



14
Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química

“INSTALACION Y ACONDICIONAMIENTO DE
DOS TORRES DE UN PROCESO DE ABSORCION
DESORCION PARA EL LABORATORIO DE IN-
GENIERIA QUIMICA CON FINES DIDACTICOS”

T E S I S

Que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

JOSE DE JESUS TRUJILLO AVALOS



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 1978

~~U.C. 420~~

420

FORMA _____

NRDC _____

• _____



PRESIDENTE:	PROF. JOSE E. GALINDO FUENTES
VOCAL:	PROF. RUDI P. STIVALET CORRAL
SECRETARIO:	PROF. GUTBERTO RAMIREZ CASTILLO
1er. SUPLENTE:	PROF. GRACIELA MARTINEZ ORTIZ
2do. SUPLENTE:	PROF. JESUS TORRES MERINO

TEMA DESARROLLADO EN EL LABORATORIO DE INGENIERIA
QUIMICA

SUSTENTANTE:	JOSE DE JESUS TRUJILLO AVALOS
ASESOR DEL TEMA:	I.Q. RUDI P. STIVALET CORRAL

Con todo cariño a mi padre
que se encuentra en una
vida mejor

A mi madre, que con sacrificios
y esmero me ayudó a forjarme -
una de tantas metas en mi vida.

A mis hermanos, agradeciendo
su apollo moral:

J. Fernando Antonio

María Luisa

Martha Elena

*Con respeto y agradecimiento al
C.M.E. Ing. Aljonso Bernal S.*

*Con respeto al personal docente y
técnico del Laboratorio de Ingeniería
Química.*

*Con respeto y agradecimiento a:
Director de tesis.
Asesor técnico.
Un gran Maestro.*

Ing. Rudi P. Stivalet C.

Ing. Jesús Torres Merino

Ing. José E. Galindo F.

A Cristina con Amor.

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

El presente tema de tesis se relaciona con un trabajo que se efectúa en el Laboratorio de Ingeniería Química de esta Facultad.

En la Ingeniería Química una de las áreas más importantes es la de Proceso, de la cual generalmente se tiene poca información o no se ha presentado nunca en el aspecto práctico durante la formación profesional. De aquí la necesidad de enfrentar al alumno a problemas reales en los que intervengan operaciones unitarias formando parte de un proceso.

En México no se ha logrado todavía desarrollar una base suficientemente sólida para generar la ingeniería que se necesita. Supuesto que vivimos en un país en desarrollo, la vida cambia día a día, en todos los aspectos y esto alcanza a la comunidad Universitaria, en donde se tiene la mentalidad de hacer que los conocimientos adquiridos en las aulas sean realizados completamente; adaptando materias técnicas y aspectos educativos teórico-prácticos a las exigencias de la vida actual.

Interesante y agradable es que los diversos trabajos

realizados como tesis y llevados a la práctica en el Laboratorio de Ingeniería Química proporcionen un poco de estímulo e inquietud a los estudiantes sobre la experimentación para poder desarrollar más tecnología; ya que se debe de tener en cuenta que el ensanchamiento rápido y continuo en el conocimiento que se tiene de las operaciones unitarias, ha sido un factor predominante para el éxito sorprendente que los Ingenieros Químicos y la Ingeniería Química en general, han tenido durante los últimos 50 años; al contar con la infraestructura para impulsar su desarrollo económico y su evaluación social.

El objetivo del presente trabajo es la Instalación y Acondicionamiento de dos torres, para un proceso de Absorción, Desorción e inundación a nivel Planta Piloto y la creación de prácticas de estas; de la Absorción Desorción no se tiene conocimiento práctico actualmente en el Laboratorio de Ingeniería Química, motivo principal de la creación de estas prácticas ya que existe una materia teórica (Ingeniería Química V) pero no práctica como se dijo anteriormente. Con esto además de que la Facultad se ve favorecida en aumentar de equipo para la realización de prácticas de Transferencia de Masa en donde además intervienen también algunas operaciones unitarias, como son: flujo a dos fases, intercambio de calor etc. también por medio de esto, el alumno y próximo profesionista se ayudara con el tratado de las piezas reales del equipo así como a manejar las diferentes variables que se pre

sentan en el proceso, aunque a nivel de pequeña escala comparado con el proceso industrial.

La clasificación de este trabajo se realiza de la siguiente forma:

En la Parte I. Se presenta un tratamiento generalizado de las operaciones que implican transferencia de masa, así como algunos conceptos básicos.

En la Parte II. Descripción general del equipo empleado en Absorción Desorción.

En la Parte III. Selección del Disolvente y Desorbente y sus propiedades físicas y/o químicas.

En la Parte IV. Se describe la Instalación y Acondicionamiento del equipo, así como el diagrama del proceso, codificación de este y discusión del costo.

En la Parte V, Se da la técnica de operación y se obtienen valores experimentales del proceso.

En la Parte VI. Se diseñan dos prácticas de este proceso de Transferencia de Masa.

En la Parte VII. Se dan las conclusiones y recomendaciones de este trabajo, así como el apendice y la bibliografía.

C A P I T U L O I

LA INGENIERIA QUIMICA Y ALGUNOS CONCEPTOS BASICOS PARA LA TRANSFERENCIA DE MASA.

La Ingeniería Química se define como "La aplicación de principios procedentes de las Ciencias Físicas, aunados con los principios derivados de la Economía y de las Relaciones Humanas, en campos que pertenecen directamente a los procesos y al equipo de proceso; gracias a los cuales se trata la materia, para efectuar sobre ella un cambio, ya sea en su estado, en su contenido de energía, o en su composición. Esta definición tan vaga, es intencionalmente amplia e indefinida como el campo de acción en sí. Es una definición que probablemente cubre el trabajo práctico de cualquier Ingeniero Químico". Puesto que la labor de la mayoría de Ingenieros Químicos implica la selección de los pasos apropiados y el orden adecuado, para formular un proceso que tienda a llevar a efecto, cambios químicos y/o físicos, de una operación de manufactura química, una separación o una purificación; se le debería llamar a esta labor desarrollada por los Ingenieros Químicos, Ingeniería de Proceso.

En la definición que antecede se hace alusión a las - Ciencias Físicas siendo evidente que estas incluyen por igual a la Química y a la Física, en cualquier proceso que se lleve a cabo. Ya que la química de los mismos tiene que ser estudiada previamente, por los Ingenieros de Proceso, así como -- los cambios físicos inherentes a la preparación, separación y purificación de las mezclas provenientes de las reacciones. Frecuentemente demandan la aplicación de los principios de física y de físico-química en los diferentes pasos que involucra el proceso.

Una herramienta clave de todo Ingeniero, son las matemáticas, ya que todo su trabajo debe ser cuantitativo, desde la concepción de una reacción que implica un proceso, hasta el término de éste. Puesto que, en un principio la reacción química de laboratorio, debe de expresarse mediante una reacción cuantitativa, hasta los balances de materia y energía para prever las dimensiones del equipo necesario para un proceso dado, se usan expresiones matemáticas para todas las variables que involucra dicho proceso.

En el estudio Económico, que es el que determina las condiciones de operación más ventajosas del material que va a ser producido, y que los consumidores van a pagar por él. Por lo tanto, debe, planearse los costos de materias primas, trabajo y equipo empleado en la manufactura del producto; en cantidad, calidad y precio que nos produzca rentabilidad.

El aspecto de las Relaciones Humanas constituye una de las partes fundamentales de la definición; porque generalmente no es puesta en evidencia en el entrenamiento del estudiante, quizá debido principalmente a la gran cantidad de información técnica que tiene que aprender y asimilar. Esta falla en la enseñanza, contribuye generalmente en que la mayoría de los Ingenieros Jóvenes fracasen más frecuentemente, de bido a problemas personales que por razones emanadas de una preparación técnica inadecuada. El Ingeniero debe darse cuenta que se requiere una estrecha colaboración entre técnicos, operadores, y especialistas en todos los campos de la Ingeniería. Informaciones muy valiosas se pueden obtener de los operadores, que aunque hayan tenido una educación o instrucción limitada quizá han vivido efectos y acciones que en teoría no se pueden obtener.

[1]. INTRODUCCION

TRANSFERENCIA DE MASA

Una de las operaciones básicas de la Ingeniería Química, en donde existe transferencia de masa es la Absorción y Desorción. En la primera se realiza la separación de uno o varios componentes de una mezcla gaseosa por disolución en un líquido, dando como resultado una transferencia de masa desde la fase gaseosa a la líquida de componentes. Para este trabajo se considera solamente el caso más sencillo en el que la fase gaseosa contenga tan sólo un componente soluble en la fase líquida y que, en las condiciones de operación, el líquid

do absorbente tenga una tensión de vapor muy pequeña.

En la segunda que es parecida a la anterior en cuanto a que también existe transferencia de masa, siendo opuesta a la absorción solamente en que la transferencia se realiza de la fase líquida a la gaseosa, es decir un gas absorbido en un líquido, se separa de éste por medio de un gas inerte.

Estas dos operaciones unitarias son de las más importantes en la tecnología química, y su aplicación se extiende desde la separación de componentes valiosos presentes en una corriente de gases, hasta la eliminación de materiales indeseables de corrientes residuales. ➤

SOLUBILIDADES Y EQUILIBRIOS

Existen para todas las combinaciones de fases, una condición de intercambio neto o de propiedades, llamada Equilibrio (generalmente masa o energía en procesos químicos). Al poner en contacto un gas con un líquido en el que es soluble, las moléculas del gas pasan al líquido formando una disolución con aquél, y al mismo tiempo las moléculas disueltas en el líquido tienden a volver a la fase gaseosa. Es evidente que la concentración máxima de soluto en la fase líquida es la del equilibrio correspondiente a las condiciones de operación; esta máxima concentración es un valor teórico que no puede alcanzarse en los aparatos industriales de absorción.

La solubilidad del gas en el líquido es función de la naturaleza de ambos componentes, de la temperatura, de la presión parcial del gas en la fase gaseosa y de la concentración del gas disuelto en el líquido. La influencia de la temperatura sobre la solubilidad es dada por la ley de Vant' Hoff del equilibrio móvil, según la cual "al elevarse la temperatura del sistema en equilibrio se verifica el proceso que va acompañado de absorción de calor". Como al disolverse un gas en un líquido suele haber desprendimiento de calor, la solubilidad del gas disminuirá al elevarse la temperatura, lo que se utiliza prácticamente para eliminar los gases disueltos en un líquido por calentamiento del mismo. Por otra parte, la solubilidad aumenta con la presión parcial del gas, siendo independiente de la presión total para presiones inferiores a 5 atmósferas.

Cada gas presenta diferencias en las presiones parciales que ejercen sobre sus disoluciones al alcanzarse las condiciones de equilibrio. Cuando las presiones parciales del equilibrio son pequeñas para altas concentraciones en el líquido, decimos que los gases son muy solubles; por el contrario cuando las presiones parciales del equilibrio son grandes para pequeñas concentraciones en el líquido, decimos que el gas es poco soluble.

Ecuaciones que relacionan las concentraciones de equilibrio en dos fases han sido desarrolladas y son presentadas en libros de texto sobre termodinámica. Para el caso de fases

líquida y sólida no ideales, las relaciones son generalmente complejas. Sin embargo, en casos en que involucran fases gas y líquida ideales, son generalmente simples, las mds usuales se presentan a continuación: Una expresión sencilla del equilibrio vapor-líquido es la ley de Raoult.

$$P_A = P_A^0 x_A \quad \text{-----} \quad 1$$

$$y_A = \frac{P_A}{P} = \frac{P_A^0}{P} x_A \quad \text{-----} \quad 2$$

En donde x_A = fracción molécula del componente A en el líquido.

y_A = fracción molécula del componente A en el vapor.

P_A = presión parcial del componente A en el vapor.

P_A^0 = presión de vapor del componente A a la temperatura dada.

P = presión total.

Cuando la fase gaseosa es ideal, obedece la ley de Dalton:

$$P_{Ai} = P y_A \quad \text{-----} \quad 3$$

En donde P = es la presión total del sistema;

y_A = es la fracción mol de A en la fase gaseosa.

Cuando ambas fases son ideales, las ecuaciones anteriores pueden ser combinadas para obtener una relación entre los

dos terminos de concentración, x_A y y_A ; a presión y temperatura constantes, la combinación de Raoult-Dalton, la ley de equilibrio estipula.

$$y_A P = x_A P_A \quad \text{-----} \quad 4$$

Otra relación de equilibrio es la ley de Henry esta es aplicada a disoluciones líquidas no ideales, según el cual la concentración de un componente en una fase es proporcional a su concentración de la otra fase; es decir:

$$p_{Ai} = H c_{Ai} \quad \text{-----} \quad 5$$

Siendo H = constante de la ley de Henry

c_{Ai} = es la composición de A en el equilibrio en la fase líquida.

"H" es el coeficiente de la ley de Henry, cuyo valor numérico depende del sistema considerado, de la temperatura y de las unidades en que se expresan p_{Ai} y c_{Ai} .

Es evidente que, para los sistemas que cumplen con las leyes de Raoult y Henry, la línea de solubilidad será recta.

Valor del coeficiente de la ley de Henry para diferentes temperaturas.

$t, \text{ } ^\circ\text{C}$	0	10	20	30	40	50	60	etc.
H de CO_2	7,28	10,4	14,2	18,6	23,3	28,3	34,1	

donde H esta en 10^2 atm/unidad de fracción molar.

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

Para que se realice la absorción de un gas en un líquido se requiere que haya transferencia de materia desde la fase gaseosa a la fase líquida. A su vez, para que haya transferencia de un componente dentro de una fase se requiere que exista un gradiente de concentración a lo largo de la dirección del flujo de masa.

Esta transferencia de materia puede estudiarse empleando la teoría de la doble capa.

La transferencia de masa en la interface involucra 3 etapas de transferencia, la transferencia de masa de las condiciones de la capa hipotética a la superficie interfásial, -- transferencia a través de la interfase sobre la segunda fase y finalmente transferencia para la segunda capa hipotética de la fase. La teoría de la doble resistencia sugerida inicialmente por Whitman, es frecuentemente usada para explicar este proceso. Esta teoría tiene dos suposiciones principales, la cantidad de transferencia de masa entre las dos fases es controlada por la proporción de difusión para cada lado de la interfase, -

si la resistencia ofrecida es nula para el componente difundido a través de la interfase. La transferencia del componente A - de la fase gaseosa a la fase líquida se representa en la (figura 1) el proceso esquemático, y se supone que la resistencia a la difusión reside exclusivamente en las dos capas hipotéticas IG e IL.

La cantidad de sustancia transferida por unidad de tiempo y de área de contacto entre fases, N_A , será proporcional al potencial del proceso de difusión (o potencial de difusión) e inversamente proporcional a la resistencia de difusión. Desde el seno de la fase gaseosa hasta la interfase, N_A vendrá dado por

$$N_A = \frac{P_{AG} - P_{Ai}}{1/k_G} \quad \text{6 /}$$

donde: P_{AG} = presión parcial del soluto en el seno de la fase-gaseosa.

P_{Ai} = presión parcial del soluto en la interfase.

k_G = coeficiente de transporte de materia para la fase gaseosa, en moles/h.m² (unidades de concentración en la fase gaseosa).

del mismo modo, desde la interfase hasta el seno de la fase líquida, N_A vendrá dada por

$$N_A = \frac{C_{Ai} - C_{AL}}{1/k_L} \quad \text{7 } \approx$$

donde: C_{Ai} = Concentración del soluto en la interfase.

C_{AL} = Concentración del soluto en el seno de la fase - líquida.

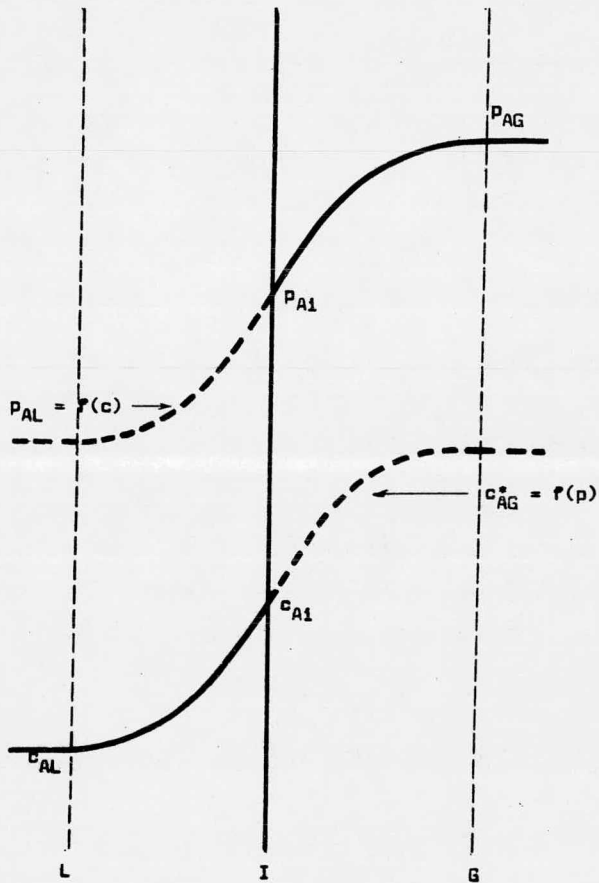


Fig. 1

TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM

k_L = Coeficiente de transferencia de materia para la fase líquida, en mol/h.m² (unidades de concentración en la fase líquida).

De las ecuaciones (6) y (7) resulta, para los potenciales de difusión en las fases gaseosa y líquida:

$$P_{AG} - P_{Ai} = N_A / k_G \quad \text{-----} \quad 8 \quad \}$$

$$C_{Ai} - C_{AL} = N_A / k_L \quad \text{-----} \quad 9 \quad \}$$

Debido a que estas ecuaciones no pueden combinarse directamente porque, usualmente, las unidades empleadas para el potencial de difusión en la capa gaseosa ($P_{AG} - P_{Ai}$) son distintas a las empleadas para la capa líquida ($C_{Ai} - C_{AL}$), y los coeficientes de transferencia de materia también vendrán expresados en distintas unidades.

Para combinar estas ecuaciones es necesario disponer de una relación entre las concentraciones del soluto en la interfase, ya que aquí las concentraciones han de ser las mismas (aunque están expresadas en distintas unidades) y corresponden a condiciones de equilibrio entre fases. Por consiguiente, en la interfase esta relación será la ecuación general de equilibrio entre fases, y dará la concentración del soluto en la fase gaseosa en equilibrio con la concentración del soluto en la fase líquida.

La composición del soluto en la fase gaseosa en equili

brio con la del soluto en la fase líquida vendrá dada por la expresión general:

$$\begin{array}{r}
 P_{AL}^* = f(C) \quad \text{_____} \quad 10 \Rightarrow \\
 \circ \quad P_{AL}^* = mC \quad \text{_____} \quad 11\text{c}
 \end{array}$$

donde m es la pendiente de la curva de equilibrio en el punto considerado.

En las operaciones por etapas, después de ponerse en contacto ambas fases, mezclarse y separarse, las dos fases separadas están en equilibrio (contacto teórico), y conociendo la composición de una de las fases puede calcularse la de la otra de acuerdo con las ecuaciones (10) ó (11). Para el caso general que se está viendo (contacto continuo), las fases no están en equilibrio, y solamente hay equilibrio entre fases en la interfase; sin embargo, podemos considerar un equivalente al equilibrio para cada fase. Es decir, aplicando las ecuaciones (10) ó (11), podemos calcular la composición del gas que estaría en equilibrio con el líquido de composición conocida, y a esta composición del vapor es la que se denomina composición equivalente a la del equilibrio con el líquido. En los aparatos de contacto continuo no se alcanza realmente esta composición equivalente al equilibrio en el sentido físico, pero pueden calcularse las composiciones que se alcanzarían en cada fase y representarlas tal como se indica en la (figura 1) por las líneas de puntos. De este modo se puede trazar el perfil-

completo de composiciones desde el seno de una fase al seno de la otra fase, aun a sabiendas de que no existe tal equilibrio.

En la interfase existe equilibrio real entre ambas fases, y se cumplirá que

$$P_{Ai} = mC_{Ai} \quad \text{12 } \gamma$$

Multiplicando por m la ecuación (9), resulta:

$$mC_{Ai} - mC_{AL} = N_A m/k_L \quad \text{13 } \delta$$

Combinando esta ecuación con las ecuaciones (11) y --- (12), resulta:

$$P_{Ai} - P_{AL}^* = N_A m/k_L \quad \text{14 } \theta$$

Esta ecuación nos da el potencial equivalente de difusión para la fase líquida.

Sumando las ecuaciones (14) y (8), resulta:

$$P_{AG} - P_{AL}^* = N_A (1/k_G + m/k_L) \quad \text{15 } \epsilon$$

$$N_A = \frac{P_{AG} - P_{AL}^*}{1/k_G + m/k_L} \quad \text{16 } \zeta$$

La cantidad de sustancia transferida, por unidad de -- tiempo y por unidad de área de contacto entre fases, aparece -- así en función de la resistencia total y del potencial global -- de difusión, expresado este en unidades de la fase gaseosa.

Expresando el potencial en unidades de la fase líquida deducido de modo análogo al caso anterior, que

$$N_A = \frac{C_{AG}^* - C_{AL}}{\ell/(mk_G) + 1/k_L} \quad \text{17 } 12$$

COEFICIENTES INTEGRALES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

Ante la imposibilidad de aplicar las ecuaciones (6) y (7), por desconocer las condiciones de interfase, se puede definir un coeficiente integral de transferencia de materia referido a la fase gaseosa K_G , o a la fase líquida K_L (que equivale a sustituir los potenciales reales de difusión por otros ficticios) por las expresiones.

$$N_A = \frac{P_{AG} - P_{AL}^*}{1/K_G} = \frac{C_{AG}^* - C_{AL}}{1/K_L} = \frac{P_{AG} - P_{Ai}}{1/k_G} = \frac{C_{Ai} - C_{AL}}{1/k_L} \quad \text{18 } 13$$

Por comparación de las ecuaciones (16) y (17) tenemos:

$$1/K_G = 1/k_G + m/k_L \quad \text{19 } 14$$

$$1/K_L = 1/(mk_G) + 1/k_L \quad \text{20 } 15$$

Los potenciales de difusión y las resistencias correspondientes a la ecuación (18) se indican en la (figura 2,) en la que el punto "0" representa la concentración del soluto en el seno de ambas fases (P_{AG} es la composición del soluto en la fase gaseosa y C_{AL} es la composición del soluto en la fase líquida). La relación entre las composiciones de ambas fases y

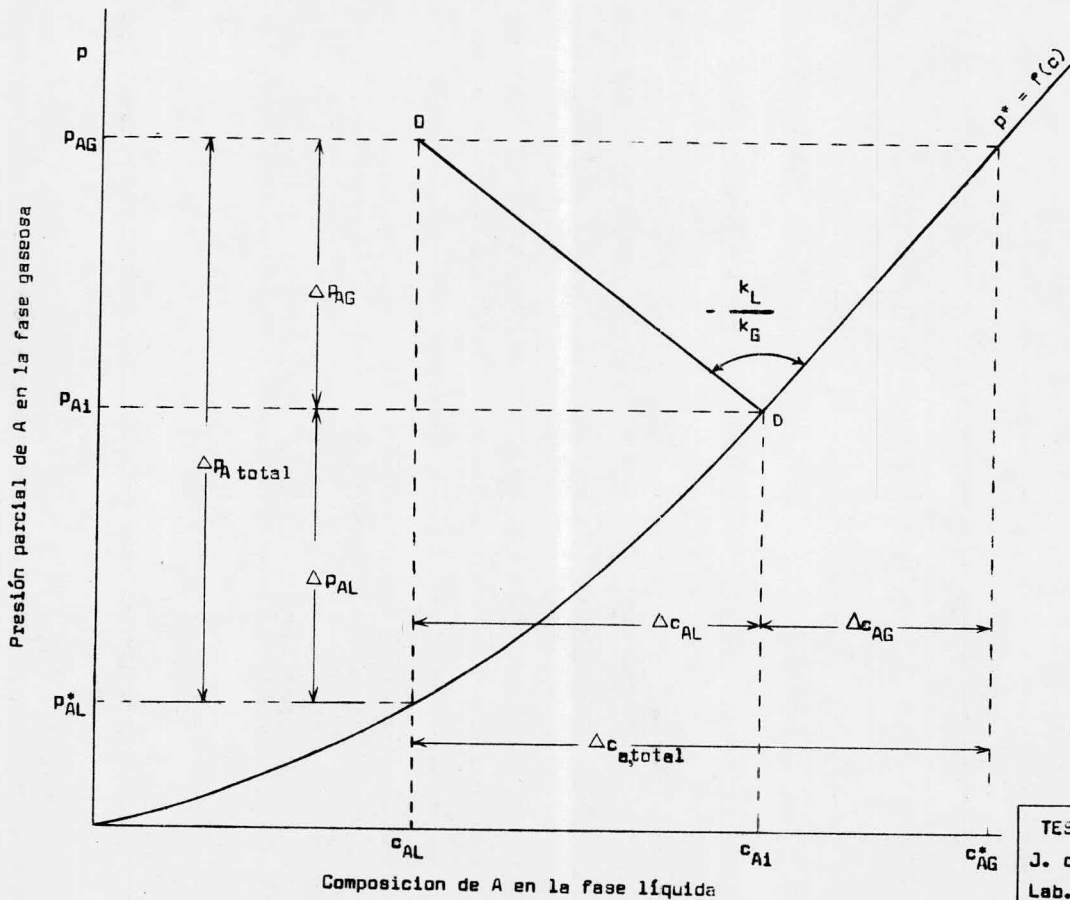


Fig. 2

TESIS PROFESIONAL .
 J. de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

las composiciones de la interfase se deducen de la ecuación (18) resultando:

$$\frac{P_{AG} - P_{Ai}}{C_{AL} - C_{Ai}} = - \frac{k_L}{k_G} \quad \text{21 / 6}$$

De acuerdo con esta ecuación, trazando por el punto "O" una recta de pendiente $-k_L/k_G$ su intersección con la curva de equilibrio dará las condiciones de interfase, en el punto "D". Este punto "D" corresponde solamente a las condiciones de interfase, para "O" variara a lo largo del aparato.

De la figura (2) y de la ecuación (18) resulta:

a) EN FUNCION DE LAS UNIDADES DE LA FASE GASEOSA

1) El potencial de difusión desde el seno del gas a la interfase es

$$P_{Ai} - P_{AG} = \Delta P_A \text{ película gaseosa}$$

2) El potencial de difusión desde la interfase al seno de la fase líquida es:

$$P_{AL}^* - P_{Ai}$$

3) El potencial total de difusión desde el seno del gas al seno del líquido es:

$$P_{AL}^* - P_{AG} = \Delta P_A \text{ total}$$

b) EN FUNCION DE LAS UNIDADES DE LA FASE LIQUIDA

1) El potencial de difusión desde el seno de la fase gaseosa a la interfase es:

$$C_{AG}^* - C_{Ai}$$

2) El potencial de difusión desde el seno de la fase líquida a la interfase es:

$$C_{AL}^* - C_{Ai} = \Delta C_A \text{ película gaseosa}$$

3) El potencial total de difusión desde el seno de la fase gaseosa a la líquida es:

$$C_{AG}^* - C_{AL}$$

También se deduce de la ecuación (18) que

$$\frac{\Delta P_A \text{ película gas}}{P_A \text{ total}} = \frac{P_{Ai} - P_{AG}}{P_{AL}^* - P_{AG}} = \frac{1/k_G}{b/K_G} = \frac{\text{resistencia fase gas.}}{\text{resistencia total}} \quad 22$$

$$\frac{\Delta C_A \text{ pelíc. líq.}}{C_A \text{ total}} = \frac{C_{AL} - C_{Ai}}{C_{AL} - C_{AG}^*} = \frac{1/k_L}{1/K_L} = \frac{\text{resistencia fase líq.}}{\text{resistencia total}} \quad 23$$

De acuerdo con estas ecuaciones, si la línea de equilibrio $P^* = f(C)$ es recta, entonces K_G/k_G y K_L/k_L serán constantes; pero como, en general, no se cumple esta condición, la relación entre la resistencia ofrecida por una fase y la resistencia total variará a lo largo del aparato, y puede darse el -

caso que la resistencia a la transferencia de materia sea mayor en la fase gaseosa para un extremo del aparato y menor en el otro.

RESISTENCIA DETERMINANTE EN LA DIFUSION ENTRE FASES.

De acuerdo con las ecuaciones (22) y (23) y considerando constante el valor de k_L/k_G pueden deducirse algunas conclusiones cualitativas respecto a la resistencia ofrecida por cada una de las fases y su influencia sobre la resistencia total.

a) Consideremos el caso en que el soluto contenido en la fase gaseosa sea muy soluble en la fase líquida, de tal manera que para pequeñas variaciones del soluto en la fase gaseosa se produzcan variaciones grandes del soluto en la fase líquida. En este caso la curva de equilibrio estará muy desplazada hacia el eje de concentraciones del líquido (fig. 3) y puede observarse que el potencial de difusión basado en la fase gaseosa ($p_{AG} - p_{Ai}$) es aproximadamente igual al potencial total de difusión basado en esta fase gaseosa ($p_{AG} - p_{AL}^*$), y, por tanto, sea cual sea la pendiente de "OD" (es decir, la relación k_L/k_G), el valor de este potencial es prácticamente el mismo. En este caso se dice que la fase gaseosa rige el fenómeno, lo que equivale físicamente a que una vez que el gas haya pasado la película de tránsito gaseosa sea absorbido rápidamente por el líquido sin resistencia apreciable. Como

$$p_{AG} - p_{Ai} \approx p_{AG} - p_{AL}^* \quad \text{-----} \quad 24 \quad 19$$

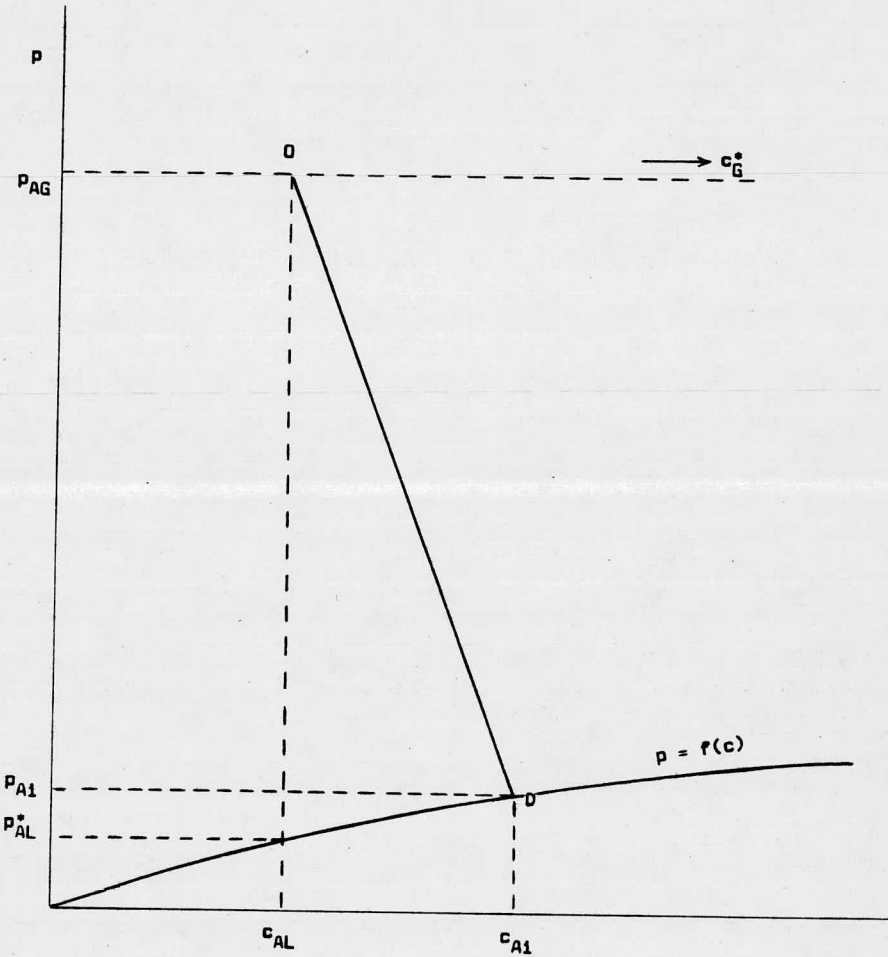


Fig. 3

TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

de la ecuación (22) se deduce que:

$$1/k_G \approx 1/K_G \quad \text{25 } \curvearrowright$$

Se llega a la misma conclusión considerando los potenciales de difusión respecto a la fase líquida, resultando para este caso:

$$c_i - c_L \ll c_G^* - c_L \quad \text{26 } \curvearrowright$$

y teniendo en cuenta la ecuación (23), se deduce que

$$1/k_L \gg 1/K_L \quad \text{27 } \curvearrowright$$

y el cosiente $(1/k_L) / (1/K_L)$ es muy pequeño.

b) En el caso de gases poco solubles (fig. 4) el potencial de difusión basado en la fase líquida $(c_{Ai} - c_{AL})$ es prácticamente igual al potencial global de difusión $(c_{AG}^* - c_{AL})$, y entonces, del mismo modo que en el caso anterior, es despreciable la influencia de k_L/k_G . Esto indica que la principal resistencia la ofrece la fase líquida, y se dice que esta es la que rige el fenómeno, Como:

$$c_{Ai} - c_{AL} \approx c_{AG}^* - c_{AL}$$

se deduce de la ecuación (23) que

$$1/k_L \approx 1/K_L \quad \text{28 } \curvearrowright$$

c) En el caso de solubilidad intermedia intervienen ambas películas de tránsito y los potenciales de difusión son igualmente importantes, puede darse el caso de que en un in-

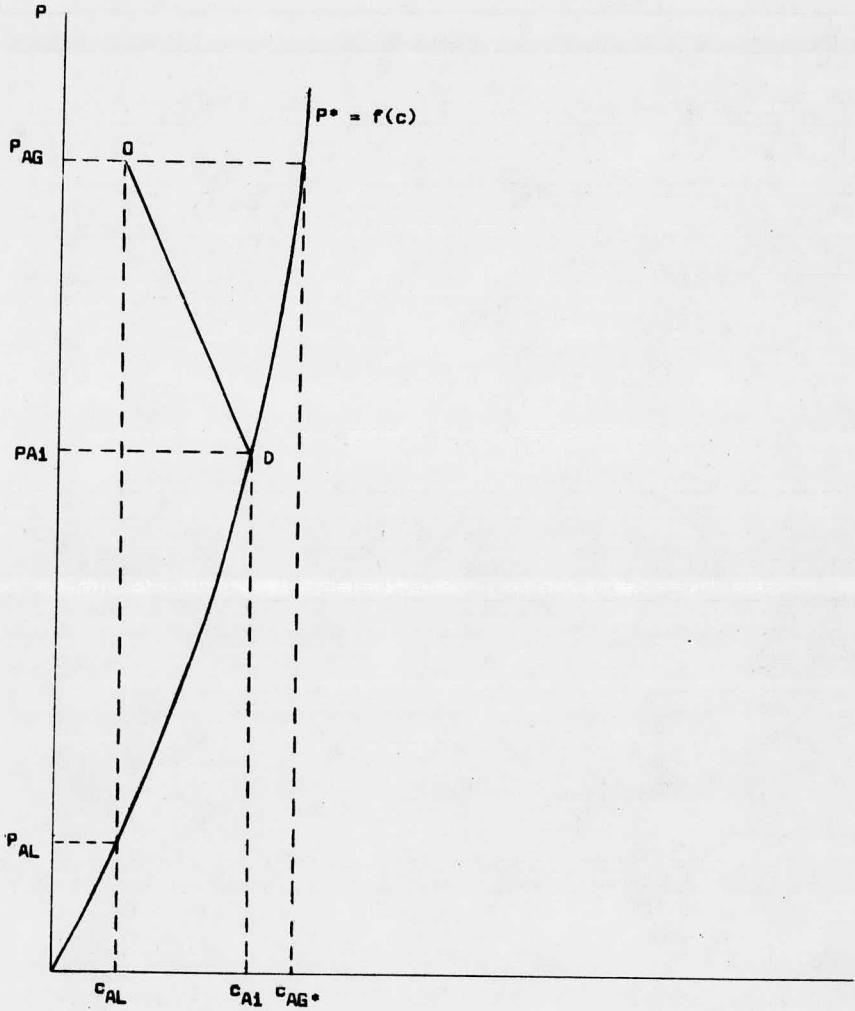


FIG. 4

TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

tervalo de concentraciones sea una la fase a considerar y en el otro la otra, lo cual depende de la forma de la curva de equilibrio; debe de tenerse en cuenta que, a su vez, esta depende de la temperatura.

CAPITULO III

II. - DESCRIPCION DEL EQUIPO EMPLEADO EN LA ABSORCION. Y DESORCION.

↖ Un requerimiento fundamental en todos los procesos en los cuales se desea efectuar intercambio de masa, es proporcionar grandes áreas de contacto entre las fases.

Para conseguirlo se disponen de dos tipos de aparatos principalmente: » → pasar a la siguiente hoja

2) Las columnas de platos: Constan de una serie de bandejas ó platos que se acomodan unos encima de otros, dentro de un casco envolvente. Cada plato contiene un cierto número de campanas de burbujeo. El gas al pasar por las ranuras de la campana, se rompe en burbujas pequeñas, que dan mayor su superficie de contacto. El líquido fluye a través del primer plato y cae al inmediato inferior, por el cual corre en dirección contraria para caer en el plato siguiente.

Este tipo de torres son muy usadas en destilación, Tienen una caída de presión relativamente alta, que no es inconveniente en la mayor parte de operaciones de destilación. Es-

to es un inconveniente en la absorción de gases porque sería necesario comprimir la corriente de gases para contrastar esa caída de presión, requiriéndose un compresor en vez de un simple ventilador para hacer fluir los gases.

La columna de absorción con platos generalmente se prefiere en las grandes instalaciones, por razón de que la eficiencia de los platos es independiente del diámetro de éstas y aun es posible que aumente con un mayor diámetro.

→ << 1) Las columnas empacadas: se emplean para contacto continuo a contracorriente de dos fases, son torres ^{que} verticales que contienen cuerpos sólidos de extrañas formas que se hechan al azar en la columna o se distribuyen en forma ordenada como empaque. Estos cuerpos interceptan y retardan las corrientes de gas y de líquido que pasan por la torre, dándoles un curso tortuoso a través del empaque.

Así se acrecienta la superficie de contacto entre las corrientes y también aumenta la turbulencia de las corrientes parciales.

El primer requisito de un buen empaque es que suministre gran superficie efectiva de contacto entre las fases gaseosa y líquida.

La fase líquida entra por la parte superior de la columna y se distribuye sobre la superficie del empaque, median-

te espreas o placas distribuidoras, así gracias a una buena -- distribución inicial fluira hacia abajo a través del empaque y se pondra en contacto con la fase gaseosa que sube; esta entra por el fondo de la torre y subirá siguiendo caminos tortuosos.

El material de empaque esta soportado sobre un enrreja do o parrilla o bien un soporte de múltiples vigas que se situa en el fondo de la torre. Las ventajas del flujo a contracorriente y contactos múltiples se consiguen en las torres empacadas, aunque la eficiencia del contacto no resulte, en general comparable con la obtenida en torres de platos.

El empaque que se emplee debe reunir las siguientes características:

1. Debe tener una superficie humedecida por unidad -- de volumen de espacio empacado bastante grande, para que presente una área interfacial potencial adecuada para el contacto de las fases.

2. Debe tener un gran volumen vacío. Esto permitirá fluir cantidades razonables de las fases sin que existan caídas de presión altas.

3. Relación de área efectiva a área total grande.

4. Debe ser resistente a la corrosión.

5. Debe tener una baja densidad a granel. Para grandes torres empacadas, el peso del empaque puede llegar a ser -

muy considerable, lo que origina problemas muy serios en el so porte del empaque.

6. Debe ser relativamente barato de acuerdo a sus características.

7. Favorables cualidades en la distribución del líqui do. ~~NOTA *~~

8. Durabilidad (desde el punto de vista mecánico y -- químico.

9. Bajas caídas de presión.

10. Irregularidad en la forma para dar mayor contacto- entre las fases.

Las torres empacadas son el tipo más común del equipo- de absorción y desorción empleado en pequeñas escalas y el co- razón de éstas son los empaques.

EMPAQUES:

Se han propuesto a través del tiempo una multitud de - formas para el material de empaque, que van desde sólidos muy- fáciles de adquirir como piedras, botellas rotas, trozos de -- porcelana; hasta formas geométricas complejas y caras, pero só lo unas cuantas tienen aplicación industrial.

En la actualidad se fabrican empaques de piedra, porce

lana, carbón, cerámica y metales resistentes a la acción química de los materiales manejados.

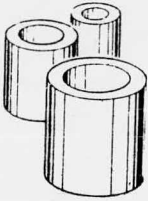
En la (Fig. 5) se muestran los principales empaques. Los empaques que se han empleado a través del tiempo son los siguientes:

1. La piedra fragmentada es de fácil obtención, pero muy pesada y deja poco volumen libre.
2. El coque tiene la ventaja de su poco peso por metro cubico pero también deja escaso volumen libre y por consiguiente produce grandes caídas de presión.
3. Los anillos tipo Raschig son bastante empleados en la escala industrial, debido a su bajo costo y porque suministran gran superficie efectiva de contacto entre las fases gaseosa y líquida y poseen gran volumen libre.

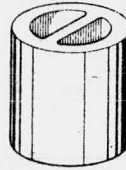
Los mejores resultados se obtienen cuando las paredes son delgadas. El diámetro y la altura de los anillos Raschig son iguales; pudiendose fabricar en porcelana, arcilla, carbón, vidrio, metales o aleaciones.

Se obtienen tamaños desde 0.6 cm. hasta 15 cm. Son -- más caros que la piedra fragmentada y el coque, pero su mayor capacidad compensa su alto costo.

4. Las sillas de montar "Intalox" dan un mayor grado-



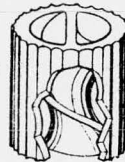
ANILLOS RASCHIG.



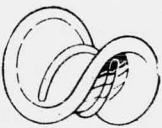
ANILLO LESSING .



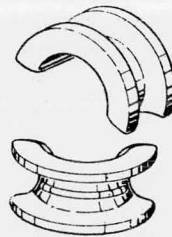
ANILLO DE PARTICION



ANILLO DE DOBLE ESPIRAL



SILLAS BERL



SILLAS INTALOX ..



ANILLOS PALL



FIG 5

TESIS PROFESIONAL .	
José de Jesús Trujillo A	
Lab. de Ing. Química	
F.Q.	UNAM.

de disposición errática que los anillos Raschig; Habiéndose di señado para dar un anidado más efectivo de las piezas, que se traduce en mejores características de humedecimiento; este empaque es más caro que el anterior.

5. Las sillas de montar "Berl" son caras, pero muestran ventajas marcadas, ya que pueden empacarse dando configuraciones complejas, son resistentes a la corrosión y dan una mayor área por unidad de volumen.

6. Los anillos Pall tienen secciones de su pared con tadas y dobladas hacia el interior para dar una mejor circulación.

Estas variedades de material de empaque se agregan a granel en las columnas y son por ello, muy fáciles de colocar; pero las formas especiales deben ser aplicadas uniformemente, para que se obtenga la ventaja del diseño especial, de suerte que tienen muy alto costo de instalación y de ahí que se usen menos que los anillos o cilindros simples Raschig. De dichos tipos especiales son de mencionar los siguientes: Cilindros ta bicados, Cilindros con espirales, Hélices de Nielson, Conos, Hexahélices, Cilindros de Raschig acanalados, Prismas y Bloques de Hechendleikner.

Otras variedades también usadas son los cilindros Les-sing el empaque de Stedman, las espirales múltiples de Bregat y la tela de alambre. Todos estos tipos son de metal y no son

tan resistentes a la corrosión como las formas cerámicas.

Las esferas huecas perforadas que dan una gran superficie no son muy eficaces, porque dentro de ellas se estancan el gas y el líquido.

Para muchas operaciones de torres empacadas, que utilizan anillos de diámetro grande, el empaque se halla generalmente distribuido según una configuración geométrica regular. El anillo con una espiral simple central es adecuado a este tipo de instalación, ya que esta hélice interna proporciona un magnífico contacto entre el gas y el líquido.

Por último los anillos lessing son simples modificaciones al anillo Raschig para mejorar sus características.

Realmente ningún empaque posee todas las características y cualidades como para que se eliminen otros tipos. Aunque si bien el material de empaque ha sido diseñado para dar el mejor contacto, el método para empacar la torre juega también un papel importante si el líquido y el gas no hacen contacto en todas partes dentro de la torre, el empaque no es completamente efectivo.

COMPARACION ENTRE TORRES DE PLATOS Y TORRES EMPACADAS PARA ABSORCION ~~DESORCION~~ DE GASES.

⚡ Los méritos relativos de la torre de platos y la torre empacada para un diseño dado son propiamente determinados uni-

camente por una evaluación exacta de los costos, duración, faci- lidad de operación y mantenimiento, resultante de los diseños- detallados para cada tipo.

Esto se puede valorizar anotando en forma sumaria, las ventajas y desventajas de cada tipo de equipo como se verá a - continuación:

1, Para ácidos y otras soluciones altamente corrosi-- vas, la torre empacada es más simple y más barata de construir que la torre de platos. Se construyen de vidrio, aleaciones - de acero resistentes a los ácidos, u otros materiales corrosi- vos.

2. La caída de presión del gas que está fluyendo a -- través de la torre empacada puede ser considerablemente menor- que para una torre de platos diseñada para la misma carga.

3. El secuestro de los líquidos es menor en torres em- pacadas que en torres con platos.

4. La columna de platos evita serias dificultades de analizaciones de las corrientes de líquidos y gases.

5. La columna de platos puede ser diseñada para mane- jar grandes cantidades de líquido, el cual inunda el empaque - ordinario de una torre empacada.

6. Para una misma carga de calor, las columnas de pla-

tos pesan menos que las columnas de empaque.

7. El gran diámetro de las columnas empacadas no es muy satisfactorio, debido a la mala distribución del líquido.

8. Las columnas de platos se pueden limpiar mas fácilmente.

9. Una torre de platos adecuadamente limpiada evita la acumulación de suciedad y sedimentos, los cuales taparían muchos materiales de empaque y se necesitaría una remoción costosa y rellenar de nuevo la torre.

10. La torre de platos se presta más fácilmente a enfriamiento del líquido al removerse una gran cantidad de calor de dilución, sea por serpentines de enfriamiento sobre los platos o por enfriadores externos a través de los cuales el líquido es pasado fluyendo de un plato al próximo.

II). La columna de platos es más efectiva para grandes dimensiones.

Las torres empacadas pueden ser llenadas en forma ordenada y al azar, sabiendo que para pequeñas columnas se emplean los empaques de 1/4 a 2 pulgadas de diámetro y para torres más grandes se usan los empaques de 2 a 8 pulgadas.

Los principales requisitos que debe tener una torre em

pacada son:

1. Debe de ser químicamente inerte al fluido de la to
rre.
2. Debe ser fuerte, sin tener un peso excesivo.
3. Debe tener suficientes pasos para ambas corrientes sin estancamiento excesivo de líquido o altas caldas de presión.
4. Debe suministrar buen contacto entre las fases líquidas y gaseosa.
5. Debe tener un costo razonable.

Así la mayor parte de las torres empacadas están hechas de materiales baratos, inertes, limpios y ligeros, tales como vidrios arcilla, porcelana o grafito.

Las columnas de diámetro grande son menos eficaces que las de menor diámetro.

Se ha visto por análisis estadístico que el líquido que cae en una columna de empaque tiene tendencia a ir hacia las paredes de la torre, quedando en el centro de la columna seco, y por ahí tiende a fluir el gas sin ponerse en contacto con el líquido; esta tendencia es lo que se llama acanalamiento.

En consecuencia en grandes columnas de empaque es necesario recoger el líquido de las paredes y redistribuirlo en una forma más uniforme. En estas condiciones desaparece la ventaja económica de una torre empacada respecto de una columna de

platos, ventaja que se debe a su construcción más sencilla.

Las torres empacadas funcionan eficazmente sin ningún-artificio complicado de redistribución cuando el diámetro no - pasa de 30 cms.

El empaque se coloca en capas por medio de faldones fi - jados a la pared que guían el líquido hacia el centro de la - siguiente capa de empaque.

Para obtener en el funcionamiento de una gran columna - de empaque los mismos resultados que en una columna pequeña de laboratorio, se tiene que hacer una distribución uniforme del gas y del líquido. >>

Secciones de diseño de la torre de absorción.


El requerimiento principal en el diseño de un equipo de absorción es poner el gas en contacto íntimo con el líquido, - esto es suministrar una gran área interfacial y una alta densi - dad de fase renovada.

En un proceso de absorción el gas es el fluído procesa - do, de aquí que sus condiciones de entrada como, velocidad de - flujo, composición y temperatura sean conocidas. La temperatu - ra y composición del líquido a la entrada y a la salida son -- también frecuentemente especificadas.

Los objetivos principales en el diseño de una columna-

de absorción son por lo tanto: la determinación de la velocidad de flujo del solvente y el cálculo de las principales dimensiones del equipo.

Estos objetivos pueden ser obtenidos evaluando para un solvente elegido, a una velocidad de flujo, el número de unidades de separación teórica y convertir esto en unidades prácticas de altura de columna o número de platos por medio de las correlaciones existentes.

* El procedimiento de diseño general consiste en una serie de etapas que se mencionan a continuación. 

- 1) Selección del solvente.
- 2) Evaluación de datos de equilibrio.
- 3) Evaluación de datos de operación: Esto usualmente consiste en un balance de materia y energía. Sobre la base del balance de calor se puede saber si el proceso de absorción es isotérmico o adiabático.
- 4) Selección de la columna: para seleccionar la columna se efectúan cálculos para diferentes tipos de equipo y la selección final esta basada sobre el costo total.
- 5) Cálculo del diámetro de la columna: Para columnas empacadas esto está usualmente basado sobre las condiciones de inundación, y para columnas de platos sobre la velocidad del gas óptima o la capacidad de líquido manejado por el plato.

6) Cálculo de la altura de la columna o número de platos: Para columnas empacadas, la altura de la columna es obtenida multiplicando el número de unidades de transferencia, obtenido del conocimiento de los datos de equilibrio y de operación, por la altura de una unidad de transferencia, la cual -- puede ser calculada o estimada; para columnas de platos, el número de platos teóricos determinados de la gráfica de las líneas de equilibrio y de operación; se divide por la eficiencia del plato estimado, para dar el número de platos reales, con lo cual la altura de la columna puede ser determinada.

7) Cálculo de la caída de presión: Para columnas empacadas, la caída de presión en la torre seca es calculada, y multiplicada por un factor de corrección, la obtenemos para -- flujo de líquido; para columnas de platos, la caída de presión a través de las cachuchas y la altura del líquido sobre las ranuras, y multiplicado por el número de platos.

En el diseño de una torre empacada se establecen las -- dimensiones primeramente: el diámetro de la torre y la altura de la sección empacada.

La altura total de la torre puede fijarse considerando espacio para la salida de los gases, y distribución del líquido en la parte alta del empaque, soporte de los empaques, salida del fluido en el fondo, así como espacio para limpieza y -- operación de los equipos auxiliares internos.*

En una torre conteniendo un empaque dado, y siendo irrigado con un flujo de líquido definido, hay un límite superior en la velocidad de flujo del gas, y ésta es llamada "Velocidad de Inundación".

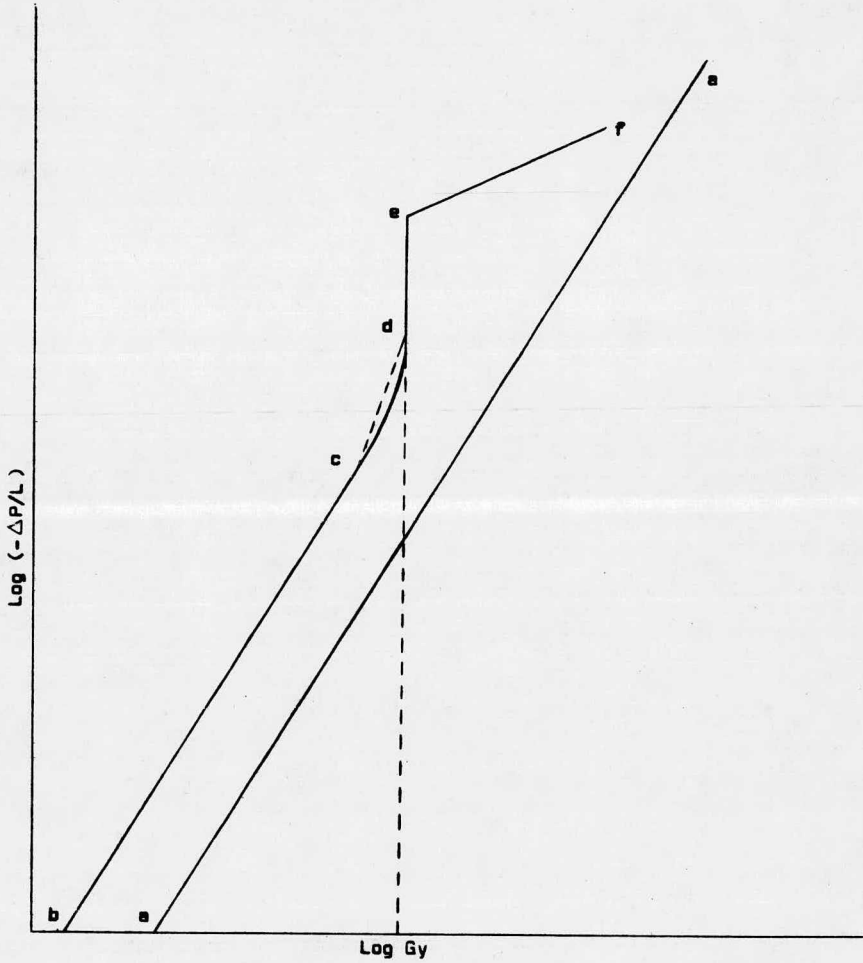
Para determinar la velocidad de inundación se inspec--cionan las caídas de presión a través de un lecho de empaque - variando las velocidades, de flujo de gas, y también por obser--vación visual del empaque, por lo regular existe inundación -- cuando la carga del líquido es inferior a 1 cm por cada 3 cm - de altura de empaque.

La (figura 6) muestra la relación entre la caída de -- presión por unidad de altura de empaque, y la velocidad de flu--jo del gas.

En esta figura se ha gráficado $\text{Log } (-\Delta P/L)$ contra $\text{Log } Gy$. Cuando el empaque está seco se obtiene una línea recta cu--ya pendiente es cercana a 1.80, por esta razón la caída de pre--sión aumenta con la 1.80 ava potencia de la velocidad.

Cuando el empaque es irrigado con un flujo de líquido-- constante la relación entre la caída de presión y la velocidad de flujo sigue la línea "bcdef" de la figura (6). Para una mis--ma velocidad, la caída de presión es mayor en un empaque hume--decido que en uno seco.

Cuando la velocidad aumenta, la recta se hace curva ha



CAIDA DE PRESION EN UNA TORRE EMPACADA

FIG 6

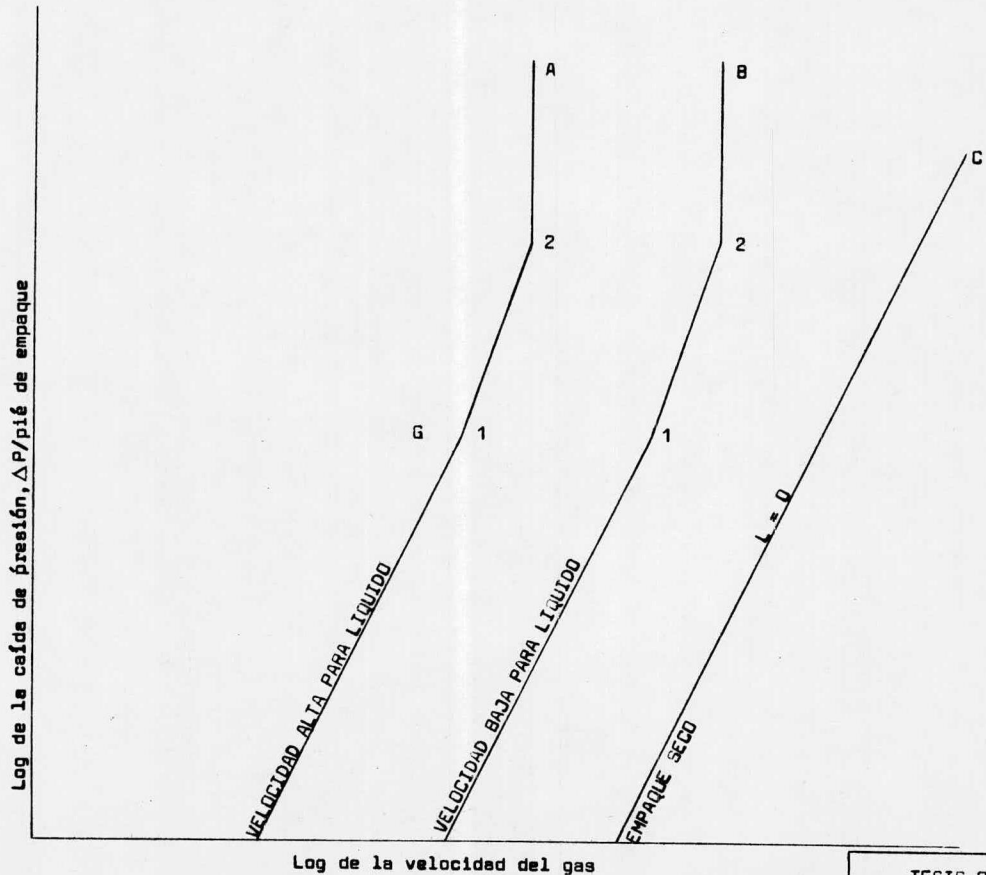
TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

cia arriba, partiendo de c, que es el punto de carga, a una velocidad alta, la caída de presión aumenta considerablemente -- sin que varíe está, y se llega al punto d llamado punto de -- inundación, en el cual la sección empacada es cubierta por el líquido, y entonces la torre actúa como un burbujeador de gas. Si la velocidad del gas aumenta, la caída de presión sigue la línea ef de pendiente baja y el gas burbujea.

La caída de presión en una torre empacada, está influenciada también por la velocidad del líquido, como se muestra en la figura 7), donde se muestra que para una velocidad de gas - constante, la caída de presión aumenta con la velocidad del líquido, ya que cada tipo de material de empaque tiene un volumen vacío fijo para que pase el líquido, y cuando la proporción -- del líquido aumenta, los vacíos se llenan con líquido, reduciendo así el área de sección transversal disponible para el -- flujo del gas, con lo que se produce una caída de presión.

Las velocidades de una y otra fase en una torre que llega a inundarse son función una de la otra, al mismo tiempo la relación mencionada esta en función de las propiedades de ambas fases: las densidades, la viscosidad. Las características del empaque: fracción volumen libre, la superficie que presenta, porosidad, volumen de cama empacada.

Para sistemas líquido-gas, la correlación mas importante es la de Lobo, que se obtuvo con los datos experimentales -



Log de la velocidad del gas

Log de la caída de presión, $\Delta P/\rho u^2$ de empaque

CARACTERISTICAS DE LA CAIDA DE PRESION EN TORRES
EMPACADAS

FIG 7

TESIS PROFESIONAL
José de Jesús Trujillo A.
Lab. de Ing. Química
F.Q. UNAM.

de varios empaques y sistemas. La gráfica de Lobo ver (figura 8), es una gráfica generalizada que incluye bastante información. El hecho de que la línea de la figura tenga pendiente negativa a grandes valores de L/G significa que en esta región G^2 , se grafica contra G o que L es constante.

En otras palabras al aumentar la velocidad del líquido se alcanza un punto en el cual un pequeño aumento de L es suficiente para impedir que el gas fluya a contracorriente a través del empaque.

La velocidad de Inundación se calcula fácilmente empleando esta gráfica de Lobo. En la que se representa en abscisas.

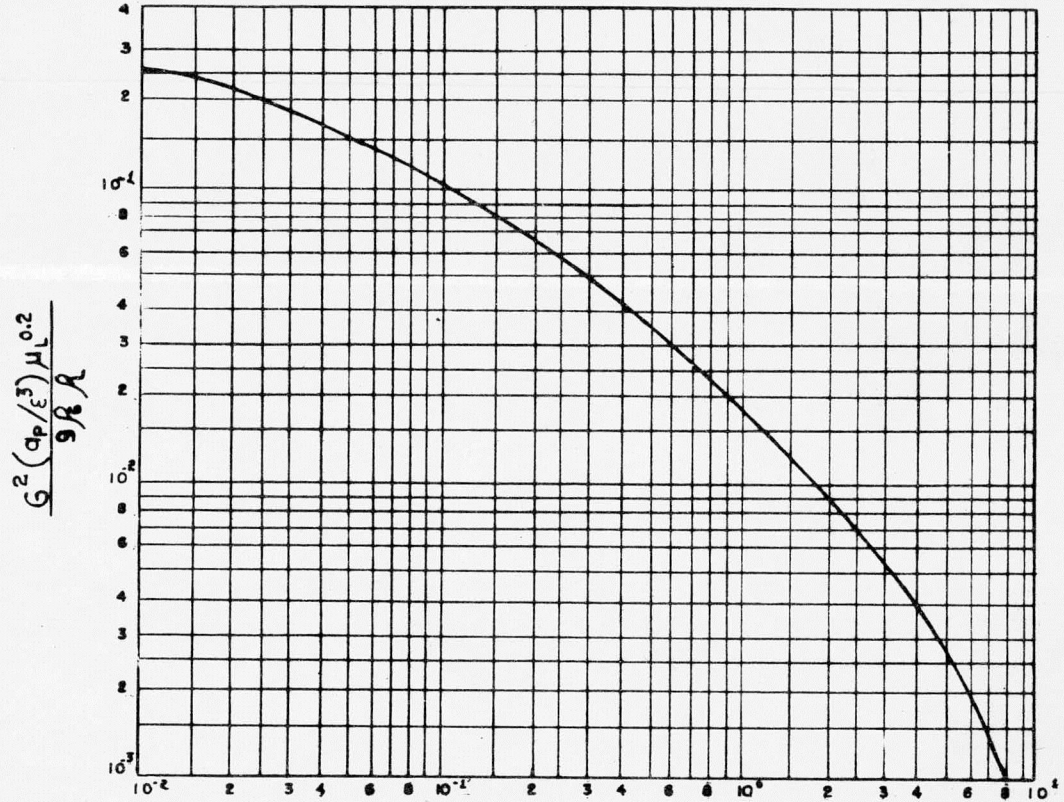
$$\frac{L}{G} \sqrt{\rho_G / \rho_L}$$

y en ordenadas

$$\frac{G^2 (a_p / \epsilon^3) \mu L^{0,2}}{g \rho_G \rho_L} = \frac{v^2 (a_p / \epsilon^3) \rho_G \rho_L^{0,2}}{g \rho_L} \quad \text{29}$$

siendo:

L = velocidad másica del líquido, $\text{Kg/m}^2 \cdot \text{h}$



$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2}$$

GRAFICA DE LOBO

FIG. 8

TESIS PROFESIONAL
 JOSE DE JESUS TRUJILLO
 LAB. DE ING. QUIMICA.
 F. Q. U. N. A. M.

G = velocidad másica del gas, $\text{Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$

ρ_G, ρ_L = densidades del gas y del líquido, Kg/m^3

μ_L = viscosidad del líquido, en centipois

g = aceleración de la gravedad, $1,27 \times 10^8 \text{ m}/\text{h}^2$

V = velocidad lineal del gas, en m/seg .

a_p/ϵ^3 = superficie específica del empaque, m^2/m^3 cuyos valores son conocidos para distintos tipos de empaques.

C A P I T U L O III
SELECCION DEL DISOLVENTE

Los disolventes más utilizados para la absorción de CO_2 , son:

Agua, soluciones acuosas de carbonatos alcalinos, soluciones acuosas de hidroxidos alcalinos, soluciones o salmueras de amoníaco y agua, soluciones acuosas de alcanolaminas, soluciones acuosas de ~~azidas~~ azidas alcalinas y absorción química y/o física.

PROCESO	EXTRAE CO_2	MEDIO ABSORBENTE	ESTADO
<u>Absorción química con un líquido</u>			
Agua	*	H_2O	Activo
<u>Alcanolaminas</u>			
Girbotol	*	R-NH_2	Activo
Monoetanolamina	*	MEA	Activo
Dietanolamina	*	DEA	Activo
Trietanolamina	*	TEA	Activo
Metil-dietanolamina	*	MDEA	Activo
Econamina	*	DGA/Econamina	Activo

SNPA-DEA	*	DEA	Activo
ADIP	*	ADIP	Activo
Sulfinol	*	Aulfolane/ DIPA	Activo

Soluciones de Sales Alcalinas

Catacarb	*	K_2CO_3 caliente	Activo
K_2CO_3 caliente	*	" "	Activo
Giammarco Vetrocoke (CO_2)	*	" " / As_2O_3	Activo
Alkacid	*	Alkacid	Activo
Benfield	*	K_2CO_3 / Benfield	"

Absorción Química y/o Física

purisol	*	NMP	Activo
Solvente Fluor	*	Propilen Carbonato	Activo
Selexol	*	DMPEG	Activo

Camas Sólidas

Mallas Moleculares	*		Activo
--------------------	---	--	--------

La solubilidad del CO_2 en agua es baja a presión atmosférica, y únicamente la absorción es interesante a presiones por encima de las 10 atmósferas. Esto aumenta considerablemente el costo de operación, por lo que el uso del agua se restringe a los casos en que el gas se encuentra ya a presión o cuando el componente inerte del gas debe comprimirse para un proceso posterior. La absorción de CO_2 , en soluciones de NaOH y KOH es muy eficiente, pero el elevado costo de los disolventes y la dificultad de regeneración de los mismos restringe el

uso de tales soluciones a casos en que se requiere la eliminación completa de CO_2 . Incluso en tales casos el lavado cáustico se utiliza solamente después de la absorción de la mayor -- parte de CO_2 en otro disolvente. La absorción en soluciones amoniacaes es característica del proceso sosa-amoniaco y se utiliza raras veces para otros fines debido a las pérdidas relativamente elevadas de disolvente y a las propiedades corrosivas de la solución. La absorción química y/o física se utiliza raramente debido a que las sustancias absorbentes tales como Purisol y Solvente Fluor tienen un alto costo y además son difíciles de regenerar. Las camas sólidas debido al gran espacio ocupado y su poca capacidad por unidad de volumen se restringen para otros procesos.

De cuanto antecede se deduce que la elección del disolvente queda limitada a soluciones acuosas de carbonatos alcalinos, de alcanolaminas y de asidas alcalinas. La selección definitiva depende de consideraciones económicas que implican, tanto el sistema de absorción como el de regeneración del disolvente (desorción).

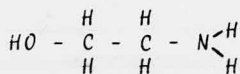
De acuerdo con el objetivo de este trabajo, la selección del disolvente se hará basándose exclusivamente en el --- equipo disponible así como los accesorios más accesibles de -- disponer en el mercado y en la abundancia de datos disponibles en la bibliografía, así como la fácil regeneración del disolvente.

El desorbente a utilizar sera aire; ya que este trabajo es meramente didáctico, el CO_2 lo consideramos como un contaminante y lo eliminamos como tal, dejando para otro trabajo la obtención de CO_2 puro.

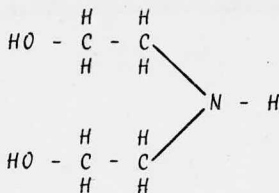
El medio absorbente debe tener, en mayor o menor grado las siguientes características esenciales:

- Alta solubilidad de los gases.
- Baja solubilidad de otros componentes gaseosos.
- Reversibilidad en la reacción solvente-gas, ya sea por calentamiento o por reducción de presión.
- Baja presión de vapor.
- Baja viscosidad.
- Bajo punto de congelación.
- Estabilidad química.
- Bajo grado de corrosión.
- Bajo costo
- Procesos con Aminas; Las alcanolaminas son las más aceptadas generalmente para la separación de CO_2 de una corriente de gases: Porque además de cumplir con las características anteriores, las alcanolaminas también tienen una gran reactividad y bajo costo notablemente Monoetanolamina y Dietanolamina.

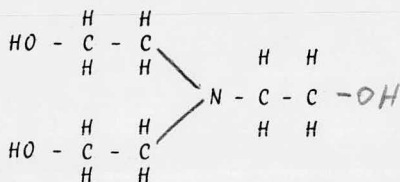
Las siguientes alcanolaminas pueden ser consideradas en la absorción de CO_2 .



Monoetanolamina



Dietanolamina



Trietanolamina

Todas las alcanolaminas dependen de la reactividad del Nitrógeno amino con el CO_2 .

La principal función del grupo Hidróxilo es aumentar el peso molecular y por lo tanto bajar la presión de vapor de la amina. Por ejemplo: el punto de ebullición de la Etilamina (Monoetilamina) es 16.6°C . El punto de ebullición normal de la Monoetanolamina es 170°C de ahí esta pequeña diferencia de reactividad entre las dos pero una gran diferencia en su presión de vapor.

PROPIEDADES GENERALES:

Las propiedades de las dos aminas mas comunes de las etanolaminas se muestran en la tabla 1. Monoetanolamina (MEA), es un líquido incoloro con un punto de ebullición normal de 170°C

a 760 mmHg y un punto de ebullición de 74°C a 10 mmHg. Dietano lamina (DEA), tiene un punto de ebullición normal de 268°C a 760 mmHg y un punto de ebullición de 155°C a 10 mmHg. Ambos MEA y DEA son consideradas materiales químicamente "Estables" porque éstos pueden ser calentados a su punto de ebullición normal antes de descomponerse.

PROPIEDADES DE LAS DOS ETANOLAMINAS MAS COMUNES

Propiedad	Monoetanolamina	Dietanolamina
FORMULA	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{NH}_2$	$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NH}$
PESO MOLECULAR	61.1	105.1
PUNTO DE EBULLICION °F a 760 mmHg	338.6	515.1
RANGO DE EBULLICION 5-95%, °F	336.7-341	231.9-339 20mmHg
PUNTO DE CONGELACION °F	50.5	77.2
DENSIDAD 77°F (25°C)	1.0133	1.0881 (86°F)
140°F (60°C)	0.9844	1.0693
LIBRAS POR GALON 77°F	8.45	9.09 (86°F)
INDICE DE REFRACCION 77°F	1.4525	1.475 (86°F)
VISCOSIDAD ABS. EN Cp 77°F	18.95	351.9 (86°F)
140°F	5.03	53.85
PUNTO DE INFLAMACION °F	195	300
PUNTO DE COMBUSTION °F	200	330
CALOR ESPECIFICO A 30°C cal/G/°C	0.497	0.531
PUNTO DE ENCENDIDO °F	200	295
CALOR DE FUSION cal/mol	4.900	6.000
CALOR DE VAPORIZACION a B.P. cal/mol	12.150	15.590

Continuación

TEMPERATURA CRITICA °C	341.3	442.1
PRESION CRITICA Atm.	44.1	32.3
CONSTANTES PARA EC. DE ANTOINE	A 8.02401	8.12303
	B 1921.6	2315.46
	C 203.3	173.3

TABLA 1 (Cortesía de Dow Chemical Col.)

Trietanolamina (TEA) descompone abajo de su punto de ebullición a 760 mmHg y es considerada químicamente inestable - si ésta tiene un punto de ebullición de 190°C a 10 mmHg.

La DEA podría descomponer a una temperatura de cercanía a 200°C

La presión de vapor de MEA y DEA pueden estimarse por medio de la ecuación de Antoine la cual es.

$$\log P = A - \frac{B}{T + C} \quad 30$$

donde: P = presión de vapor en mmHg

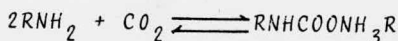
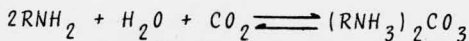
T = Temperatura en °C

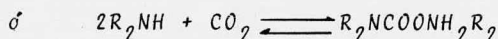
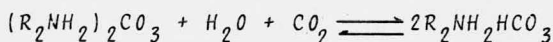
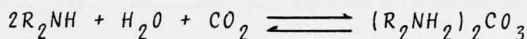
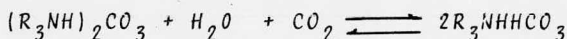
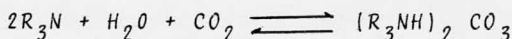
A, B y C = Constantes, obtenidas de la tabla 1

HASTA AQUI

Las reacciones de las alcanolaminas con el CO₂ son:

MONOETANOLAMINA



DIETANOLAMINATRIETANOLAMINA

Donde $R + C_2H_4OH$.

COPIAR

Las reacciones mostradas proceden a el lado derecho a una temperatura baja y al lado izquierdo a una temperatura alta. Esta es la razón por la que el CO_2 puede ser absorbido -- por las soluciones de alcanolaminas a temperatura ambiente. A altas temperaturas (como existen en la columna de ^{H₂S} desorción) -- las reacciones son reversibles lo que permite eliminar el CO_2 -- ^{absorción} de la alcanolamina; por lo que el principio de este proceso amino depende de la reacción reversible de una base débil con un -- ^{H₂S} acido débil para formar una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permiten regeneración de la solución de amina.

PESO MOLECULAR Y PRESTION DE VAPOR

Dos de las propiedades claves de las alcanolaminas se muestran en la siguiente tabulación:

	MEA	DEA	TEA	MDEA
Peso Molécular	61	105	149	119
Presión de Vapor (100°F)	0.03	0.0001	<0.0001	0.0004

Los valores de las presiones de vapor muestran que las pérdidas de Monoetanolamina pueden ser grandes (por ser en orden de magnitud menor) que cualquiera de las otras aminas. Sin embargo esta no es la única consideración. El gas ^{H₂S}CO₂, es recogido en primer lugar en función del peso molécular. Las capacidades absorbentes relativas son:

	CAPACIDAD ABS. RELATIVA
MEA	100
DEA	57
MDEA	49
TEA	39

Esto muestra que la Monoetanolamina conduce en términos de reactividad casi el doble de ^{H₂S}CO₂ por litro que cualquiera de las otras alcanolaminas.

HASTA AQUÍ

Por las razones anteriores y además por que la MEA se obtiene por donación se usara para este proceso.

En la Fig. 9 se presenta una correlación conveniente-

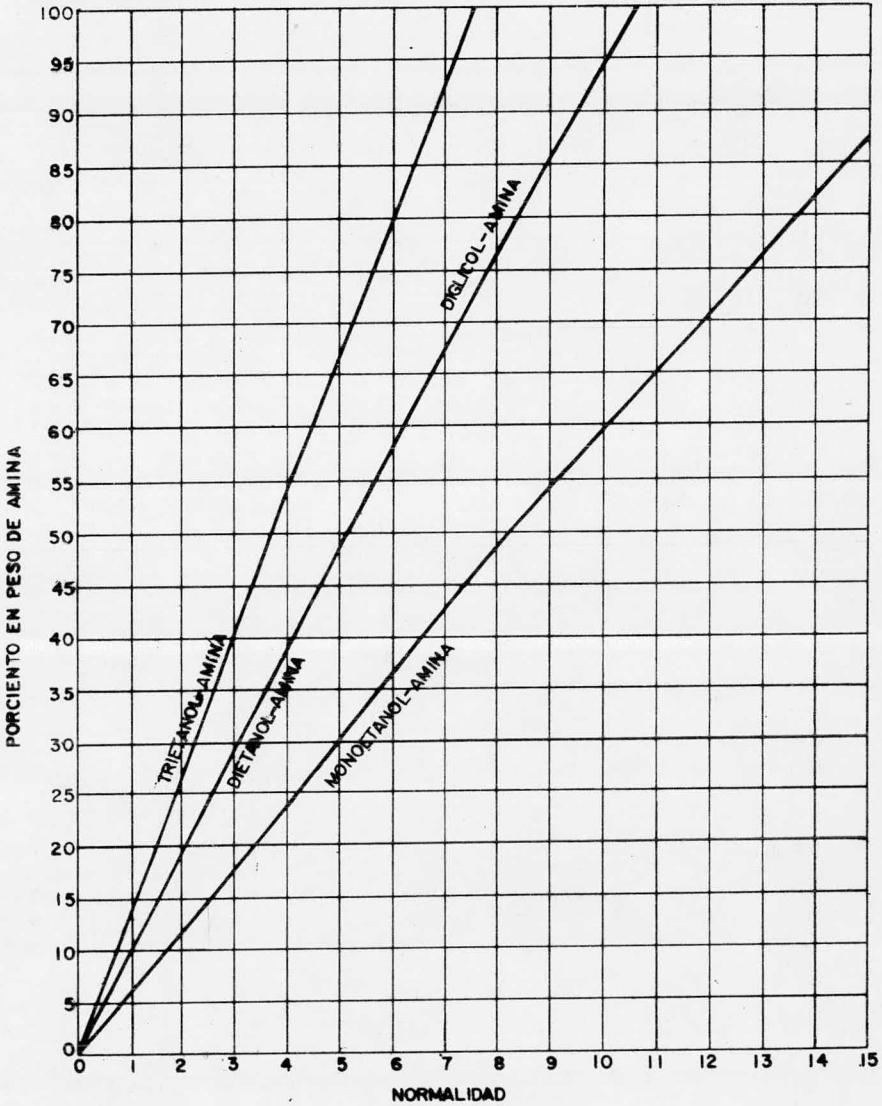
para convertir el porcentaje en peso de soluciones acuosas de -- aminas por el equivalente en Normalidad. Varias pruebas de solubilidad han sido resultas, y éstas son reportadas en términos de Normalidad de soluciones de aminas. Diglicol-amina y Dietanol-amina, caen sobre la misma línea porque tienen esencialmente el mismo peso molecular.

De las diferentes aminas la experiencia en operación y condiciones de operación, proporción circulada, presión de vapor, costo de aminas y calor requerido han creado que se utilicen las siguientes concentraciones óptimas de amina:

a) Concentraciones de 10-20% por peso de MEA y DEA han sido usadas, en la Industria es muy común usar el valor medio - *En este problema usaremos 3.5N* (15%). b) La concentración de MDEA o TEA que han dado resultado óptimos es de 30% (por peso de amina).

c) El sistema glicol-amina de buenos resultados con 10-30% (por peso de amina), 5-10% de agua, y glicerol balanceado.

Pesando las ventajas y desventajas de estos procesos, la MEA parece ser la más económica y más eficiente para este -- trabajo, es decir por ser la base más fuerte reacciona más rápidamente con el CO_2 . Y además con el más bajo peso molecular, - tiene la mayor capacidad de absorción sobre su base en peso; Es to significa que se debe de circular menor cantidad de solución



NORMALIDAD DE SOLUCIONES
ACUOSAS DE ALCANOL-AMINAS

Fig.9

TESIS PROFESIONAL
JOSE DE JESUS TRUJILLO A
LAB. DE ING. QUIMICA
F. Q. U. N. A. M.

para remover determinada concentración de CO_2 . Otras ventajas incluyen su gran estabilidad, minimizando la degradación térmica y un alivio en la recuperación de soluciones contaminadas.

COMO AFECTA LA CARGA DE GAS LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE SOLUCIONES DE "MEA", - USANDO 15% EN PESO Y DIFERENTE CARGA DE CO_2 , MIENTRAS ES VARIADA LA TEMPERATURA

Las propiedades físicas consideradas son Viscosidad, -- Gravedad Específica y pH. Estas propiedades físicas están determinadas para temperaturas de $50-150^\circ\text{F}$ ($9.99_{999}-65.55_{554}^\circ\text{C}$), - para las cargas que se muestran a continuación:

- a) 0.2 moles de CO_2 /mol de MEA
- b) 0.4 moles de CO_2 /mol de MEA
- c) 0.6 moles de CO_2 /mol de MEA

Los datos de las propiedades físicas son presentados - en las figuras 10 a 15, que han sido obtenidas para un grado - comercial de MEA de 99.8% en peso de MEA.

EFFECTO DE LA VISCOSIDAD. Los datos disponibles sobre el efecto de la carga del gas en la viscosidad de soluciones -- acuosas de MEA han sido muy limitados. La figura 10 muestra el efecto de la carga de gas (CO_2) sobre la viscosidad de una solución acuosa de 15% en peso de solución de MEA; como se ve en la

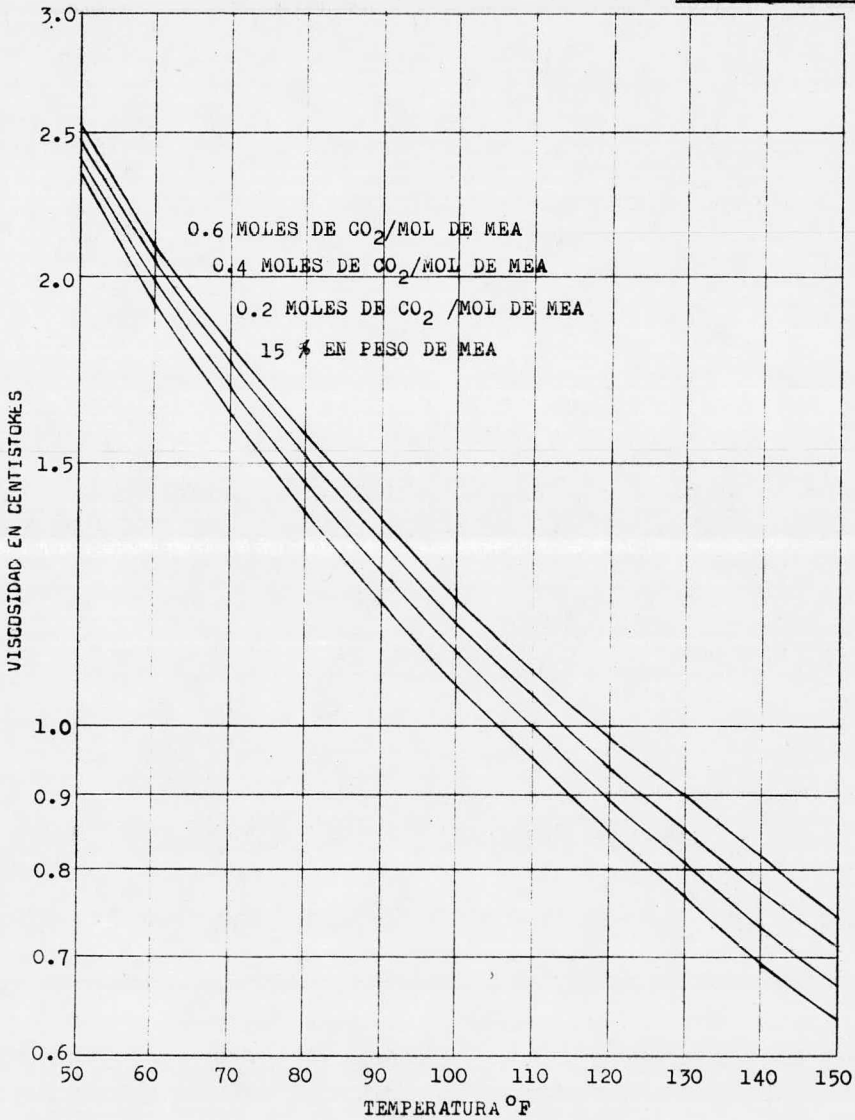


Fig. 10

figura, la viscosidad se incrementa con el agregado de CO_2 .

La figura 11 compara los efectos de la concentración de MEA sobre la viscosidad de 15 y 30% en peso de soluciones de MEA antes y después de llevar carga de 0.4 moles de CO_2 por mol de MEA. Los factores que mayormente afectan a la viscosidad -- son: la concentración y la temperatura. En altas concentraciones de MEA el incremento en viscosidad causado por la carga de gas (CO_2), parece más perjudicial para la eficiencia de la torre y los coeficientes de transferencia de masa, que cuando se utilizan bajas concentraciones de MEA.

En la literatura existen numerosos artículos concernientes a varios factores que afectan la eficiencia de la altura -- equivalente a un plato. A continuación se dan estos factores y autores de dichos artículos.

Es reconocido por varios autores que la eficiencia de la altura equivalente a un plato decrece con el incremento de viscosidad del absorbente. O'Connell: correlaciona la eficiencia del plato contra la viscosidad de la alimentación y H_p/μ :
donde:

H = Constante de la ley de Henry en lb ml/(cu, ft.) --
(atm)

p = Presión en atmósferas.

μ = Viscosidad del absorbente en centipoises.

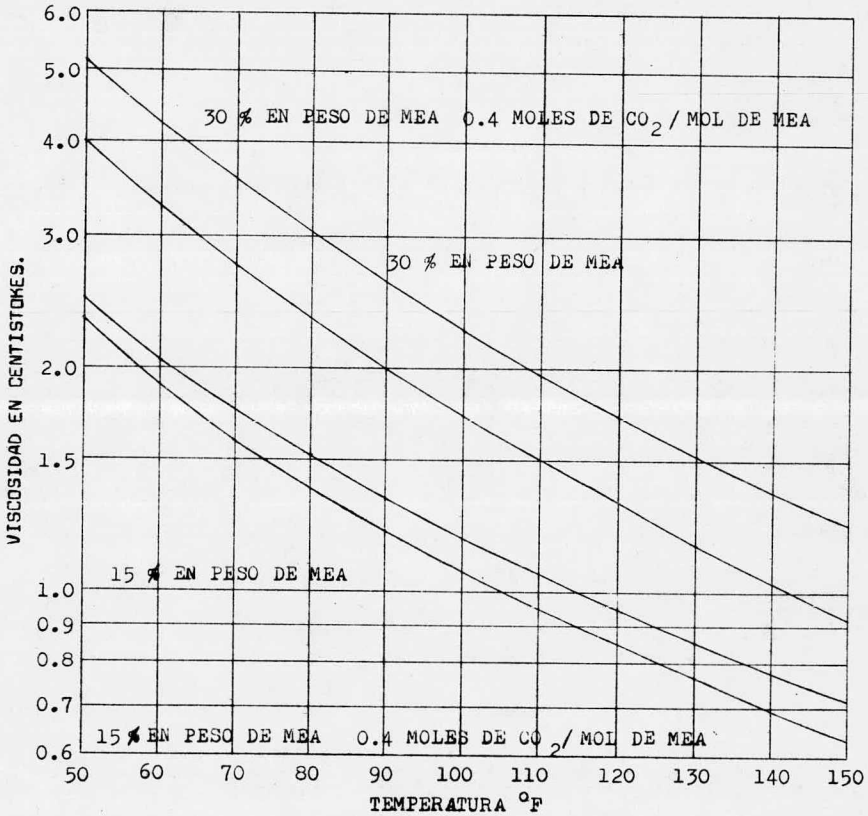


FIG. 11

TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

Walter y Sherwood también presentan una correlación -- del efecto de la viscosidad sobre $(k_L a)$ datos de Nafta Pesada, - gas de petroleo, gas-lube, agua y agua-glicerol. La ecuación - para el cambio en el trazo de la línea recta para $k_L a$ contra -- viscosidad, acerca de los productos es:

$$k_L a = \frac{3.4}{\mu^{0.58}} \quad \text{-----} \quad 31$$

donde:

$k_L a$ - Coeficiente individual de película líquida en lb mol/(hr) (sq. de área acanalada) (in. líquido de fondo) (lb mol/Cu. ft.)

μ = Viscosidad del líquido en centipoises.

En la absorción de CO_2 en soluciones de MEA, Kohl; --- Estableciendo que $K_g a$, varía directamente con la concentración de amina y cuando la corrección de la viscosidad cambia de acuerdo a:

$$K_g a = \frac{M}{\mu^{0.68}} \quad \text{-----} \quad 32$$

donde:

K_g = Al coeficiente integral de película de gas, en lb mol/(hr) (es. ft.) (atm).

a = Area interfacial en sq. ft. / (ft. de fondo) sq. ft. - de plato) o sq. ft. / cu. ft. de embalaje).

M = Concentración de Amina (grano mol/litro).

μ = Viscosidad en centipoises.

Estas correlaciones son presentadas con el proposito de indicar el efecto de la viscosidad sobre los datos de K y -- eficiencia del plato.

EFECTO DE LA GRAVEDAD ESPECIFICA.

Kohl y Riesenfeld: presentan datos sobre el efecto de 0.10 y 0.15 moles de CO_2 por mol de MEA acuoso en 30% en peso.

Los efectos del gas cargado (CO_2) sobre la gravedad es pecífica de un 15% en peso de solución de MEA, se presentan en las figuras 12 y 13.

El incremento en la gravedad es pecífica de las solu ciones ricas de MEA debido a la carga de gas (CO_2), no es excesivo, pero este debe ser considerado cuando el cálculo de la presión- necesaria manda la solución requerida que debe regresar a la ci ma del desorbedor. Esto es verdadero particularmente para unidades Girbotol, considerando primeramente CO_2 .

Los datos de la (figura 13) comparan los efectos de la concentración de MEA y la carga de gas sobre la gravedad es pecífica. Estos datos muestran que el gas cargado es un factor más grande que la concentración de MEA sobre la gravedad es pecífica.

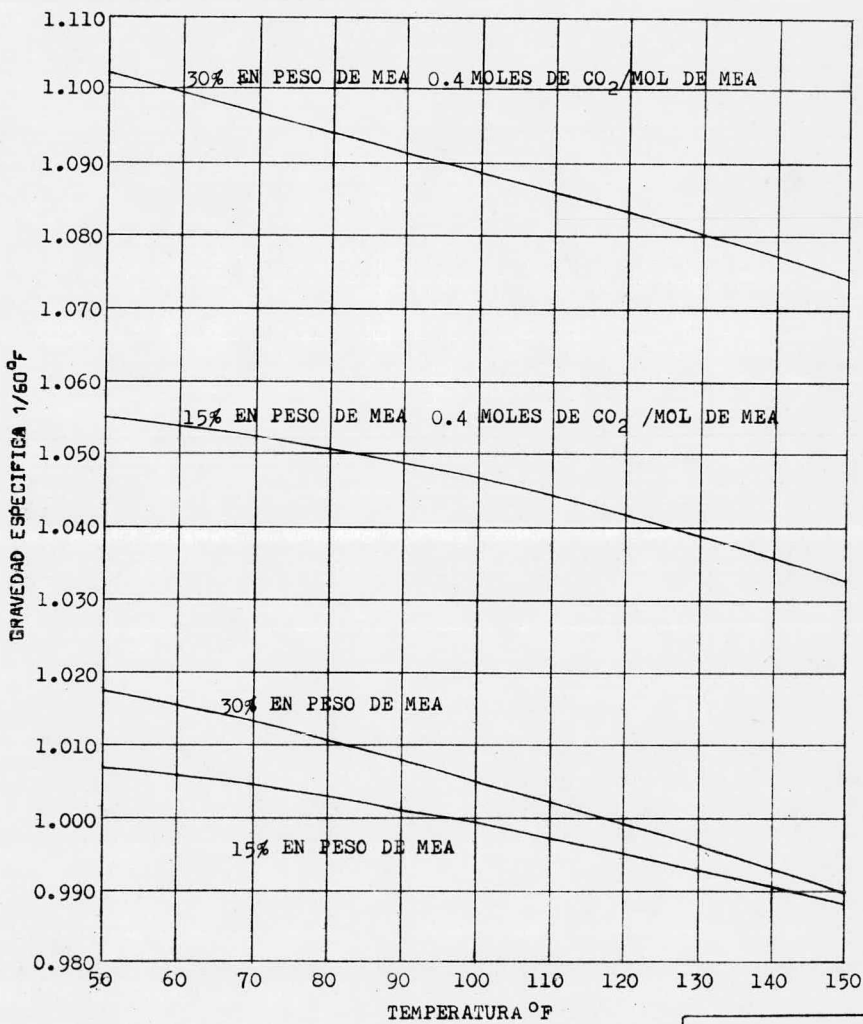


FIG. 12

TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

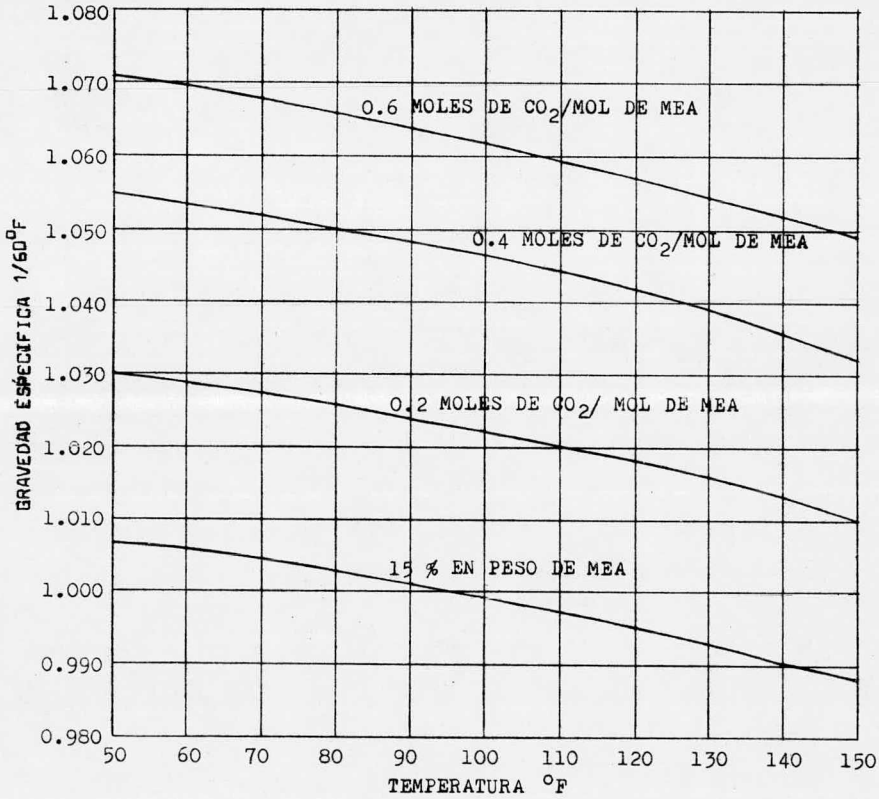


FIG. 13

TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

EFFECTOS DEL pH.

En la (figura 14) se muestran los efectos de la carga de gas CO_2) sobre el pH., de una solución de 15% en peso de solución de MEA.

En la (figura 15) se compara el efecto sobre el pH., - por concentración de MEA y cargas de gas ácido (CO_2). En esta figura se ve que la carga de gas afecta el pH, más que la concentración de MEA.

El pH de la solución de MEA con gas (CO_2) puede ser un factor contribuyente en la corrosión del equipo particularmente donde hay temperaturas elevadas como son cambiadores de calor y en la columna de desorción.

DATOS DE SOLUBILIDAD DE CO_2 EN SOLUCIONES ACUOSAS DE -
MEA SON * PRESENTADOS EN EL APENDICE (A-1-2-3)

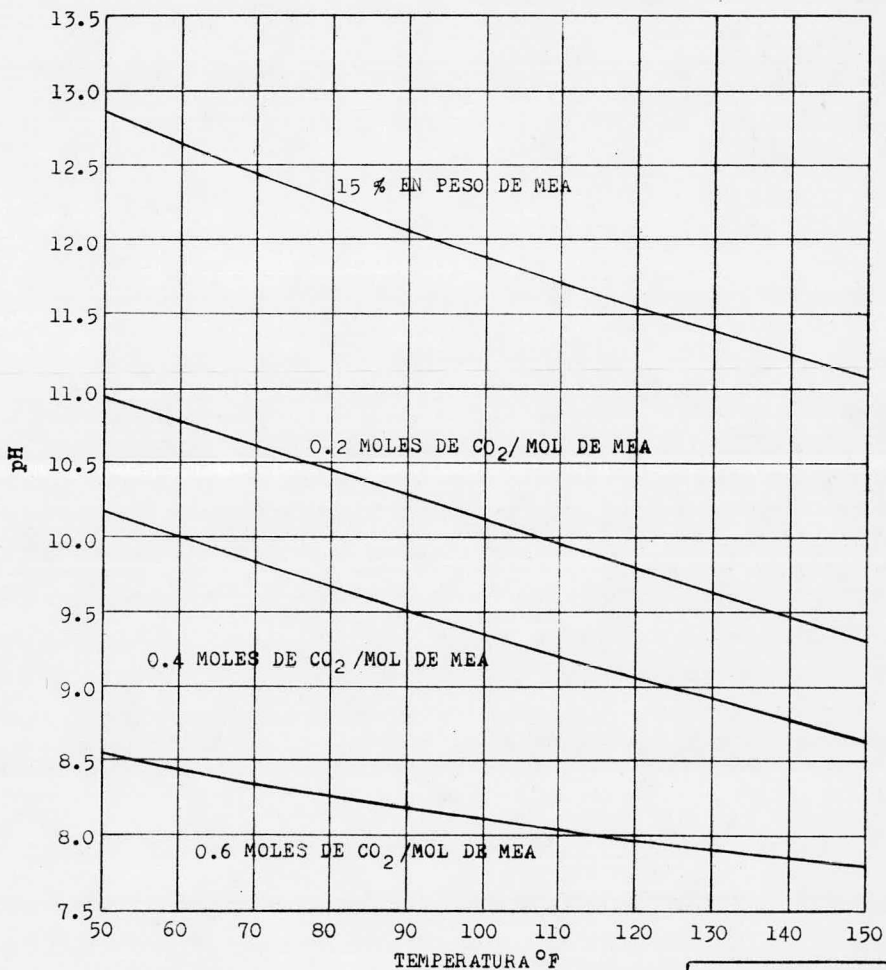


FIG. 14

TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

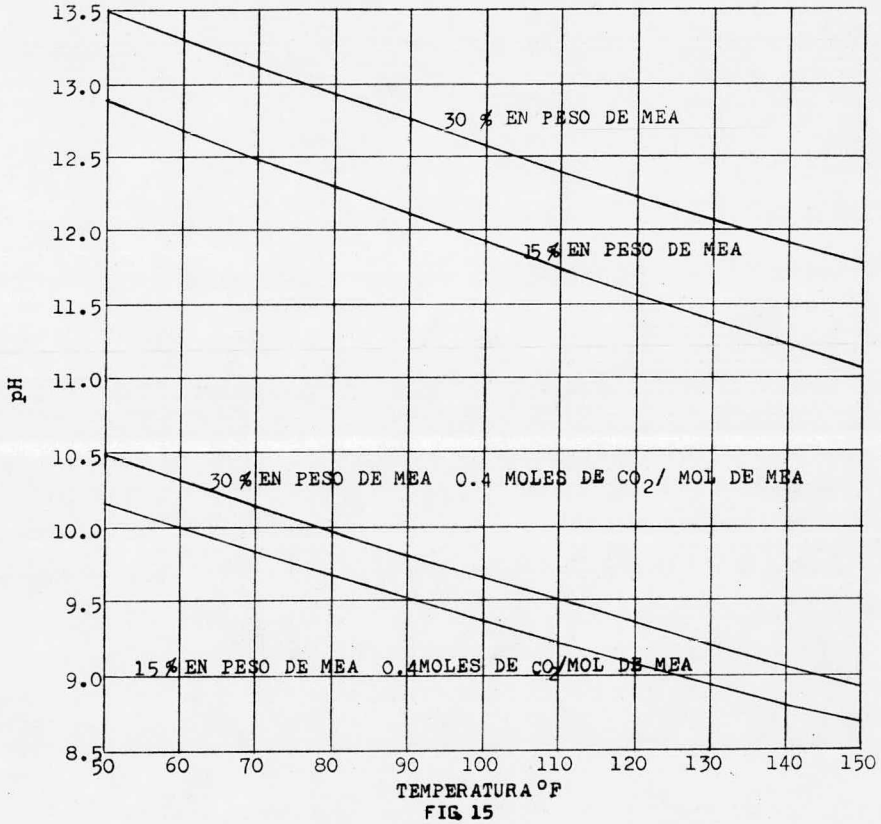


FIG. 15

TESIS PROFESIONAL
 José de Jesús Trujillo A.
 Lab. de Ing. Química
 F.Q. UNAM.

CAPITULO IV

EQUIPO PILOTO PARA LA ABSORCION DE CO_2
EN MEAaq. Y DESORCION DE CO_2 CON AIRE,
EN EL LABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICA

Para la instalación del equipo se tomo como base la capacidad de la torre empacada que se utilizó para determinar la curva de inundación en el Laboratorio de Ingeniería Química, adaptandola a las condiciones del medio absorbente y soluto que se van a manejar, así como otra torre, tanques, tuberías y accesorios que se consiguieron por donaciones obtenidas por el autor de este proceso; dejando como auxiliar el sistema aire-agua adaptado para usarse cuando sea requerido.

La instalación del equipo se realizó siguiendo los lineamientos descritos en capítulos anteriores y se describe a continuación; tomando el lenguaje y simbología usados en el laboratorio de Ingeniería Química.

Se instaló una rejilla con barandal en la parte superior de la fosa del laboratorio de Ingeniería Química al ras del piso de 1.40 m de largo por 1 m de ancho de igual construcción a la existente en dicha fosa; en ella se colo-

co un tanque de las siguientes características:

TANQUE DE ALIMENTACION POR GRAVEDAD:	TA-1
Material de construcción:	Acero Inoxidable
Espesor de la lámina:	3.175×10^{-1} cm (1/8 pulg.)
Diámetro:	51 cm.
Altura:	53 cm.
Capacidad:	108.27 litros
<u>Fluido de Procesamiento:</u>	
Solución acuosa de MEA	Tubería de PVC de 2.54 cm. (1 pulg.) de diámetro (nom.)

La columna empacada CE-1 (QVF) que se utilizó para la absorción de CO_2 en MEAaq. Procedente de TA-1, esta empacada con anillos raschig de vidrio, que están sostenidos por una placa soporte que se encuentra en la parte inferior de la torre.

El líquido (MEAaq.) pasa por un rotámetro y de allí a la parte superior de la torre, donde es distribuida por una especie de regadera de vidrio (distribuidor), saliendo por la parte inferior hacia el tanque TA-2.

El CO_2 -Aire es proporcionado por un cilindro de presión con valvulas reguladoras de presión y con una composición definida (este cilindro es de los que se usan comercial-

mente para oxígeno, acetileno etc.), y entra por la parte inferior de la columna pasando por un rotámetro: el aire y el CO_2 que quedo sin absorber salen por la parte superior hacia la atmósfera, siendo analizados por medio de un "Orzat" (analizador de gases).

La torre cuenta en la línea de CO_2 -Aire con tomas de presión que estan conectadas a un manómetro diferencial que mide la caída de presión.

Las características del empaque y dimensiones de la torre son las siguientes:

EMPAQUE

Diámetro Interno (D_i)	3.8×10^{-3} m.
Diámetro Externo (D_e)	5.8×10^{-3} m
Porcentaje de Huecos ϵ	60%
Superficie Especifica a_p/ϵ^3	$923 \text{m}^2/\text{m}^3$
Número de piezas por m^3	4.5×10^6 anillos / m^3
Densidad Aparente ρ_p	$884 \text{kg}/\text{m}^3$
Densidad Real ρ_r	$2205 \text{kg}/\text{m}^3$

TORRE CE-1 (QVF)

Altura empacada z	1.45 m
Diámetro Externo D_e	8.8×10^{-2} m.
Diámetro Interno D_i	7.6×10^{-2} m

La solución de MEA aq.-CO₂, resultado de la absorción se almacena en el tanque TA-2 de las características siguientes:

MATERIAL DE CONSTRUCCION:	DE TA-2	PVC
Largo:		38 cm.
Ancho:		25 cm.
Alto:		57 cm.
Capacidad:		54 litros
Fluido del Proceso:		
MEAaq.-CO ₂		Tubería de PVC de 1.27 cm. (1/2 pulg.) de diámetro (nominal).

Este fluido es llevado a la torre CE-2 por una bomba de las siguientes características:

BOMBA DE PVC.	Rotativa de ala desparada
Diámetro de la succión:	1.27 cm. (1/2 pulg.) de diámetro (nominal)
Diámetro de la descarga:	1.27 cm. (1/2 pulg.) de diámetro (nominal)
Motor:	Monofásico de corriente alterna de 115 -- volts 50/60 ciclos.
Ciclos:	
R.P.M.	1425
Amperaje	4.6
Trasmisión a la bomba	Bridas de 5 cm. con empaque de hule.

Fluido de procesamiento:MEAaq.-CO₂

Tubería de PVC de 1.27 cm.
(1/2 pulg.) de diámetro -
(nominal).

El fluido MEA aq-CO₂ entra por la parte superior de la columna de desorción y sale por la parte inferior hacia el tanque de alimentación TA-1.

Las dimensiones y características de la torre CE-2 -- son las siguientes:

TORRE CE-2

Material de construcción:	Vidrio Pyrex.
Recubierta con aislante:	2.5 cm. (1 pulg.) de asbesto.
Altura de la torre:	1.5 m
Diámetro Interno Di	1.0×10^{-1} m.
Diámetro Externo De	1.2×10^{-1} m.

Cuenta con un distribuidor de gas inerte y una placa-soporte así como un medidor de nivel cuyas características -- son las siguientes:

Placa de acero inoxidable de (1/4 pulg.) 0.635 cm. Sol
dada con 3 tubos de acero inoxidable de 6 cm c/u y un tubo de
acero inoxidable de 20 cm. soldado en la placa, las tres tu-
bos tienen 15 orificios de (1/32 pulg.) 0.07937 cm.

El aire proveniente de la compresora del Laboratorio de Ingeniería Química se pasa por un sistema regulador de presión y luego por un medidor de orificio cuyas características son las siguientes:

MEDIDOR DE ORIFICIO NO

Material de construcción:

Dos placas de acero - inoxidable intercambiables cuyos diámetros de orificios son ($1/8$ y $1/4$ de pulg.) 0.3175 y 0.635 cms. con bridas de (4 pulg) 10.16 cm. de fierro galvanizado y empaques de asbesto.

El manómetro diferencial:

Es una "U" de plástico transparente de 13 cm de largo con mercurio como líquido manométrico de vidrio y acrílico con (3 pulg. de largo X 2 de diámetro) 7.62 X 5.08 cms.

Después de pasar por el medidor de orificio el aire penetra por un cambiador de calor cuyas características son las siguientes:

Material de construcción:

Serpentin de cobre flexible: 1.27 cm. ($1/2$ pulg) de diámetro.

Diámetro del serpentín: 7.62 cm. (3 pulg)
 Longitud: 13 m. (5.12 pulg)

Coraza:

material de construcción: Fierro negro
 Diámetro: 10.16 cms. (4 pulg)
 Longitud: 62 cms. (24.409 pulg)

Medio de calentamiento:

Resistencias- eléctricas
 2 resistencias de bayoneta 5 cm de ancho x
 50 cm de largo.
 Voltaje: 230 volts c/u.

Cuenta además con dos termómetros de caratula en la en
trada y salida del aire en el cambiador.

De allí pasa por el distribuidor de la torre burbujan
do a través del liquido (Sol MEA-CO₂) y sale por la parte supe
rior hacia la atmósfera.

ACOTACIONES

- LINEA DE AIRE.
- + - LINEA DE CO₂-AIRE.
- · - LINEA DE MEA_{ORG}.
- + · + LINEA DE MEA_{ORG} CO₂.
- · - · LINEA AUXILIAR DE AIRE.
- · - · - LINEA AUXILIAR DE AGUA.

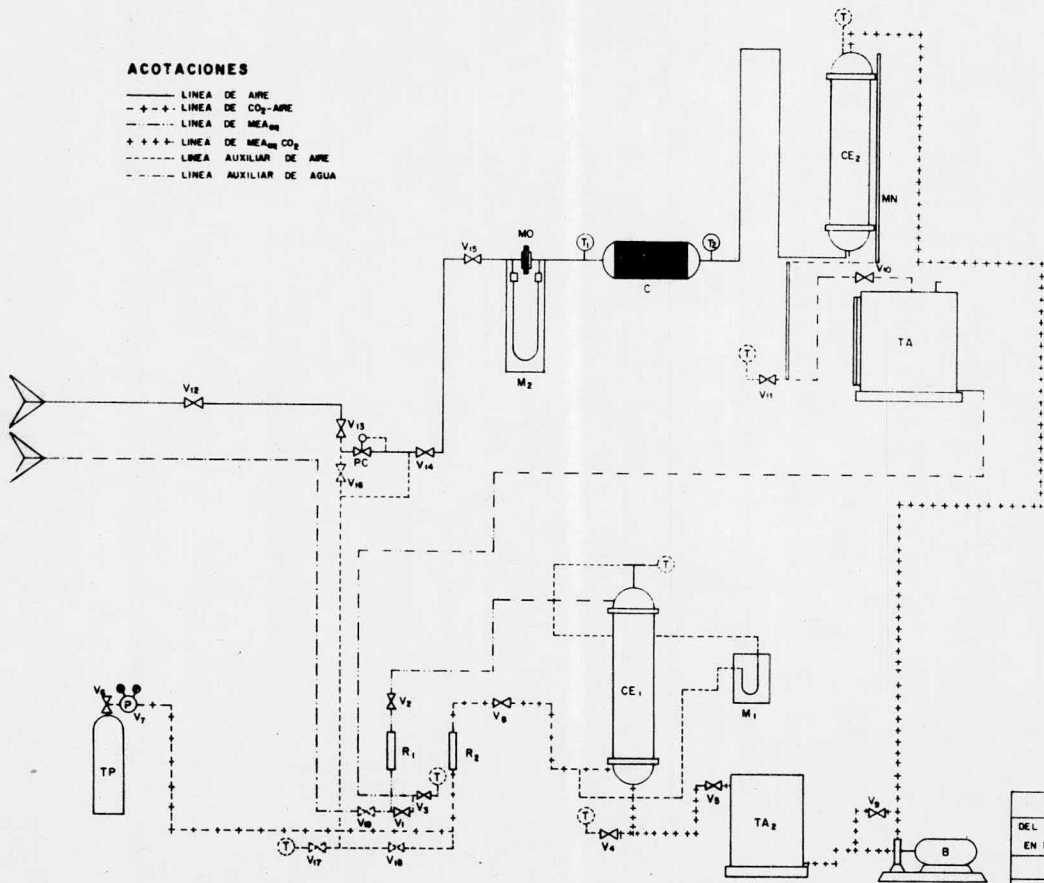


DIAGRAMA DE FLUJO
DEL PROCESO DE ABSORCIÓN DE CO ₂ EN MEA Y DESORCIÓN DE CO ₂ CON AIRE
TESIS PROFESIONAL
JOSE DE JESUS TRUJILLO AVALOS
F. Q. U.N.A.M.

CODIFICACION DEL DIAGRAMA DE FLUJO

DIAGRAMA No. 1

VALVULAS:

- V-1 Valvula de alimentación de MEAAq. proveniente de TA-1
- V-2 Válvula para regular el flujo de MEAAq. entrante a la columna CE-1.
- V-3 Válvula para muestreo de MEAAq. y descarga para limpieza.
- V-4 Válvula para muestreo de MEAAq-CO₂ y controladora auxiliar de inundación.
- V-5 Válvula controladora de la inundación y descarga al tanque TA-2.
- V-6 Válvula de alimentación de CO₂-Aire.
- V-7 Válvula con sistema regulador de presión y control de flujo de CO₂-Aire.
- V-8 Válvula reguladora de flujo de CO₂-Aire que entra en la columna.
- V-9 Válvula de recirculación de MEAAq. CO₂ en la bomba
- V-10 Válvula de descarga de MEAAq. en la columna CE-2 - al tanque TA-1.
- V-11 Válvula de muestreo de MEAAq. saliente de CE-2
- V-12 Válvula de alimentación de aire

- V-13 Válvula de alimentación de aire.
- V-14 Válvula de alimentación de aire.
- V-15 Válvula de control de flujo de aire.
- V-16 Válvula auxiliar para el sistema aire-agua.
- V-17 Válvula auxiliar para el sistema aire-agua.
- V-18 Válvula de alimentación de aire auxiliar para el sistema aire-agua.
- V-19 Válvula de alimentación de agua, auxiliar para el sistema aire-agua.

TANQUES:

- TP Tanque de presión con CO_2 -Aire.
- TA-1 Tanque de MEAaq. para alimentación de CE-1
- TA-2 Tanque de recepción de MEAaq.- CO_2 de la columna CE-1.

COLUMNAS:

- CE-1 Columna empacada con anillos raschig de vidrio, para absorción.
- CE-2 Columna de Vidrio recubierta con aislante para desorción con aire caliente.

BOMBA:

- B Bomba para alimentación de MEAaq.- CO_2 a la columna CE-2

CAMBIADOR DE CALOR:

- C Cambiador eléctrico para calentar aire.



INSTRUMENTOS:

- MO Medidor de orificio para aire.
- M-1 Manómetro indicador de caída de presión en la columna CE-1.
- M-2 Manómetro indicador de la caída de presión en el Medidor de orificio MO.
- MN-1 Medidor de nivel en la columna CE-2.
- MN-2 Medidor de nivel en TA-1
- R-1 Rotámetro indicador de flujo de MEAaq. en la columna-CE-1.
- R-2 Rotámetro indicador de flujo de aire-CO₂ en la columna CE-1.
- T-1 Termómetro de caratula a la entrada del cambiador de calor.
- T-2 Termómetro de caratula a la salida del cambiador de calor.
- T Termómetro de mercurio para medir temperaturas en las salidas de las válvulas de muestreo.

OTROS:

- Orzat Analizador de gases a la salida de las torres.
- Refractómetro de Abbe. Para determinar la concentración de MEAaq.
- Balanza de Mo_z Westphal Para determinar la densidad con bastante rapidez y precisión.

COSTOS

El principal objetivo de la instalación de este equipo es la enseñanza que representa en la preparación de las futuras generaciones que egresen de la Facultad de Química: debido a esto el aspecto económico esta en segundo plano. Además que, como a continuación se observa, tanto, el costo del equipo, así como su instalación y operación alcanzan un monto relativamente bajo.

Los costos se dividen en dos partes:

- I. Costos del equipo y su instalación.
- II. Costos de operación (costos de prácticas) Nota es te se da en la proposición de prácticas.

I. COSTOS DEL EQUIPO:

Los costos del equipo se subdividen a su vez en dos partes:

- a) Costos del equipo ya instalado y su adaptación.
- b) Costos del nuevo equipo y su instalación.
 - a) Costos del equipo ya instalado y su adaptación (tore empacada, QVF. con válvulas rotámetros etc.) = \$ 63,000.00
 - b) Para este caso se dan las codificaciones del equipo (tanques, válvulas y accesorios en general descritos en el capítulo IV; ya que se da un costo promedio y algunos determinados en base al material de construcción, dimensiones, mano-de obra etc., por ser donativos de diferentes industrias.

1. Torre (CE-1) con aislante, medidores, distribuidores etc., con un costo de = \$ 7,500.00
2. Se instaló una bomba (B) de PVC, con un motor de $\frac{1}{4}$ H.P. con un costo de = \$ 1,800.00
3. Se instaló un medidor diferencial de orificio (MOI) con un costo de = \$ 3,000.00
4. Se instaló un calentador eléctrico (cambiador de calor) (C) con un costo de = \$ 3,200.00
5. Se instalaron dos tanques; uno de acero inoxidable (TA-1 con un costo de = \$ 6.500.00
y el otro de PVC (TA-2) con un costo de = \$ 200.00
6. Los instrumentos instalados (manómetros, termómetros etc.,) con un costo de = \$ 2,990.00
7. Se instalaron tuberías de PVC y fierro de las dimensiones siguientes ($\frac{1}{2}$ " y 1") de diámetro nominal, siendo el costo total de las tuberías de \$ 930.00
8. Se instalaron 8 valvulas de PVC y fierro con un costo = \$ 620.00
9. Se instalaron 27 codos de ($\frac{1}{2}$ ") y 5 de (1"), 9 TE- ($\frac{1}{2}$ "), 4 uniones ($\frac{1}{2}$ " y 1") con un costo de = \$ 620.00

10. Cemento PVC., abrazaderas tornillos, etc. con un costo de = \$ 400.00

11. Regilla con barandal con un costo de = \$ 1,200.00

12. Estructura para equipo con un costo de = \$ 600.00

COSTO TOTAL DE EQUIPO = COSTO DE EQUIPO YA INSTALADO + COSTO DE NUEVO EQUIPO = \$ 63,000.00 + 29,360.00 = 92,360.00

COSTO DE INSTALACION DE EQUIPO NUEVO:

Considerando que el 80% de la instalación del equipo, fue realizada por el autor, y el resto por ayuda de trabajadores del Laboratorio de Ingeniería Química, equivalente a -- destinar un trabajador de turno completo (8hrs.) durante 15 días con un sueldo de 205.00 pesos por día resulta un costo de \$ 3,075.00.

COSTOS DEL EQUIPO TOTAL INSTALADO = COSTO TOTAL DEL EQUIPO + COSTO DE INSTALACION = \$ 95,435.00

El costo de equipo nuevo si se importara tendria un costo aproximado de + \$ 90,000.00 gastos de instalación ---- = \$ 93,075.00.

Y EL COSTO TOTAL DE EQUIPO SERIA DE = COSTO DE EQUIPO YA INSTALADO + COSTO DE EQUIPO NUEVO INSTALADO \$ 156,075.00.

Concluyendo, como la mayoría del equipo nuevo fue obtenida por donaciones y/o construida por el autor, la Facultad realizó un desembolso de \$ 2,409.00 en efectivo + material - de construcción \$ 12,000.00 + mano de obra de 3,075.00 = ----
\$ 17,484.00

Lo que supone un ahorro de \$ 75,591.00 en equipo nuevo.

C A P I T U L O V
 DATOS EXPERIMENTALES

ND → 81

1. Obtención de concentración, densidad y viscosidad del Absorbente y soluto a diferentes temperaturas.
2. Determinación del medidor diferencial de orificio.
3. Cálculo de la caída de presión y velocidades de -- inundación en equipo.
4. Absorción de CO_2 de una mezcla CO_2 - Aire con MEA- al 15% en peso y desorción de CO_2 con aire caliente.

MEA (monoetanolamina) Fabricante grupo IDESA. Características proporcionadas por el mismo:

MEA.-

Tambo de 200 lts.

Formula: $HOC_2H_4NH_2$

Peso Molecular: 61.08

Apariencia: líquido claro libre de sólidos en Suspensión.

Olor: Ligeramente Amoniacaal.

Color: PTCO. 15 máx.

Rango de Ebullición: ASTM. 166 min.-174 máx.

Peso Equivalente: 61.1 mñ. 62.5 máx.

Gravedad Específica: Diagonal 20°C, 1.017 mñ.-1.019 máx.

Humedad %: 0.03

Viscosidad Absoluta: 24.1cp.

Concentración: 99.5% en peso.

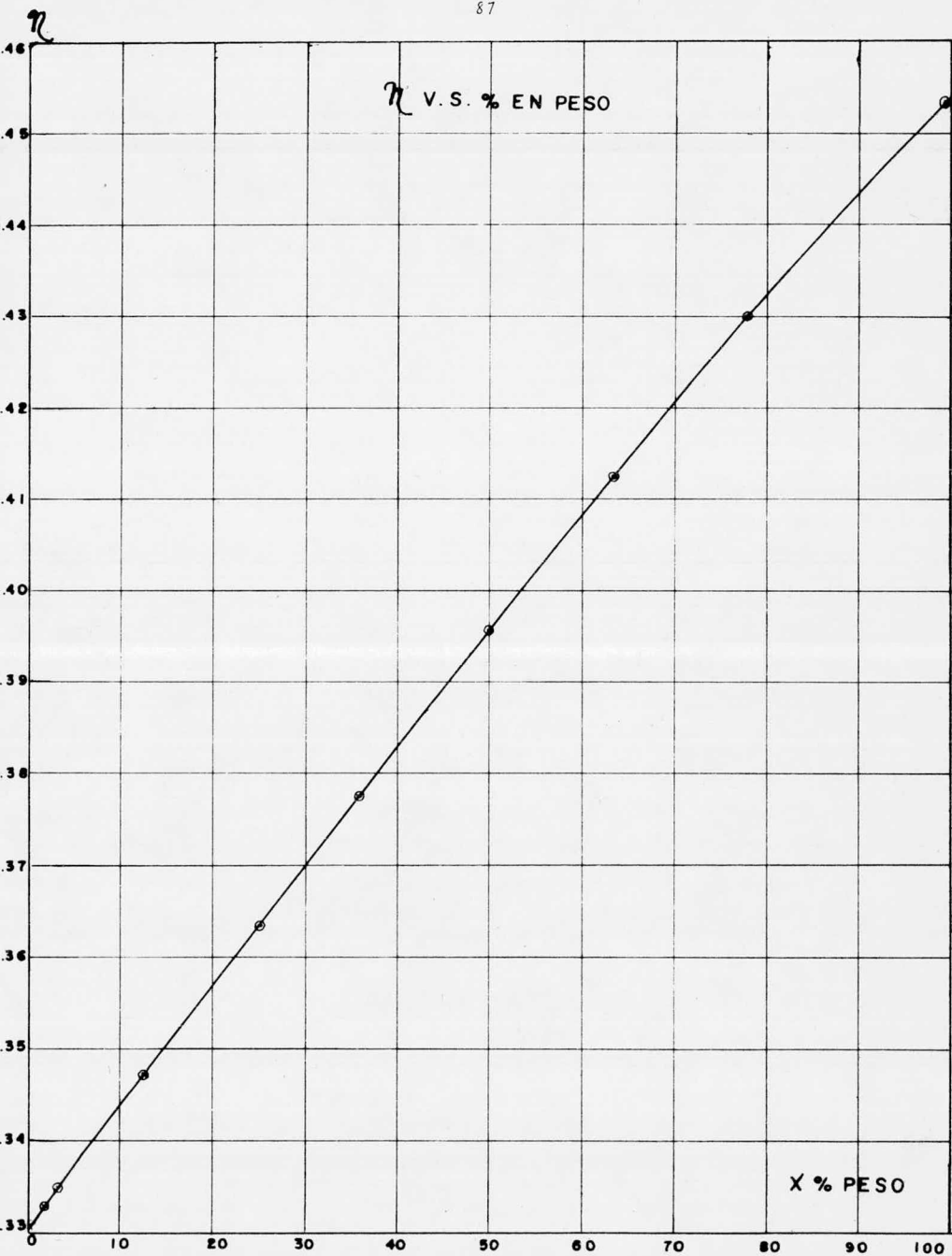
Índice de Refracción: a 20°C, 1.4529

El gas CO₂-Aire, Fabricante Co. INFRA. características del mismo: Cilindro de alta presión con 6 m³ de gas a la concentración en % volumen pedida.

Se prepara una solución al 15% en peso (2.5 N.) en el tanque de alimentación, se comprueba el índice de refracción, para esto se construyo una gráfica de concentración contra índice de refracción; por medio del refractómetro de Abbe.

% en Peso	INDICE DE REFRACCION A 20°C Y 586mmHg PARA DIFERENTES CONCENTRACIONES DE MEA.											Media
5	1.3375	1.3374	1.3380	1.3374	1.3370	1.3374	1.3375	1.3376	1.3374	1.3375	1.33747	
10	1.3440	1.3439	1.3445	1.3439	1.3436	1.3440	1.3442	1.3441	1.3442	1.3445	1.34409	
15	1.3505	1.3505	1.3511	1.3505	1.3498	1.3505	1.3506	1.3507	1.3506	1.3509	1.35058	
20	1.3574	1.3572	1.3579	1.3574	1.3550	1.3572	1.3673	1.3672	1.3574	1.3577	1.35917	
25	1.3637	1.3636	1.3642	1.3636	1.3627	1.3628	1.3630	1.3634	1.3637	1.3639	1.36346	
30	1.3703	1.3702	1.3708	1.3701	1.3695	1.3696	1.3697	1.3703	1.3703	1.3705	1.37013	
35	1.3767	1.3768	1.3773	1.3766	1.3760	1.3761	1.3763	1.3864	1.3767	1.3768	1.37754	
40	1.3830	1.3831	1.3835	1.3828	1.3824	1.3826	1.3833	1.3830	1.3830	1.3833	1.38300	
45	1.3895	1.3896	1.3899	1.3894	1.3889	1.3890	1.3893	1.3896	1.3896	1.3897	1.38945	
50	1.3960	1.3959	1.3965	1.3957	1.3960	1.3961	1.3963	1.3960	1.3961	1.3963	1.39609	
55	1.4022	1.4023	1.4027	1.4024	1.4017	1.4019	1.4020	1.4024	1.4022	1.4019	1.40217	
60	1.4085	1.4084	1.4090	1.4083	1.4075	1.4078	1.4079	1.4084	1.4086	1.4084	1.40828	
65	1.4148	1.4146	1.4153	1.4146	1.4142	1.4144	1.4147	1.4149	1.4149	1.4145	1.41469	
70	1.4210	1.4208	1.4213	1.4208	1.4210	1.4211	1.4213	1.4209	1.4211	1.4210	1.42103	
75	1.4266	1.4265	1.4269	1.4264	1.4264	1.4267	1.4269	1.4265	1.4267	1.4269	1.42665	
80	1.4320	1.4319	1.4324	1.4318	1.4318	1.4321	1.4325	1.4323	1.4320	1.4322	1.43210	
85	1.4377	1.4375	1.4380	1.4376	1.4373	1.4375	1.4379	1.4375	1.4378	1.4379	1.43767	
90	1.4432	1.4430	1.4437	1.4431	1.4428	1.4429	1.4432	1.4430	1.4432	1.4435	1.44316	
95	1.4485	1.4483	1.4490	1.4483	1.4474	1.4476	1.4480	1.4481	1.4486	1.4488	1.44826	
99.5	1.4530	1.4527	1.4535	1.4528	1.4520	1.4522	1.4525	1.4528	1.4531	1.4533	1.45279	

Con la media de las 10 muestras se construyó una gráfica de Índice de refracción con tra concentración de Monoetanol-amina en peso, Util para determinar la concentración de MEA y corregirla si esta no se encuentra en las condiciones requeridas. Esta gráfica se encuen tra en la hoja sig.



Se construyo también una gráfica de Densidades para MEA al 15% en peso a diferentes temperaturas usando la balanza de MOHR-WESTPHAL. A continuación se dan los datos obtenidos y la gráfica se encuentra en la siguiente hoja.

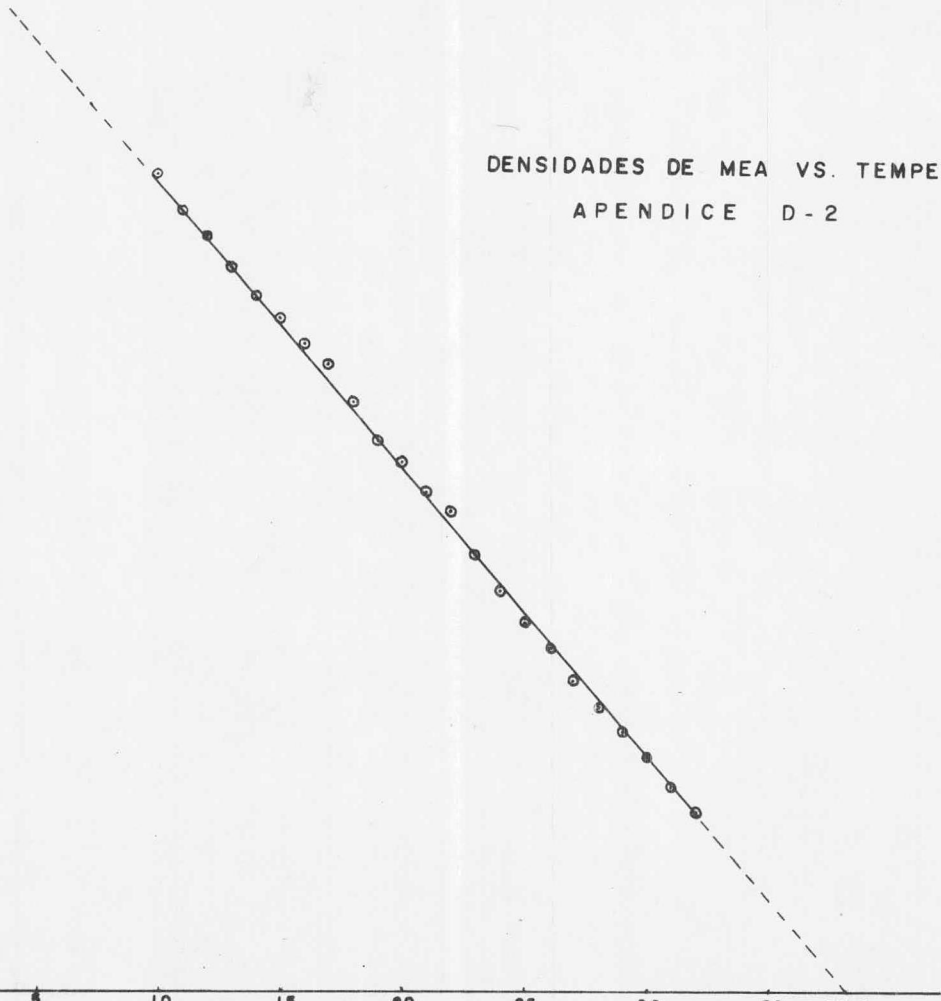
MEA al 15% en Peso	DENSIDADES DE MEA AL 15% EN PESO A DIFERENTES TEMPERATURAS Y 586 mmHg en g/ml.										
10°C	1.0086	1.0077	1.0079	1.0085	1.0080	1.0082	1.0086	1.0083	1.0087	1.0085	1.0083
11°C	1.0083	1.0076	1.0078	1.0079	1.0078	1.0078	1.0081	1.0077	1.0082	1.0079	1.00791
12°C	1.0081	1.0075	1.0077	1.0073	1.0076	1.0076	1.0077	1.0076	1.0080	1.0075	1.00766
13°C	1.0077	1.0068	1.0074	1.0070	1.0075	1.0074	1.0075	1.0073	1.0079	1.0069	1.00734
14°C	1.0076	1.0066	1.0067	1.0069	1.0072	1.0069	1.0073	1.0070	1.0076	1.0066	1.00704
15°C	1.0072	1.0065	1.0066	1.0067	1.0070	1.0068	1.0071	1.0069	1.0072	1.0065	1.00685
16°C	1.0070	1.0064	1.0064	1.0066	1.0065	1.0065	1.0064	1.0067	1.0070	1.0064	1.00659
17°C	1.0066	1.0060	1.0065	1.0065	1.0063	1.0064	1.0063	1.0064	1.0067	1.0062	1.00639
18°C	1.0062	1.0059	1.0050	1.0062	1.0061	1.0060	1.0061	1.0060	1.0065	1.0059	1.00599
19°C	1.0060	1.0056	1.0046	1.0055	1.0055	1.0055	1.0058	1.0056	1.0060	1.0056	1.00557
20°C	1.0059	1.0053	1.0045	1.0054	1.0054	1.0054	1.0057	1.0054	1.0061	1.0048	1.00539
21°C	1.0056	1.0049	1.0040	1.0051	1.0053	1.0051	1.0055	1.0051	1.0056	1.0047	1.00509
22°C	1.0055	1.0048	1.0039	1.0046	1.0050	1.0050	1.0052	1.0050	1.0054	1.0046	1.0049
23°C	1.0048	1.0044	1.0036	1.0041	1.0045	1.0046	1.0049	1.0046	1.0050	1.0040	1.00445
24°C	1.0042	1.0037	1.0030	1.0040	1.0044	1.0043	1.0043	1.0040	1.0046	1.0039	1.00404
25°C	1.0041	1.0036	1.0027	1.0036	1.0040	1.0041	1.0040	1.0038	1.0040	1.0036	1.00375
26°C	1.0038	1.0035	1.0024	1.0035	1.0036	1.0036	1.0037	1.0035	1.0038	1.0035	1.00349
27°C	1.0032	1.0033	1.0022	1.0032	1.0032	1.0033	1.0034	1.0031	1.0034	1.0032	1.00315
28°C	1.0029	1.0031	1.0018	1.0030	1.0028	1.0031	1.0032	1.0028	1.0030	1.0031	1.00288
29°C	1.0027	1.0030	1.0016	1.0025	1.0026	1.0029	1.0028	1.0026	1.0027	1.0030	1.00264
30°C	1.0025	1.0026	1.0014	1.0022	1.0025	1.0026	1.0026	1.0024	1.0025	1.0026	1.00239
31°C	1.0023	1.0023	1.0012	1.0016	1.0024	1.0022	1.0023	1.0020	1.0021	1.0023	1.00207
32°C	1.0021	1.0020	1.0011	1.0014	1.0023	1.0018	1.0020	1.0018	1.0018	1.0020	1.00183

ρ_{MEA}

1.009
1.008
1.007
1.006
1.005
1.004
1.003
1.002
1.001
1.000

DENSIDADES DE MEA VS. TEMPERATURA
APENDICE D-2

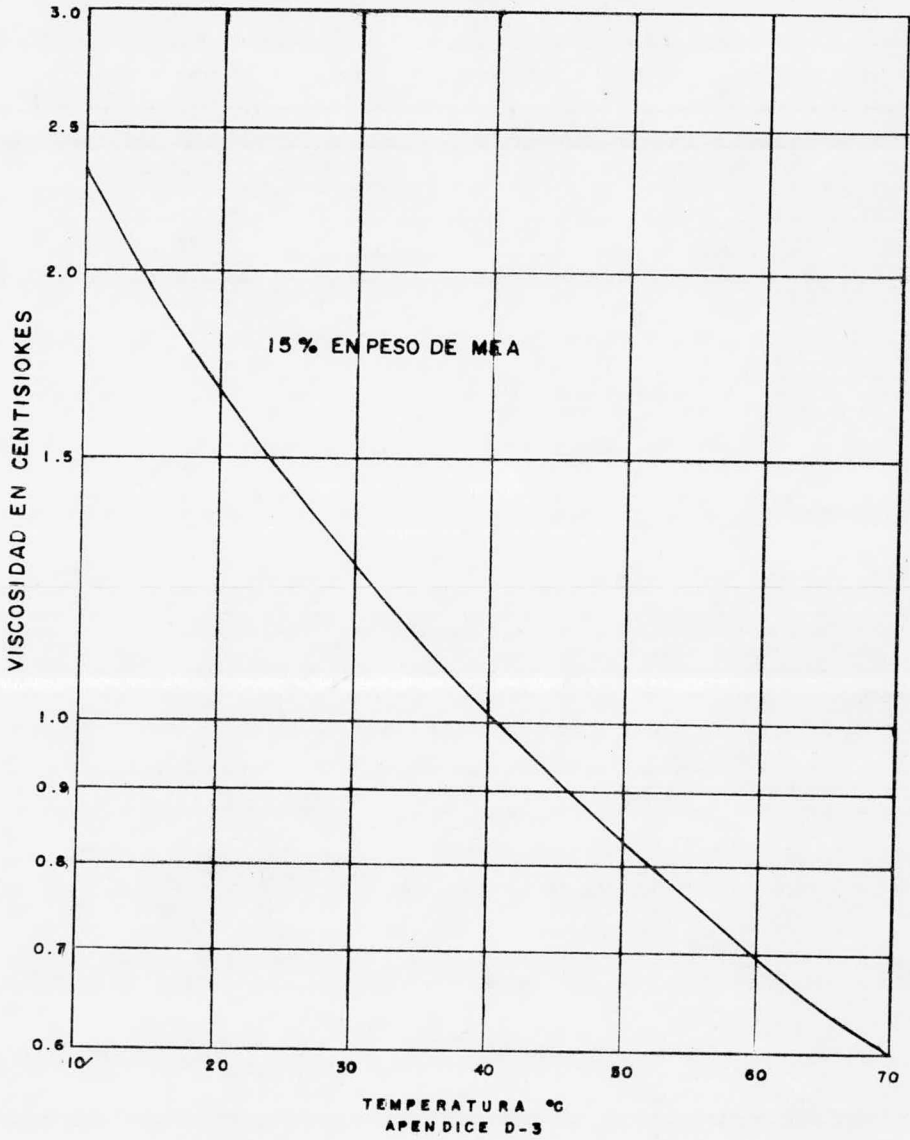
0 5 10 15 20 25 30 35 T°C



Se construye también una gráfica de Viscosidad Cinemática y se convierte esta en Viscosidad Absoluta por medio de la gráfica que se da en la hoja anterior en la hoja siguiente da la gráfica de viscosidad Cinemática.

T°C	VISCOSIDAD CINEMATICA EN CENTISTOKES											V	Media
10	2.3700	2.3440	2.3570	2.3610	2.3580	2.3445	2.3396	2.3710	2.3441	2.3576	2.3546		
11	2.2750	2.2813	2.2782	2.2701	2.2776	2.2831	2.2800	2.2760	2.2814	2.2787	2.2781		
12	2.1875	2.1875	2.1872	2.1870	2.2081	2.1890	2.1800	2.1876	2.1871	2.1874	2.1888		
13	2.0889	2.1250	2.1070	2.1062	2.1068	2.1261	2.1241	2.0890	2.1251	2.1070	2.1105		
14	2.0000	2.0500	2.0250	2.0270	2.0255	2.0540	2.0490	2.0002	2.0507	2.0255	2.0307		
15	1.9396	1.9693	1.9091	1.9090	1.9318	1.9710	1.9680	1.9397	1.9694	1.9545	1.9397		
16	1.8750	1.9063	1.8907	1.8910	1.8891	1.9102	1.9001	1.8751	1.9064	1.8907	1.8935		
17	1.8120	1.8438	1.8279	1.8291	1.8382	1.8441	1.8430	1.8121	1.8439	1.8280	1.8322		
18	1.7900	1.7913	1.7907	1.7910	1.7907	1.7902	1.7907	1.7901	1.7914	1.7907	1.7907		
19	1.6970	1.7084	1.7027	1.7079	1.6980	1.7091	1.7078	1.6971	1.7085	1.7028	1.7039		
20	1.6310	1.6870	1.6590	1.6820	1.6612	1.6882	1.6861	1.6311	1.6871	1.6591	1.6672		
21	1.6200	1.6651	1.6325	1.6400	1.6431	1.6710	1.6641	1.6201	1.6652	1.6426	1.6464		
22	1.6150	1.6283	1.6217	1.6109	1.6187	1.6290	1.6277	1.6151	1.6284	1.6217	1.6217		
23	1.5050	1.5831	1.5440	1.5402	1.5431	1.5931	1.5826	1.5051	1.5832	1.5441	1.5524		
24	1.4688	1.4715	1.4702	1.4710	1.4704	1.4731	1.4610	1.4689	1.4716	1.4702	1.4697		
25	1.4375	1.4661	1.4518	1.4497	1.4513	1.4701	1.4651	1.4376	1.4662	1.4519	1.4547		
26	1.4063	1.4167	1.4115	1.4102	1.4111	1.4201	1.4157	1.4064	1.4168	1.4116	1.4126		
27	1.3750	1.3907	1.3829	1.3738	1.3806	1.3921	1.3899	1.3751	1.3908	1.3829	1.3834		
28	1.3438	1.3542	1.3490	1.3451	1.3480	1.3549	1.3506	1.3439	1.3543	1.3491	1.3493		
29	1.3125	1.3125	1.3117	1.3120	1.3122	1.3129	1.3121	1.3126	1.3124	1.3125	1.3123		
30	1.2813	1.2917	1.2866	1.2900	1.2874	1.2926	1.2911	1.2814	1.2918	1.2866	1.2881		
31	1.2510	1.2528	1.2519	1.2520	1.2518	1.2531	1.2517	1.2529	1.2529	1.2520	1.2520		
32	1.2344	1.2396	1.2370	1.2292	1.2351	1.2401	1.2386	1.2345	1.2397	1.2371	1.2365		

Con los datos obtenidos de índice de refracción, densidad, viscosidad se puede operar el equipo a diferentes condiciones de temperatura composición etc.



TESIS PROFESIONAL.
JOSE DE JESUS TRUJILLO A.
LAB. DE ING. QUIMICA .
F. Q. U.N.A.M.

MEDIDOR DE ORIFICIO:

Conociendo la ΔP (cmHg) medida en el medidor de orificio por medio de la fórmula siguiente se calcula la velocidad lineal del aire.

$$v = C_o \sqrt{\frac{2 gc (\Delta P / \rho_g)}{\frac{S_1^2}{S_o^2} - 1}} \dots \dots \dots 33$$

Datos:

$\Delta P = \text{Kg/m}^2$ (medida en el medidor de orificio).

$gc = 9.81 \text{ Kg/Kg seg}^2$

$gc = \frac{ma}{F} = \overline{MIF} - 1 \text{ t}^{-2}$

$\rho_g =$ Densidad del aire a la temperatura ambiente.

$S_1 =$ Area del tubo.

$S_o =$ Area del orificio.

$S = \pi D^2 / 4$

$C_o = 0.615$ (coeficiente del orificio)

Este coeficiente de orificio se obtuvo de la siguiente manera:

Se tomó una lectura de ΔP (cmHg) en el medidor de orificio

$$\Delta P = 23 \text{ cm Hg} = 3126 \text{ Kg/m}^2$$

Se supone un coeficiente $C_o = 0.61$

Se calcula la velocidad lineal y se convierte a gasto másico, con este gasto másico se calcula una velocidad en el orificio. Con el diámetro de éste y la velocidad se calcula N_{Re} , si el número de Reynolds es 30,000 se predice que es bueno, el coeficiente supuesto (gráfica utilizada para corrección fig. 20.21 Foust Principio de operaciones unitarias). Después se hace una corrección por la posición de la toma de presión que esta después de la placa del orificio (usando la gráfica 5.16 del Chemical Engineers Handbook R.H. Perry).

$$\rho_{15^\circ\text{C}} = 0.945 \text{ Kg/m}^3$$

$$D_n = 1/2 \text{ in.}, D_i = 0.622 \text{ in.} = 0.01579 \text{ m}$$

$$D_o = 1/8 \text{ in} = 0.125 \text{ in.} = 0.003175 \text{ m.}$$

$$S_1 = 0.0001957 \text{ m}^2$$

$$S_o = 0.0000078 \text{ m}^2.$$

$$\frac{S_1^2}{S_o^2} = 629.76$$

$$2g_c = 19.62 \text{ Kg.m./Kg. seg}^2$$

$$\frac{\Delta P}{P} = \frac{3126}{0.945} = 3307.93 \text{ m. Kg/Kg}$$

Sustituyendo

$$V_1 = C_o \sqrt{\frac{2g_c (\Delta P/\rho g.)}{\frac{S_1^2}{S_o^2} - 1}} \quad (33)$$

$$V_1 = 0.61 \sqrt{\frac{19.62 (3307.93)}{629.76 - 1}}$$

$$V_1 = 6.1976 \text{ m/seg}$$

$$Q = V_1 S_1$$

$$Q = 6.1976 \times 0.0001957 = 0.0012128 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$Q = 4.366 \text{ m}^3/\text{h}$$

Cálculo de la velocidad en el orificio

$$V_o = Q/S_o$$

$$V_o = 0.0012128/0.0000078 = 155.487 \text{ m./seg.}$$

Cálculo de $N_{Re} = \frac{V_o D_o \rho}{\mu}$

$$N_{Re} = \frac{(155.487) (0.003175) (0.945)}{0.000018}$$

$$N_{Re} = 25917.733$$

Con el N_{Re} calculado anteriormente se ve en la gráfica y efectivamente el $C_o = 0.61$

Corrección por posición de toma de presión.

La toma de presión está separada a 7.62 cm. para poder utilizar la gráfica 5.16 se tiene que dividir la distancia de la toma entre el diámetro de la tubería y multiplicarla por 100, y graficarla contra la relación de diámetro - D_o/D_i .

$$\frac{7.62}{1.579} (100) = 482.58\%$$

$$D_o = 0.008157 \text{ m.}$$

$$D_i = 0.01579 \text{ m.}$$

$$r = \frac{0.003157}{0.01579} = 0.199$$

Con estos datos se determina el valor del coeficiente en la gráfica 5.16 del Perry, dando un valor del coeficiente de $C_o = 0.615$.

TECNICA EXPERIMENTAL (ARRANQUE DEL EQUIPO)

Una vez terminada la instalación del equipo de proceso a nivel planta piloto y teniendo los datos de concentración, densidad, viscosidad, medidas de orificio se procedio a probarlo con agua para detectar fugas y hacer las correcciones pertinentes.

Una vez hecho lo anterior se procede a comprobar que las valvulas V-13, V-14, del aire y V-19 de agua esten cerradas completamente.

Se abre totalmente V-17 y V-18; se abre un poco V-6, se comprueba con V-7 que la presión este como máximo 1kg to-

mando la temperatura de este gas con V-17. En seguida se abren V-2 y V-1 tomando una muestra en V-3 para determinar la concentración y temperatura de la MEAAq. Esta entra a la torre por la parte superior y sale por la parte inferior una vez que se a absorbido la mayor parte de CO_2 , para la salida cuenta con una valvula de drene o sea V-5, controlando esta valvula se hace un sello de líquido que debe estar abajo de la línea de entrada de CO_2 aire, para flujos mayores de MEAAq. el nivel del sello se hace controlandose con V-4 por lo que se tiene que poner un pequeño tanque para recuperar la MEAAq.- CO_2 y verterla en TA-2, analizando antes su temperatura y concentración.

Teniendo como máximo 1 kg de presión en la línea de CO_2 Aire se procede ha cerrar V-17 y V-18 abriendo un poco V-8. Habiendo hecho esto se fija un gasto de MEAAq. con V-2- y se comienza a abrir V-8 hasta encontrar el punto de inundación que visualmente se observa en la parte inferior de la torre como un burbujeo, analizando el gas que sale por la parte superior por medio de un Orzat. (analizando de gases). Después de haber hecho diferentes lecturas y tomar los datos necesarios como son temperaturas concentraciones y diferencias de presión, se procede ha cerrar V-1 y V-2 y abrir totalmente V-4 y V-5 se deja abierta V-8 se cierra V-6 y V-7.

Para la desorción se recomienda prender el cambiador cuando se comienza la absorción, ya que tarda de 10 a 15 min. en estabilizarse la temperatura.

Se comprueba que las válvulas V-18 y V-17 estén cerradas completamente. Se prende la compresora y se abre las válvulas V-12 y V-13, abriendo también la llave de purga de la válvula de control de presión para eliminar el agua que se encuentra en la línea de aire. Habiendo purgado se cierra la llave y se comprueba que la válvula este como máximo 0.5 kg de presión, se abre toda la válvula V-14 el gasto del aire se regula con la válvula de aguja que esta antes del medidor diferencial de orificio se toman las temperaturas de entrada y salida del cambiador de calor.

Se abre V-9 según se quiera la recirculación se prende de la bomba hasta que el fluido llegue a la indicación del nivel de la torre CE-2, se analizan los gases de salida de la torre concluyendose la operación cuando el analizador de gases (Orzat) indica que no queda nada de CO_2 se abre V-10 una vez vaciada toda la MEAaq. se procede hacer de nuevo la operación ya que esta torre trabaja por lotes.

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION Y VELOCIDADES DE INUNDACION EN EL EQUIPO DE PROCESO

Primero se calibraron los Rotámetros para el sistema MEAaq, Aire- CO_2 ya que se encuentran calibrados para Aire -- Agua a $15^\circ C$ y 1 atm. para R-2 y $20^\circ C$ para R-1; de la siguiente forma:

R-1. Se calibró tomando directamente volúmenes por unidad de tiempo a la temperatura de 20°C.

R-2. Se calibró tomando en cuenta las siguientes fórmulas:

$$G_2 = G_1 \sqrt{\frac{(\rho_{b2} - \rho_2) \rho_1}{(\rho_{b1} - \rho_1) \rho_2}} \dots \dots \dots 34$$

$$w_2 = w_1 \sqrt{\frac{(\rho_{b2} - \rho_2) \rho_2}{(\rho_{b1} - \rho_1) \rho_1}} \dots \dots \dots 35$$

Donde:

G = Volumen

w = Peso

ρ_{b2} = Densidad del flotador 2

ρ_{b1} = Densidad del flotador 1

ρ_1 = Densidad del aire a 15°C y 1 atm.

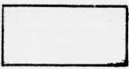
ρ_2 = Densidad del aire-CO₂ a 15°C y 1 atm.

Se determinó la densidad del flotador mediante dos métodos:

1. Por volumen desplazado por el flotador.
2. Por medidas del flotador.

$$1. \text{ El volumen desplazado fue } 4.8 \text{ ml} \times \frac{100 \text{ cm}^3}{100 \text{ ml}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1 \times 10^{-6} \text{ cm}^3} = 4.8 \times 10^{-6} \text{ m}^3$$

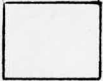
2.



$$D = 18 \text{ mm}$$

$$h = 4.7625 \text{ mm}$$

$$V_1 = \pi r^2 h = 1211.9086 \text{ mm}^3$$



$$D = 15.875 \text{ mm}$$

$$h = 11.1125 \text{ mm}$$

$$V_2 = \pi r^2 h = 2199.5257 \text{ mm}^3$$



$$D = 15.875 \text{ mm}$$

$$h = 20.00 \text{ mm}$$

$$V_3 = 1/3 \pi r^2 h = 1319.5505 \text{ mm}^3$$

Peso del flotador = 11.7675 gr

Volumen total del flotador = $4.7655 \times 10^{-6} \text{ m}^3$

Donde:

$$\delta_1 = \delta_2 = \frac{11.7675 \text{ gr}}{4.7655 \times 10^{-6} \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ Kg}}{1 \times 10^{-6} \text{ gr}} = 2469.3106 \text{ Kg/m}^3$$

$$G_2 = G_1 \sqrt{\frac{(2469.3106 - 1.0733) 0.999125}{(2469.3106 - 0.999125) 1.0733}}$$

$$G_2 = G_1 \times 0.96481226$$

Ahora corrigiendo por Presi3n y Temperatura usados:

$$G_2 = G_1 \frac{T + T'}{T + T''} \times \frac{P}{P'} \dots\dots\dots 36$$

Donde:

G_2 = Gasto corregido por P' y T''

G_1 = Gasto sin corregir

T = Temperatura base 273°R

T' = Temperatura de referencia 20°C

T'' = Temperatura de operación

P = Presión de referencia 760 mmHg

P' = Presión de operación

Cálculos:

$$T_{\text{Aire-CO}_2} = 15^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{MEAaq.}} = 15.8^{\circ}\text{C}$$

$$G_2 = G_1 \frac{273+20}{273+15} \times \frac{760}{586}$$

$$G_2 = G_1 \times 1.319444/$$

$$\text{Aire-CO}_2 \text{ lit/Min} \times \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ lit}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1 \times 10^6 \text{ cm}^3} \times \frac{1.0733 \text{ Kg}}{\text{m}^3} \times \frac{60 \text{ min}}{\text{h}} =$$

$$= \text{lit/min} (6.4398 \times 10^{-2}) = \text{Kg/h}$$

$$\text{MEAaq Lit/min} \times \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ lit}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1 \times 10^{-6} \text{ cm}^3} \times \frac{1006.6 \text{ Kg}}{\text{m}^3} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} =$$

$$= \frac{\text{lits.}}{\text{min}} (60.396) = \text{Kg/h}$$

G /min	Gx0.9648 lits/min	Gx1.319 lits./ min	Gx1.2729 Kg/h	- ΔP/L	log de G _γ	log de (- ΔP/L)
20	25.460	26.389	1.6396	1.33	0.2147	0.1239
25	31.825	32.986	2.0495	1.90	0.3116	0.2788
30	38.190	39.583	2.4594	2.50	0.3908	0.3975
35	44.556	46.181	2.8693	3.20	0.4578	0.5052
40	50.921	52.778	3.2792	4.00	0.5158	0.6021
45	57.286	59.375	3.6891	4.70	0.5669	0.6721
50	63.651	65.972	4.0990	5.60	0.6127	0.7482
55	70.016	72.569	4.5089	6.30	0.6541	0.7993
60	76.381	79.169	4.9188	7.30	0.6919	0.8633
65	82.746	85.746	5.3287	8.30	0.7266	0.9191
70	89.111	92.361	5.7386	9.30	0.7588	0.9685
75	95.476	98.958	6.1485	10.30	0.7888	1.0128
80	101.841	105.556	6.5584	11.30	0.8168	1.0531
85	108.206	112.153	6.9683	12.30	0.8431	1.0899
90	114.571	118.750	7.3782	13.30	0.8679	1.1238
95	120.937	125.347	7.7881	15.10	0.8914	1.1790
100	127.302	131.944	8.1980	16.20	0.9137	1.2055
105	133.666	138.542	8.6079	17.70	0.9349	1.2480

CAIDA DE PRESION EN CE-1 CUANDO L = 0 Kg/h

G Lits/min.	Gx1.2729 ₉₉₅ Kg/h	- ΔP/L	log de G	log de ΔP/L
20	1.6396	1.70	0.2147	0.2304
25	2.0495	2.50	0.3116	0.3979
30	2.4594	3.20	0.3908	0.5052
35	2.8693	4.10	0.4578	0.6128
40	3.2792	4.90	0.5158	0.6902
45	3.6891	6.00	0.5669	0.7782
50	4.0990	7.30	0.6127	0.8633
55	4.5089	8.40	0.6541	0.9243
60	4.9188	9.90	0.6919	0.9956
65	5.3287	10.90	0.7266	1.0374
67	5.4926	11.50	0.7398	1.0607
70	5.7386	12.20	0.7588	1.0864

CAIDA DE PRESION EN CE - 1 CUANDO L = 8.16174 Kg/h

Nota: estando L corregida por flujo en R-1 y además por temperatura por medio de la siguiente correlación:

L -- 1 lit en escala de R-1

L -- verdadera = 0.888 lits.

Ahora por temp. $L \times \frac{273+20}{273+16.8}$

G lts./min.	G x 1.2729 ₉₉₅ Kg/h	- ΔP	log de G	log de -ΔP/L
20	1.6396	2.10	0.2147	0.3222
25	2.0495	3.00	0.3116	0.4771
30	2.4594	3.90	0.3908	0.5911
35	2.8693	4.90	0.4578	0.6902
40	3.2792	6.00	0.5158	0.7782
45	3.6891	7.40	0.5669	0.8692
47	3.8530	7.80	0.5858	0.8921
49	4.0170	8.40	0.6039	0.9445
50	4.0990	9.80	0.6127	0.9912

CAIDA DE PRESION EN CE-1 CUANDO L = 10.88231 Kg/h

Nota: Estando L corregida por flujo en R - 1 y además por temperatura por medio de la siguiente correlación:

L -- 1 lit. en escala de R-1

L -- verdadera = 0.888 lits.

Ahora por temperatura $L \times \frac{273 + 20}{273 + 16.8}$

G lits./min.	G x 1.2729 ⁹⁹⁵ Kg/h	-ΔP	log de G	log de -ΔP/L
20	1.6396	2.40	0.2147	0.3802
25	2.0495	3.50	0.3116	0.5441
30	2.4594	4.50	0.3908	0.6532
35	2.8693	5.60	0.4578	0.7482
37	3.0332	6.20	0.4819	0.7924
38	3.1152	6.68	0.4935	0.8248
40	3.2792	7.10	0.5158	0.8513

CAIDA DE PRESIÓN EN CE - 1 CUANDO L = 16.3234 Kg/h

NOTA: Estando L corregida por flujo en R - 1 y además por temperatura por medio de la siguiente correlación:

L -- 1 lit. en escala de R - 1

L -- verdadera = 0.888 lits.

Ahora por temperatura $L \times \frac{273 + 20}{273 + 16.8}$

G lits./min.	$G \times 1.2729_{995}$ Kg/h	$-\Delta P$	log de G_y	log de $-\Delta P/L$
20	1.6396	2.60	0.2147	0.4150
25	2.0495	3.80	0.3116	0.5998
30	2.4594	4.80	0.3908	0.6812
33	2.7053	5.70	0.4322	0.7558
34	2.7873	6.07	0.4452	0.7832
35	2.8693	6.30	0.4578	0.7993

CAIDA DE PRESION EN CE -1 CUANDO L = 21.76464 Kg/h

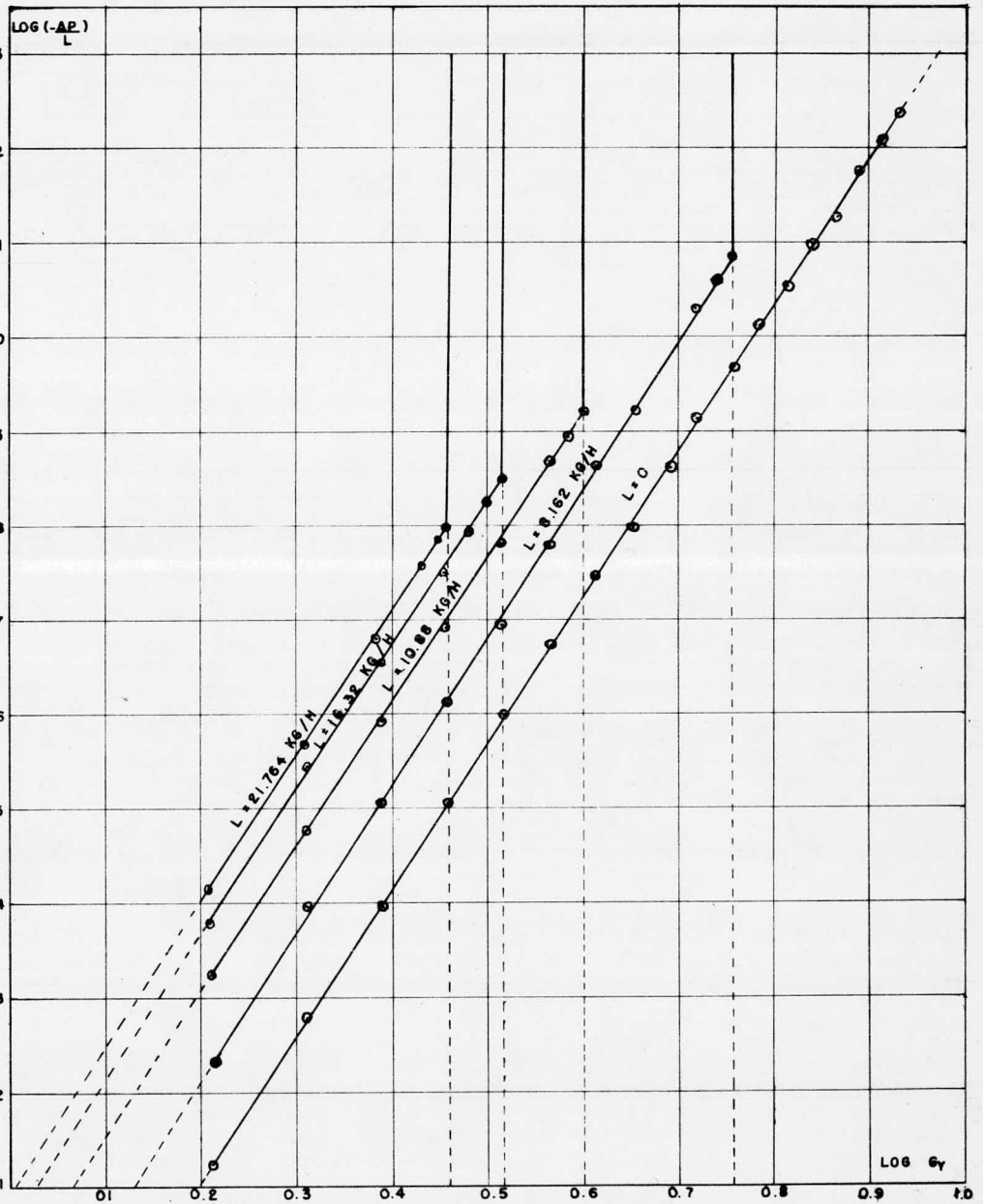
Nota: Estando L corregida por flujo en R - 1 y además por temperatura por medio de la siguiente correlación:

L -- 1 lit. en escala de R - 1

L -- verdadera = 0.888 lits.

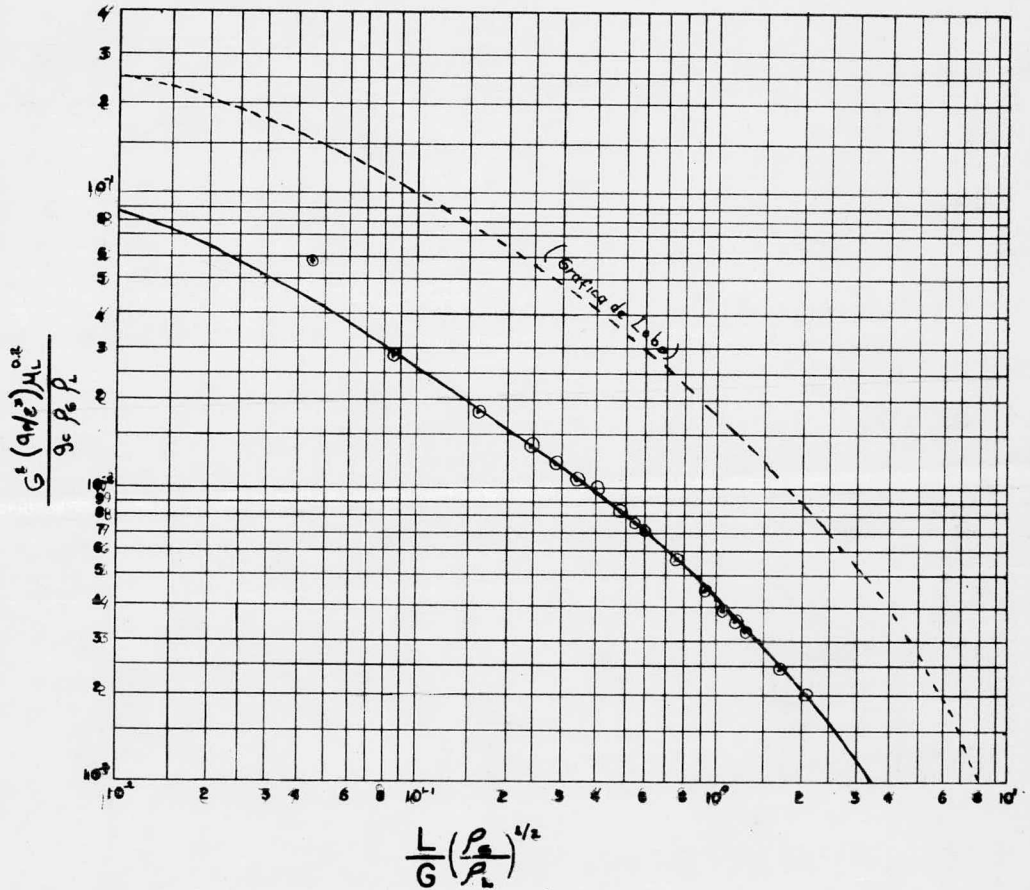
Ahora por temperatura $L \times \frac{273 + 20}{273 + 16.8}$

Con los datos obtenidos de caída de presión cuando $L = 0$, $L = 8.16174$, $L = 10.88231$, $L = 16.3234$ y $L = 21.76464$ variando G. se obtiene la gráfica que se da en la hoja siguiente.



L ℓ/m	L Kg/h	G ℓ/m	G Kg/h	G ² Kg/h.m ²	L/G(ρ _G /ρ _L) ^{0.5}	$\frac{G^2 (\rho_p/\epsilon^3) \mu^{0.2}}{g_c \rho_G \rho_L}$
0.15	8.16	72	5.90	1691490	4.5 x 10 ⁻²	5.92 x 10 ⁻²
0.20	10.88	50	4.10	816833	8.66x 10 ⁻²	2.86 x 10 ⁻²
0.30	16.32	40	3.28	522773	1.62x 10 ⁻¹	1.83 x 10 ⁻²
0.35	19.33	37	3.03	446119	2.08x 10 ⁻¹	1.56 x 10 ⁻²
0.40	21.76	35	2.87	400248	2.47x 10 ⁻¹	1.40 x 10 ⁻²
0.45	24.76	34	2.79	378246	2.90x 10 ⁻¹	1.32 x 10 ⁻²
0.50	27.18	32	2.62	333556	3.39x 10 ⁻¹	1.16 x 10 ⁻²
0.55	30.20	30	2.46	294060	4.00x 10 ⁻¹	1.03 x 10 ⁻²
0.60	32.61	27	2.21	237329	4.82x 10 ⁻¹	8.30 x 10 ⁻³
0.65	35.63	26	2.13	220457	5.46x 10 ⁻¹	7.72 x 10 ⁻³
0.70	38.05	25	2.05	204208	6.1 x 10 ⁻¹	7.15 x 10 ⁻³
0.80	43.48	22.5	1.84	164513	7.7 x 10 ⁻¹	5.76 x 10 ⁻³
0.85	46.51	20	1.64	130693	9.26x 10 ⁻¹	4.57 x 10 ⁻³
0.90	48.92	18	1.48	106436	1.07x 10 ⁰	3.76 x 10 ⁻³
0.95	51.94	17.4	1.43	99366	1.19x 10 ⁰	3.48 x 10 ⁻³
1.0	54.36	17	1.39	93885	1.28x 10 ⁰	3.29 x 10 ⁻³
1.1	59.79	16	1.36	89876	1.44x 10 ⁰	3.15 x 10 ⁻³
1.2	65.23	14.8	1.21	71144	1.76x 10 ⁰	2.49 x 10 ⁻³
1.3	70.66	13.7	1.12	60954	2.06x 10 ⁰	2.1 x 10 ⁻³
VELOCIDADES DE INUNDACION EN CE-1 A 16°C y 586 mmHg						

Nota: ver gráfica en la hoja siguiente



TESIS PROFESIONAL .
 JOSE DE JESUS TRUJILLO A.
 LAB. DE ING. QUIMICA .
 F. Q . U. N. A. M .

Ahora tomando dos de los valores extremos de la curva de inundación con

$$\frac{G^2 (a_p / \epsilon^3) \mu^{0.2}}{g_c \rho_G \rho_L} \begin{matrix} \swarrow 1 & 2.86 \times 10^{-2} \\ \searrow 2 & 2.10 \times 10^{-3} \end{matrix}$$

tenemos para el punto 1

$$G_1 = \sqrt{\frac{1.27 \times 10^8 \times 1006.6 \times 1.0733 \times 2.86 \times 10^{-2}}{4273.15 \times 1.126}}$$

$$G_1 = 903.089 \text{ Kg/h.m}^2$$

usando un 60% de la velocidad de Inundación, tenemos

$$G_1 = 541.8534 \text{ Kg/h.m}^2$$

$$L_1 = 1795.154 \text{ Kg/h.m}^2$$

Y para el punto: 2

$$G_2 = \sqrt{\frac{1.27 \times 10^8 \times 1006.6 \times 1.0733 \times 2.1 \times 10^{-3}}{4273.15 \times 1.126}}$$

$$G_2 = 244.7132 \text{ Kg/h.m}^2$$

usando un 60% de la velocidad de inundación, tenemos

$$G_2 = 146.8279 \text{ Kg/h.m}^2$$

$$L_2 = 15563.876 \text{ Kg/h.m}^2$$

$$\text{Area} = 4.54 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$\text{donde } G \text{ Kg/h.m}^2 \times \text{Area} \times \frac{1 \times 10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1}{1.0733 \text{ Kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ cm}^3} = \text{lt/min}$$

$$L \text{ Kg/h} \cdot \text{m}^2 \times \text{Area} \times \frac{1 \times 10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1}{1006.6 \text{ Kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ cm}^3} = \text{lt/min}$$

Utilizando los valores obtenidos de L/G se procede a sacar los demás calculos teniendo en cuenta que

$$\left. \begin{array}{l} \text{Temperatura del aire-CO}_2 = 16^\circ\text{C} \\ \text{Composici3n 30\% de CO}_2 \end{array} \right\} \text{Entrada}$$

$$\text{Temperatura de salida CO}_2\text{-Aire } 16.4^\circ\text{C}$$

Se analiza por medio de un Orzat la corriente de salida dando para G_1 un valor de 18,4% y G_2 un valor de 1.4%

Y con una temperatura de fase líquida de entrada de 5.8°C y una composici3n de 15% en peso de MEA.

La temperatura de Fase líquida a la salida de 16.5°C 16.3°C . Por esta diferencia podemos suponer un proceso isotermico.

Con estos valores se procede a sacar el valor de la relaci3n molar a la salida de cada punto.

$$\text{unto 1. } y_1 = 0.30; \quad Y_1 = 0.30/0.70 = 0.4286 \text{ mol de CO}_2/\text{mol de aire}$$

$$y_s = (0.184)(0.4286) = 0.07886_{24} \text{ molde CO}_2/\text{mol de aire}$$

$$y_s = 0.7886/1.07886 = 0.07309_{77}^{36} \text{ (frac. mol)}$$

La composici3n del gas a la entrada (en peso) es:

$$y_1 = \frac{(0.30)(44)}{(0.30)(44) + (70)(29)} = 0.3940_{2984} \quad 39.40\%$$

La cantidad de aire que entra al sistema por metro - cuadrado y hora sera

$$G'_1 = 541.85_{34} (1-0.394) = 328.36316 \text{ Kg/h.m}^2$$

$$G'_1 = 11.322_{867} \text{ Kmol/h.m}^2$$

La cantidad de L' empleado

$$L'_1 = 1795.154 (1-0.15) = 1525.88_{09} \text{ Kg/h.m}^2 = 84.7711_{61} \text{ Kmol/h.m}^2 \text{ Agua}$$

$$\text{y la cantidad de MEA} = 4.408_{53} \text{ Kmol/h.m}^2$$

$$\text{y como } L'/G' = \frac{(y_1 - y_\Delta)}{(x_\Delta - x_1)}$$

$$\text{donde } x_\Delta = \frac{11.3228 (0.4286 - 0.07886)}{84.7711_{61}} = 0.0467_{1438}$$

$$x_\Delta = 0.04463$$

Ahora usando valores de L/G para el punto 2 tomado - tenemos

$$y_2 = 0.30; y_1 = \frac{0.30}{0.70} = 0.4286 \text{ mol de CO}_2/\text{mol de aire}$$

$$y_\Delta = (0.014) (0.4286) = 0.006 \text{ mol de CO}_2/\text{mol de aire.}$$

$$y_\Delta = 0.006/1.006 = 0.00596 \text{ (frac. mol)}$$

La composición de gas a la entrada en peso de punto "1"

$$\text{tenemos } y_1 = y_2 = 0.3940_{2984} \quad 39.40\%$$

La cantidad de aire que entra al sistema por metro cuadrado y hora sera

$$G'_2 = 146.8279 (1 - 0.394) = 88.97_{898} \text{ Kg/h.m}^2$$

$$G'_2 = 3.06824 \text{ Kmol/h.m}^2$$

Con la cantidad de L' empleada.

$$L'_2 = L (1 - 0.15) = 151563.876 (0.85) = 13229.295 \text{ Kg/h.m}^2$$

$$L'_2 = 734.96 \text{ Kmol/h.m}^2 \text{ aire}$$

y la cantidad de MEA es $2334.5814 \text{ Kg/h.m}^2 = 38.2217 \text{ Kmol/h.m}^2$

y como $X_2 = 0$

$$x_s = \frac{3.06824 (0.4286 - 0.006)}{734.96} = 1.7642_{296} \text{ mol de } \text{CO}_2/\text{mol de MEA}$$

$$x_s = 1.761_{1226} \times 10^{-3} \text{ (frac. mol)}$$

Teniendo esta concentración en la solución se procede a desorberlo con aire caliente.

Se tratan 0.055 m^3 de la solución en el punto "1" y 0.0063 de la solución del punto "2" con aire caliente a 60°C

con un gasto de aire de:

$$\rho_{15^\circ\text{C}} = 0.945 \text{ Kg/m}^3$$

$$D_n = 1/8 \text{ in } D_i = 0.622 \text{ in} = 0.01579 \text{ m}$$

$$S_1 = 0.0001957 \text{ m}^2$$

$$S_0 = 0.0000078 \text{ m}^2$$

$$\frac{S^2}{\frac{1}{S^2}} = 629.76$$

$$g_c = 19.62 \text{ Kg. m / Kg. seg}^2$$

$$\frac{\Delta P}{P} = \frac{3261.9}{0.945} = 3551.75$$

$$V = 0.615 \frac{19.62 (3551.75)}{629.76 - 1}$$

$$V = 6.382669 \text{ m/seg}$$

$$Q = V_1 S_1$$

$$Q = 6.382669 \times 0.0001957 = 0.00125 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

Con esta temperatura y este gasto de aire se tomo un tiempo de desorción para el punto 1 = 18 min y para el punto 2 = 19.5 min.

CAPITULO VI
PROPOSICION DE PRACTICAS

En este capítulo se propone la creación de un nuevo tipo de prácticas experimentales en el Laboratorio de Ingeniería Química, teniendo como principal objetivo la enseñanza de Absorción desorción en forma experimental.

Los alumnos participantes seran, aquellos que, cursan en Ingeniería Química V en la cual las operaciones fundamentales son la absorción desorción.

Las prácticas estan divididas en dos partes; en la primera se vera exclusivamente inundación y caidas de presión en torres empacadas. En la segunda se ve absorción y desorción de un solo componente.

Este tipo de prácticas requieren un tiempo aproximado de experimentación de 1.5 horas, 1 hr. aproximadamente de explicación, y 3 hrs con lectura de la práctica y cálculos.

A coninuación se dan por separado estas dos prácticas dando una mejor comprensión de esta materia (ingeniería --

química V), Después de dar el costo.

II. COSTOS DE OPERACION (COSTO DE PRACTICAS)

Para el aspecto económico de las prácticas, se consideran los siguientes factores:

1. Suministro de materias primas. Las materias primas son CO_2 -Aire y MEA-Agua. El costo de CO_2 -aire es de 31.20 m^3 y la MEA-aq. por ser donación y totalmente regenerada no se toma en cuenta para el costo de la práctica.

Se estimo un gasto de 6 m^3 en las dos prácticas propuestas por lo que corresponden 3 m^3 por práctica aproximadamente con un costo de \$ 93.60.

2. Costo del aire.

Durante la desorción se requieren 3.0 m^3 de aire comprimido a una presión de 0.5 Kg/cm^2 (man).

Costo del aire = $0.119 \text{ \$/m}^3$ a una presión de 0.5 Kg/cm^2

Costo del aire para desorción = $0.119 \times 3.0 \text{ m}^3 = 0.3578 \text{ \$} = 0.36$

3. Costo de energía eléctrica.

Energía necesaria para la bomba (B) = 0.529 Kilowatts

Costo del Kilowatt-hora = \$ 0.82

Costo de la energía para bombeo = $0.529 \text{ Kw.} \times 0.067 \text{ hr} \times 0.82 \text{ \$/Kw-hr.} = \$ 0.03$

Durante la desorción se requiere 40 min de trabajo - para el cambiador (C), con una energía necesaria para la resistencia = 0.2656 Kilowatts.

Costo del Kilowatt - hora = \$.82

Costo de la energía para el cambiador (C) = $0.2656 \text{ Kw.} \times 0.66 \text{ hr} \times 0.82 \text{ \$/Kilowatt-hora} = \$ 0.14$

Costo total de la práctica = Costo de M.P. x costo de aire + costo de energía eléctrica = $\$ 93.60 + 0.03 + 0.14$.

COSTO TOTAL DE LA PRACTICA = $\$ 93.77 = \$ 93.80$.

* TORRES EMPACADAS *

Objetivos:

Manejo y operación de torres empacadas.

1. El estudiante determinara las constantes físicas e diferentes empaques.
2. Calculara la caída de presión en torre seca y --
on flujo de líquido anotando estas hasta obtener el punto de

carga y luego la inundación para el sistema CO_2 -aire -MEAaq.

3. Graficara $\text{Log} (-\Delta P/L)$ vs. $\text{Log } G_y$
4. Graficara la curva de inundación.

Generalidades.

Un requerimiento fundamental en todos los procesos - en los cuales se desea efectuar intercambio de masa, es proporcionar grandes áreas de contacto.

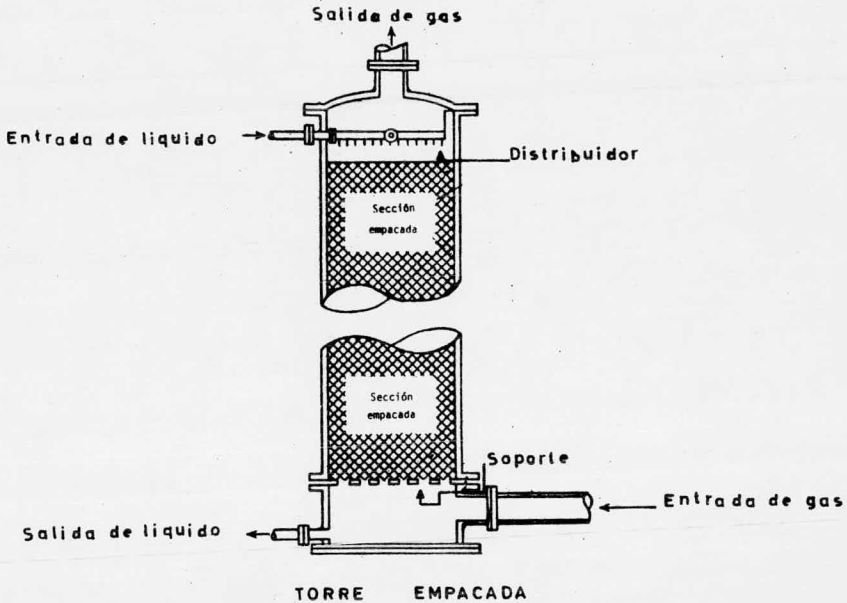
Una de las formas de obtener una gran área interfa- cial es subdividir alguna de las fases. Por ejem. si se atomi- za un líquido al pasar por una tobera, esta dividirá la fase - líquida en un gran número de gotas que constituirán el área in terfacial a través de la cual se transfiere la masa, el princi pal problema de estos equipos es la dificultad de mantener las pequeñas gotas suspendidas en la otra corriente. Esto se solu- ciona con las columnas empacadas Estas se emplean para contacto continuo a contracorriente de dos fases, son torres verticales que contienen cuerpos sólidos de diferentes formas que se colo- can al azar en la columna o se distribuyen en forma ordenada - como empaque. Estos cuerpos interceptan y retardan las corrien tes de gas y de líquido que pasan por la torre, dandoles un -- curso tortuoso a través del empaque.

De esta forma se acrecienta la superficie de contacto

entre las corrientes y también aumenta la turbulencia de las co
rrientes parciales.

En la Fig. 1 la fase líquida entra por la parte supe
rior de la columna y se distribuye sobre la superficie del em-
paque mediante espreas o placas distribuidoras, así gracias a
una buena distribución inicial fluira hacia abajo a través del
mpaque y se pondra en contacto con la fase gaseosa que sube;-
sta ultima entra por el fondo de la torre y seguira caminos -
ortuosos.

El material de empaque esta soportado sobre un enrr
ado, parilla o bien un soporte de multiples vigas que se si--
ua en el fondo de la torre. Las ventajas de flujo a contra-
orriente y contactos multiples se consigue en las torres de -
mpaque.



En estas torres la fase pesada fluye por gravedad y la fase ligera tiende a subir por diferencia de densidades o bien por existir una mayor presión en la base del equipo. Estas torres poseen un diámetro que varía de 10 cm a 10 m y con alturas que van de 1 m hasta 25 m.

Para el diseño de una torre empacada es necesario tener información sobre los coeficientes de transferencia de masa, estos dependen de la cantidad de flujo de las fases, de las concentraciones de estas y del área interfacial; ahora bien existe un inconveniente que esta área es difícil de medir y por eso se suelen usar coeficientes volumetricos, tales como K_{Ga} , K_{La} , etc. con dimensiones de Kg mol transferidos por m^3 -

de volumen de torre, por hora y unidad de fuerza directora.

El termino "a" representa el área superficial por metro cúbico de empaque, es evidente que el termino K_{Ga} incluye un factor inherente que indica la proporción del área empacada que es realmente usada para la transferencia. La proporción del área efectiva es una función del flujo de las fases, el tipo de empaque, el acomodamiento de estos etc. Por eso los valores de los coeficientes volumetricos se obtienen experimentalmente.

Empaques:

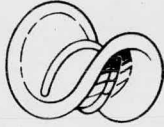
La parte principal es una torre empacada es precisamente el empaque. Se han propuesto a través del tiempo una multitud de formas para el material de empaque, que van desde sólidos muy fáciles de adquirir como piedras, botellas rotas, trozos de porcelana; hasta formas geométricas complejas y caras, pero solo unas cuantas tienen aplicación industrial.

En la actualidad se fabrican empaques de piedra, porcelana, carbón, cerámica y metales resistentes a la acción química de los materiales manejados.

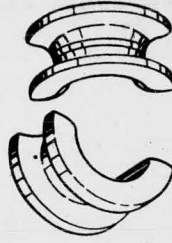
A continuación se dan algunos de los más conocidos.



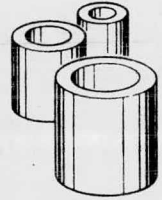
ANILLO DE DOBLE ESPIRAL



SILLAS BERL



SILLAS INTALOX



ANILLO RASCHIG



ANILLO LESSING

Fig. 2



ANILLO DE PARTICION

El empaque que se emplee debe de reunir las siguientes características:

1. Debe tener una superficie humedecida por unidad de volumen de espacio empacado bastante grande.
2. Debe tener un gran volumen vacío, esto permitira recibir cantidades razonables de las fases sin que existan caídas de presión altas.
3. Relación de área efectiva a área total grande.

4. Debe ser resistente a la corrosión.
5. Debe de tener una baja densidad a granel.
6. Debe de ser relativamente barato de acuerdo a --

sus características.

7. Favorables cualidades de distribución del líquido.

8. Durabilidad (desde el punto de vista mecánico y químico).

9. Irregularidad en la forma para dar mayor contacto entre las fases.

Entre las características del empaque que son necesarias para el diseño de una torre estan:

- a) El porcentaje de huecos (%)
- b) El área específica ("a" m^2/m^3)
- c) El número de piezas por m^3
- d) La densidad aparente (ρ_p Kg/m^3)

Estas características se pueden determinar experimentalmente.

Relleno	Tamaño nominal pulgadas	Número por m ³	Superficie específica m ² /m ³	Porosidad 100	a/ ³ m ² /m ³
Anillos Raschig	3	1720	72	94	87
Aceros	2	5420	102	94	123
	1	44600	206	93	258
	1/2	354000	416	91	555
Anillos Raschig	3	1560	62	78	131
Grafito	2	5290	95	74	236
	1	42200	187	74	464
	1/4	338000	373	74	925
Anillos Raschig	4	733	52	74	129
Ceramica	2	5420	95	73	245
	1	43000	190	71	532
	1/2	335000	368	71	1030
	1/4	2870000	795	72	2140

ALGUNAS PROPIEDADES DE VARIOS EMPAQUES

INUNDACION.

Para una torre que tiene un empaque y que esta irrigada con un cierto flujo de fase pesada, existe una velocidad-limite al flujo de la fase ligera, la velocidad de fase ligera correspondiente a este limite se conoce como velocidad de inundación.

En la gráfica (1) se graficó $\log (-\Delta P/L)$ contra \log

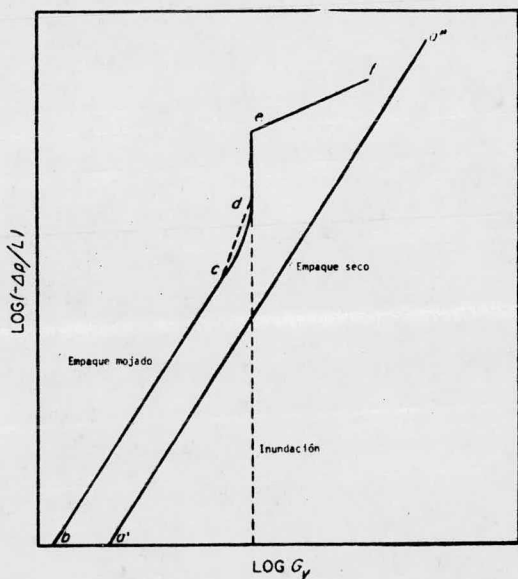
Gy cuando el empaque esta seco se obtiene una línea recta cuya pendiente es cercana a 1.80 por esta razón la caída de presión aumenta con la 1.80 ava potencia de la velocidad.

Cuando el empaque es irrigado con un flujo de líquido constante la relación entre la caída de presión y la velocidad de flujo sigue la línea "bcdef" de la fig. (1). Para una misma velocidad, la caída de presión es mayor en un empaque humedecido que en uno seco.

Cuando la velocidad aumenta, la recta se hace curva-hacia arriba, partiendo de "c", que es el punto de carga, a un aumento ligero de la velocidad la caída de presión aumenta considerablemente sin que se varíe ya la velocidad y se llega al punto "d" llamado punto de inundación donde el contenido de líquido aumenta en la torre, produciendose una distribución por zonas de flujos de gas ligera y pesada, eliminandose poco a poco la posibilidad de mezcla y por ende la transferencia de masa. A una determinada velocidad la fase ligera arrastrara totalmente a la pesada (punto "e") en ese punto cesa la operación de la torre pues el líquido es eliminado por arrastre de la corriente ligera.

Una torre empacada es práctica solamente a velocidades por debajo del punto "c". La velocidad más favorable de fase ligera es generalmente de un 60% de la inundación.

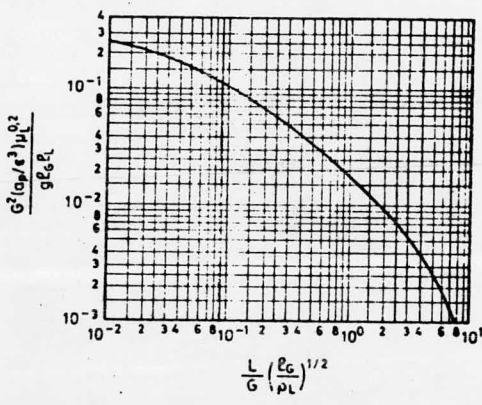
Las velocidades de una y otra fase en una torre que llega a inundarse con función una de la otra, al mismo tiempo - la relación mencionada está en función de las propiedades de - ambas fases; las densidades, la viscosidad, las característi- cas del empaque (fracción volumen libre, superficie que presen- ta, porosidad y volumen de cama empacada).



G.1 CAIDA DE PRESION EN TORRE EMPACADA

Para sistemas líquido-gas, la correlación más importante es la de Lobo, que se obtuvo con datos experimentales de varios empaques y sistemas. La gráfica de Lobo ver gráfica 2 es una gráfica generalizada que incluye bastante información. - El hecho de que la línea de la gráfica 2 tenga pendiente negativa a grandes valores de L/G significa que esta región G^2 , se

gráfica contra G ó que L es constante: En otras palabras al -
 aumentar la velocidad del líquido se alcanza un punto en el --
 cual un pequeño aumento de L es suficiente para impedir que el
 gas fluya a contracorriente a través del empaque.



G.2 GRAFICA DE LOBO

La velocidad de Inundación se calcula fácilmente em-
 pleando la gráfica de Lobo. En la que se representa en absisas.

$$L/G = \sqrt{\rho_G / \rho_L} \quad \text{y en ordenadas} \quad \frac{G^2 (\alpha_p / E^3) \mu_L^{0.2}}{g \rho_G \rho_L} = \frac{v^2 (\alpha_p / E^3) \rho_G \rho_L^{0.2}}{g \rho_L}$$

siendo:

L = Velocidad másica del líquido $\text{Kg/m}^2 \cdot \text{h}$

G = Velocidad másica del gas, $\text{Kg/m}^2 \cdot \text{h}$

v = Velocidad lineal del gas en m/seg

$\rho_G \rho_L$ = Densidades del gas y del líquido, Kg/m^3

μ_L = Viscosidad del líquido en centipois

g = Aceleración de la gravedad, $1.27 \times 10^8 \text{ m/h}^2$

a_p/ϵ^3 = Superficie específica de empaque m^2/m^3

Descripción del Equipo:

La columna empacada CE -I (QVF) que se utiliza para la práctica esta empacada con anillos raschig de vidrio, que están sostenidos por una placa soporte que se encuentra en la parte inferior de la torre.

El Líquido (MEAaq.) pasa por un rotámetro y de allí a la parte superior de la torre, donde es distribuida por una especie de regadera de vidrio (distribuidor) saliendo por la parte inferior hacia el tanque TA-2.

El CO_2 -Aire es proporcionado por un cilindro de presión con válvulas reguladoras de presión y con una composición definida y entra por la parte inferior de la columna pasando por un rotámetro; el aire y el CO_2 que quedo sin absorber salen por la parte superior hacia la atmosfera, siendo analizados por un Orzat.

La torre cuenta en la línea de CO_2 -Aire con tomas de presión que están conectadas a un manómetro diferencial que mide la caída de presión.

Las características del empaque y dimensiones de la torre son:

Empaque:

Diámetro interno	= 3.8×10^{-3} m
Diámetro externo	= 5.8×10^{-3} m
Porcentaje de huecos	= 60%
Area específica	= $923 \text{ m}^2/\text{m}^3$
Número de piezas por m^3	= 4.5×10^6 anillos/ m^3
Densidad aparente	= $884 \text{ Kg}/\text{m}^3$
Densidad real	= $2205 \text{ Kg}/\text{m}^3$

Torre:

Altura empacada	= 1.45 m
Diámetro externo	= 8.8×10^{-2} m
Diámetro interno	= 7.6×10^{-2} m

Técnica de Operación:

Se comprueba que las válvulas V-13, V-14 del aire y V-19 de agua estén cerradas completamente.

Se abre totalmente V-17 y V-18; se abre un poco V-6,

se comprueba con V-7 que la presión este como máximo 1 Kg se toma la temperatura en V-17. Teniendo como máximo 1 Kg de presión en la línea CO_2 -Aire se procede a cerrar V-17 y V-18 abriendo un poco V-8 se toman caídas de presión a diferentes flujos en columna seca. Se cierra la presión Terminadas las lecturas y se procede hacerlo de nuevo pero ahora con líquido (MEAq.).

Se abre de nuevo V-17 y V-18; se abre un poco V-6 se comprueba con V-7 que la presión este como máximo 1 Kg. En seguida se abren V-2 y V-1 tomando muestras con V-3 se mide su concentración y temperatura de la MEAq. Esta entra por la parte superior antes pasando por un rotámetro; sale de la torre por la parte inferior en la salida cuenta con una válvula de drene V-5, controlando con esta válvula se hace un sello de líquido que debe de estar abajo de la línea de entrada de CO_2 -Aire, el líquido es recogido en el tanque TA-2.

Se procede a cerrar V-17 y V-18 abriendo un poco V-8. Se fija un gasto de MEAq., con V-2; y se comienza abrir V-8 anotando cada flujo y caídas de presión hasta encontrar el punto de inundación que se observa en la parte inferior de la torre como un burbujeo. Después de hechas diferentes lecturas y tomar los datos necesarios, se procede a cerrar V-1 y V-2 y abrir totalmente V-5 se deja abierta V-8 se cierra V-6 y V-7.

Cálculos:

1. Calcule el valor de las constantes físicas de -- los diferentes empaques dados.
2. Construya la gráfica de $\text{Log} (-\Delta P/L)$ contra $\text{Log} G_y$ para gas seco y con 3 flujos de líquido diferente.
3. Obtenga los diferentes flujos de inundación y -- grafíquelos utilizando la correlación de Lobo.
4. Determina el % de desviación entre las velocidades de inundación experimentales y las calculadas por la literatura.
5. Decir cual es el factor predominante en el % de error experimental en esta práctica.

Bibliografía:

- a) Alan S. Foust, wenzel, Clump. Principles of Unit-Operations A Wiley International Edition.
 - b) H. Sawistowski & W. Smith. Método del cálculo en los procesos de Transferencia de Materia.
- Ed. Alhambra S.A. Madrid, Buenos Aires y México.

c) Joaquín Ocon y Gabriel Tojo. *Problemas de Ingeniería Química. Tomo 11 Primera Ed. Segunda Reimpresión --- 1975.*

Ed. Colección Ciencia y Técnica Aguilar, España 1975.

d) Robert E, Treybal. *Mass Transfer Operations Second Edition Ed. Mc. Graw-Hill.*

CUESTIONARIO

1. Diga algunas formas de como aumentar la superficie de contacto entre las fases?
2. Mencionar algunos tipos de empaque?
3. Qué finalidad tienen los empaques en las torres?
4. Dar algunas características de los empaques?
5. De que depende la caída de presión en una torre-empacada?
6. Que es el punto de carga?
7. A que se llama inundación visual?
8. A que se llama acanalamiento?
9. A que se llama inundación?
10. Como varia la caída de presión con el gasto en las torres empacadas?
11. Que gráfica predice la inundación (en sistemas - gas líquido)?

12. Es conveniente trabajar cerca de la inundación?

13. En donde se obtiene la mayor caída de presión?

14. Como se calcula el diámetro en una torre empacada?

15. Para que tipos de operación sirven las torres empacadas?

16. Cuál es el procedimiento de operación del equipo?

ABSORCION DE GASES

Objetivos:

Manejo y operación del equipo piloto de absorción de sorción:

1. El estudiante determinará las variables necesarias para la separación de CO_2 del aire en Monoetanolamina acuosa.

2. Gráficara la línea de operación y obtendrá el número de unidades de transferencia.

3. Obtendra la eficiencia del equipo.

Generalidades:

Una de las operaciones básicas de la Ingeniería Química, en donde existe transferencia de masa es la Absorción-

Desorción. En la primera parte de esta operación se realizó la separación de uno o varios componentes de una mezcla gaseosa por disolución en un líquido, dando como resultado una transferencia de masa desde la fase gaseosa a la líquida. - Para este trabajo se considera el caso más sencillo en el que la fase gaseosa contiene tan solo un componente soluble en la fase líquida. En la segunda, parte de esta operación, --- siendo opuesta a la absorción, en que la transferencia se -- realizó de la fase líquida a la gaseosa.

Estas dos operaciones unitarias son de las más importantes en la tecnología química, y su campo de aplicación se extiende desde la separación de componentes valiosos presentes en una corriente de gases, hasta la eliminación de materiales indeseables de corrientes residuales.

Existen para todas las combinaciones de fases, una condición de intercambio neto o de propiedades, llamada Equilibrio (generalmente masa o energía en procesos químicos). - Al poner en contacto un gas que es soluble en un líquido, -- las moléculas del gas pasan al líquido formando una disolución, y al mismo tiempo las moléculas disueltas en el líquido tienden a volver a la fase gaseosa; es evidente que la -- concentración máxima de soluto en la fase líquida es la del equilibrio correspondiente a las condiciones de operación; - Esta máxima concentración es un valor teórico que no puede -

alcanzarse en los aparatos industriales de absorción.

La solubilidad del gas en el líquido es función de - la naturaleza de ambos componentes, de la temperatura, de la presión parcial del gas en la fase gaseosa, de la concentración del gas disuelto en el líquido y en gran parte del área de la superficie de contacto entre las fases.

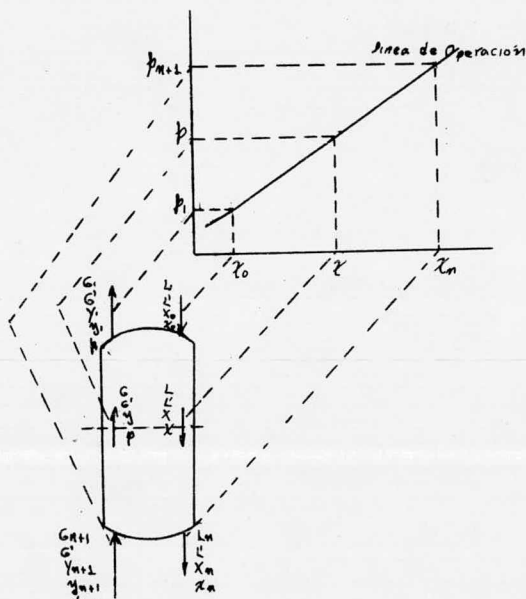
Una de las formas de obtener una gran área de contacto íntimo entre las fases es empacando el equipo que generalmente es un cilindro vertical.

La función primaria de este equipo es proporcionar un esqueleto sobre cuya superficie escurra la fase pesada en películas delgadas o corriente, mientras que la ligera asciende a través de los empaques y alrededor de los mismos.

En la figura se representa esquemáticamente una torre de absorción con funcionamiento en contracorriente, en el interior de la cual se efectúa el contacto líquido-gas -- asimismo una gráfica que muestra las concentraciones típicas en el fondo, la cuspide y una parte intermedia del absorbedor. La curva de los tres puntos del diagrama, representa las condiciones en las diferentes partes del equipo.

La línea que conecta los tres puntos recibe el nombre de línea de operación y la localización de esta se fija-

por un balance de materiales.



La cantidad total de gas "G" (CO_2 -Aire) que pasa a través de la torre en sentido ascendente por unidad de tiempo y área de sección normal al flujo (mol/h.m^2) consta de G' moles de inerte o componente que no se difunde (aire) y soluto o componente que se difunde. (CO_2).

La cantidad de líquido total "L" (MEAaq.) que baja a lo largo de la torre por unidad de tiempo y área de sección normal al flujo (mol/h.m^2) consta de L' moles de absorbente no volátil que no se difunde (H_2O) y componente que se difunde (MEA).

Como "G" y "L" varían de uno a otro extremo de la torre, se suelen utilizar como base de cálculo los flujos del componente inerte de cada corriente, G' y L' que permanecen constantes a lo largo de la torre.

La composición de la fase gaseosa puede expresarse en a) fracción molar "y", b) presión parcial "p", c) relación molar "y" (moles del componente que se difunde por mol de componente inerte). La composición de la fase líquida puede expresarse en a) fracción molar, "x", b) en relación molar, "X" (mol de componente que se difunde por mol del componente --- inerte).

Se deduce fácilmente que:

Para la fase gaseosa.

$$y = \frac{y}{1 - y} = \frac{p}{P - p}, \quad y = \frac{y}{1 + y}$$

$$G' = G (1 - y) = \frac{G}{1 + y} \dots \dots \dots 1$$

Para la fase líquida.

$$X = \frac{x}{1 - x}, \quad x = \frac{X}{1 + X}$$

$$L' = L (1 - x) = \frac{L}{1 + X} \dots \dots \dots 2$$

De la realización de un balance de materia referido al componente a separar, entre una sección de la torre y la -

sección inferior, se reduce que

$$G'(y_{n+1} - y) = L'(X_n - X) \dots \dots \dots 3$$

y de aquí:

$$y = \frac{L'}{G'} X + y_{n+1} - \frac{L'}{G'} X_n \dots \dots \dots 4$$

Esta expresión en el diagrama $X - Y$, representa una recta que pasa por el punto $(X_n; y_{n+1})$ y tiene de pendiente L'/G' .

Aplicando el mismo balance entre esa sección de la torre y la sección superior, resulta una ecuación equivalente a la anterior:

$$G'(y_1 - y) = L'(X_0 - X) \dots \dots \dots 5$$

o sea

$$y = \frac{L'}{G'} X + y_1 - \frac{L'}{G'} X_0 \dots \dots \dots 6$$

que en el diagrama $X - Y$ representa una recta que pasa por el punto $(X_0; y_1)$, y su pendiente es también L'/G' .

Por consiguiente, se encuentra que por los puntos $(X_0; y_1)$ y $(X_n; y_{n+1})$ ha de pasar una recta de pendiente L'/G' ,

que representa las composiciones del gas y del líquido en los distintos puntos de la columna, y se denomina recta de operación. Gráficamente se traza la línea uniendo los puntos representativos de las concentraciones de ambas fases en los extremos de la torre; ó bien construyendo la recta de pendiente L'/G' que pasa por el punto representativo de las concentraciones de ambas fases en uno de los extremos de la torre. La línea de operación es recta solo en el diagrama $X - Y$. En función de las fracciones molares ó de las presiones parciales, las líneas de operación son curvas y responden a las ecuaciones:

$$G' \left(\frac{y_{n+1}}{1-y_{n+1}} - \frac{y}{1-y} \right) = G \cdot \left(\frac{p_1}{P-p_1} - \frac{p}{P-p} \right) = L' \left(\frac{x_n}{1-x_n} - \frac{x}{1-x} \right) \dots 7$$

o bien

$$G' \left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y}{1-y} \right) + L' \left(\frac{x_0}{1-x_0} - \frac{x}{1-x} \right) \dots \dots \dots 8$$

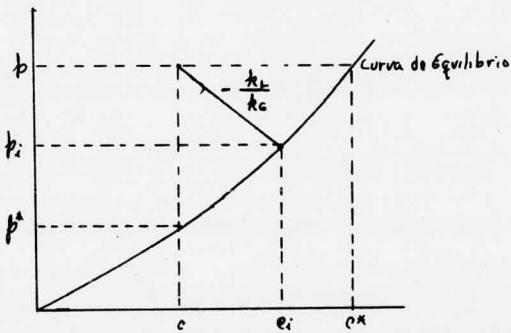
y su coeficiente angular en un punto es el valor de L/G para ese punto.

Si en el diagrama $X - Y$ se representa también la curva de equilibrio o curva correspondiente a las concentraciones del gas en equilibrio con el líquido, a una temperatura y presión dadas, encontramos que para la absorción, la recta de operación esta siempre por encima de la curva de equilibrio, mientras que para la desorción esta por debajo.

La transferencia de masa es función del equilibrio, lo --

que implica un conocimiento de las condiciones que lo rigen. Si el absorbedor esta a temperatura constante, usaremos una isoterma para describirlo. Si hay variación de temperatura, puede ser posible correlacionar la temperatura con la composición del líquido y luego obtener una curva de equilibrio corregida por temperatura. La curva de equilibrio muestra la presión parcial del soluto en la fase gaseosa que esta en equilibrio con una composición dada de la fase líquida. Estos valores son función de las propiedades de las sustancias a una presión y temperatura dadas.

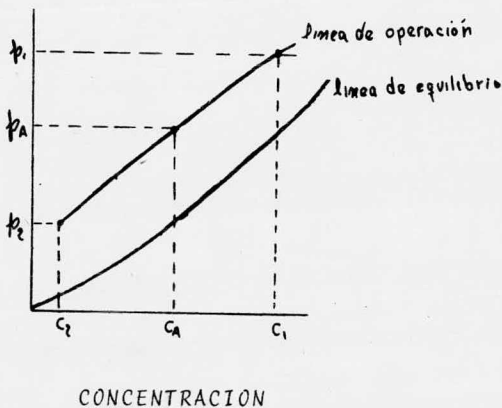
Hay tres valores del equilibrio que son de interes. Estos son la composición del líquido, la composición en el equilibrio y la composición interfacial.



CONCENTRACION DEL SOLUTO EN EL LIQUIDO

Si hay resistencia a la transferencia de masa en ambas fases las concentraciones interfaciales estarán en equilibrio, pero serán diferentes de las concentraciones en cada fase. -- Los símbolos que se usan son " p_i " y " c_i ". La composición del vapor en equilibrio " p^* " es la de un vapor en equilibrio con un líquido. Cuando la película de gas controla la fuerza impulsora es $(p - p^*)$. La composición del líquido en equilibrio es " c^* ". Cuando la película de líquido controla la fuerza impulsora es $(c^* - c)$.

Una vez que se tiene la línea de equilibrio y la de operación estas se pueden poner juntas en el mismo diagrama. La diferencia entre esas curvas es una medida de fuerza impulsora de transferencia de masa.



Las moles del componente que se difunde por unidad -

de tiempo y unidad de área seccional se pueden definir por medio de dos conceptos diferentes: a) el balance de materiales, b) la ecuación de transferencia de masa.

Balance de masa.

La cantidad de moles absorbidos se puede obtener por un balance de masa en una diferencial de altura del equipo dz

$$G' \frac{p + dp}{P - (p+dp)} \,, \quad G' \frac{P}{P - p} \,, \quad G' \frac{dp}{P - p} \dots \dots \dots 9$$

Moles entrantes moles salientes moles absorbidas

Estas moles se absorbieron debido a que hubo una --- transferencia de masa, y que esta controlada por:

$$N_A = K_G (p-p^*) \dots \dots \dots 10$$

En esta expresión la transferencia de masa se da en moles de soluto transferido por unidad de área, unidad de --- tiempo, unidad de fuerza impulsora. Para poder usar esa ecuación en el diseño de absorbedores, se debe de conocer el área interfacial de contacto. Aunque ciertos equipos tales como - las columnas de paredes mojadas tienen una área definida, el área interfacial en muchos equipos es casi imposible de medir. Por esta razón se debe usar un factor "a" que representa el - área interfacial por unidad de volumen de equipo. De manera-

que la transferencia de masa dentro de una diferencial de altura "dz" por unidad de área seccional es:

$$N_A \left(\frac{\text{moles transferidos}}{\text{hr área interfacial}} \right) \left("a" \frac{\text{área interfacial}}{\text{m}^3} \right) (dz \text{ (m)})$$

$$= \frac{\text{Moles transferidas}}{\text{hr de área seccional}}$$

o en términos de los coeficientes:

$$N_A \, adz = K_G a (p - p^*) \, dz \dots\dots\dots 11$$

Como el factor "a" y el coeficiente de transferencia de masa dependen de la geometría del sistema y de los flujos de las corrientes se les suele combinar en un producto, el -- llamado coeficiente volumetrico.

$$K_G a \text{ con unidades de } \frac{\text{moles transferidas}}{\text{hr volumen presión}} \dots\dots 12$$

Las ecuaciones (9) y (11) se pueden combinar y la ex presión resultante se integra para obtener la altura del --- equipo.

$$G' \left(\frac{dp}{p-p^*} \right) = K_G a (p-p^*) dz$$

Una de las simplificaciones es suponer "K_Ga" cons--- tante. Este coeficiente volumetrico depende de varios facto-

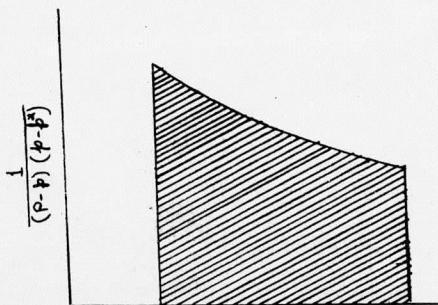
res tales como la velocidad del gas y las propiedades físicas del gas y líquido, pero puede considerarse constante si la pendiente de la curva de equilibrio no cambia marcadamente en el proceso.

con esta suposición:
$$\int_0^z \frac{G'}{K_G a} \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{(P-p)(p-p^*)}$$

La literatura sobre absorción presenta una gran variedad de ecuaciones tales como la anterior. La variedad de resultados es debida al uso de diferentes clases de unidades de concentración, pero las ecuaciones son basicamente similares.

La ecuación anterior se puede resolver en forma gráfica obteniendose los valores de $p-p^*$ a partir del diagrama que presenta a la línea de operación junto con la línea de equilibrio.

La integración se puede obtener graficamente al graficar la p contra $1/(P-p)(p-p^*)$, el área bajo la curva es la integral.



Un método conveniente de estimar la altura de una columna de absorción a contracorriente esta basado en el concepto de altura de la unidad de transferencia, concepto que fue introducido originalmente por Chilton y Colburn. Este método se usa frecuentemente por las siguientes razones:

- 1.- El procedimiento es simple, directo y rapido
- 2.- La resistencia a la transferencia de masa del empaque se expresa en términos de un número determinado experimentalmente que tiene dimensiones de longitud.

El concepto básico es que la estimación de la altura de una torre depende siempre de la evaluación de una integral tal como:

$$\int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{(P-p)(p-p^*)}$$

El valor de esta integral que es adimensional expresa la dificultad de absorber el soluto, Chilton y Colburn la llamaron el número de unidades de transferencia.

Con ello la altura de una torre empacada estaria dada por:

$$z = \frac{G'}{K_G a} N_{OG} \quad \text{o} \quad z = H_{OG} N_{OG}$$

En donde H_{OG} es la altura de la unidad de transferencia y representa la eficiencia de un cierto equipo para llevar a cabo una absorción dada. La altura de la unidad de transferencia es función principalmente del empaque utilizado y del flujo de la fase.

Al estimar el tamaño de un absorbedor comercial es deseable tener datos sobre el coeficiente total de transferencia de masa del sistema a las velocidades en que se debe hacer el diseño. Estos datos se deben de tomar de aparatos normales de pared, siendo el diámetro de la torre de 8 a 10 veces el diámetro del empaque. En ausencia de tal información, lo mejor es estimar el coeficiente total a partir de los valores de las resistencias parciales usando las ecuaciones siguientes:

$$H_{OG} = H_G + m \frac{G_M}{L_M} H_L \quad \text{y} \quad H_{OL} = H_L + \frac{L_M}{m G_M} H_G$$

L_M = Velocidad molar másica del líquido

G_M = Velocidad molar másica del gas

m = Pendiente de la línea de equilibrio

H_L = Altura de la unidad de transferencia parcial lado del líquido.

H_G = Altura de la unidad de transferencia parcial lado gas

H_{OG} = Altura total de la unidad de transferencia lado gas.

H_{OL} = Altura total de la unidad de transferencia lado líquido.

Los datos sobre H_G o H_L para los diferentes empaques y gastos se encuentran abundantemente en la bibliografía.

Descripción del equipo

Consta de un tanque de alimentación TA-1 (de acero - inox.); Una columna empacada CE-1 (QVF) que se utiliza para la absorción de CO_2 en MEAaq., procedente de TA-1, la columna esta empacada con anillos raschig de vidrio, que estan sostenidos por una placa soporte que se encuentra en la parte inferior de la torre.

El líquido (MEAaq.) pasa por un rotámetro y de allí a la parte superior de la torre, donde es distribuida por una especie de regadera de vidrio (distribuidor), saliendo por la parte inferior hacia el tanque TA-2.

El CO_2 - Aire es proporcionado por un cilindro de presión con valvulas reguladoras de presión y con una composición definida; este entra por la parte inferior de la columna pasando antes por un rotámetro; al aire y CO_2 que quedo sin absorber salen por la parte superior hacia la atmósfera, y se analizan por medio de un Orzat. (analizados de gases).

La torre tiene en la línea de CO_2 -Aire con tomas de presión que están conectadas a un manómetro diferencial para medir la caída de presión.

Las características de esta torre son las sig: Empaque: Diámetro Interno = 3.8×10^{-3} m; Diámetro externo = 5.8×10^{-3} m; porcentaje de huecos 60%; superficie específica - - - $923 \text{ m}^2/\text{m}^3$; número de piezas por m^3 = 4.5×10^6 anillos; densidad aparente = $884 \text{ Kg}/\text{m}^3$; densidad real = $2205 \text{ Kg}/\text{m}^3$. TORRE. Altura empacada = 1.45 m; diámetro externo = 8.8×10^{-2} m; diámetro interno = 7.6×10^{-2} m.

El fluido almacenado en TA-2 es llevado a la torre CE-2 por una bomba de PVC. y introduciéndolo por la parte superior hasta un cierto nivel, y una vez que se ha desorbido con aire caliente sale por la parte inferior hacia el tanque TA-1.

El aire proviene de una compresora del laboratorio de Ingeniería Química, antes de entrar por la parte inferior de la torre pasa por un sistema regulador de presión, después pasa por un medidor de orificio y de allí a un cambiador de resistencias eléctricas; entra por la parte inferior de la torre y sale por la parte superior hacia la atmósfera.

Las dimensiones y características de la torre CE-2 son:

La torre es de vidrio recubierta con aislante.

Altura de la torre.....	1.5 m
Diámetro interno.....	$1.0 \times 10^{-1} \text{ m}$
Diámetro externo.....	$1.2 \times 10^{-1} \text{ m}$

Cuenta con un distribuidor de gas y una placa soporte así como un medidor de nivel.

TECNICA DE LA PRACTICA:

Se seleccionan gastos de CO_2 -Aire y MEAAq., que estén por debajo de la inundación (gralmente. 60% de la de inundación) de los datos obtenidos en la práctica de Inundación.

Una vez hecho lo anterior se procede a comprobar que las valvulas V-13, V-14, del aire y V-19 del agua estén cerradas completamente.

Se abre totalmente V-17 y V-18; se abre un poco V-6, se prueba con V-7 que la presión este como máximo 1 Kg/cm^2 se toma la temperatura con V-17. En seguida se abren V-2 y V-1 tomando una muestra en V-3 para determinar la concentración y temperatura de la MEAAq., esta entra por un rotámetro y luego a la parte superior y sale por la parte inferior una vez que se ha absorbido la mayor parte de CO_2 , en la salida cuenta con una valvula de drene o sea V-5, controlando esta valvula se hace un sello de líquido que debe de estar por debajo de la línea de entrada de CO_2 -Aire.

Teniendo lo anterior se procede a cerrar V-17 y - -

V-18 abriéndose un poco V-8; se fija el gasto de MEAAq., y el gasto de CO_2 -Aire se toman temperaturas y concentraciones - - (con un termómetro, con un Orsat) para diferentes flujos, se - procede ha cerrar V-1 y V-2 y abrir totalmente V-4 y V-5, se - deja abierta V-8 y se cierra V-6 y V-7.

Para la desorción se recomienda prender el cambiador cuando se comienza la absorción, ya que tarda de 10 a 15 min- en estabilizarse la temperatura.

Se comprueba que las valvulas V-18 y V-17 esten cerradas completamente. Se prende la compresora y se abre las valvu-- las V-12 y V-13, abriendo también la llave de purga de la valvula de control de presión para eliminar el agua que se en - cuentra en la línea de aire. Habiendo purgado se cierra la - llave y se comprueba que la valvula de como máximo 0.5 Kg de - presión, se abre toda la valvula V-14 y el gasto del aire se - regula con la valvula de aguja V-15 tomando el ΔP en el medi - dor de orificio; se toman las temperaturas de entrada y sali - da del cambiador de calor.

Se abre V-9 segun se quiera el gasto de MEAAq- CO_2 se prende la bomba hasta que el fluido llegue a la indicación -- del nivel de la torre CE-2, se analizan los gases de salida - de la torre concluyendose la operación cuando el analizador - de gases Orsat) indica que no queda nada de CO_2 , se habre y -

B-10 se vacía toda la MEAaq. y se procede a hacer de nuevo la misma operación ya que esta trabaja por lotes.

CALCULOS:

- 1.- Dibujar en papel milimétrico la línea de equilibrio del sistema y junto con ella la línea de operación.
- 2.- Obtener el número de unidades de transferencia
- 3.- Obtener la altura de la unidad de transferencia
- 4.- Obtener el coeficiente Volumétrico
- 5.- Comparar esta altura de unidad de transferencia-- con los datos o correlaciones publicadas en la literatura.
- 6.- Estimar el gasto de aire en la desorción, y hasta que temperatura es posible manejar esta desorción.

CUESTIONARIO:

- 1.- ¿Cuál es la máxima concentración de soluto en el líquido que se puede obtener.?
- 2.- ¿De qué depende la solubilidad de un gas en un líquido?
- 3.- ¿Cuándo decimos que un gas es poco soluble y cuándo muy soluble?
- 4.- ¿Diga tres formas de expresar la solubilidad de un gas en un líquido?
- 5.- ¿Qué tipos de equipo conoce para operaciones de absorción desorción?

6.- Cuáles son las características deseables en un buen absorbente.

7.- De cuantas formas se puede desorber un gas

8.- Como funciona un medidor de orificio

9.- Diga la técnica de la práctica

10.- Que es el número de unidades de transferencia y como se calcula.

11.- Como se calcula la altura de la unidad de transferencia.

BIBLIOGRAFIA

Alan S. Foust, Leonard A. Wenzel, Curtis W. Clump. Louis M.L. Bryce Andersen.

Principles of Unit Operations.

A Wiley International Edition.

Devore A.

Nomographs give properties of monoethanolamine solutions.

Chemical Engineering Feb. 17 of 1974 pp. 164-165

H. Sawistowski & W. Smith

Método del cálculo en los procesos de transferencia de materia.

Primera Ed. Española 1967 obra de Mass Transfer Process Calculation

Ed. Alhambra S.A.

Joaquin Ocon y Gabriel Tojo B.

Problemas de Ingeniería Química tomo II Primera Ed. segunda Reimpresión 1975.

Colección Ciencia y Técnica Aguilar.

Robert E. Treybal.

Mass Transfer Operations Second Edition.

Ed. Mc. Graw-Hill.

CAPITULO VII
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Este tipo de prácticas experimentales propuestas complementan el curso de Ingeniería Química V. (prácticas que no existen actualmente) ya que estas incluyen las operaciones Unitarias: Inundación, Absorción y Desorción de las más importantes en la Ingeniería Química y además estas ayudan a recordar los cursos de Análisis Instrumental y otras Ingenierías.

Si estas tres operaciones unitarias se realizaran en conjunto requerirían un tiempo mayor que las prácticas de otros cursos de Ingeniería Química por lo que se tubo -- que dividir el proceso en dos prácticas: Inundación y Absorción Desorción. El éxito de la práctica dependerá en -- gran parte de la responsabilidad de cada uno de los integrantes del grupo, ya que la segunda práctica (Absorción y Desorción) es secuencia de la primera (inundación).

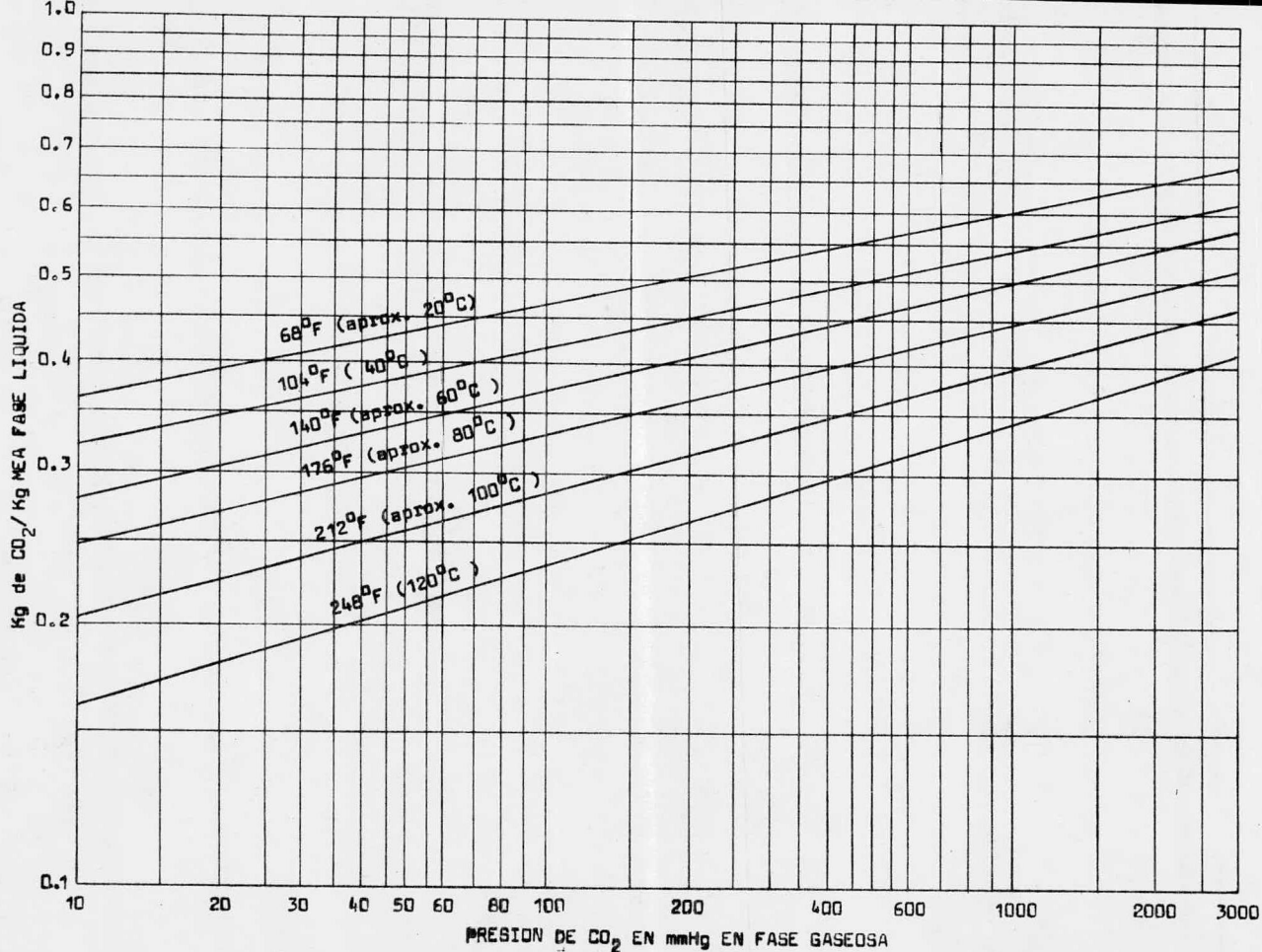
De los datos obtenidos en la experiencia realizada el equipo puede alcanzar una eficiencia muy baja o muy alta dependiendo de las condiciones elegidas de operación.

En el aspecto económico la Facultad se ve favorecida en aumentar de equipo de prácticas con un costo relativamente bajo, ya que en su mayor parte se reduce a gastos de instalación, por obtenerse el equipo por medio de donaciones.

En cuanto al monto por práctica (\$93.80) ya es un costo razonable en cuanto a la enseñanza que representa, -- sin embargo se puede reducir este gasto a costos de energía eléctrica (aprox. \$0.30) por lo que se recomienda usar como soluto los gases de la caldera del Laboratorio de Ingeniería Química eliminando así el costo del soluto (CO_2 -aire) - que es (\$93.60); reduciéndose el costo a \$0.30 por práctica aproximadamente.

Se recomienda empacar la torre CE-2 para obtener un proceso continuo y llegar hasta obtener CO_2 puro y con este (hielo seco).

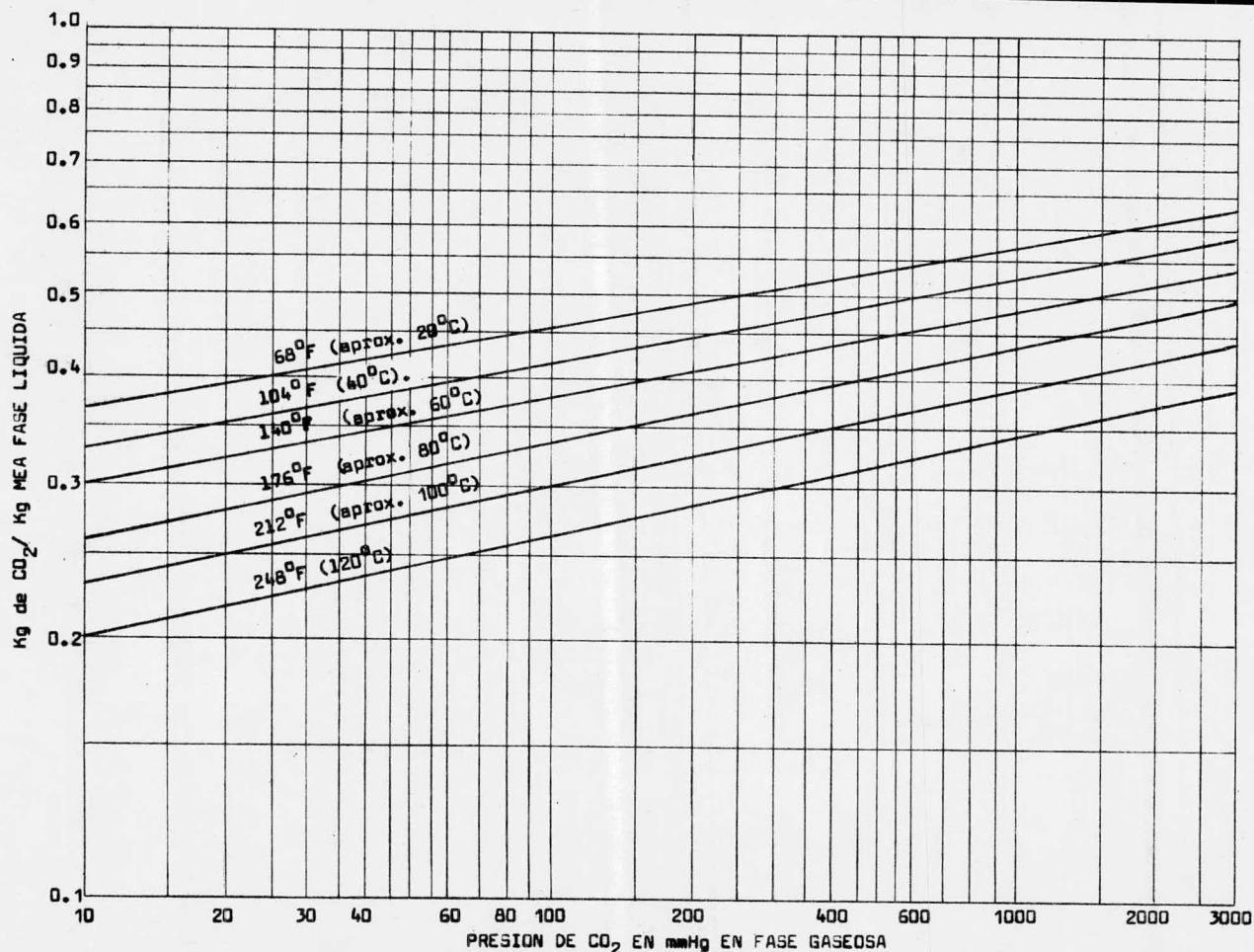
Con lo cuál además de aprovechar los gases de la caldera para obtener un producto se tendría un proceso continuo a nivel planta piloto muy útil en la enseñanza.



154

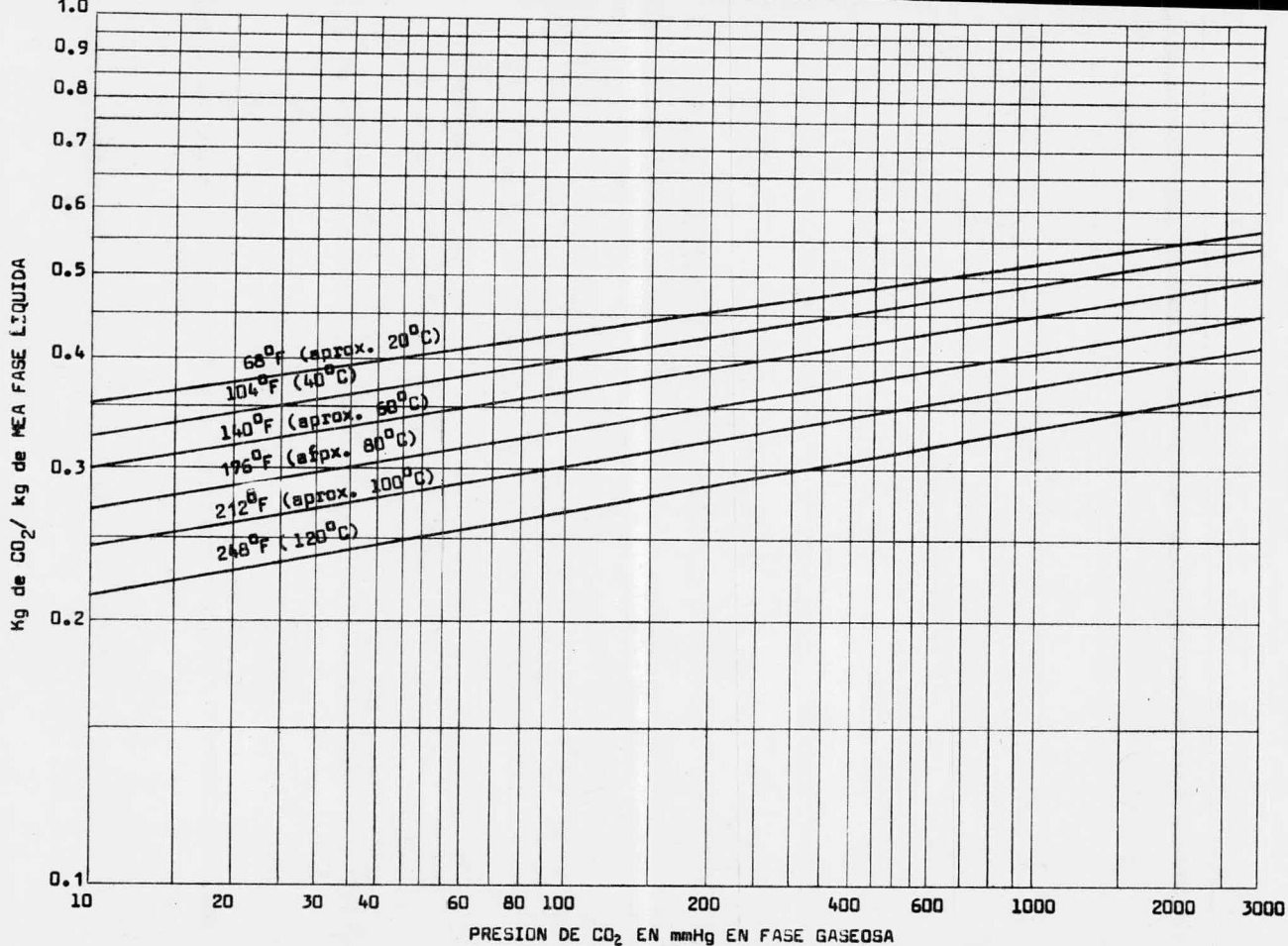
LINEAS DE EQUILIBRIO DE CO₂ EN SOLUCION ACUOSA DE MEA AL 15% (Cortesía de Dow Chemical Co)

FIG. 16 TESIS PROFESIONAL (José de Jesús Trujillo A.) F.Q. UNAM.



LÍNEAS DE EQUILIBRIO DE CO₂ EN SOLUCIÓN ACUOSA DE MEA AL 20 % (Cortesía de Dow Chemical Co.)

FIG. 17 TESIS PROFESIONAL (José de Jesús Trujillo A.) F.Q. UNAM.



LINEAS DE EQUILIBRIO DE CO₂ EN SOLUCION ACUOSA DE MEA AL 25 % (Cortesía de Dow Chemical Co.)

FIG. 18 TESIS PROFESIONAL (José de Jesús Trujillo A.) F.Q. UNAM.

Esta carta se resuelve con la fórmula:

$$\nu = \mu / \rho = 0.22 t - 180 / t$$

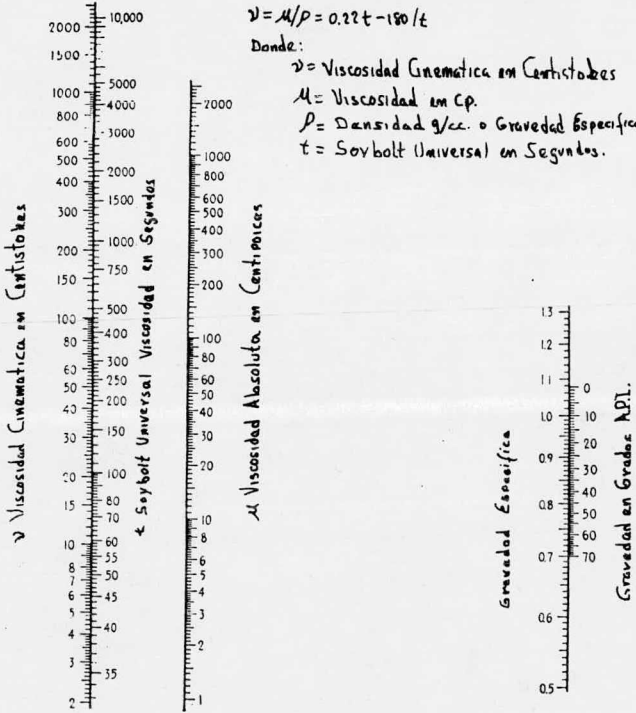
Donde:

ν = Viscosidad Cinemática en Centistokes

μ = Viscosidad en Cp.

ρ = Densidad g/cc. o Gravedad Específica

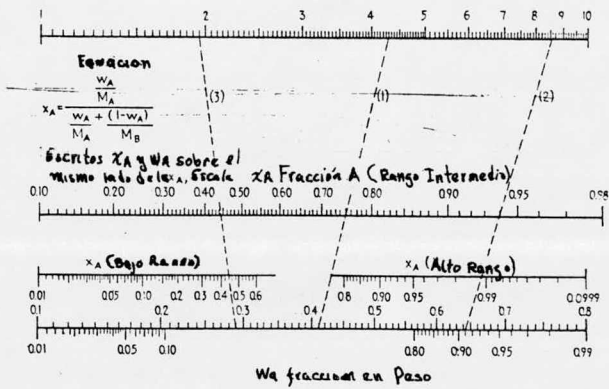
t = Soybolt (Universal) en Segundos.



Apéndice B-1 Carta de Comparación de Viscosidad

Ejemplos:

- 1) Dado $M_B/M_A = 4.3$ y $w_A = 0.41$, donde $x_A = 0.75$
- 2) " " " " = 8.6 y $w_A = 0.91$, donde $x_A = 0.988$ (escala Alta)
- 3) " " " " = 1.95 y $x_A = 0.44$ donde $w_A = 0.29$

 M_B/M_A Ratio de Peso Molecular

Apéndice B-2 Conversión de fracciones peso en fracciones mol.

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

- Alan S. Foust, Leonard A. Wenzel, Curtis W. Clump, - -
Louis M. L. Bryce Andersen.
Principales of Unit Operations.
A Wiley International Edition.
- Benson H.E. & Jieson R.M.
CO₂ Absorption, Employing Hot Potassium Carbonate Solu-
tions.
Chemical Engineering Progress. Vol. 50 No. 7 Jul. 1954
pp. 356-364.
- Benson H.E. & Jieson R.M.
CO₂ Absorption, Employing Hot Potassium Carbonate So--
lutions.
Chemical Engineering Progress. Vol. 52 No. 10 Oct. 1956
pp. 433-438.
- Buck B.O. & Litch R.S.
CO₂ Removal by the Hot Carbonate Method.
The Oil and Gas Journal. Sept. 1958 pp. 106-111

5.- Butwell Kenneth F.

How to Maintain Effective MEA Solutions.

Hydrocarbon Processing Vol. 47 No. 4 ab. 1968 pp. 111--113.

6.- Crane Co.

Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe

Ed. by Crane Co.

7.- Devore A.

Nomographs give Properties of Monoethanolamine Solutions.

Chemical Engineering Feb. 17 of 1964 pp. 164-165.

8.- Dingman J.C. & Monaghan R.P.

Take Care of Ethanolamine Solutions (Part I)

Problems in Making Ethanolamine (Part II).

Tests for Contamination (Part III).

Monoethanolamine Solution (Part IV).

The Oil and Gas Journal, May. 19 1958 pp. 125, 127-128 y 183.

9.- Dingman J.C.

How Acid Gas Loadings Affect Physical Properties of MEA sol.

Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner Vol. 42 No. 9 de Sep. 1963 pp. 189-191.

10.- Eckert J.S.

Absorption Process Utilizing Packed Towers.

Industrial and Engineering Chemistry Vol. 59 No. 2 de-
Feb. 1967 pp. 41-47.

11.- Eckert J.S.

Design Techniques for Sizing Packed Towers

Chemical Engineering Progress Vol. 57 No. 9 Sep. 1961-
pp. 54-58.

12.- Fischer & Poter de México, S.A.

Buyer's Guide for sizing, selecting, specifying an or-
dening rotameters. p. 33-9.

13.- Groves F.A. & Newitt D.M.

Regeneration of monoethanolamine in a Continuous Car-
bon Dioxide Absorption Plant.

Trans. Inst. Che. Eng. Vol. 32 1954 pp. 108-117.

14.- H. Sawistowski & W. Smith.

Metodo del Calculo en los Procesos de Transferencia de
Materia. Primera Ed. Española 1967 obra de Mass Trans-
fer Process Calculation.

Ed. Alhambra S.A. Madrid, Buenos Aires y México.

15.- James R. Welty, Charles E. Wicks, Robert E. Wilson.

Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer.
Wiley International Edition USA.

16.- Jefferson Chemical Company

Mono-Di-Tri-Ethanolamines. Technical Brochure.

Jefferson Chemical Co.

17.- Joaquin Ocon G. y Gabriel Tojo B.

Problemas de Ingenieria Química. Tomo II Primera Ed.--

Segunda Reimpresión 1975.

Colección Ciencia y Técnica Aguilar, España 1975.

18.- López R.J.

*Determinación del Sistema de Tratamiento de Eliminación
de CO₂ más adecuado en una planta de Etileno.*

Tesis UNAM. 1969.

19.- Maddox R.N. & Burns M.

*Here are Principal Problems in Desifning Stripping To-
wers.*

The Oil and Gas Journal Oct. 2 1967 pp. 110-111

20.- Maddox R.N. & Burns M.

MEA Process to be Considered First.

The Oil Gas Journal Ago. 21 1967 pp. 83-85

21.- MULLOWNEY J.F.

Seven Methods of Removing CO_2

The Oil and Gas Journal. Feb. 10 1958 pp. 93-99

22.- Robert E. Treybal

Mass Transfer Operations Second Edition.

Ed. Mc. Graw-Hill.

23.- Robert H. Perry & Cecil H. Chilton

Chemical Engineers' Hand Book. Fifth Edition

Ed. Mc. Graw-Hill.



Impresiones Lupita

MEDICINA No. 25
FRACC. COPILCO UNIVERSIDAD
CIUDAD UNIVERSITARIA, D. F.
TEL. 548-49-79