



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

PRODUCCION DE CO_2 SOLIDO A PARTIR
DE GASES DE COMBUSTION.

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

DAVID LOPEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

TESIS 1979

• CO H.T.
• SCHA 192
• REC _____
• _____



QUE ESTA TESIS SEA COMO UN HOMENAJE POSTUMO

A LA MEMORIA DE MI MADRE:

Ma. LOPEZ DE ÁNDA.

AGRADECIMIENTO:

No puedo dejar de agradecer a todas aquellas personas que contribuyeron de una u otra forma a la realización del presente trabajo.

Quiero hacer patente mi agradecimiento a los Profesores:

Dra. Hilda Basulto

Dr. Rafael Morones

Dr. Francis o Barnes de Castro

Por haberme proporcionado su tiempo, material y conocimientos sobre el tema.

Finalmente y en forma especial a la Sra. Villafuerte.

PRESIDENTE

PROF. FCC. JAVIER GARFIAS AYALA

VOCAL

PROF. MARTIN HERNANDEZ LUNA

SECRETARIO

PROF. FRANCISCO BARNES DE CASTRO

1er. SUPLENTE

PROF. CLAUDIO A. AGUILAR MARTINEZ

2o. SUPLENTE

PROF. MARCO ANTONIO MIRANDA

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA

FACULTAD DE QUÍMICA U.N.A.M.

NOMBRE DEL SUSTENTANTE

DAVID LÓPEZ

DIRECTOR DE TESIS

FCC. BARNES DE CASTRO

INDICE

CAPÍTULO I	INTRODUCCIÓN
1.1	Razones del proyecto
1.2	Limitaciones
1.3	Suposiciones
CAPÍTULO II	DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO
2.1	Método Industrial
2.1.1	Fuentes de Producción del CO ₂
2.1.1.1	Producción Comercial
2.1.2	Purificación y Obtención del CO ₂ gas
2.1.3	Licuefacción
2.1.4	Producción de Bióxido de Carbono Sólido
2.1.4.1	Métodos de Formación de CO ₂ Sólido
2.1.4.2	Ciclos de Solidificación del CO ₂
2.2	Método Propuesto
2.2.1	Fuente de Producción
2.2.2	Purificación y Obtención del CO ₂ Gaseoso
2.2.3	Licuefacción y Solidificación del CO ₂
CAPÍTULO III	OBTENCIÓN Y REFINACIÓN DEL CO ₂ GAS
3.1	Enfriamiento de los Gases
3.1.1	Teoría del Fenómeno Ocurrido en la Columna
3.2	Diseño de la Torre de Enfriamiento
3.2.1	Cálculo de la Torre
3.2.2	Balance de Calor
3.2.3	Carga de Agua
3.2.4	Cálculo de las Unidades de Transferencia

- 3.2.5 Cálculo de la Velocidad de Inundación
- 3.2.6 Cálculo de la Altura del Empaque
- 3.2.7 ✓ Determinación de la Pérdida de Presión
- 3.3 Refinación del CO₂ Gaseoso
- 3.3.1 Ventajas y Desventajas del Proceso
- 3.3.2 Descripción de las Desventajas
- 3.3.2.1 ✓ Corrosión
- 3.3.2.1.1 ✓ Métodos de Minimizar Ataques de Corrosión
- 3.3.2.2 ✓ Espuma
- 3.3.2.3 ✓ Pérdidas de Amina por Vaporización y Degradación
- 3.3.2.3.1 ✓ Pérdidas Químicas
- 3.3.2.3.2 ✓ Arrastre
- 3.3.2.3.2 ✓ Degradación de la Solución
- 3.3.2.3.4 ✓ Pérdidas de Vapor
- 3.4 Diseño de la Columna de Absorción
- 3.4.1 Balance de masa
- 3.4.2 Balance de Calor
- 3.4.3 Línea de Operación Adiabática
- 3.4.4 Cálculo del Diámetro de la Columna
- 3.4.5 Cálculo de la Altura de la Columna
- 3.4.5.1 Cálculo de la Altura de la Unidad de Transferencia
- 3.4.5.2 Cálculo del Número de Unidades de Transferencia
- 3.4.6 ✓ Determinación de la Pérdida de Presión
- 3.5 Diseño de la Columna de Agotamiento
- 3.5.1 Balance de Masa
- 3.5.2 Cálculo del Diámetro de la Columna
- 3.5.3 Estimación de la Altura de la Columna
- 3.5.3.1 Determinación del Número de Unidades de Transferencia
- 3.5.3.2 Estimación de la Altura de una Unidad de Transferencia

3.5.4	Cálculo de la Pérdida de Presión
3.6	Determinación del Punto de Rocío de la Mezcla Vapor-CO ₂ que se alimenta al Compresor
3.6.1	Teoría del Fenómeno Ocurrido en el Condensador
3.6.2	Balance de Masa
CAPÍTULO IV	MÉTODOS DE PURIFICACIÓN Y DESHIDRATACIÓN
4.1	Permanganato de Potasio
4.2	Dicromato de Potasio
4.3	Carbón Activado
4.4	Deshidratación
4.4.1	Deshidratación de Gases
4.4.2	Selección del Secador
CAPÍTULO V	LICUEFACCIÓN Y SOLIDIFICACIÓN
5.1	Licuefacción
5.2	Trabajo de Compresión para el Ciclo con Preenfria-
5.2.1	Selección del Compresor (miento
5.3	Determinación del CO ₂ Formado
5.3.1	Rendimiento del CO ₂ Formado
5.3.2	Cálculo de la Temperatura de la Mezcla Resultante (en el Punto <u>2</u>)
CAPÍTULO VI	CONCLUSIONES
CAPÍTULO VII	BIBLIOGRAFÍA
7.1	Libros
7.2	Revistas
7.3	Tesis

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. Razones del proyecto

El objeto de este estudio es con el fin de obtener -CO_2 sólido- aprovechando los gases de combustión de una caldera que será instalada en el Laboratorio de Ingeniería Química de la ENEP. Zaragoza. El producto así obtenido se usara para el consumo de dicha institución. Para el diseño de la planta de producción se propuso usar sus propios recursos humanos, estudiantes recién egresados, con el objeto que los alumnos apliquen sus conocimientos adquiridos en un problema real.

Otro objetivo a perseguir es aprovechar la planta ya instalada para hacer una o varias prácticas de laboratorio, relacionadas con el equipo usado en ésta para que así el alumno vaya conociendo parte del equipo usado en la industria así como el manejo, funcionamiento y arranque.

1.2 Limitaciones

Los factores limitantes para el proceso en este estudio serían los concernientes a las condiciones de trabajo de la caldera (P,T) y a la concentración del CO_2 producido en los gases de combustión de ésta, la cual está supeditada a las horas de trabajo del laboratorio. Esta razón obliga a trabajar la caldera en una forma intermitente, dado que ésta sólo estará en operación cuando esté en funcionamiento el laboratorio.

1.3 Suposiciones

I) Fuente de producción del CO_2 gaseoso.

La fuente de producción será la caldera la cual va a quemar diesel. La mezcla de gases producidos contendrá el 11% en volumen de CO_2 , por lo que este dato se tomará como base para los cálculos de diseño del equipo.

II) La presión de operación.

La presión de operación será de 14.7 psia para evitar que la caída de presión producida en todo el equipo usado para la purificación y obtención del CO_2 gaseoso disminuya la presión mas abajo de la presión atmosférica de la ciudad de México (11.6 psia.), ya que esto ocasionaría que la corriente de gas purificado sea contaminado con filtraciones de aire producidas por la diferencia entre la presión atmosférica y la de operación del equipo.

III) La temperatura de operación.

Está variara de acuerdo al equipo: en el absorbedor la temperatura no debe de exceder de 115°F . En el agotador, la temperatura del rehervidor se debe mantener constante a 240°F para poder obtener la concentración deseada de CO_2 en la solución agotada de MEA.

IV) Se ha considerado que los interenfriadores del compresor están diseñados para poder enfriar el gas comprimido hasta una temperatura de 80°F .

CAPÍTULO II

DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

2.1 Método industrial

En los procesos de absorción para la fabricación de bióxido de carbono líquido o sólido: el CO_2 gaseoso -la materia prima con la cual el proceso opera- es producido ordinariamente por combustión de compuestos carbonosos o como subproducto de la reacción de reformación para la producción de hidrógeno. El proceso de absorción consiste fundamentalmente en la purificación o separación del CO_2 de otros gases, cualesquiera que sean sus fuentes de producción, a condición de que contengan CO_2 en concentración suficiente (del 10 al 15% en volumen) con el fin de que su explotación sea comercial.

Los procesos de absorción, en general, se realizan en los siguientes pasos:

- 1) Producción de un gas que contiene CO_2
- 2) Purificación del CO_2 por lavado con agua o con soluciones diluidas de carbonato de sodio, o ambas
- 3) Absorción del CO_2 en soluciones de carbonatos alcalinos o etanolaminas
- 4) Liberación del CO_2 puro, del agente absorbente, por ebullición
- 5) Condensación y separación del agua del CO_2
- 6) Secado y compresión del CO_2 ya purificado

- 7) Condensación del CO_2 a líquido, el cual es cargado en cilindros para almacenarlo o convertido al estado sólido

Las operaciones anteriores se muestran en el diagrama de flujo de una planta industrial que aparece en la figura 1.

2.1.1 Fuentes de producción de CO_2

El bióxido de carbono se deriva de los productos de combustión de todos los combustibles carbonosos y puede ser recuperado de éstos por varios métodos. También se puede obtener como un subproducto de procesos de fermentación, de la calcinación de caliza, de la síntesis química que involucra monóxido de carbono, de la reacción de ácido sulfúrico con dolomita (carbonato doble de cal y magnesio) y de gases naturales. El bióxido de carbono también es un producto del metabolismo animal, importante en el ciclo de vida de animales y plantas. Está presente en la atmósfera en pequeñas cantidades (alrededor de 0.03 por ciento en volumen), pero no es económicamente recuperable de esta fuente.

La tabla I, compilada por Reich (22), muestra la cantidad de bióxido de carbono potencialmente disponible en varios materiales, junto con las cantidades recuperables.

2.1.1.1 Producción comercial

De las fuentes anotadas en la tabla I, las siguientes son las más importantes en la producción comercial de bióxido de carbono:

FIGURA 1

DIAGRAMA DE RECUPERACION DE CO₂ DE GASES DE COMBUSTION

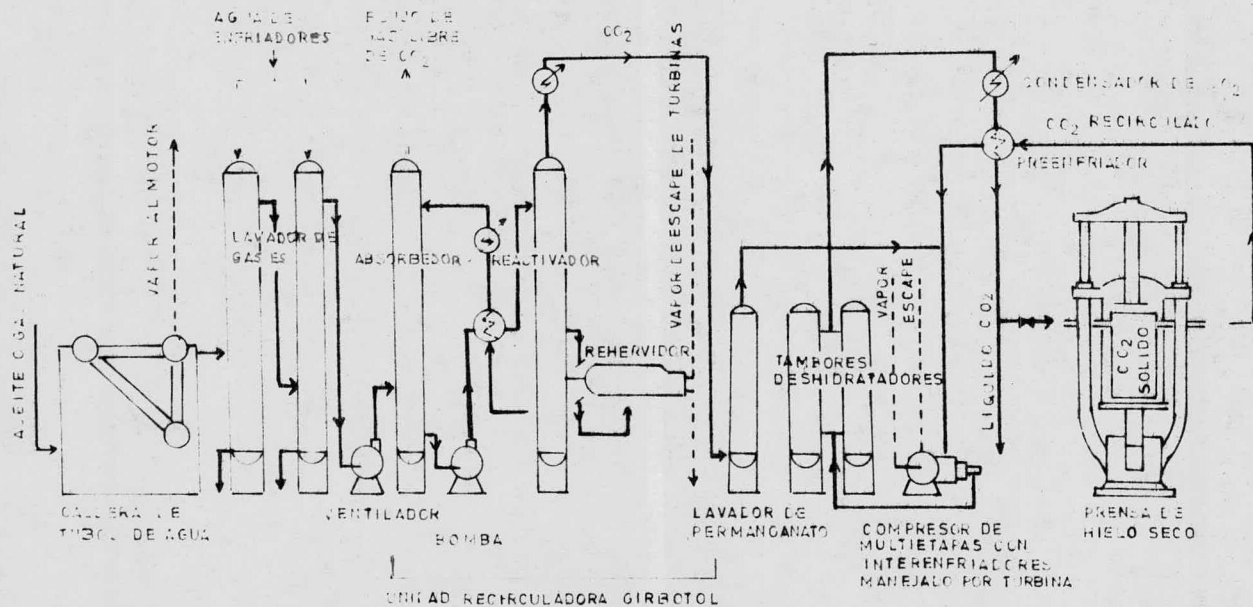


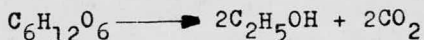
TABLA 1

PUREZA Y RENDIMIENTO DE CO₂ DE VARIAS MATERIAS PRIMAS

Materia prima	Fórmula	% de CO ₂	Pureza del gas % de CO ₂	Rendimiento en libras de CO ₂ líquido por tonelada de materia prima	% de CO ₂ teórico recuperable
Madera	-----	-----	14	-----	-----
Coque	-----	-----	18	1540	34.0
Carbonato de potasio	K ₂ CO ₃	32	99-100	608	95.0
Carbonato de sodio	Na ₂ CO ₃	41	99-100	780	95.0
Bicarbonato de potasio	KHCO ₃	44	99-100	836	95.0
Bicarbonato de sodio	NaHCO ₃	52	99.5-100	1040	95.0
Piedra caliza, 98%	CaCO ₃	44	38	672	76.4
Dolomita, 95%	CaCO ₃ .MgCO ₃	48	40	744	77.5
Magnesita	MgCO ₃	51	40	790	77.5
Magnesita (b,c)	MgCO ₃	52	99.5	900	86.5

(b,c) Calcina en una retorta cerrada o tratada con un ácido mineral

- a) A partir de gases producidos por la combustión de materiales carbonosos.
- b) Como subproducto de la industria de la fermentación, en que un azúcar -como la dextrosa- es convertida en alcohol y bióxido de carbono, de acuerdo con la siguiente reacción:



→ Trataremos el proceso a, ya que es la fuente de la cual tomaremos el CO_2 . Éste será ampliamente explicado en los capítulos siguientes.

2.1.2 Purificación y obtención del CO_2 gaseoso

La figura 1 puede ser considerada como una planta típica para producir bióxido de carbono a partir de coque. Otros combustibles -como carbón, aceite o gas natural- pueden sustituir rápidamente al coque. En dicha planta, el combustible es quemado en una caldera estándar de tubos de agua para la producción de vapor de 200-250 psia. Los gases que contienen de 10 a 15% de bióxido de carbono son tomados de la caldera a 650°F y pasados a través de dos torres empacadas donde son enfriados y lavados con agua. Después de pasar por las torres lavadoras, el flujo de gases enfriados pasa a través de un ventilador y entra a la base de una torre de absorción. El sistema de recuperación particular mostrado en la figura 1 es el proceso de amina-girbotol, aunque también puede ser usado un sistema de carbonato alcalino.

El bióxido de carbono es absorbido selectivamente en esta torre por una solución de monoetanolamina (MEA) que pasa a contracorriente a la corriente de los gases. Los gases libres de bióxido de carbono salen por lo alto de la torre a la atmósfera. La solución MEA-CO₂ sale por el fondo de la torre, continúa a través de bombas y cambiadores de calor y entra a lo alto de una torre de recuperación. Allí, el bióxido de carbono es agotado de la solución de amina por calor, y la solución recuperada regresa por el cambiador de calor equipado en la torre de absorción. El bióxido de carbono y el vapor salen de lo alto de la torre de recuperación por un condensador, donde se condensa el vapor de agua, y éste regresa como reflujo.

Si el bióxido de carbono es requerido en forma líquida o sólida, debe ser purificado antes de la compresión, para eliminar el olor. Esta purificación se efectúa por medio de un sistema que consiste en un separador de aceite, un lavador que contiene KMnO₄ o K₂Cr₂O₇, soluciones que oxidan impurezas orgánicas que pueden afectar el sabor y un secador que contiene ácido sulfúrico, cloruro de calcio, gel de sílice o alumina activada, los cuales secan el gas para prevenir la corrosión y el congelamiento en el equipo siguiente.

El gas completamente desodorizado pasa posteriormente por un compresor de tres o cuatro etapas, manejado por vapor vivo de la caldera.

2.1.3 Licuefacción

El bióxido de carbono se licua por compresión a una temperatura variable entre -70°F (punto triple) y 87.8°F (punto crítico).

Dos son las formas de licuefacción más usuales en la práctica comercial: en una de ellas se emplea agua de enfriamiento cuando el gas se encuentra cerca de su punto crítico y a una presión de 1000 psia. o más; en la otra, se utiliza amoníaco u otro refrigerante, cuando la temperatura del gas se encuentra entre 0° - 20° F. Una u otra forma de licuefacción requiere la previa solución del problema de diseñar el compresor adecuado, con interenfriadores resistentes a las presiones requeridas.

La compresión se realiza en tres etapas: 1a) el gas tiene una presión de 80 psia. 2a) se eleva la presión a 300 psia. 3a) el gas se encuentra a una presión de 1000 psia. o más.

2.1.4 Producción de bióxido de carbono sólido

El mayor porcentaje del bióxido de carbono producido se utiliza en la producción de bióxido de carbono sólido -conocido habitualmente como hielo seco- El hielo seco se usa para la preservación de productos que requieren bajas temperaturas mientras son transportados, distribuidos o están almacenados temporalmente. Posee estas desventajas sobre el hielo de agua: produce temperaturas más bajas, no produce líquido cuando se licua y tiene pequeños requerimientos de espacio para una capacidad de enfriamiento dado. La mayor desventaja es su costo, varias veces mayor que el del hielo de agua por libra; pero, como el bióxido de carbono sólido suministra -peso por peso- casi el doble de enfriamiento, esto ayuda a compensar la diferencia del costo.

La producción de bióxido de carbono sólido comprende dos procesos distintos: 1) refinación y purificación del gas; 2) compresión, licuefacción y solidificación.

El primero es un proceso químico y esta detallado en los capítulos II, III y IV de este estudio. El segundo es un problema mecánico y termodinámico, que implica principios y procedimientos tratados en los últimos capítulos.

2.1.4.1 Métodos de formación de CO_2 sólido

Los procesos para producir bióxido de carbono sólido tienen por objeto eliminar suficiente calor de las formas gaseosa y líquida para que el producto pase al estado sólido.

En general, un líquido puede ser solidificado por cualquiera de los dos caminos siguientes:

- 1) Por enfriamiento, para bajar el punto de congelamiento a presión constante (como en el congelamiento ordinario del agua).
- 2) Por la producción de un estado saturado a una presión y consecuentemente, a una temperatura inferiores al punto triple.

Los métodos de tipo general se clasifican así:

- I) Por la absorción de calor por un medio refrigerante externo.
- II) Por enfriamiento producido por autoevaporación, donde la solidificación de una parte del CO_2 es efectuada por la vaporización de la parte restante.

III) Por expansión directa del CO_2 líquido a presiones por debajo de su punto triple, produciéndose "nieve" la que es prensada para obtener bloques comerciales.

a) Por formación de nieve en un equipo, prensada después en un segundo equipo.

b) En prensas contenidas en el mismo equipo, donde la nieve es depositada y prensada en la misma cámara.

2.1.4.2 Ciclos de solidificación del CO_2

Probablemente, el método más simple para producir hielo seco es el que con frecuencia se emplea en el laboratorio, donde el bióxido de carbono líquido se expande en un recipiente. El calor de vaporización convierte parte del líquido en "nieve" y el balance escapa a la atmósfera. Este método -eficiente en un 20 a 25% en la obtención del bióxido de carbono sólido- requiere un mínimo de equipo. El ciclo anterior puede mejorarse preenfriando el líquido entrante a la cámara de nieve con sus gases de retorno. El ciclo purgado es un ciclo de autorrefrigeración, donde las temperaturas bajas se obtienen al evaporar parte del CO_2 líquido. Como esta evaporación se realiza a una presión elevada, el gas formado puede regresar al sistema de compresión o a alguna etapa intermedia. El ciclo preenfriado y purgado consiste en lo siguiente: el preenfriamiento del líquido que se va alimentar a la cámara de nieve es efectuado primero por un cambiador de calor que usa gases fríos recirculados de la cámara de nieve, y a continuación por cambiadores de calor con evaporación del CO_2 líquido.

Los gases evaporados son recirculados al sistema de compresión en la etapa apropiada.

En muchas de las grandes instalaciones, la nieve se produce directamente en una prensa hidráulica, donde los bloques de hielo se forman al operar las prensas; la nieve se forma en su punto triple, y los gases producidos quedan disponibles para ser recirculados a elevadas presiones. Después de que la nieve se ha formado, la cámara de la prensa es ventilada a presión atmosférica; esto produce más bióxido de carbono gaseoso, que se recircula a baja presión. Un ejemplo es el ciclo conocido como "ciclo de hacer nieve a presión", que combina lo anterior con el ciclo purgado.

Otra alternativa para formar la nieve en la prensa a una presión ligeramente por debajo del punto triple es la siguiente: el bióxido de carbono líquido puede ser alimentado a la prensa a una presión justo encima del punto triple.

Cuando los costos de potencia son altos, a veces es conveniente usar un ciclo de refrigeración auxiliar tal como el ciclo binario, particularmente en casos donde la temperatura del agua de enfriamiento sea de 80°F o más alta. En este caso, el refrigerante usado es amoníaco, debido a que necesita menos potencia por su mayor eficiencia térmica en ese rango. Esto se debe al hecho de que el bióxido de carbono líquido empleado se encuentra próximo a su temperatura crítica.

La elección de un ciclo puede depender, en mucho, de las condiciones locales, tales como costo de energía, disponibilidad del agua de enfriamiento, fuente de producción del CO_2 gaseoso y velocidad de producción.

2.2 Método propuesto

El método que se propondrá para la fabricación de bióxido de carbono sólido en pequeña escala y en forma intermitente, difiere poco del método usado industrialmente, ya que la mayoría del equipo de este último también se usa en el método propuesto. Para no volver a explicar el método mencionado en la primera parte de este capítulo, sólo mencionaremos las modificaciones hechas al proceso y las condiciones en las cuales se va a efectuar, señalando en qué consiste cada uno de sus pasos. Esto se muestra en la figura 2.

2.2.1 Fuente de producción

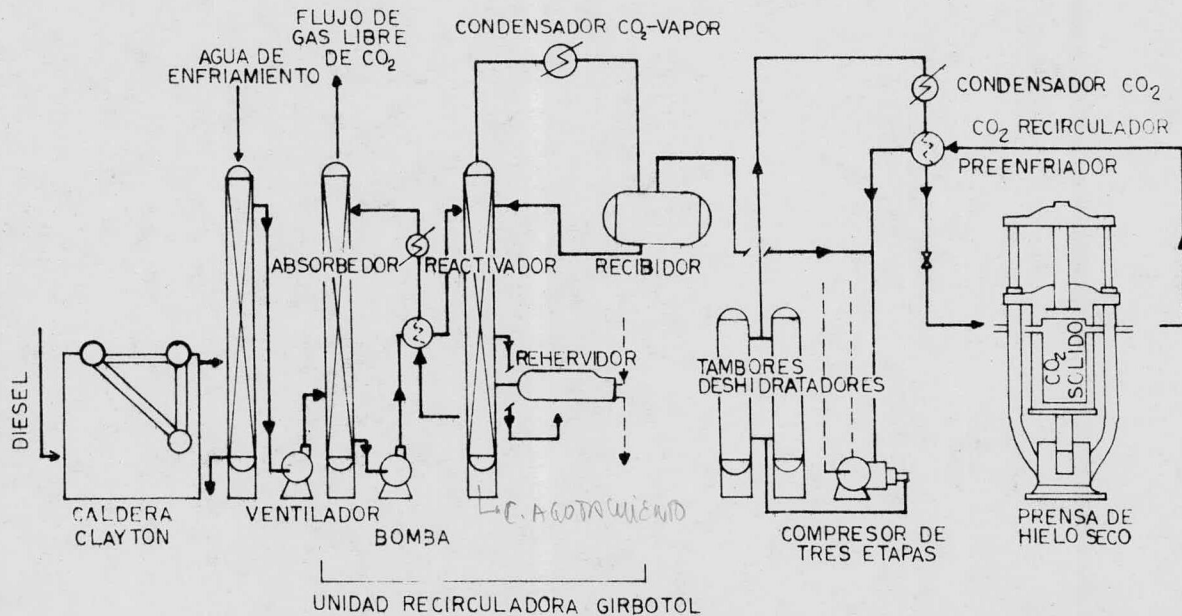
La fuente de producción de los gases de combustión que contiene el bióxido de carbono será una caldera instalada en el Laboratorio de Ingeniería Química de la ENEP. Zaragoza. Para los cálculos se supondrá que el combustible quemado por la caldera será el diesel que quema la caldera de la facultad de Química.

2.2.2 Purificación y obtención del CO_2 gaseoso

En este paso, para enfriar los gases usaremos una torre de enfriamiento de contacto directo, en lugar de las dos torres lavadoras y eliminadoras de bióxido de azufre, ya que los gases producidos por el diesel contienen una pequeña cantidad de dicho gas, según datos proporcionados por el proveedor.

FIGURA 2

DIAGRAMA DE RECUPERACION DE CO₂ DE GASES DE COMBUSTION



El medio absorbente será una solución de monoetanolamina (MEA), al 15% en peso, o sea 2N, con respecto a la amina; esta solución tiene mayor selectividad que los carbonatos y mayor capacidad que las otras aminas. En relación con las otras soluciones, la monoetanolamina tiene varias desventajas, como: corrosión, espuma, pérdidas por arrastre de vapor y químicas.

En la columna de agotamiento, la solución MEA-CO₂ se alimentará en su punto de burbuja y se calentará hasta una temperatura no mayor de 240°F para así poder obtener una solución agotada con una concentración no menor de 0.15 moles de CO₂, por cada mol de amina.

2.2.3 Licuefacción y solidificación del CO₂

Los métodos de purificación usados en el proceso industrial aquí no serán usados, porque las impurezas que hacen necesario este equipo no están presentes en el CO₂ salido del condensador, pues fueron eliminadas en la torre de enfriamiento.

Para el secado del CO₂, se usará un deshidratador que se podrá colocar en la descarga de la primera o segunda etapa de compresión. Estos deshidratadores son comerciales y su elección se hace por medio de catálogos, así como la del compresor al cual puede ser acoplado el deshidratador.

Para la licuefacción se usará el ciclo preenfriado, por ser este el ciclo más simple usado en la industria, ya que necesita poco equipo. Ver figuras 3 y 4.

FIGURA 3

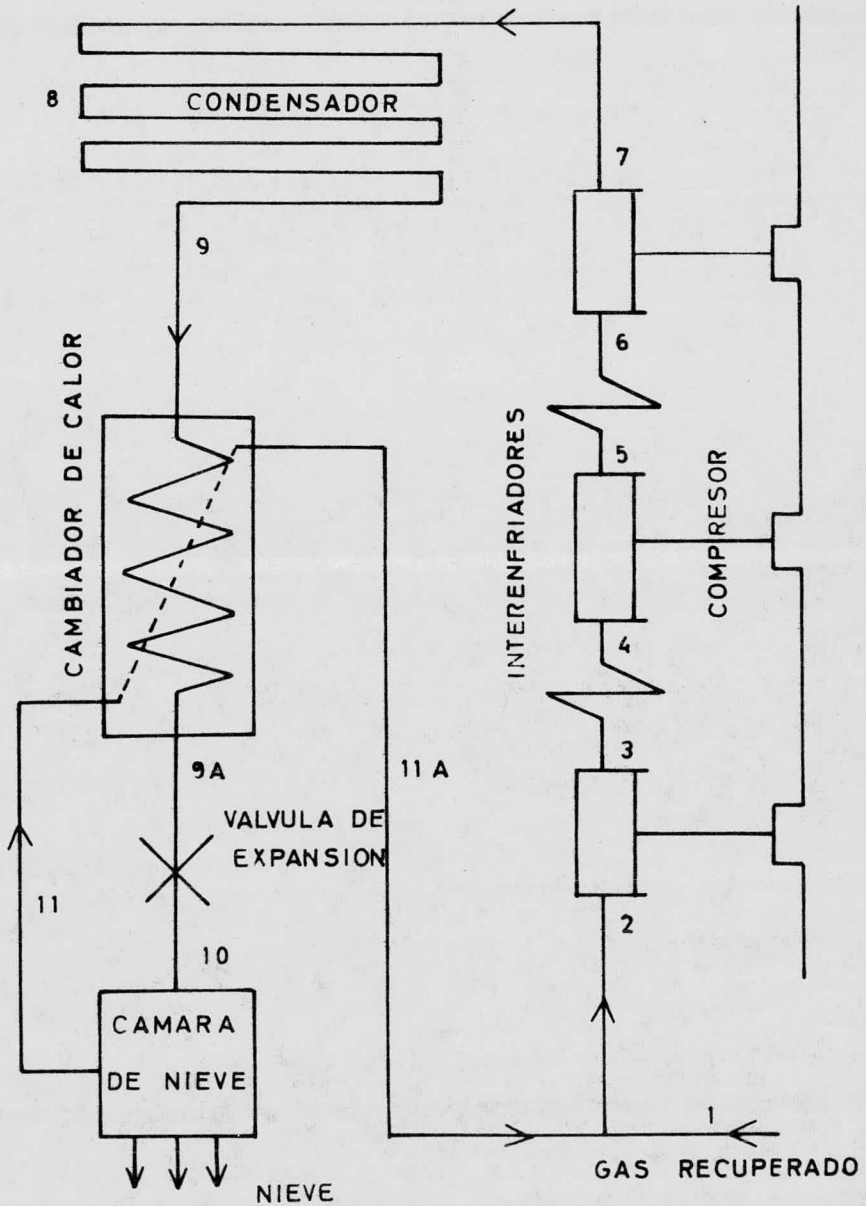
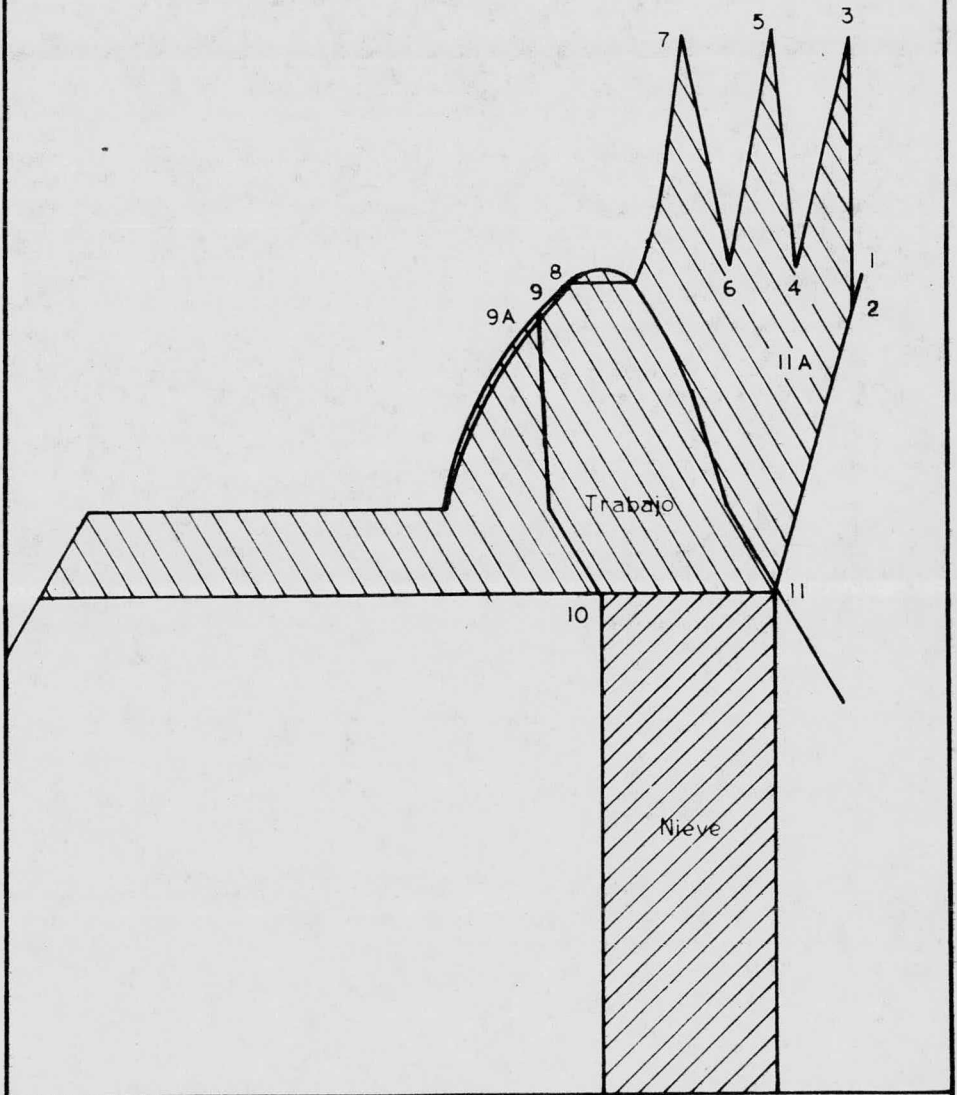


FIGURA 4



CICLO CON PREENFRIAMIENTO

CAPÍTULO III

OBTENCIÓN Y REFINACIÓN DEL CO₂ GASEOSO

El bióxido de carbono gaseoso se obtendrá de quemar combustible diesel en una caldera Clayton E-60, que producirá 2,070 libras de vapor por hora, a una presión de 100 psia.

Para el análisis del combustible quemado, nos basaremos en la tesis hecha por Ángel Marcos González H. (25), donde se analizó un diesel 35/39, especificación # 404, fabricado por Pemex, con las siguientes propiedades físicas:

$$S.G. = 0.836$$

$$\text{poder calorífico} = 19565 \text{ BTU/lb}$$

Composición del combustible (datos proporcionados por la Gerencia de Ventas de Petróleos Mexicanos).

C: 85%

N: 0.2%

H: 12%

O: 1.0%

S: 0.8%

H₂O: 1.0%

De acuerdo con la tesis mencionada, los gases de combustión se analizaron tomando muestras a la salida de la chimenea, y los datos promedio cuando la caldera se calibra a 70 psig. Los resultados son:

<u>Gas</u>	<u>Porcentaje en volumen</u>
CO ₂	11.00
H ₂ O	9.42
CO	2.09
O ₂	18.58
N ₂	<u>59.00</u>
	100.09

Estos son los productos totales de combustión de una libra de combustible.

La temperatura de los gases analizados en la tabla anterior está tomada a la altura del muestrador de gases. Por ello se considera que, en ese punto, los gases van más fríos que cuando pasaron por los tubos de la caldera. Se verificaron estas temperaturas introduciendo un pirómetro de carátula junto a la salida de los tubos y se obtuvo una temperatura promedio de 662°F.

3.1 Enfriamiento de los gases

Para enfriar los gases, utilizaremos una torre de enfriamiento de contacto directo, por causas que indicaremos.

Aquí los gases sólo se lavarán y enfriarán. Por existir SO₂ en pequeña cantidad (0.011 lb/lb de combustible), no hay peligro de formación de ácido sulfúrico, de acuerdo con el análisis hecho a los gases.

El enfriamiento de los gases de combustión (indirecta, mediante cambiadores de calor tubulares), aunque muy atractiva, a primera vista tiene una gran desventaja que consiste en que involucra un gran desembolso de capital, si se tiene en cuenta el bajo valor de los coeficientes de transmisión de calor del lado del gas, lo cual ocasiona que se deba tener un cambiador de grandes dimensiones.

Siempre que se desee alcanzar bajas temperaturas de los gases calientes, pueden ponerse en contacto con agua en una torre empacada y la transferencia de calor se logrará a bajo costo. Sin embargo, presenta una desventaja: si el gas viene seco, abandonará la torre húmedo. Si interesa que el gas esté seco, al enfriador deberá seguir un secador, lo que puede hacer que el proceso sea antieconómico. Por esta razón, el enfriador por contacto directo se utilizará principalmente en procesos de recirculación en pequeña escala o en procesos donde el gas húmedo no sea un serio inconveniente.

Como nuestro problema cumple con las razones anteriores, el método de contacto directo es el más indicado. Con él, el proceso será más económico.

3.1.1 Teoría del fenómeno ocurrido en la torre

Dada la figura 5, un gas caliente entra a la torre a una temperatura de 662°F , con un punto de rocío de 118°F , y se enfrían hasta una temperatura de 86°F . El agua de enfriamiento tiene un rango de 90 a 118°F . El gas, en virtud de su punto de rocío, tiene una presión de vapor de 1.39 psia. El agua que sale de la torre está a 118°F y tiene la misma presión de vapor.

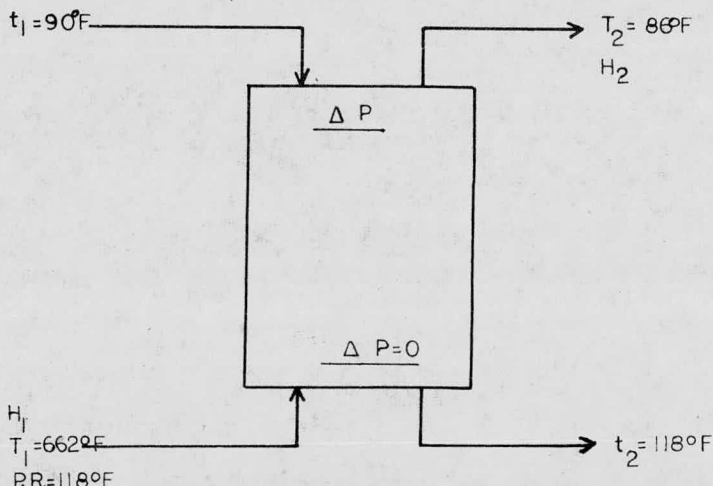
NU

No habrá potencial para la transferencia de masa de agua del cuerpo de agua al gas, de manera que no puede haber vaporización, aunque la temperatura del gas sea mayor. La transferencia de masa se establece solamente por la diferencia entre el punto de rocío del gas de entrada y la presión parcial correspondiente a la temperatura de salida del agua. A una altura diferencial hacia arriba de la torre, los potenciales cambian: la temperatura del agua es menor que el punto de rocío del gas, y el vapor de agua empieza a difundirse del gas al agua. El proceso de difusión continúa hacia arriba, hasta la salida del gas en la parte superior de la torre.

Si la presión de vapor de saturación es más grande que la presión parcial en el gas, la transferencia de masa tendrá lugar desde el líquido al gas; si es más pequeña, el sentido de la transferencia se invierte. Por consiguiente, en el primer caso el gas se enfriará y se humidificará, mientras que en el segundo caso se enfriará y se deshumidificará.

El análisis muestra que la transferencia de calor sensible por contacto directo debe acompañarse por algo de transferencia de masa.

Fig. (5)



3.2 Diseño de la torre de enfriamiento

Los gases que vamos a enfriar entrarán a la torre a una temperatura de 662°F, con un punto de rocío de 118°F y un gasto de 287.5 lb/hr. Se enfriarán hasta una temperatura de 86°F. Para esto, disponemos de agua a 90°F, que podemos elevar hasta una temperatura para evitar la transferencia de masa en el primer intervalo para simplificar el cálculo de la torre.

En el diseño de la torre, el problema es determinar el número de unidades de transferencia correspondiente al requerimiento del proceso por integración simultánea de las tres ecuaciones siguientes:

$$dq_c = h_a dV(T - t) = GcdT \quad \text{----- 1}$$

$$dq_d = K_x adV(X - X') = dL \quad \text{----- 2}$$

$$Ldt = GdH \quad \text{----- 3}$$

Las dos primeras pueden relacionarse por el hecho de que:

$$h = (Le)K_x c \quad \text{----- 4}$$

donde

T = temperatura del gas caliente

Le = número de Lewis

t = temperatura del agua fría

H = entalpía del gas

h = coeficiente total de transferencia de calor

$K_x a$ = coeficiente volumétrico total de transferencia de masa

V = volumen

X = humedad del aire o gas

X' = humedad a la temperatura t del agua

L = carga del líquido
 G = carga del gas
 q_c = calor de convección
 q_d = calor de difusión

La integración simultánea de las ecuaciones anteriores nos conduce a una solución típica de ensayo y error.

El gas caliente se pone en contacto con agua fría en una torre a contracorriente. Las condiciones de proceso tienen dos incógnitas: la humedad del gas a la salida y la cantidad de agua que entra a la torre. Aun cuando se conoce su temperatura, la entalpía del gas a la salida no puede calcularse sino hasta conocer su humedad. Sin la humedad de salida, el calor total eliminado no puede calcularse, y sin L no puede determinarse. El número de unidades de transferencia depende del cociente L/G , que no puede fijarse sin conocer L .

Puede advertirse que la solución de un problema de enfriamiento de gas depende enteramente del valor de la humedad de salida del gas. Sin embargo, suponiendo la humedad de salida para una temperatura determinada de gas de salida, puede determinarse la entalpía, cerrarse el balance de calor y encontrarse el cociente L/G .

3.2.1 Cálculo de la torre

Para el diseño de la torre, necesitamos hacer una importante hipótesis, consistente en suponer que el gas tiene propiedades similares a las del aire, para poder utilizar la carta psicrométrica y sus propiedades físicas.

Humedad a la entrada

Para un punto de rocío de 118°F , implica una presión de vapor de agua igual a 1.6 psia.

$$h_1 = \frac{P_w}{14.7 - P_w} \times \frac{18}{29} \quad \text{----- 5}$$

$$h_1 = \frac{1.6}{14.7 - 1.6} \times \frac{18}{29} = 0.0758$$

Cantidad de agua a la entrada

$$(287.5 \text{ lb/hr})(0.0758) = 21.8 \text{ lb de agua/hr}$$

Entalpía a la entrada

$$C_p(\text{vapor}) = 0.49 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$C_p(\text{aire}) = 0.26 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$H_1 = ht_w + h\lambda + 0.49(T - t_w) + 0.26T \quad \text{----- 6}$$

$$H_1 = (0.0758 \text{ lb/lb})(118^{\circ}\text{F}) + (0.0758 \text{ lb/lb})(1026.8 \text{ BTU/lb}) \\ + (0.0758 \text{ lb/lb})(0.49 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F})(662 - 118)^{\circ}\text{F} \\ + (0.26 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F})(662^{\circ}\text{F})$$

$$H_1 = 279.1 \text{ BTU/lb}$$

Si suponemos una transferencia de vapor hacia el agua de 57% con esto calcularemos la humedad de salida y el punto de rocío.

Humedad a la salida

$$h_2 = \frac{21.8}{287.5 \text{ lb de gas seco}} (1 - 0.57) = 0.0326 \text{ lb/lb}$$

$$0.0326 = \frac{P_w}{14.7 - P_w} \times \frac{18}{29}$$

de la ecuación anterior resolvemos para P_w , obtenemos:

$$P_w = \frac{0.7717}{1.0525} = 0.733 \text{ psia. Esto implica que } t_w = 91.5^\circ\text{F}$$

(de tablas de vapor)

Entalpía a la salida

$$H_2 = (0.0326 \text{ lb/lb})(91.5^\circ\text{F}) + (0.0326 \text{ lb/lb})(1041 \text{ BTU/lb}) \\ + (0.45 \text{ BTU/lb})(0.0326 \text{ lb/lb})(86 - 91.5)^\circ\text{F} \\ + (0.25 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(86^\circ\text{F})$$

$$H_2 = 59.2 \text{ BTU/lb}$$

3.2.2 Balance de calor

$$q = G(H_1 - H_2) \quad \text{----- 7}$$

$$q = (287.5 \text{ lb/hr})(279.1 - 59.2) \text{ BTU/lb} = 63223 \text{ BTU/hr}$$

3.2.3 Carga de agua

$$L = \frac{q}{C_p(t_2 - t_1)} \quad \text{----- 8}$$

$$L = \frac{63223 \text{ BTU/hr}}{(1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(118 - 90)^\circ\text{F}} = 2258 \text{ lb/hr}$$

3.2.4 Cálculo de las unidades de transferencia

Después de haber obtenido L , por suposición de la humedad del gas de salida, la cantidad de agua difundida en la torre y la cantidad de calor transferido pueden determinarse por la siguiente ecuación, propuesta por Kern (3):

$$K_x aV/L \text{ o } haV/L \quad \text{-----} \quad 9$$

las que están relacionadas por el número de Lewis. Empezando por la parte inferior de la torre y la entrada de gas, se puede suponer un incremento de $(K_x aV/L)$, y la cantidad de masa y calor transferido en ese incremento puede calcularse, ya que L es conocida y $(K_x aV/L)$ es el número actual de libras de transferencia de masa en ese incremento. Al trabajar por incrementos a lo largo de la torre, se pueden integrar las ecuaciones 1 y 2. Puesto que la ecuación 3 es la suma de las ecuaciones 1 y 2, se debe alcanzar una altura en la torre en la cual todo el calor transferido corresponda a la ecuación 3. Si la entalpía supuesta del gas de salida y la temperatura del agua de entrada no coinciden en la misma altura, la entalpía de salida se ha supuesto incorrectamente y debe hacerse otra nueva suposición.

Primer intervalo

$$K_x aV/L : 0 \text{ a } 0.05$$

a 662°F el número de Lewis es igual a 1.01

$$C_p(\text{mezcla}) = 0.255 + (0.47)(0.0758) = 0.29 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$haV = (K_x aV/L)(L)(Le)(Cp) \quad \text{----- 10}$$

$$haV = (0.05)(2258 \text{ lb/hr})(1.01)(0.29 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) = 33.06 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F}$$

$$q_c = haV(T - t) \quad \text{----- 11}$$

$$q_c = (33.06 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F})(662 - 118)^\circ\text{F} = 17984 \text{ BTU/hr}$$

$$T = \frac{q_c}{G C_p(\text{mezcla})} \quad \text{----- 12}$$

$$T = \frac{17984 \text{ BTU/hr}}{(0.29 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(287 \text{ lb/hr})} = 216.1^\circ\text{F}$$

$$T(0.05) = 662 - 216.1 = 445.8^\circ\text{F}$$

En este punto, el punto de rocío del gas y del agua de salida son los mismos y, por no haber gradientes de presiones, no hay transferencia de masa.

La transferencia de masa se establece solamente por la diferencia entre el punto de rocío del gas de entrada y la presión parcial correspondiente a la temperatura del agua de salida.

Por tanto:

$$t = \frac{q_c}{LCp} \quad \text{----- 13}$$

$$t = \frac{17984 \text{ BTU/hr}}{(1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(2258 \text{ lb/hr})} = 7.96^\circ\text{F}$$

$$t(0.05) = 118 - 7.96 = 110.04^\circ\text{F}$$

Segundo intervalo

$$K_x aV/L : 0.05 \text{ a } 0.15$$

$$haV = (0.1)(2258 \text{ lb/hr})(1.01)(0.29 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}) = 66.13 \text{ BTU/hr}^{\circ}\text{F}$$

$$q_c = (66.13 \text{ BTU/hr}^{\circ}\text{F})(445.8 - 110.04)^{\circ}\text{F} = 22203 \text{ BTU/hr}$$

$$T = \frac{22203 \text{ BTU/hr}}{(0.29 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F})(287 \text{ lb/hr})} = 266.7$$

$$T(0.15) = 445.8 - 266.7 = 179.0^{\circ}\text{F}$$

Para una temperatura de $t = 110.04$, la humedad es:

$$h' = \frac{1.3 \text{ psia}}{(14.7 - 1.3) \text{ psia}} \times \frac{18}{29} = 0.0602 \text{ lb/lb}$$

Libras de agua difundidas durante el intervalo

$$K_x aV(h - h') \quad \text{----- } 14$$

$$K_x aV = (0.1)(2258 \text{ lb/hr}) = 225.8 \text{ lb/hr}$$

$$(225.8 \text{ lb/hr})(0.0758 - 0.0602) = 3.52$$

Libras de agua remanentes

libras de agua en la entrada - libras de agua difundidas

$$21.8 - 3.52 = 18.27$$

lambda de vaporización a $t = 110.04^{\circ}\text{F}$

$$= 1031 \text{ BTU/lb}$$

Calor de difusión

$$q_d = (3.52 \text{ lb/hr})(1031 \text{ BTU/lb}) = 3629 \text{ BTU/hr}$$

Calor total

$$q_t = q_d + q_c = 3629 \text{ BTU/hr} + 22203 \text{ BTU/hr} = 25832 \text{ BTU/hr}$$

$$t = \frac{25832 \text{ BTU/hr}}{(1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F})(2258 \text{ lb/hr})} = 11.44^{\circ}\text{F}$$

$$t(0.15) = 110.04 - 11.44 = 98.6^{\circ}\text{F}$$

Para una temperatura $t = 98.6^{\circ}\text{F}$, la humedad $h' = 0.0409 \text{ lb/lb}$

Humedad del gas

$$h = \frac{\text{libras de agua remanentes}}{\text{libras de gas seco}} = \frac{18.27}{287.5} = 0.0635 \text{ lb/lb}$$

Tercer y cuarto intervalo

Estos cálculos son iguales al anterior.

Quinto intervalo

$$K_x aV/L : 0.35 \text{ a } 0.614$$

$$haV = (0.264)(2258 \text{ lb/hr})(1.01)(0.29 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}) = 174.2 \text{ BTU/hr}^{\circ}\text{F}$$

$$q_c = (174.2 \text{ BTU/hr}^{\circ}\text{F})(97.75 - 92.25)^{\circ}\text{F} = 958 \text{ BTU/hr}$$

$$T = \frac{958 \text{ BTU/hr}}{(0.285 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F})(287.5 \text{ lb/hr})} = 11.71^{\circ}\text{F}$$

$$T(0.614) = 97.75 - 11.71 = 86.03^{\circ}\text{F}$$

Libras de agua difundidas en el intervalo

$$K_x aV = (0.264)(2258 \text{ lb/hr}) = 596.11 \text{ lb/hr}$$

$$(596.11 \text{ lb/hr})(0.0379 - 0.0352) = 1.6 \text{ lb/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Lambdas de vaporización a } t = 92.25^{\circ}\text{F} \\ = 1041 \text{ BTU/lb} \end{aligned}$$

Calor de difusión

$$q_d = (1.60 \text{ lb/hr})(1041 \text{ BTU/lb}) = 1665.6 \text{ BTU/hr}$$

Calor total

$$q_t = q_d + q_c = 1665.6 \text{ BTU/hr} + 958 \text{ BTU/hr} = 2624 \text{ BTU/hr}$$

$$t = \frac{2624 \text{ BTU/hr}}{(1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F})(2258 \text{ lb/hr})} = 1.162^{\circ}\text{F}$$

$$t(0.614) = 92.25 - 1.162 = 91.0^{\circ}\text{F}$$

Porcentaje de masa transferida

$$\frac{12.52}{21.80} \times 100 = 57.43$$

Estos datos coinciden con los supuestos, que son 57% de difusión del vapor hacia el agua.

La temperatura de entrada del agua es 90°F. A continuación se da una tabla de los cálculos para establecer las unidades de transferencia.

Intervalo	$K_x a V / L$	T °F	t °F	H ₂ O difundida lb/hr	q _c BTU/hr	q _d BTU/hr
	0.00	662.0	118.0	----	-----	----
1	0.05	445.8	110.0	----	17680	----
2	0.15	179.0	98.6	3.52	22203	3629
3	0.25	114.0	93.9	5.10	5317	5296
4	0.35	97.7	92.2	2.30	1329	3771
5	0.614	86.0	91.0	1.60	958	1665
$n_d = 0.614$				12.52	47487	14361

Tabla II Resumen de los cálculos hechos para determinar las unidades de transferencia.

3.2.5 Cálculo de la velocidad de inundación

Las velocidades de inundación en empaques al azar están bien correlacionadas por la gráfica de Lobo (13). Usaremos anillos Rasching de 1".

Propiedades físicas de los fluidos

densidad de los gases	(ρ_g) = 0.0498 lb/ft ³
densidad del líquido	(ρ_L) = 62.36 lb/ft ³
gasto del gas	(G) = 287.5 lb/hr
gasto del líquido	(L) = 2258 lb/hr
viscosidad del líquido	(μ_L) = 1 cp.

Propiedades físicas de los anillos

porcentaje hueco	(ϵ) = 73
superficie específica	(a_v) = 58 ft ² /ft ³

$$\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\text{densidad del gas}}{\text{densidad del líquido}}} = \frac{2258}{287.5} \sqrt{\frac{0.0498 \text{ lb/ft}^3}{62.36 \text{ lb/ft}^3}}$$

$$= 0.222$$

Usando este valor como abcisa en la gráfica de Lobo, obtenemos la ordenada:

$$\frac{G^2 a_v \mu_L^{0.2}}{g_c \epsilon^3 \rho_g \rho_L} = 0.08 \quad \text{----- 13}$$

de aquí despejamos G

$$G = \sqrt{\frac{(0.08)(4.17 \times 10^8)(0.0498)(62.36)(0.73)^3}{(58)(1)}}$$

$$G = 975.6 \text{ lb/hr ft}^2$$

Utilizando 75% de la velocidad de inundación,

$$G_{op} = 0.75G \quad \text{----- 16}$$

$$G_{op} = (0.75)(975.6 \text{ lb/hr ft}^2) = 731.7 \text{ lb/hr ft}^2$$

De aquí que la carga del líquido es:

$$L = 7.85G_{op} \quad \text{----- 17}$$

$$L = (7.85)(731.7 \text{ lb/hr ft}^2) = 5744 \text{ lb/hr ft}^2$$

Cálculo del área

$$A_t = \frac{G}{G_{op}} \quad \text{----- 18}$$

$$A_t = \frac{287.5 \text{ lb/hr}}{731.7 \text{ lb/hr ft}^2} = 0.4 \text{ ft}^2$$

Cálculo del diámetro de la torre

$$A_t = 0.785D^2 \quad \text{----- 19}$$

$$D = (0.4 \text{ ft}^2 / 0.785)^{0.5} = 0.71 \text{ ft}$$

3.2.6 Cálculo de la altura del empaque

$$Z = \frac{n_d L}{K_x a} \quad \text{----- 20}$$

$K_x a$ lo calcularemos de acuerdo con los datos de M.D. Parekh (3), para anillos Rasching de 1"; interpolando éstos en coordenadas logarítmicas para $L = 5744 \text{ lb/hr ft}^2$, se obtiene un valor de:

$$K_x a = 812 \text{ lb/hr ft}^3 \text{ (lb/lb)}$$

$$Z = \frac{(0.614)(5744 \text{ lb/hr ft}^2)}{812 \text{ lb/hr ft}^3 (\text{lb/lb})} = 4.33 \text{ ft}$$

3.2.7 Determinación de la pérdida de presión.

Se ha propuesto un cierto número de métodos para calcular la pérdida de presión de un gas que circula a través de un lecho empacado; pero, se tiene poca información para el caso de que, simultáneamente, exista una circulación descendente de líquido en la torre. El procedimiento que, en general, se sigue es calcular la pérdida de presión a través del empaque seco y multiplicarla por un factor de corrección para tener en cuenta la circulación del líquido.

De los diversos métodos propuestos en la bibliografía, se utilizara aquí el propuesto por Carman (9).

Carman presentó sus resultados en la forma:

$$\Delta P'_s = \frac{R'}{\rho_g u'^2} \frac{a'Z}{\epsilon^3} \frac{\rho_g u^2}{g} \quad \text{----- 21}$$

de donde:

$\Delta P'_s$ = pérdida de presión a través del empaque seco, sin corregir.

R' = componente de la fuerza de rozamiento por unidad de superficie de partícula, en la dirección del movimiento.

u' = velocidad media del gas en los poros

a' = superficie del empaque por unidad de volumen de lecho empacado $a'_0(1 - \epsilon)$.

a'_0 = superficie específica del empaque es decir, superficie del empaque por unidad de volumen de empaque

ϵ = fracción hueca

Z = altura del empaque

u = velocidad del gas

El factor de rozamiento, $R'/u'^2 f_q$, está dado por las siguientes relaciones:

$$\frac{R'}{f_q u'^2} = \frac{5}{Re'} + \frac{1}{(Re')^{0.1}} \quad \text{----- 22}$$

donde $Re' = f_q u/a' \mu_q$ = número de Reynolds modificado

$$u = \frac{G}{3600 A} \quad \text{----- 23}$$

$$u = \frac{287.5 \text{ lb/hr}}{(0.0498 \text{ lb/ft}^3)(0.40 \text{ ft}^2)(3600 \text{ seg/hr})} = 3.9 \text{ ft/seg}$$

$$a' = 58 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$\epsilon = 0.73$$

$$\mu_q = 0.018 \text{ (considerado aire)} = 1.2 \times 10^{-5} \text{ lb/ft seg}$$

$$Re' = \frac{(0.0498)(3.9)}{(58)(1.2 \times 10^{-5})} = 279$$

Aplicando este valor a la ecuación del factor de rozamiento:

$$\frac{R'}{\rho u'^2} = \frac{5}{279} + \frac{1}{(279)^{0.1}} = 0.587$$

Por tanto, la caída de presión es:

$$\Delta P'_s = (0.587) \frac{(58)(4.33)}{0.389} \times \frac{(0.0498)(3.9)^2}{32.3}$$

$$\Delta P'_s = 8.88 \text{ lb/ft}^2$$

Para calcular el factor de corrección por efectos de pared, es necesario conocer la relación de diámetros del ampaque y la columna:

$$D_c = 0.71 \text{ ft}$$

$$d_e = 0.0833 \text{ ft}$$

$$R = 0.0833 \text{ ft}/0.71 \text{ ft} = 0.117$$

con este dato y la fig. 15, de Sawistowski (9), se tiene el factor de corrección:

$$F_c = 0.7$$

Al multiplicar con este valor a P'_s , se obtiene:

$$\Delta P_s = (0.7)(8.88 \text{ lb/ft}^2)(1 \text{ ft}^2/144 \text{ plg}^2)$$

$$\Delta P_s = 4.3 \times 10^{-2} \text{ lb/plg}^2$$

3.3 Refinación del CO_2 gaseoso

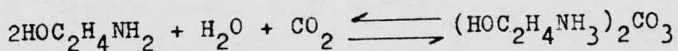
Como lo indicamos anteriormente, hay varios procesos para recuperar bióxido de carbono de gases de combustión del gas natural. Los procesos más comúnmente usados en la industria son los que usan soluciones de carbonato de sodio, carbonato de potasio y etanolamina. En todos son pasados a contracorriente, para eliminar el bióxido de carbono por absorción y lo retiene hasta que es agotado por calor en un equipo separado. Todos estos procesos son de uso comercial; la más apropiada elección depende de las condiciones individuales. El agua también puede ser usada como medio de absorción, pero, la baja solubilidad del bióxido de carbono en agua a presión atmosférica ocasiona que este método no sea usado comercialmente.

La más alta solubilidad del CO_2 en los carbonatos alcalinos y soluciones de etanolamina se debe a la combinación química del bióxido de carbono con el medio absorbente. El CO_2 es también altamente soluble en soluciones de hidróxido de sodio e hidróxido de potasio; pero, la recuperación del gas de estas soluciones no es factible económicamente.

De los procesos mencionados en nuestro problema, utilizaremos el de etanolamina, ya que los procesos de carbonatos alcalinos usan grandes flujos, debido a la poca capacidad de absorción de los carbonatos en relación con las aminas.

Proceso amina-girbotol (4).- Este proceso fue diseñado por The Girdler Corporation of Louisville, Kentucky. Es similar en operación, a los procesos de carbonatos alcalinos; pero, usa como medio absorbente una solución acuosa de etanolamina. Se pueden usar aminas primarias, secundarias o terciarias; pero, debido a la presencia de oxígeno en muchos de los gases usados, la amina primaria -la monoetanolamina- es preferida sobre las otras. Las etanolaminas se oxidan a glicina y ácido oxálico en presencia de oxígeno; pero, la monoetanolamina es menos susceptible de oxidación que las otras aminas.

La operación de los procesos Girbotol depende de la naturaleza reversible de la siguiente reacción:



La reacción procede, en general, a la derecha, a bajas temperaturas (80 a 150)^oF.

3.3.1 Ventajas y desventajas del proceso

El proceso de amina-girbotol tiene las siguientes ventajas sobre los procesos de carbonatos alcalinos:

- a) La recuperación sustancialmente completa del CO₂ de los gases se efectúa fácilmente.
- b) Es posible una regeneración al 100%, con un consumo de vapor moderado.
- c) La cantidad de CO₂ absorbido por unidad de peso de solución es alta y los costos de planta y bombeo son, por esto, reducidos.

Las desventajas que presentan los procesos de amina son:

- a) corrosión de equipo
- b) formación de espuma
- c) pérdidas de amina por vaporización y degradación

3.3.2 Descripción de las desventajas

3.3.2.1 Corrosión

Uno de los problemas más serios de operación encontrados en plantas de etanolamina es la corrosión. Numerosas teorías han surgido para explicar esta corrosión. Se han publicado varios artículos con técnicas, relacionadas con este tema.

Los autores opinan que el principal agente corrosivo es el mismo gas ácido. Esta premisa está basada en que se ha observado un aumento en la corrosión con el aumento de la concentración del gas ácido en la solución. Es conocido que el CO_2 libre causa severa corrosión, particularmente a elevadas temperaturas y en presencia de agua. Se cree que el mecanismo implicado en tales sistemas, consiste en la reacción del acero metálico con el ácido carbónico y que resulta de la formación de bicarbonato de hierro soluble. Posteriormente, el calentamiento de la solución puede causar la liberación del CO_2 y la precipitación del hierro, como el carbonato insoluble respectivo.

El hierro puede ser eliminado de la solución por hidrólisis a carbonatos básicos u óxidos hidratados.

Posteriormente oxida a los compuestos férricos menos solubles. Este mecanismo puede causar más rápidamente corrosión del acero al carbón, en particular donde se localiza alta temperatura y alta concentración.

Las columnas de regeneración de acero al carbón en sistemas de amina acuosa están sujetas a varios grados de corrosión, según las condiciones de operación. Las altas temperaturas de regeneración -especialmente en sistemas acuosos- favorecen particularmente el fenómeno de corrosión. La corrosión ocurre en ambos lados líquido-vapor y es más pronunciada abajo del punto de alimentación de la solución. Los tubos del rehervidor sufren severas corrosiones debido al uso de altas presiones o al vapor de alta temperatura.

3.3.2.1.1 Métodos de minimizar ataques de corrosión

La corrosión puede ser reducida por varios medios, incluyendo ciertas prácticas de operación y de diseño como el uso de materiales más caros para resistir la corrosión y la alimentación continua o periódica de agentes promotores de corrosión de las soluciones. La combinación de varios de estos métodos conduce a una solución más económica.

Las siguientes prácticas de operación son recomendadas para reducir ataques de corrosión:

- 1) La temperatura de la solución en el rehervidor y la del vapor usado en éste deben ser mantenidas tan bajas como sea posible.

- 2) Utilizar presiones lo más bajas que sea posible en la columna de agotamiento y en el rehervidor.
- 3) Prevenir la entrada de oxígeno al sistema. Es necesario mantener una capa de gas inerte sobre toda la superficie de la solución que esté expuesta a la atmósfera, para asegurar el uso de presiones positivas del lado de la succión de todas las bombas.

Como síntesis de lo anterior, podemos decir que las plantas de purificación de gas con empleo de soluciones de etanolaminas pueden ser construidas, en la mayoría de sus partes, con acero al carbón. Sin embargo, el uso de aleaciones para resistir la corrosión -tales como acero inoxidable, aceros de bajo cromo y aleaciones de aluminio- en áreas susceptibles a la corrosión, puede resultar económico en muchos casos. Todo lo anterior es una combinación con un diseño propio de procesos y prácticas operacionales, lo que produce un control satisfactorio de problemas de corrosión.

3.3.2.2 Espuma

Algunas veces, especialmente en instalaciones nuevas, las soluciones acuosas de etanolaminas están sujetas a la formación de espuma. Este problema puede ser controlado en muchos casos por la adición de sustancias como los inhibidores de espuma, o por la eliminación de sustancias como precipitados finos. Los inhibidores de espuma más ampliamente usados son cualquier compuesto de silicones o alcoholes de alto punto de ebullición, como el alcohol oleico.

Los silicones están disponibles comercialmente en dos formas: en emulsiones de agua o en forma pura. En general, se prefieren los silicones puros. Donde los inhibidores de espuma se pierden continuamente del sistema, ya sea mecánicamente o por destilación de vapor en la columna de regeneración, es necesario agregar el inhibidor en forma ininterrumpida. La concentración deseada para inhibidores de espuma satisfactoria es del orden de 10 a 15 ppm.

3.3.2.3 Pérdidas de amina por vaporización y degradación

3.3.2.3.1 Pérdidas químicas

Las pérdidas de disolvente pueden ser una seria dificultad de operación en plantas de purificación de gas con etanolaminas. Las pérdidas pueden producirse por arrastre de la solución en la corriente de gas; por vaporización o degradación química de la amina. Las pérdidas de disolvente por arrastre o vaporización son indeseables por los costos de los productos químicos. Cuando se usan soluciones de etanolaminas en procesos catalíticos, el arrastre o vaporización de disolvente puede resultar un serio veneno del catalizador.

3.3.2.3.2 Arrastre

Las pérdidas por arrastre son causadas por ineficiencia de la separación de niebla o por espuma y consecuente acarreo de la solución. Este inconveniente puede ser eliminado por el uso eficiente de un equipo eliminador de niebla y la aplicación de inhibidores de espuma.

3.3.2.3.3 Degradación de la solución

Probablemente, la más serias pérdidas de solución son causadas por degradación térmica y química de la amina. En general las aminas son térmicamente estables a la temperatura usa da en forma habitual en el paso de regeneración. Entre las etanolaminas usadas en forma común, la monoetanolamina es la más estable; la dietanolamina muestra menos estabilidad a degradación térmica. Hofmeyer, Scholten y Lloyd (5) han mostrado que la monoetanolamina está sujeta a oxidación diamina, que resulta en la formación de ácido fórmico, amoníaco, amidas sustituidas y polímeros de alto peso molecular.

La monoetanolamina parece tener una vulnerabilidad considerablemente mayor a la degradación por oxidación que las otras aminas. La solución obvia para la degradación por oxidación es la exclusión de oxígeno del sistema, aunque el uso de inhi bidores de oxidación puede ser benéfico.

3.3.2.3.4 Pérdidas de vapor

Las pérdidas de vapor son causadas por los tremendos volúmenes del gas que pasa a través de la solución, a pesar de la relativamente baja presión de vapor de las etanolaminas. Las pérdidas químicas debidas a la vaporización pueden ser combatidas por varios métodos. Es probablemente que, el procedimiento más simple consiste en lavar el gas purificado en una sección corta de empaque o en una columna de platos con agua o glicol.

3.4 Diseño de la columna de absorción

Los datos disponibles de absorbedores comerciales indican que la mayoría contiene platos de capuchas o empaque de anillos Rasching. La selección entre columnas de platos y columnas de empaque puede ser un poco arbitraria porque, generalmente, cualquiera de las selecciones puede ser diseñada para hacer un trabajo satisfactorio y la economía total pocas veces es decisiva en favor de una o de otra.

Hay ejemplos en que los platos han sido remplazados por empaques, para atenuar los problemas de espuma (5). Los autores Reed y Wood (21) mencionan varios casos recientes de espuma en columnas de capuchas que han sido satisfactoriamente eliminadas por la adición de agentes antiespumantes.

Una razón más válida para especificar un absorbedor empacado puede ser cuando se obtiene un alto grado de eliminación de bióxido de carbono. Donde se requiere esto, una baja eficiencia de platos puede darse en una columna de gran tamaño. El uso de una columna empacada puede ser entonces deseable para disminuir la altura total, con un diámetro apreciablemente mayor del requerido por la columna de platos.

Datos del problema *

La columna va a emplear 10 moles/hr, de gases a una temperatura de 86°F con 11% de CO₂ en la mezcla, y se desea absorber 80% del CO₂ total con una solución de monoetanolamina al 2N, a una temperatura de 95°F. El proceso se efectuará a una presión de 14.7 psia.

3.4.1 Balance de masa

CO₂ a la entrada

$$(10 \text{ moles/hr})(0.11) = 1.1 \text{ moles/hr}$$

Suponiendo 80% de la recuperación del CO₂ en la entrada,

$$(1.1 \text{ moles/hr})(0.8) = 0.88 \text{ moles/hr}$$

CO₂ a la salida

$$\text{CO}_2(\text{entrada}) - \text{CO}_2(\text{recuperado})$$

$$1.1 - 0.88 = 0.22 \text{ moles/hr}$$

Gas inerte a la salida

$$G_s = G_1(1 - y_1) = (10 \text{ moles/hr})(1 - 0.11) = 8.9 \text{ moles/hr}$$

Fracción mol de CO₂ a la salida

$$y_2 = \frac{0.22}{8.9 + 0.22} = 0.0244$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0.0244}{1 - 0.0244} = 0.025 \text{ mol de CO}_2/\text{mol de iner.}$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.11}{1 - 0.11} = 0.1236 \text{ mol de CO}_2/\text{mol de iner.}$$

Para soluciones acuosas de MEA., usadas para absorción de CO_2 , los datos de plantas indican que la solución puede contener entre 0.05 y 0.2 mol de CO_2 /mol de MEA., según las condiciones de agotamiento.

Un valor de 0.15 puede ser considerado típico si se usa una columna de agotamiento de baja presión.

De acuerdo con esto, se tomará el valor antes indicado para el diseño.

$$X_3 = 0.15 \text{ mol de } \text{CO}_2/\text{mol de MEA}$$

Con este dato y la gráfica de equilibrio isotérmico, se obtendrá la relación $(L_s/G_s)_{\min}$, que es la pendiente de la línea de operación.

La ecuación de la pendiente es la siguiente:

$$(L_s/G_s)_{\min} = \frac{Y_2 - Y_1}{X_4 - X_3} \quad \text{----- 24}$$

De esta ecuación X_4 , se calcula por medio de la figura 6 que representa el equilibrio isotérmico, según se indica en la gráfica; con el valor obtenido y al sustituirlo en la ecuación, se obtiene:

$$(L_s/G_s)_{\min} = \frac{0.1236 - 0.0250}{0.5600 - 0.1500} = 0.24$$

Se piensa trabajar con un valor de 1.5 veces el mínimo,

$$(L_s/G_s) = (1.5)(0.24) = 0.36$$

FIGURA No.6

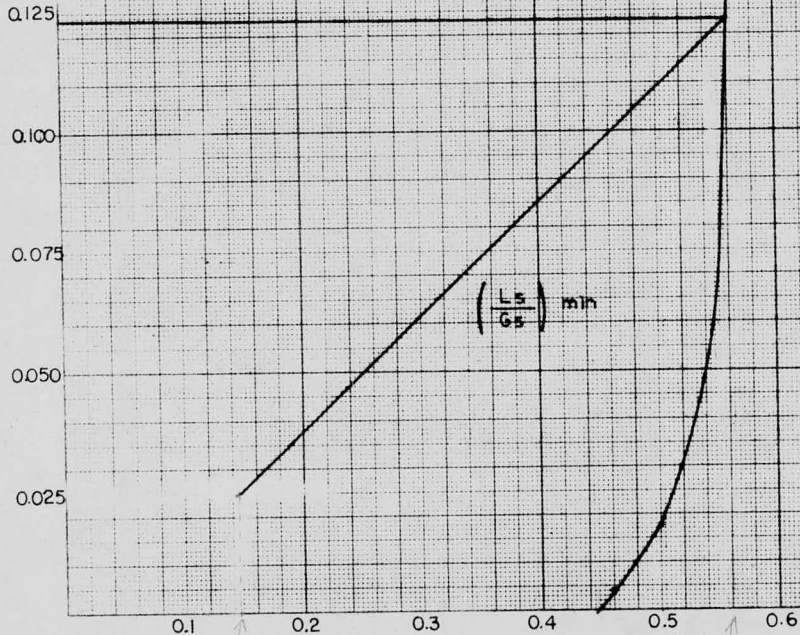
EGUILIBRIO CO₂-MEA a 2N

T=77° F

P=600 mm Hg

Y = mol de CO₂ / mol de gas

X	Y
0.46	0.0087
0.50	0.0175
0.56	0.1340



X = mol de CO₂ / mol de MEA

Con este valor se calcula la concentración del líquido a la salida de la columna, o sea X_4 . De la ecuación 24, se resuelve para X_4 y se obtiene un nuevo valor de X_4 , que es graficado en la figura 7.

$$X_4 = \frac{0.0986 + 0.054}{0.36} = 0.423$$

La carga del líquido es:

$$L_s = (0.36)G_s$$

$$L_s = (0.36)(8.9 \text{ moles/hr}) = 3.21 \text{ moles de MEA/hr}$$

$$L = L_s PM \quad \text{----- 25}$$

$$L = (3.21 \text{ mol de MEA/hr})(61.1 \text{ lb/mol de MEA})$$

$$L = 196.0 \text{ lb de MEA/hr}$$

Pero, la solución es 2N con respecto a la MEA.; es decir, contiene 122.2 gr/lt. de sol. Como la densidad de la solución a 2N es de 999 gr/lt., a 77°F. La cantidad total de solución de MEA., es:

$$L = (196 \text{ lb/hr}) \frac{999 \text{ gr/lt}}{122.2 \text{ gr/lt}} = 1602 \text{ lb de MEA/hr}$$

3.4.2 Balance de calor

Hasta aquí los cálculos se han basado en la suposición de que la absorción se realiza isotérmicamente. Esta suposición deberá comprobarse ahora mediante un balance de calor.

FIGURA No 7

EQUILIBRIO MEA-CO₂N₂

$Y = \text{mol de CO}_2 / \text{mol de gas}$

T ^o F	X	Y
100.0	0.218	0.00
105.6	0.266	0.00
110.2	0.354	0.01
115.4	0.423	0.06

0.150

0.125

0.100

0.075

0.050

0.025

$\left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{\text{min}}$

$X = \text{mol de CO}_2 / \text{mol de MEA}$

0.1

0.2

0.3

0.4

0.5

$$G_1 H_1 + L_3 C_p T_3 + Q_s = G_2 H_2 + L_4 C_p T_4 + Q_o \quad \text{----- 26}$$

de donde

Q_s = Calor de solución de reacción

Q_o = Pérdidas de calor

Con el objeto de poder despejar de la ecuación anterior T_4 y comprobar si se dan las condiciones isotérmicas, pueden hacerse las siguientes hipótesis para simplificar el análisis:

- a) La columna es adiabática, es decir $Q_o = 0$
- b) El gas abandona la columna a la temperatura de la entrada del líquido, es decir $t_2 = T_3$
- c) El calor específico del líquido es constante a través de la columna, es decir $C_p = \text{constante}$.
- d) El gas puede considerarse como aire, para los efectos de cálculos de humidificación, por lo que podrán utilizarse las gráficas o tablas psicrométricas.
- e) El gas entra a la columna saturado a la temperatura de entrada de la columna, es decir $h_2 = h_2^s$ a 86°F
- f) El gas abandona la columna saturado a la temperatura de salida de la columna, es decir $h_1 = h_1^s$ a 95°F .

Q_s , que en este caso es virtualmente el calor de reacción del CO_2 con la MEA., se puede expresar como:

$$Q_s = \phi L_s (X_4 - X_3) \quad \text{----- 27}$$

donde ϕ es el calor de reacción por mol de CO_2 absorbido, supuesto constante en el intervalo de temperaturas considerado.

La ecuación 26 se transforma en:

$$G_1 H_1 + L_3 C_p T_3 + \phi L_s (X_4 - X_3) = G_2 H_2 + L_4 C_p T_4 \quad \text{----- 28}$$

Los siguientes datos se obtienen de tablas (7), para una presión de 14.7 psia.

$$86^\circ\text{F} \quad h_1 = 0.025 \text{ lb de H}_2\text{O/lb de gas seco}$$

$$95^\circ\text{F} \quad h_2 = 0.036 \text{ lb de H}_2\text{O/lb de gas seco}$$

$$86^\circ\text{F} \quad H_1 = 50.67 \text{ BTU/lb de gas seco}$$

$$95^\circ\text{F} \quad H_2 = 63.40 \text{ BTU/lb de gas seco}$$

Calor de reacción

$$\phi = 825 \text{ BTU/lb de CO}_2 \text{ absorbido}$$

$$\phi = (825 \text{ BTU/lb})(44 \text{ lb/mol}) = 36300 \text{ BTU/mol de CO}_2$$

$$G_1 = 306.5 \text{ lb/hr}$$

$$L_3 = L + L_s X_3 = (3.21 \text{ mol/hr})(0.15)(44 \text{ lb/mol}) + 1602 \text{ lb/hr}$$

$$L_3 = 1623 \text{ lb/hr}$$

$$L_4 = L_3 + G_1(1 + h_1) - G_2(1 + h_2) \quad \text{----- 29}$$

$$L_4 = 1623 \text{ lb/hr} + (306.5 \text{ lb/hr})(1.025) - (267.8 \text{ lb/hr})(1.036)$$

$$L_4 = 1660 \text{ lb/hr}$$

De la ecuación 26, al resolver para T_4 la ecuación se transforma en:

$$T_4 = T_3 + \frac{G_1H_1 - G_2H_2}{L_4C_p} + \frac{L_s\theta}{L_4C_p}(X_4 - X_3) \quad \text{----- } 30$$

$$T_4 = 95^\circ\text{F} + \frac{(306.5)(50.67) - (267.8)(63.4)}{(1660)(0.95)} + \frac{(3.21)(36300)}{(1660)(0.95)} (0.423 - 0.15)$$

$$T_4 = 115.2^\circ\text{F}$$

Los cálculos indican que no está justificado suponer condiciones isotérmicas. Puesto que la temperatura del líquido varía a lo largo de la columna, deberá presentarse una línea de equilibrio que tenga en cuenta dichas variaciones.

Para lograr esto:

- a) Se calculará o supondrá la variación de la temperatura del líquido con la composición de la fase líquida.
- b) Se representarán líneas de equilibrio correspondientes a varias temperaturas comprendidas entre T_3 y T_4 .
- c) Se trazará la línea de equilibrio no isotérmica definitiva, calculando T para una X dada mediante la relación $T = f(X)$, establecido en a e interpolando para T y el valor de X dado entre las líneas de equilibrio correspondiente.

El aumento de temperatura de la fase líquida se debe al calor de reacción y al intercambio de calor sensible y de evaporación con el gas; pero, está contrarrestado parcialmente por el aumento de masa de la fase líquida.

En el cálculo de T_4 , las contribuciones respectivas son 95; -0.92; 20.0, al despreciar el segundo efecto por su valor tan pequeño, ya que poco influiría. Por ello, la ecuación 26, se transforma en:

$$T_4 = T_3 + \frac{L_s \phi}{L_4 C_p} (X_4 - X_3) \quad \text{----- 31}$$

Esto significa que se supondrá que el aumento de temperatura del líquido se debe exclusivamente al calor de reacción.

Si, en vez de realizar el balance de calor alrededor de toda la columna, se efectúa entre la parte superior y una sección cualquiera, donde la composición del líquido es X y su temperatura T , entonces se puede escribir por analogía con la ecuación 26.

$$T = T_3 + \frac{L_s \phi}{L_4 C_p} (X - X_3) \quad \text{----- 32}$$

La ecuación 32 es la que representa la distribución de la temperatura del líquido.

Queda por comprobar ahora si a la temperatura del líquido a la salida, 115.2°F , la recta de operación no es cortada por la línea de equilibrio. Si la curva de equilibrio correspondiente a T_4 cortase o se aproximase mucho a la recta de operación, deberá elegirse un valor diferente de la relación $(L_s/G_s)_{\text{min}}$.

Se represento entonces la línea de equilibrio resultante utilizando la ecuación 32. Al sustituir en ella los valores numéricos, se obtiene:

$$T = 95^{\circ}\text{F} + \frac{(3.21)(36300)}{(1660)(0.95)}(X - 0.15)$$

$$T = 95^{\circ}\text{F} + 73.9(X - 0.15) \quad \text{----- 34}$$

La temperatura del líquido se calcula mediante la ecuación 34, para diferentes valores de X.

Relación temperatura-composición en la columna

X	$\frac{\text{mol de CO}_2}{\text{mol de MEA}}$	0.218	0.286	0.354	0.423
T	$^{\circ}\text{F}$	100.0	105.1	110.2	115.4

3.4.3 Línea de operación adiabática

La relación $(L_S/G_S)_{\min}$ para la línea de operación adiabática es:

$$(L_S/G_S)_{\min} = \frac{0.1236 - 0.025}{0.4230 - 0.150} = 0.361$$

Usando un valor de 1.5 veces la relación anterior, se tiene para las condiciones de operación.

$$(L_S/G_S)_{\min} = (1.5)(0.361) = 0.541$$

Con este nuevo valor se calcula la concentración del líquido a la salida de la columna, o sea X_4 . Al graficar este valor se obtiene la nueva línea de operación, como se indica en la figura 8.

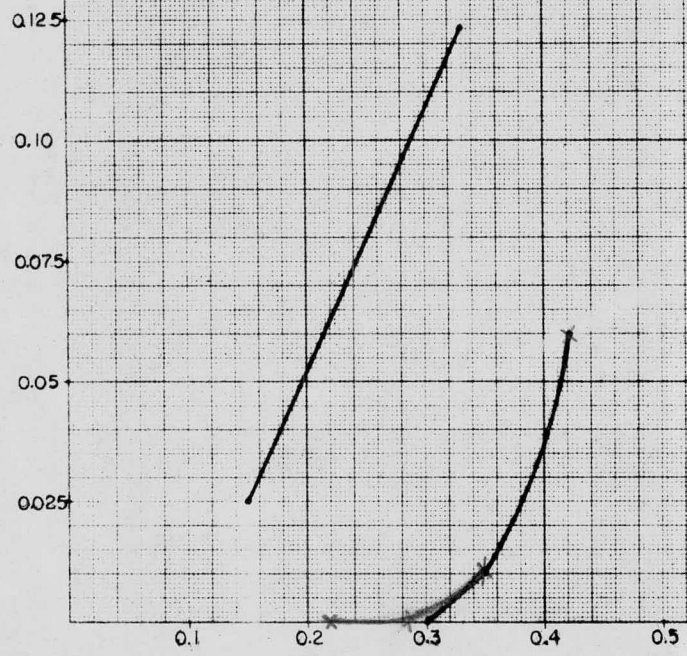
FIGURA No 3

EQUILIBRIO CO_2 -MEA a 2N

P=14.7 psia

Y = mol de CO_2 / mol de gas

T	X	Y
100.0	0.218	0.00
105.6	0.286	0.00
110.2	0.354	0.01
115.4	0.423	0.02



X = mol de CO_2 / mol de MEA

$$X_4 = \frac{0.0986}{0.5410} + 0.15 = 0.332 \frac{\text{mol de CO}_2}{\text{mol de MEA}}$$

La nueva carga del líquido es:

$$L_s = (0.541)G_s$$

$$L_s = (0.541)(8.9 \text{ moles/hr}) = 4.82 \text{ moles de MEA/hr}$$

$$L = L_s PM$$

$$L = (4.82 \text{ mol de MEA/hr})(61.1 \text{ lb/mol de MEA})$$

$$L = 294.5 \text{ lb de MEA/hr}$$

Por la razón dada en el primer cálculo, en la pendiente iso térmica se tiene que la solución total de MEA es:

$$L = (294.5 \text{ lb/hr}) \frac{999 \text{ gr/lt}}{122.2 \text{ gr/lt}} = 2407 \text{ lb de MEA/hr}$$

$$L_3 = 2407 \text{ lb/hr} + (4.82 \text{ moles/hr})(0.15)(44) = 2439 \text{ lb/hr}$$

$$L_4 = 2439 \text{ lb/hr} + (305.5 \text{ lb/hr})(1.025) - (267.8 \text{ lb/hr})(1.036)$$

$$L_4 = 2476 \text{ lb/hr}$$

3.4.4 Cálculo del diámetro de la columna

El cálculo del diámetro de la columna empacada depende de las condiciones de inundación, tomándose como velocidad de operación el 75% de la correspondiente a la inundación.

Esta última puede calcularse mediante la gráfica de Lobo (pag. 160 de 13), basada en las propiedades de los fluidos y en las propiedades físicas del empaque empleado.

Se usarán anillos Rasching de cerámica de 1", por ser los más económicos y estar sus propiedades en toda la bibliografía disponible.

Propiedades físicas de los fluidos

densidad del líquido (ρ_L) = 62.36 lb/ft³
 densidad del gas (ρ_G) = 0.06 lb/ft³
 gasto del líquido (L) = 2476 lb/hr
 gasto del gas (G) = 306.5 lb/hr
 viscosidad del líquido (μ_L) = 1.35 cp.

Características del empaque

porcentaje hueco (ϵ) = 73
 superficie específica (a_v) = 58 ft²/ft³

Cálculo de la abcisa de la gráfica de Lobo,

$$\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\text{densidad del gas}}{\text{densidad del líquido}}} = \frac{2476 \text{ lb/hr}}{306.5 \text{ lb/hr}} \sqrt{\frac{0.06 \text{ lb/ft}^3}{62.36 \text{ lb/ft}^3}}$$

$$= 0.25$$

Con el valor de 0.25 y la gráfica, se obtiene la ordenada de dicha gráfica.

$$\frac{G^2 a_v \mu_L^{0.2}}{G_c \epsilon^3 \rho_G \rho_L} = 0.07$$

Al despejar G de la ecuación anterior, obtenemos:

$$G = \sqrt{\frac{(0.07)(4.17 \times 10^8)(0.06)(62.36)(0.73)^3}{(58)(1.062)}}$$

$$G = 830 \text{ lb/hr ft}^2$$

Para un factor de seguridad, usaremos 75% de la velocidad de inundación.

$$G_{op} = (0.75)G$$

$$G_{op} = (0.75)(830 \text{ lb/hr ft}^2) = 622.5 \text{ lb/hr ft}^2$$

Cálculo del área

$$A = \frac{G}{G_{op}}$$

$$A = \frac{306.5 \text{ lb/hr}}{622.5 \text{ lb/hr ft}^2} = 0.49 \text{ ft}^2$$

Cálculo del diámetro

$$A = 0.785D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{0.49 \text{ ft}^2}{0.785}} = 0.8 \text{ ft}$$

3.4.5 Cálculo de la altura de la columna

Para calcular la altura Z , es necesario conocer H_{GT} , o bien $K_G a$. En ciertos casos, los valores de los coeficientes de transferencia de masa o de las unidades de transferencia se encuentran directamente en la bibliografía.

Se hizo una correlación de estos datos para incluir los efectos observados por la temperatura, la presión parcial, la viscosidad, el contenido de CO_2 en la solución y la concentración de amina. La siguiente ecuación fue propuesta por Kohl A.L. (5):

$$K_{Ga} = \frac{0.56}{M^{0.48}} (1 + 5.7(0.5 - C)M \exp(0.006T - 3.4p)) \quad \text{--- 35}$$

de donde

K_{Ga} = coeficiente total de la película de gas

C = concentración de CO_2 en la solución, mol/mol

M = concentración de amina en la solución, molaridad
lb mol/litro

T = temperatura, $^{\circ}\text{F}$

p = presión parcial, atm.

Como K_{Ga} es muy sensitiva para la presión parcial del CO_2 y el grado de saturación de la solución, se ha encontrado que ésta varía apreciablemente a lo largo del absorbedor.

Un intento para usar un promedio de K_{Ga} para una columna entera se ha encontrado que una media logarítmica de estas dos variables (p y $(0.5 - C)$) es muy satisfactorio (5).

$$p = \frac{0.1236 - 0.025}{\ln(0.1236/0.025)} = 0.061 \text{ atm.}$$

$$C = \frac{(0.5 - 0.332) - (0.5 - 0.15)}{\ln(0.5 - 0.332)/(0.5 - 0.15)} = 0.25 \text{ mol/mol}$$

Al sustituir los valores anteriores en la ecuación 35, obtenemos:

$$K_G a = \frac{0.56}{0.86} (1 + 5.7(0.25)(2) \exp(0.0067)(115) - (3.4)(0.061))$$

$$K_G a = 3.9 \text{ lb mol/hr ft}^3$$

3.4.5.1 Cálculo de la altura de la unidad de transferencia

Con el coeficiente calculado, encontraremos el valor de la altura de la unidad de transferencia, por medio de la ecuación 36 que lo relaciona con el coeficiente:

$$H_{GT} = \frac{L_s}{K_G a P A} \quad \text{----- 36}$$

$$H_{GT} = \frac{8.9 \text{ moles/hr}}{(3.9)(1)(0.49)} = 4.66 \text{ ft}$$

3.4.5.1 Cálculo del número de unidades de transferencia

El número de unidades de transferencia se determina, generalmente, por uno de los siguientes métodos:

- a) Uso de la fuerza media logarítmica.
- b) Uso de la fuerza impulsora media corregida por la curvatura de la línea de equilibrio.
- c) Método gráfico de Baker.
- d) Integración gráfica o numérica.

Usaremos los dos primeros métodos indicados, por ser los más apegados a nuestra necesidad.

Uso de la fuerza media impulsora logarítmica

Este método, según el cual el número de unidades de transferencia N_{GT} es igual a:

$$N_{GT} = (Y_1 - Y_2)/(Y - Y')_{ml} \quad \text{----- 37}$$

y la fuerza impulsora media logarítmica está dada por la siguiente ecuación:

$$(Y - Y')_{ml} = \frac{(Y - Y')_1 - (Y - Y')_2}{\ln((Y - Y')_1/(Y - Y')_2)} \quad \text{----- 38}$$

En nuestro problema:

$$Y_1 = 0.1236$$

$$Y_2 = 0.025$$

$$Y'_1 = 0.000$$

$$Y'_2 = 0.000$$

$$(Y - Y')_1 = 0.1236$$

$$(Y - Y')_2 = 0.025$$

$$(Y - Y')_{ml} = \frac{0.1236 - 0.025}{\ln \frac{0.1236}{0.025}} = 0.0617$$

$$N_{GT} = (0.1236 - 0.025)/(0.0617) = 1.6$$

Uso de la fuerza impulsora media corregida por la curvatura de la línea de equilibrio

El método se basa en la hipótesis de que la línea de equilibrio puede representarse por dos líneas rectas que se encuentran en un punto de la curva cuya abscisa es la media aritmética de las composiciones terminales del líquido. En tal caso, puede demostrarse que:

$$N_{GT} = \frac{Y_2 - Y_1}{\Delta_m} F$$

----- 39

donde el factor de corrección viene dado por:

$$F = \frac{1}{2} \left[\frac{\ln(\Delta_m/\Delta_s)}{1 - (\Delta_s/\Delta_m)} + \frac{\ln(\Delta_m/\Delta_b)}{1 - (\Delta_b/\Delta_m)} \right]$$

ANALISIS ESTO

$\Delta_s = (Y - Y')_1$, $\Delta_b = (Y - Y')_2$, $\Delta_m = (Y - Y')_m$. El subíndice m indica valores en el punto correspondiente a la media aritmética de las composiciones terminales del líquido.

$$F = \frac{1}{2} \left[\frac{\ln(0.0743/0.025)}{1 - (0.025/0.0743)} + \frac{\ln(0.0743/0.1236)}{1 - (0.1236/0.0743)} \right]$$

$$F = 1.2$$

$$N_{GT} = \frac{0.1236 + 0.025}{0.0743} (1.2) = 1.6$$

Puesto que, por definición, la altura de una unidad de transferencia es la altura del empaque que produce una variación en la concentración correspondiente a una unidad de transferencia, la altura total de empaque requerida para una separación dada será el número de unidades de transferencia multiplicado por la altura de una unidad de transferencia, como se indica:

$$Z = (N_{GT})(H_{GT}) \quad \text{----- 40}$$

$$Z = (1.6)(4.66 \text{ ft}) = 7.45 \text{ ft.}$$

3.4.6 Determinación de la pérdida de presión

110

El método para hacerlo sera el mismo empleado en la sección

3.2.7.

$$u = \frac{306.5 \text{ lb/hr}}{(0.06 \text{ lb/ft}^3)(0.49 \text{ ft}^2)(3600)} = 2.9 \text{ ft/seg.}$$

$$a' = 58 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$\epsilon = 0.73$$

$$\mu_g = 0.018 \text{ (considerando aire)} = 1.2 \times 10^{-5} \text{ lb/ft seg.}$$

aplicando este valor a la ecuación 21, se obtiene:

$$\frac{R'}{\int_0^R u'^2} = \frac{5}{250} + \frac{1}{(250)^{0.1}} = 0.6$$

Por tanto, la caída de presión es:

$$\Delta P'_s = (0.6) \frac{(58)(7.45)}{0.389} \times \frac{(0.06)(2.9)^2}{32.5} = 10.35 \text{ lb/ft}^3$$

Para calcular el factor de corrección por efectos de pared, la relación de diámetros es:

$$D_c = 0.8 \text{ ft}$$

$$de = 0.0833 \text{ ft}$$

$$R = 0.0833/0.8 = 0.104$$

Con este dato y la fig. 15, del Sawistowski (9), el factor es:

$$F_c = 0.71$$

Al multiplicar con este valor a $\Delta P'_s$, se obtiene:

$$\Delta P_s = (0.71)(10.35 \text{ lb/ft}^2)(1 \text{ ft}^2/144 \text{ plg}^2)$$

$$\Delta P_s = 5.2 \times 10^{-2} \text{ lb/plg}^2$$

3.5 Diseño de la columna de agotamiento

El agotamiento de CO_2 de soluciones acuosas de monoetanolamina es una operación difícil, a causa de la estabilidad de los compuestos MEA- CO_2 .

Como en el caso de los absorbedores, las columnas de agotamiento pueden ser diseñadas para usar platos o empaque y, otra vez, los diámetros de la columna son establecidos en la base de ecuaciones convencionales de diseño. Los problemas principales de diseño son el cálculo de la carga de calor al rehervidor y establecer la altura de la columna que es requerida.

En operaciones convencionales de agotamiento, el calor es agregado a la columna por vapor o por otro fluido térmico dentro de los tubos del rehervidor. Suficiente calor debe ser agregado para:

- a) proveer calor sensible para elevar la temperatura de la solución alimentada, hasta la permitida en el rehervidor;
- b) proveer el calor de reacción para disociar el complejo MEA- CO_2 ;
- c) evaporar el agua que se requiere para el agotamiento.

La altura de la columna de agotamiento, ya sea de platos o empacada, generalmente se establece en base a la experiencia, más bien que por métodos rigurosos de cálculo de columnas.

Datos del problema

La columna va a manejar un gasto de líquido de 2476 lb/hr, con una concentración de 0.25 a una temperatura de 212°F y se requiere agotar la solución hasta una concentración de 0.13, la operación se efectuara a una presión de 14.7 psia.

3.5.1 Balance de masa

CO₂ a la entrada

$$(2476 \text{ lb/hr})(\text{mol}/57 \text{ lb})(0.25) = 10.86 \text{ moles/hr}$$

Cálculo del líquido solvente a la salida

$$L_s = L_3(1 - x_3) \quad \text{----- 41}$$

$$L_s = (43.43 \text{ moles/hr})(1 - 0.25) = 32.57 \text{ moles/hr}$$

$$L_4 = \frac{L_s}{1 - x_4} \quad \text{----- 42}$$

$$L_4 = \frac{32.57 \text{ moles/hr}}{1 - 0.13} = 37.44 \text{ moles/hr}$$

CO₂ a la salida

$$(37.44 \text{ moles/hr})(0.13) = 4.86 \text{ moles/hr}$$

CO₂ agotado

$$\text{CO}_2(\text{entrada}) - \text{CO}_2(\text{salida})$$

$$10.86 - 4.86 = 6.0 \text{ moles/hr}$$

Ahora calcularemos la cantidad de vapor necesario para el agotamiento, utilizando la gráfica de equilibrio isotérmico para el CO_2 - MEA, y operando a las condiciones del caudal mínimo de gas.

$$(G_s/L_s)_{\min} = \frac{X_4 - X_3}{Y' - Y_1} \quad \text{----- } 24'$$

Para resolver la ecuación 24' es necesario conocer Y' , para esto usaremos la línea de equilibrio CO_2 -MEA, dada en la figura 9. Como la línea de equilibrio es curva el caudal mínimo de vapor se calcula a partir de la pendiente de la tangente a la línea de equilibrio trazada desde el punto A.

Al suponer que la columna es infinitamente alta, es decir operando en condiciones de caudal mínimo de vapor, de la gráfica de equilibrio CO_2 -MEA, se obtiene el valor de Y' .

$$Y' = 0.372 \frac{\text{moles de } \text{CO}_2}{\text{mol de vapor}}$$

Al sustituir y resolver la ecuación 24' obtenemos para el caudal mínimo:

$$(G_s/L_s)_{\min} = \frac{0.332 - 0.150}{0.372 - 0.008} = 0.5$$

En la práctica normal de agotamiento se toma para G_s un valor comprendido entre 1.25-2.0 veces el mínimo caudal de gas, es decir, el caudal requerido para que el gas abandone la columna en equilibrio con el líquido entrante.

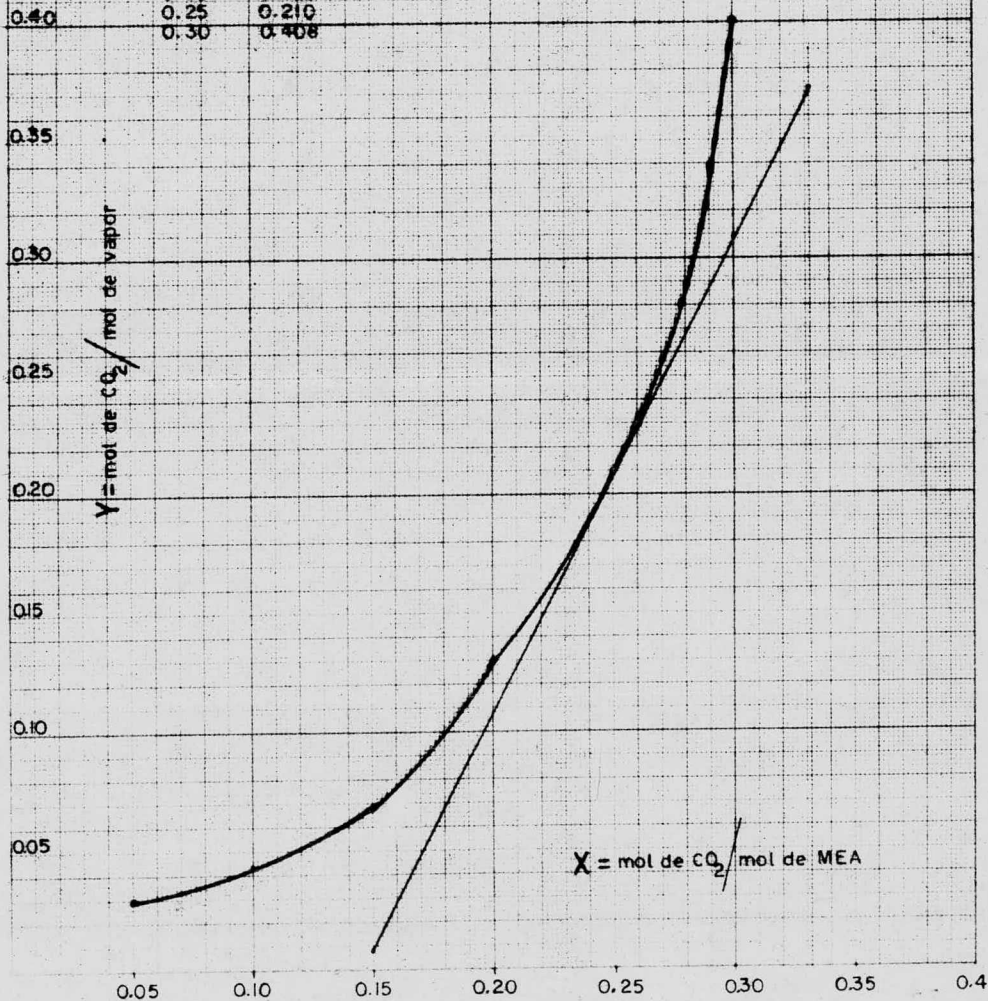
FIGURA No 9

EQUILIBRIO CO_2 -MEA a 2M

T = 240° F

P = 14.7 psia

X	Y
0.05	0.030
0.10	0.044
0.15	0.068
0.20	0.130
0.25	0.210
0.30	0.408



Para nuestro problema usaremos 1.5 veces el mínimo.

$$(G_s/L_s) = (0.5)(1.5) = 0.75$$

de aqui

$$G_s = (0.75)(L_s)$$

$$G_s = (0.75)(32.57 \text{ moles/hr}) = 24.42 \text{ moles/hr}$$

Cálculo de la fracción mol de CO_2 en la fase vapor, o sea y_2 , al resolver la ecuación 24', para Y_2 obtenemos:

$$Y_2 = \frac{0.332 - 0.150}{0.750} + 0.008 = 0.25 \frac{\text{moles de } \text{CO}_2}{\text{mol de vapor}}$$

El valor anterior conocido como relación mol en la fase gaseosa es graficado en la figura 10 para obtener la línea de operación del proceso.

$$y_2 = \frac{Y_2}{1 + Y_2}$$

$$y_2 = \frac{0.25}{1.25} = 0.2$$

La temperatura de salida del vapor y el CO_2 que se supone salen a su temperatura de rocío. Para calcular está temperatura vamos aplicar la ecuación propuesta por (3), que es la siguiente:

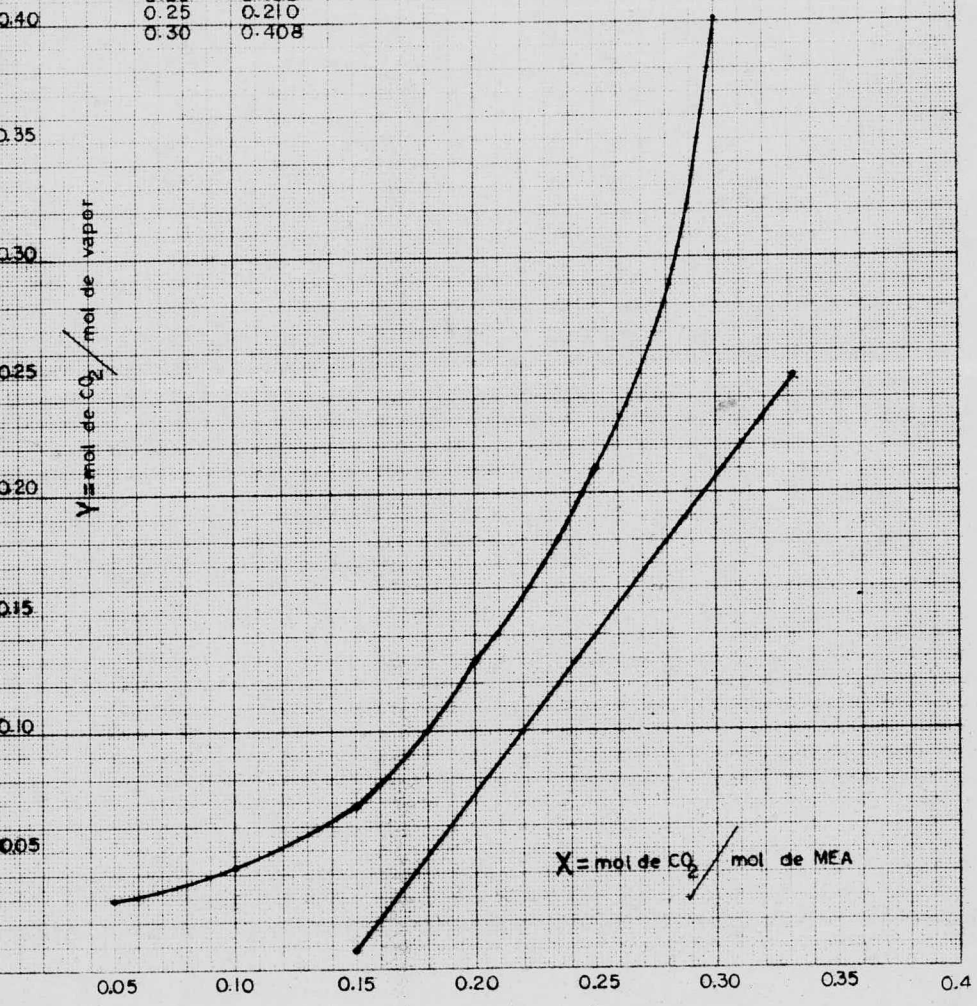
$$\text{Punto de rocío} = \frac{\text{moles de agua}}{\text{moles totales}} (P_T) \quad \text{----- 43}$$

EQUILIBRIO CO₂-MEA a 2N

FIGURA No 10

T = 240° F
P = 14.7 psia

X	Y
0.05	0.030
0.10	0.044
0.15	0.068
0.20	0.130
0.25	0.210
0.30	0.408



NO
Para aplicar esta ecuación es necesario conocer la cantidad de agua en forma de vapor que sale con el CO_2 agotado. El vapor agotado que sale de la columna con el CO_2 es normalmente condensado y regresado a la columna como reflujo resultando una carga de calor adicional a los requerimientos de calor sensible y calor latente para la operación. A la relación moles de agua a moles de CO_2 agotado se le denomina la relación reflujo y se usa en diseño como una medida conveniente de la cantidad vapor agotado que se necesita proveer. Las relaciones de reflujo típicamente usadas en diseño de operaciones comerciales son:

- a) 3:1 Para plantas de MEA a altas presiones de operación para purificar gas natural donde los requerimientos de pureza son severos.
- b) 1:1 Para unidades de MEA-GLICOL en un servicio similar al anterior.
- c) 2:2.5 Para plantas de MEA, en donde el servicio es menos exigente y para la mayoría de las plantas que usan dietanolamina.

De acuerdo al inciso c, usaremos una relación de 2.5.

$$R = \frac{2.5 \text{ moles de H}_2\text{O}}{\text{mol de CO}_2} \times \frac{6 \text{ moles de CO}_2}{\text{hr}} = 15 \text{ moles/hr}$$

Conocida la cantidad de agua en la salida ya podemos aplicar la ecuación 43.

$$\text{P.R.} = \frac{15 \text{ moles de agua}}{21 \text{ moles totales}} (14.7 \text{ psia})$$

$$P.R. = 10.5 \text{ lb/plg}^2$$

WO
→ Con esta presión parcial de vapor y consultando tablas de vapor, encontramos la temperatura de rocío, igual a 195.8°F, con una lambda de vaporización del vapor igual a 980 BTU/lb.

3.5.2 Cálculo del diámetro de la columna

Para calcular el diámetro de la columna, aplicaremos el mismo método usado en la columna de absorción.

Se usarán anillos Rasching de cerámica de 1", por las especificaciones dadas anteriormente.

Propiedades físicas de los fluidos

densidad del gas	(ρ_g) = 0.05 lb/ft ³
densidad del líquido	(ρ_L) = 60 lb/ft ³
gasto del gas	(G) = 534 lb/hr
gasto del líquido	(L) = 2476 lb/hr
viscosidad del líquido	(μ_L) = 0.24 cp.

Características del empaque

porcentaje hueco	(ϵ) = 73
superficie específica	(a_v) = 58 ft ² /ft ³

Cálculo de la abcisa de la gráfica de Lobo

$$\frac{2476 \text{ lb/hr}}{534 \text{ lb/hr}} \sqrt{\frac{0.05 \text{ lb/ft}^3}{60 \text{ lb/ft}^3}} = 0.134$$

con el dato anterior y la gráfica antes citada, obtenemos el valor de \underline{G} .

$$\frac{G^2 a_v M_1^{0.2}}{g_c \epsilon^3 \rho_g \rho_L} = 0.13$$

al despejar \underline{G} de la ecuación obtenemos:

$$G = \sqrt{\frac{(0.13)(4.17 \times 10^8)(0.05)(60)(0.73)^3}{(58)(0.752)}} = 1204 \text{ lb/hr ft}^2$$

La columna se diseñará para una velocidad de gas al 75% de la inundación.

$$G_{op} = (0.75)G$$

$$G_{op} = (0.75)(1204 \text{ lb/hr ft}^2) = 903 \text{ lb/hr ft}^2$$

Cálculo del área

$$A = \frac{G}{G_{op}}$$

$$A = \frac{534 \text{ lb/hr}}{903 \text{ lb/hr ft}^2} = 0.60 \text{ ft}^2$$

Cálculo del diámetro de la columna

$$A = 0.785D^2$$

$$D = (A/0.785)^{0.5}$$

$$D = (0.6 \text{ ft}^2/0.785)^{0.5} = 0.87 \text{ ft.}$$

3.5.3 Estimación de la altura de la columna

La altura del empaque se evalúa calculando el número de unidades de transferencia y multiplicándolo por el valor estimado de la altura de una unidad de transferencia.

3.5.3.1 Determinación del número de unidades de transferencia

Puesto que en agotamiento el líquido es el fluido sometido a proceso, es más sencillo basar los cálculos en la fase líquida. Una razón adicional para ello es que el agotamiento de CO_2 de soluciones acuosas de MEA. es un proceso controlado por la fase líquida (es decir, casi toda la resistencia a la transferencia está en la fase líquida), por lo que los valores globales (número y altura) de la unidad de transferencia referida a la fase líquida son iguales a los individuales de la fase líquida.

Por definición, el número de unidades globales de transferencia referidas a la fase líquida es:

$$N_{LT} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x - x'} \quad \text{----- 44}$$

donde x' , es la concentración del CO_2 en la fase líquida en equilibrio con la presión parcial de CO_2 en la fase gaseosa en cualquier sección transversal de la columna.

Para resolver la integral anterior, usaremos el método de integración numérica. Este método nos indica que el valor medio de la ordenada es:

$$(1/(X - X'))_{\text{medio}}$$

se multiplica por ΔX para pequeños incrementos de X . La tabla III, nos muestra los cálculos hechos para obtener el valor del número de unidades de transferencia, se ve que es igual a:

$$N_{LT} = 3.81$$

3.5.3.2 Estimación de la altura de una unidad de transferencia

Para el cálculo del coeficiente de masa, se utilizará la misma ecuación (35) propuesta anteriormente en la columna de absorción, con base en lo siguiente: cuando las soluciones usadas son diluidas el coeficiente de transferencia de masa es el mismo para la absorción y el agotamiento, de acuerdo a Sherwood y Holloway (23).

Como $K_G a$ es muy sensitiva a la presión parcial del CO_2 y al grado de saturación de la solución, se ha encontrado que varía apreciablemente de lo alto al fondo de la columna. Por esta razón, usaremos una media logarítmica de las presiones parciales y las concentraciones, como la usada en la columna de absorción. Esto da un valor satisfactorio (5):

$$P = \frac{0.250 - 0.008}{\ln(0.250/0.008)} = 0.07 \text{ atm.}$$

$$C = \frac{(0.5 - 0.332) - (0.5 - 0.15)}{\ln((0.5 - 0.332)/(0.5 - 0.15))} = 0.25 \text{ mol/mol}$$

X	X'	X - X'	1/X - X'	$(1/\bar{X} - X')_{med}$	X	N _{LT}
0.1500	0.000	0.1500	6.666	-----	-----	-----
0.1682	0.062	0.1062	9.416	8.041	0.0182	0.1463
0.1864	0.135	0.0514	19.455	14.435	0.0182	0.2627
0.2046	0.162	0.0426	23.474	21.264	0.0182	0.3906
0.2228	0.187	0.0358	27.933	25.703	0.0182	0.4678
0.2410	0.210	0.0310	32.258	30.095	0.0182	0.5477
0.2600	0.221	0.0390	25.641	28.949	0.0182	0.5368
0.2774	0.232	0.0454	22.026	23.833	0.0182	0.4337
0.2956	0.245	0.0506	19.763	20.894	0.0182	0.3802
0.3138	0.258	0.0558	17.921	18.842	0.0182	0.3429
0.3320	0.266	0.0660	15.151	16.536	0.0182	0.3009

						N _{LT} = 3.8096

Tabla III Resumen de los cálculos hechos para la determinación del número de unidades de transferencia.

$$K_{Ga} = \frac{0.56}{0.41} (1 + 5.7(0.25)(2) \exp(0.0067)(215) - (3.4)(0.07))$$

$$K_{Ga} = 14.32 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ atm.}$$

Con el coeficiente calculado, encontraremos el valor de la altura de la unidad de transferencia, por medio de la ecuación 36 que los relaciona:

$$H_{GT} = \frac{GS}{K_{Ga}PA}$$

$$H_{GT} = \frac{24.42 \text{ moles/hr}}{(14.32)(1)(0.6)} = 2.84 \text{ ft.}$$

El valor anterior está referido a la fase gaseosa, y para calcular la altura de la columna se necesita que esté referido a la fase líquida, por las razones dadas en el cálculo del número de unidades de transferencia. Para referir este valor a la fase líquida, se aplicará la ecuación propuesta por Sawistowski (9), que relaciona las alturas de una unidad de transferencia:

$$H_{GT}/H_{LT} = m_{YX} \frac{G_s}{L_s} \quad \text{----- 45}$$

donde m_{YX} es la pendiente de la línea de equilibrio en el diagrama Y-X. La pendiente encontrada en coordenadas lineales es igual a:

$$m_{YX} = 1.65$$

Al sustituir valores en la ecuación 45, se obtiene para

H_{LT} :

$$H_{LT} = \frac{(2.84)(32.57)}{(1.65)(24.42)} = 2.29 \text{ ft.}$$

La altura de la columna se determina al multiplicar el número de unidades de transferencia por la altura de una unidad de transferencia:

$$Z = (N_{LT})(H_{LT})$$

$$Z = (3.81)(2.29 \text{ ft}) = 8.72 \text{ ft.}$$

3.5.4 Cálculo de la pérdida de presión

Para estimar la pérdida de presión, usaremos el método empleado en la columna de absorción.

$$P'_s = \frac{R'}{\rho' u'^2} \times \frac{a' Z}{\epsilon'} \times \frac{\rho' u'^2}{g}$$

$$u = \frac{534}{(3600)(0.06)(0.6)} = 4.12 \text{ ft/seg.}$$

$$a' = 58 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$\epsilon = 0.73$$

$$\mu' = 1.2 \times 10^{-5} \text{ lb/ft seg.}$$

$$Re' = \frac{(0.06)(4.12)}{(58)(1.2 \times 10^{-5})} = 355$$

Con este valor encontramos el valor del primer término de la ecuación indicada anteriormente.

$$\frac{R'}{\rho_g u'^2} = \frac{5}{355} + \frac{1}{(355)^{0.1}} = 0.57$$

Por tanto, la caída de presión es:

$$\Delta P'_s = (0.57) \frac{(58)(8.72)}{0.389} \times \frac{(0.06)(4.12)^2}{32.3} = 23.4 \text{ lb/ft}^2$$

En los cálculos, los datos del empaque se han tomado de catálogo de fabricantes, por lo que la pérdida de presión obtenida ha de multiplicarse por el factor de corrección en una función de la relación de los diámetros del empaque y de la columna:

$$d_e = 0.0833 \text{ ft} \qquad D_c = 0.87 \text{ ft}$$

$$R = 0.0833 \text{ ft}/0.87 \text{ ft} = 0.096$$

de la figura 15 del Sawistowski (9).

$$F_c = 0.73$$

Al multiplicar $\Delta P'_s$ con este valor, se obtiene;

$$\Delta P_s = (23.4)(0.73)(1 \text{ ft}^2/144 \text{ plg}^2)$$

$$\Delta P_s = 1.16 \times 10^{-1} \text{ lb/plg}^2$$

100

3.6 Determinación del punto de rocío de la mezcla Vapor-CO₂ que se alimenta al compresor ?

Es necesario conocer la cantidad de agua en forma de vapor que no se condensa (en el condensador situado en la parte superior de la columna de agotamiento) ya que esto es necesario para poder conocer su punto de rocío y así seleccionar el deshidratador adecuado para poder secar la mezcla gaseosa a un punto de rocío menor. No se hará el diseño del condensador por salirse del tema de este estudio, solo le haremos un balance de masa. Pero, más adelante se recomienda un método que da buenos resultados para tal fin.

En la condensación de mezclas de vapores con gases incondensables, la película del gas y el coeficiente total de transferencia de calor varían ampliamente de punto a punto, en el interior del condensador. Además, el cambio en el contenido de calor de la mezcla de gases no es proporcional al cambio en la temperatura. Por estas razones, no puede usarse la simple relación de la expresión de la diferencia media de temperaturas entre el vapor-CO₂ y la corriente del agua.

El diseño de un condensador de superficie para la condensación de una mezcla de vapores con gases incondensables presenta varias condiciones no usuales, así como complicaciones en la transmisión de calor, no encontradas en la condensación de vapores puros o en el enfriamiento o calentamiento de corrientes de fluidos homogéneos.

En la condensación de vapores mezclados con gases incondensables, todas las propiedades de la corriente del gas varían ampliamente a medida que el vapor de agua es eliminado de la mezcla gaseosa.

100

Por ejemplo: el coeficiente de transmisión de calor de la película de gas, la velocidad del flujo del gas y la capacidad calorífica de la corriente gaseosa por libra de gas inerte disminuyen enormemente a medida que la condensación prosigue. La condensación de los vapores depende de la difusión de las moléculas de vapor a través de la mezcla gaseosa, donde pueden considerarse los coeficientes de transferencia de masa, así como los de transmisión de calor.

Esto implica principios de difusión y de transmisión de calor. También el condensado pierde calor cuando fluye sobre la superficie del condensador, en forma tal que más calor pasa a través de la película de agua de enfriamiento que a través de la contigua película de gas.

Por estas razones, no es aplicable el método de cálculo de la diferencia media de temperaturas basada sobre condiciones terminales. El método de diseño de Colburn y Hougen (pag. 101 de 6 vol. 3) ha resistido muchas pruebas y es considerado el mejor para algunos problemas de este tipo. Sin embargo, es algo largo y tedioso.

3.6.1 Teoría del fenómeno ocurrido en el condensador

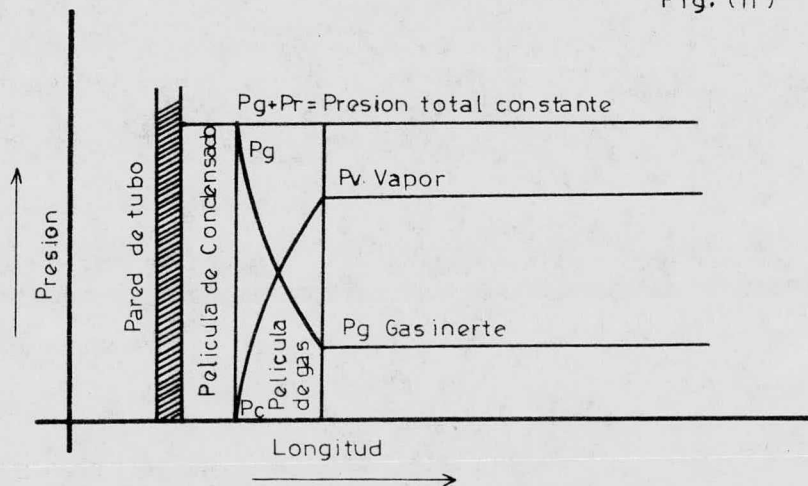
Cuando una mezcla de vapor y gas incondensable se alimenta a un condensador y la temperatura de los tubos está abajo del punto de rocío, se forma una película de condensado en los tubos. Según se indica en la figura 11, donde se muestran los potenciales de condensación, se forma una película de gas incondensable y vapor alrededor de la película de condensado.

Si se supone que la superficie de la película de condensado está en equilibrio, la presión parcial del vapor en la pared del tubo corresponde al condensado frío p_c , y la presión del vapor en la película de gas se sitúa entre la película del condensado p_c y la del cuerpo gaseoso p_v . Para que el vapor del cuerpo gaseoso continúe condensando en una película, debe desplazarse a través de la película gaseosa por la diferencia entre la presión parcial del vapor en el cuerpo gaseoso y el condensado.

El paso de un componente a través de otro se llama difusión o transferencia de masa. En una operación de difusión, la velocidad a la que el vapor se condensa no depende ya enteramente del mecanismo de condensación de Nusselt, sino de las leyes que gobiernan las operaciones de difusión. Cuando el vapor se difunde a través de la película del incondensable y se condensa en la pared del tubo, lleva el calor latente de condensación.

En adición a la diferencia de presiones parciales que promueve la difusión, hay también una diferencia de temperatura entre el cuerpo del gas T_g y la película de condensado T_c , por lo que el gas se enfría en forma notable. Se mostrará que la velocidad de difusión y la transferencia de calor no son independientes una de otra.

Fig. (II)



3.6.2 Balance de masa

En el condensador enfriador tubular se alimenta una mezcla gaseosa compuesta de 264 lb/hr de CO_2 y de 270 lb/hr de vapor de agua, que entran a su punto de rocío y se encuentran a una presión de 14.7 psia. La mezcla gaseosa y el condensado serán enfriados a 104°F con agua disponible a 90°F .

Para el diseño, se recomienda que el gas pase a través de la coraza del cambiador y que el agua fluya por dentro de los tubos, debido a que ésta origina incrustaciones, y el interior de los tubos es más fácil de limpiar que su parte exterior. La base para calcular la cantidad de agua en forma de vapor que sale del condensador mezclada con el CO_2 será de una hora de operación. El agua de enfriamiento se desea que salga a una temperatura de 118°F ., y que la caída de presión no sea mayor de 2 psia., del lado de la coraza.

Entran	libras	moles
CO_2	264	6
vapor	<u>270</u>	<u>15</u>
	534	21

Balances totales

ENTRADA; Presión de vapor de agua = 10.43 psia. a un punto de rocío de 195.8°F

Presión del inerte = $14.7 - 10.43 = 4.27$ psia.

SALIDA: Presión de vapor de agua = 1.073 psia. a una temperatura de 104°F.

Presión del inerte = 12.7 - 1.073 = 11.63 psia.

Libras mol de vapor a la entrada = 15.00

Libras mol de vapor a la salida

$$(6 \text{ moles}) \frac{1.073 \text{ psia}}{11.63 \text{ psia}} = 0.553$$

Libras mol de vapor condensadas

$$15.00 - 0.553 = 14.44$$

Para calcular el punto de rocío usaremos la ecuación 43.

$$\text{P.R.} = \frac{0.553 \text{ moles de agua}}{6.553 \text{ moles totales}} (12.7 \text{ psia})$$

$$\text{P.R.} = 1.07 \text{ psia.}$$

Con esta presión y tablas de vapor se obtiene la temperatura de rocío y que es igual a 102°F.

CAPÍTULO IV

MÉTODO DE PURIFICACIÓN Y DESHIDRATACIÓN

NS Aunque el bióxido de carbono producido y recobrado por el método anterior tiene un alto grado de pureza, están presentes, frecuentemente, trazas de ácido sulfhídrico y bióxido de azufre que dan al gas un ligero olor.

El gas recobrado de procesos de fermentación incluye una etapa de purificación, pero el bióxido de carbono recobrado por otros métodos algunas veces puede necesitar ser purificado. Sin embargo, la etapa de purificación es aceptable si se va a usar en bebidas o en hielo seco. En esta última aplicación, se usa en refrigeración de alimentos.

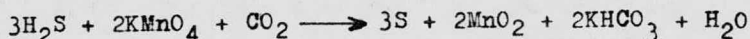
De acuerdo con el análisis de los gases en el proceso que nos ocupa, no se presentan problemas del tipo indicado anteriormente. Sin embargo, haremos un resumen de los métodos de purificación empleados cuando hay impurezas.

Los métodos más comúnmente usados son los tratamientos con:

- 1) permanganato de potasio
- 2) dicromato de potasio
- 3) carbón activado

4.1 Permanganato de potasio

Probablemente el proceso usado con mayor amplitud para eliminar trazas de ácido sulfhídrico del bióxido de carbono consiste en lavar el gas con una solución acuosa saturada con permanganato de potasio. Se agrega carbonato de sodio para cuidar que la solución esté siempre amortiguada. La reacción de este proceso es:



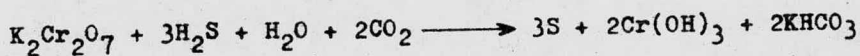
Se descarga el precipitado bióxido de manganeso. En la práctica, la solución se usa hasta que la concentración es tan baja en permanganato de potasio que ya no es efectiva. En este punto, se le descarga y reemplaza. Para lograr una mayor eficiencia en la utilización de la solución de permanganato, es usual colocar dos lavadores en serie, con el líquido fluyendo a contracorriente de la corriente de gas.

Hay dos tipos de lavadores de uso común. 1) El más simple consiste en un recipiente lleno de solución hasta la mitad, o las dos terceras partes. El gas, para ser lavado, es introducido por el fondo de la torre y burbujeado a través de la solución. 2) El otro tipo de equipo es una pequeña torre empacada a través de la cual la corriente de gas pasa a contracorriente a una solución recirculada de permanganato de potasio y soda ash. Este tipo requiere una bomba de circulación y una cámara mezcladora de solución, pero tiene la ventaja de reducir a un mínimo la caída de presión del gas a través del equipo.

Resulta así un apreciable ahorro de potencia en grandes instalaciones. Se pueden usar dos lavadores de este tipo para mejorar la eficiencia.

4.2 Dicromato de potasio

Este método es similar, en aplicación, al método de permanganato de potasio mencionado antes, pero la reacción que sigue es:



Se descarga el precipitado hidróxido crómico. Este proceso es utilizado en el proceso Reich, para purificación de bióxido de carbono de la industria de la fermentación. También puede usarse como limpiador final, después de recobrar el carbonato alcalino o la monoetanolamina de los procesos con igual buen resultado.

4.3 Carbón activado

El proceso de adsorción de las impurezas del bióxido de carbono en carbón activado o carbón de leña, se utiliza en los procesos Backus de purificación de bióxido de carbono de procesos de fermentación. El uso de carbón activado no está necesariamente limitado a las industrias de fermentación, pero -en general- es más efectivo aquí que lo que puede ser en la eliminación de H_2S de otros gases de bióxido de carbono.

4.4 Deshidratación



Antes de la licuefacción del bióxido de carbono, debe ser eliminada el agua con que éste va saturado después de las varias operaciones de recuperación y purificación. Esto es necesario para prevenir la corrosión y el congelamiento del equipo subsiguiente. Esta deshidratación puede ser consumada por varios métodos comerciales, tales como tratamientos con cloruro de calcio, gel de sílice, alumina activada o bauxita.

Las aplicaciones industriales de la gel de sílice comprenden la deshidratación del aire para la combustión, deshidratación y purificación de gases industriales como los CO_2 , H_2 , O_2 , N_2 y Cl_2 , el acondicionamiento del aire, la refrigeración en la que la gel de sílice es adsorbente de un refrigerante (como el SO_2), la desulfuración y purificación de los aceites ligeros, así como algunos usos medicinales y en cosméticos.

4.4.1 Deshidratación de gases

La gel de sílice adsorbe vapor de agua hasta 40% de su peso. Este vapor se elimina calentando la sílice, y ésta podrá adsorber de nuevo una cantidad igual de agua. Su retención es alrededor de 5%, esto es, que retendrá 5% de su peso en forma de agua que no se elimina fácilmente con las temperaturas alcanzadas calentando con vapor de agua. El aire y otros gases a la presión atmosférica se secan hasta puntos de rocío extremadamente bajos (-79.6°F a -85°F), por medio de gel de sílice. En este caso, la capacidad útil de agua de la sílice varía del 10 al 30% del peso inicial, según el diseño del equipo y las condiciones de funcionamiento.

Todavía se consiguen puntos de rocío más bajos si se usan presiones elevadas para el secado del gas. La deshidratación del CO_2 por medio de gel de sílice: El sistema se compone de dos deshidratadores del tipo de presión, un activador y una trampa o purga para la gel de sílice. Estos aparatos se colocan después del compresor, entre las etapas primera y segunda y funcionan a la presión de unas 63 psia. Los deshidratadores se acoplan en paralelo y llevan un fondo perforado sobre el que reposa la sílice. El CO_2 atraviesa la sílice y le cede sus impurezas, y también la humedad, durante su paso. Los adsorbedores funcionan en forma ciclica. Después que la gel de sílice llega a estar saturada de agua, se saca al adsorbedor del sistema y se pasa aire a una temperatura de 300°F a 500°F , a través de éste, hasta que toda el agua se vaporiza y se elimina del adsorbedor. La unidad se coloca otra vez en el sistema, con el 100% de su efectividad original.

4.4.2 Selección del secador

El deshidratador se especifica de acuerdo al Boletín D-117 publicado por THE C.M. KEMP MANUFACTURING COMPANY, en septiembre de 1978.

De este boletín se escogió el deshidratador de acuerdo a las condiciones del proceso que son:

$$\text{SCFM} = 44$$

$$\text{Temperatura de entrada} = 104^\circ\text{F}$$

$$\text{Punto de rocío deseado} = -120^\circ\text{F}$$

$$\text{Presión de entrada} = 40 \text{ psig.}$$

El deshidratador que cubre lo anterior es:

Secador: Tipo Criad II Modelo 2066

Calor de reactivación = 1.4 Kw.

Purga de reactivación = 1.7 SCFM.

Dimensiones:

Largo = 39"

Ancho = 15"

Altura = 7"

CAPÍTULO V

LICUEFACCIÓN Y SOLIDIFICACIÓN DEL CO₂

5.1 Licuefacción

La mejor alternativa de proceso para preparar bióxido de carbono líquido, para el mercado consiste en la compresión y condensación del gas. Al aumentar la presión del gas, éste puede ser licuado a presión constante, por el efecto de enfriamiento del condensador. Los compresores usados para esta operación están contruidos con tres o cuatro etapas.

Los problemas implicados en la licuefacción del bióxido de carbono difieren un poco de los que se encuentran en la licuefacción de otros gases. En este caso, sin embargo, la licuefacción se produce a una temperatura un poco abajo del punto crítico, mientras la mayoría de los otros gases licuados para propósitos comerciales tienen altos puntos críticos.

El problema implicado en la compresión del bióxido de carbono es cuidar que el gas no tenga contacto con el aceite lubricante, ya que este lo contamina dándole olor y color, que baja la calidad del producto. Por esta razón el glicerol es usado ampliamente como lubricante, pero hay que tener cuidado con él ya que tiene dos desventajas:

- a) El hecho que es misible con agua en todas proporciones, lo expone a dilución en los cilindros de un compresor hasta un punto en que ya no tiene propiedades lubricantes.

b) A altas temperaturas tiende a descomponerse con la formación de acroleína, una sustancia que tiene un penetrante olor, y esto puede hacer indeseable al bióxido de carbono.

Los aceites más satisfactorios que se han encontrado son aceites minerales altamente refinados o aceites blancos. Como hay varios tipos de aceites disponibles para este propósito, el fabricante de compresores es el más competente para recomendar el aceite más útil para este equipo.

El contenido de aceite en productos comerciales cuando se usa glicerol es del 0.02%, aunque porcentajes tan altos como 0.03%, no son objetables, cuando se usa como sólido para empa-car productos alimenticios en las embarcaciones.

La única característica de importancia de los condensadores usados para la licuación de bióxido de carbono altamente comprimido es que estos están contruidos para resistir las altas presiones a que están sujetos. Los condensadores pueden ser serpentines sumergidos en agua de enfriamiento, enfriadores de doble tubo o cambiadores de calor de tubo y coraza. Las principales dificultades de este equipo es la de diseñar-los para resistir las presiones involucradas y combatir la corrosión. El último problema ha venido siendo muy serio en algunas instalaciones.

5.2 Trabajo de compresión para el ciclo con preenfriamiento

El primer paso para mejorar el ciclo simple fué dado a conocer por las patentes presentadas por Elworthy y Henderson (8) que introdujeron un cambiador de calor, por donde una parte del calor sensible del bióxido de carbono líquido que sale del condensador se transfiere al gas frío de bióxido de carbono que se produce en la cámara de nieve y que es recirculado a través de este cambiador.

El ciclo de preenfriamiento está ilustrado en la figura 3. En el diagrama se puede observar que en el punto 2, el gas recuperado y el gas recirculado de la cámara de nieve se mezclan hasta alcanzar una temperatura de 75°F y una presión de 12.7 psia. En estas condiciones se introduce a la primera etapa de compresión y salen de está con una temperatura de 250°F y una presión de 56.73 psia., representados por el punto 3. Después se enfría por el primer interenfriador hasta una temperatura de 80°F , que se representa en el punto 4. Este gas es comprimido en la segunda etapa, hasta una presión de 225.2 psia con una temperatura de 275°F , estas condiciones se representan en el punto 5. Después de enfriarse en el segundo interenfriador (ver punto 6) se alimenta al tercer paso para ser comprimido hasta una presión de 970.8 psia., y a una temperatura de descarga igual a 280°F ; estas condiciones se ilustran con el punto 7. El gas en estas condiciones pasa a través del condensador donde se condensa a presión constante, hasta la línea del líquido saturado a una temperatura de 80°F , y se muestra en el punto 9

El líquido en 9, pasa a través de un cambiador de calor, don de se enfria por calentamiento de los gases recirculados de 11 de la cámara de nieve. El líquido sale en el punto 9A, y los gases calientes por el punto 11A, donde estos últimos se mezclan con el gas recuperado para proveer el gas de succión 2

La figura 4, es el diagrama Temperatura-Entropía para este ciclo. Se puede notar que el enfriamiento del líquido de 9 a 9A ha incrementado el rendimiento, mientras los gases calientes de 11 a 11A han aumentado el trabajo en una pequeña proporción. El área "trabajo" representa -el trabajo/libra de CO_2 circulado- el área "nieve" representa calor latente en la nie ve producida por la expansión de -1 libra de CO_2 .

5.2.1 Selección del compresor

NO

El compresor que se va ha usar para el proceso se selecciona rá, como se menciona en el segundo capítulo, por medio de catá logos. Para hacer la selección más apropiada, se calcularán las presiones involucradas, así como la caída de presión produ cida por los interenfriadores. Las presiones obtenidas se gra- ficaron en el diagrama de Mollier (ver figura 12), para obte- ner así las temperaturas de descarga de cada etapa -sin necesi dad de aplicar fórmulas- y además, por las razones que se dan a continuación.

Parte del problema de seleccionar un compresor, es bastante sencillo cuando se dispone de un diagrama de Mollier del gas. Estos diagramas presentan las relaciones que tienen las pro- piedades del gas bajo todas las condiciones.



at 75.26 P. 1070.1 lb/in²
 m³/kg 0.00214 V. 0.03423 ft³/lb
 K 31.04 T. 87.65 °F
 Kx 304.00 T_K 547.56 °R

$\frac{\text{kg}}{\text{kg mol}} = \frac{\text{kgm}}{\text{kg}^{\text{m}}}$
 $\frac{\text{kg}}{\text{kg mol}} = \frac{\text{kgm}}{\text{kg}^{\text{m}}}$
 44.011 19.287 = B + D

m R = Q

44.011 35.111 = 1545.3

$\frac{\text{lb}}{\text{lb mol}} = \frac{\text{lb ft}}{\text{lb}^{\text{ft}}}$
 $\frac{\text{lb}}{\text{lb mol}} = \frac{\text{lb ft}}{\text{lb}^{\text{ft}}}$

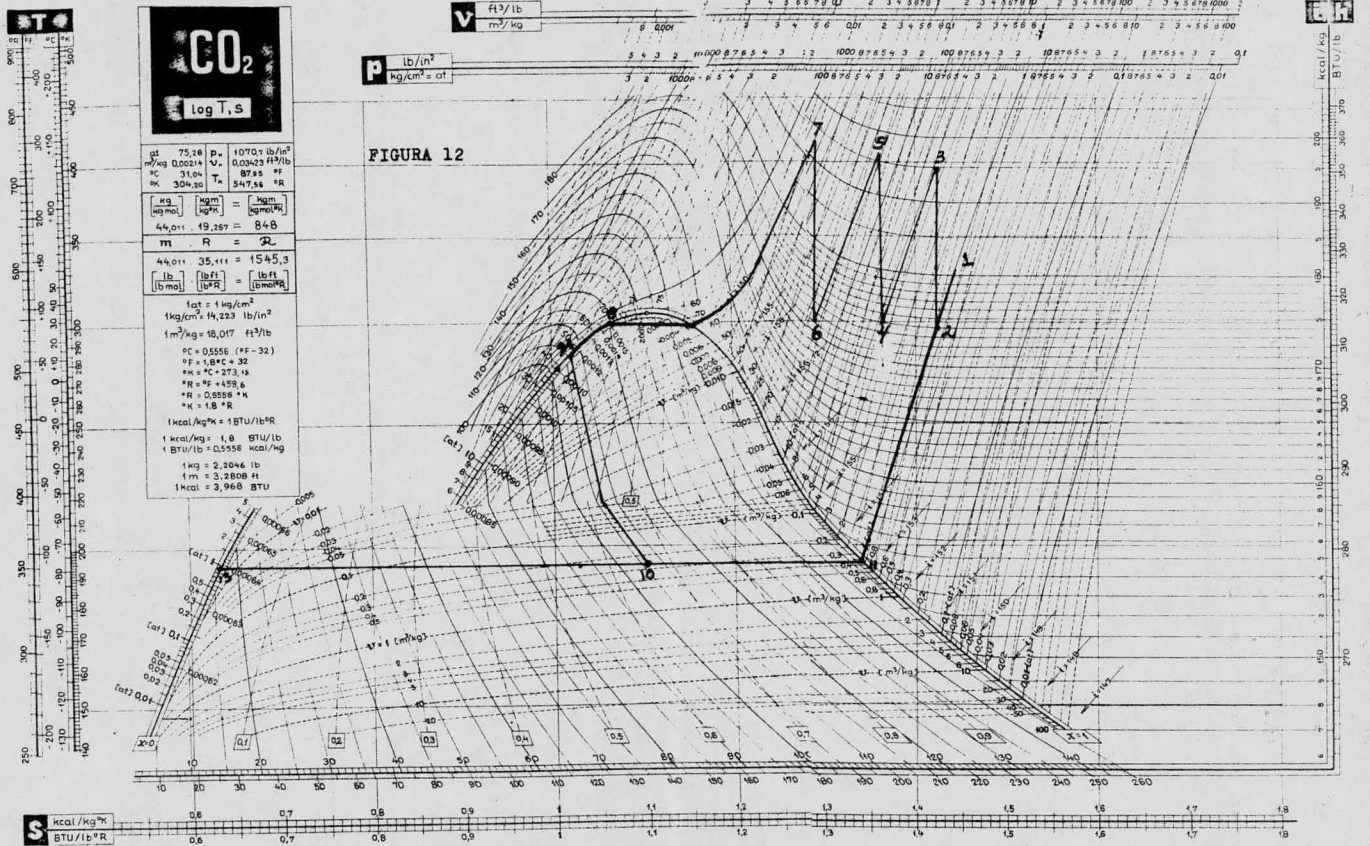
1 at = 1 kg/m³
 1 kg/cm³ = 14.223 lb/in³
 1 m³/kg = 16.017 ft³/lb
 PC = 0.5556 (PF - 32)
 PF = 1.8 PC + 32
 RH = PC + 273.15
 RF = RF + 459.6
 RR = 1.8 RR + K
 K = 1.8 RR

1 kcal/kg °K = 1 BTU/lb °R
 1 kcal/kg = 1.8 BTU/lb
 1 BTU/lb = 0.5556 kcal/kg
 1 kg = 2.2046 lb
 1 m = 3.2808 ft
 1 kcal = 3.968 BTU

FIGURA 12

$\frac{\text{ft}^3}{\text{lb}}$
 $\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$

$\frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$
 $\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0.1$



$\frac{\text{kcal}}{\text{kg}^{\circ}\text{K}}$
 $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}^{\circ}\text{R}}$



→ Para calcular las presiones, aplicaremos las fórmulas propuestas por Ludwig E. (6).

$$P_{i1}/P_1 = P_{i2}/P'_{i1} = P_{i3}/P'_{i2} = \dots P_{fy}/P'_{iy} \text{ ----- 46}$$

donde:

1,2,3,....,y = condiciones del gas de un lado a otro del cilindro representado por 1, para la primera etapa, 2 para la segunda, etc.

i = condición de presión de descarga de la interetapa, inmediatamente al cilindro.

Prima (') = condición de descarga de la interetapa, reducida por la caída de presión a través de los interenfriadores, válvulas, tuberías, etc., por lo tanto representa la presión de succión del cilindro siguiente

f = presión final o descarga de la unidad de multietapas.

$$R_1 = R_2 = R_3 = \dots R_f = \sqrt[y]{R_t} \text{ ----- 47}$$

donde: R_t = relación de compresión total = P_f/P_1

Para tres etapas, la compresión por etapa es:

$$R_1 = R_2 = R_3 = \sqrt[3]{P_{f3}/P_1} \text{ ----- 48}$$

Relación de compresión R_c

WD

$$R_c = \sqrt[3]{\frac{970}{12.7}} = 4.24 \text{ por etapa}$$

Para la primera etapa

$$P_1 = 12.7 \text{ psia.}$$

$$P_{i1} = (4.31)(12.7 \text{ psia}) = 54.73 \text{ psia.}$$

La caída de presión considerada para los interenfriadores es usualmente hecha por incrementar la presión de descarga del cilindro al incluir la mitad de la caída de presión supuesta del interenfriador entre las etapas, y la presión de succión de la siguiente etapa es reducida con la otra mitad de la caída de presión.

De acuerdo a lo anterior la presión P_{i1} queda: suponiendo 4 psia., de caída de presión en el interenfriador.

$$P_{i1} = 54.73 + 4/2 = 56.73 \text{ psia.}$$

Para la segunda etapa

$$P'_{i1} = 54.73 - 4/2 = 52.73 \text{ psia.}$$

$$P_{i2} = (4.31)(52.73 \text{ psia}) + 4/2 = 229.26 \text{ psia.}$$

Para la tercera etapa

$$P'_{i2} = 227.26 - 4/2 = 225.26 \text{ psia.}$$

$$P_{f3} = (4.31)(225.26 \text{ psia}) = 970.87 \text{ psia.}$$

60

Con las presiones ya determinadas, se consulto el catálogo número 2071, titulado: Type 30 High Pressure Air Compressors, publicado el 15 de Febrero de 1972 por **INGERSOLL-RAND COMPANY**.

En el catálogo citado se selecciono un compresor que cumple con las condiciones obtenidas analíticamente y este es:

Compresor: modelo 15T2 de tres etapas

Potencia: 15 HP.

R.P.M.: 750 a 15 HP.

ACFM: 30.8

Presión Interetapas:

Descarga, psig.	1a. etapa, psig.	2a. etapa psig.
1000	39 - 41	215 - 240

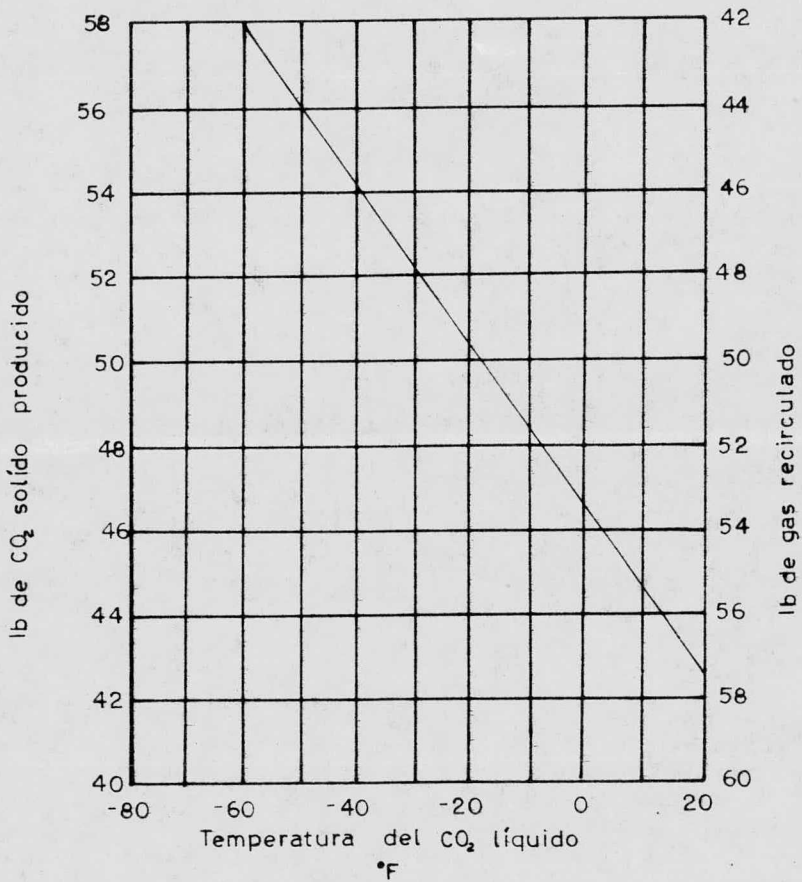
Si
5.3 Determinación del CO₂ formado

El CO₂ líquido se desea que este a una temperatura baja, tanto como para rendir el más alto porcentaje de CO₂ sólido. Cuando el CO₂ líquido se expande en el interior de una prensa hidráulica, solo una parte puede ser convertido a sólido, la parte restante se transforma a gas y éste es recirculado para ser recomprimido.

ND Sin embargo, como se muestra en la figura 13, el rendimiento varia mucho, dependiendo de la temperatura a la cual el líquido es inyectado en la prensa.

FIGURA 13

NO



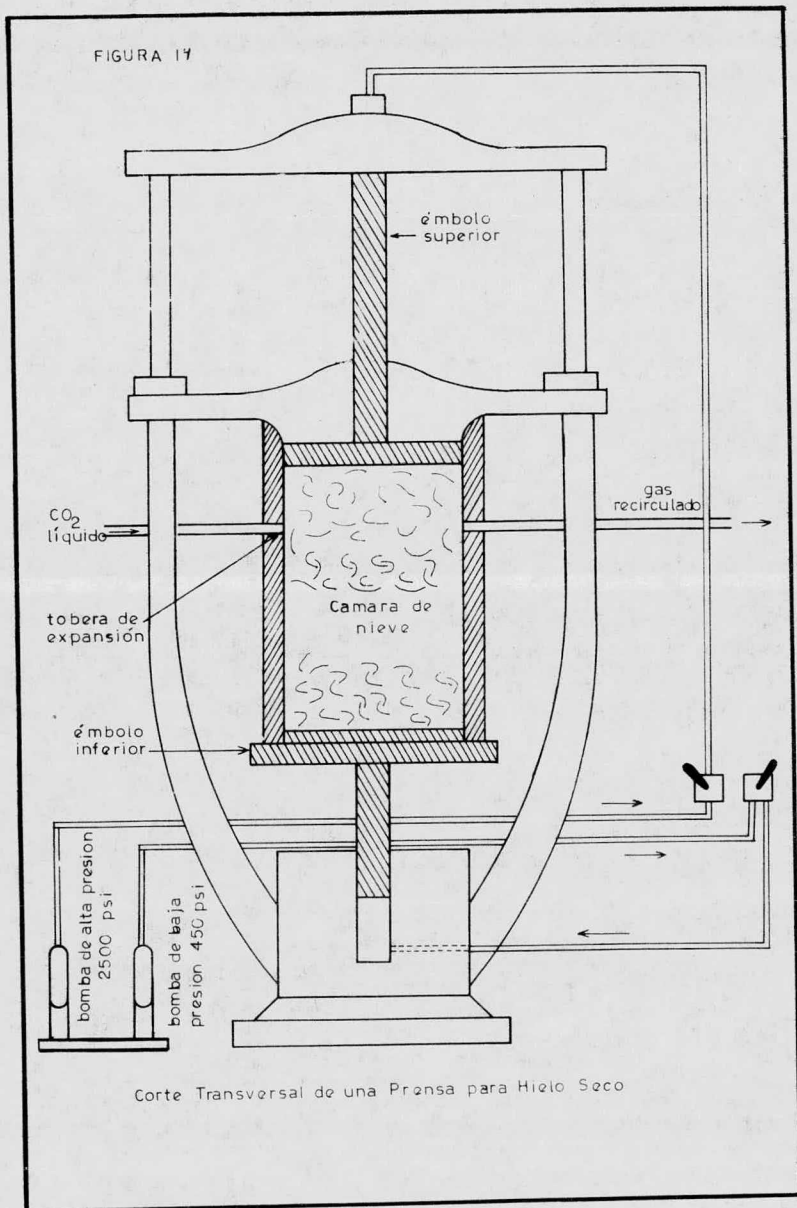
Para convertir CO_2 líquido en sólido se usan prensas hidráulicas diseñadas en forma especial, como la ilustrada en la figura 14. Están hechas de diferentes dimensiones, para producir bloques de diferentes tamaños; 10x10x10 ó 20x20x20 pulgadas. El último bloque se produce cada 10 minutos ó 1320 lb/hr. Estas prensas usan bombas rotatorias: una de alta presión y una de baja. La bomba de alta presión produce una presión de 2500 psig. El armazón, es una cámara bien aislada que está herméticamente sellada al elevar el émbolo inferior.

La prensa admite una cantidad determinada de CO_2 líquido libre de aire. Cuando el CO_2 líquido está cargado, la presión se baja cerca de su punto triple (75 psig. y 70°F), donde el CO_2 existe al mismo tiempo como sólido, líquido y gas. El gas formado durante el flasheo del líquido dentro de la cámara, se recircula a una presión de 60-70 psig.

Después que cierta cantidad de CO_2 sólido se ha formado, la alimentación del líquido es detenida y la presión se libera hasta cero.

La nieve formada es convertida entonces en un bloque sólido algo denso. Para hacerlo se baja el émbolo superior a una presión de 2500 psig., y mantiene está presión hasta que se ha formado el bloque con el espesor deseado. Al obtenerse lo anterior el émbolo inferior se baja y el bloque se expulsa por el émbolo superior.

FIGURA 17



Corte Transversal de una Prensa para Hielo Seco

El CO_2 sólido se empaqueta con papel kraft para ser embarcado o almacenado. También se puede almacenar en "regeneradores" que son recipientes de 40 pies de diámetro y 80 pies de altura, donde se puede recuperar el gas formado por la sublimación del CO_2 sólido.

5.3.1 Rendimiento del CO_2 formado

Para encontrar el rendimiento del CO_2 sólido formado por medio del ciclo de refrigeración propuesto, aplicaremos la primera ley de la termodinámica al cambiador de calor.

$$Q(\text{entrada}) = Q(\text{salida}) \quad \text{-----} \quad 49$$

Si hacemos que "x" sea la cantidad de la mezcla que se expandio en el punto 10. Y suponiendo que la temperatura terminal de la corriente caliente en el cambiador no sea mayor de 10°F . que la de la entrada, es posible determinar H_{11A} .

De acuerdo a lo anterior y a la primera ley tenemos:

$$H_8 + xH_{11} = xH_{11A} + H_{9A} \quad \text{-----} \quad 50$$

Esta ecuación tiene dos incógnitas "x" y " H_{9A} " y para resolverla es necesario otra ecuación. Esta se obtiene de un balance de entalpías alrededor de la cámara de nieve. Al hacer $(1 - x)$, la cantidad de líquido solidificado, tenemos:

$$H_{9A} = xH_{11} + (1 - x)H_{13} \quad \text{-----} \quad 51$$

Al resolver las ecuaciones 50 y 51, en forma simultánea se obtiene para "x":

$$x = \frac{H_9 - H_{13}}{H_{11A} - H_{13}} \quad \text{----- 52}$$

del digrama de Mollier se obtiene:

$$H_9 = 217 \text{ BTU/lb} \quad H_{11A} = 312 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{13} = 30 \text{ BTU/lb}$$

substituyendo valores en la ecuación 52, se obtiene:

$$x = \frac{217 - 30}{312 - 30} = 0.663$$

Con el valor de "x" antes obtenido, se puede determinar el rendimiento producido por el ciclo.

$$\text{líquido solidificado} = 1 - x$$

$$\text{líquido solidificado} = 1 - 0.663 = 0.337$$

$$R = 264 \frac{\text{lb de CO}_2 \text{ líquido}}{\text{hr}} \times 0.337 \frac{\text{lb de CO}_2 \text{ sólido}}{\text{lb de CO}_2 \text{ líquido}}$$

$$R = 89 \text{ lb de CO}_2 \text{ sólido/hr}$$

5.3.2 Cálculo de la temperatura de la mezcla resultante en 2

Para conocer la temperatura de la mezcla formada por las corrientes 11A y 1, se determinara comensando con el punto 9A y el valor calculado del rendimiento de nieve por libra de CO_2 expandido.

El vapor residual (0.663), representado en el punto 11A, se mezcla a presión constante con el gas recuperado 1 y la mezcla resultante 2, se alimenta al compresor. La condición de la mezcla se encuentra con la ecuación de balance de calor.

$$xH_{11A} + (1 - x)H_1 = H_2$$

$$H_2 = (0.663)(312 \text{ BTU/lb}) + (1 - 0.663)(318 \text{ BTU/lb})$$

$$H_2 = 314.0 \text{ BTU/lb}$$

Con este dato y el diagrama de Mollier tenemos una temperatura de:

$$T_2 = 75^\circ \text{F}$$

CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES

El método aquí propuesto puede ser más económico para los objetivos perseguidos que el industrial, pues el primero necesita menos equipo que el segundo. Para lograr esto, es necesario que se obtengan las siguientes condiciones:

- a) La cantidad de CO_2 en los gases de combustión debe estar dentro de un valor aceptable (de 11 a 18% en volumen).
- b) Las variables de operación (presión y temperatura) deben mantenerse en las condiciones especificadas en cada equipo, para obtener mejores resultados. Así se podrán conseguir las concentraciones deseadas de las soluciones (absorbente y agotada), en los equipos respectivos. También, al mantener un control sobre esas variables, se puede minimizar la corrosión del equipo, ya que la temperatura es una de las variables que más efecto tienen sobre la corrosión. El aumento de temperatura y de la concentración del bióxido de carbono, acrecenta la corrosión en los equipos, principalmente en los cambiadores de calor. La presión total del sistema también afecta la corrosión, aunque en menor grado. La presión de operación del método propuesto es la atmosférica (a nivel del mar). Esto implica que no es necesario usar equipo especial de alta presión, como se usa en la industria.

c) Se escogió como absorbente la solución acuosa de monoetanolamina, por ser bastante selectivo. De este modo, se obtuvo un producto puro en el agotador, por lo que no se ha requerido equipo adicional para su purificación.

CAPÍTULO VII

BIBLIOGRAFÍA

7.1 LIBROS

- 1 DODGE, B.F. "Chemical Engineering Thermodynamics"
McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1956.
- 2 HOUGEN, O.A. K.M.WATSON and R.A.RAGATZ. "Chemical Process Principles", vol.2, 2a. ed. Wiley and Sons., Inc., New York, 1959
- 3 KERN, Q.D. "Procesos de Transferencia de calor"
McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1950.
- 4 KIRK, F.R. and OTHMER F.D. "Encyclopedia of Chemical Technology"
2a. ed. Interscience Pub., New York, 1963.
- 5 KOHL, A.L. and F.C.RIESENFELD. "Gas Purification"
McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1960.
- 6 LUDWIG, E.E. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" vol. 2 y 3. Gulf Publishing Company
Houston, Texas. 1964.
- 7 PERRY, J.H. "Chemical Engineer's Handbook"
3a. ed. McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1950.
- 8 QUINN, E.L. and C.L.JONES. "Carbon Dioxide"
Reinhold Publishing Corporation, New York, 1930.

- 9 SAWISTOWSKI, H. "Mass Transfer Process Calculations"
Interscience Pub., New York, 1963.
- 10 SHERWOOD, T.K. and R.L. PIGFORD. "Absorption and Extraction"
2a. ed. McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1952.
- 11 SHREVE, R.N. "The Chemical Process Industries"
3a. ed. McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1967.
- 12 SPARKS, N.R. and C.C. DILLIO. "Mechanical Refrigeration"
2a. ed. McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1959.
- 13 TREYBAL, R.E. "Mass Transfer Operations"
2a. ed. McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1968.

7.2 ARTICULOS

- 14 BENSON, H.E., J.H. FIELD and R.M. JIMESON: "CO₂ Absorption
Employing Hot Potassium Carbonate Solutions",
Chemical Engineering Progress 50(7):356-364(1954).
- 15 BENSON, H.E., J.H. FIELD and W.P. HAYNES: "Improved Process
for CO₂ Absorption Uses Hot Carbonate Solutions"
Chemical Engineering Progress 52:33(1956).
- 16 BUTWELL, K.F., E.N. HAWKES and B.F. MAGO: "Corrosion
Control in CO₂ Removal Systems", Chemical Engineering
Progress 69(2):57(1973).

- 17 DINGMAN, J.C., D.L.ALLEN and T.F.MOORE: "Minimize Corrosion en MEA., Units", Hydrocarbon Processing 45(9):285-290(1966).
 - 18 JACKSON D.L.: "CO₂ A Ateadily Growing Giant" Cemical & Engineering News oct., 6(1958).
 - 19 MASON, J.W. and B.F.DODGE: "Equilibrium Absorption of Carbon Dioxide by Solutions of The Ethanolaminas", Trans. American Institute of Chemical Engineering 32(1):27-48(1936).
 - 20 MUHLBAUER, H.G. and P.R.MONAGHAN: "New Equilibrium data on Sweetening Natural Gas With Ethanolamine Solutions", Oil Gas Journal 55(17):139-145(April 29, 1957).
 - 21 REED, A.L. and W.R.WOOD: "Bubble Trays-design and Layout" Trans.American Institute of Chemical Engineering 37:363-383 (June 25, 1941).
 - 22 REICH, T.G.: "Solid CO₂ Industry Thrives on Improved Production Methods", Chemical & Metallurgical Engineering 53(1), 120(1946).
 - 23 SHERWOOD T.K. and F.A.L.HOLLOWAY: "Performance in Packed Towers" Tran.American Institute of Chemical Engineering 36:39(1940).
 - 24 STICKNEY, A.B.: "The Thermodynamics of CO₂ Cycles" Refrigerating Engineering, 24(334-342), 1932.
- 7.3 TESIS
- 25 ÁNGEL M.GONZÁLEZ HERRERA: "Diseño de una Práctica de Laboratorio sobre Calderas y Vapor", Tesis licenciatura Facultad de Químicas, UNAM. México 1977.