonato de la torre y acabarse de enfriar con agua para salir frio y penetrar nuevamente a la torre.

Como no se desprende el CO_2 seco y además

H₂O y NH₃, se hace incesante la purificación de
 mias del gas y este queda el problema de purificar el
 gas (aire) que no pueden sacarse del sistema
 cuando el CO₂ se haya fijado por ser muy grande
 las pérdidas (25%) según se verá más adelante.
 Finalmente se ha optado por verificar
 la reacción para formar el bicarbonato y luego la
 decomposición de este por el calor, desprendien-
 dose CO₂ únicamente. Las reacciones serían:



La instalación consiste esencialmente de una
 torre de absorción en la que el CO₂ líquido penetra
 por la parte de abajo para reaccionar a la vez
 de la torre con una lejía de carbonato de potasio
 de potasio que desciende de un evaporador de agua
 fría en la que el CO₂ que se desprende calienta
 se entra en un cambiador de calor para calentar
 la solución de KHCO₃ que viene de la torre y
 así se da entrada con agua para poder pasar la
 solución del cual pasa al otro para ser fijado
 o solidificado.

Como la reacción es reversible, al descomponer
 darse el CO₂ queda el agua caliente que se calienta
 otro cambiador de calor a temperatura con la que
 solución de bicarbonato de la torre y después de
 entrar en el cambiador de calor y penetrar en la
 mente a la torre.
 Como no se desprende el CO₂ seco y además

por que en el gasógeno se mantiene un cierre hidráulico, se hace necesario el secado por los medios ya indicados una vez admitido al ciclo.

Las torres de adsorción se construyen de platos con calotas, el número de platos dependiendo de varios factores v. gr. pureza del gas, temperatura y concentración de la solución, que son los factores que hacen variar el coeficiente de adsorción.

Para mayor explicación de lo antes dicho, se reproduce en la Fig. 15 una instalación esquemática de purificación usando el CO_2 desprendido en la combustión del carbón, razón por la cual aparecen dos lavadores.

Caso de existir impurezas que le den olor al producto v. gr. CO_2 de fermentación, se purifica usando carbon activado. Para esta purificación, se tiene una instalación tipo en la Fig. 48 del Perry.

Ciclo de Producción.

El ciclo ideal de producción, llegando hasta CO_2 sólido es el propuesto por el Dr. J. C. - Grossmann, en su estudio titulado "Carbon Dioxide Thermodynamics and Solid Carbon Dioxide" representado esquemáticamente en la Fig. 13, y que es el siguiente: el CO_2 purificado se introduce al sistema a unas cuantas libras de presión llegando a un tanque mezclador (1) en el que por cada unidad admitida, recibe por otro lado 0.853 unidades que provienen del cambiador de calor (15) de la

por que en el gasómetro se mantiene un cierto nivel de líquido, se hace necesario el resaca por los gases ya imitados una vez admitido el gas.

Las torres de absorción se construyen de platos con salidas, el número de platos depende de los varios factores y que dependen del gas, la presión y concentración de la solución, que los factores que hacen variar el coeficiente de absorción.

Para mayor explotación de lo antes dicho se reproduce en la fig. 15 una instalación esquemática de purificación de gas, después de la absorción del gas, según por la cual pasan por lavadores.

Caso de existir impurezas que se descomponen al producirse el CO₂ de la fermentación, se purifica cuando se purifican para este propósito, como se tiene una instalación tipo en la fig. 16 del Perry.

Clase de Producción.

El tipo ideal de producción, llegando hasta el CO₂ se da el proceso por el Dr. L. C. Greenham, en su estudio titulado "Carbon Dioxide Production and Soda Carbon Dioxide" según se describe en la fig. 17, y que es el siguiente: El CO₂ producido se introduce al sistema a una columna de presión ligera a un tanque evaporador (1) en el que cada vez que se admita, según por otro lado 0.853 unidades que provienen del evaporador de calor (2) se le

cámara de solidificación.

Hecha la mezcla, el gas adquiere una cierta temperatura, y a esa temperatura y presión pasa al primer paso de la compresión, saliendo a la presión de 75# y 247°F, pasando después a través de un enfriador de agua donde se abate su temperatura hasta 75°. A la salida de este, el gas se mezcla en (2) con 0.481 unidades provenientes del enfriador (13), a la misma presión y a la temperatura de -62°, para dar 2.334 unidades a 46°.

De aquí se conduce el gas al segundo paso de la compresión en el cual se lleva a la presión de -310# elevándose su temperatura a 220°F. Enfriado en un enfriador de agua (5), nuevamente se abate su temperatura a 75°F a la entrada del mezclador (3) que recibe por otro lado 1.666 unidades procedentes del enfriador (12) a la misma presión y a la temperatura de 3.6°, dando 4 unidades a la temperatura de 45° que deben pasar al tercer paso de compresión, para salir a una presión de -1025# y a 198°F.

Luego se conduce a través de una trampa para aceite (6), de un filtro (7) al condensador (9) donde se condensa, licua y enfría hasta una temperatura de 80°F. El líquido a esa temperatura pasa a través de un secador conteniendo gel de sílice quedando por lo tanto en condiciones de ser licuado.

Los enfriadores que se muestran en el diagrama, son del tipo de tubos concéntricos (shell and tubes tipe), sin embargo, depende de las condiciones de que se trate para elegir el tipo de enfriador que corresponda.

cámara de solidificación.
 Hecha la mezcla, el gas adquiere una cierta tem-
 peratura, y a esa temperatura y presión pasa el
 primer paso de la compresión, saliendo a la pres-
 ión de 75 y 247, pasando después a través de
 un enfriador de agua donde se abate su temperatu-
 ra hasta 15°. A la salida de este, el gas se res-
 cis en (2) con 0.481 unidades provenientes del
 enfriador (1), a la misma presión y a la tempera-
 tura de -52°, para dar 2.534 unidades a 45°.
 De aquí se conduce el gas al segundo paso de la
 compresión en el cual se lleva a la presión de
 310 elevándose su temperatura a 220°. Entrando
 en un enfriador de agua (3), nuevamente se abate
 su temperatura a 75° y a la entrada del mezclador
 (3) que recibe por otro lado 1.666 unidades pro-
 cedentes del enfriador (2) a la misma presión y
 a la temperatura de 75°, dando 4 unidades a la
 temperatura de 45° que deben pasar al tercer pa-
 so de compresión, para salir a una presión de
 1025 y a 188°. Luego se conduce a través de una trampa para
 el (4) de un litro (7) al condensador (3) don-
 de se condensan, líquida y entría hasta una tempera-
 tura de 30°. El líquido a esa temperatura pasa
 a través de un secador conteniendo gel de sílice
 quedando por lo tanto en condiciones de ser lla-
 mado.
 Los enfriadores que se muestran en el diagrama
 son del tipo de tubos concéntricos (enfriador
 de tubos tipo), sin embargo, depende de las condi-
 ciones de que se trate para elegir el tipo de en-
 friador que corresponda.

De aquí el CO_2 líquido y seco, pasa a un enfriador (12) en el que el 41.7% se evapora al pasar - por una valvula de expansión produciendo el enfriamiento del resto, que pasa a un segundo enfriador. El gas que se evapora, sale a la temperatura de 3.6° y a la presión de 310#, entrando en estas condiciones al mezclador (3).

En el segundo enfriador (13), el 20.6% se evapora nuevamente produciendo el enfriamiento del resto que sale a la temperatura de -40° . La parte que se evapora sale a -62° y 75# condiciones en las que penetra a (2) y entrar nuevamente al ciclo. El CO_2 líquido que pasa, va a un cambiador de calor (15) en el cual se baja su temperatura unos cuantos grados más a expensas del gas que se evapora en la cámara de CO_2 sólido, en donde el 46.05% se evapora y el 53.95% se solidifica.

El CO_2 gas sale del cambiador de calor a la temperatura de -6.9° y a muy poca presión (5#) para poder pasar al mezclador (1) y entrar nuevamente al ciclo.

La ventaja marcada de este método de fabricación, estriba en que, una vez establecido el ciclo, teóricamente por cada unidad de CO_2 gas que entra, se obtiene una unidad de CO_2 sólido.

El enfriador de agua (17) sirve para enfriar el CO_2 líquido en las condiciones donde entra al ciclo y que sirve para completar las perdidas que puede haber en la fabricación. (make-up).

Este trabajo trata del cálculo de los aparatos en unos casos y de la verificación de las condiciones dadas en otros.

Te advi el CO₂ líquido y seco, pasa a un enfria-
 dor (12) en el que el aire se evapora al pasar
 por una válvula de expansión reduciendo el nivel
 ambiente del resto, que pasa a un segundo enfriador.
 El gas que se evapora, sale a la temperatura de
 2.6° y a la presión de 210² entrando en estas con-
 diciones al mezclador (2).
 En el segundo enfriador (13) el 20.0% de se evapora
 nuevamente produciendo el enfriamiento del resto
 que sale a la temperatura de -40°. La parte que
 se evapora sale a -62° y 124² condiciones en las
 que penetra a (2) y entra nuevamente al ciclo.
 El CO₂ líquido que pasa, va a un acumulador de en-
 fer (14) en el cual se baja la temperatura unos
 cuantos grados más a expensas del gas que se eva-
 pora en la cámara de CO₂ salida, en donde el 40.0%
 se evapora y el 55.92% se solidifica.
 El CO₂ gas sale del acumulador de agua a la tempera-
 tura de -6.9° y a una presión (5²) para
 poder pasar al mezclador (1) y entrar nuevamente
 al ciclo.
 La ventaja marcada de este método de fabricación
 estriba en que, una vez establecido el ciclo, se
 ralmente por cada unidad de CO₂ que entra en
 obtiene una unidad de CO₂ líquido.
 El extractor de agua (15) sirve para extraer el
 CO₂ líquido en las condiciones arriba dadas al
 ciclo y que sirve para completar las pérdidas que
 pueda haber en la fabricación (máquina).
 Este aparato trata del cálculo de los gases que
 una vez y de la verificación de las pérdidas
 que haya en otros.

Cálculo del gasógeno de captación.

El gasógeno se colocará directamente arriba del manantial y la base de este, estará dado por la obra de albañilería ya existente que es un cuadrado de 2mx2m, o sea 4 mts. cuadrados.

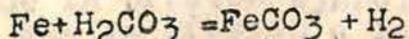
Deberá contener cuando menos la capacidad del gas que se escapa libre en $\frac{1}{2}$ hora o sea 12.81 metros cúbicos. Para este volumen y la base ya limitada a 4 m. cuadrados, corresponde una altura de 3.2 m., quedando sus dimensiones por lo tanto

$$l = l' = 2m$$

$$h = 3.2m$$

El tubo de succión del ventilador (blower) estará en la parte superior según se ve en la Fig. 11, en la que también se muestra la forma que afectará, así como la posición de la tapa. Directamente arriba del nivel del agua, se pondrán barras atravesadas en los dos sentidos, que obrarán como un primer deshumidificador mecánico.

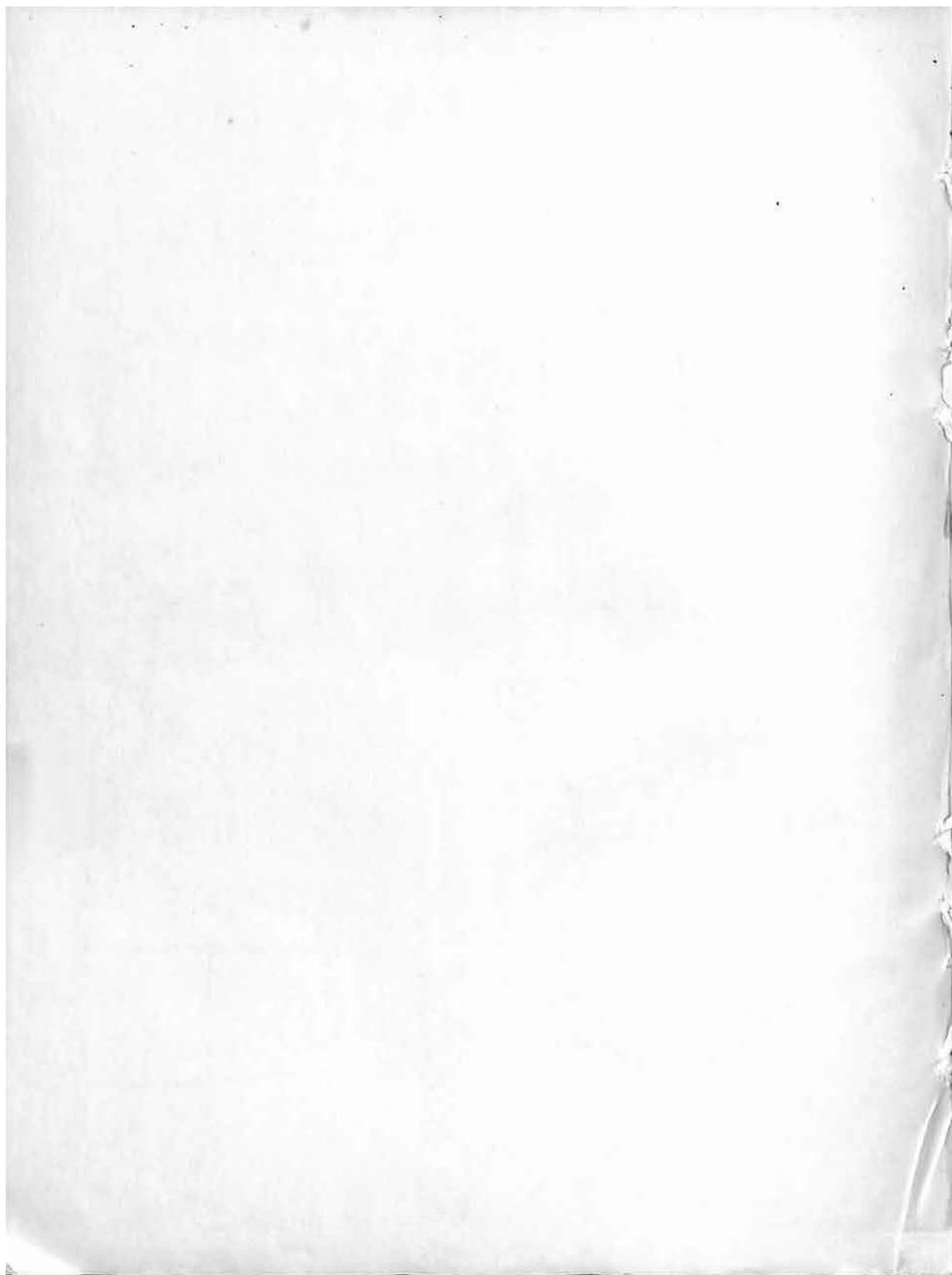
Se construirá de lámina de fierro de $\frac{1}{2}$ " y en su interior se protegerá con pintura a base de chapopote por que el CO_2 con la humedad forma un ácido débil H_2CO_3 que ataca al fierro.



el $FeCO_3$ por ser inestable sufre cambios posteriores



La fórmula dada para el óxido ferrido hidratado, representa aproximadamente la composición del óxido. Por quedar CO_2 libre en la reacción, a más del que hay en este caso particular, se hace indispensable la protección.



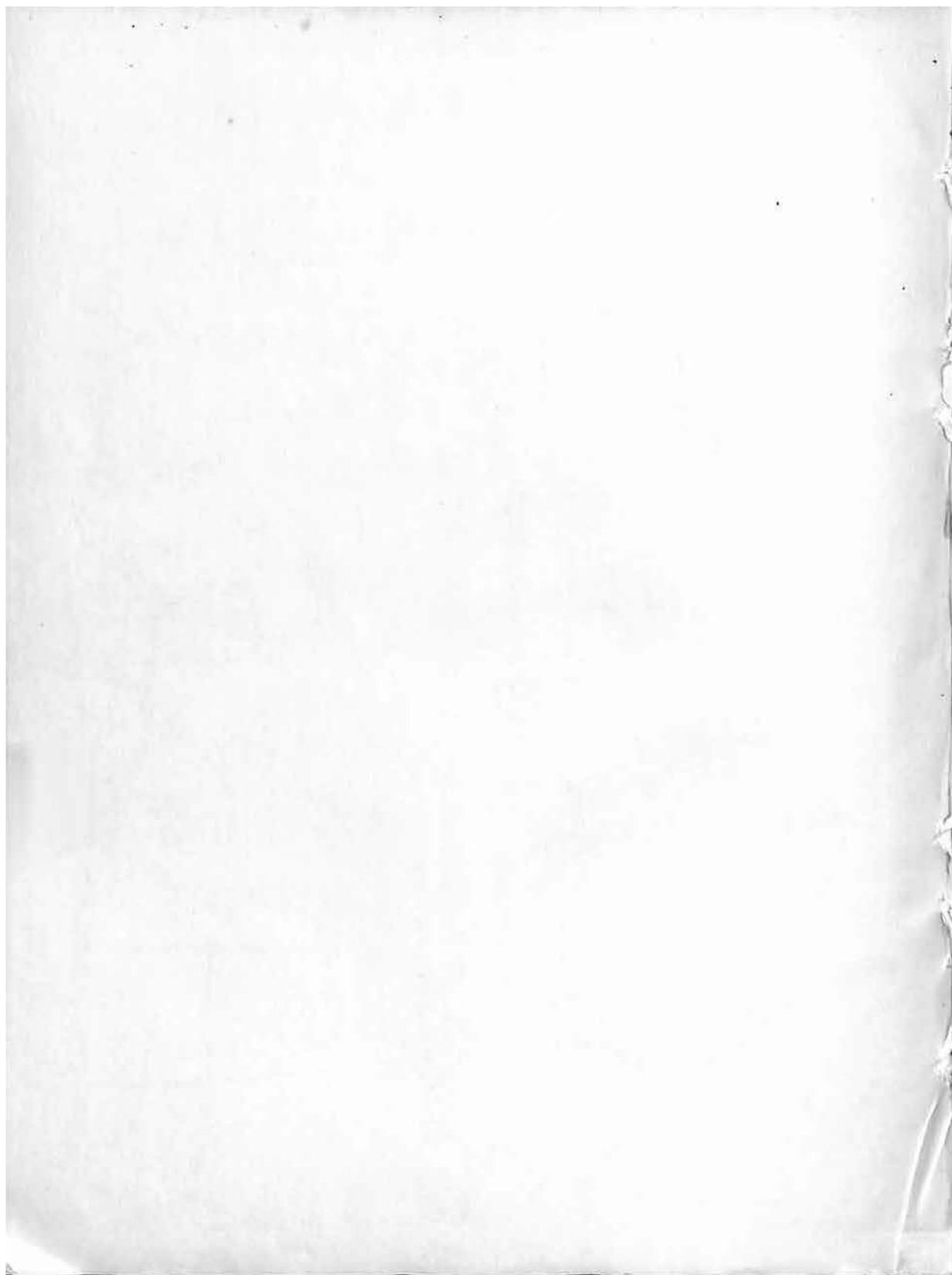
J. M. NORIEGA JR.

890
No8e

1936

Tela café sin recortar

INSTITUTO DE GEOLOGIA



Gasógeno de abastecimiento.

Se calcula para contener el volumen necesario de gas para la producción de una hora, o sea 15.3 m. cúbicos. Como por regla general son cilindricos, para un diametro de 3 m. corresponderia una altura de 2.2m. para la parte del espacio gas, pero como se evita la salida de este por medio de un cierre hidráulico, la altura total del cilindro interno invertido seria de 4.4m.

Tanto este como el exterior, se construyen de lámina de fierro de $\frac{1}{2}$ " en secciones remachadas y soldadas, protegidos para evitar la corrosión.

Los gasógenos se ponen en par para que al estar sacándose gas de uno de ellos, se llene el otro.

La Fig. 12 detalla su construcción y puede verse que el peso del cilindro del gasógeno, está balanceado por los contrapesos colocados alrededor, de tal manera que para entrar el gas, tiene que vencer muy poca resistencia y por el contrario para forzar el gas del gasógeno al sistema, basta quitar pesos y por la práctica o por cálculo, se define que tanto peso de cada contrapeso se debe quitar para que la presión ejercida por el peso del gasógeno, sea la presión a la cual debe penetrar al primer mezclador.

El CO₂ que se desprende puro del evaporador, necesita para llegar al gasógeno un ventilador que se escogeria considerando el volumen que debe aspirar y dando en el lado de descarga una presión pequeña, pero suficiente para que el gas penetre al gasógeno.

Gasógeno de Alcatraz

Se calcula para construir el volumen necesario de gas para la producción de una hora a los 12.5 m. cúbicos. Como por regla general son cilindricos para un diámetro de 3 m. correspondiendo una altura de 2.5m. para la parte del escape de gas pero como se evita la salida de este por medio de un cierre hidráulico, la altura total del cilindro interno invertido sería de 4.5m.

Tanto este como el exterior se construyen de láminas de hierro de 1/2 en secciones remachadas y soldadas, protegiendo para evitar la corrosión. Los gasógenos se ponen en par para que al estar sacados gas de uno de ellos, se tiene el otro.

La Fig. 12 detalla su construcción y puede verse que el peso del cilindro del gasógeno, está balanceado por los contrapesos colocados alrededor de tal manera que para entrar el gas, tiene que vencer muy poca resistencia y por el contrario para formar el gas del gasógeno al sistema, para salir pesa y por la presión o por el efecto de la fuerza del tanto peso de los contrapesos se debe salir para que la presión ejercida por el peso del gasógeno, sea la presión a la cual debe pasar el primer mezclador.

El CO₂ que se desprende puro del evaporador, necesita para llegar al Gasógeno un ventilador que se acciona por el volumen de gas que debe salir y dando en el lado de escape una presión pedregada pero suficiente para que el gas genere al escape.

34.

Cálculo de la temperatura a la cual debe entrar el gas al mezclador (1).

El gas de este mezclador sale a la temperatura de 40°F , despues de verificarse la mezcla de 0.853 unidades a la temperatura de -6.9°F y a la presión atmosférica provenientes del último cambiador de calor (15) y una unidad que viene del gasógeno o sea la alimentación.

La temperatura a que debe entrar el gas de alimentación al sistema para cumplir con este requisito, se calcula usando del diagrama, para lo que se tiene los datos ya dados, ya que se debe verificar la ecuación:

$$m_1 \lambda_1 + m_2 \lambda_2 = m_1 + m_2 \lambda_3$$

que con con los valores

$$\begin{array}{rcl} \lambda_1 \text{ a } 14.7\# \text{ y a } -6.9^{\circ} & = & 118 \text{ B.T.U./lb.} \\ \lambda_3 \text{ " " " " } 40^{\circ} & = & 127 \text{ " "} \\ m_1 & = & 1 \\ m_2 & = & 0.853 \end{array}$$

substituidos en la ecuación, se tiene para λ_2 un valor de 134.68 B.T.U./lb. y a este calor total en la intersección con la línea de presión atmosférica pasa la isoterma de 82°F (27.8°C) que es la temperatura a la cual debe entrar el gas de alimentación.

Cálculo de la temperatura a la cual debe entrar el gas al mezclador (1).

El gas de este mezclador sale a la temperatura de 40°F, después de verificarse la mezcla de 0.853 unidades a la temperatura de -6.9°F y a la presión atmosférica provenientes del mismo mezclador de calor (12) y una unidad que viene del Esqueleto a esa la alimentación. La temperatura a que debe entrar el gas de alimentación al sistema para cumplir con este requisito, se calcula usando el diagrama, para lo que se tiene los datos ya dados, ya que se debe verificar la ecuación:

$$m_1 t_1 + m_2 t_2 = (m_1 + m_2) t_m$$

que con los valores

$$\begin{aligned} m_1 &= 1 \\ m_2 &= 0.853 \\ t_1 &= 127 \\ t_2 &= 40 \\ t_m &= 118 \text{ B.T.U./lb.} \end{aligned}$$

substituidos en la ecuación, se tiene para un valor de 134.68 B.T.U./lb. y a este calor total en la intersección con la línea de presión atmosférica para la temperatura de 82°F (27.8°C) que es la temperatura a la cual debe entrar el gas de alimentación.

Cálculo de las condiciones iniciales y finales en la compresión.

Como es una compresión adiabática, el primer paso es calcular γ , relación de los calores específicos c_p/c_v expresados en B.T.U., o bien la relación k_p/k_v expresados en pies-libras.

De la ecuación general $p v = r T$ $r = \text{constante molecular, específico}$
se tiene

$$r = p v / T$$

y partiendo del dato que para CO_2 se tiene 8.196 pies cúbicos por libra, puesto que

$$PM/VM = 44/359 = 0.122 \text{ lbs/pie}^3$$

o sea

$$\text{pies}^3/\text{lb} = 1/0.122 = 8.196$$

se tiene para r el siguiente valor

$$r = \frac{14.7 \times 144 \times 8.196}{460 + 32} = 35.3$$

y como el valor de c_p es 0.2006 B. T. U. (Walker) se tiene para k_p

$$k_p = 0.2006 \times 777.5 = 155.96$$

y de la relación

$$r = k_p - k_v$$

$$k_v = 120.66$$

lo que nos da para γ el siguiente valor

$$\gamma = k_p/k_v = 155.96/120.66 = 1.293 \text{ a } 32^\circ\text{F}$$

y 14.7#.

Cálculo de las condiciones iniciales y finales en la compresión.

Como se trata de una compresión adiabática, el primer paso es calcular la relación de los calores específicos γ para el gas. En el caso de un gas diatómico como el aire, $\gamma = 1.4$. Las expresiones en pies-libras son:

De la ecuación general de la constante molecular $pV = \gamma T$

se tiene $T = pV/\gamma$ y partiendo del dato que para 100 se tiene 8.196 pies cúbicos por libra, pues los datos son:

$P_1/V_1 = 14.7 \times 8.196 = 120.56$ pies

se tiene para T el siguiente valor $T = \frac{14.7 \times 8.196}{1.4} = 85.8$

y como el valor de p es 0.2006 B. T. U. (Walker) se tiene para V

$V = \frac{120.56}{0.2006} = 599.9$

y de la relación $T = pV/\gamma$ $K_p = 0.2006 \times 599.9 = 120.56$

$T = K_p - K_v$

$K_v = 120.56$

lo que nos da para V el siguiente valor

$V = \frac{K_p}{K_v} = \frac{120.56}{120.56} = 1.002$ a 3200

Con los diferentes valores de c_p para las diferentes temperaturas de entrada y salida en los pasos de las compresiones, y operando en idéntica forma, se formó la siguiente tabla

r	°F	Mc_p	c_p	k_p	k_v	γ
35.2	32	8.83	0.2006	155.96	120.66	1.293
	40	8.86	0.2013	156.51	121.21	1.291
	46	8.87	0.2015	156.66	121.36	1.290
	75	8.95	0.2034	158.14	122.84	1.287
	198	9.38	0.2131	165.68	130.38	1.270
	220	9.46	0.2150	167.16	131.86	1.268
	247	9.55	0.2170	168.72	133.42	1.265
	932					1.260

Para el cálculo de la temperatura de salida del gas en la primera compresión, se tienen como datos los anotados en el esquema (Fig. 13) y que son los siguientes

Condiciones iniciales	Condiciones finales
$p_1 = 5\# \text{ manométricas}$	$p_2 = 75\#$
$t_1 = 40^\circ\text{F}$	$t_2 = ?$

para γ se toma un valor medio entre sus valores a 40 y 247° v. gr. $\gamma = 1.278$

De la ecuación

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}}$$

que liga p , v y T durante una expansión o compresión, puesto que es una compresión adiabática - v. gr. $n = \gamma$, se tiene

Con los diferentes valores de α para las diferentes temperaturas de entrada y salida en los gases de las compresiones, y operando en idéntica forma, se formó la siguiente tabla

α	β	γ	δ	ϵ	ζ	η	θ	ι	κ	λ	μ	ν	ξ	\omicron	π	ρ	σ	τ	υ	ϕ	χ	ψ	ω	
32.5	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100	105	110	115	120	125	130	135	140	145	150
0.250	0.255	0.260	0.265	0.270	0.275	0.280	0.285	0.290	0.295	0.300	0.305	0.310	0.315	0.320	0.325	0.330	0.335	0.340	0.345	0.350	0.355	0.360	0.365	0.370
1.260	1.265	1.270	1.275	1.280	1.285	1.290	1.295	1.300	1.305	1.310	1.315	1.320	1.325	1.330	1.335	1.340	1.345	1.350	1.355	1.360	1.365	1.370	1.375	1.380

Para el cálculo de la temperatura de salida del gas en la primera compresión se tienen como datos los anotados en el cuadro (Fig. 13) y que son los siguientes

Condiciones iniciales: Condiciones finales:
 $t_1 = 40^\circ\text{C}$, $t_2 = 75^\circ\text{C}$
 $p_1 = 1$ atm, $p_2 = 1.5$ atm

Para α se toma un valor medio entre sus valores a 40 y 75 y $\beta = 1.278$.

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

De la ecuación
 que liga p , v y T durante una expansión o compresión, puesto que es una compresión adiabática
 $p_1 v_1^\gamma = p_2 v_2^\gamma$ se tiene

$$\log T_2 = \log T_1 + \frac{\gamma - 1}{\gamma} \log \frac{p_2}{p_1}$$

y sustituyendo valores

$$\log T_2 = \log(460 + 40) + \frac{1.278 - 1}{1.278} \log \frac{(75 + 14.7 \times 144)}{(5 + 14.7 \times 144)}$$

de donde $T_2 = 696^\circ$ ó sea $t_2 = 236^\circ\text{F}$

La temperatura t_2 dada en el esquema es de 247°F , ó sea que hay una diferencia de 11° debido a que no es el valor exacto de γ puesto que la compresión no es rigurosamente adiabática y 2o. por el calor perdido en el agua de enfriamiento que circula en la chaqueta de enfriamiento del cilindro de compresión.

Como son tres las compresiones, se formó la siguiente tabla, verificando exactamente las mismas operaciones.

Condiciones iniciales		Condiciones finales		Valor de γ tomado	valor t_2 calcula- do. °F	Diferen- cia. °F
p_1 #	t_1 °F	p_2 #	t_2 °F			
5	40	75	247	1.2780	236	11
75	46	310	220	1.2790	210	10
310	75	1025	198	1.2785	229	31

De esta tabla, se deduce que por las razones antes expuestas, se tiene una diferencia de 11, 10 y 31°F , en la 1a. 2a. y 3a. compresión respectivamente.

$$\log T_2 = \log T_1 + \frac{1}{\gamma} \log \frac{P_2}{P_1}$$

y sustituyendo valores

$$\log T_2 = \log(400 + 40) + \frac{1}{1.278} \log \frac{175+14.7(14.4)}{(5+14.7(14.4))}$$

de donde $T_2 = 696^\circ$ ó sea $t_2 = 250^\circ F$

La temperatura t_2 dada en el esquema es de $240^\circ F$.
 Como que hay una diferencia de 10° debido a que
 no es el valor exacto de γ puesto que la compresión
 es no es rigurosamente adiabática y γ por el
 calor perdido en el agua de enfriamiento que circula
 en la cámara de enfriamiento del cilindro de
 compresión.
 Como son tres las compresiones, se tomó en cuenta
 este factor, verificando exactamente las mismas
 operaciones.

Condiciones Condición Valor de Valor Diferen-

Calcula- ción	Final	Tomado	Final	Final	Final
	P_2	P_2	T_2	T_2	P_1
1	40	1.278	247	250	40
2	46	1.278	250	250	46
3	75	1.278	298	250	75

De esta tabla, se deduce que por las razones an-
 teriores, se tiene una diferencia de 10° en
 T_2 en la 2a. y 3a. compresión respecti-
 vamente.

CALCULO DE LOS APARATOS.

Cálculo del primer enfriador (1).

El problema es el siguiente: Encontrar la longitud del tubo, elegir el diametro y arreglo, para enfriar 1.853 unidades de gas de 247 a 75°F con agua a contraflujo que se calienta de 68 a 73°. La temperatura de entrada del agua, se fija de acuerdo con las posibilidades que hay para ello en el lugar de instalación de la planta.

Tomando como unidad 30 kgs. de CO₂ por hora equivalentes a una unidad, y puesto que recibe del cambiador de calor (15) 0.853 unidades, el número de moleculas libras por enfriar es de:

$$\frac{30 \times 1.853 \times 2.2}{44} = 2.78 \text{ mols/lbs/hr.}$$

De la curva (Fig. V Walker) para determinar el calor sensible, se tiene

$$M_{cp} \text{ a } 247^\circ = 1900$$

$$M_{cp} \text{ a } 75 = 370$$

o sea que el calor cedido por 1 mol. lb. al pasar de 247 a 75° es de 1900-360 = 1530 B.T.U., y el calor perdido sera:

$$\frac{Q}{\theta} = 1530 \times 2.78 = 4254 \text{ B.T.U./hr.}$$

El agua de enfriamiento entra a 68° y sale a 73° y en estas condiciones, se tiene para el agua un gasto de

4254	10	62.3	7.48	= 1.68 G.P.M.
60				= 5.5 lts.
B.T.U. mic	bar °F	pies	G.P.M.	

CALCULO DE LOS APARATOS.

Calculo del primer evaporador (I).

El problema es el siguiente: Encontrar la longitud del tubo, elegir el diametro y arreglo, para extraer 1.855 unidades de gas de 247 a 750 con agua a temperatura que se calienta de 68 a 75. La temperatura de entrada del agua, se fija de acuerdo con las posibilidades que hay para ello en el lugar de instalacion de la planta.

Tomando como unidad 50 lbs. de 00 por hora equivale a una unidad, y puesto que recibe del cambiador de calor (II) 0.855 unidades, el número de moléculas libres por entrar es de:

$$50 \times 1.855 \times 2.2 = 2.78 \text{ moles/lbs/hr.}$$

De la curva (Fig. V Walker) para determinar el número de etapas, se tiene:

$$\text{No. p. a } 247 = 1900$$

$$\text{No. p. a } 75 = 370$$

La sea que el calor cedido por 1 mol. lb. de gas de 247 a 75 es de 1900-370 = 1530 B.T.U., y el calor pedido será:

$$Q = 1530 \times 2.78 = 4253.4 \text{ B.T.U./hr.}$$

El agua de enfriamiento entra a 68° y sale a 75° y en estas condiciones, se tiene para el agua un gasto de

4253.4	10	62.3	7.48	4.88	6.7 M.
60					

Valor de Δt_m

$$\text{gas } T_0 = 247^\circ \longrightarrow T_1 = 75$$

$$\text{agua } t_1 = \frac{73}{174} \longleftarrow t_0 = \frac{68}{7}$$

$$\Delta t_m = \frac{174 - 7}{2.3 \log \frac{174}{7}} = 52^\circ$$

Se elijen tubos Std. de $\frac{1}{2}$ " cuyo diametro interno es de 0.62" o sea una area de:

$$S = 0.785 \times 0.62^2 / 144 = 0.0021 \text{ pies}^2$$

Valor de la masa velocidad:

$$\text{Gasto} = 1.853 \times 30 \times 2.2 / 3600 = 0.034 \text{ lbs/seg.}$$

$$\mu_p = \frac{0.034}{0.0021} = 16.2 \text{ lbs/seg/pie}^2$$

y como la masa velocidad según la ecuacion $v = \mu_p$ es igual a la velocidad lineal multiplicada por la densidad del gas a la presión y temperatura correspondiente, se tiene para la velocidad el siguiente valor:

como

$$\mu_p = 16.2 ; \text{ y } \rho_{207^\circ \text{ y } 75^\circ} = \frac{1 \times 89.7 \times 492}{8.26 \times 14.7 \times 567} = 0.645$$

se tiene $v = 25.1 \text{ pies/seg.}$

con lo cual podemos calcular n, número de tubos en hilera.

$$n = \frac{1.843 \times 2.2 \times 30 \times 8.159}{3600 \times 0.0021 \times 25.1} = 0.53$$

Valor de A_{Tm}

$$T_0 = 2470 \quad T_1 = 75$$

$$T_0 = \frac{2470}{1.4} = 1764 \quad T_1 = \frac{75}{1} = 75$$

$$A_{Tm} = \frac{1764 - 75}{2.310317} = 720$$

Los ejes tubos de 1/2" de diámetro interno de 0.62" o sea una área de 0.2514 in²

$$S = 0.785 \times 0.62 \times 1.44 = 0.687 \text{ pies}^2$$

Valor de la masa velocidad:

$$\text{Gasto} = 1.823 \times 0.2514 \times 720 = 330.5 \text{ lbs. seg.}$$

$$W = \frac{0.074}{0.0021} = 35.24 \text{ lbs. seg.}^2$$

Y como la masa velocidad según la ecuación de continuidad es igual a la velocidad lineal multiplicada por la densidad del gas a la presión y temperatura correspondiente, se tiene entre la velocidad de escape y el valor:

$$W = 35.24 \text{ lbs. seg.}^2 \quad \rho = 0.074 \text{ lbs. seg.}^2$$

se tiene $W = 25.1 \text{ pies. seg.}$ con lo cual podemos calcular el número de tubos en hilera.

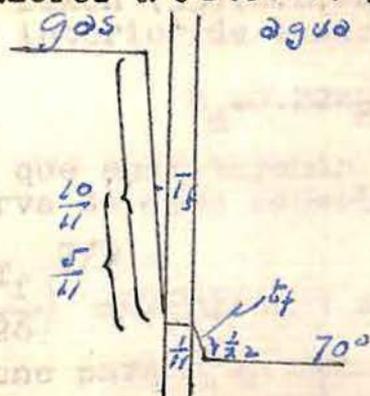
$$n = \frac{1.823 \times 0.2514 \times 720}{0.0021 \times 25.1} = 0.25$$

o sea que siendo el número de tubos por hilera menor que uno, se tomará un solo tubo, lo que hará que el aparato adopte la forma de serpentín.

Cálculo de la longitud del serpentín:

Para este cálculo, necesitamos primero tener los valores de los coeficientes de película h_g para el lado gas y h_L para el lado líquido.

Como no se tiene idea de cuales puedan ser sus valores, se hace una primera estimación dando - valores a estos v. gr. $h_L = 150$ y $h_g = 15$ o sea



que $h_g = 1/10 h_L$, lo que equivale a que la caída de temperatura, tiene - que dividirse en 11 partes, 10 correspondiendo al lado gas y 1 al lado líquido, asumiendo que - la caída a través de la pared del tubo es nula.

De lo anterior y refiriendonos a la fig. para mayor claridad, se

tienen los siguientes valores para las temperaturas medias de las películas del lado gas y del lado agua.

$$T_{fCO_2} = 70 + \left[\frac{5}{11} + \frac{1}{11} \right] \Delta T_m + 460$$

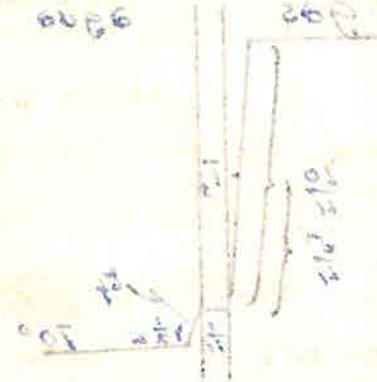
$$= 70 + 6/11 \times 52 + 460 = 569^\circ$$

$$t_{fH_2O} = 70 + 1/22 \times \Delta T_m$$

$$= 72.4^\circ$$

y de la formula (30) (W.L. & mCA) para líquidos que

o sea que siendo el número de tubos por hilera menor que uno, se tomará un solo tubo, lo que hará que el aparato adopte la forma de serpentina. Cálculo de la longitud del serpentín:
 Para este cálculo, necesitamos primero saber los valores de los coeficientes de película de gas y de líquido, h_g y h_l para el lado líquido.
 Como no se tiene idea de cuáles puedan ser sus valores, se hace una primera estimación dando valores a estos $v. gr. h_g = 100$ y $h_l = 15$ o sea $h_g = 100$ y $h_l = 15$ lo que equivale a que la salida de temperatura tiene un valor que difiere en el parámetro, lo correspondiendo al lado gas y al lado líquido, aumentando que la salida a través de la pared del tubo es más de lo anterior y realizándose a la vez para mayor claridad se tienen los siguientes valores para las temperaturas medias de las películas del lado gas y del lado líquido.



De lo anterior y realizándose a la vez para mayor claridad se tienen los siguientes valores para las temperaturas medias de las películas del lado gas y del lado líquido. $T_{CO_2} = 70 + \frac{1}{II} \left[\frac{1}{I} + \frac{1}{II} \right] \Delta T_m + 400 = 550$

$$T_{CO_2} = 70 + \frac{1}{II} \left[\frac{1}{I} + \frac{1}{II} \right] \Delta T_m + 400 = 550$$

$$T_{H_2O} = 70 + \frac{1}{II} \left[\frac{1}{I} + \frac{1}{II} \right] \Delta T_m + 400 = 550$$

y de la fórmula (30) (W.L. Soud) para líquidos que

no están en ebullición, se tiene para el lado agua

$$h_L = 50 \sqrt[3]{J\Delta T}$$

donde $\Delta T = 1/11 \times 52 = 4.73$, y haciendo $J=1$, se tiene para h_L un valor de:

$$h_L = 84$$

Para encontrar el valor de h_g se usa de la fórmula de Dixon (35) (W.L. & McA) para gases que fluyen en el interior de tubos en convección forzada, que es:

$$h_g = 0.22 c_p T_f^{2/3} v^{0.8} / D^{0.2}$$

en la que sustituyendo valores, o bien usando de la curva de esta ecuación, con un valor de

$$\left(\frac{T_f}{626} \right)^{2/3} = 0.935; \text{ de } \mu_p = 16.2; \text{ y de } c_p = 0.202$$

se tiene para h un valor de

$$h_g = 31.24$$

o sea que con la asunción antes hecha se obtienen valores para h_g y h_L un poco diferentes de los encontrados, lo que nos obliga a tomar nuevos valores.

Dando a h_L un valor de 90 y a h_g un valor de 30, o sea $h_g = 1/3 h_L$ y repitiendo el cálculo anterior, se obtienen los siguientes valores

$$h_L = 103$$

$$h_g = 30$$

que si se aproximan bastante.

no están en equilibrio, se tiene para el lado negro

$$h_1 = 50 / 0.75$$

donde $h_1 = 1/3$ (1/3) y haciendo $h_1 = 50$, se tiene para h_1 un valor de:

$$h_1 = 50$$

Tercer encuentro el valor de h_1 se usa de la forma en la de Dixon (195) (W.L. Dixon) para casos que tienen en el intervalo de h_1 un valor en equilibrio

$$h_1 = 50 - 0.25 \log \frac{1}{0.75}$$

en la que sustituyendo valores, se tiene cuando se la curva de esta ecuación, con un valor de

$$h_1 = 50 - 0.25 \log \frac{1}{0.75} = 48.5$$

se tiene para h_1 un valor de $h_1 = 48.5$

se ve que con la ecuación dada se obtienen valores para h_1 y h_2 un poco diferentes de los encontrados, lo que nos obliga a tomar nuevos valores.

Haciendo h_1 un valor de 50 y h_2 un valor de 50, se obtiene el mismo resultado, es decir, $h_1 = 50$ y $h_2 = 50$.

$$h_1 = 50$$

$$h_2 = 50$$

que si se aproxima, entonces

Con estos valores, se puede calcular el valor de L longitud del tubo, usando de la fórmula general

$$\frac{Q}{\theta} = \frac{2\pi LAT}{\frac{1}{h_1 r_1} + \frac{1}{h_2 r_2}}$$

en la que substituyendo valores se tiene

$$4254 = \frac{2 \times \pi \times L \times 52}{\frac{1}{\frac{30 \times 0.31}{12}} + \frac{1}{\frac{103 \times 0.42}{12}}}$$

de donde $L = 20.5$ pies (valor teórico)
 $= 7.7$ mts.

Para el diseño, el valor teórico encontrado, deberá ser multiplicado por el Factor de Seguridad usual de 1.2

 Cálculo del 2o. enfriador (5).

La cantidad de gas por enfriar es de 1.853 unidades procedentes de la 2a. compresión, mas 0.481 unidades del 2o. enfriador de CO_2 (13), o sea

$$m = 2.334 \times 30 \times 2.2 = 154 \text{ lbs.}$$

que equivalen a $154/44 = 3.5$ mol. lbs., siendo las condiciones del gas y del agua como sigue.

gas: pasa de 220°F a 75°F

agua: " " 68° " " 73°

y como M_{cp} a $220^\circ = 1700$ B.T.U. y a $75^\circ = 370$ B.T.U.

el calor cedido sera de 1330 B.T.U./mol. lb o sea un calor total de 4655 B.T.U./hr. condiciones similares al anterior, y se calcularia igual o bien se usa el mismo.

Verificación de las condiciones dadas en los mezcladores. (2) y (3)

Igual que para el mezclador (1), se usa del diagrama para verificar la temperatura de salida de la mezcla.

El problema para el primero es el siguiente: 1.853 unidades de CO₂ gas a 75°F y 75# de presión se mezclan con 0.481 unidades a -62° y a la misma presión para dar 2.334 unidades a 46°F.

Sobre la isoterma de 75° y a 75# se encuentra el calor total que es de 131B.T.U./lb y a la temperatura de -62° e igual presión es de 99B.T.U./lb, datos con los que se verifica la misma ecuación

$$m_1 \lambda_1 + m_2 \lambda_2 = m_1 + m_2 \lambda_3$$

$$1.853 \times 131 + 0.481 \times 99 = 2.334 \lambda_3$$

de donde $\lambda_3 = 124$ B.T.U. calor total por libra de mezcla.

Para encontrar la temperatura, se usa del diagrama a la inversa, o sea determinar el punto en el cruce de la línea para un calor total de 124 y la línea de presión de 75# y estimando la temperatura de la isoterma que pase por ese punto. En el presente caso es de 47°, debiendo ser de 46°, el error debido a errores de estimación con un diagrama tan chico.

Para el 2o. mezclador, se tienen a la entrada - 2.334 lbs. a 310# de presión y 75°F y 1.668lbs. a 3.6° dando 4.002 lbs. a la misma presión y a una temperatura desconocida. Operando en igual forma, se tiene un calor total de 114B.T.U. o sea una temperatura de 46°F para la salida de la mezcla.

Verificación de las condiciones de los
materiales (S) y (A)

Para que sea el material (I), se han de
distinguir sus vertientes la temperatura de las
de la misma.

El problema para el primer es el siguiente:
1. Se midieron de 500 a 1200 y 1200 de presión
se midieron con 0.451 unidades a 100 y a la misma
1. Se midieron con 0.451 unidades a 100 y a la misma
sobre la muestra de 100 y a la misma
sobre la muestra de 100 y a la misma
temperatura de -65° e igual presión de 1200.
U. S. datos con los que se verifica la misma con
colores.

$$T_{100} + 273 = 100 + 273$$

1. Se midieron con 0.451 unidades a 100 y a la misma
de donde se sabe que el material por tipo de
Para encontrar la temperatura de la muestra
se a la muestra. Se han midieron al punto de
de la línea para un material de 100 y a la
línea de presión de 100 y a la misma
de la muestra que se ha por el tipo de
presente con se de la muestra con de 100 y a la
error debido a error de medición con un error
en las cifras.
Para el 20. a saber, se tiene a la muestra
0.451 unidades a 100 y a la misma
0.451 unidades a 100 y a la misma
temperatura de 100 y a la misma
de la muestra de 100 y a la misma
temperatura de 100 y a la misma

Cálculo del Condensador (9).

Se usarían tubos Std. de $\frac{1}{2}$ " y se calcula dividiendo el aparato en 3 partes, en la 1a. se enfría el gas de 198° a 85° ; 2o. se condensa a esa temperatura; y 3o. se enfría el líquido de 85° a 80° , todo con agua que circula a contraflujo y - que entra a 68° para salir a 73° .

La masa m de gas es igual a 4 unidades, o sea

$$m = 4 \times 30 \times 2.2 = 264 \text{ lbs.}$$

Para el cálculo de los valores de las cantidades de calor perdido, nos valemos del diagrama termodinámico del CO_2 , y para el cálculo de las temperatura del agua, por el método indirecto que en seguida se explica.

	Condiciones del gas	Condiciones del agua
1er. enfriamiento	$T_0 = 198^\circ$ $T_1 = 85^\circ$	$t_2 = ?$ $t_3 = 73^\circ$
Condensación	$T_1 = 85^\circ$	$t_2 = ?$ $t_1 = ?$
2o. enfriamiento	$T_1 = 85^\circ$ $T_2 = 80^\circ$	$t_1 = ?$ $t_0 = 68^\circ$

o sea que solo se sabe la temperatura del agua de enfriamiento a la entrada y salida del aparato, pero no su temperatura al fin del primer enfriado o sea el principio del condensador, ni la temperatura al final de este que es el principio del segundo enfriador.

Cálculo del Condensador (2)

Se necesitan 3000 lbs. de vapor de agua por hora y se necesita 1000 lbs. de agua fría en 3 partes, en la 1ª se calienta el agua de 150° a 180°; en la 2ª se calienta a 200° y en la 3ª se calienta al punto de ebullición y se evapora. Todo el agua que se calienta y evapora en el condensador debe ser reemplazada por agua fría a 70°.

La masa m de gas es igual a 4 unidades o sea $m = 4 \times 10 \times 2.5 = 100 \text{ lbs.}$

Para el cálculo de los valores de las constantes de calor específico, nos valdremos del diagrama termodinámico del CO₂ y para el cálculo de las temperaturas del agua, por el método indirecto que ya se explicó en el capítulo anterior.

Condiciones del agua		Condiciones del gas	
T ₂ = 170°	T ₁ = 70°	T ₂ = 180°	T ₁ = 85°
T ₂ = 180°	T ₁ = 70°	T ₂ = 200°	T ₁ = 85°
T ₂ = 200°	T ₁ = 70°	T ₂ = 200°	T ₁ = 80°

El agua que sale de la temperatura del agua de salida y sale del condensador a la temperatura del agua de salida. El agua que sale del condensador a la temperatura del agua de salida y sale del condensador a la temperatura del agua de salida.

Del diagrama, se obtienen los siguientes datos: -
Calor total en B.T.U. $\frac{1}{2}$ lb (a 32°F) para pasar de
198° a 85° como gas:

q_1 = calor de enfriamiento del vapor = 64
Para condensarse a 85°

q_2 = calor de licuación = 32
Para enfriarse de 85 a 80°

q_3 = calor de enfriamiento del líquido = 10

Con lo que podemos calcular las pérdidas de calor
a lo largo del aparato.

Para el primer enfriador:

$$\left[\frac{Q}{\theta} \right]_1 = 264 \times 64 = 16900 \text{ B.T.U./hr.}$$

En la condensación:

$$\left[\frac{Q}{\theta} \right]_2 = 264 \times 32 = 8500 \text{ B.T.U./hr.}$$

en el 2o. enfriador:

$$\left[\frac{Q}{\theta} \right]_3 = 264 \times 10 = 2650 \text{ B.T.U./hr.}$$

y suponiendo que el agua se caliente proporcional-
mente al enfriamiento del CO_2 , tendremos, puesto
que el calor total es igual a 28.050 B.T.U. y el
agua se caliente en 5°

$$28050:5::19000:x$$

$$x = 3.2^\circ$$

$$28050:5::8500:x$$

$$x = 1.4^\circ$$

$$28050:5::2650:x$$

$$x = 0.4^\circ$$

aumento total de temp. agua 5.0°

o sea que la temperatura del agua a lo largo del
aparato será:

Del diagrama se obtienen los siguientes datos:
Calor total en E.T.U. (a 32°F) para pasar de
1982 a 85° como gas:

- q₁ = calor de entrelaminado del vapor = 64
- Para condensarse a 85°
- q₂ = calor de licuefacción = 32
- Para enfriarse de 85 a 80°
- q₃ = calor de entrelaminado del líquido = 10

Con lo que podemos calcular las pérdidas de calor
a lo largo del aparato.
Para el primer enfriador:

$$q_1 = 264 \times 0.25 = 66 \text{ B.T.U. / hr.}$$

En la condensación:

$$q_2 = 264 \times 0.25 = 66 \text{ B.T.U. / hr.}$$

en el 2º enfriador:

$$q_3 = 264 \times 0.25 = 66 \text{ B.T.U. / hr.}$$

Y suponiendo que el agua se calienta proporcionalmente
antes al entrelaminado del gas, podemos poner
que el calor total en igual E.T.U. y el
agua se calienta en 20°

$$2650:5:19000 \times$$

$$2650:5:1: 2650 \times$$

$$2650:5:1: 2650 \times$$

$$2650:5:1: 2650 \times$$

Entonces para el comp. agua 20°
o sea en la temperatura del agua a lo largo del
aparato será:

1er. enfriador: $t_3=73$
 $t_2=69.8$

Condensador: $t_2=68.4+1.4=69.8$
 $t_1=68.4$

2o. enfriador: $t_1=68.0+0.4=68.4$
 $t_0=68$

en estas condiciones la cantidad de agua necesaria es de:

$$G = \frac{28.050 \times 7.48}{60 \times 5 \times 62.3} = 11.3 \text{ G.P.M.} \\ = 43.5 \text{ lts/min.}$$

Diferencia media de temperaturas.

$$\Delta t_{m1} = \frac{125 - 15.2}{2.3 \log 125/15.2} = 52^\circ$$

$$\Delta t_{m2} = \frac{15.2 + 16.6}{2} = 16 \text{ media aritmética por ser muy corta la dif.}$$

$$\Delta t_{m3} = \frac{16.6 - 12}{2.3 \log 16.6/12} = 14$$

Cálculo de la masa velocidad.

Como se usan tubos Std. de $\frac{1}{2}$ " cuya area interna es de 0.0021 pies cuadrados y la masa es de 264 lbs/hr. o sea 0.0733 lbs/seg., se tiene.

$$\mu_p = \frac{0.0733}{0.0021} = 34.9 \text{ lbs/seg/pie}^2$$

con lo que podemos calcular la velocidad partiendo de la formula general

46

1er. ensayo:

$$t_1 = 7.3$$
$$t_2 = 69.8$$

Condensador:

$$t_1 = 68.4$$
$$t_2 = 68.4 + 1.4 = 69.8$$

2o. ensayo:

$$t_1 = 68$$
$$t_2 = 68.0 + 0.4 = 68.4$$

en estas condiciones la cantidad de agua necesaria es de 1.4 kg

$$G = 28.650 \times 7.48 = 213.7 \text{ D.P.M.}$$
$$60000 \times 62.5 = 3750000 \text{ kcal/min.}$$

Diferencia media de temperaturas:

$$\Delta t_m = \frac{15.2 - 12.2}{2.3026 \log \frac{15.2}{12.2}} = 13.5$$

$$\Delta t_m = \frac{15.2 + 12.2}{2} = 13.7$$

ser muy cerca la de

$$\Delta t_m = \frac{16.6 - 12}{2.3026 \log \frac{16.6}{12}} = 14$$

Cálculo de la masa velocidad.
Como se usan tubos Std. de 1" cuya area interna es de 0.0021 pies cuadrados y la masa es de 204 lbs/m. o sea 0.0753 lbs/seg. se tiene.

$$204 = 0.0753 \times 2700 \text{ lbs/seg}^2$$
$$0.0021$$

con lo que podemos calcular la velocidad por medio de la fórmula general

puesto que se tiene el valor del volúmen específico del CO_2 que es 0.0258 pies cúbicos/lb, o sea

$$Q = 0.0733 \times 0.0258 = 0.002$$

y para V

$$V = \frac{0.002}{0.0021} = 1 \text{ pie/seg.}$$

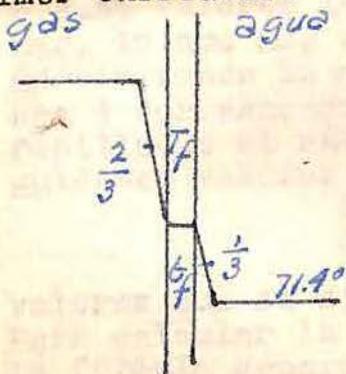
y para n número de tubos por hilera

$$n = \frac{0.0733 \times 0.0258}{0.0021 \times 1} = 0.9$$

o sea un tubo/hilera.

Con estos datos, el siguiente paso es calcular la longitud del tubo, para lo cual tenemos necesidad de los valores de los coeficientes de película.

Primer enfriador:



Se calcula igual que los anteriores, o sea asumiendo que la caída de temperatura a través de la pared del tubo es nula y haciendo la primera hipótesis de dividir la caída total en 3 partes, 2 correspondiendo al lado gas y 1 al lado agua.

La temperatura media del H_2O es: $73 + 69.8/2 = 71.4^\circ$ y por lo

tanto se tiene como valor para la temp. media de la película los siguientes valores.

Para el lado gas:

$$T_f = 71.4 + \left[\frac{1}{3} + \frac{2}{6} \right] 52 + 460 = 549^\circ$$

y para el lado agua

$$t_a = 71.4 + 1/6 \times 52 = 80^\circ$$

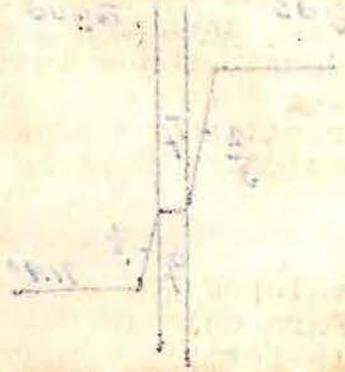
$d = 2V$
 donde que se tiene el valor del volumen específico
 de la CO que es 0.0258 pies cúbicos/lb. o sea
 $q = 0.0755 \times 0.0258 = 0.002$

y para V
 $V = \frac{0.002}{0.0021} = 1$ pies cúbicos
 y para el número de libras por pie cúbico

$$n = \frac{0.0755 \times 0.0258}{0.0021} = 0.9$$

e sea un cubo/hilitro.
 Con estos datos el siguiente paso es calcular la
 longitud del tubo, para lo cual tenemos necesidad
 de los valores de los coeficientes de película.
 Primer coeficiente:

Se calcula igual que los
 anteriores, o sea se calcula
 para la caída de temperatura
 a través de la pared del tubo
 lo es más y se calcula en el
 lado interno de dividir la
 caída total en 3 partes, 2 en
 el tubo y 1 en la pared.
 La temperatura media del tubo
 es: $T_{m} = \frac{200 + 100}{2} = 150$
 tanto se tiene como valor para la longitud media de



la película los siguientes valores:
 Para el lado gas:
 $h_g = 1.74 \times 10^{-4} \times 150^{-0.25} = 0.000174$
 y para el lado agua:
 $h_w = 1.74 \times 10^{-4} \times 150^{-0.25} = 0.000174$

y para calcular los coeficientes se usan las mismas fórmulas v. gr.

$$h_L = 50 \sqrt[3]{J \Delta T} ; \text{ donde } \Delta T = \frac{1}{3} \times 52$$

$$f = 1$$

de donde

$$h_L = 128$$

y para calcular h_g usando de la formula de Dixon se tienen los siguientes valores:

$$\left(\frac{T_f}{626} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.916; \mu_p = 34.9; c_p \text{ a } 89^\circ = 0.54$$

de donde $h_g = 146$

o sean valores lejanos a la suposición que se hizo, lo que nos obliga a tomar nuevos valores. Considerando la medida total igual a la unidad, o sea $\frac{1}{2}$ correspondiente a cada lado, se obtienen repitiendo el cálculo en la misma forma, los siguientes valores

$$h_L = 148$$

$$h_g = 149$$

valores que si se aproximan bastante. Para calcular la longitud del tubo, usamos de la formula general en la que substituyendo valores y recordando que es tubo Std. de $\frac{1}{2}$ " se tiene

$$16900 = \frac{2 \times \pi \times L \times 52}{\frac{12}{149 \times 0.31} + \frac{12}{148 \times 0.42}}$$

de donde $L = 22.2$ pies (valor teórico)
 $= 6.8$ mts.

Y para calcular los coeficientes se usan las for-
mulas siguientes:

$$A = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\alpha} + \frac{1}{\beta} \right) \quad B = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\alpha} - \frac{1}{\beta} \right)$$

Y para calcular el residuo de la fórmula de Simpson
se tienen los siguientes valores:

$$f(a) = 0.010 \quad f(b) = 0.020 \quad f'(a) = 0.024$$

Se debe verificar la exactitud de la aproximación por lo
que se calcula el residuo de la fórmula de Simpson
considerando la misma fórmula para la unidad.
Sea y una función cualquiera y sea $f(x)$ la función
aproximada el residuo de la fórmula de Simpson es
dado por:

$$R = \frac{1}{90} f'''(\xi)$$

valores que se aproximan bastante.
Para calcular el residuo de la fórmula de Simpson
se calcula el residuo de la fórmula de Simpson
por y considerando que es una función de 3^{er} grado.

$$\frac{1}{90} \times \frac{1}{10} \times 0.024 = 0.000267$$

de donde $R = 0.000267$

3o. Paso. Condensación.

Para el cálculo del coeficiente de película del lado gas, usamos de la siguiente fórmula.

$$h_g = 2200 KJ \dots\dots (40 - W.L. \& McA)$$

para lo cual tenemos los siguientes valores:

$$\mu_{CO_2 \text{ liq. } 85^\circ} = 0.055 \text{ centipoises (Perry)}$$

$$K_{CO_2 \text{ liq. } 80^\circ} = 0.0087$$

y reemplazando valores tenemos

$$h_g = \frac{2200 \times 0.0087 \times 1}{0.055}$$

$$= 3480$$

y para el lado líquido la misma fórmula

$$h_L = 50 \sqrt[3]{J \Delta T} \text{ donde } \Delta T = 16 \text{ y } J = 1$$

o sea

$$h_L = 126$$

con lo que podemos substituir valores en la fórmula general para obtener la longitud del tubo

$$8500 = \frac{2 \times \pi \times L \times 16}{\frac{1}{126 \times 0.31} + \frac{1}{2840 \times 0.42}}$$

donde podemos desprestigiar el segundo término del denominador por ser muy chico, obedeciendo a la regla general de que en un sistema vapor-líquido, se desprestigia el h del vapor que se condensa. Efectuando operaciones, se tiene:

... para el cálculo del cociente de los valores de las
... de las, usando de la siguiente fórmula.

$$H = 22000 \dots (40 - W.L. \dots)$$

para lo cual tenemos los siguientes valores:

$$200 \text{ lit. } 85 \text{ - } 0.05 \text{ centígrafos (Barry)}$$

$$200 \text{ lit. } 80 \text{ - } 0.05$$

y reemplazando valores tenemos

$$H = 22000 \times 0.05 \times 1$$

$$= 1100$$

y para el lado líquido la misma fórmula

$$H = 50 \text{ lit. } 80 \text{ - } 0.05$$

$$H = 100$$

con lo que podemos apreciar valores en la fórmula general para obtener la longitud del tubo

$$2200 \times \frac{1}{12} \times 1100 \times \frac{1}{12}$$

donde podemos apreciar el segundo término del denominador por ser una cifra, colocándolo a la izquierda para que en un mismo denominador se encuentre al 12 por lo que se condensa. El segundo operación, se tiene:

$$L_2 = 25.3 \text{ pies (valor teórico)}$$

$$= 7.6 \text{ mts.}$$

3er. Paso.-2o. Enfriador.

El CO_2 , se encuentra ya líquido, por lo tanto - para el cálculo del valor de h del lado interno, usamos de la fórmula general para el diseño, que es:

$$h_{\text{CO}_2 \text{ liq.}} = \frac{23.2K}{D} \left(\frac{Dv^0}{z} \right)^{0.8}$$

para lo que tenemos los siguientes valores.

$$v^0 = 34.9$$

$$z = 0.055 \quad (\text{a } 82^\circ\text{F})$$

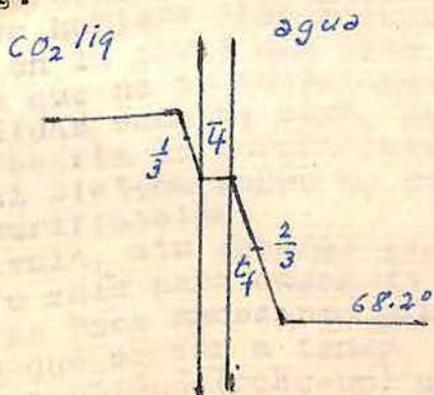
$$k = 0.087$$

$$D = 0.62$$

que substituidos en la fórmula y verificando operaciones, nos da:

$$h_{\text{CO}_2} = 347$$

Para el cálculo del valor del h_a del lado líquido, hacemos una primera hipótesis v. gr. $h_a = 140$ y efectuamos operaciones para verificar este valor.



$$\Delta T_m = 14$$

$$t_m \text{ H}_2\text{O} = \frac{68 + 68.4}{2} = 68.2$$

y dividiendo la caída en 3 partes 2, correspondiendo al lado del agua y una al lado del CO_2 liq. se tiene

$$\Delta T = 14 \times \frac{2}{3} = 9.3$$

$$J = 1$$

$L_2 = 25.5$ pies (valor teórico)
 $= 7.6$ m.

Por favor, Sr. Entregador,
El CO₂ se encuentra en líquido, por lo tanto
para el cálculo del valor de n del lado izquierdo
usamos de la fórmula general para el gas, que
es:

$$LCO_2 = \frac{21.87}{D} \left(\frac{V}{L} \right)$$

para lo que usamos los siguientes valores:

- $V = 24.5$
- $K = 0.027$ (valor)
- $L = 0.027$
- $D = 0.62$

que sustituidos en la fórmula y verificando que
coinciden, nos da:

$$LCO_2 = 24.5$$

Para el cálculo del valor del lado izquierdo
hacemos una primera hipótesis y se $L = 24.5$
y efectuamos operaciones para verificar que sea
correcta.

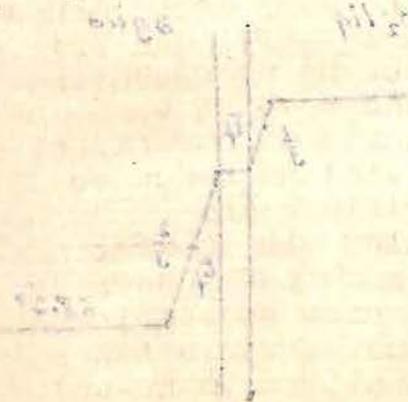
$L_2 = 24.5$

$$L_2 = \frac{21.87}{D} \left(\frac{V}{L} \right)$$

y dividimos L_2 entre
en L para n , control-
pendiendo el lado del
derecho y nos da el
CO₂ que es 24.5

$$L_2 = 24.5$$

 $L = 24.5$



valores que substituidos en la fórmula general, nos dá:

$$h_L = 50 \sqrt[3]{9.3 \times 1}$$

$$= 106$$

con estos valores $h_L=106$, $h_{C_2O \text{ liq.}} = 347$, y con los valores antes encontrados para $\frac{Q}{\theta} = 2640$ y $\Delta T = 14$,

reemplazados en la formula general, nos da para la longitud del tubo L el siguiente valor:

$$L_3 = 10.8 \text{ pies (valor teórico)}$$

$$= 3,3 \text{ mts.}$$

Cálculo de la pérdida de CO₂ que se tendría sacando los gases inertes por medio de una válvula.

Esta separación, solo sería posible, después de que el CO₂ ya hubiera sido licuado, y la válvula, se pondría en la parte más fría del condensador (9), práctica que no se recomienda por ser muy grandes las pérdidas como se verá, motivo por el cual se hace necesaria la purificación del gas antes de entrar al sistema según se dijo en la parte relativa a purificación.

Esta válvula, sin embargo suele ponerse en la práctica pero solo para casos de emergencia, razón por la cual se hace necesario saber de antemano las pérdidas que se van a tener, para que se alimente la misma cantidad (make-up) que en el ciclo viene de una fuente de CO₂ líquido (19) enfriado en el

valores que substituídos en la fórmula general,

$$h_f = 50 \sqrt{2.0x1}$$

$$= 100$$

con estos valores $h_{f100} = 100$, $h_{f200} = 391$, y con

los valores antes encontrados para $Q = 2040$ y $\Delta T = 14$.

reemplazando en la fórmula general, nos da para la longitud del tubo el siguiente valor:

$$L = 10.8 \text{ pies (valor teórico)}$$

$$= 3.3 \text{ mts.}$$

Cálculo de la pérdida de CO_2 que se produce

cuando los gases fluyen por medio de una válvula.

Esta separación, como sería posible, después de que el CO_2 ya hubiera sido formado. La válvula, se encuentra en la parte más fría del condensador (2) práctica que no se recomienda por ser muy grandes las pérdidas como se verá, motivo por el cual se ha adoptado la partición en las partes de enfriamiento. Al sistema según se dijo en la parte relativa a partición.

Esta válvula, sin embargo aún se pone en la parte más fría para evitar la emergencia, razón por la cual se hace necesario saber de antemano las pérdidas que se van a tener, para que se elimine la misma cantidad (calor) que en el caso viene de una fuente de CO_2 (12) extraído en el

enfriador (17) para que entre al ciclo a la temperatura debida (80°F).

Considerando por el momento, para abreviación en las anotaciones, que los inertes solo fuera N_2 se tiene de la ley de los gases perfectos.

$$pv = n_{\text{N}_2} RT$$

$$\text{y } p'v = n_{\text{CO}_2} RT$$

$$\text{de donde } \frac{p}{p'} = \frac{n_{\text{N}_2}}{n_{\text{CO}_2}}$$

$$\text{o bien } \frac{p}{p'} = \frac{W_{\text{N}_2}}{W_{\text{CO}_2}} \cdot \frac{M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{N}_2}}$$

donde $p = P - p'$ ó sea que podemos escribir

$$\frac{W_{\text{N}_2}}{W_{\text{CO}_2}} = \frac{(P - p')M_{\text{N}_2}}{p'M_{\text{CO}_2}} \dots \dots (1)$$

pero sabemos que $P = 1025\#$ (presión del sistema) y $p' = 960\#$ que es el valor dado en el diagrama para la presión del CO_2 a la temperatura de 80°F .

M_{N_2} representa el peso molecular medio de la mezcla de los inertes, y como por el análisis se tiene:

$$\text{CO}_2 = 98.8\% ; \text{O}_2 = 0.2\% ; \text{N}_2 = 1.00\%$$

podemos escribir

$$1.2M_{\text{N}_2} = 1.00 \times P.M._1 + 0.2PM_2$$

entrador (17) para que entre al ciclo a la tem-
peratura debida (80°).
Considerando por el momento, para simplificar
las ecuaciones, que las fuerzas solo fueran
se tiene de la ley de los gases perfectos.

$$p = \frac{M}{V} \cdot R \cdot T$$

$$p' = \frac{M'}{V'} \cdot R \cdot T'$$

$$\frac{p}{p'} = \frac{M}{M'} \cdot \frac{T'}{T}$$

donde p = P. p' = p' que podemos escribir

$$\frac{P}{P'} = \frac{M}{M'} \cdot \frac{T'}{T} \quad (1)$$

para obtener que P = 103.5 (presión del sistema) y
P' = 96.4 que es el valor dado en el diagrama para
la presión del gas a la temperatura de 80°.
M = representa el peso molecular medio de la mezcla
de los gases, y como por el análisis se tiene

$$M = 28.85 \cdot 0.25 + 32 \cdot 0.75 = 30.2$$

$$M' = 28.85 \cdot 0.25 + 32 \cdot 0.75 = 30.2$$

...
...
...

o sea $1.2M_{N_2} = 1 \times 28 + 0.2 \times 32$

de donde $M_{N_2} = 28.6$

sustituyendo estos valores en (1), tenemos.

$$\frac{W_{N_2}}{W_{CO_2}} = \frac{(1025 - 960) 28.6}{960 \times 44} = 0.045$$

o bien $W_{CO_2} = \frac{W_{N_2}}{0.045}$

pero $W_{N_2} = 1.2\%$ del total, o sea $W_T \times 0.012$, lo que nos dá

$$W_{CO_2} = \frac{W_T \times 0.012}{0.045} = \frac{W_T}{4}$$

o sea una pérdida de 25% de CO_2

Cálculo de la cantidad de siliga-gel que se necesita para el secado.

El CO_2 que se desprende húmedo del evaporador pasa a un gasógeno, con cierre hidráulico, para ser admitido al sistema a una temperatura de $82^\circ F$, según se vió en la parte relativa al mezclador (1).

Cualquiera que sea la temperatura a la cual

$$W_{CO_2} = 1 \times 38 + 0.1 \times 35 = 38.35$$

anteriormente estos valores en [] se demuestran.

$$240.0 = \frac{W_{CO_2} (1028 - 1000) 28.6}{1000 \times 24}$$

$$\frac{W_{CO_2}}{1000} = \frac{240.0}{0.042}$$

donde $W_{CO_2} = 1.52$ del total de los $W_{CO_2} = 0.12$, lo que nos da

$$\frac{W_{CO_2}}{W} = \frac{1.52 \times 0.12}{0.042}$$

lo que resulta de 4.37 de CO_2 por

de la cantidad de CO_2 que se produce en la combustión de los hidrocarburos que se encuentran en el combustible. Este valor se obtiene al dividir el peso molecular del CO_2 por el peso molecular del combustible. En este caso, el peso molecular del CO_2 es 44 y el peso molecular del combustible es 10.28. Por lo tanto, el factor de conversión es 4.37. Este factor se utiliza para convertir el peso del combustible en el peso del CO_2 producido. En este caso, el peso del combustible es 0.042 y el peso del CO_2 producido es 1.52. Este resultado se obtiene al multiplicar el peso del combustible por el factor de conversión.

llega al gasógeno, como este sirve de colector, - su temperatura se equilibra con la temperatura ambiente y que como vimos tiene que ser de 82°F, para que cumpla con las condiciones prefijadas y a esa temperatura entra al ciclo, con una humedad correspondiente a la humedad de saturación a esa temperatura, humedad que se calcula por la fórmula general

$$H = \frac{18}{44} \cdot \frac{B}{P - p}$$

donde p es la presión del vapor del agua a esa temperatura, valor dado en las tablas y que en este caso es de 27.74mm de Hg, y P la presión total. Substituyendo estos valores en la fórmula, no da para H un valor de

$$H = 0.019 \frac{\text{lbs. de agua}}{\text{lb. gas seco}}$$

Como se tratan 4 unidades, equivalentes a 264 lbs., la humedad por hora sería

$$H_1 = 264 \times 0.019 = 5.1016 \text{ lbs. de agua}$$

y en la suposición de que la planta trabajara 8 hrs. diarias, la cantidad total de agua por día sería de 40.2 lbs. Como el poder de adsorción del silica-gel es de 40% de su peso, o sea que para adsorber 40lbs se necesitan 100 de gel, para absorber las 40 por día, se necesitarían 100 de silica-gel, y se escogerían desumidificadores conteniendo de 500 a 600lbs. cada uno para verificar la operación de regeneración cada 5 o 6 días ya que estos se ponen en pares Fig.14.

Para el gasógeno, como este sirve de calefactor, se temperatura se equilibra con la temperatura ambiente y que como vimos antes que es de 22° para que exista con las condiciones previstas y a esa temperatura entra al ciclo con una humedad correspondiente a la humedad de saturación a esa temperatura, humedad que se calcula por la fórmula general:

$$H = \frac{P}{P - P_s} \cdot \frac{P_s}{P}$$

donde P es la presión del vapor del agua a esa temperatura, valor dado en las tablas y que en este caso es de 27.4 mm de Hg. P es la presión total. Sustituyendo estos valores en la fórmula, no da para H un valor de 0.019.

$$H = 0.019 \text{ lbs. de agua por 100 lbs. de seco}$$

Como se tratan 4 unidades equivalentes a 250 lbs. de humedad por hora,

$$H = 250 \cdot 0.019 = 4.75 \text{ lbs. de agua}$$

y en la suposición de que la planta transporta 5 lbs. de agua, la cantidad total de agua por día sería de 40.5 lbs. Como el poder de absorción del silico-gel es de 40% en peso, es decir que para absorber 40 lbs. se necesitan 100 lbs. de silico-gel, y se necesitan 100 lbs. de silico-gel para absorber los 40 lbs. de agua. Como la capacidad de absorción de 100 lbs. de silico-gel es de 40% en peso, para absorber los 40.5 lbs. de agua se necesitan 101.25 lbs. de silico-gel.

Cálculo del primer enfriador
de CO₂ líquido (12).

Este aparato está formado por tubos concéntricos, en el interior fluye el CO₂ líquido y en el exterior y a contraflujo el CO₂ que se evapora - adiabáticamente en la válvula de expansión que está colocada al final del aparato, enfriando el CO₂ líquido que entra.

Dicha válvula se regula de tal manera que el 41.7% se evapore a manera de cumplir con las condiciones prefijadas, lo que se verifica por la observación de las temperaturas de salida del líquido y del gas.

La parte de CO₂ que se enfría, se autoevapora hasta 3.6° y luego se evapora a esta temperatura, por ser esta su temperatura de ebullición a 310# de presión a que se encuentra.

El calor total de vaporización, debe ser igual a la suma de los calores necesarios para enfriar el total del CO₂ líquido de 80° a la temperatura de salida y la parte que se evapora de su temperatura de salida a 3.6°, o sea

$$(T_2 - 3.6)cx41.7W + (80 - T_2)c_1xW = 41.7W\lambda \dots (1)$$

tomando valores medios del calor específico para el líquido entre 0 y 20° (que son los valores dados en el diagrama termodinámico) nos da $c=0.520$ y entre 80 y 20°, $c_1=0.766$, y el valor de λ en las condiciones o sea $\lambda_{310\#} = 118 \text{ B.T.U./lb.}$ y substituyendo valores en la ecuación, para $W = 100$, se tiene

$$T_2 = 20^\circ$$

Cálculo del primer enfriador de CO₂ líquido (12)

Este aparato está formado por tubos concéntricos en el interior fluye el CO₂ líquido y en el exterior y a contraluz el CO₂ que se evapora. Elabóranse en la válvula de expansión que se coloca al final del aparato, enfriando el CO₂ líquido que entra.

Dicha válvula se regula de tal manera que el CO₂ se evapore a manera de cumplir con las condiciones predichas, lo que se verifica por la observación de las temperaturas de salida del líquido y del gas.

La parte de CO₂ que se enfría, se evapora hasta 5.6° y luego se evapora a esta temperatura por ser esta su temperatura de ebullición a 3104 de presión a que se encuentra.

El calor total de vaporización debe ser igual a la suma de los calores necesarios para enfriar el total del CO₂ líquido de 80° a la temperatura de salida y la parte que se evapora de su temperatura de salida a 5.6°, o sea

$$T_2 - 5.6 = (x \cdot c_p + (1-x) \cdot L) \cdot W \quad (1)$$

Comando valores medios del calor específico para el líquido entre 0 y 20° (que son los valores de los en el diagrama termodinámico) nos da c_p = 0.250 y el valor de L es 118.7 B.T.U./lb. y para las condiciones de gas W = 100 lb.

lo que justifica los límites tomados para determinar los valores de c y c_1 y a más nos da el valor de la temperatura de salida del CO_2 líquido. Aplicando estos datos al problema, tenemos:

$$W = 4 \text{ unidades} \\ = 4 \times 30 \times 2.2 = 264 \text{ lbs.}$$

y para la parte que se evapora

$$w = \frac{41.7}{100} \times 264 = 110 \text{ lbs.}$$

y como
$$\frac{Q}{\theta} = mc\Delta T$$

tenemos
$$\frac{Q}{\theta}(\text{total}) = 264 \times 0.766 \times (80 - 20) = 12000 \text{ B.T.U./hr.}$$

puesto que el 1er. término de la ecuación $wc\Delta T$, es calor consumido en autoevaporación y no pasa a través de la superficie de enfriamiento.

Como van a ser tubos concéntricos y se escogió el tubo interior de $\frac{1}{2}$ " , se escoge el tubo exterior de modo que el área anular sea aproximadamente igual al área interior.

$$\text{Área int. } S_1 = \frac{\pi}{4} D^2 \quad \text{Área anular } S_2 = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)_{\text{ext.}}$$

sustituyendo valores e igualando

$$0.785 \times 0.62^2 = 0.785 (D_2^2 - 0.84^2)$$

de donde
$$D_2 = 1.042''$$

o sea que se escogerían tubos interiores de $\frac{1}{2}$ " y tubos exteriores de 1".

Para el valor del coeficiente de transmisión para el lado del CO_2 líquido, se usaría de la misma fórmula que para el 3er. paso del condensador v. gr.

lo que justifica los límites tomados para deter-
minar los valores de ϵ y ϵ_1 y a más nos da el va-
lor de la temperatura de salida del CO₂ líquido.

Aplicando estos datos al problema, tenemos:

$$W = \text{# unidades}$$

$$= 4 \times 30 \times 2.2 = 264 \text{ lbs.}$$

y para la parte que se evapora

$$W = \frac{41.7 \text{ kcal}}{100} = 110 \text{ lbs.}$$

$$\frac{Q}{W} = \text{MCA}$$

tenemos $\frac{Q}{W} = \text{MCA} = 264 \times 0.75 = 198 \text{ kcal/lb.}$

puesto que el fer. termina de la ecuación $w = 264$
calor consumido en evaporación y no pasa a tra-
vés de la superficie de enfriamiento.

Como ϵ es un tubo concéntrico y se accede al
tubo interior de $\frac{1}{2}$ " de diámetro, se accede al tubo exterior de
modo que el área anular sea aproximadamente igual
al área interior.

$$\text{Área int. } \pi \frac{D_i^2}{4} = \text{Área anular } \pi \frac{D_o^2 - D_i^2}{4}$$

que sustituyendo valores e igualando

$$0.75 \times 0.62^2 = 0.75 \left(\frac{D_o^2}{2} - 0.84^2 \right)$$

de donde $D_o = 1.015$ "

o sea que se escogerán tubos interiores de $\frac{1}{2}$ " y
tubos exteriores de 1"
Para el valor del coeficiente de transmisión para
el tubo de 1" líquido, se usará de la misma fór-
mula que para el fer. para el condensador y el

$$h = \frac{23.2k}{D} \left(\frac{Dv^0}{z} \right)^{0.8}$$

que con los valores $v^0=24.9$
 $D=0.62$
 $k=0.087$
 $z=0.08$ (a 50°)

nos da un valor de
 $h = 286$

y para el lado CO_2 gas como se trata de un líquido que se evapora dentro de un tubo, no hay fórmula alguna, por lo tanto se toma un valor estimado v. gr.

$$h_{\text{CO}_2 \text{ gas}} = 200$$

Para el cálculo de ΔT , se tienen las condiciones siguientes.

CO_2	líquido	pasa de	80°	a	20°
"	gas	"	$\frac{3.6}{76.4}$		$\frac{3.6}{16.4}$

o sea

$$\Delta T = \frac{76.4 - 16.4}{2.3 \log \frac{76.4}{16.4}} = 39^\circ$$

Con estos datos para calcular la superficie total de enfriamiento, se usa de la misma fórmula general, en la que substituyendo valores tenemos:

$$12000 = \frac{2\sqrt{L} \times 39}{\frac{12}{200 \times 0.84} + \frac{12}{286 \times 0.62}}$$

de donde $L = 7$ pies (valor teórico)
 $= 2.2$ mts.

$$n = \frac{27.2K}{D} \cdot D^2 \cdot 0.8$$

que con los valores
 0-0.82
 220.087
 220.08 (250)

con un valor de
 2288

y para el caso de 200 pas como se muestra en el
 de que se muestra dentro de los datos, no hay
 más datos, por lo tanto se toma un valor
 n = 2288

$$D = 2288$$

Para el cálculo de AT, se tienen las condiciones
 siguientes.

200	200	200
200	200	200
200	200	200
200	200	200

o sea

$$AT = \frac{200 \cdot 200 \cdot 200}{200} = 200$$

Con estos datos para calcular la resistencia
 de la columna se usa la misma fórmula
 tal, en la que se sustituyen los valores

$$20000 = \frac{200 \cdot 200 \cdot 200}{12}$$

de donde se obtiene (valor mínimo)
 2.5 mts.

Cálculo del segundo enfriador
de CO₂ líquido (13).

Este aparato es similar al anterior y colocado en serie con aquel, evaporándose el 20.6% del CO₂ líquido que pasa del primero. Este 20.6% equivale a 0.481 unidades que salen a la temperatura de -62°F y a la presión de 75#, repitiéndose el mismo fenómeno, o sea autoevaporación hasta la temperatura de -62° y luego evaporación a esa temperatura, por la de ebullición a la presión de 75#. Para el cálculo de la longitud del tubo se usa de las mismas ecuaciones con los valores numéricos correspondientes.

En este caso se sabe la temperatura de salida del líquido que es de -40°F o sea que el líquido pasa de 20 a -40° y el CO₂ que se evapora lo hace a -62°. Queda como incognita la temperatura de entrada que se verifica igual que en el caso anterior.

Del diagrama se obtienen los siguientes datos:

$$c \text{ entre } 20 \text{ y } -40^\circ = 0.509$$

$$" \text{ } -40 \text{ y } -62^\circ = 0.479$$

$$\lambda \text{ a } 75\# \text{ y } -62^\circ = 153 \text{ B.T.U./lb.}$$

valores que substituidos en la ecuación (1) del calculo anterior para $W = 100$, no dá:

$$(62-40) \times 0.479 \times 20.6 (T_1+40) 0.509 \times 100 = 153 \times 20.6$$

de donde

$$T_1 = 18^\circ$$

Esta temperatura de entrada nos representa la de salida del aparato anterior y como se ve hay una diferencia de 2°F, debido a que en ninguna de las 2 ecuaciones se tomó el valor exacto para los calores específicos, sino el valor interpolado entre los valores mas cercanos.

Estudio del sistema de control de temperatura

Este aparato se utiliza para estudiar el control de temperatura de un sistema con un controlador de temperatura. El sistema de control de temperatura se puede estudiar de dos maneras: a) estudiando el sistema de control de temperatura en sí mismo, b) estudiando el sistema de control de temperatura en conjunto con el controlador de temperatura. En este estudio se estudiará el sistema de control de temperatura en conjunto con el controlador de temperatura.

En este caso se sabe la temperatura de salida del sistema de control de temperatura en el momento de la entrada de la señal de control de temperatura. La temperatura de salida del sistema de control de temperatura en el momento de la entrada de la señal de control de temperatura se puede estudiar de dos maneras: a) estudiando el sistema de control de temperatura en sí mismo, b) estudiando el sistema de control de temperatura en conjunto con el controlador de temperatura.

Del diagrama se obtienen los siguientes datos:
a) entre 20 y 400 - 0.100
b) entre 400 y 800 - 0.175
c) entre 800 y 1200 - 0.250
d) entre 1200 y 1600 - 0.325
e) entre 1600 y 2000 - 0.400

Estos datos se utilizan para estudiar el sistema de control de temperatura en conjunto con el controlador de temperatura.

Esta temperatura de salida del sistema de control de temperatura se puede estudiar de dos maneras: a) estudiando el sistema de control de temperatura en sí mismo, b) estudiando el sistema de control de temperatura en conjunto con el controlador de temperatura.

Aplicando los datos al problema, se tiene

$$W = 4 \text{ unidades} = 153.9 \text{ lbs.}$$

$$y \quad w = 153.9 \times 20.6 / 100 = 31.7 \text{ lbs.}$$

La cantidad total de calor será:

$$\frac{Q}{\theta} = 153.9 \times 0.509 \times 60 = 4703 \text{ B.T.U./lb.}$$

Calculo de ΔT .

$$\begin{array}{rcccl} \text{el CO}_2 \text{ liq.} & \text{pasa de} & 20 & \text{a} & -40^\circ \\ \text{" " gas} & \text{" " } & \frac{-62}{82} & & \frac{-62}{22} \end{array}$$

o bien en grados absolutos para evitarse errores en los signos

$$\begin{array}{r} 480 \\ \underline{398} \\ 82 \end{array} \qquad \begin{array}{r} 420 \\ \underline{398} \\ 22 \end{array}$$

que nos da los mismos valores, $\therefore \Delta T = 46^\circ F$

Para el cálculo del h del lado líquido, se tienen los siguientes valores:

$$\begin{array}{l} v = 16.2 \\ k = 0.087 \\ D = 0.62 \\ z = 0.18 \text{ (a } -10^\circ F) \end{array}$$

que substituidos en la fórmula

$$h = \frac{23.2k}{D} \cdot \left(\frac{Dv^2}{z} \right)^{0.8}$$

$$\text{nos da } h_{\text{CO}_2 \text{ liq.}} = 81$$

y usando del mismo valor estimativo para el h del lado gas, se obtiene substituyendo en la fórmula general para la longitud del tubo el siguiente valor

$$\begin{array}{l} L = 5.1 \text{ pies (valor teórico)} \\ = 1.6 \text{ mts.} \end{array}$$

Cálculo del cambiador de calor (15) y descripción de la cámara de CO₂ sólido. (snow-chamber)

La presión de salida del gas de la cámara de CO₂ sólido, es la atmosférica, puesto que va al mezclador (1) en donde se recibe la alimentación

En el cambiador de calor, se eleva la temperatura del CO₂ gas de -109 a -6.9° a expensas del contenido de calor del CO₂ líquido que se enfría de -40° a una temperatura T₂ que se va a calcular.

La temperatura de -109°F se obtiene debido a que una peculiaridad del CO₂ es que se solidifica a una presión mucho mayor que la atmosférica, o sea que el CO₂ líquido se solidifica a 60#. Su temperatura de solidificación es -70°F y cuando se reduce la presión después de solidificado de una presión de 60# a la atmosférica, se obtiene un mayor abatimiento en la temperatura.

El calor perdido por el líquido debe ser igual al calor ganado por el gas, o sea que se verifique la ecuación

$$W(Q_1 - Q_2) = (q_2 - q_1) w \dots (1)$$

donde

Q ₁	= calor total del líquido antes del cambiador
Q ₂	= " " " " después " "
q ₁	= " " " " antes " "
q ₂	= " " " " después " "
W	= cantidad total del líquido
w	= " que se evapora

El calor ganado por el gas, a un que se verifica
 El calor perdido por el líquido que se vaporiza
 mayor admiñente en la temperatura.
 presión de 100 a la atmosférica, se obtiene un
 reduce la presión cuando se solidifica de una
 estado de solidificación es -107 y cuando se
 que el CO₂ líquido se solidifica a 0.04, en forma
 una presión mucho mayor que la atmosférica, a las
 una presión del CO₂ es que se solidifica a
 la temperatura de -100 en forma de un a que
 de -40 a una temperatura de 2 que se a solidifica
 contenido de gas del CO₂ líquido que se vaporiza
 vapor del CO₂ es de -107 a una temperatura de
 En el caso de vapor, se tiene la
 mezcla de los gases de modo la atmósfera
 CO₂ líquido de la atmósfera, puesto que se
 la estado de salida del gas de la atmósfera
 de la cámara de CO₂ (Lawson-Young)

$$W (q_2 - q_1) = (q_2 - q_1) W$$

donde

W	=	cantidad total del líquido
q ₁	=	calor específico
q ₂	=	calor total del líquido
q ₁	=	calor
q ₂	=	calor
W	=	calor total del líquido

los valores de Q_1 , q_1 y q_2 se sacan del diagrama de Mollier a sus temperaturas correspondientes v. gr.

$$Q_1 = -36 \text{ B.T.U./lb (a } -40^\circ\text{F)}$$

$$q_1 = 117 \quad " \quad (\text{ a } -6.9^\circ\text{F)}$$

$$q_2 = 96 \quad " \quad (\text{ a } -109^\circ\text{F)}$$

$$\begin{aligned} \text{y como } w &= 0.863 \text{ unidades} = 56.96 \text{ lbs} \\ \text{y } W &= 1.852 \quad " = 122.20 \quad " \end{aligned}$$

substituyendo valores en (1) se tiene

$$Q_2 = -45.6 \text{ B.T.U./lb}$$

y en el diagrama se encuentra que para un calor/lb. de -45.6 B.T.U. corresponde una temperatura

$$T_2 = -49^\circ\text{F}$$

que es la temperatura de salida del líquido.

Para el cálculo de la superficie de enfriamiento, necesitamos a más de los valores de la temperatura y el calor total, los coeficientes de transmisión h .

El h interior del tubo central, o sea del lado CO_2 líquido, se calcula por la fórmula ya usada

$$h = \frac{23.2k}{D} \cdot \left(\frac{Dv\rho}{z} \right)^{0.8}$$

para la que se tienen los siguientes valores:

$$\begin{aligned} k &= 0.087 & z &= 0.29 \text{ (a } -42^\circ\text{F)} \\ D &= 0.62 & s &= 0.0021 \end{aligned}$$

los valores de Q_1 y Q_2 en el diagrama de Mollier a las temperaturas correspondientes t_1 y t_2 .

$$Q_1 = -36 \text{ B.T.U. (a } -40^\circ\text{F)}$$

$$Q_2 = 96 \text{ " " (a } -100^\circ\text{F)}$$

$$y \text{ como } w = 0.865 \text{ unidades} = 56.98 \text{ lbs}$$

$$y \text{ } W = 1.852 \text{ " " } = 122.20 \text{ "}$$

aparticipando valores en (1) se tiene

$$Q_2 = -45.6 \text{ B.T.U. (a } -100^\circ\text{F)}$$

y en el diagrama se encuentra que para un calor Q_2 de -45.6 B.T.U. correspondiente una temperatura $t_2 = -100^\circ\text{F}$.

que es la temperatura de salida del líquido.

Para el cálculo de la superficie de intercambio necesitamos a más de los valores de la entalpía y el calor total, los coeficientes de transmisión K .
En el interior del tubo central, o sea del lado del líquido, se calcula por la fórmula ya dada

$$K = \frac{25.24}{0.8} \left(\frac{1}{2} \right)^{0.8}$$

Para lo que se tienen los siguientes valores:
 $K = 0.087$
 $k = 0.52 \text{ (a } -40^\circ\text{F)}$
 $h = 0.0021$
 $h = 0.02$

$$\text{y como } W = \frac{122.2}{3600} = 0.034 \text{ lbs/seg.}$$

valores $\mu_p = 0.034/0.0021 = 16.2$ que substituidos en la formula no da:

$$h_{\text{CO}_2 \text{ liquido}} = 55.$$

$D = 0.62$ por que se escojen para su construcción el mismo juego de tubos de $\frac{1}{2}$ " para el interior y de 1" para el exterior.

Para el cálculo del valor de h del lado exterior, o sea del CO_2 gas, puesto que toda la evaporación se verifica en la cámara de CO_2 sólido, a la temperatura de -109° , no se puede usar la fórmula de Dixon por estar calculada entre los límites de temperatura comprendidos entre 626° y 1650°F .

La fórmula que se puede usar es la de Frost modificada y que es:

$$h = 13 \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{1+50}{r} \right)^{0.8} \left(\frac{Dv^0}{z} \right)^{0.24} \cdot \left(\frac{c z}{k} \right)$$

que es el valor de la constante cuando $\frac{c z}{k} < 3$

el valor de K está dado por la fórmula

$$k = k_0 \text{ at } (a \text{ en } ^\circ\text{C-Perry pag. 835})$$

y puesto que la temperatura es $-44^\circ\text{F} = -42.4^\circ\text{C}$

$$k = 0.0081 - 3.67 \frac{42.2}{10^5} = 0.0066$$

otros valores para substituir en la formula son:

63

$$z_{-44^{\circ}} = 0.3$$

$$D = 1.05 - 0.84$$

$$c_{-44^{\circ}} = \text{calor específico} = 0.025$$

$$r = \frac{1}{D} = \frac{18 \times 12}{0.21} = 106 \text{ (para tubos de 18' largo)}$$

$$\begin{aligned} \text{y como } w &= 0.866 \text{ unidades} \\ &= 0.866 \times 30 \times 2.2 = 56.9 \text{ lbs/hr} \\ &= 0.0167 \text{ lbs/seg.} \end{aligned}$$

$$\text{y } S = \frac{\pi}{4} (1.05^2 - 0.84^2) = 0.3116 \text{ pulgadas}^2 \\ = 0.00217 \text{ pies}^2$$

$$w_p = \frac{0.0167}{0.00217} = 7.72 \text{ lbs/seg/pie}^2$$

valores que substituidos en la fórmula, nos da - para h el siguiente valor

$$h_{\text{CO}_2 \text{ gas}} = 8$$

Para el calculo de la longitud del tubo, se usa de la formula general

$$\frac{Q}{\theta} = \frac{2\pi L \Delta T}{\frac{12}{h_1 r_1} + \frac{12}{h_2 r_2}}$$

donde solo nos falta el valor de ΔT que se calcula sabiendo que el gas pasa de -109 a 7° (6.9° valor exacto) y el líquido de -40 a -49° , y como es a contraflujo, se tiene

$$E_{\text{ave}} = 0.3$$

$$D = 1.05 - 0.84$$

$$E_{\text{ave}} = \text{valor especifico} = 0.025$$

$$r = \frac{1}{D} = \frac{1}{0.21} = 4.76 \text{ (para } r_{\text{ave}} \text{ de 18' largo)}$$

$$y \text{ como } w = 0.865 \text{ unidades}$$

$$= 0.865 \times 30 \times 2 = 51.9 \text{ libras/in}$$

$$= 0.0187 \text{ libras}$$

$$y = \frac{1}{2} (1.05 - 0.84) = 0.105 \text{ unidades}$$

$$= 0.0017 \text{ libras}$$

$$w = \frac{0.0187}{0.0017} = 11.0 \text{ libras/in}$$

valores que substituidos en la formula, nos da - para n el siguiente valor

$$n = 8$$

Para el calculo de la longitud del tubo, se usa la formula general

$$\frac{L}{D} = \frac{2.303}{\log \frac{E_{\text{ave}}}{E_{\text{min}}}}$$

donde solo nos falta el valor de E_{ave} que se calcula con los datos que se dan a - 100 y 150 libras exacto y el resultado de - 40 a - 50. Y como es a contrario, se tiene

$$\Delta T = \frac{60 - 33}{2.3 \log 60/33} = -45^\circ$$

signo - puesto que se tiene

gas pasa de	-109°	a	-7°
liquido" "	-49	"	-40
	<u>-60</u>		<u>-33</u>

Substituidos todos estos valores en la formula - para obtener L, nos da un valor de:

$$L = 10 \text{ pies (valor teórico)} \\ = 3 \text{ mts.}$$

Cámara de CO₂ sólido. (snow-chamber)

Las cámaras de CO₂ sólido, se construyen por regla general verticales, teniendo en el interior de la cámara propiamente dicha un pistón para comprimir y formar el cubo ó cilindro de hielo seco del tamaño deseado. Este pistón puede ser operado mecánicamente o por presión hidráulica. Su carrera se regula considerando las dimensiones del block y la densidad que se le desea dar.

Existen cámaras que tienen 2 pistones obrando en direcciones opuestas y sincronizados de tal modo que solo se necesita un solo control de presión. Este control para los modelos de presión hidráulica, es simplemente una llave de agua.

$$\Delta T = \frac{60 - 75}{2.5 \times 10^3} = -0.006$$

alguno - puesto que se tiene
 gas para de -100°
 líquido " " -40
 -20
 -70
 -40
 -20

Substituyendo todos estos valores en la fórmula
 para obtener L, nos da un valor de:

$$L = 10 \text{ pies (valor teórico)}$$

$$= 3 \text{ mts.}$$

Cámara de 600 cúbicos (know-how)

Las cámaras de 600 cúbicos, se construyen por
 regla general verticales; teniendo en el interior
 de la cámara propiamente dicha un grado para
 permitir el escape al exterior de la cámara
 del exceso de vapor. Este grado puede ser
 mecánicamente o por presión hidráulica. En
 la regla, considerando las dimensiones del
 y la humedad que se le da en el
 Existen cámaras que tienen 2 pisos en
 en direcciones opuestas y simétricas de la
 modo que solo se necesita un solo sistema de
 agua. Este sistema para los modelos de presión
 vertical, es simplemente una línea de agua.

Como los cilindros son grandes, una bomba - centrífuga da la suficiente potencia para la compresión, y parte de la instalación es un tanque para que la misma agua pueda ser usada haciendola recircular.

Antes de la llave de expansión, se coloca una válvula especial (blown-back-valve) para evitar - que los cristales de CO_2 puedan pasar al cambiador de calor y tapar el tubo de conducción.

Todo el aparato está perfectamente aislado, así como el tubo de llegada del CO_2 líquido.

La operación de sacado de los blocks, se hace por una puerta lateral en la cámara de compresión, y para sacar el block se usa de un aditamento mecánico que descarga el block sobre una plancha de donde pasa a unas sierras mecánicas que lo cortan al tamaño deseado, si este es el caso, aunque la tendencia es a producir blocks de tamaño grande para contrarrestar pérdidas por evaporación.

Por regla general y para tenerse operación - continua, las instalaciones comprenden 2 cámaras de compresión que se alternan en uso. El tiempo que cada cámara debe trabajar, lo la la practica mejor que el cálculo del volumen y de la densidad del block.

- - - - -

Balas para el transporte de CO_2 líquido.

Se construyen de acuerdo con las especificaciones de la U. S. Bureau of Explosives.

Como los cilindros son grandes, nos basta
 construirlos en la posición vertical para la com-
 plicación y parte de la instalación es la misma
 para que la misma sea usada en ambas direcciones
 de flujo.

Antes de la línea de expansión, se coloca una
 válvula especial (blow-back-valve) para evitar
 que los cilindros de CO₂ vuelvan a ser llenados
 de nuevo y para el caso de una explosión.
 Toda el aparato está perfectamente aislado y
 como el tipo de líquido de CO₂ líquido.
 La operación de carga de los cilindros se hace
 por una parte lateral en la parte superior
 y para evitar shock se usa un amortiguador
 entre los cilindros de CO₂ y la parte superior
 donde para a una cierta distancia que se coloca
 el resorte de carga. El resorte de carga
 funciona en la posición de carga y cuando
 se contrae el resorte de carga se produce
 una acción general y para tener un resorte
 constante, las dimensiones de los cilindros
 de construcción es la misma en los dos
 por cada cilindro de CO₂ líquido.
 mejor que el modelo de CO₂ líquido
 del tipo.

Este tipo de transporte de CO₂ líquido.

El transporte de CO₂ líquido con los aparatos
 de tipo de CO₂ líquido.

Para balas de 5 lbs. de CO₂ las especificaciones son:

Diametro 8"
Longitud 51"
Espesor 0.25"
Material-acero
Presión de falla 6.000#bs/pulgada²

Estas balas deben ser probadas cada 3 años con una presión hidrostática de 3000 lbs. Si la expansión permanente bajo esta presión es mas de 10% de la expansión total se deben poner fuera de uso.

A temperatura ordinaria en los tanques se tiene
2/3 de CO₂ líquido
1/3 de " gas saturado.

En el mercado generalmente se presentan 99.5% puro, el resto siendo aire.

(Datos tomados del magazine Industrial & Chemical Engineering)

Para datos de 5 lbs. de 00 las especificaciones

Diámetro 8 1/2
Longitud 2 1/2
Espesor 0.025
Material acero
Procedimiento de fabricación

Estos datos deben ser tomados para 5 años con
una presión atmosférica de 3000 lbs. Si la
presión atmosférica bajo esta presión es de
100 de la expansión total en el caso de
de uso.
A temperatura ordinaria en los casos de
1/2 de 00 lbs.
1/2 de 00 lbs.

En el mercado generalmente se encuentran
pero, el tipo estándar.
(Datos tomados del "Engineering Handbook")
Engineering

Cálculo del costo de operación de un equipo.

El costo de explotación de un equipo, debe considerarse en conjunto, pero en este caso particular en que la parte del equipo que sufre mayor desgaste por uso es la compresora, el siguiente cálculo se limitará a determinar la vida o número de años de servicio para que el costo sea mínimo. La vida de un equipo, es función de el capital invertido para su adquisición, transporte e instalación y de las reparaciones. Para esto último se asigna una cantidad anual que generalmente se duplica al segundo año, triplica al tercero etc. y que se calcula de tal modo que sea suficiente para las reparaciones necesarias, para que la eficiencia de la máquina no disminuya.

El costo de explotación de un equipo depende de los gastos fijos G_f y de los gastos de operación g_o .

El primero comprende:

- a = anualidad
- tC = impuestos (proporcional a C)
- sC = seguros
- dC = depreciación.

y los gastos de operación comprenden:

- e = energía
- o = mano de obra
- h = mantenimiento
- R = reparaciones.

de tal modo que el costo de funcionamiento G se expresa:

$$G = a + (t + s + d)C + e + o + h + R \dots (1)$$

Cálculo del costo de operación de un equipo

El costo de explotación de un equipo debe comprenderse en conjunto, pero en este caso se divide en los gastos del equipo que se ejecutan durante el año por uso de la maquinaria, el siguiente costo se limitará a determinar la vida o número de años de servicio para que el costo sea mínimo. La vida de un equipo, es función de la cantidad de trabajo para su explotación, transporte y mantenimiento y de las reparaciones. Para este estudio se asigna una cantidad anual que representa el costo que se ejecuta en el segundo año, triplicar el segundo año, y que se calcula de tal modo que sea suficiente para las reparaciones necesarias, para que la máquina se la máquina no disminuya.

El costo de explotación de un equipo depende de los gastos fijos y de los gastos de operación.

El primer componente:

- a - anualidad
- b - impuestos (proporcional a C)
- c - seguros
- d - depreciación

y los gastos de operación comprenden:

- e - energía
- f - mano de obra
- g - mantenimiento
- h - reparaciones

de tal modo que el costo de funcionamiento G se expresa:

$$G = a + b + c + d + e + f + g + h \quad (1)$$

Si α = anualidad y R es proporcional al número de años en servicio p y se fija una cantidad inicial R_0 de tal modo que $R = R_0 p$, la ecuación (1) toma la forma

$$G = \alpha + (i + t + s + d)C + e + o + h + R_0 p \dots (2)$$

si hacemos $A = (i + t + s + d)C$ y $g_1 = e + o + h$, los costos de funcionamiento serán como sigue:

1er. año	$G_1 = A + R_0 + g_1$
2o. "	$G_2 = A + 2R_0 + g_1$
3er. "	$G_3 = A + 3R_0 + g_1$

n "	$G_n = A + nR_0 + g_1$

o sea G total = $\sum G_1 + G_2 + G_3 + \dots + G_n$

$$\sum_n G = \alpha n + (i + t + s + d)nC + ng_1 + \frac{R_0}{2}(1 + n)n \dots (3)$$

y el gasto medio anual G_m

$$G_m = \frac{\sum_n G}{n} = \alpha + (i + s + t + d)C + g_1 + \frac{R_0}{2}(1 + n) \dots (4)$$

y solo resta investigar el valor de n que haga - este costo mínimo.

Diferenciando tenemos

$$\frac{dG_m}{dn} = \frac{d\alpha}{dn} + \frac{R_0}{2} = 0$$

o sea $\frac{d\alpha}{dn} = -\frac{R_0}{2} \dots (5)$

De la fórmula general para amortización

Si $x =$ anualidad y R es proporcional al número de años en servicio p y se l es una variable lateral R de tal modo que $R = R_0 p$, la ecuación (1) toma la forma

$$G = x(1 + i)^n + R_0 \frac{(1 + i)^n - 1}{i} \quad (2)$$

si hacemos $A = (1 + i)^n C$ y $B = R_0$ las ecuaciones de funcionamiento serán como sigue:

1er. año	$G_1 = A + B$
2o. "	$G_2 = A + B(1 + i)$
3er. "	$G_3 = A + B(1 + i)^2$

$$G_n = A + B(1 + i)^{n-1}$$

o sea G total = $G_1 + G_2 + \dots + G_n$

$$\sum G = Cx(1 + i)^n + R_0 \frac{(1 + i)^n - 1}{i} \quad (3)$$

y el gasto medio anual G_m

$$G_m = \frac{\sum G}{n} = \frac{Cx(1 + i)^n + R_0 \frac{(1 + i)^n - 1}{i}}{n} \quad (4)$$

y como resta investigar el valor de n que haga este costo mínimo, derivando respecto a n

$$\frac{dG_m}{dn} = \frac{d}{dn} \left[\frac{Cx(1 + i)^n + R_0 \frac{(1 + i)^n - 1}{i}}{n} \right] = 0$$

$$\frac{dG_m}{dn} = \frac{R_0}{i} \frac{d}{dn} \left[\frac{(1 + i)^n - 1}{n} \right] + Cx \frac{d}{dn} \left[\frac{(1 + i)^n}{n} \right] = 0 \quad (5)$$

Es la fórmula general para amortización

$$C = \frac{\alpha(1+i)^n - 1}{i}$$

que en el caso de maquinaria como no se amortiza todo el capital C, porque la maquina tiene un valor final S que puede ser un cierto valor vendida como maquina usada, o simplemente su valor como fierro viejo, de tal modo que se amortiza

$$c = C - S$$

$$\text{o sea } C - S = \frac{\alpha(1+i)^n - 1}{i}$$

$$\text{de donde } \alpha = \frac{(C - S)i}{(1+i)^n - 1}$$

en que si hacemos $i=0$ que es lo comun, se tiene

$$\alpha = \frac{C - S}{n}$$

diferenciando

$$d\alpha = -\frac{C - S}{n^2} dn \dots (6)$$

e igualando (5) y (6) tenemos

$$\frac{C - S}{n^2} = \frac{R_0}{2} \quad \text{de donde } n = \sqrt{\frac{2(C - S)}{R_0}} \dots (7)$$

La casa Maschinfabrick Surth pone al mercado compresoras para este uso con valor de 7000 Rm y con peso neto de 1400 Kg.. Los precios son f.o.b. Am-burgo y no incluyen el 5% consular incluido en un 10% aproximadamente como derecho de importación, pero si incluyen gastos de transporte. Considerando un 10% como costo de instalación, se tendria una inversión C de 8400 Rm o sea \$12.600

$$0 = \frac{c(1+i)^n - 1}{i}$$

que en el caso de maduración como se muestra
todo el capital c porque la máquina tiene un va-
lor final s que queda en un estado valor vendido
una máquina nueva o simplemente se vende como
tercer visto, en tal modo que se anula.

$$0 = \frac{c(1+i)^n - 1}{i} - \frac{s(1+i)^n}{(1+i)^n}$$

$$\text{de donde: } c = \frac{s(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$

en que el numerador $1-i$ que se le suma, se tiene

$$c = \frac{s(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$

distanciando

$$c = \frac{s(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \dots (6)$$

o también (5) y (6) tenemos

$$\frac{c - s}{s} = \frac{(1+i)^n - 1}{(1+i)^n} \dots (7)$$

La case inestimable para el cálculo com-
prende para este uso con valor de 1000 Fr y con
peso neto de 1400 kg . Los precios son 1.00 Fr kg
por kg y no incluyen el de consular incluido en un
10% aproximadamente como derecho de importación.
pero el impuesto sobre de transporte.
Considerando un 10% como costo de instalación se
tiene una inversión U de 8400 Fr a un 15%

Por informacion que he adquirido en México las compresoras tienen un valor final como maquina usada, que varia entre 15 y 30% de su costo inicial. Considerando un valor medio de 22%, se tiene para S un valor de \$2800.

Sustituyendo estos valores de C y S en la fórmula (7) se tiene para n 10 años, considerando para R_0 \$200.

De lo anterior se deduce que una compresora de este tipo, no debe estar en servicio más de 10 años.

BIBLIOGRAFIA.

- Walker Lewis & McAdams.- Principles of Chemical Engineering.
Badger & McCabe.- Elements of Chemical Engineering.
Perry John H.- Chemical Engineer's Handbook.
Ramirez E. I.- Apuntes de la clase de Fisica Industrial años de 1933 y 1934.
Urbina Alberto.- Apuntes de la clase de Fisica Industrial año de 1935.
Guerrero Antonio.- Tesis Profesional.

-----oooooooooooooooo-----

Por informacion que se adquirio en Mexico la compra de libros de valor total de \$2500.00, que varia entre \$5 y \$200 de su valor total. Considerando su valor medio de \$125.00, en su parte de \$2500.00. Resultando entre valores de 2 y 8 en la formula (1) se lista para el efecto, convenientemente para P. \$2500.00. De lo anterior se deduce que una compra de este tipo, no debe estar en servicio mas de 10 años.

 BIBLIOGRAFIA

Walker Lewis & McGowan - Principles of Chemical Engineering.
 Walker & McGowan - Elements of Chemical Engineering.
 Perry John H. - Chemical Engineer's Handbook.
 Hamaker H. J. - Apuntes de la clase de Fisico-Quimica Industrial en los años de 1937 y 1938.
 Hamaker H. J. - Apuntes de la clase de Fisico-Quimica Industrial en los años de 1935.
 Giam and Antonio - Test's Professional.

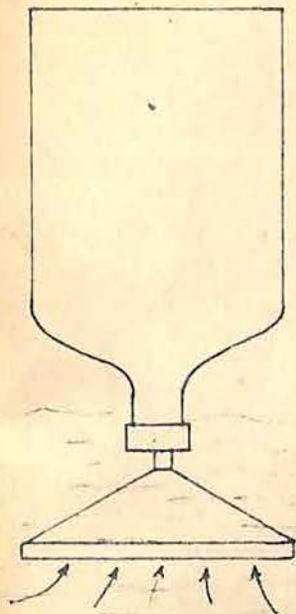


Fig. 1

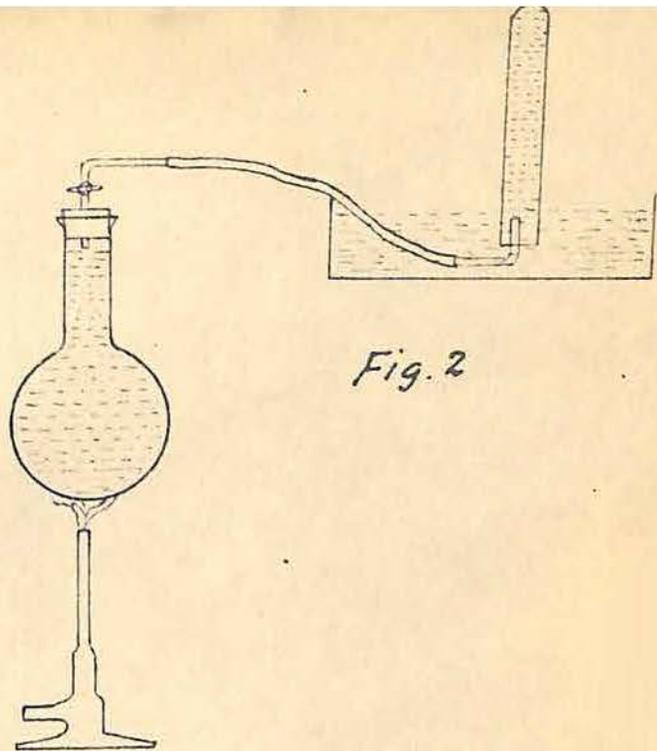


Fig. 2

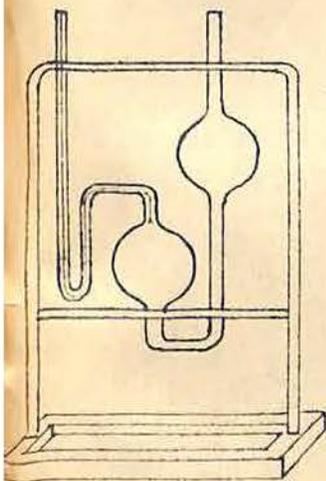


Fig. 3

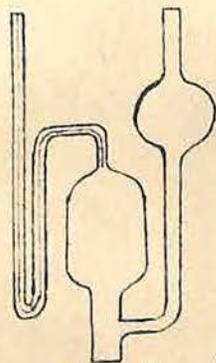


Fig. 4

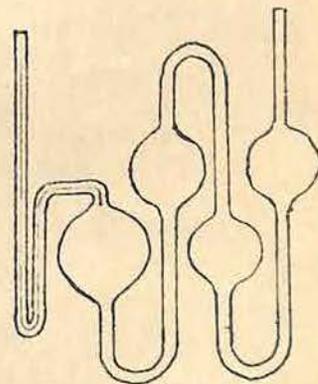


Fig. 5

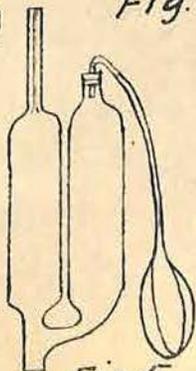


Fig. 6

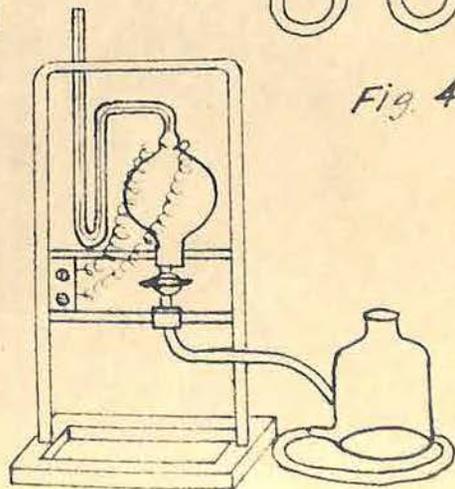
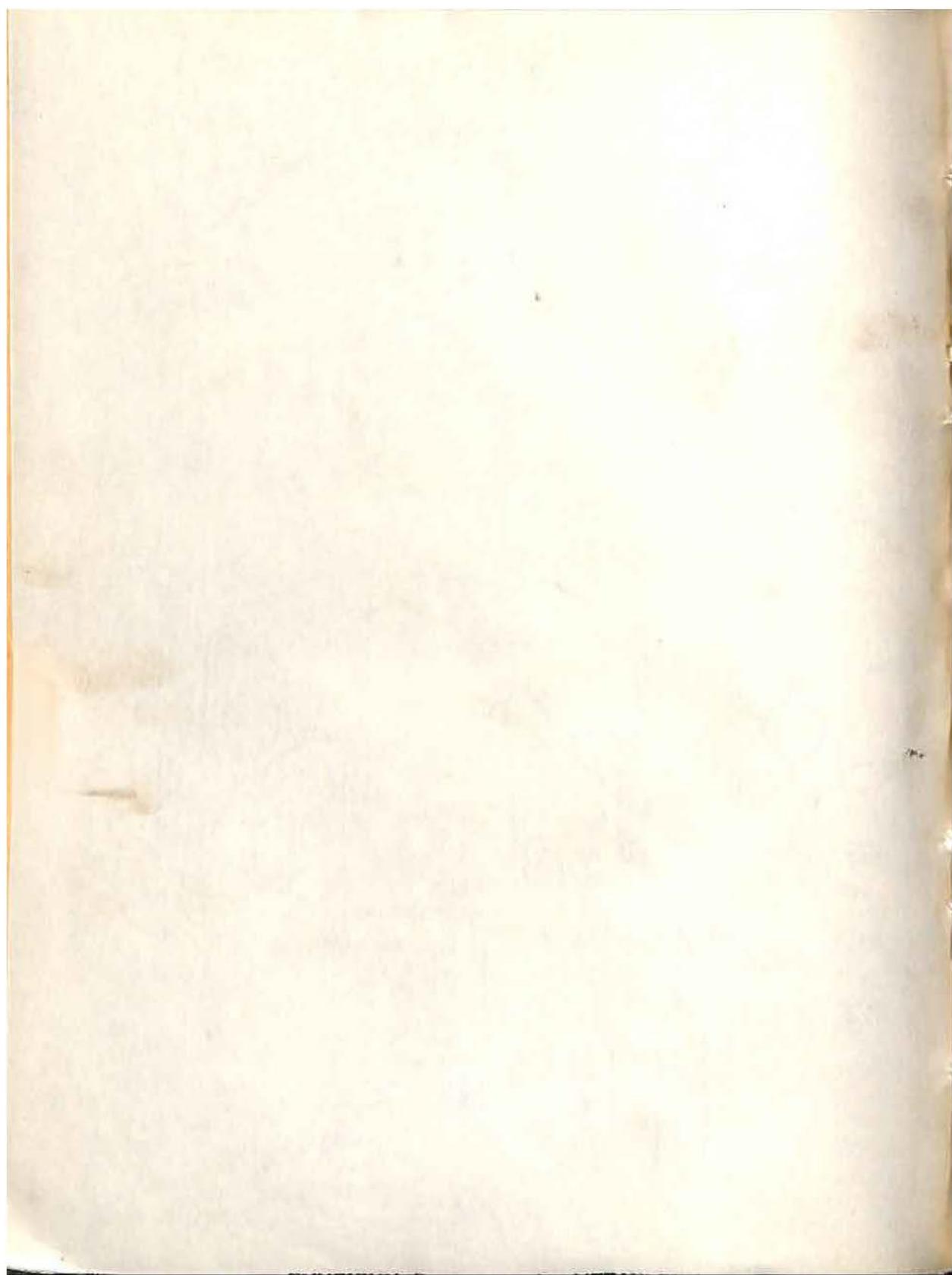


Fig. 7



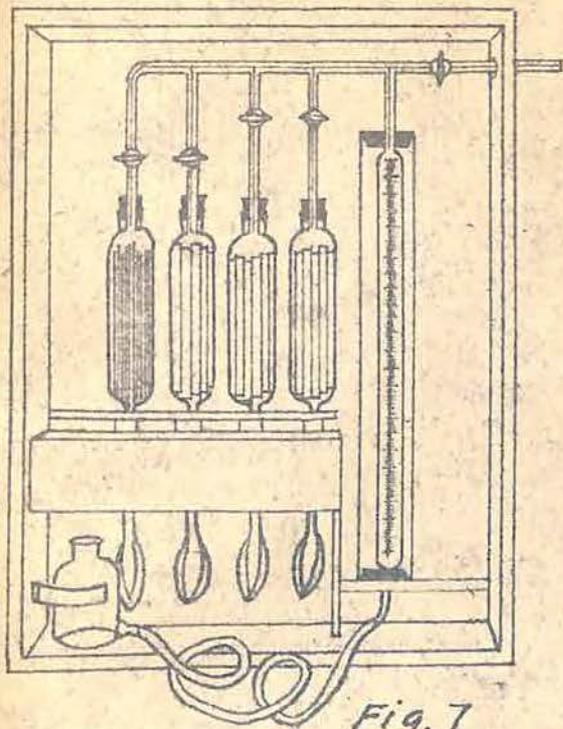


Fig. 7

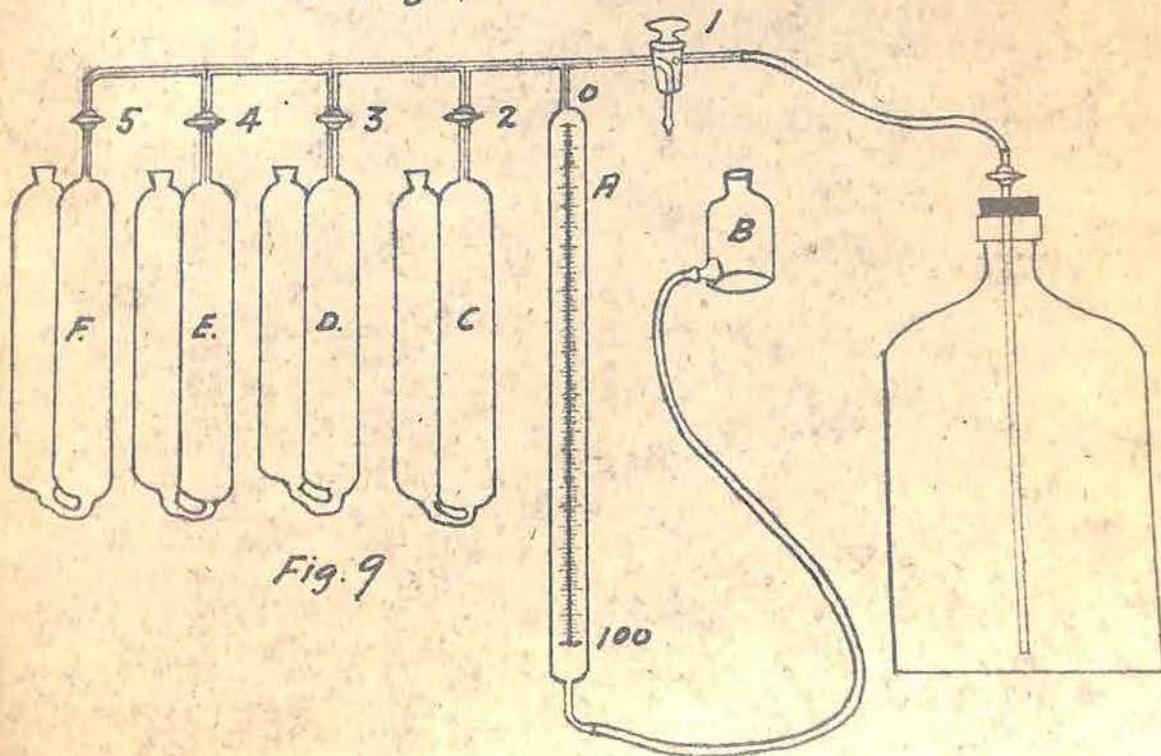
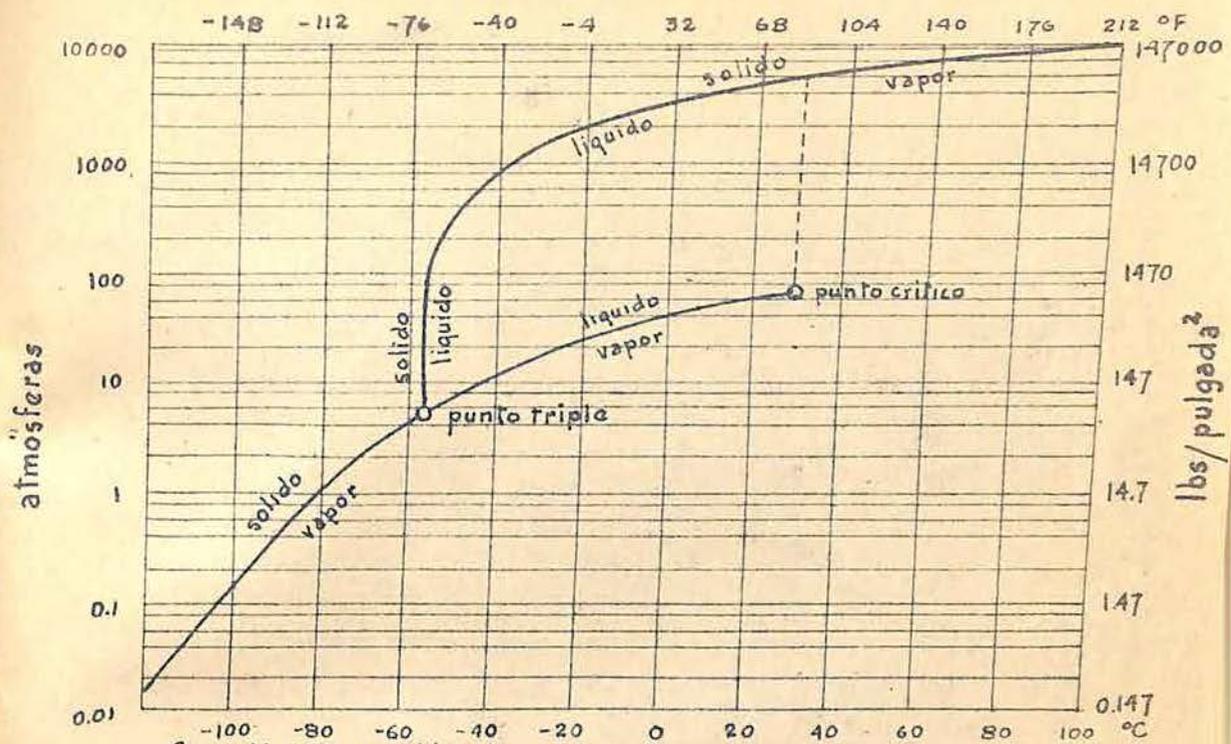


Fig. 9

x



Condiciones limites para CO₂ vapor, liquido y sólido

Fig. 10

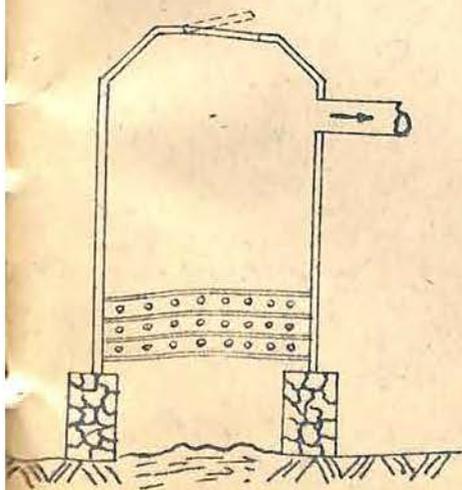


Fig. 11

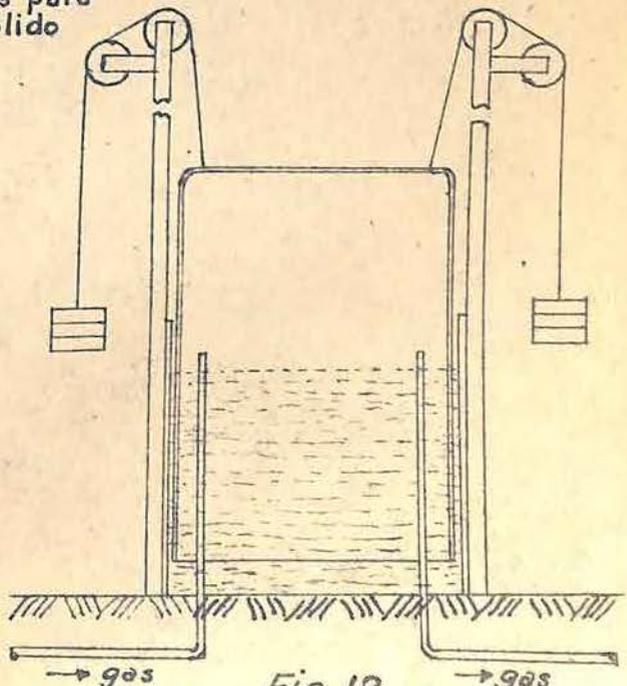
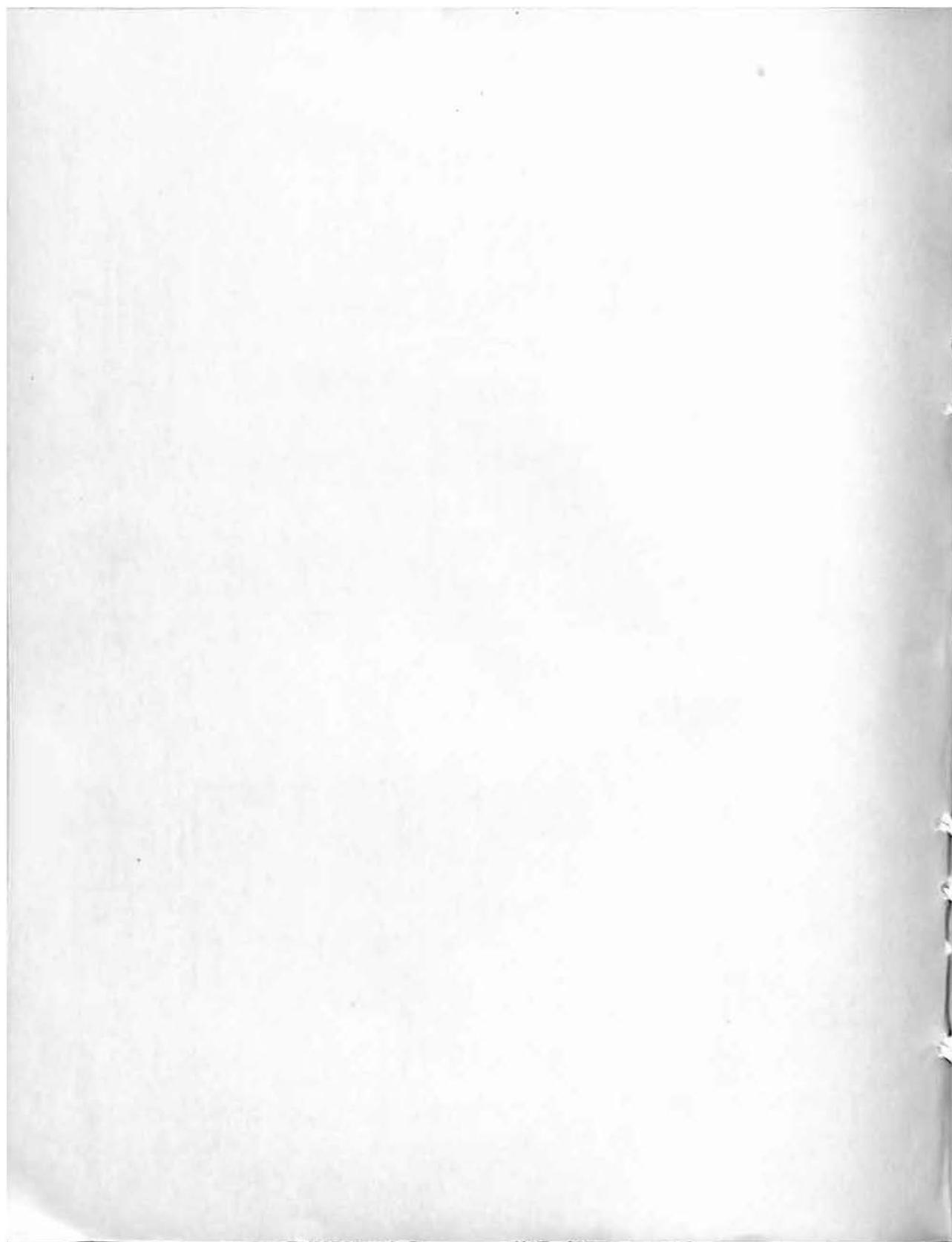
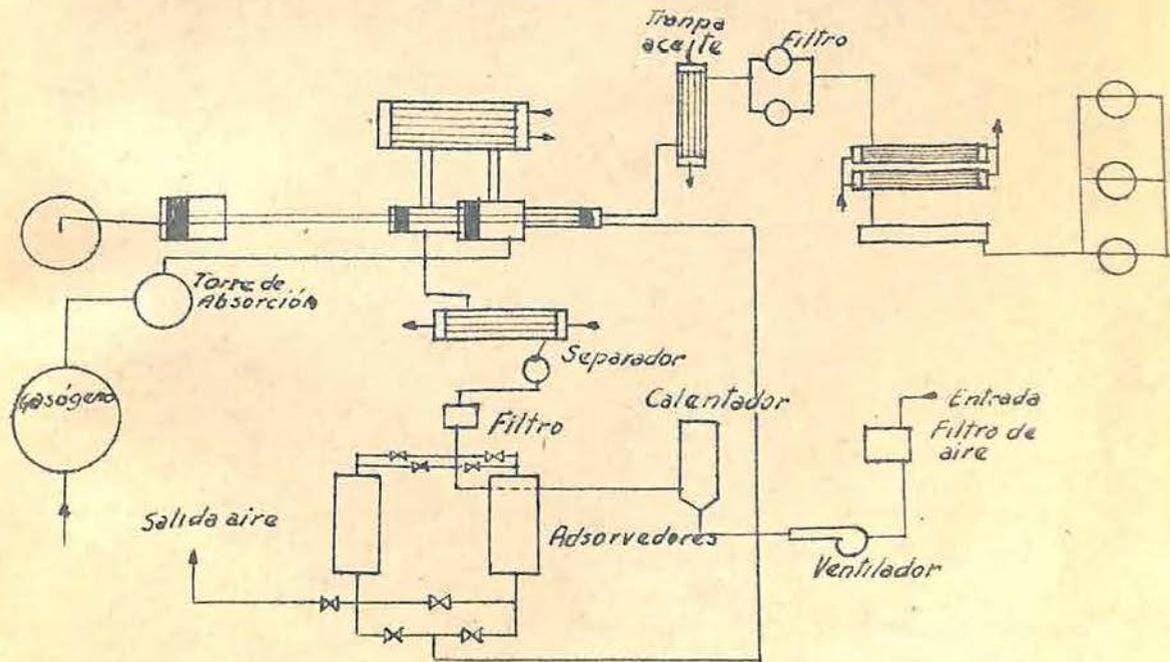
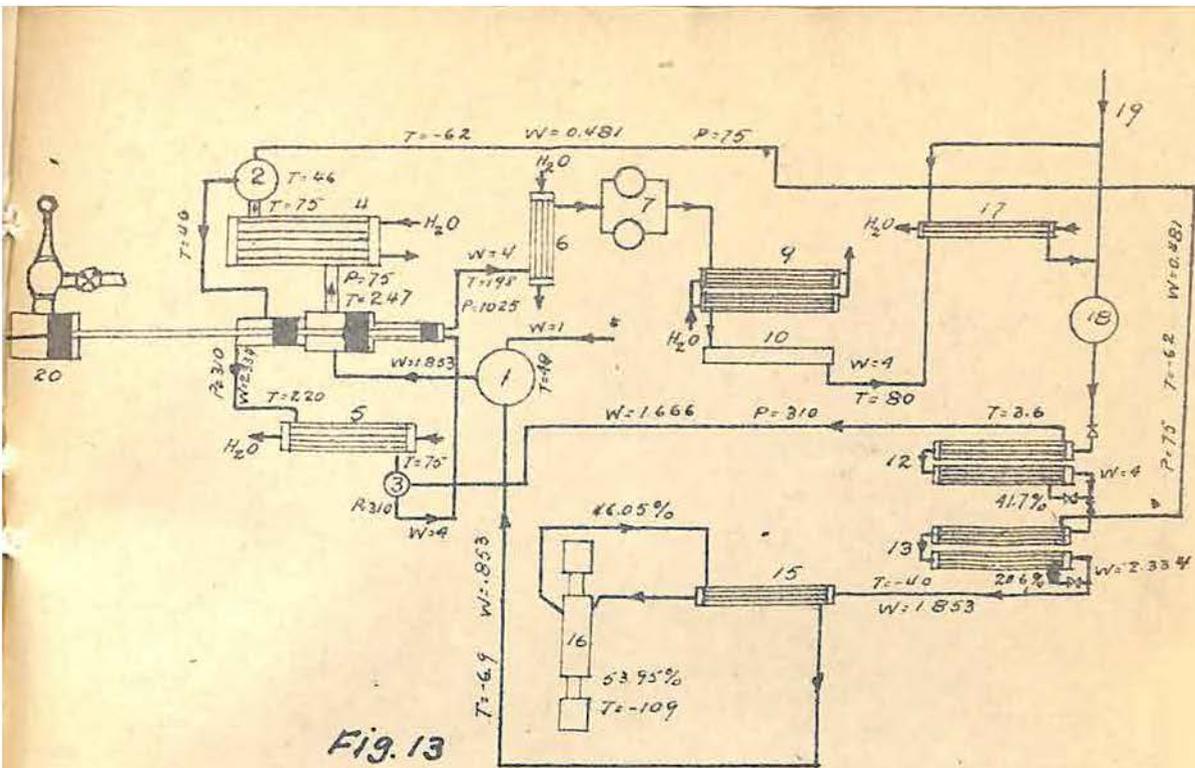
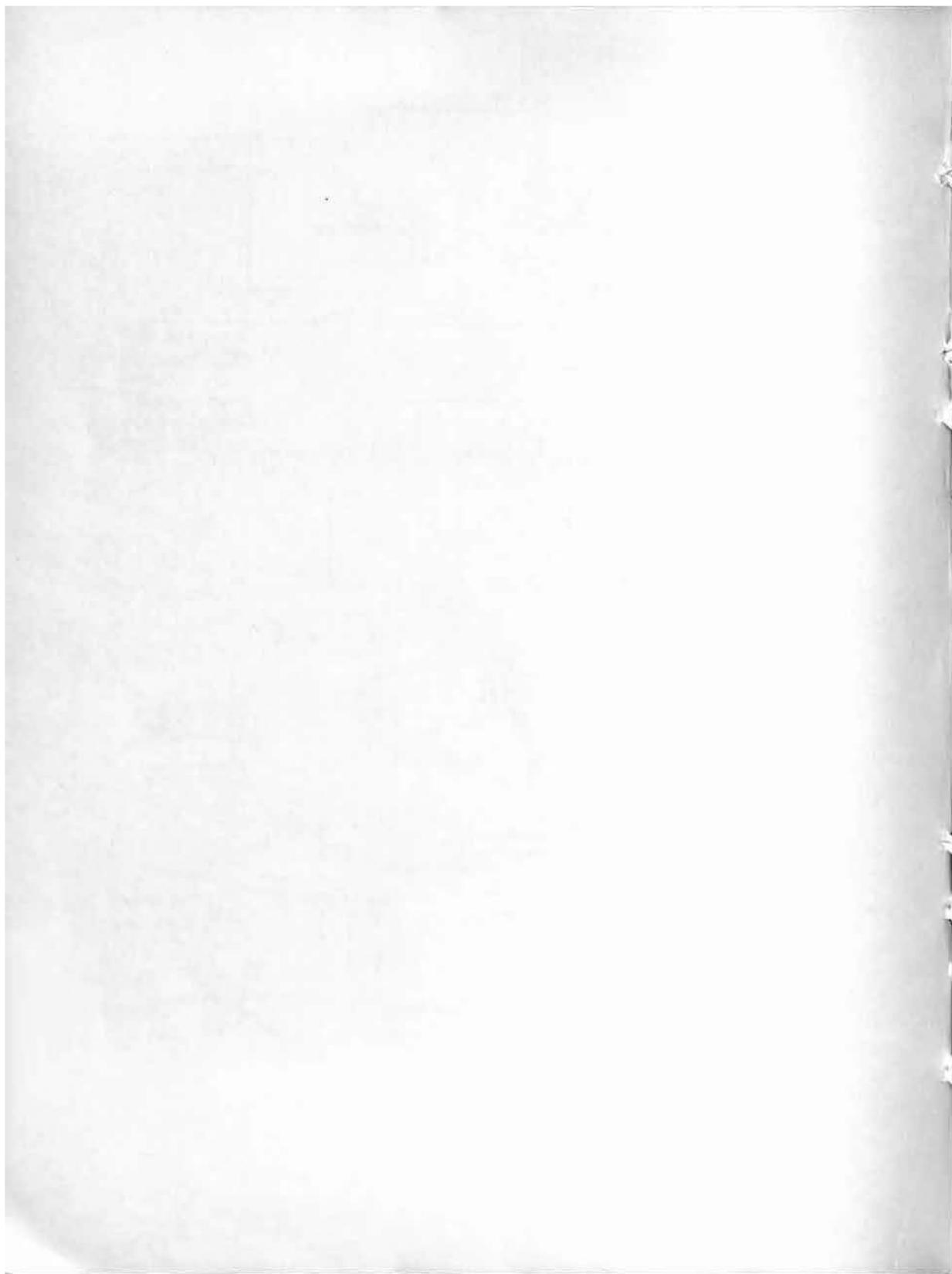


Fig. 12.







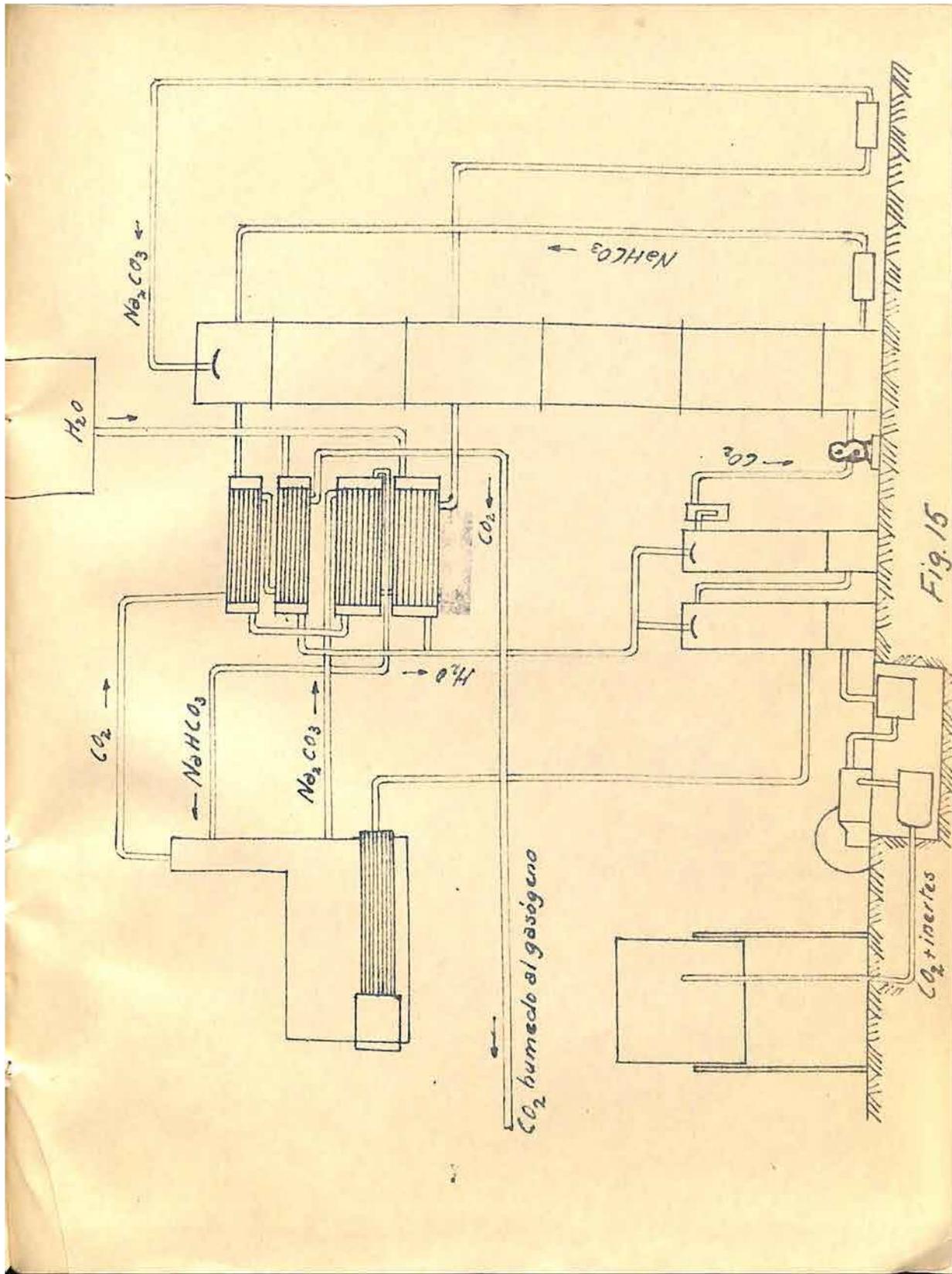
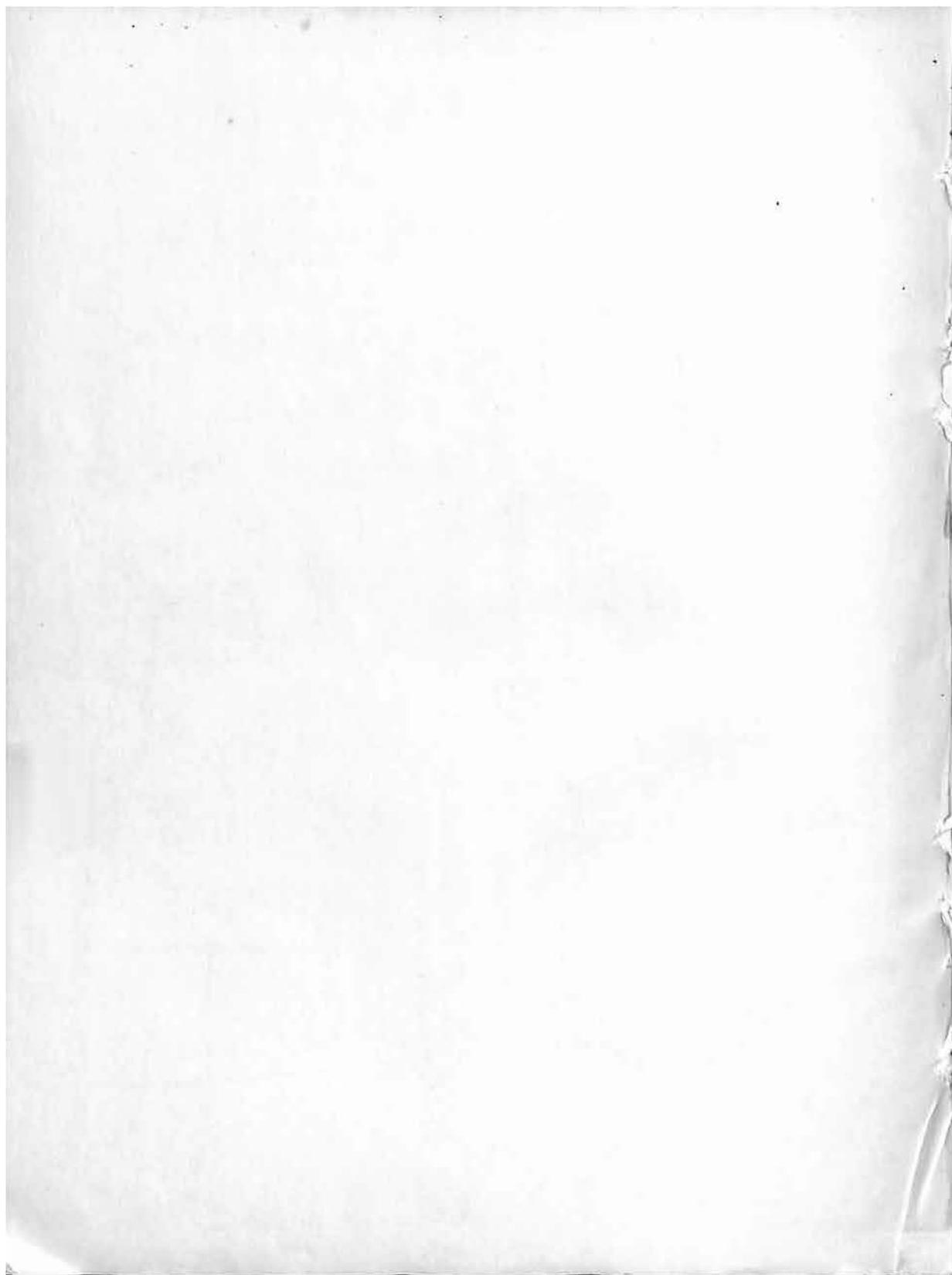


Fig. 15



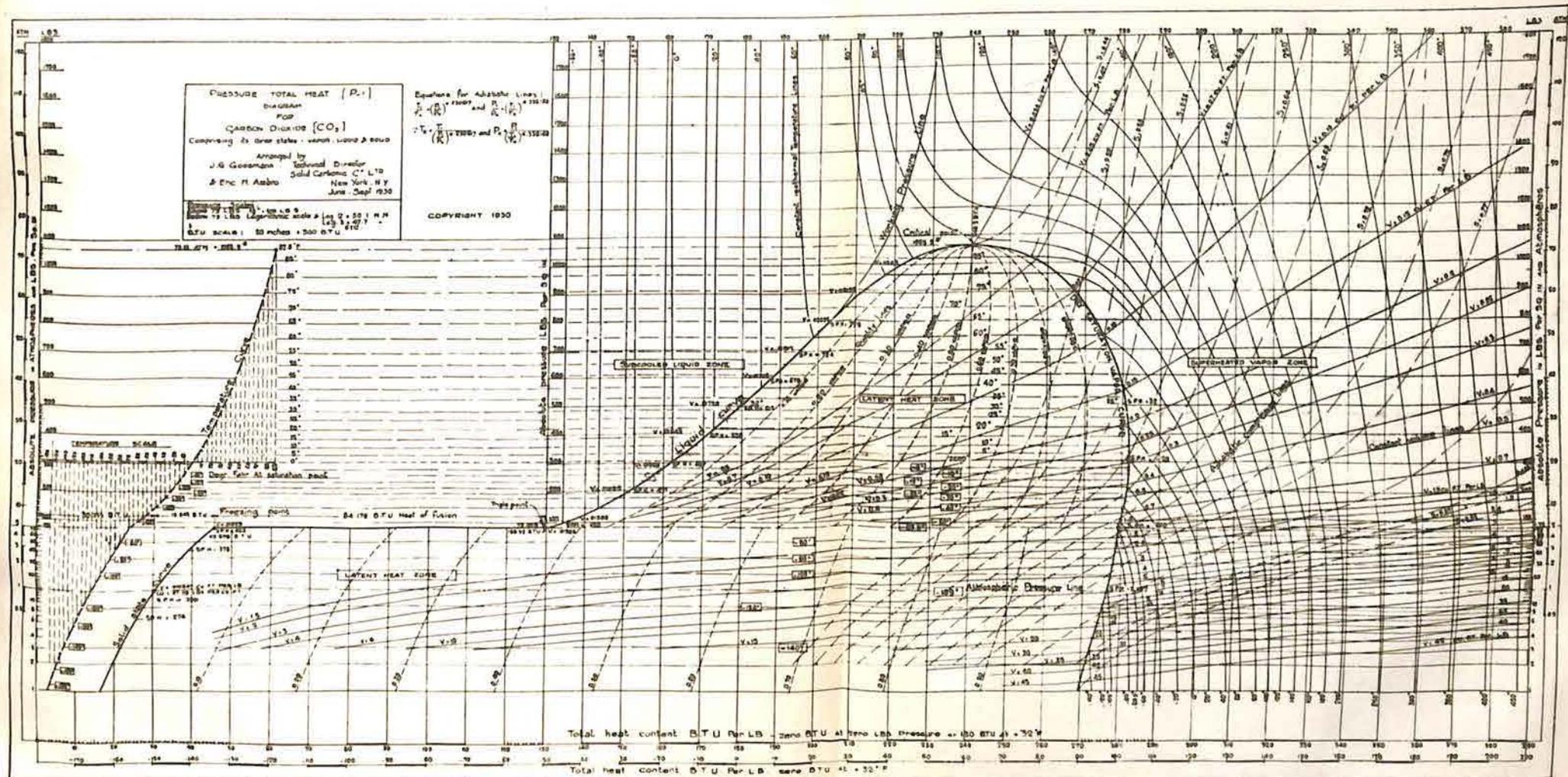
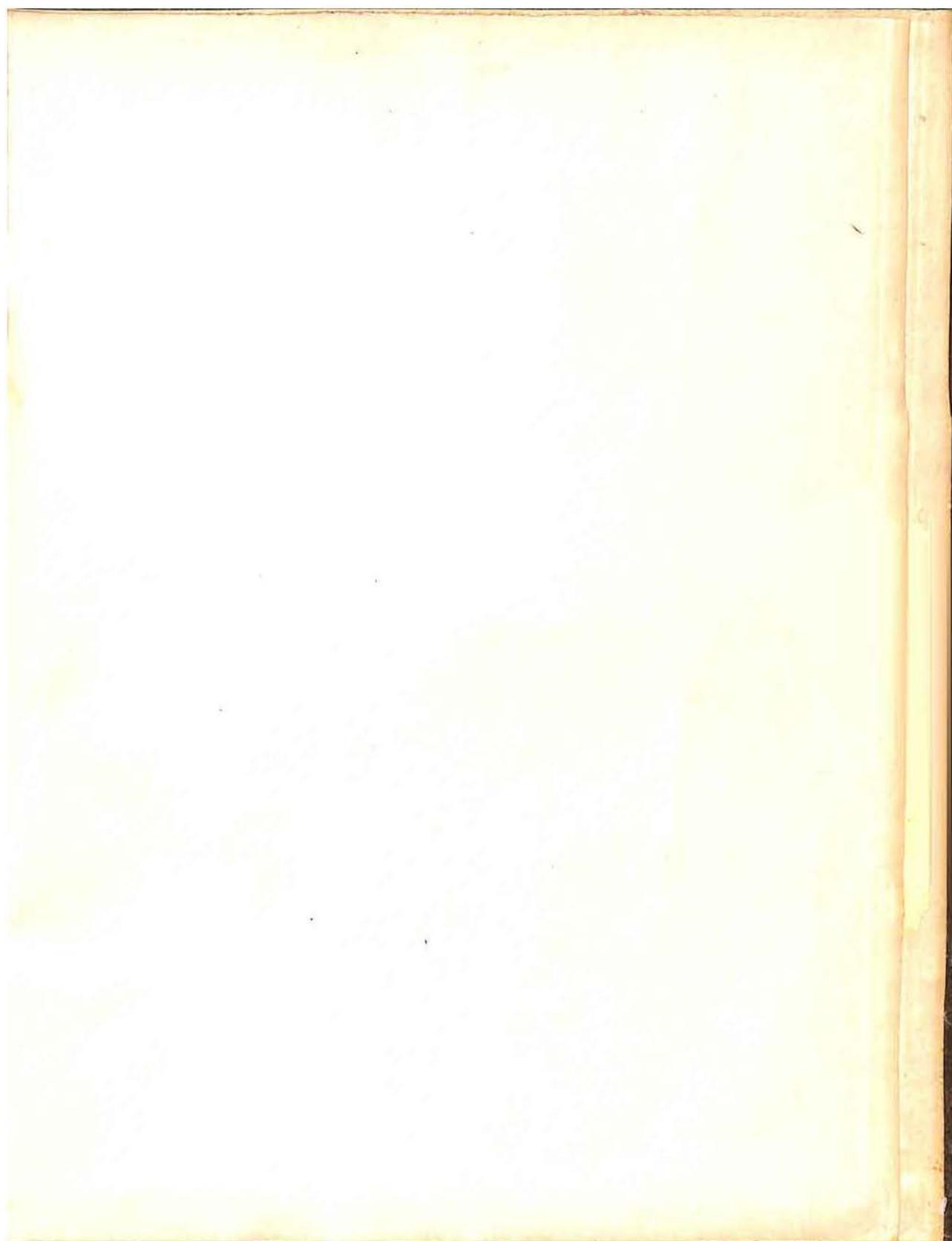


FIG. 1. PRESSURE—TOTAL HEAT DIAGRAM FOR CARBON DIOXIDE WITH PRINCIPAL POINTS, LINES, STATES AND REGIONS NAMED

FOTOS DE ALONSO MARQUIN
SANTA MARIA DE GUADALUPE
MEXICO.



FECHA DE DEVOLUCION

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

--	--	--	--

