

Absorción de CO₂ en una columna empacada

Transferencia de masa y reacción química simultánea

(modelo de presiones no lineal)

1.- PROBLEMA

Para iniciar el estudio de la absorción en presencia de reacciones químicas, se pide a los alumnos experimentar en la torre de absorción PIGNAT el siguiente sistema termodinámico (MEA/H₂O-CO₂/AIRE) en el que la transferencia de masa del bióxido de carbono a través de la interfase genera una reacción química exotérmica de 2º orden en la fase líquida de MEA/H₂O. Para comparar los resultados que produce este sistema, alimentar monoetanolamina-agua utilizando tres flujos (5, 8, y 10) L/h y con un flujo de alimentación constante de bióxido de carbono-aire.

Las condiciones de alimentación son:

- Una solución al 15% en masa de MEA/AGUA para la fase líquida y una mezcla al 15% en masa de CO₂/AIRE para la concentración de la fase gaseosa, utilizar los siguientes valores en las escalas de los rotámetros instalados en la torre:

$$\begin{array}{l} 20\% \text{ de aire} \\ 50\text{ mm de CO}_2 \end{array} \rightarrow \left. \begin{array}{l} \text{da una concentración en el} \\ \text{entorno de 15.22\% en masa} \end{array} \right\}$$

- Trabajar la torre utilizando sus empaques de vidrio tipo Raschig de ½" de diámetro nominal, y condiciones no isotérmicas y no adiabáticas.
- Aplicar en este estudio experimental el modelo de la película.

Encontrar:

1. El mayor tiempo de residencia de la mezcla líquida de (MEA-H₂O) de uno de los siguientes flujos alimentados (5, 8 ó 10) L/h, ya que para este proceso interesa la formación de los productos de reacción, los iones carbámico (R_iNHCOO^-) y los iones amina ($R_iNH_3^+$).
2. ¿El valor del coeficiente volumétrico individual y temporal de transferencia de masa con reacción química $k_Lra = k_La \times E$, a diferentes alturas de la columna desde la base al domo de la columna.
3. El mecanismo controlante (el más lento) entre la difusión o la reacción en la fase líquida descendente.
- 4.- El sitio donde se da la reacción, (en la película del líquido o en el seno de la fase líquida).
- 5.- El régimen de reacción

2.- PARTE EXPERIMENTAL

2.1 MATERIALES

- 1 Bureta con soporte universal
- 4 vasos de precipitados de 100 mL
- 4 matraces Erlenmeyer
- 2 pipetas de 3 mL
- 1 propipeta
- 1 termómetro de vidrio
- 1 Probeta de 100 mL
- Una computadora
- Un sensor para bióxido de carbono (CO_2)
- Una extensión de cables eléctricos
- La libreta N° 3 de la bitácora del Laboratorio de Ingeniería Química III

2.2 SUSTANCIAS

- 1 recipiente de plástico con monoetanolamina-agua al 15% en masa
- Ácido clorhídrico 1N
- Frasco gotero con Fenolftaleína.

2.3 SERVICIOS AUXILIARES

- Energía eléctrica
- Aire de compresora
- Tanque de bióxido de carbono extraseco

2.4 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

EQUIPO	ESPECIFICACIONES
Columna empacada	Servicio: Absorción o desorción Operación: Contracorriente Diámetro interno: 5.08 cm Altura empacada: 110 cm Material de construcción: Vidrio Empaque: Anillos Raschig de vidrio de 0.703 cm de diámetro externo, 0.545 cm de diámetro interno y 0.854 cm de longitud Plato de soporte: Acero inoxidable
Tanque de alimentación	Capacidad: 30 litros Lado: 30 cm Altura: 50 cm Material de construcción: Polietileno
Bomba de desplazamiento positivo	Tipo: Dosificadora Accionador: Motor eléctrico a 110 Volts Material de construcción: PTFE (teflón)
Tanque receptor	Servicio: Recibe solución diluida Capacidad: Un litro Diámetro: 8 cm Altura: 45 cm Mat. de construcción: Vidrio, acero inoxidable

Pierna barométrica	Servicio: Igualar nivel
Tanque receptor	Servicio: Descarga de producto Capacidad: 3 litros Diámetro: 13 cm Altura: 50 cm Material de construcción: Vidrio, acero inoxidable.
Manómetro diferencial	Servicio: Indicador de la diferencia de presión de la columna

2.5 DIAGRAMA y FOTOGRAFÍA

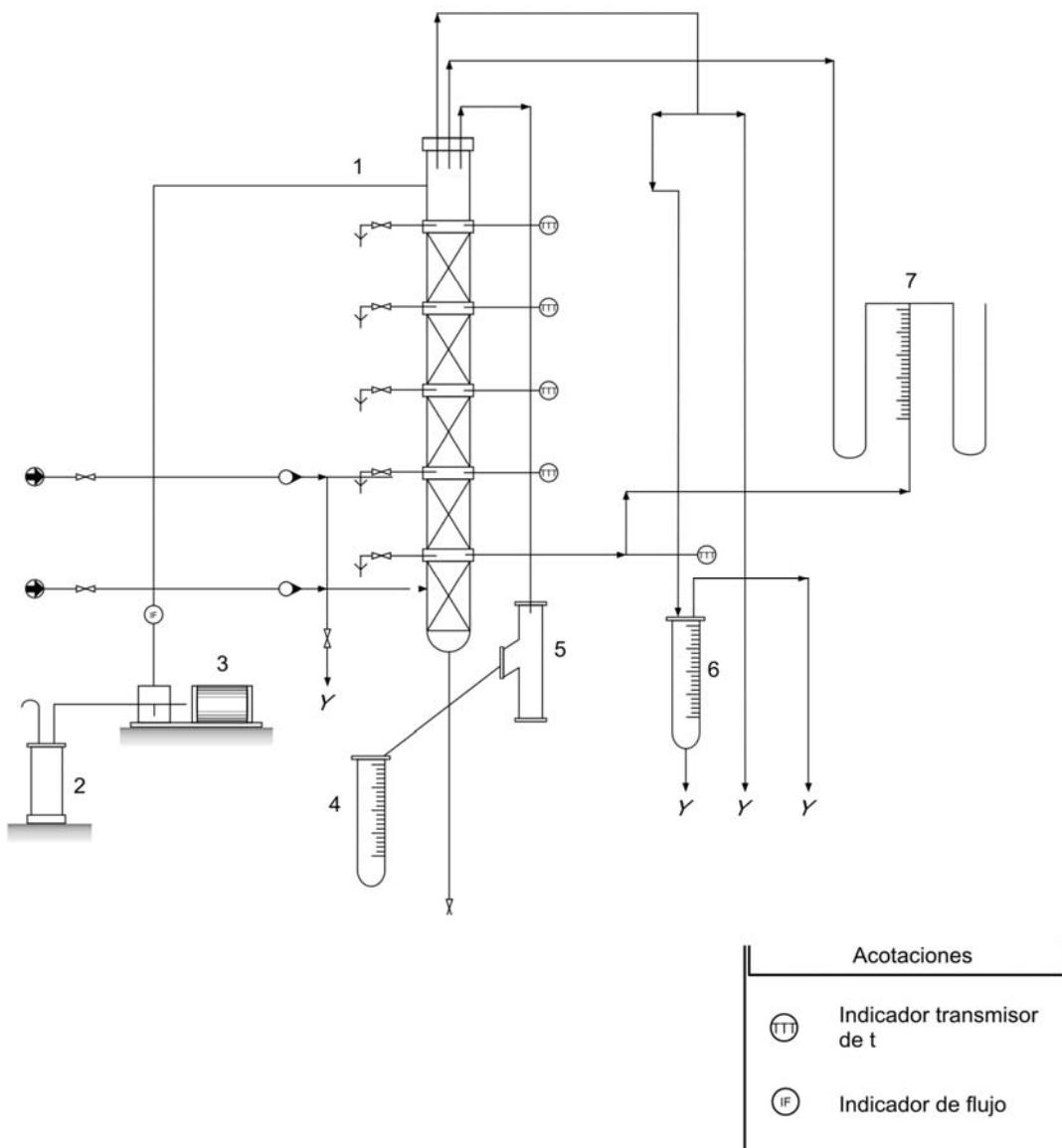


Figura 1 Diagrama del reactor absorbedor

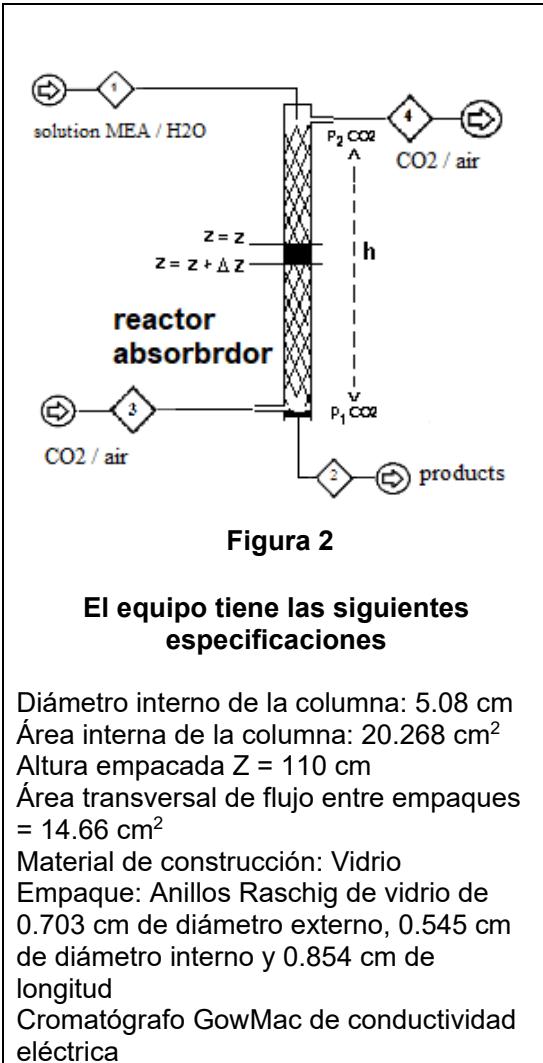


Figura 3
Torre de absorción marca PIGNAT en el Laboratorio de Ingeniería Química

2.6 MEDIDAS DE HIGIENE Y SEGURIDAD

- a) Utilizar lentes de seguridad para el manejo de HCl
- b) Verificar que el regulador de aire colocado en el equipo opere con una presión de 1 bar

2.7 DESARROLLO EXPERIMENTAL

Arranque del equipo

- 1.-Consultar el instructivo de operación del sensor de bióxido de carbono pegado en el gabinete del cromatógrafo, para determinar las composiciones en porciento en masa del CO₂ en aire.
- 2.- Consultar el anexo A para conocer la forma de evaluar los flujos en los rotámetros de la mezcla líquida de MEA-H₂O, el flujo aire y de CO₂.

- 3.- Arrancar la compresora del laboratorio y recorrer visualmente la línea de aire que llega hasta la válvula de la entrada a la columna.
- 4.- Purgar el aire que proviene de la compresora antes de alimentarlo a la columna, para lograrlo abrir la válvula que permite la descarga a la atmósfera, después fijar una presión de 1 bar en la carátula de la válvula reguladora de aire que alimenta a la columna.

Operación del equipo

- 1.- Alimentar aire y controlar el flujo con la válvula del rotámetro a un valor constante entre 20 a 25% de la escala. Medir su temperatura abriendo la válvula ubicada antes de la entrada al equipo y apuntar la lectura en la Tabla de Datos Experimentales.
- 2- Abrir la válvula principal del tanque de CO₂, después controlar la válvula de descarga ubicada en el tanque a 20 psig.
- 3.- Alimentar CO₂ a la columna, y controlar el flujo con la válvula del rotámetro de entrada a un valor constante entre 30 a 40 mm en la escala. Medir su temperatura abriendo la válvula ubicada antes de la entrada al equipo y apuntar su valor en la Tabla de datos Experimentales.
- 4.- Determinar por cromatografía la composición de la corriente gaseosa de entrada a la columna, llenar la Tabla de datos Experimentales.
- 5.- Verificar que el tanque de alimentación que contiene la solución de MEA se encuentre aproximadamente al 15% en masa, para esto tomar 3 alícuotas de 4 mL y adicionar 2 gotas de fenolftaleína a cada una, titular con HCl 1 N, tomar el promedio y llenar la Tabla de datos Experimentales
- 6.- Tomar la temperatura de la solución de MEA-H₂O y apuntarla en la Tabla de datos Experimentales
- 7.- Conectar a la energía eléctrica la bomba peristáltica de alimentación de solución de MEA-H₂O. Observar la parte frontal de la bomba y operar la perilla del llenado del pistón y las flechas para las pulsaciones de acuerdo al flujo de líquido que se desea alimentar. Experimentar 3 flujos diferentes entre 5 a 10 L / h por ejemplo 5, 8 y 10 L / h de mezcla. Llenar la Tabla de datos Experimentales con los valores de los flujos seleccionados.
- 8.- Alimentar simultáneamente el flujo de la corriente gaseosa seleccionada y mantenerla constante para cada uno de los flujos seleccionados de monoetanolamina y agua
- 9.- Determinar por cromatografía la composición de la corriente gaseosa de salida de la columna, recordar que el flujo de la corriente gaseosa alimentada permanece constante, sólo varía el flujo de la solución alimentada de monoetanolamina. Llenar la Tabla de datos Experimentales con los valores leídos del integrador.
- 10.- Para cada corrida experimental, tomar 3 series de alícuotas de 4 mL de la corriente líquida a la salida de la columna, adicionar 2 gotas de fenolftaleína y titular con HCl de concentración 1 N, promediar los valores de cada alícuota y llenar la Tabla de datos Experimentales

Paro del equipo

- 1.- Cerrar las válvulas de alimentación de aire a la columna y del tanque que

contiene óxido de carbono.

- 2.- Apagar compresora que alimenta aire a la columna
 - 3.- NO cerrar la válvula principal del tanque de helio, consultar en Anexo A para apagar el cromatógrafo

2.8 INFORMACIÓN EXPERIMENTAL

Tabla (1). Datos Experimentales de flujos, concentraciones y temperaturas

Temperatura de la solución =	$^{\circ}\text{C}$	Temperatura del aire =	$^{\circ}\text{C}$
Fracción de huecos ε =		Temperatura del CO_2 =	$^{\circ}\text{C}$
Área transversal de flujo entre empaques =		cm^2	
Flujo de alimentación (L / h)	Concentración MEA $N = \text{gmol} / \text{Lsol}$	Concentración MEA (% en masa) $\% \text{masa} = 6.037(N) + 0.205$ (g MEA / g Solución)	G_{aire} (%)
Entrada	Salida	Entrada	Salida
5			
8			
10			

1

CO ₂ (%) masa		Aire (%) masa	
Entrada	Salida	Entrada	Salida

Consultar los incisos 7.4, 7.5 y 7.6 del ANEXO de este guion experimental para examinar los cálculos complementarios para el sistema (MEA/H₂O - CO₂/AIRE)

2.9.- Definición del coeficiente de transferencia de masa

Cuando una sustancia de una mezcla se mueve del seno de una de las fases a la interfase por una diferencia de densidades, de concentraciones o de presiones parciales, el fenómeno se conoce como transporte de masa. Como regla general, el flux de masa N_A es proporcional a la diferencia de concentraciones, es decir, a la diferencia entre la concentración en la interfase C_{Ai} y la concentración en el seno de la fase líquida C_{Ab} .

A la constante de proporcionalidad se conoce como el coeficiente individual y temporal de transferencia de masa

$$N_A = k(C_{Ai} - C_{Ab}) = k(C_A^* - C_A^\circ) \quad (1)$$

Donde k tiene un índice inferior L ó G dependiendo de si la concentración está en el lado del líquido o gas. La presión parcial casi siempre se usa como una medida de concentración para la transferencia de masa del lado del gas, esto proporciona otras unidades para la nueva constante k_G .

El patrón microscópico que surge de la conocida teoría de la película se basa en la línea de concentración curvilínea real utilizando el modelo aproximado lineal del modelo de la película como se muestra en la Fig. (4)

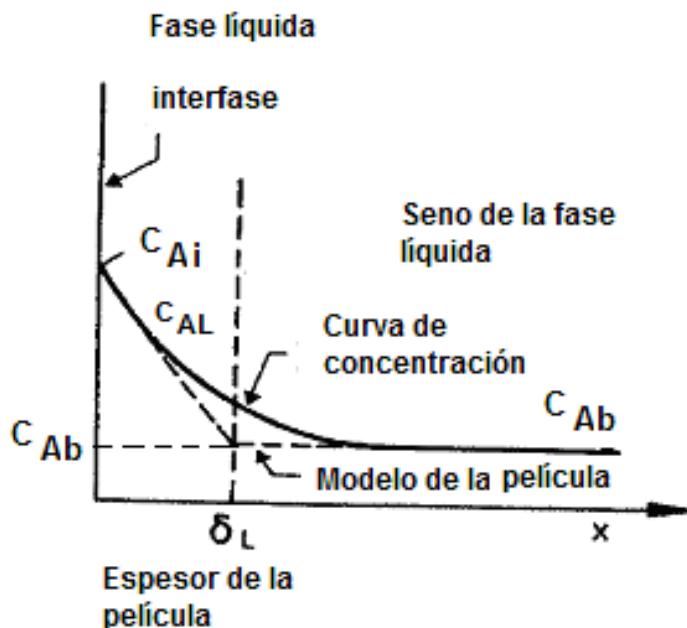


Fig. 4 Curva de concentración experimental y curva del modelo de la película

El coeficiente de transferencia de masa ubicado en el modelo lineal de la película del líquido se define como

$$k_L = \frac{\text{Flux difusivo}}{\text{Diferencia de concentraciones}} = \frac{D_L \frac{dC_{AL}}{dx}}{C_{Ai} - C_{Ab}} \quad (2)$$

Donde C_{AL} es la concentración de A en la película de líquido de 0 a δ_L
 C_{Ab} es la concentración de A en el bulk (el seno de la fase líquida)

$$\frac{d C_{AL}}{dx} = \frac{C_{Ai} - C_{Ab}}{\delta_L} \quad (3)$$

Sustituyendo (3) en (2)

$$k_L = \frac{D_L}{\delta_L} \quad (4)$$

Esta ecuación representa el significado físico del coeficiente de transferencia de masa del lado del líquido.

2.10.- Transferencia de masa a través de la interfase gas-líquido en presencia de reacción química

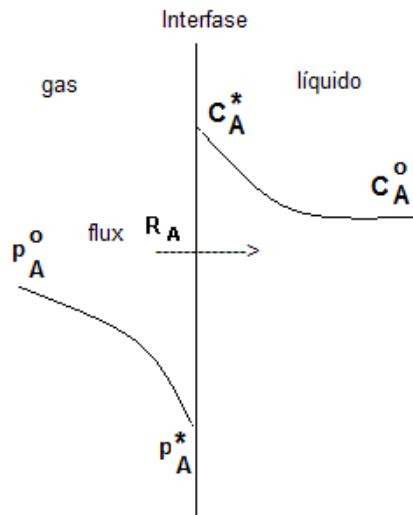


Fig. 5 Transferencia de masa R_A a través de la interfase gas-líquido

La siguiente ecuación representa el flux volumétrico del soluto que arriba a la interfase del lado del gas

$$R_{Ai,G} \text{ a} = kg \text{ a} \left(p_A^o - p_A^* \right) \quad (5)$$

El flux volumétrico del soluto que se transfiere desde la interfase hacia el seno del líquido está dado por

$$R_{Ai,L} \text{ a} = E k_L \text{ a} \left(C_A^* - C_A^o \right) \quad (6)$$

Donde a es el área interfacial efectiva de contacto entre fases por unidad de volumen de columna y E es el factor de mejora (Enhancement).

La transferencia de masa entre las fases se da en estado estacionario, por lo que

$$R_{Ai,G} a = R_{Ai,L} a = R_{Ai} a = R_A a \quad (7)$$

Como en la interfase se alcanza instantáneamente el equilibrio las concentraciones de ambas fases están relacionadas por la ley de Henry $p_A^* = H_e C_A^*$, que al sustituirla en la ecuación (5) se obtiene

$$R_{Ai} a = k g a \left(p_A^o - H_e C_A^* \right) = E k_L a \left(C_A^* - C_A^o \right) \quad (8)$$

Despejando la concentración de soluto en el equilibrio C_A^*

$$C_A^* = \frac{k g a p_A^o + E k_L a C_A^o}{E k_L a + k g a H_e} \quad (9)$$

Sustituimos (9) en (6) y después de simplificar términos y de acuerdo con la suposición del modelo de que no hay reacción en el seno del fluido en la fase líquida, $C_A^o = 0$ porque la reacción de segundo orden es rápida, entonces se obtiene:

$$\begin{aligned} R_{Ai,L} a &= E k_L a \left(C_A^* - C_A^o \right) \\ R_A a &= E k_L a \left(\frac{k g a p_A^o}{E k_L a + k g a H_e} \right) = E k_L a (k g a) \left(\frac{p_A^o}{E k_L a + k g a H_e} \right) = \\ &\frac{p_A^o}{\frac{E k_L a}{E k_L a k g a} + \frac{k g a H_e}{E k_L a k g a}} = \frac{p_A^o}{\frac{1}{k g a} + \frac{H_e}{E k_L a}} \end{aligned}$$

Donde el flux de la fase gaseosa a la interfase se reduce a

$$R_A = \frac{p_A^0}{\frac{1}{kg \cdot a} + \frac{He}{E k_L a}} \times \frac{1}{a} \quad (10)$$

Para conocer el flux con reacción R_A de la Ec. (10), todos los términos de esta ecuación se pueden evaluar: Danckwerst [8] propone la siguiente correlación para el sistema NH₃ / AIRE para evaluar el coeficiente $k_g a$ para CO₂ / aire

$$k_g a = 0.0142 \cdot (G_{MV})^{0.72} \cdot (L_{MV})^{0.38} \cdot \left(\frac{N^o Sc (NH_3\text{-Aire})}{N^o Sc (CO_2\text{-Aire})} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \frac{1}{P_{op}} \quad (11)$$

L_{MV} = Masa velocidad de la mezcla líquida: lb / h ft²

G_{MV} = Masa velocidad de la mezcla gaseosa: lb / h ft²

P_{op} = Presión de operación en atmósferas

pero corregida mediante el cociente de los números de Schmidt a los dos tercios $[N^o Sc (NH_3\text{-Aire}) / N^o Sc (CO_2\text{-Aire})]^{2/3}$. Para evaluar el coeficiente k_L de transferencia de masa en la fase líquida en presencia de reacción, no se reportan en la literatura estas correlaciones y, solamente se puede evaluar por prueba y error aplicando la Ec. (39).

2.11.- Reacciones de segundo orden

En la industria química se pueden encontrar muchos ejemplos importantes de reacciones gas-líquido en las que un componente gaseoso A **se hace soluble** y reacciona con un componente líquido B:



Pueden surgir varias situaciones en la interface y estas se muestran en la Fig. (7)

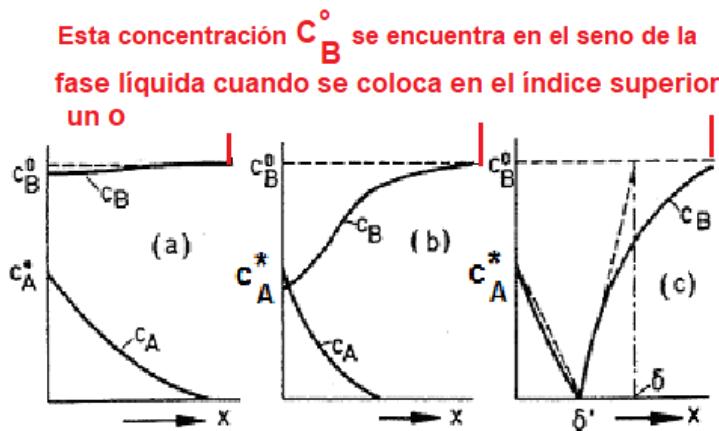


Fig. (7). Posibles perfiles de concentración en la película del líquido para una reacción de segundo orden

El caso (a) representa una reacción de segundo orden, si la concentración de C_B es alta en comparación con la de C_A , entonces C_B no se empobrece significativamente en la interface y se reduce a una reacción de pseudo primer orden. **Para el caso (b)** en la cual la concentración de B decae rápidamente en comparación con la concentración C_B° en el “bulk” o en seno de la fase líquida, (localizar esta concentración en la parte superior de la gráfica), sin alcanzar el cero como en el **caso (c)** donde en este caso, es una reacción muy rápida que se da en el espesor de la película del líquido tocando el cero de la abscisa x. El modelo de la película de estos casos produce dos ecuaciones diferenciales acopladas las cuales pueden resolverse numéricamente. Van Krevelen y Hofstijzer (17) presentan una solución analítica aproximada. Donde **E es el factor de mejora** (enhancement factor):

$$\frac{R_A}{k_L C_A^*} = E = \frac{\left(M \frac{E_i - E}{E_i - 1} \right)^{\frac{1}{2}}}{\tanh \left(M \frac{E_i - E}{E_i - 1} \right)^{\frac{1}{2}}} \quad (13)$$

Significado de términos

$$M = \frac{D_A k_2 C_B^0}{k_L^2} \quad \text{o} \quad \sqrt{M} = \frac{\sqrt{D_A k_2 C_B^0}}{k_L} \quad (\text{es el No. de Hatta}) \quad (14)$$

E = Es el factor de mejora (enhancement factor)

$$E_i = 1 + \frac{D_B C_B^0}{z D_A C_A^*} \quad \text{Es el factor de mejora para una reacción instantánea} \quad (15)$$

C_A^* = Es la concentración del CO₂ en la interfase

C_B^0 = Es la concentración del reactivo B (amina) en el seno del fluido de la fase Líquida

k_2 = Es la constante de velocidad de reacción de segundo orden en la Ec. (26)

Z = Es el coeficiente estequiométrico de la reacción. Consultar el Anexo 7.3



kL = Coeficiente individual y temporal de transferencia de masa del lado del líquido

2.12 Definición del factor de mejora E (Enhancement)

$R_A = k_G (p_A^o - p_{Ai}) = E k_L (C_A^* - C_A^o)$, esta expresión del flux R_A representa la transferencia de masa molar A a través de la interfase en presencia de reacción química, donde

$$E = \frac{\text{Velocidad de absorción de } A \text{ cuando se produce la reacción}}{\text{Velocidad de absorción de } A \text{ cuando sólo hay transferencia de masa}} = \frac{R_A}{N_A}$$

E es el factor por el cual la rapidez de absorción se incrementa por la reacción, (siempre es mayor de 1). Es la relación de la cantidad de gas absorbido A en una unidad de tiempo en un líquido reaccionante, a la cantidad de A que podría ser absorbido si no hubiera reacción.

La Ec. (13) de Van Krevelen y Hofstijzer

$$(13) \quad \frac{R_A}{k_L c_A^*} = E = \frac{\left(M \frac{E_i - E}{E_i - 1} \right)^{\frac{1}{2}}}{\tanh \left(M \frac{E_i - E}{E_i - 1} \right)^{\frac{1}{2}}}$$

no da un valor explícito para E , por lo tanto, Wellek *et al* [1] proporcionan la ecuación (16) que es explícita para el cálculo de E .

$$\frac{1}{(E-1)^{1.35}} = \frac{1}{(E_i-1)^{1.35}} + \frac{1}{(E_1-1)^{1.35}} \quad \text{despejando a } E \quad (16)$$

$$E = \left[\frac{1}{\frac{1}{(E_i-1)^{1.35}} + \frac{1}{(E_1-1)^{1.35}}} \right]^{\frac{1}{1.35}} + 1 \quad (17)$$

En la cual

$$E_i = \frac{\sqrt{M}}{\tanh \sqrt{M}} \quad \text{Es el factor de mejora de la envolvente de la Figura (9)}$$

$$\text{y } E_i = 1 + \frac{D_B C_B^o}{z D_A c_A^*} \quad \text{Es el factor de mejora para una reacción infinitamente}$$

rápida mostrada en la Figura (9)

2.13 El número de Hatta para reacciones de segundo orden

Para una reacción de cualquier orden se aplica la siguiente expresión para calcular el N° de Hatta **en la película del líquido, lugar donde se da la reacción.**

$$\sqrt{M} = \frac{\sqrt{\frac{2}{m+1} D_A k_{mn} C_A^{*(m-1)} C_B^o}}{k_L} \quad (18)$$

Donde:

m = Orden de reacción con respecto al reactivo A

n = Orden de reacción con respecto al reactivo B

Para la reacción de **segundo orden** $CO_2 + 2R_1NH_2 \leftrightarrow R_1NHCOO^- + R_1NH_3^+$

$$\text{se tiene que } m = 1 \text{ y } n = 1: \rightarrow \sqrt{M} = \frac{\sqrt{D_A k_2 C_B^o}}{k_L} \quad (19)$$

Significado del número de Hatta

$$\sqrt{M} = \frac{\sqrt{D_A k_2 C_B^o}}{k_L} . \text{ Si se sustituye la definición del coeficiente individual de}$$

transferencia de masa de la ecuación (4) $k_L = \frac{D_A}{\delta_L}$ se obtiene:

$$\sqrt{M} = \frac{\sqrt{D_A k_2 C_B^o}}{\frac{D_A}{\delta_L}} = \frac{\sqrt{D_A k_2 C_B^o} \times \delta_L}{D_A} = \sqrt{\frac{D_A k_2 C_B^o \delta_L^2}{D_A^2}}$$

el No. de Hatta modificado, que representa a dos mecanismos en competencia

$$\sqrt{M} = \sqrt{\frac{k_2 C_B^o \delta_L^2}{D_A}} = \frac{\text{Conversión máxima posible en la película del líquido}}{\text{El transporte máximo por difusión en la película del líquido}}$$

Es decir, si la difusión es pequeña en la película del líquido el No. de Hatta \sqrt{M} es alto y esto querrá decir que la reacción consumirá rápidamente al reactivo que es suministrado por difusión (reacciona en la película y no en el seno de la fase líquida); esperaríamos entonces que los perfiles de

concentración fueran muy pronunciados (la reacción está controlada por la difusión), ya que la difusión es el paso lento], como el caso 3 de la Figura (8).

Si la difusión es alta el No de Hatta es pequeño, esto significa que la reacción es lenta comparada con la difusión y, consecuentemente (se da en el seno de la fase líquida) donde los perfiles de concentración de A tenderán a ser planos inclinados, como el caso 2a de la Figura (8).

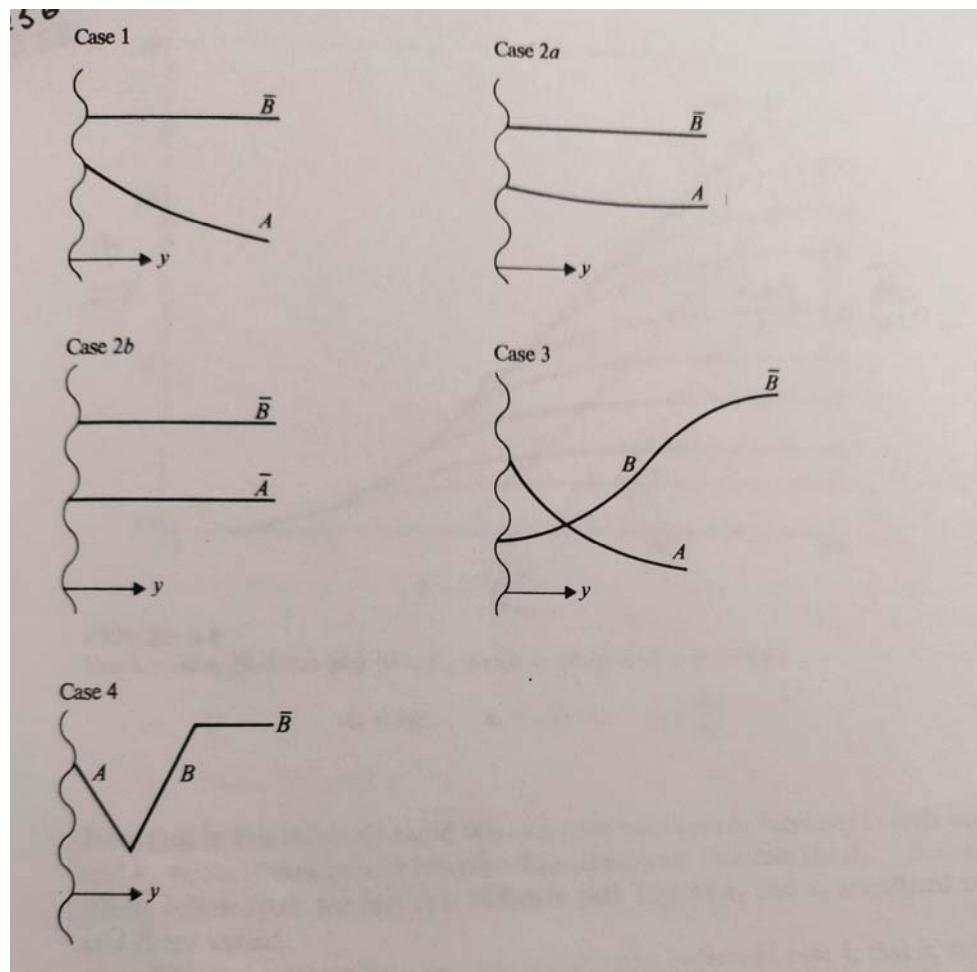


Fig. 8.- Caso 1, (régimen B) reacciones de primer o pseudo primer orden en la película del líquido. Caso 2a (régimen C) reacciones lentas. Caso 2b (régimen D) reacciones extremadamente lentas con un número de Hatta $\sqrt{M} < 0.1$. Caso 3, (régimen E) reacciones rápidas de segundo orden en la película del líquido. Caso 4 (régimen A) reacciones de orden n infinitamente rápidas.

Ecuaciones para el cálculo para las variables del No. de Hatta:

$$k_2 = \text{Está dado por la ecuación } k_2 = 10^{\left(10.99 - \frac{2152}{T^\circ K}\right)} \quad [L / (gmol s)], \text{ del Apéndice 7.3}$$

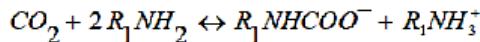
$$D_A = \text{Se obtiene con la ecuación } D_A = D_{\text{amina-agua}} = 0.3889 \times D_{CO_2-H_2O} \quad (cm^2 / s) \text{ del Apéndice 7}$$

C_B^0 = Se calcula con la ecuación (20)

$$\text{RaizM} := \sqrt{\frac{D_A \cdot k_2 \cdot C_B^0}{kL}} \cdot \frac{1}{3600}$$

C_B^0 = Concentración de la amina libre

B (sin reaccionar) en las diferentes posiciones del eje z de las alturas en la torre (gmol MEA / L de solución)



$$1 = \sqrt{\frac{cm^2}{s} \cdot \frac{L}{gmol \cdot s} \cdot \frac{gmol \cdot MEA}{L \cdot solucion}}$$

$$\frac{cm}{h} \cdot \frac{1 \cdot h}{3600 \cdot s}$$

A + 2B \leftrightarrow Productos

De la relación estequiométrica de la reacción $Z := \frac{2}{1}$ $\frac{gmol \cdot MEA}{gmol \cdot CO_2}$

$$C_B^0 := B_{\text{alimentada}} - z(\text{GabsPorVolumen}) \quad (20)$$

$$\frac{gmolMEA}{LSol} = \frac{gmolMEA}{LSol} - \frac{gmol \cdot MEA}{gmol \cdot CO_2} \cdot \frac{gmolCO_2}{LSol}$$

El factor de mejora en función del N.º de Hatta para reacciones gas líquido de 2º orden

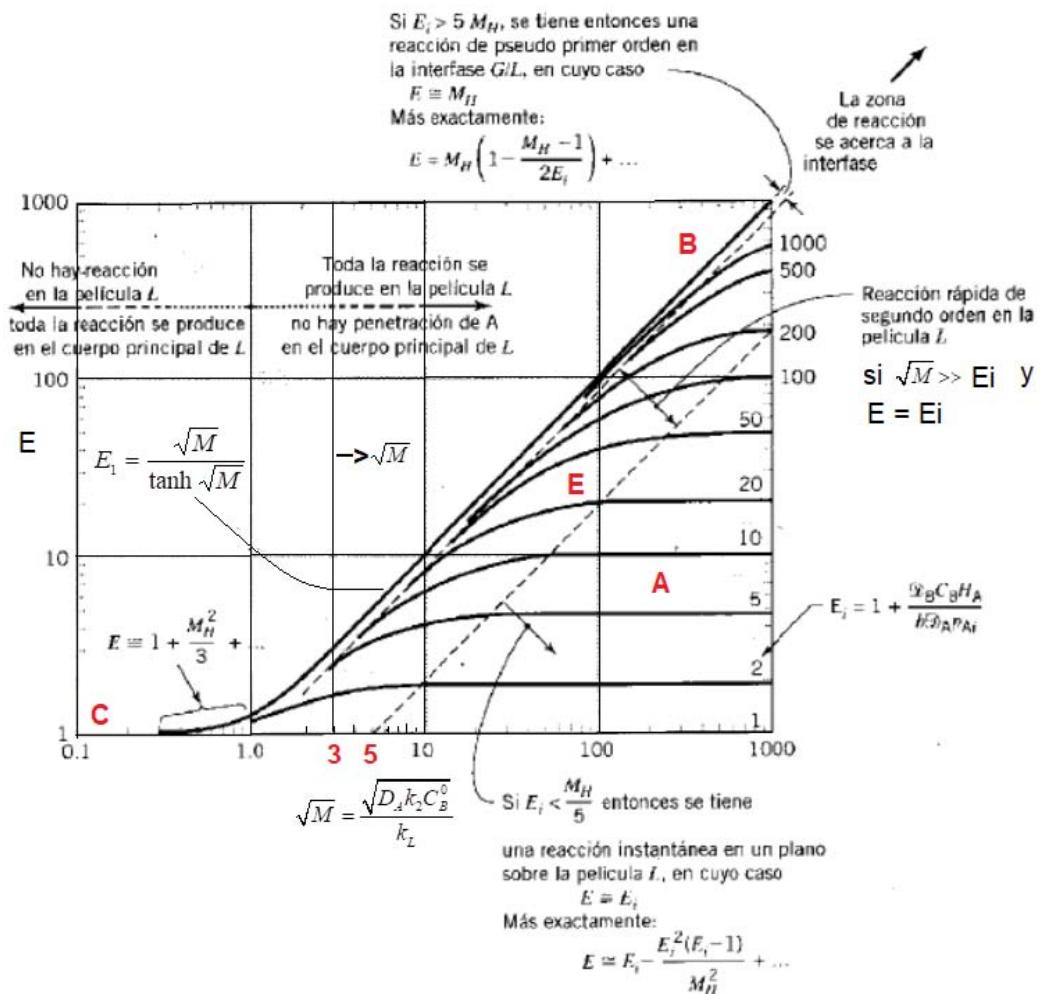


Fig. (9). El factor de mejora E Vs. N° de Hatta \sqrt{M}

En la Figura (9) se muestra en las ordenadas al factor de mejora E calculado con la ecuación (17) y el número de Hatta con la ecuación (19), tiene otros parámetros, el factor de mejora E_i para una reacción extremadamente rápida dado por la ecuación

$$E_i = 1 + \frac{D_B C_B^o}{z D_A C_A^*}, \text{ así como también al factor de mejora del envolvente de esta}$$

$$\text{figura: } E_1 = \frac{\sqrt{M}}{\tanh \sqrt{M}}$$

2.14 Conceptos para diferenciar reacciones lentes y rápidas, para los órdenes de reacción y si las reacciones se dan en el seno de la fase líquida o en la película del líquido.

- Cuando $\sqrt{M} \gg E_i$ y $E = E_i$ como se muestra en la Figura 9, Danckwerst [2]-[p-44] menciona que la reacción es rápida de segundo orden en la película del líquido, aquí en el tiempo de contacto, la reacción es rápida o la concentración del reactivo (la amina al 15% en masa) es baja y se tienen perfiles como en el Caso 3 de la Figuras 8, en la Figura (9) en la parte superior derecha se observa que si $\sqrt{M} \gg E_i$ y $E = E_i$ se tiene una reacción rápida de segundo orden (de régimen E)
- Para decidir si una reacción es lenta o rápida, se parte de la unidad de superficie de la interfase gas-líquido, se supone que la resistencia en la fase gaseosa $1/k_g$ es insignificante pero no en la resistencia de la película del líquido $1/k_L$, donde se presentan dos mecanismos simultáneos, por esto es necesario utilizar el significado del N° de Hatta que es aplicable a la película del lado del líquido, y que se define como se vio anteriormente.
- Froment & Bischoff [13] proponen el siguiente criterio para decidir si una reacción se da en la película o en el seno de la fase líquida:
Si se cumple que $\sqrt{M} > 3$ se da en la película, mientras que si toma lugar en el seno de la fase líquida el N° de Hatta $\sqrt{M} < 0.3$. Este criterio también se muestra en la parte intermedia de la Fig. 9.

2.15.- Balance de materia, el modelo de absorción con reacción química

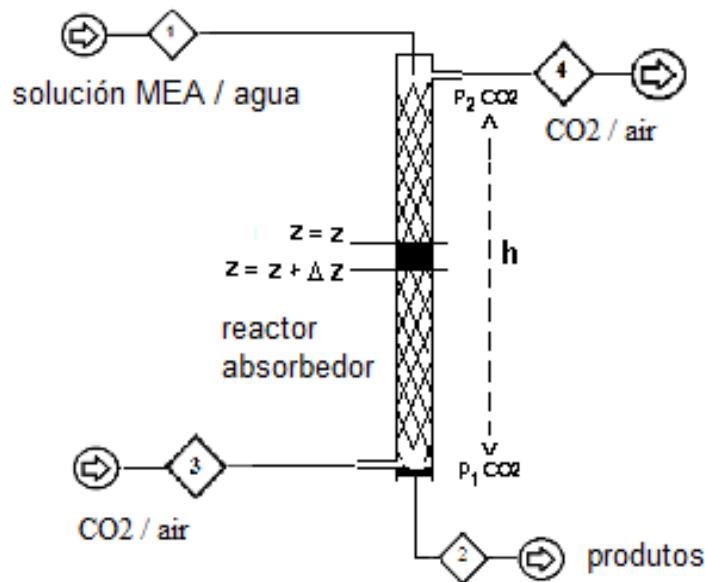


Fig. (10) Reactor absorbedor

Suposiciones:

- La **velocidad longitudinal** del líquido es constante, no hay velocidad radial ni angular.
- El **mezclado radial es perfecto**, no hay gradientes radiales de concentración.
- La **difusión axial es despreciable**, en comparación con los efectos axiales convectivos verticales.
- La **densidad del sistema** es prácticamente constante.
- La concentración volumétrica molar del CO₂ (gmolCO₂/cm³ mezcla) en el seno del líquido en la columna es cero, **todo el CO₂ reacciona en la película** (suposición que deberá comprobarse).
- Los cambios de composiciones de la amina no reaccionada se comportan linealmente a través de la columna.
- Las presiones hidrostáticas del gas ascendente del CO₂ a lo largo de la columna tienen valores muy cercanos a los valores de las presiones de equilibrio $p_{\text{hidrostaticas}} \approx p^*_{\text{CO}_2}$, estas presiones se manifiestan en las múltiples interfa
- ces que se forman en las superficies de los empaques cuando se ponen en contacto en contracorriente la monoetanolamina que desciende por gravedad y la mezcla gaseosa ascendente de (CO₂ y AIRE), (esta suposición deberá comprobarse).
- No hay **fluxes molares radiales ni angulares** en el reactor-absorbedor, sólo longitudinales.

- (i) **El control de la transferencia de masa reside en la película de la fase líquida** (suposición que deberá comprobarse)

Deducción del modelo no lineal de las presiones hidrostáticas

Utilizando la ecuación de movimiento en coordenadas cilíndricas en función de los gradientes de velocidad para un fluido newtoniano con densidad y viscosidad constantes:

Para el componente Z:

$$\rho \left(\frac{\partial V_z}{\partial t} + V_r \frac{\partial V_z}{\partial r} + \frac{V_\theta}{r} \frac{\partial V_z}{\partial \theta} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial V_z}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 V_z}{\partial \theta^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2} \right] + \rho g_z$$

Condiciones para la fase gaseosa del CO₂-Aire

- Existe régimen permanente, las velocidades en los ejes coordinados son constantes.
- No hay reacción **en la fase gaseosa** que asciende a través de los empaques de la torre, sólo en la fase líquida descendente, cuando el CO₂ se solubiliza y pasa a través de la interfase y llega a la película del líquido, por lo tanto:

$$\rho \left(\frac{\partial V_z}{\partial t} + V_r \frac{\partial V_z}{\partial r} + \frac{V_\theta}{r} \frac{\partial V_z}{\partial \theta} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial V_z}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 V_z}{\partial \theta^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2} \right] + \rho g_z$$

Simplificando se obtiene

$$\frac{\partial p}{\partial z} = - \rho g_z$$

Esta ecuación representa la presión hidrostática de los gases ascendentes en la columna, *razón por la cual se coloca el signo negativo*.

Como los gases son compresibles, entonces su densidad es directamente proporcional a su presión $p = \rho RT$, por lo tanto

$$\frac{dp}{dz} = - \rho g_z = - \frac{p}{RT} g_z$$

Separando variables e integrando entre la entrada (el fondo de la columna) y la salida (el domo de la columna) con una fracción de huecos ε , se tiene:

$$\begin{aligned}
\int_{p_f \times \varepsilon}^{p_d \times \varepsilon} \frac{dp}{p} &= -\frac{g_z}{RT} \int_{Z_1}^{Z_2} dz \\
\int_{p_f \times \varepsilon}^{p_d \times \varepsilon} \frac{dp}{p} &= [\ln(p_d \times \varepsilon) - \ln(p_f \times \varepsilon)] = -\frac{g_z}{RT} (Z_2 - Z_1) \\
\left(\frac{p_d \times \varepsilon}{p_f \times \varepsilon} \right) &= e^{-\frac{g_z}{RT} (Z_2 - Z_1)} \tag{21}
\end{aligned}$$

generalizando la ecuación (21) para cualquier altura z , se puede obtener la presión hidrostática p_z en cualquier punto a lo largo de la columna

$$\left(\frac{p_z \times \varepsilon}{p_f \times 1} \right) = e^{-\frac{g_z}{RT} (Z_2 - Z_1)} \quad (22)$$

$$p_z = \frac{p_f}{\varepsilon} e^{-\frac{g_z}{RT} (Z)}$$

observar que

- Si $Z = 0$, la fracción de huecos $\varepsilon = 1$ y la presión hidrostática en el fondo $p_z = p_f$ es la presión en el fondo de la columna
- Si $Z = 1.10$ m, también la fracción de huecos será de $\varepsilon = 1$ y la presión hidrostática en la parte superior será $p_z = p_d$ es decir, la presión en el domo de la columna

Nomenclatura de las variables de la ecuación (22)

ε = Fracción de huecos en la columna. Calculada en el guion anterior de Hidrodinámica de una Columna Empacada

$$R = 8.314 \frac{m^2}{s^2 \cdot PM_{mezcla} \cdot ^\circ K} \text{ Constante universal de los gases}$$

$p_{CO_2}^f$ = Presión parcial del CO₂ en el fondo de la columna = [atm]

Z = Eje coordenado vertical que representa cualquier posición de altura de la columna empacada = [m]

$g_z = 9.807$ Aceleración de la gravedad en la dirección del eje vertical z de la columna

T_{exp} = Temperatura experimental a diferentes alturas en la columna en grados Kelvin, consultar la Fig (11) y la Tabla (2)

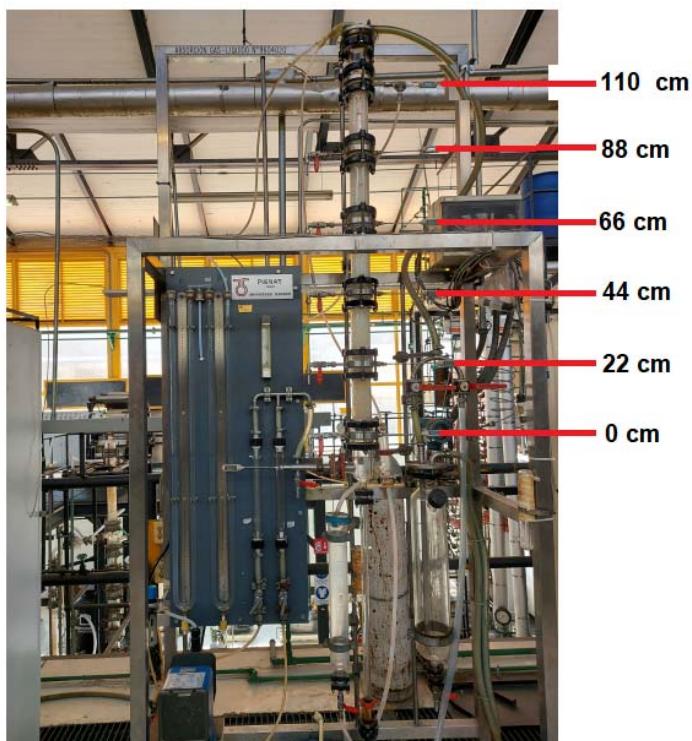


Fig. (11). Toma de datos experimentales de las temperaturas de operación del reactor absorbéador

Tabla (2). Temperaturas experimentales en la columna de absorción

Posición z en la columna (cm)	Temperaturas (°K)		
	5 L / h	8 L / h	10 L / h
abajo 0			
22			
44			
66			
88			
Arriba 110			

Balance de materia para el CO₂ en la fase liquida

Se puede plantear el siguiente balance diferencial en un volumen de control ($\varepsilon A_T \Delta z$) situado en algún lugar de la Fig. (10)

Entradas = Salidas + Acumulación - Reacción

$$\begin{aligned}
 -D_L \varepsilon A_T \frac{\partial C_A^o}{\partial z} \Big|_z + \varepsilon A_T L C_A^o \Big|_z + R_A a \Delta z A_T &= -D_L \varepsilon A_T \frac{\partial C_A^o}{\partial Z} \Big|_{z+\Delta Z} + \\
 \text{efectos difusivos} &\quad \text{efectos convectivos} \quad \text{efectos por absorción} \quad \text{efectos difusivos}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \varepsilon A_T L C_A^o \Big|_{z+\Delta Z} + \varepsilon A_T \Delta_z \frac{\partial C_A^o}{\partial t} - r \varepsilon A_T \Delta_z &= \\
 \text{efectos convectivos} &\quad \text{efectos por acumulación} \quad \text{efectos por reacción}
 \end{aligned} \tag{23}$$

$$\begin{aligned}
 D_L \varepsilon A_T \frac{\partial C_A^o}{\partial z} \Big|_{z+\Delta Z} - D_L \varepsilon A_T \frac{\partial C_A^o}{\partial z} \Big|_z - \varepsilon A_T L C_A^o \Big|_{z+\Delta Z} + \varepsilon A_T L C_A^o \Big|_z - \\
 - R_A a \Delta z A_T + \varepsilon A_T \Delta_z \frac{\partial C_A^o}{\partial t} - r \varepsilon A_T \Delta_z &=
 \end{aligned} \tag{24}$$

Dividiendo entre el volumen de control "VC" ($\varepsilon A_T \Delta z$) y tomando límites se obtiene la Ec. (34)

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \left\{ \frac{D_L \frac{\partial C_A^o}{\partial z} \Big|_{z+\Delta z} - D_L \frac{\partial C_A^o}{\partial z} \Big|_z}{\Delta z} - \frac{L C_A^o \Big|_{z+\Delta z} - L C_A^o \Big|_z}{\Delta z} \right\} = \frac{\partial C_A^o}{\partial t} - \frac{R_A a}{\varepsilon} - r$$

$$D_L \frac{\partial^2 C_A^o}{\partial z^2} - \frac{L \partial C_A^o}{\partial z} = \frac{\partial C_A^o}{\partial t} - \frac{R_A a}{\varepsilon} - r$$

$$- D_L \frac{\partial^2 C_A^o}{\partial z^2} + \frac{L \partial C_A^o}{\partial z} = - \frac{\partial C_A^o}{\partial t} + \frac{R_A a}{\varepsilon} + r$$

convección accumulación Absorción racción difusión
 con reacción

(25)

Simplificación de la ecuación (25): No hay acumulación en el régimen permanente y, despreciando los términos convectivos y difusivos del CO₂ absorbido, en comparación con la reacción en la película y si además la rapidez de absorción con reacción es apreciablemente mayor que la rapidez de absorción física se obtiene:

$$-\frac{R_A a}{\varepsilon} - r = 0$$

(26)

Balance de materia para la amina en la fase líquida

De la Fig. (10) se puede plantear también el siguiente balance diferencial de masa para la monoetanolamina que desciende:

Entradas = Salidas + Acumulación – Reacción

No hay acumulación del reactivo líquido B

$$\varepsilon A_T L C_B^o \Big|_z = \varepsilon A_T L C_B^o \Big|_{z+\Delta z} - r \varepsilon A_T \Delta z$$

convección convección reacción
 entrada salida en el VC (volumen de control)

en el VC en el VC

arreglando términos se obtiene:

$$\varepsilon A_T L C_B^o \Big|_{Z+\Delta Z} - \varepsilon A_T L C_B^o \Big|_Z = r \varepsilon A_T \Delta z \quad (27)$$

Dividiendo entre el volumen de control ($\varepsilon A_T \Delta z$) y tomando límites a la ecuación anterior se obtiene

$$\lim \left\{ \frac{L C_B^o \Big|_{Z+\Delta Z} - L C_B^o \Big|_Z}{\Delta z} \right\} = r$$

$$\Delta z \rightarrow 0$$

$$L \frac{dC_B^o}{dz} = r \quad (28)$$

Sustituyendo (28) en (26) se obtiene

$$-\frac{R_A a}{\varepsilon} - r = 0$$

$$-\frac{R_A a}{\varepsilon} = L \frac{dC_B^o}{dz}$$

$$L dC_B^o = -\frac{R_A a}{\varepsilon} dz \quad (29)$$

Integrando la ecuación (29) desde el domo hasta el fondo de la columna se obtiene:

$$h = \frac{L \varepsilon}{a} \int_{C_B^o \text{ Domo}}^{C_B^o \text{ Fondo}} \frac{dC_B^o}{R_A}$$

$$h = -\frac{L \varepsilon}{a} \int_{C_B^o \text{ Domo}}^{C_B^o \text{ Fondo}} \frac{dC_B^o}{R_A} = \begin{cases} \frac{cm^3}{h cm^2} \left(\frac{h cm^2}{cm^2} \frac{gmol MEA}{cm^3 Sol} \right) \\ cm = \frac{cm^3}{cm^2} \left(\frac{h cm^2}{cm^2} \frac{gmol CO2}{cm^3 Sol} \right) \end{cases} \quad (30)$$

3.- CUESTIONARIO

1. Encontrar el mayor tiempo de residencia en la columna de la mezcla líquida alimentada de (MEA-H₂O) de uno de los siguientes flujos 5, 8 ó 10 L/h, ya que para este proceso interesa el mayor espacio de tiempo para la formación de la mayor cantidad de productos, los iones carbámico (R_1NHCOO^-) y los iones amina ($R_1NH_3^+$).
2. Calcular el coeficiente volumétrico individual y temporal de transferencia de masa con reacción química $k_L r a = k_L a \times E$, a diferentes alturas de la columna desde la base al domo de la columna
3. ¿Cuál es el mecanismo controlante (el más lento) entre la difusión o la reacción en la fase líquida descendente?
- 4.- Utilizando el modelo de la película ¿Dónde se da la reacción, (en la película del líquido o en el seno de la fase líquida).
- 5.- ¿Cuál es el régimen de reacción?

5.- NOMENCLATURA

a = Área interfacial efectiva por unidad de volumen empacado: cm²/cm³

Av = Área de la superficie total de empaques por unidad de volumen de columna empacada: cm²/cm³

ATF = Área transversal de flujo entre empaques: cm²

C_A^o = Concentración de CO₂ en el seno de la fase líquida: gmol CO₂ /L solución

C_A^* = Concentración de CO₂ en la interfase gas-líquido: gmol CO₂ /L solución

C_B^0 = Concentración de la amina en el seno del fluido de la fase líquida:
gmol amina /L solución

D_A, D_B = Coeficientes de difusión mutua: cm²/s

E = Factor de mejora

E_i = Factor de mejora para una reacción infinitamente rápida

E₁ = Factor dado por la ecuación del factor de mejora E

G = Masa velocidad de la corriente gaseosa: g / s cm²

H = Altura de la columna de absorción: cm

m = Relación de equilibrio $atm/(gmol CO_2/cm^3 solución)$

j_A = Flux difusivo: gmol A/ s cm²

k₁ = Constante de velocidad de reacción de primer o pseudo primer orden: 1/s

k_G a = Coeficiente volumétrico individual y temporal del lado de la fase gaseosa: gmolCO₂ /s cm³ atm

k₂ = Constante de velocidad de reacción de segundo orden: L /gmol s

k_La = Coeficiente volumétrico individual y temporal del lado de la fase líquida: 1/ s

L = Masa velocidad de la corriente líquida: g/s cm²

\sqrt{M} = Número de Hatta

p = Presión atmosférica: atm

p_z = Presión hidrostática en las paredes de los empaques: atm

r = Rapidez de reacción: $\frac{(cm^3/gmol)^{1+n}}{s}$

R_A = Rapidez de absorción con reacción química a través de la interfase:
gmol A/ s cm²

S = Superficie interfacial en el modelo de la película: cm²

t = tiempo: s

x = Abscisa en el modelo de la película, posición arbitraria en la columna de absorción: cm

z = Factor estequiométrico de reacción entre el bióxido de carbono y la monoetanolamina con un valor de 2

Z = Eje coordenado para la altura en la columna de absorción: cm

ε = fracción de huecos entre los empaques de la columna de absorción

δ = Espesor de la película de difusión: cm

σ_L = Tensión superficial del líquido: dynas / cm

σ_C = Tensión superficial crítica: dynas / cm

ρ_G = Densidad de la fase gaseosa: gr/cm³

ρ_L = Densidad de la fase líquida: gr/cm³

6.- BIBLIOGRAFÍA

- 1.- Wolf-Dieter Deckwer, Bubble Column Reactors, John Wiley and Sons, 1992.
- 2.- P.V. Danckwerst, *Gas-Liquid Reactions*, McGraw-Hill, New York, 1970.
- 3.- R.M. Wellek, R.J. Brunson and F.H. Law, Can. J. Chem Engng. 56 (1978),181. Determination of the enhancement factor for mass transfer with a instantaneously fast chemical reaction.
- 4.- Aquil Jamal, Axel Meisen, C. Jim Lim. Kinetics of carbon dioxide absorption and desorption in aqueous alkanolamine solutions using a novel hemispherical contactor – I. Experimental apparatus and mathematical modeling. Chemical Engineering Science 61 (2006) 6571-6589.
- 5.- Aquil Jamal, Axel Meisen, C. Jim Lim. Kinetics of carbon dioxide absorption and desorption in aqueous alkanolamine solutions using a novel hemispherical contactor – II. Experimental apparatus and mathematical modeling. Chemical Engineering Science 61 (2006) 6590-6603.
- 6.- H. Hikita and Asai, Int. Chem. Eng. 4 (1964), 5. Gas absorption with a two-step chemical reaction
- 7.- Octave Levenspiel, Ingeniería de las Reacciones Químicas 3/e, Editorial Limusa Wiley 2004, Ciudad de México
- 8.- P.V. Danckwerst, G.C., M.B.E., M.A., S.M., C. Eng. and M.M. Sharma, B. Chem. Eng., M.Sc. (Tech.),Ph.D., A.R.I.C., The absorption dioxide into solutions of alkalis and amines. (with some notes on hydrogen sulphide and carbonil sulphide). Review Series No. 2.,The Chemical Engineer, October, 1966. Supplied by The British Library – The world's knowledge.
- 9.- James R. Welty, Charles E. Wicks, Robert E. Wilson, 2/e. Fundamentos de transferencia de momentum, calor y masa, Limusa Wiley. Ciudad de México 2000.
- 10.- Norman, W.S. Destillation, Absortion, and Cooling Towers, 1961 (London: Longmans Green & Co. Ltd.).

- 11.- Donald L. Katz. David Cornell. John A, Vary. Riki Kobayashi. Jack R. Elenbaas. Fred H. Poettmann. Charles F. Weinaug. Handbook of Natural Gas Engineering. McGraw-Hill Book Company New York.
- 12.- Mariano Pérez Camacho. Antonio Valiente Barderas. Ricardo Pérez Camacho. Mass Transfer Coefficients in an Absorber Reactor in the Unit Operations Laboratory. EPRA International Journal of Multidisciplinary Research (IJMR). Volume: 4 | Issue: 2 | February 2018 SJIF Impact Factor: 4.924 ISSN (Online): 2455-3662
- 13.- Froment F. Gilbert & Kenneth B. Bischoff. Chemical Reactor Analysis & Design. John Wiley & Sons. New York. 1979.
- 14.- Mariano Pérez Camacho. Antonio Valiente Barderas. Ricardo Pérez Camacho. MASS TRANSFER COEFFICIENTS IN AN ABSORBER REACTOR IN THE UNIT OPERATIONS LABORATORY, THE TEMPERATURE PROFILE (2). EPRA International Journal of Published By EPRA Publishing CC License Multidisciplinary Research. SJIF Impact Factor :7.032. ISI I.F. Value : 1.188. DOI : 10.36713/epra2013. Indexed By: ISSN (Online) : 2455 – 3662. Monthly Peer Reviewed & Indexed. International Online Journal. Volume: 6 Issue: 5 May 2020
- 15.- Antonio Valiente Barderas. Ricardo Pérez Camacho. MASS TRANSFER COEFFICIENTS IN AN ABSORBER REACTOR IN THE UNIT OPERATIONS LABORATORY (1). EPRA International Journal of Published By : EPRA Journals CC License Multidisciplinary Research ISSN (Online) : 2455 – 3662 SJIF Impact Factor :4.924 Monthly Peer Reviewed & Indexed International Online Journal Volume: 4 Issue: 2 February 2018
- 16.- Ricardo Lobo Oehmichen. Principios de transferencia de masa. Universidad Autónoma Metropolitana Unidad Iztapalapa. 1997
- 17.- Kinetics of gas-liquid reactions Part I. General. Theory by D.W. Van Krevelen and P. J. Hofstijzer (Central Institute for Technical Research of the Netherlands State Mines, Chemical Laboratory, Geleen, The Netherlands). 67 (1948) RECUEIL 563 541. 124.01 1.6
- 18.- Aída Gutiérrez Alejandre, María Luisa Galicia Pineda, Absorción de CO₂ en una columna empacada, práctica del Laboratorio de Ingeniería Química III, Facultad de Química, 2016, UNAM, Ciudad de México.

7.- APENDICE

7.1- Datos del equilibrio termodinámico

Los datos para el equilibrio termodinámico para el sistema (MEA/agua) - (CO₂ / AIRE) en presencia de reacción química los reporta Donal L.Katz [11].

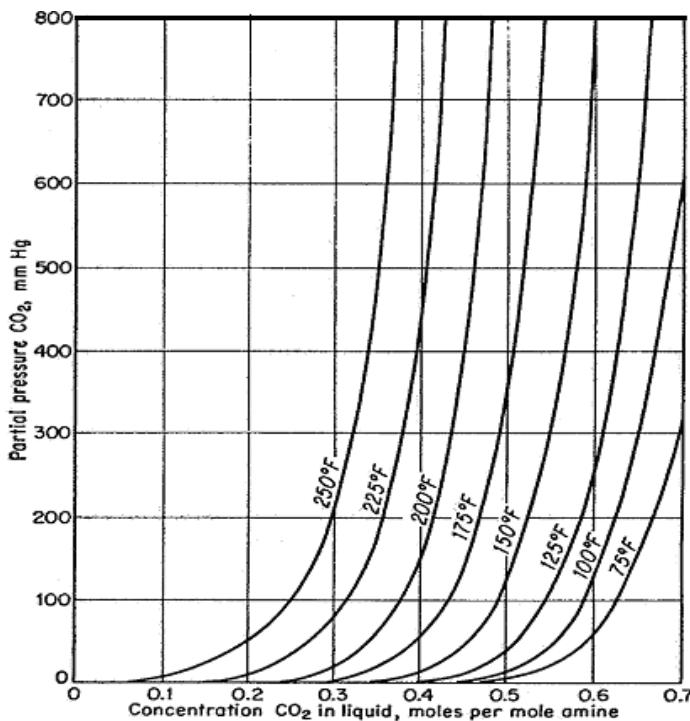
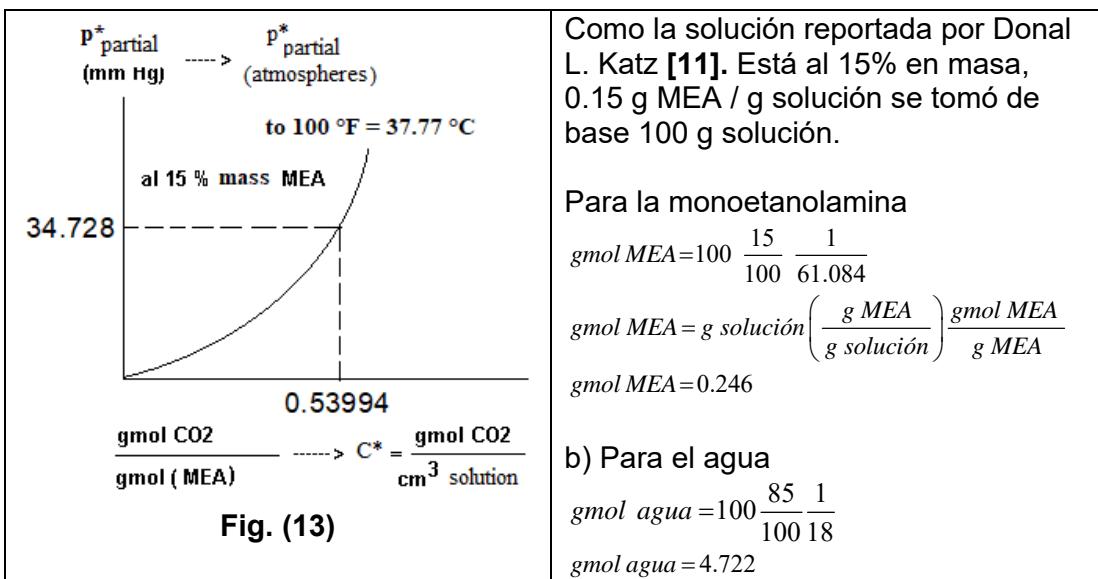


Fig. 16-36. Equilibrium pressure of CO_2 from 15 wt % monoethanol-amine solution. (Kohl, 16-45; Mason and Dodge, 16-52. Courtesy AIChE.)

Fig. (12) Datos de equilibrio del CO_2 con monoetanol amina al 15% en masa

$T = 37.77^\circ\text{C} = 100^\circ\text{F}$		Continuación		Continuación	
$X^* = \frac{\text{gmol } \text{CO}_2}{\text{gmol MEA}}$	$p^* = \text{mm Hg}$	0.53994	34.728	0.64304	276.72
0	0	0.56128	56.058	0.64934	294.67
0.05	0	0.57409	70.811	0.65562	317.51
0.10	0	0.58262	85.535	0.66383	379.47
0.15	0	0.58902	103.50	0.66587	397.4
0.20	0	0.59756	126.37	0.67212	425.12
0.25	0	0.60183	142.7	0.67408	457.72
0.30	0	0.61037	162.31	0.68032	488.71
0.35	0	0.61677	180.27	0.68447	509.91
0.4	0	0.62424	200.05	0.6865	531.1
0.43908	0	0.62843	214.74	0.690	555.56
0.46951	3.2785	0.63261	231.05	0.69687	576.54
0.49885	9.9449	0.63676	253.88		

Se ha seleccionado la curva a 100°F (37.77°C) de la Fig. (9) para obtener la relación de equilibrio m debido a que la reacción es exotérmica y es la que más se ajusta a los datos experimentales. Para esto se requiere cambiar las unidades de los ejes coordenados de acuerdo con el diagrama de la Fig. (13)



Datos

Fórmula de la monoetanolamina $\text{H}_2\text{NCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$

$T^\circ\text{C mea} = 24^\circ\text{C}$

De la gráfica de la Fig. (14) Se puede obtener la densidad de la solución

$$\rho_{\text{solución}} = 1.005 \frac{g \text{ solución}}{cm^3 \text{ solución}}$$

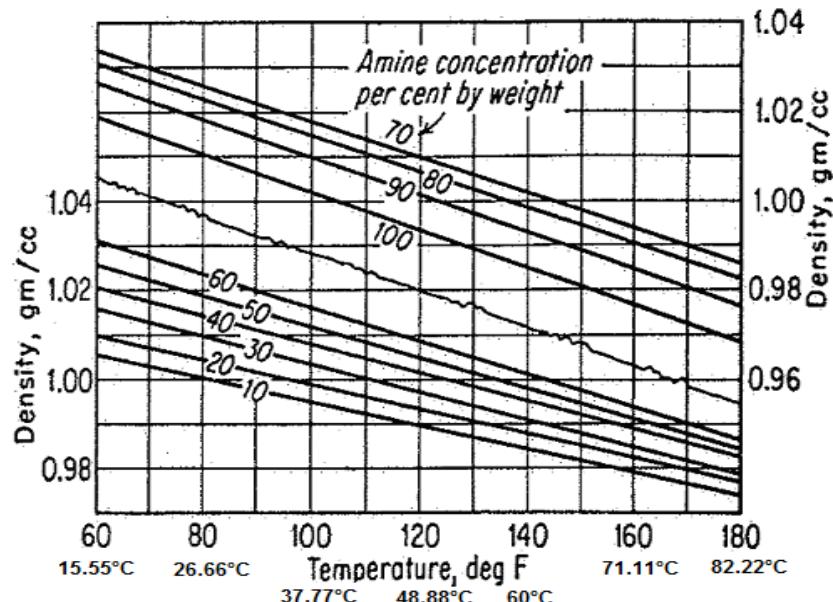


Fig. 16-40. Density of aqueous monoethanolamine solutions.
(16-38, Courtesy Dow Chemical Co.)

Fig. (14) Densidades de la solución MEA/H₂O

Operaciones:

$$x \text{ Molar MEA} = 0.0494 \frac{\text{gmol MEA}}{\text{gmol solución}}$$

$$PM \text{ solución} = x \text{ Molar MEA} \times PM \text{ MEA} + (1 - x \text{ Molar MEA}) \times PM \text{ agua}$$

$$PM \text{ solución} = 20.13 \frac{g \text{ solución}}{\text{gmol solución}}$$

$$\rho \text{Molar Solución} = \rho \text{ solución} \times \frac{1}{PM \text{ solución}}$$

$$\rho \text{Molar Solución} = 0.05 \frac{\text{gmol solución}}{\text{cm}^3 \text{ solución}} = \frac{\text{gmol agua}}{\text{cm}^3 \text{ agua}}$$

Cambios en las abscisas

$$0.53994 \frac{\text{gmol CO}_2}{\cancel{\text{gmol MEA}}} \frac{0.246 \text{ gmol MEA}}{4.722 \text{ gmol H}_2\text{O}} \frac{0.5 \text{ gmol solution}}{\text{cm}^3 \text{ solution}} = 0.0014 \frac{\text{gmol CO}_2}{\text{cm}^3 \text{ solution}}$$

Cambios en las ordenadas

$$p^* \text{ atm} = p^* \text{ mm Hg} \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mm Hg}}$$

En la tabla siguiente se muestran los cambios de unidades para las ordenadas y las abscisas

$T = 37.77^\circ\text{C} = 100^\circ\text{F}$		$T = 37.77^\circ\text{C} = 100^\circ\text{F}$	
$X^* = \frac{\text{gmol CO}_2}{\text{gmol MEA}}$	$p^* = \text{mm Hg}$	$c^* = \frac{\text{gmol CO}_2}{\text{cm}^3 \text{ solución}}$	$p^* = \text{atm}$
0	0	0	0
0.05	0	0.00013	0
0.10	0	0.00026	0
0.15	0	0.00039	0
0.20	0	0.00052	0
0.25	0	0.00065	0
0.30	0	0.00078	0
0.35	0	0.00091	0
0.4	0	0.00104	0
0.43908	0	0.00114	0
0.46951	3.2785	0.00122	0.00431
0.49885	9.9449	0.0013	0.01309
0.51433	18.255	0.00134	0.02402
0.525	24.847	0.00137	0.03269
0.53994	34.728	0.0014	0.04569
0.56128	56.058	0.00146	0.07376

0.57409	70.811	0.00149	0.09317
0.58262	85.535	0.00152	0.11255
0.58902	103.50	0.00153	0.13618
0.59756	126.37	0.00155	0.16628
0.60183	142.7	0.00157	0.18776
0.61037	162.31	0.00159	0.21357
0.61677	180.27	0.0016	0.2372
0.62424	200.05	0.00162	0.26322
0.62843	214.74	0.00163	0.28255
0.63261	231.05	0.00165	0.30401
0.63676	253.88	0.00166	0.33405
0.64304	276.72	0.00167	0.36411
0.64934	294.67	0.00169	0.38772
0.65562	317.51	0.00171	0.41778
0.66383	379.47	0.00173	0.4993
0.66587	397.4	0.00173	0.52289
0.67212	425.12	0.00175	0.55937
0.67408	457.72	0.00175	0.60226
0.68032	488.71	0.00177	0.64304
0.68447	509.91	0.00178	0.67093
0.6865	531.1	0.00179	0.69882
0.690	555.56	0.00179	0.731
0.69687	576.54	0.00181	0.75861

7.2 Datos para las lecturas de los rotámetros

Para transformar los valores leídos en los rotámetros para Aire (en %) y CO₂, (en mm) utilizar los valores a condiciones estándar especificados en la Fig (15) abajo de este texto y plantear reglas de tres para conocer cualquier flujo de aire o de bióxido de carbono, después pasar los valores de condiciones estándar a condiciones del Laboratorio de Ingeniería Química, utilizando la ley general del estado gaseoso.

No es necesario hacer cálculos para conocer el flujo de la alimentación líquida, ya que la escala está en L / h, sólo es necesario cuidar que la parte superior del flotador del rotámetro marque el flujo deseado.

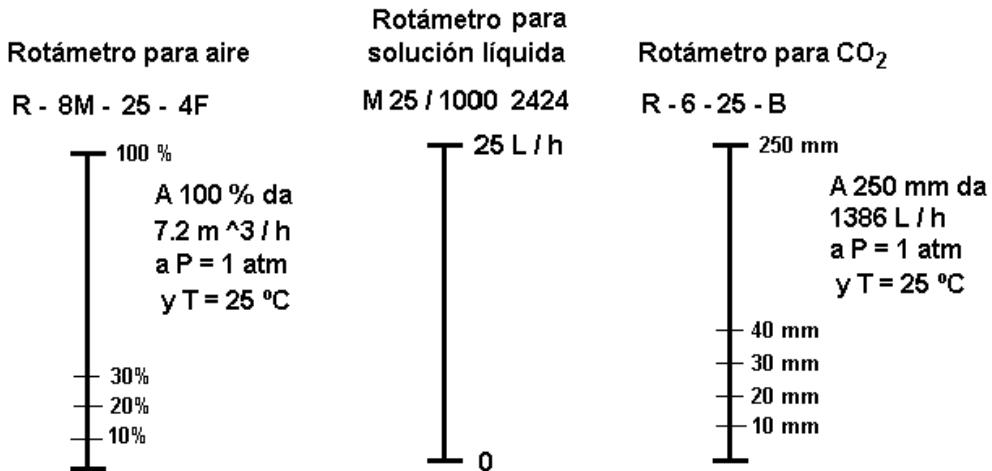


Fig. 15. Escalas de los rotámetros instalados en la columna de absorción

$$\text{Densidad de la mezcla MEA - AGUA al 15 \% en peso} \\ = 0.0007 T^{\circ}\text{C}^2 - 0.5498 T^{\circ}\text{C} + 1016.3 \text{ (kg / m}^3\text{)}$$

$$\text{Densidad del aire} = -0.0035 T^{\circ}\text{C} + 1.2791 \text{ (kg / m}^3\text{)}$$

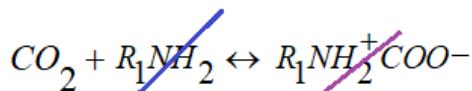
$$\text{Densidad del CO}_2 = -0.0053 T^{\circ}\text{C} + 1.9547 \text{ (kg / m}^3\text{)}$$

NOTA. - Introducir en las ecuaciones anteriores las temperaturas de los gases y de la mezcla líquida para conocer su densidad.

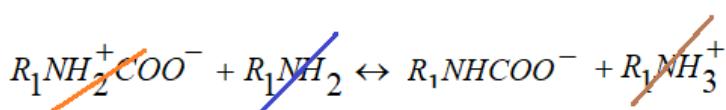
7.3 El sistema reaccionante MEA-H₂O / CO₂-AIR

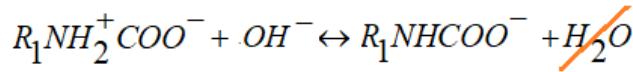
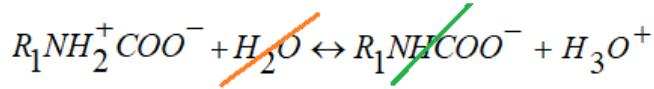
En los artículos de Jamal [4], [5] se encuentra publicado el siguiente mecanismo para el sistema reaccionante MEA-H₂O / CO₂-AIR, que al sumar los términos se obtiene la reacción publicada en el libro de Danckwerst [2], Hikita [6].

Formación del MEA-zwitterion:

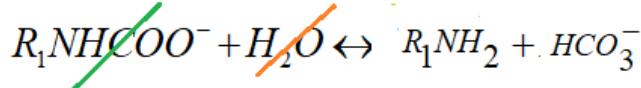


Deprotonación del MEA-zwitterion:

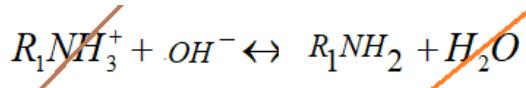




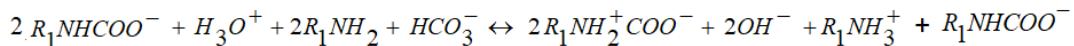
Reversibilidad del MEA-carbamato:



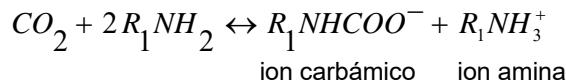
Deiprotonación del MEA:



Formación del ion carbámico y el ion amina



Simplificando



A + 2B $\leftarrow \rightarrow$ Productos

La reacción anterior es de segundo orden: m = 1, n = 1, con una constante de rapidez de reacción hacia la derecha dada por la siguiente ecuación

$$k_2 := 10^{\left(10.99 - \frac{2152}{T^K} \right)} \quad L / (gmol s) \quad (31)$$

7.4 Área interfacial efectiva por unidad de volumen empacado $a = \text{cm}^2/\text{cm}^3$

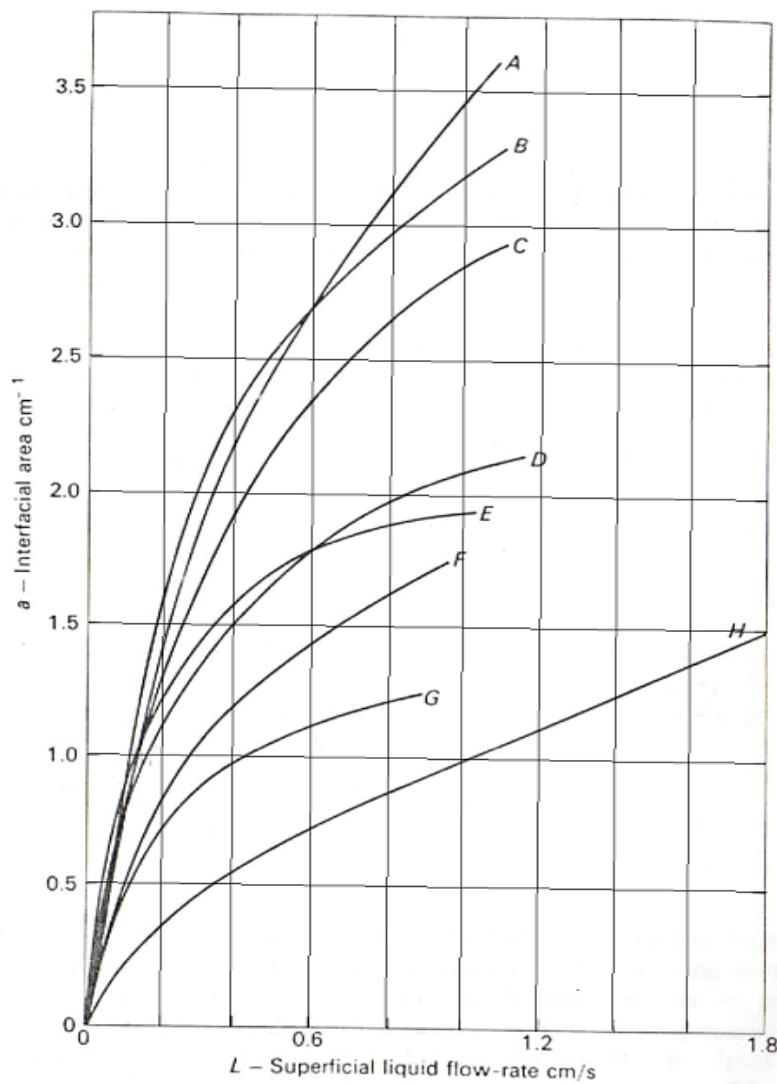


Fig. 9-1 Effective interfacial area for packings (after Danckwerts and Sharma, 1966)

Curve	Type and size of packing	Temperature (°C)	Tower diameter (in.)	Packing density (pieces/ cm^3)	Dry packing area (cm^2/cm^3)
A	½ in. ceramic Intalox saddles	25	4	0.630	4.7
B	½ in. ceramic Pall rings	25	4	0.360	4.2
C	5/8 in. steel Pall rings	25	6	0.220	3.5
D	½ in. ceramic Raschig rings	25	4	0.370	3.8
E	1 in. ceramic Pall rings	25	9	0.049	2.2
F	1 in. ceramic Intalox saddles	25	9	0.084	2.5
G	1 in. ceramic Raschig rings	25	9	0.048	1.8
H	1½ in. ceramic Raschig rings	20	18	0.014	1.3

Fig. 16. – Perfiles para estimar el área interfacial efectiva por unidad de volumen empacado

7.5 Los coeficientes de difusión de MEA-H₂O y del CO₂-H₂O que descienden por la columna de absorción-reacción

En el reactor absorbedor se forman muchos contactos entre las fases gas – líquido para conformar lo que se conoce como la **teoría de las dos películas**.

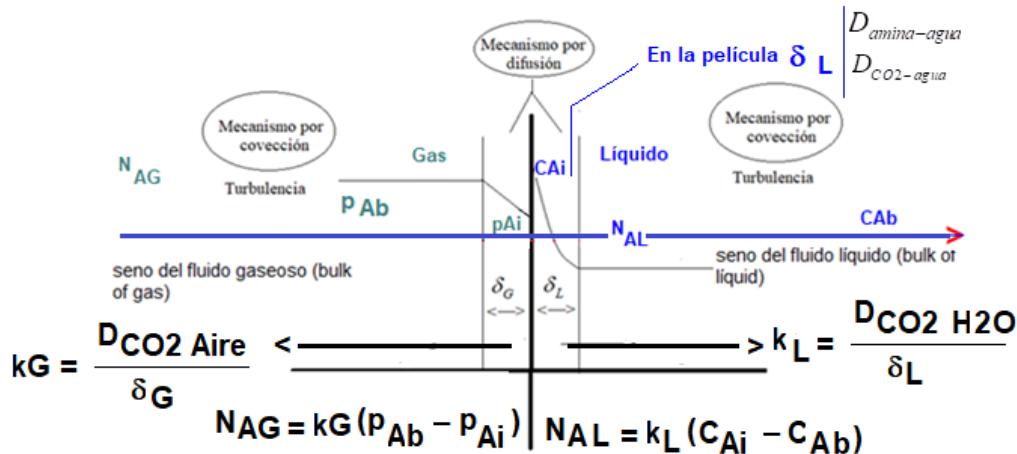


Fig. (17). Esquema del modelo de las dos películas para una reacción rápida que se lleva en la película del líquido

En la fase gaseosa ascendente de (CO₂-aire) en el reactor-absorbedor, el componente que se solubiliza y se absorbe en la amina líquida descendente es el CO₂, donde ahora del lado del líquido es necesario conocer los coeficientes de difusión entre el (MEA líquida, H₂O líquida y CO₂ líquido).

De los tres componentes anteriores sólo se tienen dos alternativas, el del coeficiente $D_{amina-agua}$, y la del coeficiente $D_{CO2-agua}$ ya que el coeficiente de difusión de la MEA-CO₂ no existe porque reaccionan entre sí en la película del líquido

1.- Para la difusividad de $D_{amina-agua}$

$$D_A = D_{amina-agua} = \frac{D_{MEA-H_2O} \text{ a } 25^\circ\text{C} (\text{al } 15\% \text{ masa}) \text{ (Fig.18)}}{D_{CO2-H_2O} \text{ a } 25^\circ\text{C} \text{ (Fig.19)}} \times D_{CO2-H_2O} \text{ (Fig. 19)}: (cm^2 / s)$$

- $D_{amina-agua} = 7.0 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$ (a 25°C) al 15% en masa de la Fig. 18
- $D_{CO2-agua} = 1.8 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$ (a 25°C) leída en la curva A de la Fig.19:

$$D_A = D_{amina-agua} = 0.3889 \times D_{CO2-H_2O} \text{ (cm}^2 / \text{s}) \quad (32)$$

y $D_{CO_2-H_2O}$ se calcula con la Fig.(19) a la temperatura de alimentación a la columna

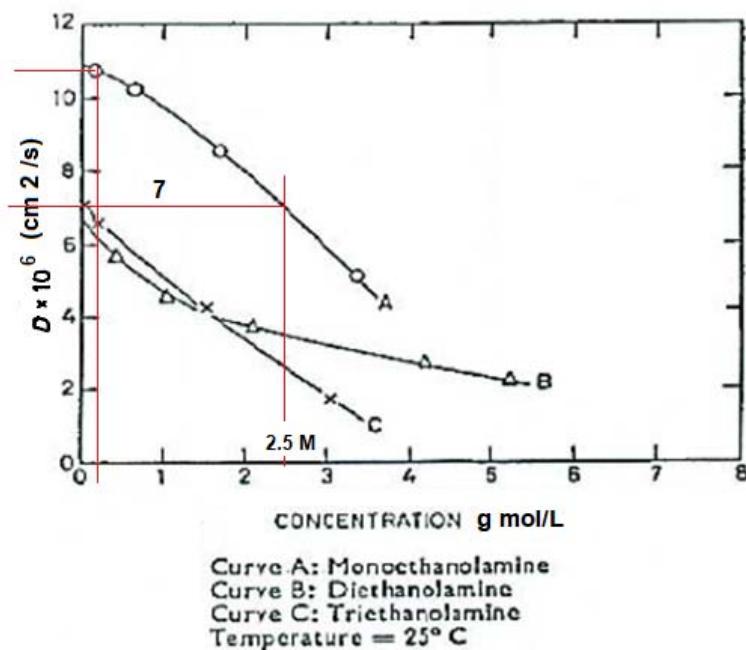


Fig. 18.- Diffusivities of amines in Water. (Thomas and Furzer). The Chemical Engineer, october, 1966. P. V. Danckwerst, and M.M. Sharma

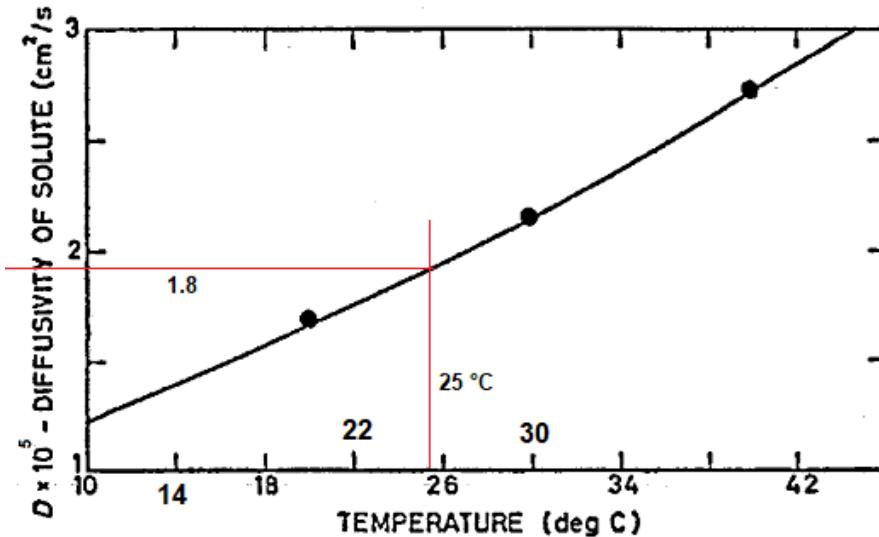


Fig. 19—The diffusivity of carbon dioxide in water at various temperatures. (Thomas and Adams⁶⁹)

The Chemical Engineer, October, 1966. P. V. Danckwerst.
M.M. Sharma.

2.- Cálculo del coeficiente de difusividad de la CO₂-H₂O en la fase líquida en presencia de (H₂O líquida, MEA líquida y CO₂ líquido).

2.- Para la difusividad de

$$D_B = D_{CO_2\text{-agua}} = \frac{7 \times 10^{-6}}{10.9 \times 10^{-5}} \times D_{CO_2\text{-H}_2O} \text{ (cm / s)}$$

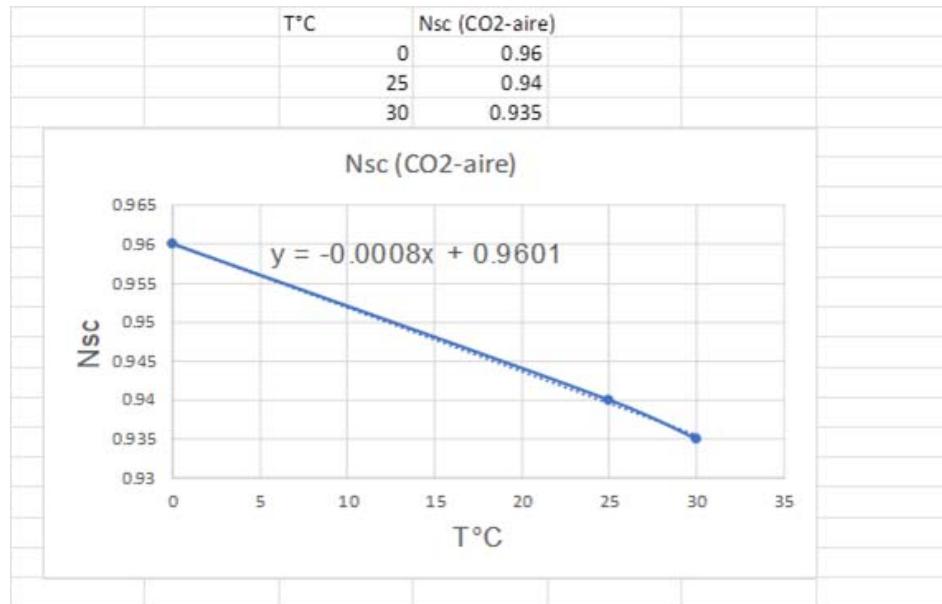
$$D_B = D_{CO_2\text{-agua}} = 0.0642 \times D_{CO_2\text{-H}_2O} \text{ (cm / s)} \quad (33)$$

- $D_{\text{amina-agua}} = 7.0 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$ (a 25°C) al 15% en masa de la Fig. 18
- $D_{\text{amina-agua}} = 10.9 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$ (a 25°C) de la Fig. 18

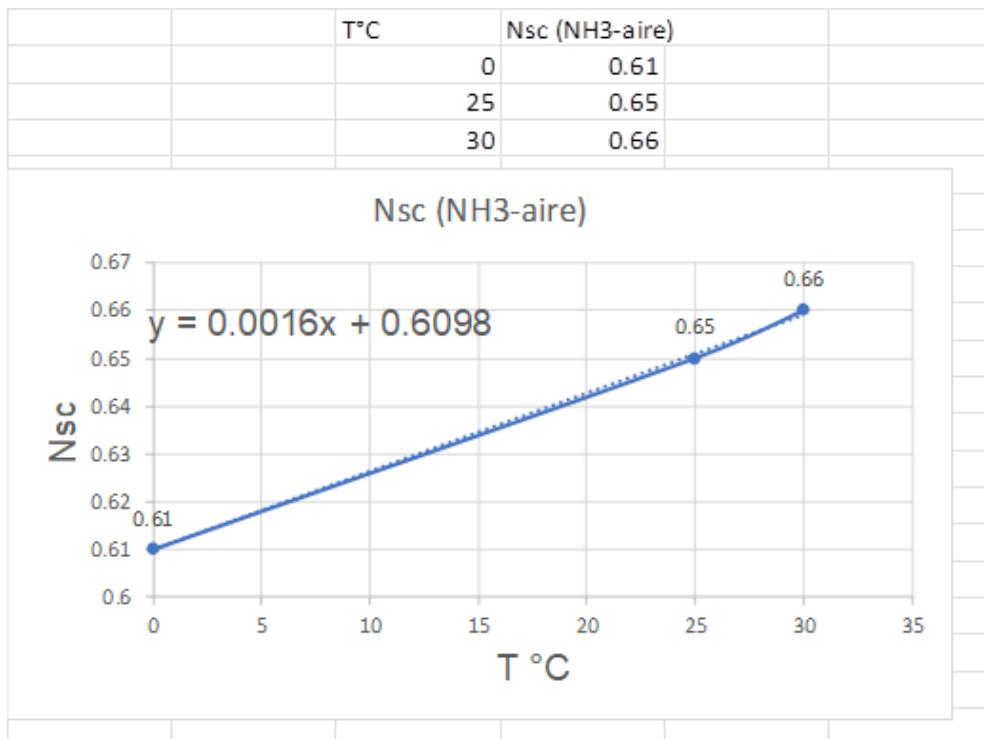
y $D_{CO_2\text{-H}_2O}$ se calcula con la Fig. 19 a la temperatura de alimentación a la columna

7.6 Los números de Schmidt

Para CO₂-Aire



Para NH₃-Aire



Ejemplo

Los Números de Schmidt

Temperatura del aire de entrada en la mezcla, en la base de la torre

$$T^{\circ}\text{CaireE} := 18.4 \quad ^\circ\text{C}$$

Temperatura del CO2 de entrada en la mezcla, en la base de la torre

$$T^{\circ}\text{CO2E} := 20 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T^{\circ}\text{C}_{\text{prom}} := \frac{T^{\circ}\text{CaireE} + T^{\circ}\text{CO2E}}{2} = 19.2 \quad ^\circ\text{C}$$

N_{sc1} = No. de Schmidt NH3-Aire

$$N_{\text{sc1}} := 0.0016 \cdot T^{\circ}\text{C}_{\text{prom}} + 0.6098$$

N_{sc2} = No de Schmidt CO2-aire

$$N_{\text{sc2}} := -0.0008 \cdot T^{\circ}\text{C}_{\text{prom}} + 0.961$$

Para corregir la correlación de $k_g a$

$$N_{\text{sc1}} := 0.6485$$

Para corregir la correlación de $k_g a$

$$N_{\text{sc2}} := 0.942$$

7.7 Ecuaciones para calcular las propiedades del aire

Densidad del Aire de entrada E

$$\rho_{\text{aire}} := \left(-3.955 \times 10^{-3} \cdot T_{\text{exp}} + 1.287 \right) \cdot \left[\frac{1000}{1} \cdot \left(\frac{1}{100} \right)^3 \right]$$

$$\frac{g \cdot \text{aire}}{cm^3 \cdot \text{aire}} = \frac{kg}{m^3} \cdot \left[\frac{1000g}{1kg} \cdot \left(\frac{1m}{100cm} \right)^3 \right]$$

Densidad de la solución al 15% en masa

$$\rho_{15\%\text{masa}} := \left(0.0007 \cdot T^{\circ}\text{Cmea}^2 - 0.5498 \cdot T^{\circ}\text{Cmea} + 1016.3 \right) \cdot \left(\frac{1}{100} \right)^3 \cdot \frac{1000}{1}$$

$$\frac{g}{cm^3} = \frac{kg}{m^3} \cdot \left(\frac{1m}{100cm} \right)^3 \cdot \left(\frac{1000g}{1kg} \right)$$

Densidad del CO2 a la entrada E

$$\rho_{\text{CO2}} := -5 \cdot 10^{-6} \cdot T^{\circ}\text{CO2E} + 0.002 \quad \frac{g}{cm^3}$$