

"Estudio sobre difusión a través de fases"

BIBLIOTECA FAC. DE QUIMICA

México, Noviembre, 1967

Javier Andry Sánchez



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

BIBLIOTECA FAC. DE QUIMICA

21

SANCHEZ, JAVIER

RESUMEN.

Desde un punto de vista amplio esta tesis trata sobre experimentos en difusión a través de interfaces, es de interés el estudio de este tema en la Ingeniería Química, por ser los procesos puramente difusionales una de las formas más importantes de transferir masa, como puede ser en la extracción por solvente, en las reacciones heterogéneas líquido-líquido, en la difusión líquido-gas. El estudio de la Teoría de la Transferencia y las correlaciones que de ella resultan tienen gran interés práctico, ya que pueden conducir a una mejora en el diseño de extractores por solvente en cualquier sentido.

El estudio teórico de la difusión a través de interfaces, se apoya en el conocimiento de la Teoría de la Difusión.

La Teoría de la Difusión Líquido-líquido no se encuentra lo suficientemente desarrollada como para predecir el resultado de los experimentos. Esto se debe en parte a que no se le ha dado debida importancia al estado líquido y no existen todavía teorías adecuadas que permitan conocer las variaciones de las propiedades en función de las concentraciones, de manera que los coeficientes de difusibilidad en líquidos se determinan experimentalmente.

La difusión es un fenómeno que consiste en la transferencia de un soluto en una región de mayor actividad a una de menor actividad.

Como en todo fenómeno de transporte la rapidez de la transferencia depende de un término de resistencia, de un término de diferencia de potencial director y de un coeficiente

Los primeros trabajos sobre difusión, fueron realizados por Tomás Graham, y de los cuales salió la Ley de Graham sobre difusión gaseosa.

De los más importantes trabajos sobre difusión, son los de Adolf Fick; sus leyes son análogas a las de Fourier sobre transporte de calor y a las de Ohm sobre conductividad; la primera Ley:

$$J = -D \frac{dc}{dx}$$

siendo J el flujo unidireccional en moles por centímetro cuadrado por segundo y D el coeficiente de difusión, esta ley es similar a la de Transferencia de Calor de Fourier y D se puede considerar el equivalente de la conductividad térmica, en estas unidades el coeficiente de difusión sea $\text{cm}^2/\text{seg.}$ y dependiendo de los componentes del sistema que se trate; por derivación se tiene la llamada Segunda Ley de Fick:

$$\frac{dc}{dt} = -D \frac{d^2c}{dx^2}$$

En el caso especial en que D no depende de la concentración a lo largo de la difusión, se tiene:

$$\frac{dc}{dt} = -D \frac{d^2c}{dx^2}$$

el valor del coeficiente D , en el caso de gases tiene una derivación teórica y es una función de la velocidad promedio de las moléculas en dirección del flujo, y del camino libre medio de las moléculas.

A las ecuaciones de Fick se les han sugerido modificaciones como el usar la presión osmótica, en vez de la concentración como potencial director, así mismo la actividad en vez de la

concentración.

Como quiera que son las fórmulas de Smolowski, y que son las usadas aquí; usa las leyes de Fick como se escriben anteriormente.

J. W. Davies escribe con amplitud los valores que tienen las resistencias para los sistemas como líquido-líquido, líquido-gas, a diferentes condiciones. Un resumen de los datos expuestos por Davies se dan a continuación:

	L-L	L-G	RESISTENCIA.
Resistencia de líquido.	100-10.000 seg/cm.	10^2-10^3 seg/cm.
Resistencia de la interfase.	Menores de 1000 seg/cm.	Entre 0 y menos de 1000 seg/cm.	3000-4000 o más seg/cm.
Resistencia del gas.	5-20 seg/cm.

ESTUDIOS EXPERIMENTALES: - En estudios con celdas estacionarias se muestra que la resistencia interfacial no aumenta por la presencia de una monolapa a menos que se trate de una película de polímeros o de varias moléculas. La emulsión espontánea no afecta la transferencia, los resultados se muestran en varios casos:

Tipo Celdas en Agitación.

Método de Análisis: - Sistema óptico para observar la composición en la vecindad ($\approx 10 \mu l.$) de la interfase.

Teoría: - De las ecuaciones de difusión entre vistas para sistemas estacionarios su resistencia interfacial:

$$C_1 = \frac{C_0}{1 + 2(D_2/D_1)^{1/2}} \quad \text{erfc} \frac{X}{2(D_2 t)^{1/2}}$$

$$C_2 = \frac{C_0}{1 + 2(D_2/D_1)^{1/2}} \quad \text{erfc} \frac{X}{2(D_2 t)^{1/2}}$$

siendo

erf y =

por otro lado:

$$q = C_1 d_x = 2C_2 K \Delta t^{1/2}$$

siendo R la rapidez de absorción por unidad de área, de la difusibilidad D , la concentración en el seno del líquido y K_L es el espesor de la película.

Sin embargo las condiciones requeridas para mantener una película estacionada sobre la superficie libre de un líquido agitado no parecen tener razón y es más probable que la turbulencia se extienda hacia la superficie y que la existencia de la anterior película sea puramente teórica. En particular si se considera un líquido que fluye sobre un espesor de una torre de absorción aparece que la capa de superficie del líquido se mantiene idéntica a través de todas las discontinuidades del flujo.

La naturaleza capilar de la película del líquido ha sido grandemente aceptada aunque constantemente se sostiene como si realmente existiera. Esto puede ser debido a muchos propósitos entre ellos el uso conveniente como medida de la rapidez de absorción de acuerdo con la expresión:

$$R = K_L (C^* - C_0)$$

siendo K_L el coeficiente de transferencia de masa de la película del líquido, que es constante para un líquido dado y un gas bajo condiciones dadas. Sin embargo, si el modelo de película es en realidad falso uno puede llegar a resultados erróneos si se usa como la base para teorías las cuales relacionan el coeficiente de transferencia de masa a las concentraciones de operación.

Esto puede ser entonces de valor mostrar la inutilidad de la ecuación anterior en la hipótesis de que no hay resistencia para considerar una película del líquido estancado y dar expresiones más realísticas del proceso que ocurre durante la absorción en un líquido agitado.

Suponiendo que no existen reacciones químicas, la expresión derivada para la rapidez de absorción es similar a las usadas en la teoría de la película, pero tiene un significado distinto al de coeficiente de película del líquido.

ABSORCIÓN EN UN LÍQUIDO ESTANCADO.- Se va a considerar en primer lugar los casos donde la superficie del líquido está en contacto con el gas en todo momento y que no hay resistencia alguna entre soluto y solvente.

Si la ley de la difusión normal se observa en el líquido, la rapidez de absorción (cantidad por unidad de área y por unidad de tiempo) dentro de un líquido estancado

$$(G) = (C - C_0) \frac{D}{\theta}$$

siendo θ el tiempo de exposición del gas a la superficie del líquido y C_0 la concentración inicial.

Se puede ver que a menos que la superficie se renueve por agitación o convección la rapidez de absorción llega a ser lenta, después de cierto tiempo. Agua estancada absorbe normalmente en una hora una cantidad de gas equivalente a una capa saturada de dos milímetros de espesor (tomando a D como $0.00021 \text{ cm}^2/\text{seg.}$) si la profundidad de penetración se da

fin arbitrariamente como la profundidad a la cual la concentración es un centésimo de la superficie, la absorción será igual a 3.6 g^{h} el cual tiene un valor de seis milímetros en el curso de una hora.

ABSORCIÓN EN UNA SUPERFICIE DE LÍQUIDO AGITADO.- Cuando un líquido está en movimiento turbulento es un conjunto de remolinos que incesantemente cambian su conformación y su posición. Estas remolinos son vistas a manera de que continuamente exponen su superficie nueva al gas mientras que regresan al seno del líquido partes de la superficie del líquido que ha estado en contacto con el gas, por distintos períodos de tiempo. Las siguientes suposiciones serán hechas durante el tiempo de exposición de cualquier parte del líquido que absorbe gas dado por la concentración anterior. Este primer supuesto asume que la turbulencia es mayor que la profundidad de penetración del soluto difundido: se da en la superficie, así que el movimiento relativo del líquido a diferentes niveles en la inmediata vecindad de la superficie, se puede no tomar en cuenta y que gradientes de velocidad no existen debajo de la superficie.

Considérese un líquido que se mantiene en movimiento turbulento por agitación a una velocidad uniforme, el área total de la superficie está expuesta al gas y se tomará como la unidad y que la rapidez de absorción es uniforme en toda el área. El movimiento del líquido recomplanará continuamente con superficie fresca aquellas partes que son las más viejas de la superficie o son las que han tenido un determinado tiempo de

expresión. La rapidez media de producción de superficie es constante e igual a s , y el cambio de un elemento de superficie reemplazado dentro de un tiempo dado se asume que es independiente de su edad; en consecuencia, la rapidez de reemplazamiento de los elementos pertenecientes a cualquier grupo de edades es igual a s .

Sea el área de la superficie que comprende a aquellas edades comprendidas entre 0 y $(0 + \Delta t)$ igual a $f(0) \Delta t$. Al estado continuo esto no varía con el tiempo, así en un cierto intervalo de tiempo igual a Δt , el área que entra a al grupo de edad 0, ..., $(0 + \Delta t)$ desde el grupo de edad $(0 - \Delta t)$, ..., 0 será $f(0 + \Delta t) \Delta t$. Esto también es igual al área en el grupo de edad $(0 - \Delta t)$ menos la porción de este que es reemplazado por la superficie fresca en un tiempo igual a Δt . Esto es:

$$f(0) \Delta t = f(0 - \Delta t) \Delta t (1 - s \Delta t)$$

$$\text{en consecuencia } f(0) \text{ igual a } f(0 - \Delta t) \frac{\Delta t - s \Delta t^2}{\Delta t}$$

$$\frac{df}{dt} = -sf$$

en vista de que:

$$f(0) = 1$$

tenemos:

$$f = e^{-st}$$

para áreas distintas de la unidad la expresión $f(0) \Delta t$ es igual a la fracción del área que al estado continuo está en el grupo de edad 0, $(0) - \Delta t$. Aquí $f(L)$ no viene a ser más que la fracción de las edades de la superficie o sea una función de distribución de las edades de la superficie o sea una función de distribución de las edades de la superficie o sea una función de distribución de las edades de la superficie.

La rapidez de absorción de aquellos elementos de la superficie teniendo una edad θ y una área s_0^{-49} de se caracteriza de la ecuación de difusión que es igual a:

$$(C^* - C_0) s_0^{-49} \frac{1}{\theta} \cdot \theta$$

así tenemos que la rapidez de absorción por unidad de área de superficie turbulenta es:

$$R = (C^* - C_0) D \frac{1}{\theta} \cdot \theta$$

comparando esto con la ecuación de difusión para un líquido estacionario, vemos que D_0 se puede identificar con K_L .

Efectivamente se ha aceptado en los cálculos anteriores que la superficie del líquido debajo de la superficie recientemente formada es líquido con la misma concentración C_0 . Al identificar D_0 con K_L , C_0 se identifica con la concentración media del seno del líquido. Esto implica que la concentración media no cambia con el tiempo y que el seno del líquido está uniformemente concentrado. La primera condición es un tanque llenado en un proceso continuo operando al estado permanente. La extensión con la cual la segunda condición puede ser llenada depende de la profundidad y características del líquido.

Considérese un caso en el cual un estado permanente la concentración media tiene un nivel a próximo a la superficie mientras que a mayor profundidad la concentración es b , C_0 en este caso viene a ser b (la profundidad de a es comparable con la Escala de Turbulencia), el soluto es llevado de a a b por difusión turbulenta y al estado permanente se tienen

$$(C^* - C_0) \cdot D_0 = a (C^* - C_0) k_2 = (C_2 - C_0) k_2$$

$$\text{o sea: } \frac{1}{k_2} = \frac{1}{k_2} = \frac{1}{(D_0)^{1/2}}$$

siendo k_2 el coeficiente de transferencia de masa de a a b por difusión turbulenta. a y k_2 serán funciones solamente de la propiedad físicas y condiciones de flujo del líquido y de la geometría del recipiente. Probado que estas cosas pasan con constantes veces de la ecuación anterior que para una serie de solutos, el recíproco de la conductividad del líquido (k_2) será lineal con el recíproco de $D^{1/2}$.

MEJORA DE INSTANCIAS PARA VARIOS TIPOS DE CORRIENTES.- La derivación de la expresión se discute en otra parte, lo importante es el conjunto de ecuaciones que nos permitan encontrar condiciones de rapidez para sistemas dados.

a).- Superficie constantemente saturada, ausencia de reacción química, la ecuación es:

$$R = (C^* - C_0) (Da)^{1/2}$$

Como en el caso anterior de absorción en un líquido turbulento la expresión del segundo paréntesis puede identificarse como la conductividad del líquido.

b).- Resistencia D película de gas sobre la superficie del líquido.

$$R = \frac{C^* - C_0}{\frac{1}{(Da)^{1/2}} + \frac{1}{k_g}}$$

al derivar estas expresiones se supone que todo el sistema es

obtiene la ley de Henry y que el coeficiente de transferencia de la película gaseosa tiene un valor constante independientemente de la rapidez de absorción total en el líquido.

A manera de dato curioso daremos las expresiones de la rapidez de transferencia en el caso de que el soluto se destruya por una reacción de primer orden con el solvente.

$$R \pm$$

$$R = C^0 - C_0 \frac{R}{r t_0} \quad \text{B (mts)}^{\frac{1}{2}}$$

siendo R la constante de velocidad de reacción.

CASE DE SUPERFICIES NO MOVIENTES DE NUBES EN LA SUPERFICIE.-
Cualquier irregularidad en el arreglo del empuje afecta la función de distribución $f(\theta)$ por ejemplo: Si el empuje consiste de anillos verticales virtualmente ninguna superficie alcanzará una edad mayor de cierto tiempo θ_0 , esto es también en cuenta que las superficies del líquido se mueven desde arriba hasta abajo del anillo y que no hay posibilidad de destruir un elemento de superficie antes que haya alcanzado su edad final. Si se ignora la aceleración de la superficie durante un descenso nosotros tenemos aproximadamente que:

$$f(\theta) = 1/\theta_0$$

para θ comprendido entre 0 y θ_0 y que la función de distribución es nula para todo tiempo mayor que θ_0 . En un caso tan simple como este, R se puede determinar fácilmente de la expresión:

$$R = f(\theta) \quad (\theta) \text{ de}$$

que es de aplicación general.

La importancia de la Tesis de Danvers se basa en el hecho de que la existencia de una película en la superficie del líquido y el de proponer todo un tratamiento matemático en base a la función de distribución de ondas de la superficie del líquido para poder encontrar la región de transferencia de masa en un líquido en cualquier condición de turbulencia que se encuentre.

TEMA.- De un balance de material del soluto en una sección diferencial del instrumento en la sección de transferencia masa

se tiene:

$$Q_2 dC_2 = K_c (C_2 - a C_1) dx$$

esta ecuación integrándola con K_c , Q_2 y a también como constantes, tenemos:

$$K_c = \frac{Q_2 (C_{2i} - C_{2f})}{a(C_{1i} - C_{1f}) L}$$

En la expresión de arriba se asume que las densidades están bien mezcladas así que la concentración del seno del líquido de cambio con el tiempo de transferencia. (o sea con a).

Sin embargo si el flujo es laminar y el tiempo de contacto relativamente corto la concentración del seno del líquido permanece constante y a su valor inicial C_1 y la posición interfacial permanecerá constante y valiendo: C_{1i} , dando como valor está dado por la ecuación:

$$C_{2f} = C_{2i} + \frac{C_{1i} (D_c / \nu)^{1/2}}{L \pi_1 (D_c / \nu)^{1/2}} = a_1 C_{1i}$$

en este caso a_1 es el valor del coeficiente de distribución

en la concentración interfacial. Las condiciones son las mismas a aquellas especificadas por la Teoría de Fick. El valor instantáneo del coeficiente de transferencia de masa por unidad de área está dado por:

$$k^i = (D/\tau)^{1/2}$$

y el valor promedio sobre un tiempo de contacto t :

$$\bar{k} = 2(D/\tau)^{1/2}$$

La resistencia de la transferencia de masa de las dos fases se puede agregar para dar el valor promedio del coeficiente total de transferencia o sea:

$$1/\bar{k}_{\Sigma} = 1/\bar{k}_a + \alpha/\bar{k}_b$$

$$1/\bar{k}_{\Sigma} = 1/2 \left(\frac{D}{\tau} \right)^{1/2} \left(1/\bar{k}_a^{1/2} + \alpha/\bar{k}_b^{1/2} \right)$$

El coeficiente de transferencia de masa está definido en esta ocasión es el coeficiente de referencia de ahí al momento t . En consecuencia esta ocasión es muy útil introducir el concepto de difusividad efectiva, D definido por:

$$k_{\Sigma} = 2(D/\tau)^{1/2}$$

tal que:

$$1/(D/\tau)^{1/2} = 1/(D_a/\tau)^{1/2} + \alpha/(D_b/\tau)^{1/2}$$

es claro de la ecuación de definición de difusividad efectiva que para la transferencia simultánea de dos solutos a y b el coeficiente de transferencia debe ser en la raíz de sus difusividades efectivas.

$$k_{\Sigma}/k_b = (D_a/D_b)^{1/2}$$

El balance material sobre una sección diferencial del fluido bajo las condiciones especificadas por la Teoría de Fick

que con integración da:

$$K_0 = \frac{D(C_0 - C_{\infty})}{\delta(C_0 - C_{\infty})} \ln$$

En las dos ecuaciones anteriores δ representa el espesor de la capa límite difusiva.

En el caso de tener turbulencia interfacial así como una ligera agitación la ecuación de contacto con Dancoverts, es:

$$K_0 = K_{int}$$

donde K_{int} es la medida de intensidad de la agitación interfacial. Se supone por simplicidad que la concentración y la rapidez de renovación de la superficie son constantes en grado de derivar el modelo de Dancoverts para este aparato, o sea:

$$a_1 = e^{-kt}$$

y la función queda $f(t) = ce^{-kt}$

así tenemos que la rapidez de transferencia de masa en un punto t es:

$$N(t) = (C_0 - C_{\infty}) (Dc/\ t)^{1/2}$$

así que la rapidez de transferencia en la unidad de área en el tiempo t llega a ser:

$$N(t) = e^{-kt} (C_0 - C_{\infty}) (Dc/\ t)^{1/2} + N(t) \delta(t) \delta t$$

lo que viene a ser igual a:

$$N(t) = (C_0 - C_{\infty}) e^{-kt} (Dc/\ t)^{1/2} + (D^2 c)^{1/2} \text{erfc}(kt)^{1/2}$$

el flujo de masa promedio en el área total A para un tiempo de contacto θ está dado por:

$$\bar{N} = \frac{1}{\theta} \int_0^{\theta} N(t) dt = \frac{1}{\theta} \int_0^{\theta} [(C_0 - C_{\infty}) (Dc/\ t)^{1/2} + (D^2 c)^{1/2} \text{erfc}(kt)^{1/2}] dt$$

$$\bar{N} = (C_0 - C_{\infty}) \frac{2}{\theta} \sqrt{Dc} + \frac{2(D^2 c)^{1/2}}{\theta} \int_0^{\theta} \text{erfc}(kt)^{1/2} dt$$

o sea:

DESCRIPCIÓN DEL EXPERIMENTO. - El aparato para realizar el estudio de difusión es una celda de cristal propia con susina propia en donde el flujo es laminar y paralelo a una superficie rectangular de 1.5 cm. por 24 cm. de longitudinal.

Alimentándose por un extremo ambas fases; y saliendo por el otro extremo: la fase ligera por arriba, la fase pesada por un depósito de donde se extrae. La extracción tanto de la fase ligera, como de la fase pesada se realiza con tubos de cristal que inmediatamente después de la extracción tienen dispositivos para el muestreo de la solución saliente.

A fin de mantener los flujos constantes y de tener en consecuencia la interfase a un mismo nivel así como un mismo gasto a la entrada y a la salida. Con un sistema de 4 jeringas, 2 para cada fase y siendo accionadas a velocidad constante se consiguió lo anterior. Estas 4 jeringas están accionadas por un carro a velocidad lenta a su vez este carro es movido por un sistema y finalmente un motor de engranes por un sistema de poleas mueve al sistema. Así, mientras 2 jeringas se cierran, otras 2 se abren, una se introduce en el líquido y otra lo recoge de la celda de difusión.

El motor de 3 rpm. (50 ciclos) mediante un sistema de poleas y banda transmite el movimiento al sistema, las poleas del sistema son dos dando así la posibilidad de dos velocidades al carro de las jeringas. Posteriormente se agregó un transformador entre el motor y la corriente manteniendo las mismas de velocidad dando una gama desde .00492 cm/seg. hasta .00492 cm/seg.

previamente el agua se había saturado con benceno.

Los tiempos de contacto de ambas fases varían de 400 a 600 seg; la fase pesada, como se dijo antes en un punto al final de la celda y sale por un tubo inferior de donde es posible su extracción. La fase ligera es recogida en la parte superior de un tubo de cristal que tiene un muestreador, consistente, en una ualida en y griega con un tapón de hule para pasar con jeringa; de esta manera se toman gotas para analizar la concentración del butanol en el benceno.

El método de análisis consistió en una gráfica de índices de refracción contra concentración de butanol en benceno expresada en fracción mol. Esta gráfica resultó una recta y las gotas por analizar bastaban sacar en fracciones y compararlo en esta gráfica para tener la concentración del butanol en el benceno de salida.

A los tubos de cristal que alimentan y recogen el líquido de la celda, se conectan los tubos de nylon que conducen el líquido desde los tubos de cristal hasta la salida de las jeringas.

Durante el contacto de las fases el butanol en el agua se difunde hacia el benceno sin alcanzar el equilibrio debido por el coeficiente de distribución del butanol en el sistema agua-benceno.

La concentración molar del butanol en el agua es: 0.0024 en fracción mol que corresponde a un índice de refracción de 1.3460; las concentraciones en el benceno en las mismas condiciones fueron de mayores a .031 molar. Las concentraciones

tas bajas permiten considerar que no se alteraron las resistencias del benceno en el agua y viceversa, que alteran la transferencia unidireccional del butanol, así mismo los tiempos largos de contacto permiten considerar el sistema en flujo completamente laminar y una transferencia debida principalmente a difusión.

CALCULO.- El cálculo de la unidad de transferencia para el sistema descrito se hizo por unidad de diferencia de concentración inicial y considerando el coeficiente de difusión constante, — estas factibles debido a lo bajo de las concentraciones usadas, los cálculos son iguales a los realizados por Samietechá en una celda similar y que se describieron en la parte de la teoría.

Las velocidades del carro y los flujos volumétricos por sección transversal de interface así como los tiempos de contacto (t_c) se muestran en la siguiente tabla:

V (cm ³ /seg.)	Q_c cm ³ /seg.	t_c (seg.)
.000105	.03976	633
.001150	.03575	605
.002333	.03435	713
.003000	.03220	760
.004622	.03022	810
.005204	.03410	710

Cálculo experimental de K_0 .

$$K_0 = \frac{Q_1(C_{02} - C_{01})}{S(C_0 - C_{01}) \ln}$$

El valor de C_{01} es 0 para todos los casos y el de C_0 inicialmente de .0010426 molas/cm³. Con la ecuación anterior se tiene la tabla:

Q_1	S	C_{02}	F	K_{exp}	K_0
.03376	24.5	.0001339	4.26	.0002332	.0001107
.03373	24.5	.0001227	5.66	.0002431	.0001111
.03395	24.5	.0002333	5.65	.0002441	.0001122
.03220	24.5	.0003152	5.31	.0002353	.0001106
.03410	24.5	.0002477	6.29	.0002432	.0001112

Las dos últimas columnas, representan los valores de los coeficientes de transferencia; en un caso son los valores experimentales encontrados, y en el otro, los valores teóricos que resultan despreciando la resistencia interfacial y de acuerdo a correlaciones semiempíricas que se dan a continuación.

El coeficiente teórico de la resistencia entre fases co-
ncretas con las correlaciones de Wilke y Chang considerando a-
las experiencias de Sawistowski; tenemos pues:

$$\frac{1}{K_{L2}} = \frac{1}{K} \left(\frac{D}{v} \right)^{1/3} \frac{1}{Sc} + \frac{1}{K_2}$$

$$D = 7.4 \times 10^{-8} \frac{v^{1/3}}{T^{1/4}}$$

v = Velocidad media del soluto a la temperatura de em-
lición.

T = A temperatura en grados Kelvin.

x = Parámetro de asociación del solvente. (2.6 para
el agua y 1.0 para el benceno).

Substituyendo estos valores de la ecuación anterior -
tanto para el caso del agua como para el benceno (tratándose de
soluto el butanol, se tiene:

$$K_2 = 361.29 \times 10^{-8} \text{ cm}^2/\text{seg.}$$

$$K_2 = 769.64 \times 10^{-8}$$

Substituyendo lo anterior en la ecuación para el coefi-
ciente de transferencia total calculado, tomando en cuenta -
que el coeficiente de distribución para el butanol en el siste-
ma agua-benceno es de 2.6176 se tiene:

$$K_{L2} = .000651775 / \phi^2$$

Queda pues en esta última ecuación, el coeficiente de
de transferencia total en función del punto de contacto y des-
pués la resistencia interfacial, esta se introduce en el
cálculo del coeficiente de transferencia real con el factor F -
de Dannewarts.

La gráfica de \bar{r} contra el tiempo se muestra en papel milimétrico al final del trabajo. Los valores son los siguientes:

\bar{r}	t
632	4.26
635	5.66
713	6.66
718	6.29
760	6.35
819	7.42

La función entre el tiempo de contacto y el índice \bar{r} de dureza se puede considerar lineal. O sea, el tiempo elevado a la primera potencia; los valores de la correlación en la función siguiente:

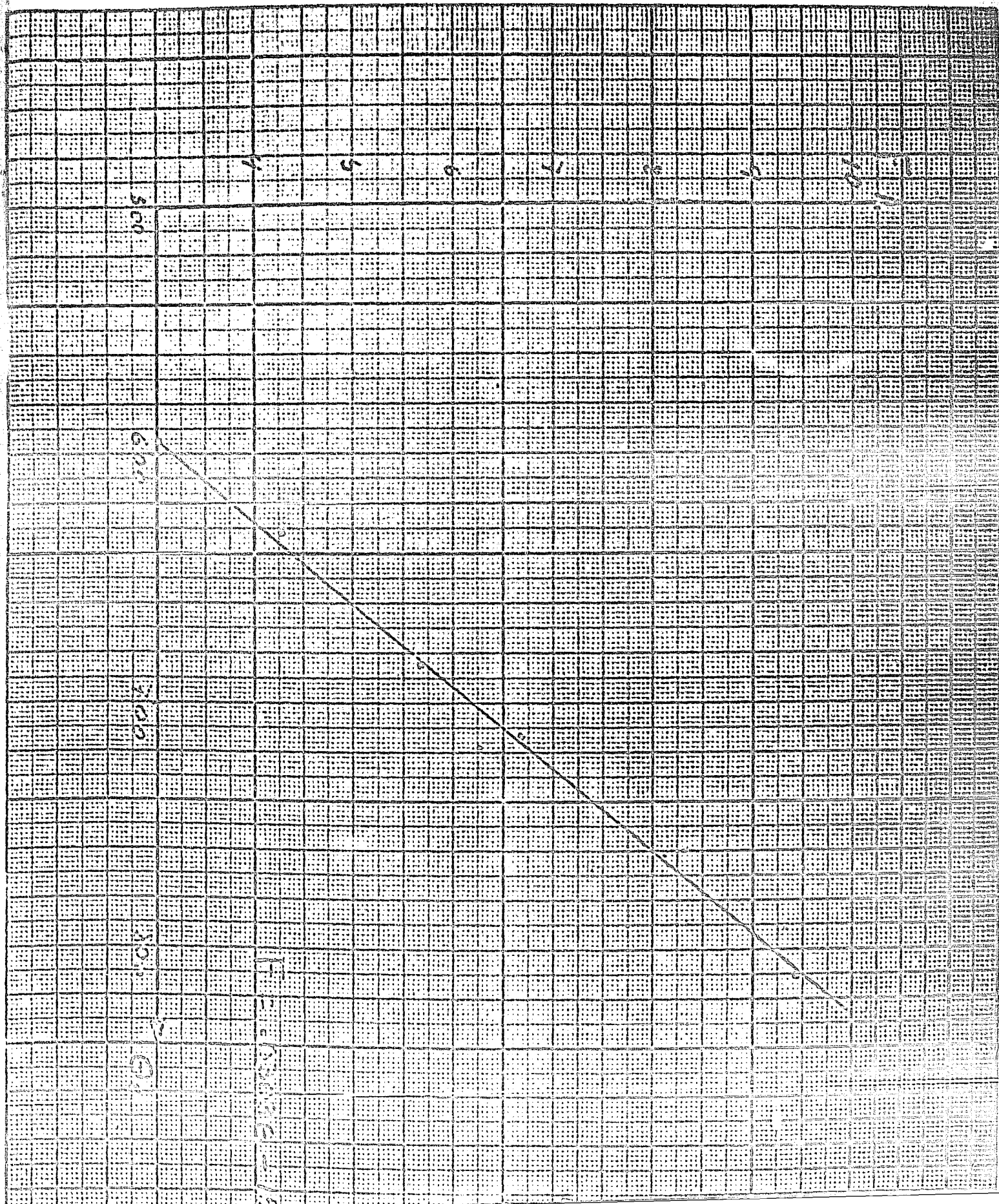
$$\bar{r} = at + b$$

son:

$$a = .0393 \text{ y } b = -15.035$$

El tratar de hacer una correlación de tipo exponencial da un coeficiente de correlación muy bajo y un exponente del tiempo de contacto muy elevado.

También se hicieron corridas en la Celda con un par de electrodos de cobre en cada fase, separados entre sí a una distancia de 1 cm.; las corridas fueron a velocidad constante y equivalente a un tiempo de contacto de 650 seg. Las corridas se realizaron conectando a los electrodos, corriente continua con diferencias de potencial, en cada caso, de: 10, 30 y 50 volts; en todos estos casos la transferencia no se vio alterada significativamente y los resultados se muestran en la gráfica que tiene por abscisas voltios al final de este trabajo; se hicieron dos corridas más, una a 50 volts pero con los electrodos invertidos con respecto a las tres corridas anteriores y una más con corriente alterna a 2,000 volts; en todos estos casos, repito, no se vio alterada la transferencia de manera notable.



BIBLIOGRAPHY.

- 1.- H.J.V. Fyrell. "The origin and present status of Fick's Diffusion Law" *J. of Chem. Educ.* 42, 79 - 397-400 (1964).
- 2.- J.F. Davies y Cole Newtonson. "Advances in Chemical Engineering", Academic Press. 1961.
- 3.- J.F. Davies y H. R. Smith. "Interfacial Phenomena" Academic Press. 1961.
- 4.- J. F. Davies and J.D. Higgin. "Diffusion across the oil/water interface" Dept. of Chemical Engineering, Cambridge, Eng.
- 5.- H.G. Maroulis and H. Goulet. "Simultaneous transfer of 2 species across liquid-liquid interface", *Chem. Eng. Sci.* 10, 310-321. (1964).
- 6.- Fogel, R. S. "Mass Transfer Operations" McGraw-Hill, N.Y. 1961.
- 7.- W. S. Mann. "Absorption, distillation and other processes". J. Wiley & Sons. 1961.
- 8.- P.V. Danckwerts. "Significance of liquid-film coefficients in gas absorption". *Industrial and Eng. Chem.* 49.6 1460 - 1466. 1957.