

304434

2

204



UNIVERSIDAD SIMON BOLIVAR

CARRERA DE INGENIERO EN ALIMENTOS CON ESTUDIOS
INCORPORADOS A LA UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

DETERMINACION DE COEFICIENTES DE
DIFUSION EN SISTEMAS LIQUIDO-GAS
Y LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS
BIOLOGICAS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO EN ALIMENTOS

PRESENTAN:

SILVIA GARDEA FLORES
SANDRA JUAREZ LOPEZ

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 está 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 CON FALLA DE ORIGEN

INDICE

	Pág.
CAPITULO I	1
I) INTRODUCCION Y OBJETIVOS	2
CAPITULO II	
II) GENERALIDADES	5
II.1) APLICACIONES DE LA TRANSFERENCIA DE MASA EN LA INDUSTRIA DE LOS ALIMENTOS	7
II.2) SISTEMAS DE TRANSFERENCIA DE MASA	12
II.2.1) SISTEMA LIQUIDO - GAS	12
II.2.1.1) Absorción	12
II.2.1.2) Condensación Parcial	14
II.2.1.3) Deshumidificación y Humidificación	14
II.2.1.4) Desorción y Agotamiento	14
II.2.1.5) Destilación	15
II.2.1.6) Evaporación	15
II.2.1.7) Rectificación	16
II.2.1.8) Secado por aspersión	16
II.2.1.9) Vaporización Flash	16
II.2.2) SISTEMA LIQUIDO-SOLIDO	17
II.2.2.1) Cristalización	17
II.2.2.2) Lixiviación	18
II.2.2.3) Adsorción e intercambio de iones	18
II.2.2.4) Filtración	18

	Pág.
II.2.3) SISTEMA GAS-SOLIDO	19
II.2.3.1) Sublimación	19
II.2.3.2) Secado o desorción	19
II.2.3.3) Difusión de componentes aromáticos	20
II.2.4) SISTEMA LIQUIDO-LIQUIDO	21
II.2.4.1) Extracción	21
II.2.4.2) Reacción química	21
II.2.4.3) Creación de emulsiones permanentes	22
II.2.5) SISTEMA SOLIDO-SOLIDO	22
II.2.6) SISTEMA GAS-GAS	23
II.3) MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE MASA	24
II.3.1) DIFUSIÓN	24
II.3.2) CONVECCIÓN	25
II.3.2.1) Convección Libre	25
II.3.2.2) Convección forzada	26
II.3.3) DISPERSION	26
II.4) DEFINICIONES DE CONCENTRACIONES, VELOCIDADES, FLUX MASICO O MOLAR	29
II.4.1) CONCENTRACION MOLAR	29
II.4.2) FRACCION MASICA	29

	Pág.
II.4.3) FRACCION MOLAR	29
II.4.4) VELOCIDAD	30
II.4.4.1) Velocidad media m \acute{a} sica	30
II.4.4.2) Velocidad media molar local	30
II.4.4.3) Velocidad de difusi3n	31
II.4.5) FLUX MASICO	33
II.5) DIFUSION MOLECULAR	35
II.6) ECUACION DE LA SEGUNDA LEY DE PICK	43
II.7) ECUACION DE CONTINUIDAD PARA UN SISTEMA BINARIO	46
CAPITULO III	53
III) CORRELACIONES DE COEFICIENTES DE DIFUSION	54
III.1) COEFICIENTES DE DIFUSION PARA GASES	54
III.2) COEFICIENTES DE DIFUSION PARA LIQUIDOS	58
III.3) COEFICIENTES DE DIFUSION PARA SOLIDOS	67
III.4) COEFICIENTES DE DIFUSION EN MEMBRANAS	71
CAPITULO IV	75

	Pág.	
IV)	APLICACION DE LA ECUACION DE CONTINUIDAD	
	A LA FASE EXPERIMENTAL	76
IV.1)	CELDA DE DIFUSION	76
IV.2)	MEMBRANAS BIOLÓGICAS	83
CAPITULO V		87
V)	DISEÑO EXPERIMENTAL	88
V.1)	ETAPAS DE INVESTIGACION	88
V.2)	ELEMENTOS DEL DISEÑO EXPERIMENTAL	89
V.3)	VARIABLES DE RESPUESTA	90
V.4)	VARIABLES	93
V.5)	SELECCION DE LOS NIVELES	93
V.6)	TAMAÑO DEL DISEÑO	95
V.7)	ORDEN DE EXPERIMENTACION	95
V.8)	RECOLECCION DE DATOS	96
V.9)	SELECCION DEL DISEÑO	96
V.10)	ANALISIS DE EXPERIMENTOS DISEÑADOS	97
V.11.1)	SISTEMA LIQUIDO-GAS	97
V.11.2)	SISTEMA LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS	98
CAPITULO VI		100
VI)	DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE DE DIFUSION	
		101

	Pág.
CAPITULO VIII	197
VIII) RESULTADOS	198
VIII.1) RESULTADOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL SISTE- MA LIQUIDO-GAS	198
VIII.1.1) Mezcal	198
VIII.1.2) Ron	199
VIII.1.3) Tequila	200
VIII.2) RESULTADOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL SISTE- MA LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓ- GICAS	201
VIII.2.1) Huevo	201
VIII.2.2) Jitomate	203
CAPITULO IX	205
IX) ANALISIS DE RESULTADOS	206
CAPITULO X	
X) CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	209
BIBLIOGRAFIA	214

	Pág.
CAPITULO VIII	197
VIII) RESULTADOS	198
VIII.1) RESULTADOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL SISTE- MA LIQUIDO-GAS	198
VIII.1.1) Mezcal	198
VIII.1.2) Ron	199
VIII.1.3) Tequila	200
VIII.2) RESULTADOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL SISTE- MA LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓ- GICAS	201
VIII.2.1) Huevo	201
VIII.2.2) Jitomate	203
CAPITULO IX	205
IX) ANALISIS DE RESULTADOS	206
CAPITULO X	
X) CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	209
BIBLIOGRAFIA	214

Pág.

APENDICE A

221

APENDICE B

224

APENDICE C

281

FIGURAS

FIGURAS

FIG.		Pág.
II.1	PERFIL DE CONCENTRACION DE SOLUTO A DIFUN DIENDOSE EN DOS FASES	28
II.2a		
y II.2b	DISTRIBUCION DE CONCENTRACION EN UN DETERMI- NADO INSTANTE E N UN SISTEMA DE DIFUSION	32
II.3	DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL PROCESO DE DIFUSION MOLECULAR	37
II.4	DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL PROCESO DE TRANSPRE- RENCIA DE MASA	40
II.5	SOLIDO HOMOGNEO	47
III.1		
(a, b c)	MECANISMOS DE DIFUSION	68
IV.1	DIFUSION DE A EN UN ESTADO ESTACIONARIO A TRAVES DE B INMOVIL	77
IV.2	DIAGRAMA ESQUEMATICO DE LAS DIMENSIONES CONSIDERADAS EN LA DIFUSION A TRAVES DE UN ELEMENTO CON FORMA ELIPTICA	85
V.1	REPRESENTACION DE UNA CORRIDA EXPERIMENTAL	91

Fig.		Pág.
VI.1	DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL EQUIPO EMPLEADO PARA LA DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION PARA LIQUIDO-GAS	104
VI.2	DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL EQUIPO EMPLEADO PARA LA DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION PARA LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANA- S BIOLÓGICAS	108
VII.1	DIMENSIONES DE LA MEMBRANA BIOLÓGICA DEL HUEVO	167
VII.2	DIMENSIONES DE LA MEMBRANA BIOLÓGICA DEL JITOMATE	192

TABLAS

TABLAS

	Pág.
V.1 Elementos de un diseño experimental	92
VII.1 Datos experimentales para la obtención del coeficiente de difusión líquido-gas	110
VII.1.1 Mezcal	110
VII.1.2 Ron	112
VII.1.3 Tequila	114
VII.2 Datos experimentales para la obtención del coeficiente de difusión de líquido a través de membranas biológicas	116
VII.2.1 Huevo	116
VII.2.2 Jitomate	126
VIII.1 Resultados obtenidos experimentalmente del coeficiente de difusión líquido-gas	198
VIII.1.1 Mezcal	198
VIII.1.2 Ron	199
VIII.1.3 Tequila	200
VIII.2 Resultados obtenidos experimentalmente del coeficiente de difusión a través de membranas biológicas	201
VIII.2.1 Huevo	201
VIII.2.2 Jitomate	203

CAPITULO I

INTRODUCCION Y OBJETIVOS

La transferencia de masa es muy importante dentro de la industria de los alimentos, la cuál abarca operaciones tales como el secado, la cristalización, la destilación, la absorción y la extracción; entre otras e involucra varios componentes durante la transferencia en una o varias fases de la difusión molecular. Por lo tanto, el objetivo general es identificar las principales variables que intervienen en los procesos difusionales así, como la determinación del coeficiente de difusión en sistemas alimentarios mediante un método experimental previamente seleccionado.

I) INTRODUCCION Y OBJETIVOS

La transferencia de masa es muy importante dentro de la industria de los alimentos, y decisiva en muchas áreas de la ciencia y la ingeniería. La transferencia de masa se verifica cuando el componente de una mezcla emigra en una sola fase o de una fase a otra, a causa de la diferencia de concentración entre dos puntos. Muchos fenómenos comunes implican una transferencia de masa. Por ejemplo una cucharada de azúcar sumergida en un tazón de café se disuelve y se afunde sin agitación, a la solución que lo rodea.

El procesamiento de alimentos es un campo de trascendental importancia en el que la difusión juega un papel muy relevante en las operaciones de secado, cristalización, destilación, absorción y extracción; entre otras e involucra varios componentes durante la transferencia de masa en una o varias fases de la difusión molecular.

Debido a que la mayoría de los datos experimentales reportados en la literatura se enfocan hacia la industria química, es necesario el desarrollo de métodos experimentales para la determinación del coeficiente de difusión orientados a la industria de los alimentos para el diseño de equipo y procesamiento y/o almacenamiento de alimentos.

Lo anterior es función de los siguientes objetivos:

OBJETIVO GENERAL

Identificar las principales variables que intervienen en los procesos difusionales, así como la determinación del coeficiente de difusión en sistemas alimentarios mediante un método previamente seleccionado.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

Todas las actividades se desarrollarán en función de los siguientes objetivos:

- 1) Analizar el fundamento teórico de la transferencia de masa en sistemas alimentarios.
- 2) Analizar las ecuaciones de transferencia de masa en sistemas donde se lleva a cabo la difusión molecular.
- 3) Aplicación de las ecuaciones de transferencia de masa a sistemas experimentales con difusión molecular.
- 4) Análisis de correlaciones teóricas para el cálculo de coeficientes de difusión
- 5) Determinación experimental del coeficiente de difusión de líquidos en gases y de líquidos a través de membranas biológicas.

Para cumplir con los objetivos anteriores es necesario en el capítulo II; conocer los principios básicos de la transferencia de masa dentro de la industria alimentaria, así como los sistemas en que pueden ser clasificados y las definiciones de concentración, velocidad y flux másico. En éste capítulo también se deriva matemáticamente la ecuación de continuidad para sistemas binarios. En el capítulo III se plantean en forma general algunas de las correlaciones teóricas para los coeficientes de difusión en gases, líquidos y sólidos; y en membranas.

En el capítulo IV se aplica la ley de Fick a la fase experimental en los sistemas líquido - gas en una celda de difusión y líquido a través de membranas biológicas. En el capítulo V se hace notar que el diseño estadístico de experimentos es importante para incrementar la eficiencia y tiempo de trabajo. En el capítulo VI Se menciona la metodología a seguir para la determinación experimental del coeeficiente de difusión en los sistemas líquido- gas en una celda de difusión y líquido a través de membranas biológicas. En el capítulo VII se presenta la determinación experimental del coeficiente de difusión del sistema líquido - gas y en el VIII se presentan los resultados obtenidos experimentalmente. En el IX y X análisis de resultados, conclusiones y recomendaciones respectivamente.

CAPITULO IX

II).- GENERALIDADES

La transferencia de masa es importante porque se lleva a cabo en algunas operaciones unitarias, dentro de la industria alimentaria, se aplica en los procesos de separación - física, involucrando varios componentes durante la transferencia en una o varias fases de la difusión molecular.

Los sistemas de transferencia de masa se clasifican en: líquido-gas, líquido-sólido, gas-sólido, líquido-líquido, - sólido-sólido y gas-gas. En éstos participan los mecanismos de transferencia de masa, tales como:

- a) Difusión
- b) Convección
- c) Dispersión

En éste capítulo es necesario conocer las definiciones de concentración, velocidades y flujo másico para un mejor entendimiento de la difusión molecular, la cual trabaja con el movimiento de las moléculas individuales a través de una -- sustancia debido a su energía térmica. En éste capítulo también se deriva matemáticamente la ecuación de continuidad - para un sistema binario por la aplicación de un balance molar con flujo laminar junto con la ley de Fick a un elemento volumétrico en la que se describe la distribución de la

concentración en un flujo binario, obteniendo así la ley de la difusión.

II.1) APLICACIONES DE LA TRANSFERENCIA DE MASA EN LA INDUSTRIA DE LOS ALIMENTOS

La transferencia de masa juega un papel muy importante en las operaciones unitarias del procesamiento de alimentos, tales como el secado, la extracción, la destilación y la absorción. En estas operaciones físicas la resistencia a la transferencia de masa es un factor limitante.

La evaporación de agua en procesos de concentración de líquidos es normalmente controlada por la transferencia de calor. Sin embargo, el agotamiento de componentes volátiles de alimentos líquidos depende principalmente de la transferencia de masa de la fase líquida o de la interfase líquido-vapor.

La transferencia de masa también está involucrada en algunos procesos físicos, químicos y biológicos de alimentos, como la absorción de oxígeno, deodorización, cristalización y procesos de limpieza de equipo. Es importante el empaque y almacenamiento de alimentos donde la transferencia de humedad, vapores o gases y componentes del sabor influyen en la calidad de los alimentos.

Muchos procesos de alimentos que involucran transferencia de masa aún están basados en diseños y operaciones empíricas y las propiedades de transferencia de masa no están

disponibles. En contraste con las operaciones básicas de la transferencia de masa en la industria química, que están bien desarrolladas y los métodos exactos de los procesos y diseño de equipo, son disponibles para operaciones físicas como la destilación y absorción de gases.

Las dificultades de la aplicación de la teoría de transferencia de masa en procesos de alimentos surge de la estructura física compleja y composición química de los alimentos, la cuál puede variar dentro de un mismo alimento y puede cambiar durante el procesamiento y/o almacenamiento. Las dificultades son más pronunciadas en alimentos sólidos debido a que el proceso de transporte es más complejo en sólidos que en los líquidos.

Los procesos de transferencia de masa involucran transferencia de varios componentes dentro de una fase o entre - las fases por difusión molecular y convección natural o forzada, la masa es transferida por un gradiente de concentración o presión parcial.

La mayoría de las operaciones con transferencia de masa aplicadas a la ingeniería de alimentos son procesos de separación físicos en el cuál uno o más componentes son separados o transferidos desde una fase a otra.

El análisis de operaciones de transferencia de masa y equipo requieren datos de equilibrio de fases, transferencia de masa en la interfase y transferencia de masa difusional dentro de una fase. Las operaciones de transferencia de masa que involucran gases y líquidos estén bien desarrolladas, mientras que el procesamiento de sólidos está basado - parcialmente en conocimiento empírico. Muchos alimentos contienen componentes sólidos en varias formas y el análisis de transferencia de masa en éstos es más complicado que en sistemas homogéneos simples.

El diseño y operación eficiente de procesos de transferencia de masa requieren de datos confiables sobre las propiedades de transferencia de masa de los alimentos. Estas propiedades pueden ser determinadas experimentalmente para cada sistema alimentario de modo a que la predicción matemática no es aún factible. Las dificultades de la predicción y determinación de las propiedades de transferencia de masa ha sido reconocida en la literatura. Más recientemente, con un mayor esfuerzo se ha llegado a obtener datos más confiables de las propiedades termofísicas de los alimentos, así como de la actividad del agua, reología, propiedades térmicas y de difusión.

Varias de las operaciones de transferencia de masa de

procesamiento y almacenamiento de alimentos, pueden ser analizados sobre las bases de los principios de la física y la ingeniería.

La aplicación exacta de los principios de sistemas alimentarios es usualmente difícil debido a la estructura compleja y heterogénea de los alimentos y a los cambios físicos y biológicos que ocurren durante el procesamiento, como por ejemplo en el empaque de alimentos; el cuál es un campo importante de la ciencia y la tecnología de los alimentos.

La transferencia de masa está involucrada en la transmisión de vapor de agua y otros vapores y gases a través del material de empaque y en el transporte de humedad y otros componentes del alimento dentro del empaque. La transferencia de humedad de una región de alta humedad a una de baja puede causar aglomeración higroscópica en alimentos.

La transferencia de oxígeno puede inducir a reacciones de oxidación y pérdidas de nutrientes y calidad organoléptica. Las propiedades de transporte son pertinentes a los materiales poliméricos, películas, plásticos y papel. La migración de polímeros y componentes del material del empaque en alimentos empacados es crítica, debido a que ésta

puede afectar la calidad y hacer posible complicaciones toxicológicas. La migración es un proceso complejo, dependiente en parte de la difusión de los componentes que emigran.

Algunos ejemplos de éstos sistemas se mencionan en el siguiente punto.

II.2) SISTEMAS DE TRANSFERENCIA DE MASA

Los sistemas de transferencia de masa se clasifican de la siguiente manera:

- II.2.1) Sistema líquido-gas
- II.2.2) Sistema líquido-sólido
- II.2.3) Sistema gas-sólido
- II.2.4) Sistema líquido-líquido
- II.2.5) Sistema sólido-sólido
- II.2.6) Sistema gas-gas

Se emplean para la transferencia de masa, calor y cantidad de movimiento entre las fases con las limitaciones del equilibrio físico y químico.

La rapidez de la transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial entre las fases, por lo tanto, la naturaleza y grado de dispersión de un fluido en el otro son de mayor importancia.

II.2.1) SISTEMA LIQUIDO-GAS

II.2.1.1) Absorción de gases

La absorción de gases es un proceso durante el cual se pone en contacto una mezcla gaseosa con un líquido, de tal forma que un componente pasa de la corriente gaseosa a la corriente líquida.

INTRODUCCION Y OBJETIVOS

La transferencia de masa es muy importante dentro de la industria de los alimentos, la cuál abarca operaciones tales como el secado, la cristalización, la destilación, la absorción y la extracción; entre otras e involucra varios componentes durante la transferencia en una o varias fases de la difusión molecular. Por lo tanto, el objetivo general es identificar las principales variables que intervienen en los procesos difusionales así, como la determinación del coeficiente de difusión en sistemas alimentarios mediante un método experimental previamente seleccionado.

I) INTRODUCCION Y OBJETIVOS

La transferencia de masa es muy importante dentro de la industria de los alimentos, y decisiva en muchas áreas de la ciencia y la ingeniería. La transferencia de masa se verifica cuándo el componente de una mezcla emigra en una sola fase o de una fase a otra, a causa de la diferencia de concentración entre dos puntos. Muchos fenómenos comunes implican una transferencia de masa. Por ejemplo una cucharada de azúcar sumergida en un tazón de café se disuelve y se disuelve sin agitación, a la solución que lo rodea.

El procesamiento de alimentos es un campo de trascendental importancia en el que la difusión juega un papel muy relevante en las operaciones de secado, cristalización, destilación, absorción y extracción; entre otras e involucra varios componentes durante la transferencia de masa en una o varias fases de la difusión molecular.

Debido a que la mayoría de los datos experimentales reportados en la literatura se enfocan hacia la industria química, es necesario el desarrollo de métodos experimentales para la determinación del coeficiente de difusión orientados a la industria de los alimentos para el diseño de equipo y procesamiento y/o almacenamiento de alimentos.

Lo anterior es función de los siguientes objetivos:

OBJETIVO GENERAL

Identificar las principales variables que intervienen en los procesos difusionales, así como la determinación del coeficiente de difusión en sistemas alimentarios mediante un método previamente seleccionado.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

Todas las actividades se desarrollarán en función de los siguientes objetivos:

- 1) Analizar el fundamento teórico de la transferencia de masa en sistemas alimentarios.
- 2) Analizar las ecuaciones de transferencia de masa en sistemas donde se lleva a cabo la difusión molecular.
- 3) Aplicación de las ecuaciones de transferencia de masa a sistemas experimentales con difusión molecular .
- 4) Análisis de correlaciones teóricas para el cálculo de coeficientes de difusión
- 5) Determinación experimental del coeficiente de difusión de líquidos en gases y de líquidos a través de membranas biológicas.

Para cumplir con los objetivos anteriores es necesario en el capítulo II; conocer los principios básicos de la transferencia de masa dentro de la industria alimentaria, así como los sistemas en que pueden ser clasificados y las definiciones de concentración, velocidades y flux másico. En éste capítulo también se deriva matemáticamente la ecuación de continuidad para sistemas binarios. En el capítulo III se plantean en forma general algunas de las correlaciones teóricas para los coeficientes de difusión en gases, líquidos y sólidos; y en membranas.

En el capítulo IV se aplica la ley de Fick a la fase experimental en los sistemas líquido - gas en una celda de difusión y líquido a través de membranas biológicas. En el capítulo V se hace notar que el diseño estadístico de experimentos es importante para incrementar la eficiencia y tiempo de trabajo. En el capítulo VI Se menciona la metodología a seguir para la determinación experimental del coeficiente de difusión en los sistemas líquido- gas en una celda de difusión y líquido a través de membranas biológicas. En el capítulo VII se presenta la determinación experimental del coeficiente de difusión del sistema líquido - gas y en el VIII se presentan los resultados obtenidos experimentalmente. En el IX y X análisis de resultados, conclusiones y recomendaciones respectivamente.

II).- GENERALIDADES

La transferencia de masa es importante porque se lleva a cabo en algunas operaciones unitarias, dentro de la industria alimentaria, se aplica en los procesos de separación física, involucrando varios componentes durante la transferencia en una o varias fases de la difusión molecular.

Los sistemas de transferencia de masa se clasifican en: líquido-gas, líquido-sólido, gas-sólido, líquido-líquido, sólido-sólido y gas-gas. En éstos participan los mecanismos de transferencia de masa, tales como:

- a) Difusión
- b) Convección
- c) Dispersión

En este capítulo es necesario conocer las definiciones de concentración, velocidades y flux másico para un mejor entendimiento de la difusión molecular, la cuál trabaja con el movimiento de las moléculas individuales a través de una -- sustancia debido a su energía térmica. En este capítulo también se deriva matemáticamente la ecuación de continuidad para un sistema binario por la aplicación de un balance molar con flujo laminar junto con la ley de Fick a un elemento volumétrico en la que se describe la distribución de la

concentración en un flujo binario, obteniendo así la ley de la difusión.

II.1) APLICACIONES DE LA TRANSFERENCIA DE MASA EN LA INDUSTRIA DE LOS ALIMENTOS

La transferencia de masa juega un papel muy importante en las operaciones unitarias del procesamiento de alimentos, tales como el secado, la extracción, la destilación y la absorción. En estas operaciones físicas la resistencia a la transferencia de masa es un factor limitante.

La evaporación de agua en procesos de concentración de líquidos es normalmente controlada por la transferencia de calor. Sin embargo, el agotamiento de componentes volátiles de alimentos líquidos depende principalmente de la transferencia de masa de la fase líquida o de la interfase líquido vapor.

La transferencia de masa también está involucrada en algunos procesos físicos, químicos y biológicos de alimentos, como la absorción de oxígeno, desodorización, cristalización y procesos de limpieza de equipo. Es importante el empaque y almacenamiento de alimentos donde la transferencia de humedad, vapores o gases y componentes del sabor influyen en la calidad de los alimentos.

Muchos procesos de alimentos que involucran transferencia de masa aún están basados en diseños y operaciones empíricas y las propiedades de transferencia de masa no están-

disponibles. En contraste con las operaciones básicas de la transferencia de masa en la industria química, que están bien desarrolladas y los métodos exactos de los procesos y diseño de equipo, son disponibles para operaciones físicas como la destilación y absorción de gases.

Las dificultades de la aplicación de la teoría de transferencia de masa en procesos de alimentos surge de la estructura física compleja y composición química de los alimentos, la cuál puede variar dentro de un mismo alimento y puede cambiar durante el procesamiento y/o almacenamiento. Las dificultades son más pronunciadas en alimentos sólidos debido a que el proceso de transporte es más complejo en sólidos que en los líquidos.

Los procesos de transferencia de masa involucran transferencia de varios componentes dentro de una fase o entre las fases por difusión molecular y convección natural o forzada, la masa es transferida por un gradiente de concentración o presión parcial.

La mayoría de las operaciones con transferencia de masa aplicadas a la ingeniería de alimentos son procesos de separación físicos en el cuál uno o más componentes son separados o transferidos desde una fase a otra.

El análisis de operaciones de transferencia de masa y equipo requieren datos de equilibrio de fases, transferencia de masa en la interfase y transferencia de masa difusional dentro de una fase. Las operaciones de transferencia de masa que involucran gases y líquidos están bien desarrolladas, mientras que el procesamiento de sólidos está bastante parcialmente en conocimiento empírico. Muchos alimentos contienen componentes sólidos en varias formas y el análisis de transferencia de masa en éstos es más complicado que en sistemas homogéneos simples.

El diseño y operación eficiente de procesos de transferencia de masa requieren de datos confiables sobre las propiedades de transferencia de masa de los alimentos. Estas propiedades pueden ser determinadas experimentalmente para cada sistema alimentario de modo a que la predicción matemática no es aún factible. Las dificultades de la predicción y determinación de las propiedades de transferencia de masa ha sido reconocidas en la literatura. Más recientemente, con un mayor esfuerzo se ha llegado a obtener datos más confiables de las propiedades termofísicas de los alimentos, así como de la actividad del agua, reología, propiedades térmicas y de difusión.

Varias de las operaciones de transferencia de masa de

procesamiento y almacenamiento de alimentos, pueden ser analizados sobre las bases de los principios de la física y la ingeniería.

La aplicación exacta de los principios de sistemas alimentarios es usualmente difícil debido a la estructura compleja y heterogénea de los alimentos y a los cambios físicos y biológicos que ocurren durante el procesamiento, como por ejemplo en el empaque de alimentos; el cuál es un campo importante de la ciencia y la tecnología de los alimentos.

La transferencia de masa está involucrada en la transmisión de vapor de agua y otros vapores y gases a través del material de empaque y en el transporte de humedad y otros componentes del alimento dentro del empaque. La transferencia de humedad de una región de alta humedad a una de baja puede causar aglomeración higroscópica en alimentos.

La transferencia de oxígeno puede inducir a reacciones de oxidación y pérdidas de nutrientes y calidad organoléptica. Las propiedades de transporte son pertinentes a los materiales poliméricos, películas, plásticos y papel. La migración de polímeros y componentes del material del empaque en alimentos empacados es crítica, debido a que ésta

puede afectar la calidad y hacer posible complicaciones toxicológicas. La migración es un proceso complejo, dependiendo en parte de la difusión de los componentes que emigran.

Algunos ejemplos de éstos sistemas se mencionan en el siguiente punto.

II.2) SISTEMAS DE TRANSFERENCIA DE MASA

Los sistemas de transferencia de masa se clasifican de la siguiente manera:

- II.2.1) Sistema líquido-gas
- II.2.2) Sistema líquido-sólido
- II.2.3) Sistema gas-sólido
- II.2.4) Sistema líquido-líquido
- II.2.5) Sistema sólido-sólido
- II.2.6) Sistema gas-gas

Se emplean para la transferencia de masa, calor y cantidad de movimiento entre las fases con las limitaciones del equilibrio físico y químico.

La rapidez de la transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial entre las fases, por lo tanto, la naturaleza y grado de dispersión de un fluido en el otro son de mayor importancia.

II.2.1) SISTEMA LIQUIDO-GAS

II.2.1.1) Absorción de gases

La absorción de gases es un proceso durante el cual se pone en contacto una mezcla gaseosa con un líquido, de tal forma que un componente pasa de la corriente gaseosa a la corriente líquida.

El gas puede ser burbujeado a través del líquido o pasar por encima de la corriente de líquido, de tal manera que resulte una gran superficie, a través de la cuál tenga lugar la transmisión de masa. En éste último caso, la película del líquido puede fluir a lo largo de las paredes de una columna o a través de rellenos o caer de una bandeja a otra con el líquido circulando en contracorriente con el gas que sube.

En el proceso de absorción de gases se ha de permitir suficiente tiempo para que se alcance el equilibrio y por tanto tenga lugar la mayor transmisión posible, así como proporcionar la oportunidad de que el contacto entre las corrientes concorra en condiciones favorables.

La absorción de gases en alimentos líquidos es importante sobre todo en los procesos de fermentación aeróbica (transferencia de oxígeno), deodorización de alimentos líquidos y carbonatación de bebidas (transferencia del dióxido de carbono). Un ejemplo de ésta operación en la industria alimentaria se da cuando una mezcla de néctar y aire se pone en contacto con agua, gran cantidad de néctar se incorpora al agua, pero básicamente nada de aire se disuelve en el agua, de ésta forma se separa la mezcla aire-néctar.

II.2.1.2) Condensación Parcial

Se refiere al proceso mediante el cual se enfría una corriente de vapor a una temperatura deseada, de modo que una parte de los componentes menos volátiles de la corriente se retiran del vapor por condensación.

II.2.1.3) Deshumidificación y Humidificación

Se llama operación de humidificación, cuando se incrementa el contenido de vapor de una corriente de gas al entrar el gas en contacto con un líquido puro y no con una solución líquida. En la deshumidificación, el mismo contacto da como resultado una disminución del contenido de vapor de gas, mientras que en éste último es un proceso de separación y el primero no lo es.

II.2.1.4) Desorción y agotamiento

En la desorción una mezcla de gas de multicomponentes se pone en contacto con un absorbente líquido, y resulta la transferencia por selección de uno o más componentes, de la fase de gas a la fase líquida. En la operación de agotamiento también llamada absorción, la transferencia toma lugar en la otra dirección. En ambas, la absorción y el agotamiento, los adjetivos; rico y pobre pueden aplicarse al gas y al líquido para indicar la concentración relativa del com-

ponente que está siendo absorbido. Frecuentemente, se utilizan juntos la absorción y el agotamiento, el líquido rico que deja al absorbente se está agotando para recobrar el absorbente, El líquido pobre resultante puede entonces recircularse al absorbedor.

II.2.1.5) Destilación

La destilación es un proceso en el que parte de las sustancias se vaporizan. Los diversos componentes difieren entre sí por la facilidad con que se pueden vaporizar, es decir; que sus volatilidades son diferentes. Los vapores resultantes son más ricos en los componentes más volátiles y el líquido residual es más rico en los componentes que se vaporizan menos fácilmente. La destilación se utiliza en la industria de los alimentos para separar los aceites esenciales, en la producción de etanol y bebidas alcohólicas, en la fermentación de licores y en la eliminación de algunos sabores y olores desagradables.

II.2.1.6) Evaporación

En la evaporación sólo existe un componente como vapor, el cuál frecuentemente se descarta para obtener una solución más concentrada (ó suspensión) como producto, por ejemplo: la concentración de jugos de frutas y leche.

II.2.1.7) Rectificación

El objetivo de rectificar es retirar calor para condensar a los componentes más pesados y obtener un vapor más rico en los componentes más ligeros, mediante destilaciones sucesivas.

II.2.1.8) Secado por aspersion

Es una extensión del proceso de evaporación en el cual se retira casi todo el líquido de una solución de un sólido no volátil en un líquido. El producto se introduce en una cámara de desecación en forma de fina lluvia entrando así en íntimo contacto con una corriente de aire caliente, las gotitas de la aspersion tienen diámetros muy pequeños ofreciendo al aire de desecación un área superficial muy grande por unidad de volumen, lo que permite una desecación muy rápida. Es muy común en la industria de los alimentos, se utiliza para la desecación de leche (descremada y entera), suero, mezcla para fabricar helados, mantequilla, queso, alimentos para bebé basados en la leche, té, café, huevo, zumo de frutas y verduras, etc.

II.2.1.9) Vaporización flash

Para separar una mezcla de líquido se destilan los componentes de bajo punto de ebullición, separándolos así en

estaao puro de aquellos que tienen alto punto de ebullición. En una solución de varios compuestos, cada uno ejerce una presión parcial y el más volátil no puede eliminarse del resto por ebullición sin arrastrar algo de los compuestos de mayor peso molecular. La proporción de los compuestos más pesados que son arrastrados cuando la solución empieza a hervir es menor que la que existía en la solución original antes de que empezara la ebullición. Si el vapor que se desprende se condensa, éste tiene un punto de ebullición menor que la solución original indicando un aumento en la proporción de los componentes más volátiles. Se aplica en la destilación de alimentos líquidos en general.

II.2.2) SISTEMA LIQUIDO-SOLIDO

II.2..2.1) Cristalización

Se pueden extraer los componentes solubles de una solución haciendo que las condiciones sean tales que la solución se sobresature y cristalice el exceso de soluto. En general, ésto se consigue disminuyendo la temperatura o concentrando la solución. Aplicación común de la cristalización como proceso de separación se encuentra en el refinado de azúcar y sal, durante el cuál se precipitan los cristales a partir de disoluciones que se han enfriado o concentrado por evaporación. Los cristales son de forma muy regular, -

cúbica, rómbica, tetragonal, etc. La forma de los cristales que se obtiene puede ser regulada por la presencia, aunque sólo sea de trazas, de otros componentes en la disolución. La forma de los cristales es tecnológicamente importante porque con ella están relacionadas propiedades tales como el flujo de los cristales sólidos y la velocidad de disolución. Otra propiedad importante es la uniformidad del tamaño de los cristales. En un producto como el concentrado de jugo de frutas es importante, ya que pueden presentarse pérdidas en los componentes aromáticos volátiles, así como dificultades en el embalaje y almacenamiento.

II.2.2.2) Lixiviación

Es la disolución selectiva de un componentes de una mezcla sólida mediante un disolvente líquido, ejemplo: la lixiviación de la sacarosa y de aceites.

II.2.2.3) Adsorción e intercambio de iones

La difusión se realiza de la fase líquida a la fase sólida, de ésta manera, el material que contamina puede eliminarse poniendo las soluciones líquidas en contacto con carbón activado. Un ejemplo es el procesamiento de purificación del agua.

II.2.2.4) Filtración

En el proceso de filtración se pasa un fluido a través de agujeros finos. Las partículas suspendidas en el fluido no pasan por éstas aberturas, siendo retenidas y dando lugar a lo que se conoce como torta de filtrado. Un ejemplo típico es en la limpieza de granos.

II.2.2) SISTEMA GAS-SÓLIDO

II.2.3.1) Sublimación

Si se evapora parcialmente una solución sin la aparición de una fase líquida, la nueva fase vapor formada y el sólido residual contienen todos los componentes originales pero en proporciones diferentes.

II.2.3.2) Secado por desorción

Se entiende por secado de los alimentos la extracción deliberada del agua que contienen, es una operación que se lleva a cabo en la mayoría de los casos evaporando el agua por adición del calor latente de vaporización.

La transferencia de humedad involucra la difusión en alimentos sólidos y transferencia de humedad en la interfase durante el procesamiento y almacenamiento de alimentos.

La difusión en alimentos sólidos durante el secado, rehidratación o almacenamiento es un proceso complejo, el cual puede involucrar la difusión molecular, el flujo en -

capilares, el flujo de Knudsen, el flujo hidrodinámico ó difusión superficial.

En general, la comparación entre difusividades reportadas en la literatura es difícil debido a los diferentes métodos de estimación y a la variación de la composición de los alimentos y a su estructura física. Los alimentos secos se pueden almacenar durante grandes períodos de tiempo sin que se alteren, ya que los microorganismos que causan la destrucción o deterioro de los alimentos no pueden crecer ni multiplicarse en ausencia y muchas de las enzimas que provocan cambios indeseables en la composición química del alimento, no pueden actuar sin agua.

II.2.3.4) Difusión de componentes aromáticos

La difusión de componentes aromáticos se presenta tanto en el sistema líquido-gas como en el sistema sólido-gas, es muy importante en el procesamiento y almacenamiento de alimentos. La retención de las características de los componentes aromáticos es esencial en el secado de alimentos, tales como el café y té y jugos de frutas.

En la mayoría de los componentes aromáticos son más volátiles que el agua, debido a la combinación de una alta presión de vapor y una baja solubilidad en soluciones acuosas. La volatilidad en sistemas alimentarios es expresada -

como la volatilidad relativa de los compuestos aromáticos comparados con el agua en el equilibrio en la interfase - líquido-vapor. Durante la evaporación rápida de alimentos líquidos o sólidos húmedos, el equilibrio termodinámico, no es alcanzado. Como resultado la volatilidad relativa; será más pequeña que el valor del equilibrio termodinámico y los menos volátiles pueden ser reducidos.

II.2.4) SISTEMA LIQUIDO-LIQUIDO

II.2.4.1) Extracción

La extracción se encuentra en el sistema líquido-líquido y líquido-sólido; la transferencia de masa es facilitada por el mezclado de las dos fases en una serie de operaciones de contacto. Ejemplos de extracción se encuentran en la industria de aceites comestibles, donde se extrae aceite contenido en productos naturales como cacahuates, semilla de soya, girasol; etc. La extracción líquido-líquido se utiliza en la purificación de grasas animales. La extracción es también un paso esencial en la industria de la azúcar, donde se separa sacarosa soluble contenida en la caña de azúcar, por medio de agua.

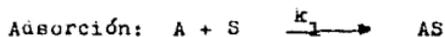
II.2.4.2) Reacción Química

Para que una reacción química se produzca sobre una superficie se deben cumplir las siguientes etapas:

a) Difusión de los reaccionantes hacia la superficie.

- b) Adsorción de los reaccionantes sobre la superficie.
- c) Reacción sobre la superficie.
- d) Liberación de los productos.
- e) Difusión de los productos a partir de la superficie.

En el caso de la descomposición simple de una molécula en la superficie, el proceso puede considerarse como una reacción química entre un reaccionante A y un sitio libre S sobre la superficie, después de la adsorción la molécula A puede liberarse sin modificación o puede descomponerse en los productos.



II.2.4.3) Creación de emulsiones Permanentes

El objetivo es dispersar un líquido en otro en una forma tan finamente dividida que la separación mediante el asentamiento no tiene lugar o se lleva a cabo en forma extremadamente lenta.

II.2.5) SISTEMA SOLIDO-SOLIDO

Debido a las velocidades lentas de difusión entre fases sólidas no existen operaciones industriales de separación dentro de ésta categoría. Un ejemplo que aunque no es una

una operación industrial pero si es muy importante en el procesamiento y almacenamiento de alimentos es la difusión de solutos y otros componentes dentro del alimento. Ejemplos típicos son la difusión de la sal en la carne, la difusión de azúcares y grasas y la difusión de componentes del sabor de varios alimentos.

II.2.6) SISTEMA GAS-GAS

La difusión gaseosa se lleva a cabo en el procesamiento y/o almacenamiento de alimentos , un ejemplo es la difusión del dióxido de carbono de un refresco en el aire.

II.3) MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE MASA

Los mecanismos de transferencia de masa son los siguientes:

- II.3.1) Difusión
- II.3.2) Convección
- II.3.3) Dispersión

II.3.1) Difusión

Los procesos de separación involucran por lo general la transferencia de masa de los constituyentes de una mezcla de una fase a otra, fácilmente separables de la primera es decir; la difusión de A en un sistema de A y B tiene lugar debido a la existencia de un gradiente de concentración de A.

La difusión es más compleja que el flujo viscoso o la conducción de calor, debido a la innovación de tener que operar con mezclas. Los constituyentes de una mezcla deben alcanzar una superficie, sea que la crucen o no. Dentro de una fase única, éste transporte se efectúa por:

a) DIFUSION MOLECULAR:

Es debido a un gradiente de concentración .

b) DIFUSION DE PRESION

El movimiento de A se debe a un gradiente de presión.

c) DIFUSION TERMICA

El movimiento de A se debe a un gradiente térmico.

d) DIFUSION FORZADA O TURBULENTO

El movimiento de A se debe a una desigualdad de las fuerzas externas que actúan sobre A y B.

II.3.2) CONVECCION

La difusión por convección consiste en la transferencia de masa debida al movimiento de fluido. Este modo de transferencia depende tanto de las propiedades de ésta como de las características dinámicas del fluido que se está transportando.

Se presentan dos tipos de flujo:

II.3.2.1) CONVECCION LIBRE

Si el movimiento del fluido se debe a una diferencia de densidades que puede haber surgido como resultado de una diferencia de concentración o de una diferencia de temperatura, se puede presentar la transferencia de masa por convección.

En forma análoga a la ley de Newton del enfriamiento la transferencia convectiva de masa es:

$$N_A = K_C \Delta C_A \text{ ----- (1)}$$

dónde:

N_A = Transferencia de masa molar de la especie A medida con relación a coordenadas espaciales fijas.

ΔC_A = Diferencia entre la concentración de la superficie limitante y la concentración media de la corriente de fluido de la especie A en difusión.

K_c = Coeficiente de transferencia convectiva de masa.

La transferencia convectiva se lleva a cabo en la dirección de una concentración decreciente. La ecuación (1) define el coeficiente K_c en función del flujo de masa y la diferencia de concentración desde el principio hasta el final de la trayectoria de difusión, por lo tanto; el coeficiente incluye las características del flujo laminar y turbulento del fluido, en cualesquiera de las proporciones en las que se encuentre. Se encuentra en general en función de la geometría del sistema, las propiedades del fluido y la diferencia de concentración ΔC_A .

II.3.2.2) CONVECCION FORZADA

Es cuando una bomba u otro aparato semejante ocasiona el movimiento del fluido.

II.3.3) DISPERSION

En la mayoría de los sistemas de transferencia de masa están presentes dos fases, esencialmente inmiscibles y también existe una interfase entre ambas. Suponiendo que el soluto A se difunde desde la fase G, de la interfase y después a la fase L, en forma consecutiva.

Debe existir un gradiente de concentración, en la figura II.1 se muestra la transferencia de masa a través de las resistencias que ponen cada una de las fases. La concentración promedio en la fase A en la fase gaseosa en unidades de fracción mol es Y_{AG} .

Dónde:

$$Y_{AG} = D_A / D \text{ y } Y_{AL}$$

en la fase líquida en unidades fracción mol.

La concentración en la fase gaseosa general Y_{AG} disminuye hasta Y_{A1} en la interfase. La concentración líquida empieza en X_{A1} en la interfase no hay resistencia a la transferencia a través de la misma, Y_{A1} y X_{A1} están en equilibrio y se encuentran relacionadas por la relación "distribución de equilibrio" $Y_{A1} = f(X_{A1})$ donde Y_{A1} es una función de X_{A1} .

Por lo que la dispersión se define como un fenómeno de retromezclado que consiste en el atraso o adelanto de elementos de fluido. La cuál puede ser en forma axial y/o radial, cuando tenemos un fluido a régimen laminar.

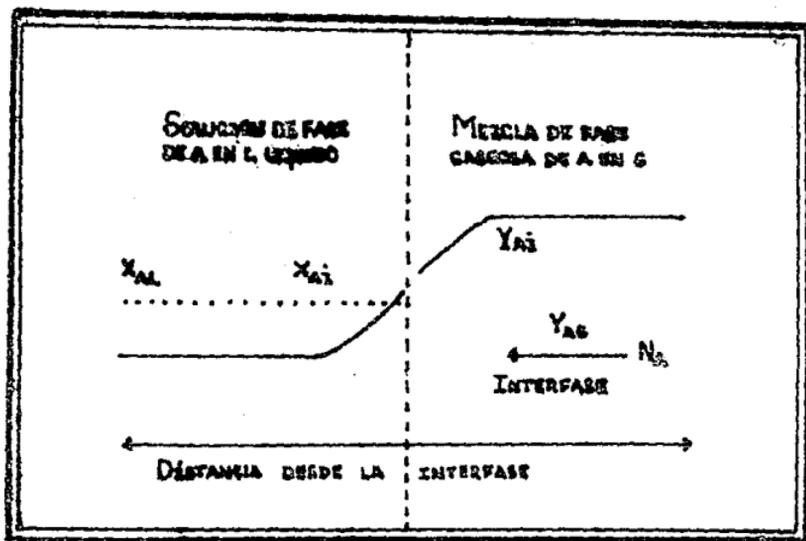


Fig. II.1 Perfil de concentraciones de soluto A a difusión
 clase en dos fases. Procesos de transporte y operaciones
 unitarias. Christie J. Geankoplis. CECSA, México, 1986

II.4) DEFINICIONES DE CONCENTRACIONES, VELOCIDADES Y FLUXES MASICO Y MOLAR

La concentración de las especies en un sistema de varios componentes puede expresarse de diversas formas, se consideran únicamente las cuatro siguientes:

II.4.1) CONCENTRACION MOLAR

$$c_i = \rho_i / M_i \text{ -----(1)}$$

Que es el número de moles de la especie i por unidad de volumen de solución.

II.4.2) FRACCION MASICA

$$w_i = \rho_i / \rho \text{ ----- (2)}$$

Que es la concentración de masa de la especie i por la densidad total de la solución.

II.4.3) FRACCION MOLAR

$$x_i = c_i / c \text{ ----- (3)}$$

Que es la concentración molar de la especie i por la densidad molar total de la solución (mezcla líquida, ga seosa ó sólida, que forma una sola fase).

En el apéndice C.1 se da un resumen de éstas unidades de concentración y su mútua relación para el caso de sistemas binarios.

II.4.4) VELOCIDAD

En una mezcla que se difunde, las distintas especies químicas se mueven con velocidades diferentes. Llamamos v_i a la velocidad de la especie i con respecto a ejes coordena dos estacionarios.

II.4.4.1) VELOCIDAD MEDIA MASICA

Para una mezcla de "n" componentes se define de la si guiente manera:

$$v = \frac{\sum_{i=1}^n c_i v_i}{\sum_{i=1}^n c_i} \quad \text{-----} \quad (4)$$

II.4.4.2) VELOCIDAD MEDIA MOLAR

Obsérvese que la $e v$ es la velocidad local con que la mass atraviesa una sección unitaria colocada perpendicular mente a la velocidad v . Esta velocidad local se mide con un tubo Pitot, y corresponde a la velocidad v que se em -- plea para flúidos puros y se define de la siguiente manera:

$$v^* = \frac{\sum_{i=1}^n c_i v_i}{\sum_{i=1}^n c_i} \quad \text{-----} \quad (5)$$

Obsérvese que uv^* es la velocidad local con la que las moles atraviesan una sección unitaria colocada perpenaicu larmente a la velocidad v^* .

En sistemas de flujo se tiene más interés en la velocidad

de una determinada especie con respecto a v ó v^* que con respecto a un eje de coordenadas estacionarias, y con éste propósito se definen las velocidades de difusión.

II.4.4.3) VELOCIDAD DE DIFUSION

$v_i - v$ = Velocidad de difusión de i con respecto a v .

$v_i - v^*$ = velocidad de difusión de i con respecto a v^* .

Estas velocidades de difusión representan el movimiento del componente i con relación al movimiento local de la corriente del fluido.

En el apéndice C.2 se hace un resumen de la notación de las velocidades en sistemas binarios, y se indican algunas relaciones útiles entre las distintas velocidades.

En la figura II.2 se analiza lo que ocurre cuando un líquido A se evapora y se difunde hacia arriba a través de un tubo largo que inicialmente está lleno del vapor v . Al evaporarse A, empuja al vapor B hacia arriba. Sin embargo, no existe una línea neta de separación entre los vapores de A y B puros, tal como se indica en la figura II.2.a; si no que el desplazamiento ascendente del vapor B va acompañado de una mezcla mutua de los dos vapores, figura II.2.b.

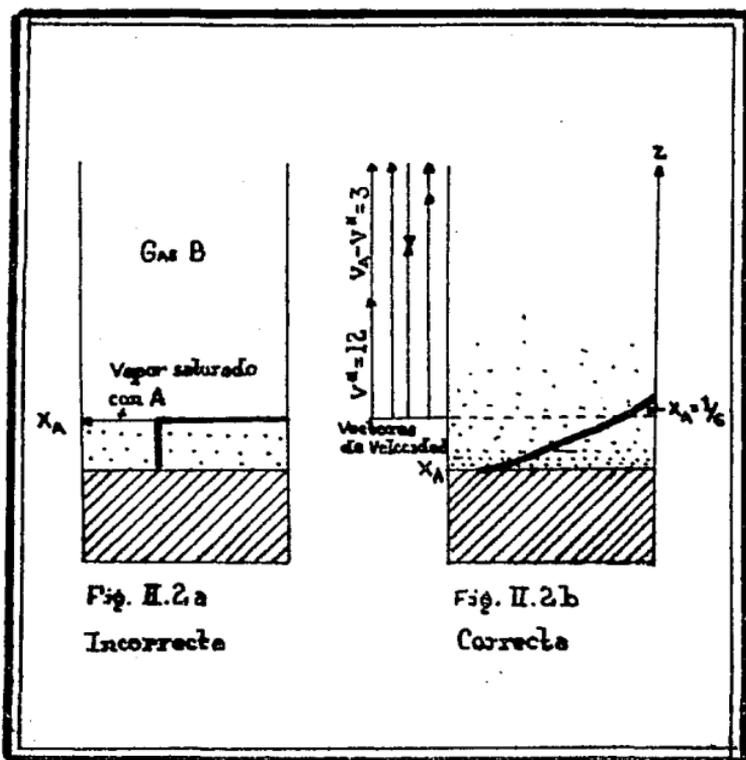


Fig. II.2 a y b. Distribución de concentración en un determinado instante en un sistema de difusión
 Transport Phenomena R. Byron Bird. John Wiley & Sons. USA, 1976

Por lo tanto, debido a la difusión en un punto cualquiera del tubo, A se mueve hacia arriba más rápidamente de lo que corresponde al movimiento medio global; y en cambio B se mueve más lentamente. En la figura II.2.b se indican los distintos vectores velocidad para el caso de que:

$$x_A = 1/b, \quad v^* = 12$$

$$v_A - v^* = 3 \quad \text{y} \quad n_A = 5 n_B$$

Una vez que se han visto las velocidades y concentraciones, se define la densidad de flujo, masa y molar.

II.4.5) FLUX MASICO (O MOLAR)

La densidad de flujo másico de la especie i es una magnitud vectorial que representa la masa (o moles) de la especie i que cruzan el área unitaria por unidad de tiempo.

El movimiento puede estar referido a coordenadas estacionarias, a la velocidad media molar local v^* , o a la velocidad media. Por lo tanto, los fluxes de masa y molar relativos a coordenadas estacionarias son:

$$n_i = C_i v_i \quad \text{Flux másico} \quad \text{-----}(6)$$

$$N_i = v_i c_i \quad \text{Flux molar} \quad \text{-----}(7)$$

Los fluxes másico y molar relativos a la velocidad media másica son:

$$J_i = c_i (V_i - v) \text{ Flux molar -----(8)}$$

$$J_i = Q_i (v_i - v) \text{ Flux m\u00e1sico -----(9)}$$

Fluxes m\u00e1sico y molar relativos a la velocidad media molar v^* son:

$$J_i^* = Q_i (v_i - v^*) \text{ Flux m\u00e1sico -----(10)}$$

$$J_i^* = c_i (V_i - v^*) \text{ Flux molar -----(11)}$$

En el ap\u00e9ndice C.3 se hace un resumen de la notaci\u00f3n de los fluxes en sistemas binarios, y se indican algunas relaciones entre los distintos fluxes. Es preciso resaltar que un flux de masa no queda completamente definido mientras no se especifiquen las unidades y el sistema de coordenadas.

Desde el punto de vista matem\u00e1tico, cualquiera de las seis notaciones anteriores de flux sirve para tratar todos los problemas de difusi\u00f3n, pero cada una de ellas tiene cierta ventaja y de hecho se encuentran todas en bibliograf\u00eda.

II.5) DIFUSION MOLECULAR

En la difusión molecular se trabaja con el movimiento de las moléculas individuales a través de una sustancia debido a su energía térmica. La teoría cinética de los gases proporciona una forma de imaginar lo que sucede, esta teoría fué rápidamente aceptada gracias a la adecuada descripción en términos cuantitativos del fenómeno difusional.

De acuerdo con una teoría cinética simplificada, se puede imaginar que una molécula viaja en línea recta con una velocidad uniforme, que choca con otra molécula y que su velocidad cambia tanto en magnitud como en dirección. La distancia promedio en que viaja la molécula entre cada choque es su trayectoria libre media, su velocidad promedio depende de la temperatura. Como la molécula viaja en una trayectoria en zig-zag la distancia neta en la dirección en la cuál se mueve durante cierto tiempo se conoce como "rapidez de difusión", sólo es una pequeña fracción de la longitud de su trayectoria real. Por ésta razón, la rapidez de difusión es muy pequeña, aunque podría aumentarse con un descenso de presión, que reduciría el número de choques y un incremento de temperatura aumentaría la velocidad molecular.

En la figura II.3 se muestra esquemáticamente el pro

ceso de difusión molecular. Se ilustra la trayectoria desordenada que la molécula A puede seguir al acercarse al punto (1) al (2) a través de las moléculas de B.

Si hay un número mayor de moléculas de A cerca del punto (1) con respecto al punto (2), entonces y puesto que las moléculas se difunden de manera desordenada en ambas direcciones, habrá más moléculas de A difundiéndose de (1) a (2) que de (2) a (1). La difusión neta de A va de una región de alta concentración a una de baja concentración.

Definiéndose como la transferencia (o el movimiento) de moléculas individuales a través de un fluido por medio de los movimientos individuales y desordenados de las moléculas.

Imagínese un sistema multifásico que se encuentra en equilibrio. Este sistema se altera espontáneamente y por último llega a un estado de equilibrio en el cuál la temperatura y el potencial químico, o actividad de toda sustancia son donde quiera los mismos. Si restringimos nuestra atención a una fase de un sistema de éste índole a temperatura constante en donde el potencial químico de todas y cada una de las sustancias está relacionado con su concentración, observamos que ocurre un cambio, del cuál resulta el

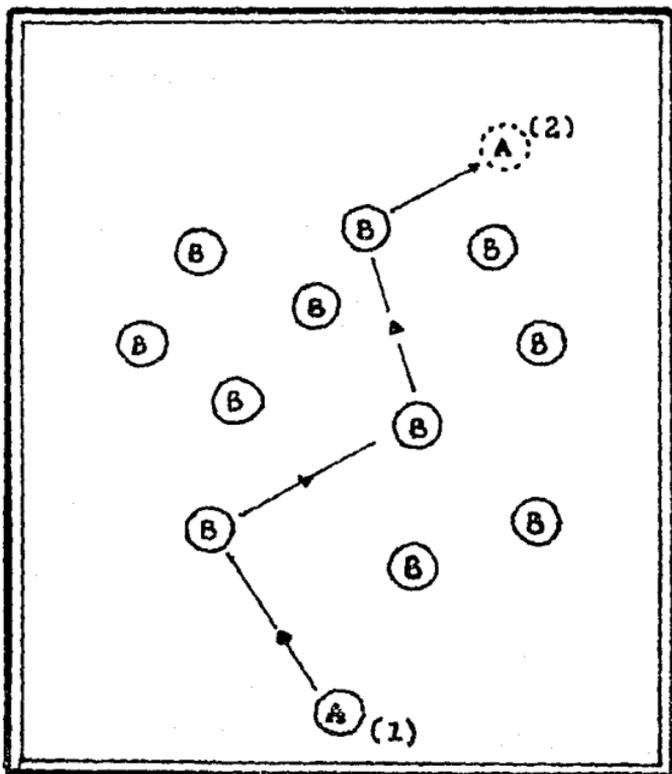


Fig. II.3 Diagrama esquemático del proceso de difusión molecular. Procesos de transporte y operaciones unitarias. Christie J. Geankoplis, CECSA, México, 1986

nalmente la concentración uniforme de cada sustancia en toda la fase. Esta migración espontáneamente conduce a una concentración uniforme, es el fenómeno llamado "difusión". La difusión se demuestra fácilmente si se colocan partículas de café en un vaso de agua. El café finalmente se distribuye por todo el líquido. Si el líquido está en reposo, éste proceso toma mucho tiempo. La experiencia enseña que el proceso puede acelerarse enormemente si agitamos el líquido pero el resultado neto, salvo el tiempo que transcurre, es el mismo. Así se distinguen dos fenómenos: difusión molecular en un líquido en reposo y difusión de remolino o turbulento debida a la agitación mecánica producida por el rápido movimiento de grandes masas de fluido o remolinos, característicos de flujo turbulento.

En el ejemplo citado anteriormente, en ausencia de movimiento en la masa del líquido, se observa que cuando la concentración de café es uniforme en todo punto no ocurre más cambio espontáneo y mientras no es uniforme, el sistema se mueve espontáneamente hacia la uniformidad, para lo cual el soluto pasa de un lugar de alta concentración a otro de baja concentración. La rapidéz con la cuál el café se mueve en cualquier punto y en cualquier dirección depende del gra

diente de concentración en ese punto y en esa dirección, se ve entonces que la difusión molecular es el mecanismo de transferencia de masa en flúidos estancados o en flúidos que se están moviendo únicamente mediante flujo laminar, aún - cuándo siempre la difusión molecular esté presente hasta en el flujo turbulento muy intenso.

La transferencia puede describirse adecuadamente en función del flux molar o moles (tiempo-área), ya que el área se mide en una dirección normal a la difusión. Sin em bargo, aunque una solución no uniforme sólo contenga dos - componentes éstos deben difundirse si se quiere alcanzar la uniformidad. Surge entonces la necesidad de utilizar dos - fluxes para describir el movimiento de un componente.

N = flux relacionado con un lugar fijo en el espacio

J_1^* = Flux de un compuesto con relación a la velocidad molar promedio de todos los componentes.

El primero es importante al aplicarse al diseño de equipo y el segundo es característico de la naturaleza del componente.

En la figura II.4 se observan las moléculas de A y B confinadas en un espacio determinado a presión y temperatu ra constante.

Si las moléculas se mueven en todas direcciones a un tiempo cero hay una mayor concentración de moléculas de A

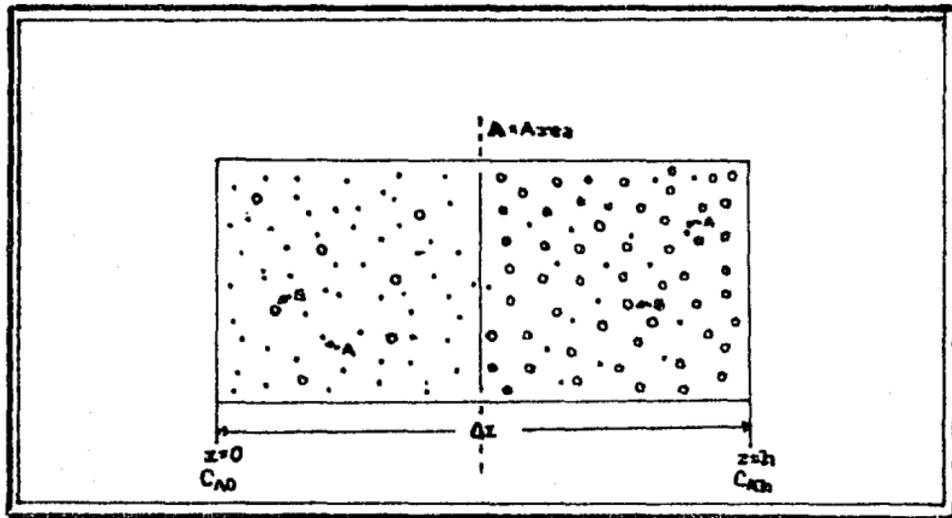


Fig II.4 Diagrama esquemático del proceso de transferencia de masa. Moleculas A y B confinadas en una caja a temperatura y presión constantes. Mass transfer in Engineering practice Aksel L. Lydersen, John Wiley & Sons, USA, 1983

en el lado izquierdo y una mayor concentración de moléculas de B en el lado derecho.

Por lo tanto:

$$c_{Ah} \neq c_{Ao}$$

$$c_{Ah} - c_{Ao} = \Delta c_A$$

El flux J_A^* lo podemos definir como:

$$J_A^* = \frac{D \, dc_A}{dz} = \frac{\text{moles}}{(\text{tiempo} \cdot \text{área})} \quad \text{----- (1)}$$

Por lo que la difusividad o coeficiente de difusión se define para una mezcla de A y B como:

$$J_A^* = -c \, D_{AB} \frac{dx_A}{dz} \quad \text{----- (2)}$$

Esta ecuación establece que la especie A se difunde (se mueve con relación a la mezcla) en la dirección decreciente de la fracción molar de A de la misma forma que el calor - que fluye por conducción en la dirección de la temperatura decreciente.

c = concentración total de A y B

Si c es constante entonces:

$$c_A = c_{xA} \quad \text{----- (3)}$$

$$dc_{xA} = d(c x_A) = d c_A \quad \text{----- (4)}$$

Para una concentración total constante

$$J_A^v = - D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \text{-----} (5)$$

Esta es la primera ley de Fick y se define como la razón entre el flux y el gradiente de concentración dc_A/dz en éste caso para la dirección z.

El signo negativo hace hincapié que la difusión ocurre en el sentido del decremento de concentración, la difusividad es una característica de un componente y de su entorno (temperatura, presión, concentración - ya sea en solución líquida, gaseosa o sólida - y la naturaleza de los otros componentes).

Otras formas equivalentes de la primera Ley de Fick de la difusión se observan en el apéndice C.4.

II.6) OBTENCIÓN DE LA SEGUNDA LEY DE PICK

Considerando un volumen de una solución binaria que contiene sustancias A y B, que tiene sección transversal y experimenta difusión molecular. Para simplificar, se supone que la solución es ideal de modo que el volumen de la solución permanece constante mientras ocurre la difusión y sin movimiento. Entonces, si el componente A se difunde de izquierda a derecha a una velocidad volumétrica v (puesto que la sección transversal es la unidad) a una velocidad V_A , la velocidad de difusión de B en la dirección opuesta ha de ser $V_B = -V_A$ pues el volumen de la solución permanece constante.

$$V_A + V_B = 0 \quad \text{Velocidad Volumétrica} \quad (1)$$

Así, los volúmenes a la izquierda y a la derecha de un punto fijo se mantienen constantes. La velocidad a la cual pasan moles de A por el punto fijo es:

$$N_A = V_A c_A$$

y para B:

$$N_B = V_B c_B$$

En donde c_A y c_B son las concentraciones molares respectivamente. La velocidad total de paso de moles por el punto fijo es $N_A + N_B$. El promedio molar de la velocidad es:

$$V_M = \frac{c_A V_A + c_B V_B}{c} \text{ ----- (2)}$$

En donde c = concentración total.

Como las concentraciones no son iguales se deduce que V_M no es cero, y si se desea observar el flux molar neto, se tiene que mover a una velocidad V_M . El número de moles a la izquierda y a la derecha del observador en movimiento sería constante. El flux N_A respecto del punto estacionario es mayor que el flux J_A^* , en el valor de V_A es la velocidad volumétrica:

$$V_M = 0$$

$$N_A = V_M c_A + J_A^* \text{ ----- (3)}$$

6

$$N_A = (N_A + N_B) \frac{c_A}{c} = D_A \frac{\partial c_A}{\partial z} \text{ ----- (4)}$$

Así, un observador fijo no vería gasto de volumen neto, pero observaría el gasto molar neto y el gasto de masa neto. En líquidos no ideales también hay gasto de volumen neto.

Retomando nuevamente la solución mencionada, en donde:

$$c_A + c_B = c \text{ ----- (5)}$$

Escribiendo para el componente B la ecuación análoga del flux N_A :

$$N_B = (N_A + N_B) \frac{c_B}{c} = D_B \frac{\partial c_B}{\partial z} \quad \text{-----} \quad (6)$$

Se deduce de ésta ecuación que $J_A^* = -J_B^*$ y por sustitución se tiene que $D_A = D_B$ en la concentración y temperatura predominante.

Para un volúmen de líquido, de sección transversal y de longitud dz , la velocidad de entrada de A en la cara z es N_A y a la velocidad de salida en $z + dz$ es $N_{Az} + \left(\frac{\partial N_A}{\partial z}\right) dz$.

Por consiguiente, la velocidad de A en el volúmen es la diferencia:

$$\frac{\partial N_A}{\partial z} dz = - \frac{\partial(c_A dz)}{\partial t} \quad \text{-----} \quad (7)$$

Si $V_M = 0$ y $D_A = \text{constante}$, entonces se obtiene la segunda ley de Fick.

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D_A \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \quad \text{-----} \quad (8)$$

En todo lo anterior se ha considerado la difusión en un sólo sentido, no obstante; para gradiente de concentración generales y fluxes difusionales, deben considerarse todos los sentidos. Por ello las expresiones pueden escribirse para las tres dimensiones x , y y z .

II.7) ECUACION DE CONTINUIDAD PARA UN SISTEMA BINARIO

En esta sección se desarrollará la ecuación de transferencia de masa para sistemas binarios en flujo laminar. Los efectos convectivos, de difusión molecular y reacción química, serán incluidos en el análisis. La ley de conservación es aplicada sobre la base molar del componente A. Se desarrollará la ecuación de continuidad en forma vectorial.

Esta ecuación diferencial general, describe la distribución de concentración en un fluido binario moviéndose en flujo laminar, se deriva aplicando un balance de moles en conjunción con la ley de Fick a un elemento de volumen.

En este fluido en movimiento se considera un elemento de volumen finito "T" con superficie "f" a través del cual un fluido en movimiento con dos componentes está fluyendo.

Este elemento de volumen es fijado en el espacio, la velocidad promedio molar y densidad, coeficiente de difusión, flux molar, y el término de generación son definidos en algún punto dentro del elemento, incluyendo la superficie. La ley de conservación general para las moles del componente A es aplicada al elemento de volumen. Ver figura II.5

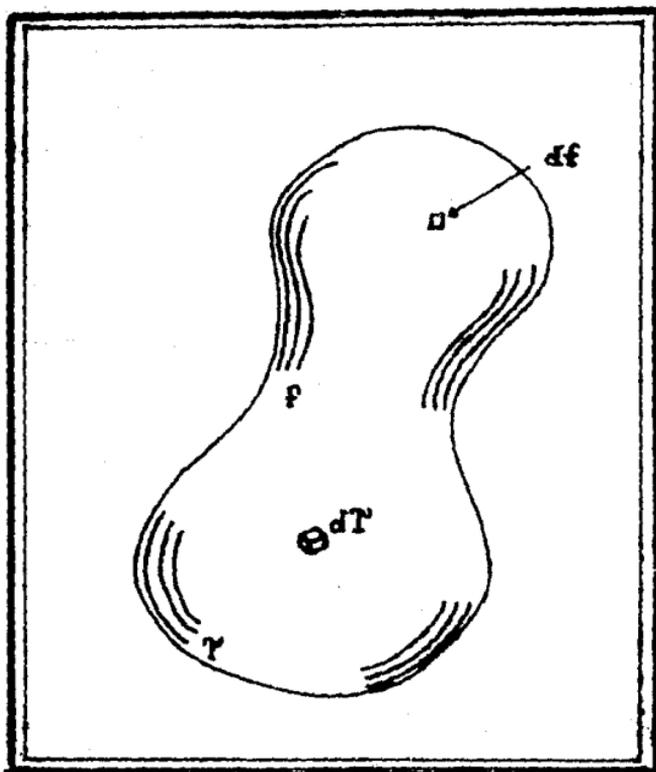


Fig. II.5 Sólido Homógeneo
Transport Phenomena for Engineers
Louis Theodore, International textbook
company, England, 1971

Balance de moles del componente "A"

$$\left(\begin{array}{l} \text{Velocidad de entrada de} \\ \text{moles de "A" por difu-} \\ \text{sión molecular.} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{Velocidad de salida} \\ \text{de moles de "A" por} \\ \text{difusión molecular} \end{array} \right)$$

(1)

(2)

(difusión)

+

$$\left(\begin{array}{l} \text{Velocidad de entrada} \\ \text{de moles de "A" por} \\ \text{convección} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{Velocidad de salida} \\ \text{de moles de "A" por} \\ \text{convección.} \end{array} \right)$$

(3)

(4)

(convección)

+

$$\left(\begin{array}{l} \text{Velocidad de moles de "A"} \\ \text{generada por reacción} \end{array} \right)$$

(5)

(reacción)

$$\left(\begin{array}{l} \text{Velocidad de acumulación} \\ \text{de moles de "A" en el} \\ \text{sistema.} \end{array} \right)$$

(6)

Procediendo a evaluar los 6 términos de la ecuación anterior, cuyas unidades son moles por unidad de tiempo. Se tiene lo siguiente:

Término (1) y (2) (Transporte de masa por difusión)

Estos representan la velocidad a las cuáles las moles de "A" entran al sistema debido a la presencia del gradiente de concentración.

$$- \oint N_A \cdot df \text{ ----- (1)}$$

Término (3) y (4) (Transporte de masa por convección)

Es un término convectivo y surge debido al movimiento del fluido:

$$- v \cdot df \text{ ----- (2)}$$

Es el flujo volumétrico promedio que entra a df de la masa si v es la velocidad promedio másica del fluido. El flujo volumétrico promedio molar que entra a df es dado por

$$- v^* \cdot df \text{ ----- (3)}$$

Dónde v^* es la velocidad promedio molar. La velocidad a la cuál las moles de "A" pasan a través de df :

$$- c_A v^* \cdot df \frac{\text{moles de "A"}}{\text{tiempo}} \text{ ----- (4)}$$

Las unidades de c_A y ($v^* \cdot df$) son moles de "A"/ volumen por tiempo respectivamente, la velocidad neta de "A" que entra y sale del sistema debido a la convección es obtenida

integrando el término anterior alrededor de f .

$$- \int_f c_A v^* \cdot df \text{ ----- (5)}$$

Término(5) (Término de generación por reacción)

El término de generación del componente "A" por reacción es dado por:

$$\iiint_V R_A d\tau \text{ ----- (6)}$$

La presencia de la reacción química implica un problema adicional, por lo que se asume que si ocurre la reacción el cambio en la composición química que se presentaría sería mínimo; por lo que las propiedades del sistema permanecen constantes.

Término (6) (Acumulación)

El término de acumulación es una medida de la velocidad de cambio de el número de moles de "A" en el sistema. Si $d\tau$ (volumen) es establecido como un elemento diferencial de volumen con respecto a τ y c_A es la concentración molar de "A", entonces:

$$c_A d\tau \text{ ----- (7)}$$

Representa las moles de "A" contenidas en $d\tau$. La velocidad de "A" con respecto al tiempo establecido a un punto en el

espacio es:

$$\frac{\partial (c_A d\tau)}{\partial t} \text{-----} (8)$$

$$\left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) d\tau \text{-----} (9)$$

La velocidad de cambio de "A" en τ es obtenida a través de la integración del elemento de volumen:

$$\iiint_{\tau} \left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) d\tau \text{-----} (10)$$

Sustituyendo:

$$\iiint_{\tau} \left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) d\tau = - \oint_{f} N_A \cdot df - \oint_{f} c_A v^* \cdot df + \iiint_{\tau} R_A d\tau \text{-----} (11)$$

La ecuación obtenida no tiene ninguna geometría específica, por lo que se transforman las integrales aplicando el teorema de "Gauss":

$d\tau = dx, dy, dz$

Integrando en τ :

$$- \oint_{f} N_A \cdot df = - \iiint_{\tau} (\nabla \cdot N_A) d\tau \text{---} (12)$$

$$- \oint_{f} c_A v^* \cdot df = - \iiint_{\tau} (\nabla \cdot c_A v^*) d\tau \text{---} (13)$$

Quedando como:

$$\iiint_{\tau} \left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) d\tau = \iiint_{\tau} (\nabla \cdot N_A) d\tau - \iiint_{\tau} (\nabla \cdot c_A v^*) d\tau + \iiint_{\tau} R_A d\tau \quad (14)$$

La ecuación resultante en base molar es:

$$\left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) = - \nabla \cdot J_A^* - \nabla \cdot c_A v^* + R_A \quad (15)$$

Reemplazando los términos por la derivada de Stokes:

$$\left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) + V \cdot \nabla c_A = - \nabla \cdot N_A + R_A \quad (16)$$

Esta ecuación se aplicará a sistemas experimentales.

CAPITULO III

CORRELACIONES DE COEFICIENTES DE DIFUSION

En forma general se plantean algunas de las correlaciones teóricas para los coeficientes de difusión en gases, líquidos, sólidos y membranas.

III) CORRELACIONES DE COEFICIENTES DE DIFUSION

III.1) COEFICIENTES DE DIFUSION PARA GASES:

Los coeficientes de difusión se pueden deducir para un gas ideal usando la correlación presentada por Sherwood et al (1975). De la teoría cinética se supone que el coeficiente de difusión es directamente proporcional a la velocidad molecular media y a la trayectoria libre media.

Para un gas ideal la trayectoria libre media es inversamente proporcional tanto al área de sección transversal promedio como a la densidad numérica de todas las moléculas en un volumen determinado. Ya que la densidad numérica de un gas varía directamente con la presión e inversamente con la temperatura, así se llega a la siguiente deducción:

$$D_{AB} = \frac{K' T^{3/2}}{P A_{\text{prom}}} (1/M_A + 1/M_B)^{1/2}$$

Dónde A_{prom} es el área de sección transversal promedio de las diferentes moléculas y K' es una constante de proporcionalidad.

Gilliland propuso que la difusividad se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$D_{AB} = 4.3 \times 10^{-9} \frac{T^{3/2}}{P (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}$$

Dónde:

D_{AB} = Difusividad en m^2/s

T = Temperatura absoluta, K

M = Peso molecular, kg/kgmol

V = Volúmen molar en el punto de ebullición normal, $m^3/kgmol$

P = Presión total, atm.

Los volúmenes atómicos y moleculares se encuentran reportados en la literatura.

Chapman y Enskog, relacionaron las propiedades de los gases con las fuerzas que actúan sobre las moléculas. Usando el potencial de Lennard-Jones para relacionar las fuerzas de atracción y repulsión entre los átomos, Hirschfelder y otros (1949) desarrollaron la siguiente ecuación para predecir la difusividad para pares de gases no polares:

$$D_{AB} = \frac{1.858 \times 10^{-27} T^{3/2}}{P \sigma_{AB}^2 \Omega_D} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}$$

Dónde:

D_{AB} = Difusividad, m^2/s

T = Temperatura, K

M = Peso molecular, kg/kgmol

P = Presión absoluta, atm

σ_{AB} = Diámetro de colisión, m

Ω_D = Integral de colisión

La ecuación de Lennard-Jones es:

$$\phi_{AB}(r) = 4 \epsilon_{AB} \left(\left(\frac{\sigma_{AB}}{r} \right)^{12} - \left(\frac{\sigma_{AB}}{r} \right)^6 \right)$$

Dónde:

$\phi_{AB}(r)$ = Energía potencial

ϵ_{AB} = Energía máxima de atracción

σ_{AB} = Diámetro de colisión

r = Distancia de separación molecular

Las fuerzas repulsivas y atractivas se presentan en la ecuación anterior por los términos r^{12} y r^6 , respectivamente, para un sistema binario las constantes de la fuerza de Lennard-Jones ϵ_{AB} y σ_{AB} se evalúan de los datos de componentes puros usando la siguiente ecuación:

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2}$$

$$\frac{\epsilon_{AB}}{K} = \left(\frac{\epsilon_A}{K} \cdot \frac{\epsilon_B}{K} \right)^{1/2}$$

Dónde:

K = Constante de Boltzmann

Los diámetros de colisión y las constantes de fuerza para varias sustancias puras se encuentran reportadas en la

literatura.

Cuando los diámetros de colisión y las constantes no se encuentran disponibles, se pueden estimar a partir de las siguientes relaciones:

$$\begin{aligned} \sigma &= 8.33 \quad V_c^{1/3} & \epsilon/k &= 0.75 T_c \\ \sigma &= 11.8 \quad V_c^{1/3} & \epsilon/k &= 1.21 T_b \end{aligned}$$

Dónde:

V_c = Volúmen crítico, $m^3/kgmol$

T_c = Temperatura crítica, K

V = Volúmen molar en el punto de ebullición normal, $m^3/kgmol$

T_b = Temperatura del punto de ebullición normal, K

σ = Diámetro de colisión 10^{-10} , m

Los valores de la integral de colisión \int_D , se encuentran reportadas en la literatura.

La difusión molecular en los sistemas gaseosos binarios describen varias correlaciones útiles para la estimación de D_{AB} en las mezclas binarias a baja presión. Es posible estimar valores muy confiables recurriendo a cualquiera de las numerosas correlaciones empíricas de datos experimentales. Estas incluyen las ecuaciones propuestas por Arnold, Guillard, Andrusow, Wilke y Lee, Slaterry y Bird, Chem y Othmer y Fuller. La mayoría de éstas ecuaciones son modificaciones empíricas de la siguiente ecuación:

$$D_{AB} = \frac{(\text{Constante}) T^{3/2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}}{P}$$

III.2) COEFICIENTES DE DIFUSION PARA LIQUIDOS

Los líquidos se caracterizan por una combinación de + fuerzas intermoleculares fuertes, además de los arreglos - caóticos irregulares de los átomos presentes en la fase gaseosa. Esta combinación ha agravado los problemas de describir con precisión el estado líquido cuantitativamente y ha hecho difícil predecir las propiedades de transporte.

Varios intentos para tratar datos de líquidos ha generado diversas visiones estructurales para el estado líquido variando desde un gas denso hasta un sólido.

El uso de modelos gaseosos para describir el estado líquido se debió en parte al hecho de que el movimiento atómico en un líquido es un proceso al azar.

En contraste, los modelos de tipo sólido se han usado para líquidos como los metales líquidos, a causa de los conglomerados atómicos los cuáles se presentan como arreglos atómicos casi regulares que existen arriba del punto de fusión y a causa de las grandes fuerzas intermoleculares. La dificultad de tratar el estado líquido llega a ser fácilmente evidente, ya que los líquidos en realidad consisten de

conglomerados de átomos o moléculas dispuestas en forma regular, las cuales existen en un estado activo y presentan movimiento aleatorio.

No obstante, se pueden tener valores relativamente exactos de los coeficientes de difusión a partir de las soluciones a la Ley de Fick para gases, líquidos y sólidos; se conoce muy poco del mecanismo real de la difusión de líquidos en comparación con los gases y sólidos. Debido a la falta de un modelo estructural teórico para líquidos, se ha realizado considerablemente más trabajo en esta área y existe en la literatura una amplia variedad de técnicas experimentales para medir coeficientes de difusión.

Se han hecho numerosos intentos para predecir difusividades moleculares en el estado líquido usando uno de los tres planteamientos generales. Estas son: Las teorías hidrodinámica, causi-cristalina y de fluctuación.

Varias ecuaciones se basan sobre las teorías hidrodinámicas, las cuales relacionan los coeficientes de difusión con la viscosidad, o con una constante de fricción, la cual entonces se puede relacionar con la viscosidad.

Una interpretación física de la difusividad para partículas de soluto esféricas que son, comparadas con las del solvente en el cuál se mueven, está dada por la ecuación de

Stokes-Einstein. Esta se basa en la suposición de que las partículas son esferas duras que se mueven a una velocidad uniforme en un continuo bajo la acción de una fuerza unitaria. La ley de Stokes que describe la fuerza que actúa sobre un átomo es:

$$F = 6\pi \mu r U$$

Einstein propuso esta ecuación que relaciona el coeficiente de difusión con la movilidad;

$$D = K T \mu$$

Ya que la movilidad tiene unidades de velocidad por unidad de fuerza; obteniendo así la siguiente ecuación:

$$D = K T / 6\pi \mu r$$

Dónde:

D = Coeficiente de autodifusión

K = Constante de Boltzmann

T = Temperatura absoluta

r = Radio de la partícula que se difunde

μ = Viscosidad

Wilke y Cheng obtuvieron una ecuación para predecir difusividades en soluciones de no electrolitos .

$$D_{AB}^0 = \frac{1.17 \times 10^{-13} (E_B M_B)^{1/2} T}{v_A^{0.6} \mu}$$

Dónde:

D_{AB}^0 = Coeficiente de interdifusión en soluciones diluidas, m^2/s

V_A = Volumen molar del soluto en el punto de ebullición normal, $m^3/kgmol$

M_B = Peso molecular del solvente, $kg/kgmol$

T = Temperatura absoluta, K

ϵ_B = Factor de asociación del solvente B

μ = Viscosidad de la solución, cP

Sistematicamente recomiendan la siguiente correlación, cuando el agua es el soluto:

$$D_{AB}^0 = \frac{10.79 \times 10^{-14} (M_B^{1/2} \Delta H_B^{1/3} T)^{0.93}}{\mu_B V_A^{1/2} \Delta H_A^{0.3}}$$

Dónde:

ΔH_A y ΔH_B son los calores latentes de vaporización del soluto y del solvente en sus puntos de ebullición normal, $m^3/kgmol$

Se ha encontrado que los coeficientes de difusión para líquidos son fuertemente dependientes de la concentración. Puesto que las soluciones concentradas a menudo no son ideales, y se puede esperar que el comportamiento no ideal es en parte responsable de los fuertes efectos de con

centración sobre la difusividad. Para sistemas binarios, la difusividad dependiente, de la concentración se expresa por:

$$D_{AB} = D_{AB}^0 \frac{\partial \log Q_A}{\partial \log c_A} = D_{AB}^0 \left(1 + \frac{\partial \log Y_A}{\partial \log c_A} \right)$$

Dónde:

Q_A = Actividad

D_{AB}^0 = Coeficiente de difusión independiente de la concentración

Y_A = Coeficiente de actividad

Vignes propuso una correlación empírica que proporcionó un buen ajuste para los datos experimentales tanto de soluciones ideales como no ideales:

$$D_{AB} = (D_{AB}^0)^{X_B} (D_{BA}^0)^{X_A} \left(1 + \frac{\partial \log Y_A}{\partial \log X_A} \right)$$

Del desarrollo de la ecuación de Stokes - Einstein se demostró que la movilidad se relaciona con la velocidad. De la misma manera se concluye que la dependencia de la concentración de la movilidad también contribuye a cómo cambia la difusividad con la concentración.

Leffler y Cullinan modificaron la ecuación de Vignes al usar las viscosidades de la mezcla para obtener una mejor correlación con los datos experimentales:

$$D_{AB}^0 \mu_M = (D_{AB}^0 \mu_B)^{X_B} (D_{ABA}^0)^{X_A} \left(1 + \frac{\partial \ln \gamma_A}{\partial \ln X_A} \right)$$

En una solución electrolítica, el soluto se disocia en cationes y aniones. Debido a que el tamaño de los iones son diferentes del de la molécula original, su movilidad a través del solvente también es diferente. El ión más pequeño se difunde más rápidamente que el ión más grande. Sin embargo, en tanto que no se presente una separación de cargas eléctricas, ambas especies iónicas se mueven a la misma velocidad.

Nernst desarrolló la primera ecuación para predecir coeficientes de difusión en soluciones electrolíticas al relacionar la difusividad con las conductividades eléctricas. A dilución infinita la ecuación es:

$$D_{AB}^0 = \frac{R T}{F^2} \frac{\lambda_+^0 \lambda_-^0}{\lambda_+^0 + \lambda_-^0} \frac{|z_-| + |z_+|}{|z_+ z_-|}$$

$$= 8.931 \times 10^{-14} T \frac{|z_-| + |z_+|}{|z_+ z_-|} \frac{\lambda_+^0 \lambda_-^0}{\lambda_+^0 + \lambda_-^0}$$

Dónde:

F = Constante de Faraday, A.s/g equiv.,

D_{AB}^0 = Coeficiente de difusión a dilución infinita, m²/s,

λ_+^0 = Conductancia catiónica a dilución infinita

(A/cm²) (cm/V) (cm³/g equiv)

λ_+° = Conductancia aniónica a dilución infinita
 (Λ/cm^2)(cm/V)($\text{cm}^3/\text{g equiv}$)

$\lambda_+^{\circ} + \lambda_-^{\circ}$ = Conductancia electrolítica a dilución infinita

z_+ = Valencia catiónica

z_- = Valencia aniónica

T = Temperatura absoluta , K

La ecuación fenomenológica más precisa la dedujeron Walls y Uptgrove, quienes modificaron la ecuación de Stokes-Einstein al incorporar un parámetro geométrico, b; que se define como la relación del radio atómico de un átomo que se difunde debido a su espaciamiento interatómico:

$$D_{AA} = \frac{K T}{2 \pi r (2b + 1) \mu}$$

Swalin derivó una teoría para la difusión de líquidos basándose en un modelo de fluctuación en el cual postuló el movimiento atómico como un resultado de las fluctuaciones de densidad locales. Usando el potencial intermolecular de Morse para determinar la energía de fluctuación:

$$D_{AA} = \frac{K^2 Z T^2}{8 h k}$$

Dónde:

K = Constante de fuerza de Waser y Pauling

h = Constante de Planck

k = Constante de Boltzmann

L = Número de vecinos más cercanos.

Swaling fijó el número de vecinos más cercanos iguala al número de trayectorias de difusión posibles y usó un valor de 8 para los metales líquidos.

Hines et al, demostraron que al modificar la definición del número de caminos de difusión cambiándolo al número de sitios desocupados que rodean a un átomo central, la ecuación es:

$$D_{AA} = \frac{k^2 T^2}{hk} \frac{12 - z}{z}$$

La más reciente de las teorías de fluctuación para los metales líquidos fué desarrollada por Hines y Walls usando la ecuación básica de Einstein y las distancias de fluctuación obtenidas de las curvas de distribución radial.

La difusión se expresa:

$$D_{AA} = 1/6 \bar{v}_s^2 \left(\frac{\Theta_1}{\Theta_s} \right)^{1/2} \frac{T \mu_m}{T_m \mu} \frac{12 - z}{2}$$

Dónde:

T = Temperatura absoluta, K

T_m = Temperatura del punto de fusión, K

\bar{j} = Distancia de fluctuación media

μ = Viscosidad absoluta, kg/ms

μ_m = Viscosidad en el punto de fusión, kg/ms

σ_1, σ_s = Conductividades del líquido y sólido en el punto de fusión

V_s = Frecuencia vibracional del sólido calculada a partir de la temperatura Dabye, s^{-1}

Hines y Walls desarrollaron una forma alternativa de su ecuación para casos en los cuales las conductividades eléctricas del sólido y del líquido en el punto de fusión no estuvieron disponibles, la ecuación es:

$$D_{AA} = 1/6(\bar{j})^2 V_s \left(\exp\left(\frac{-\Delta H_f}{RT_m} \right) \right)^{1/3} \frac{T \mu_m}{T_m \mu} \left(\frac{12 - Z}{2} \right)$$

Dónde:

ΔH_f es el calor de fusión.

III.3) COEFICIENTES DE DIFUSION PARA SOLIDOS

En un intento por describir los procesos difusionales en sólidos, los investigadores han propuesto varios mecanismos que dependen de la estructura de los sólidos y de la naturaleza de los procesos.

Para sólidos cristalinos, el mecanismo más sencillo es el mecanismo de intercambio en el cual dos átomos intercambian posiciones en la red. En los cristales con una estructura densamente empaquetada, este mecanismo; figura III.1 es poco probable debido a la proximidad de átomos vecinos, figura a. La difusión por este mecanismo distorsiona la estructura cristalina y requiere una energía de activación.

El mecanismo de anillo es una variación del mecanismo de intercambio directo. Aunque se necesita una mejor dispersión en la red, la difusión por este método también es poco probable, figura b.

Uno de los mecanismos de difusión más favorables involucra la presencia de vacancias en sitios regulares del enrejado, figura c, la transferencia por este mecanismo ocurre por un átomo que se mueve de su posición original al sitio vacante. La posición evacuada, se encuentra disponible como un lugar para otro átomo que se difunde. Como po-

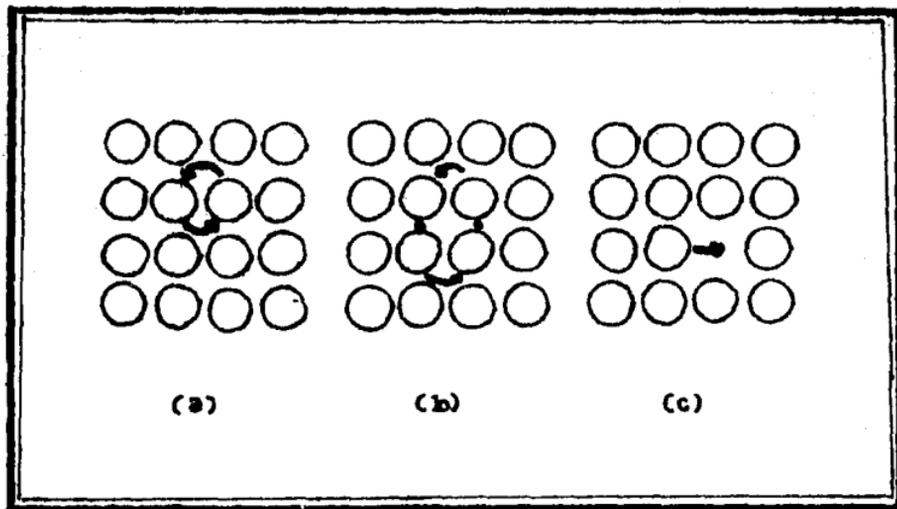


Fig. III.1 Mecanismos de difusión

Transferencia de masa, Anthony L. Hines, Prentice-Hall
 Hispano Americana, S.A. México, 1987

dría esperarse, no se requiere una gran energía de activación para éste mecanismo.

El mecanismo intersticial está asociado con la difusión de pequeños átomos de solventes más grandes y se caracteriza por una baja energía de activación. Este mecanismo se manifiesta cuando los átomos de soluto y solvente tienen casi el mismo tamaño; éste mecanismo se lleva a cabo cuando un átomo se mueve de una posición intersticial a un sitio en la red y por ello forza al átomo que se encontraba en ese lugar hacia otra posición intersticial.

Sin embargo, para sólidos reales la difusión también puede ocurrir a lo largo de una trayectoria de alta difusividad como un límite de grano o a lo largo de una superficie.

Los coeficientes de difusión para esos mecanismos son más grandes que los valores encontrados para la difusión por los otros mecanismos.

Cuando un átomo se mueve de un lugar a otro, se requiere una energía de activación para vencer la energía de la barrera asociada con el rompimiento de los enlaces interatómicos entre el átomo que se difunde y los que los rodean.

En comparación con los líquidos, los coeficientes de difusión para sólidos obedecen a una relación de Arrhenius dentro de un rango de temperatura.

Sherby y Simnad desarrollaron una correlación para predecir los coeficientes de autodifusión en sólidos:

$$D_{AA} = D_0 \exp \left(- (K_0 + V) \frac{T_m}{T} \right)$$

Para la difusión Knudsen, las moléculas chocan más a menudo con las paredes del poro que con otras moléculas. Al colisionarse, los átomos se absorben de manera instantánea en la superficie y después se desorben de una manera difusa.

Como resultado de las diferentes colisiones con la pared del poro, el transporte de la molécula se impide; éste coeficiente de difusión se predice a partir de la teoría cinética al relacionar el diámetro del poro y la trayectoria libre media del gas:

$$D_{A,K} = \frac{\bar{U} d}{3}$$

dónde: \bar{U} es la velocidad de la molécula del gas

d = es el diámetro del poro.

Para poros rectos, redondos la difusividad es:

$$D_{A,K} = 97.0 r \left(\frac{T}{M_A} \right)^{1/2}$$

Dónde:

r = Radio del poro, m

T = Temperatura, K

$D_{A,K}$ = Coeficiente de difusión de Knudsen, m^2/s

M_A = Peso molecular del componente A

Considerando el camino tortuoso de la molécula y la porosidad del material, la difusividad efectiva se expresa por:

$$D_{A,K} = D_{A,K} \frac{\epsilon}{\tau}$$

Dónde:

τ = Factor de tortuosidad relacionado con la trayectoria de la molécula.

III.4) COEFICIENTE DE DIFUSION EN MEMBRANAS

Las membranas se han usado por muchos años en el área biomédica, en años recientes; han obtenido creciente aceptación como un medio para llevar a cabo varios procesos de separación que son de importancia comercial. Algunos ejemplos específicos son: La desmineralización del agua (ósmosis inversa), la purificación de corrientes de efluentes industriales, la recuperación de metales y separaciones de gases y líquidos.

Una membrana se define como una barrera delgada que se para dos fluidos. La transferencia de masa a través de la

membrana se lleva a cabo sólo por difusión, el mecanismo de transporte real con frecuencia se describe por la Ley de Fick, el flujo difusional se describe por:

$$N_A = - D_A \frac{dc_A}{dz}$$

Al integrar y sustituir las concentraciones de A sobre la superficie de la membrana, se obtiene:

$$N_A = \frac{D_A (C_{A0} - C_A)}{\delta}$$

El proceso de difusión se puede determinar en seguida si los valores de N_A , C_A y δ están disponibles para un proceso dado. Aunque con frecuencia no coinciden las concentraciones de A en la superficie de la membrana se pueden usar las presiones parciales de A en el gas en ambos lados de aquella y reescribir la ecuación de la siguiente manera:

$$N_A = \frac{P_M (P_{A1} - P_{A2})}{\delta}$$

Dónde:

P_{A1} y P_{A2} son las presiones parciales de A en el gas y P_M se define como la constante de permeabilidad.

Si la presión de A en ambos lados de la membrana se -

pueda relacionar con la concentración de A dentro de la misma por una relación lineal, se puede escribir la permeabilidad cómo:

$$P_M = D_A \cdot S$$

Dónde:

S = solubilidad

En la ecuación anterior la permeabilidad se define como los cm^3 de gas a 0°C y 1 atm de presión que se difunden por segundo a través de una membrana de 1 cm^2 de área y 1 cm de espesor debido a un gradiente de presión de 1 atm.

Esto da dimensiones de $(\text{cm}^3 \text{ de soluto})(\text{cm}^2 \text{ de superfi}cie \cdot s)(atm/cm de espesor).$

Otro método para definir la permeabilidad es en términos de la difusión a través de una membrana de un milímetro de espesor debido a un gradiente de presión de un centímetro de mercurio (1/76 atm). Si se usa la última definición, la ecuación anterior se puede dividir entre 7.6. Para éste caso, las unidades para la permeabilidad $(\text{cm}^3 \text{ de soluto})$ $(\text{cm}^2 \text{ de superficie s})(\text{cm Hg de espesor})$.

El coeficiente de difusión se puede relacionar con la temperatura por la expresión de Arrhenius, que es:

$$D_A = D_0 \exp\left(\frac{-Q}{RT}\right)$$

También se puede relacionar la permeabilidad con la tem

peratura por una expresión de Arrhenius:

$$P_M = P_0 \exp \left(\frac{-Q_p}{R T} \right)$$

En la ecuación anterior P_0 es un factor preexponencial y Q_p es la energía de activación asociada con la permeabilidad. La diferencia en las energías de activación para la di fusión y permeabilidad se pueden describir como un calor de solución.

CAPITULO IV

APLICACION DE LA LEY DE DIFUSION A LA FASE EXPERI
MENTAL.

La ley de difusión se aplica a la fase experimental considerando los sistemas líquido-gas en una celda de difusión y líquido a través de membranas biológicas para obtener las ecuaciones necesarias de los datos experimentales.

IV) APLICACION DE LA LEY DE DIFUSION A LA FASE EXPERIMENTAL

IV.1) CELDA DE DIFUSION

Considerando el sistema de difusión en la figura IV.1 el líquido A se evapora hacia el gas B, y el sistema es tal que el nivel del líquido se mantiene a una altura $Z = Z_1$.

Perpendicularmente a la interfase líquido-gas, la concentración de A en la fase vapor expresada como fracción molar es, X_{A1} . Se considera que ésta es la concentración en la fase gaseosa de A correspondiente al equilibrio con el líquido en la interfase; esto es X_{A1} es la presión de vapor dividida por la presión total, P_A^{vap} / P , suponiendo que A y B forman una mezcla de gas ideal. La solubilidad de A en el líquido B es despreciable, en la parte superior del tubo en $Z = Z_2$ pasa lentamente una corriente de una mezcla de gas A-B de concentración X_{A2} , por lo cual la fracción molar de A en la parte superior de la columna se mantiene en X_{A2} .

Se considera que el sistema completo se mantiene a temperatura y presión constantes, y que los gases A y B son ideales. Cuando éste sistema de evaporación alcanza un estado estacionario, hay una remoción neta de A en la superficie de vaporización y el vapor B es estacionario. $N_B = 0$.

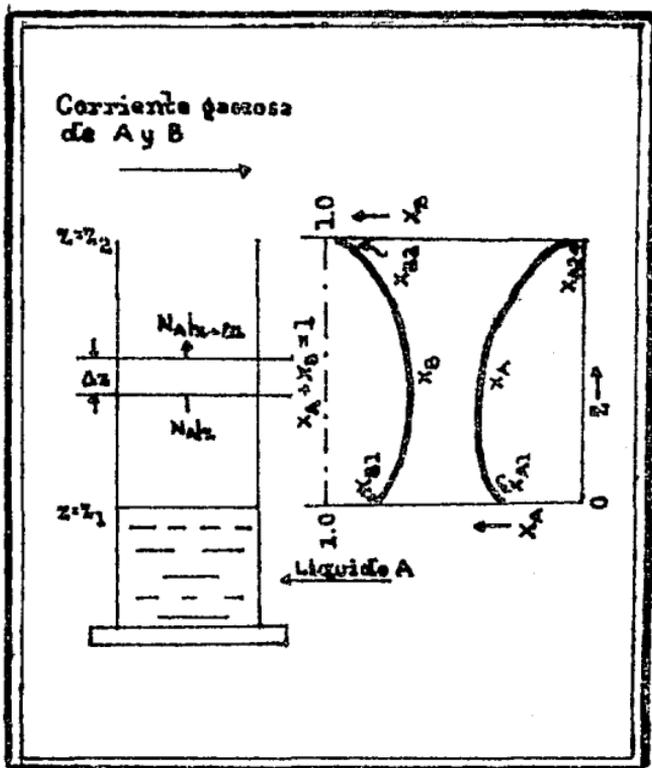


Fig. IV.1 Difusión de A en estado estacionario a través de B inmóvil. El gráfico indica la forma en que se distorsiona el perfil de concentración debido a la difusión de A. Transport Phenomena R. Byron Bird, John Wiley & Sons, USA, 1976

De la ecuación capítulo 11.7 tenemos:

$$\left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) + \cancel{v \cdot \nabla c_A} = -\nabla \cdot \cancel{N_A} + \cancel{R_A} \quad \text{-----} \quad (1)$$

No hay reacción química:

$$R_A = 0$$

No hay convección:

$$v \cdot \nabla c_A = 0$$

Por lo que la ecuación (1) en coordenadas cilíndricas:

$$\left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) = - \left[\frac{1}{r} \partial (r N_A r) + \frac{1}{r} \frac{\partial N_{A\theta}}{\partial \theta} + \frac{N_{AZ}}{z} \right] \quad \text{-----} \quad (2)$$

Como solamente se tiene difusión en dirección de Z:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = - \left[\frac{\partial N_{AZ}}{\partial z} \right] \quad \text{-----} \quad (3)$$

No hay acumulación de A en el elemento de volumen analizado

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = 0 \quad \text{-----} \quad (4)$$

Por lo tanto:

$$\frac{\partial N_{AZ}}{\partial z} = 0 \quad \text{-----} \quad (5)$$

El resultado indica que la velocidad de transferencia de masa del componente A es constante

Por lo tanto:

$$N_{AZ} = \text{constante} = C_1 \quad \text{-----} \quad (6)$$

ESTO TIENE QUE SER
 SALIR DE LA BIBLIOTECA

El cual se puede evaluar como:

$$N_A = C_A V^{\frac{1}{2}} = (c_A/c) (N_A + N_B) \quad \text{-----} \quad (7)$$

como:

$$c_A/c = X_A \quad \text{-----} \quad (8)$$

queda:

$$N_A = -c D_{AB} \nabla X_A + X_A (N_A + N_B) \quad \text{-----} \quad (9)$$

como el gas B está estancado, como se indica en la figura

IV.1 :

$$V_B = 0 \quad N_B = 0$$

La ecuación (9) se expresa como:

$$N_A = -c D_{AB} \nabla X_A + X_A N_A \quad \text{-----} \quad (10)$$

Despejando N_A :

$$N_A - X_A N_A = -c D_{AB} \nabla X_A \quad \text{-----} \quad (11)$$

$$N_A (1 - X_A) = -c D_{AB} \nabla X_A \quad \text{-----} \quad (12)$$

Dónde:

$$X_B = (1 - X_A) \quad \text{-----} \quad (13)$$

Sustituyendo 13 en 12:

$$N_A = - \frac{c D_{AB} \nabla X_A}{X_B} \quad \text{-----} \quad (14)$$

Como solo se tiene difusión en Z:

$$\nabla X_A = \frac{\partial X_A}{\partial z} \quad \text{-----} \quad (15)$$

Sustituyendo (6) y (15) en (14):

$$-\frac{cD_{AB}}{X_B} \frac{X_A}{z} = C_1 = N_A \quad \text{-----} \quad (16)$$

queda:

$$\frac{dX_A}{X_B} = - \frac{C_1}{c D_{AB}} dz \quad \text{-----} \quad (17)$$

Como la suma de las composiciones de los gases es igual a uno:

$$X_A + X_B = 1 \quad \text{-----} \quad (18)$$

De la ecuación (13):

$$X_B = (1 - X_A)$$

$$dX_A = - dX_B \quad \text{-----} \quad (19)$$

$$-dX_B / X_B = - C_1 / c D_{AB} dz \quad \text{-----} \quad (20)$$

Invirtiendo los signos en ambos lados:

$$dX_B / X_B = C_1 / c D_{AB} dz \quad \text{-----} \quad (21)$$

Integrando:

$$\ln X_B = C_1 / c D_{AB} z + C_2 \quad \text{-----} \quad (22)$$

De acuerdo con la figura IV.1 :

$$\text{Si } z = z_1 \quad X_B = X_{B1}$$

$$z = z_2 \quad X_B = X_{B2}$$

Sustituyendo:

$$\text{Ln } X_{B1} = C_1 / c D_{AB} z_1 + C_2 \quad \text{-----} \quad (23)$$

$$\text{Ln } X_{B2} = C_1 / c D_{AB} z_2 + C_2 \quad \text{-----} \quad (24)$$

Restando (24) - (23) :

$$\text{Ln } X_{B2} / X_{B1} = C_1 / c D_{AB} (z_2 - z_1) \quad \text{-----} \quad (25)$$

Despejando C_1 de (25) :

$$C_1 = c D_{AB} / (z_2 - z_1) \text{Ln } (X_{B2} / X_{B1}) \quad \text{-----} \quad (26)$$

Sustituyendo C_1 en (23) :

$$\text{Ln } X_{B1} = \frac{c D_{AB} (z_2 - z_1) (\text{Ln } X_{B2} / X_{B1})}{c D_{AB}} z_1 + C_2 \quad \text{-----} \quad (27)$$

$$\text{Ln } X_{B1} = z_1 / (z_2 - z_1) (\text{Ln } X_{B2} / X_{B1}) + C_2 \quad \text{-----} \quad (28)$$

Despejando C_2 :

$$C_2 = \text{Ln } X_{B1} - z_1 / (z_2 - z_1) (\text{Ln } X_{B2} / X_{B1}) \quad \text{-----} \quad (29)$$

De la ecuación (6)

$$N_{AZ} = C_1$$

Sustituyendo C_1 y C_2

$$N_{AZ} = c D_{AB} / (z_2 - z_1) (\ln X_{B2} / X_{B1}) \quad \text{-----} \quad (30)$$

Despejando el coeficiente de difusión:

$$D_{AB} = \frac{N_{AZ} (z_2 - z_1)}{c (\ln X_{B2} / X_{B1})} \quad \text{-----} \quad (31)$$

Esta ecuación se empleará en el tratamiento de resultados en la obtención del coeficiente de difusión en sistemas líquido-gas.

IV.2) MEMBRANAS BIOLÓGICAS

Aunque se conoce que la difusividad del azúcar a través de un líquido varía con la concentración, puede suponerse que a concentraciones relativamente bajas se puede aplicar la ley de Fick de la difusión, retomando del capítulo II.7 la ecuación:

$$\left(\frac{\partial c_A}{\partial t} \right) + \mathbf{v} \cdot \nabla c_A = -\nabla \cdot \mathbf{N}_A + R_A$$

No hay reacción química:

$$R_A = 0$$

No hay convección:

$$\mathbf{v} \cdot \nabla c_A = 0$$

sólo hay difusión en la dirección z:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = - \left(\frac{\partial}{\partial x} \frac{\partial}{\partial y} \frac{\partial}{\partial z} \right) N_A \quad \text{----- (1)}$$

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = \partial N_A / \partial z \quad \text{----- (2)}$$

Dónde:

$$N_A = - D_{AB} \frac{\partial c_A}{\partial z} \quad \text{----- (3)}$$

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left(D_{AB} \frac{\partial c_A}{\partial z} \right) \quad \text{-----} \quad (4)$$

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = - D_{AB} \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \quad \text{-----} \quad (5)$$

Esta ecuación suele expresarse en forma integrada como:

$$\frac{M}{A t} = D_{AB} (c_{A1} - c_{A2}) / \ell \quad \text{-----} \quad (6)$$

Dónde:

M = moles de A

t = tiempo

A = área de transferencia de masa

c_{A1} y c_{A2} = concentración inicial y final en la zona de transferencia de masa, por simplificación se omite el subíndice A quedando como c_1, c_2, c_3 (pp)_m

D_{AB} = difusividad a través de la membrana biológica

ℓ = espesor efectivo de la película

Dentro de la membrana biológica la concentración inicial es c_1 , mientras que el disolvente situado en la parte exterior es cero. Las concentraciones finales son c_2 y c_3 respectivamente, con lo que:

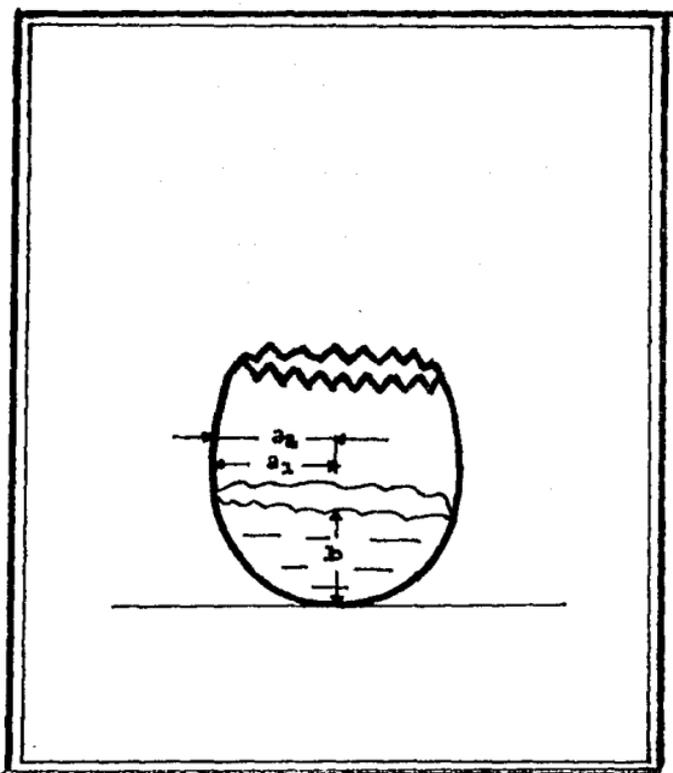


Fig. IV.2. Diagrama esquemático de las dimensiones consideradas en la difusión a través de un elemento con forma elíptica.

$$c_1 - c_2 = (\Delta C)_m = \frac{(c_1 - 0) - (c_2 - c_3)}{\ln c_1 / (c_2 - c_3)} \quad \text{--- (7)}$$

Considerando la difusión a través de un elemento con forma elíptica: Ver figura IV,2

Quedando:

$$M/t \int_1^2 d a / \pi a b = D_{AB} (\Delta C)_m \quad \text{--- (8)}$$

siendo a_1 y a_2 los radios externo e interno de la membrana biológica respectivamente, a = radio al cual se encuentra el líquido al finalizar la difusión en un tiempo determinado
 b = a la altura del líquido al cual se encuentra el líquido al finalizar la difusión en un tiempo determinado.

$$M / t \int_{a_1}^{a_2} d a / \pi a b = D_{AB} (\Delta C)_m \quad \text{----- (9)}$$

Despejando D_{AB} :

$$D_{AB} = \frac{M}{\pi t a b (\Delta C)_m (\ln a_2 / a_1)} \quad \text{----- (10)}$$

Esta ecuación se empleará en el tratamiento de resultados en la obtención del coeficiente de difusión en líquidos a través de membranas biológicas.

CAPITULO V

DISEÑO EXPERIMENTAL

El diseño estadístico de experimentos es importante para la industria alimentaria, ya que reduce el tiempo de trabajo e incrementa la eficiencia especialmente cuando muchas variables tienen potencial importancia.

V) DISEÑO EXPERIMENTAL

El diseño estadístico de experimentos es una provechosa técnica que sigue incrementando su uso en la industria de los alimentos. Por medio de éste método Químicos e Ingenieros en alimentos que practican el diseño estadístico reducen su tiempo de trabajo e incrementan la eficiencia, especialmente cuando muchas variables tienen potencial importancia.

Un segundo beneficio es una aproximación dirigida a la colección y análisis de la información. Muchas veces, las conclusiones de un experimento diseñado estadísticamente son evidentes sin un análisis extenso; por otro lado, con una aproximación minuciosa se puede obtener como resultado un cúmulo de datos difíciles de extraer y correlacionar.

Otro beneficio es la capacidad de ver interacciones entre las variables del experimento dejando la posibilidad de poder predecir en áreas no abarcadas por el experimento.

V.1) ETAPAS DE INVESTIGACION

Las investigaciones en alimentos pasan a través de una serie de etapas definidas, donde cada una presenta sus objetivos y dificultades como sigue:

a).- Familiarización: En ésta etapa, el investigador conoce el sistema, trata de duplicar los datos de la patente

o de un experimento anterior o aprende a operar el nuevo equipo.

b).- Delimitación de variables: Después de haber definido sus objetivos, el investigador debe ahora reducir el número de variables posibles en el experimento.

c).- Optimización: En ésta etapa el número de variables ha sido reducido a unas cuantas, pero es necesario ordenarlas para obtener el más bajo costo y menor cantidad de energía y la eficiencia más alta posible.

d).- Estudios mecanísticos: Si el proceso o producto tiene buen futuro técnico o las predicciones del mercado son favorables se debe utilizar un modelo mecanístico para el diseño de la planta.

V.2) ELEMENTOS DEL DISEÑO EXPERIMENTAL

Los elementos a considerar son mostrados en la tabla V.1, se definirán y discutirán éstos elementos, mostrando como sus interacciones afectan el diseño resultante.

Debido a que la palabra experimento puede ser ambigua, ésta palabra así como otros términos serán redefinidos.

Una corrida experimental es simplemente un experimento un grupo de corridas enfocadas hacia un objetivo común ser

rán llamadas diseño experimental o simplemente diseño.

La anatomía de una corrida es mostrada es la Figure V1

v.3) VARIABLES DE RESPUESTA

Las variables de respuesta son los datos obtenidos de una corrida en la mayoría de los casos, suele haber varias respuestas, las cuáles a veces pueden causar confusión.

Las respuestas pueden ser clasificadas de acuerdo a la escala de medida en tres tipos: cuantitativas, cualitativas y "quantal". La respuesta cuantitativa es la más difícil pero es la que da los resultados más exactos; las respuestas cualitativas, son fáciles de obtener pero sólo sirven para una apreciación muy superficial, la respuesta tipo quantal sólo tiene dos opciones: falso o verdadero, dentro de las cuales caen todos los datos obtenidos en la corrida.

Al ir diseñando un experimento, un estimado de la varianza puede ser obtenido. Esta información determinará el número de corridas requeridas en el diseño, la varianza es expresada en términos de la desviación standard, la cuál será asumida como constante sobre todo el rango de respuestas encontradas durante la experimentación.

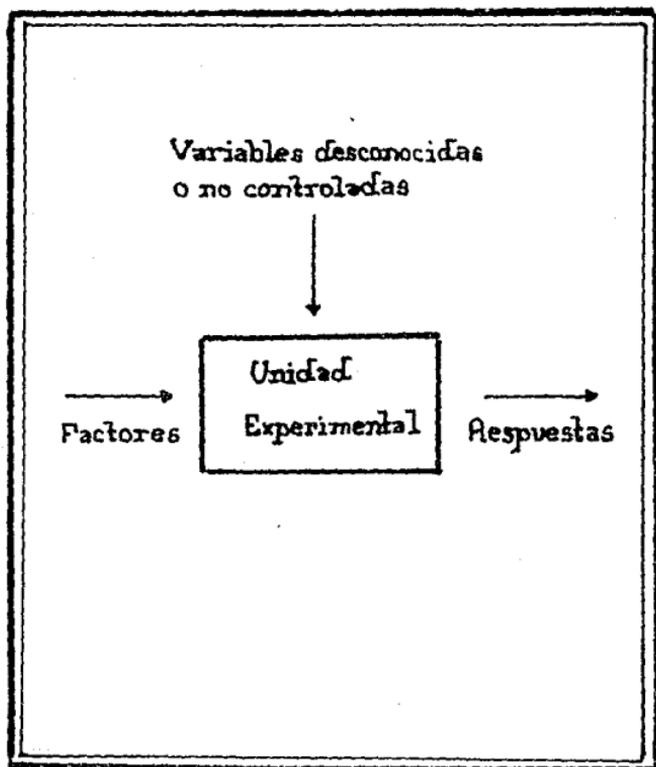


Fig. V.1. Representación de una corrida experimental. Design and analysis of industrial experiments. Thomas D. Murphy Jr. Chemical Engineering. USA, 1977

- 1.- Definición del problema.
- 2.- Lista de las variables de respuesta.
- 3.- Lista de las variables de entrada o factores.
- 4.- Selección de los niveles para los factores.
- 5.- Tamaño del diseño.
- 6.- Procedimiento de experimentación.
- 7.- Recolección de datos

Tabla V.1 Elementos de un diseño experimental. Design and analysis of industrial experiments. Thomas D. Murphy Jr. Chemical. Engineering. USA, 1977

V.4) VARIABLES

Los factores o variables experimentales son controladas por el investigador. El nivel de variables es el valor o ajuste de un factor durante una corrida experimental, igual que las respuestas, éstas son clasificadas de acuerdo a su escala de medida, como cuantitativos o continuos (temperatura, tiempo) o como cualitativo o categórico (tipo de catalizador, solvente) ésto último es lo más difícil de medir, ya que su escala de medida no sigue un orden natural.

Cuándo los experimentadores tienen varias escalas de medida deben seleccionar la más apropiada por la situación técnica. Por ejemplo la concentración de iones nitrógeno puede también ser expresada como pH. Si hay dos o más factores, combinaciones funcionales pueden ser más útiles que las originales.

El número de factores potenciales pueden ser más grande al comienzo de la investigación, cuándo el sistema es conocido y se cuentan con pocos desarrollos.

En el momento de seleccionar las variables de más influencias debemos tener cuidado en no eliminar una que sea útil y que no puede despreciarse.

V.5) SELECCION DE LOS NIVELES

Un diseño experimental consiste de un conjunto de corridas experimentales, la selección de los niveles es determinado por el número y tipo de factores.

Para el caso más simple en que se tiene un factor en un modelo de primer orden, solamente dos niveles son necesarios para estimar los parámetros b_0 y b_1 , en éste caso los niveles serán codificados como alto y bajo ó "+" y "-". El cambio de respuesta entre los niveles será llamado efecto principal sobre el factor. Debido a que el error puede oscurecer el efecto de niveles cercanos, debe procurarse que estén separados por una diferencia conveniente.

Si un modelo de segundo orden es utilizado, un tercer factor de nivel es requerido para poder calcular el valor del parámetro b_{11} , éste tercer nivel, normalmente una corrida entre las dos anteriores, es llamado punto central y es codificado como medio ó "0"

En la etapa de selección de variables los diseños experimentales son contruidos de acuerdo a diseños completos o factorial fraccionados con un punto central simple. Estos diseños son útiles para la estimación de efectos principales y curvatura global y en ciertos casos, grupos de interacciones. Dependiendo de los resultados experimentales

y del número de factores disponibles, éstos diseños pueden ser expandidos hasta su límite, y estimar los parámetros de segundo orden en la etapa de optimización. Por eso la mayoría de investigadores de procesos en alimentos realizan su trabajo en etapas, cambiando los objetivos experimentales en concordancia con los resultados de la etapa anterior.

V.6) TAMAÑO DEL DISEÑO

La estimación del efecto principal, interacción o curvatura depende del número de datos usados en el estimado, junto con la magnitud del error de respuesta.

En un diseño 2^n , todas las corridas son usadas en cada estimado del efecto principal e interacciones. El experimentador debe así, fijar el número de corridas N para poder tener la precisión requerida.

V.7) ORDEN DE EXPERIMENTACION

Es conveniente emplear de que manera se van a efectuar las corridas, a veces éstas pueden realizarse al azar (nóte se que las corridas se hacen al azar hasta que ya se han seleccionado las variables y sus niveles)

Si la medida de las respuestas es conducida como un proceso de separación, la selección de corridas puede ser aplicada al azar, ésto por supuesto será coordinado por el

grupo analítico responsable de las medidas.

V.8) RECOLECCION DE DATOS

Después de que el diseño ha sido construido, los niveles codificados como "alto" y como "bajo" son convertidos a factores actuales y listados en instrucciones experimentales. Esto deberá contener: procedimientos de las corridas, procedimientos auxiliares y documentación analítica.

V.9) SELECCION DEL DISEÑO

Muchos aspectos prácticos y estadísticos del diseño experimental son reunidos para formular un diseño en una situación específica. La siguiente información será disponible =

- 1.- Una lista de respuestas a estudiar juntas, con un estimado de error para cada una.
- 2.- Una lista de factores a estudiar, junto con sus rangos de nivel.
- 3.- Un análisis del problema a investigar, así como un modelo matemático apropiado.
- 4.- El mínimo de corridas para poder obtener la precisión de los estimados de los efectos.
5. - Un chequeo para obtener todas las unidades experimentales homogéneas.

V.10) ANALISIS DE EXPERIMENTOS DISEÑADOS

El análisis de diseños previos es particularmente útil debido a su naturaleza balanceada, esto incluye los cálculos para el error de respuestas, efectos principales, interacción y curvatura global y el asignamiento de su significancia estadística, esto puede ser fácilmente obtenido con una calculadora. Algunas otras técnicas tales como la regresión requieren el uso de una computadora.

V.11.1) SISTEMA LIQUIDO-GAS

El diseño experimental del coeficiente de difusión de líquido-gas en los sistemas mezcal, ron y tequila se llevará a cabo de la siguiente manera:

- 1.- Se conocieron las variables que influyen en la determinación del coeficiente de difusión como: la concentración, temperatura, presión, humedad del aire y componentes propios de la substancia.
- 2.- Se seleccionó el equipo de acuerdo a las limitaciones existentes.
- 3.- Se estudió el equipo e instalación y manejo.
- 4.- Se tomaron los 3 sistemas alimentarios líquido-gas en base su porcentaje en volumen en alcohol y a su alto consumo

mo en México.

5.- Debido al tiempo y costo de éste tipo de experimentos se seleccionaron 3 intervalos únicamente, de temperatura; 20, 40 y 75°C. Por diseño fraccional se realizará cada corrida por triplicado, dando un total de 9 corridas por cada sistema seleccionado, como se muestra a continuación:

	T (°C)								
	20			40			75		
	D _{AB} (cm ² /s)								
	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Mezcal	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Ron	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Tequila	X	X	X	X	X	X	X	X	X

V.II.2) SISTEMA LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS

El diseño experimental del coeficiente de difusión de membranas biológicas en los sistemas huevo y jitomate se llevará a cabo de la siguiente manera:

- 1.- Se conocieron las variables que influyen en la determinación del coeficiente como son la temperatura, la concentración, tipo de membrana.
- 2.- Se seleccionó el equipo de acuerdo a las limitaciones existentes.
- 3.- se estudió el equipo, su instalación y manejo.

CAPITULO VI

DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE DE DIFUSION

Metodología a seguir para la determinación experimental del coeficiente de difusión en los sistemas líquido-gas en una celda de difusión y líquido a través de membranas biológicas.

VI) DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE DE DIFUSION

VI.1) LIQUIDO- GAS

OBJETIVO

- Determinar el coeficiente de difusión en líquidos en aire, experimentalmente mediante la celda de difusión.
- Respecto a la temperatura determinar la variación del coeficiente de difusión
- Comparar los resultados obtenidos a partir de correlaciones teóricas con los resultados experimentales.

HIPOTESIS

A través del tiempo la fase líquida se evaporará hacia la fase gas, debido a un gradiente en la composición de ambas fases.

MATERIAL

- 1 cronómetro
- 3 mangueras de hule látex de 50 cm
- 1 piseta
- 1 probeta de 50 ml
- 2 termómetros escala 0 - 100°C con graduación de 1°C
- 1 vaso de precipitados de 50 ml

EQUIPO

L Baño de temperatura constante Brinkmann

1 celda de difusión para determinar el coeficiente de difusión

REACTIVOS

100 ml mezcal

100 ml ron

100 ml tequila

1 000 ml agua destilada

SERVICIOS

Agua

Electricidad

Aire

PROCEDIMIENTO

Descripción de la celda de difusión:

Es una celda de vidrio en forma de U que tiene en la rama derecha en su interior un tubo capilar graduado, entre la celda y el capilar fluye agua para mantener la celda a temperatura constante.

Consta de dos válvulas, ubicadas en la parte inferior de la celda que sirve para ~~permitir el~~ paso del líquido entre una rama y otra de la celda y la otra sirve para la limpieza del equipo.

Ver figura V.1

Manejo del equipo:

- 1).- Lavar perfectamente la celda con agua destilada.
- 2).- Secar la celda con aire hasta que se eliminen en su totalidad las partículas de agua .
- 3).- Lubricar la llave de paso con vaselina o grasa de silicona para tener un sellado adecuado entre las dos ramas de la celda.
- 4).- Abrir la llave del paso del líquido y cerrar la de limpieza.
- 5).- Empleando un vaso de precipitados de 50 ml, llenar la celda con el líquido (mezcal, ron y tequila), cuyo coeficiente de difusión se desea determinar, manteniendo abierta la llave de paso y cerrada la llave de limpieza, asegurarse de que no haya burbujas en el líquido.
- 6).- Cuando el nivel del líquido del capilar se encuentre en cero, cerrar la llave de paso.
- 7).- Conectar las mangueras del baño Brinkmann a la celda para mantener constante la temperatura
- 8).- Esperar aproximadamente 10 minutos para que se establezca la temperatura a lo largo de toda la celda a temperatura ambiente, 40, y 75°C.

- 9).- Cuidar que la temperatura del baño Brinkmann se mantenga constante.
- 10).- Conectar la manguera de aire a la entrada correspondiente de la celda.
- 11).- Regular la presión a 3 Kg/cm^2 , esperar a que se estabilice 5 minutos aproximadamente.
- 12).- Esperar el tiempo necesario para que el nivel del líquido disminuya 0.1ml, si el nivel del líquido permanece constante o aumenta, las mediciones no se hicieron correctamente.
- 13).- Al finalizar cada determinación, se debe lavar y secar perfectamente la celda.

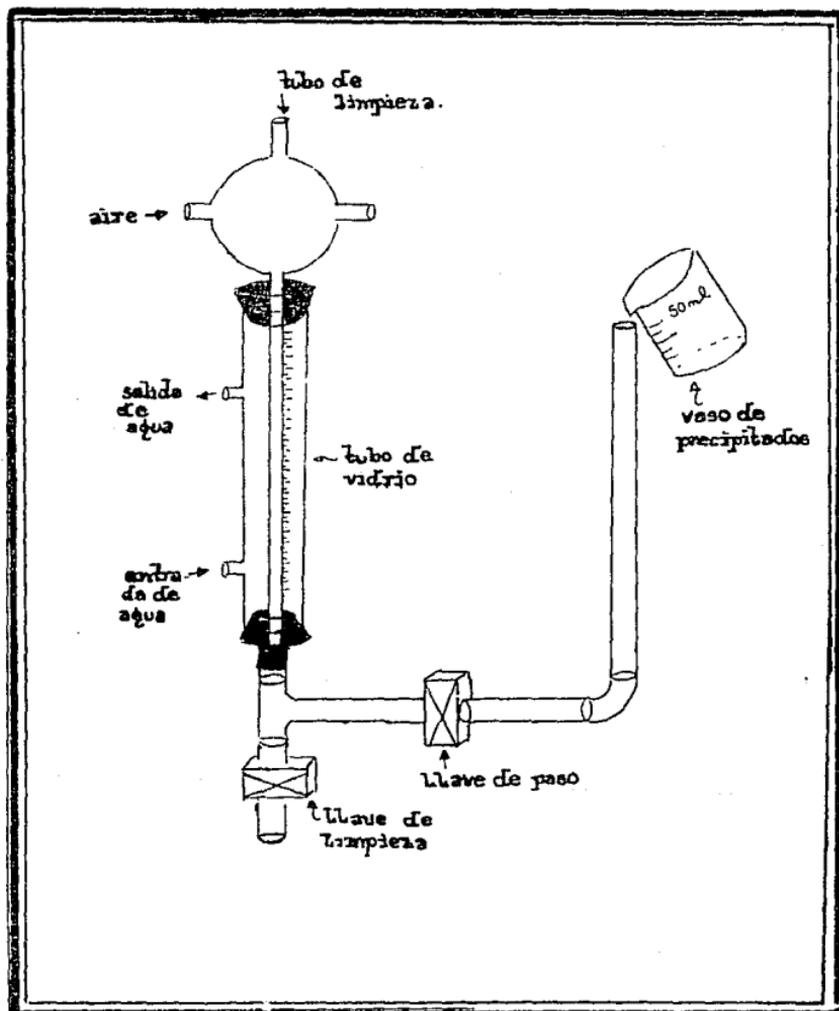


Fig. VI.1 Diagrama esquemático del equipo empleado para la determinación del coeficiente de difusión para líquido-gas.

VI 2) MEMBRANAS BIOLÓGICAS

OBJETIVO

- Determinar el coeficiente de difusión experimentalmente variando la concentración inicial.
- Determinar el coeficiente de difusión experimentalmente a una concentración inicial determinada a diferentes temperaturas.
- Comparar los resultados experimentales de difusión con respecto a las correlaciones teóricas.

HIPÓTESIS

Aunque se conoce que la difusividad del azúcar a través de un líquido varía con la concentración, puede suponerse que a concentraciones relativamente bajas se puede aplicar la Ley de Fick de la difusión.

MATERIAL

- 1 termómetro escala 0 - 100°C
- 1 probeta 100 ml
- 2 vasos de precipitados 250 ml
- 1 manguera de nule látex de 50 cm
- 1 piseta
- 1 pipeta pasteur

- 1 espátula
- 1 vidrio de reloj
- 2 redes

EQUIPO

- 1 Baño de temperatura constante Brinkmann
- 1 refractómetro de inmersión
- 1 balanza analítica

REACTIVOS

- 2 membranas biológicas (jitomate y huevo)
- 100 gramos azúcar
- 2 000 ml agua destilada

PROCEDIMIENTO

Descripción de las membranas biológicas:

Es una membrana de tipo biológico, se emplearon la de nuevo y jitomate; la de huevo fué desprendida del cascarón y la de jitomate se separó de la pulpa.

En ambos casos, se hace un agujero lo más pequeño posible en la parte superior, para introducir la solución de a zúcar. Ver figura V.2

Manejo del equipo:

- 1.- Obtener la membrana biológica del nuevo
- 2.- Preparar una solución de 0.05 g/gmol de azúcar en 20 ml de agua destilada.
- 3.- Llenar el vaso de precipitados con 200 ml de agua destilada.
- 4.- Colocar la red dentro del vaso de precipitados
- 5.- Vaciar la solución dentro de la membrana biológica
- 6.- Calibrar el refractómetro
- 7.- Introducir el vaso de precipitados junto con la membrana.
- 8.- Medir la concentración inicial dentro de la membrana y en el vaso de precipitados.
- 9.- Realizar la operación anterior cada 10 minutos.
- 10.- Al finalizar, medir la altura del volumen y el volumen de la solución que se encuentra en la membrana biológica
- 11.- Variar la temperatura a 40 y 75°C
- 12.- Medir las dimensiones de la membrana biológica, altura, radio interior.
- 13.- Repetir la secuencia desde el paso dos para una concentración de 0.09 g/gmol
- 14.- Realizar el mismo procedimiento para la membrana biológica del jitomate.

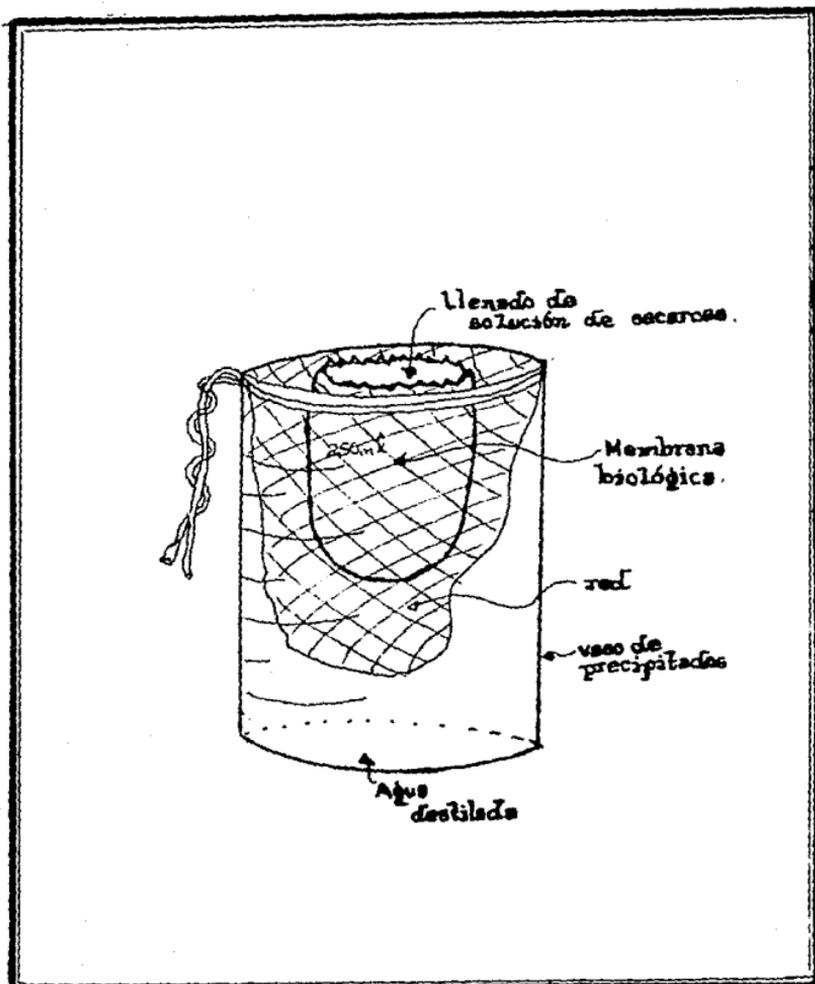


Fig. 112.- Diagrama esquemático del equipo empleado para la determinación del coeficiente de difusión en líquido a través de membranas biológicas

CAPITULO VII

DATOS EXPERIMENTALES PARA LA OBTENCION DEL COEFI
CIENTE DE DIFUSION

Determinación experimental del coeficiente de difusión del sistema líquido-gas. Se presenta la secuencia para la obtención experimental del coeficiente de difusión mediante el empleo de una celda de difusión en los sistemas del mezcal, ron y tequila. Así como la secuencia de los datos obtenidos experimentalmente de un líquido a través de membranas biológicas huevo y jitomate.

VII).- DATOS EXPERIMENTALES PARA LA OBTENCION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION

VII.1) LIQUIDO EN GAS

VII.1.1).- MEZCAL

t (MIN)	TABLA 1 CORBIAS								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
	TEMPERATURA (°C)								
	20	20	20	40	40	40	75	75	75
	MILIMETROS EVAPORADOS EN EL CAPILAR								
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
5	1	1	1	3	3	3	2	2	2
10	2	2	2	8	8	8	4	4	4
15	3	2	3	12	12	12	6	6	6
20	4	4	4	16	16	16	8	8	8
25	5	5	5	19	19	19	10	10	10
30	6	6	6	21	21	21	12	12	12
35	7	8	7	22.5	22.5	22.5	14	14	14
40	8	9	8				16	16	16
45	9	10	9				13	18	18
50	10	10	10				19	19	19
55	11	11	11				21	21	21
60	12	12	12				22.5	22.5	22.5
65	13	13	13						
70	14	14	13						
75	15	15	14						
80	16	16	15						
85	17	17	16						

CONTINUACION

TABLA 1
CORRIDAS

t (MIN)	1	2	3	4	5	6	7	8	9
	TEMPERATURA					(°C)			
	20	20	20	40	40	40	75	75	75

MILIMETROS EVAPORADOS EN EL CAPILAR

90	18	18	17
95	19	19	18
100	20	19	19
105	21	20	20
110	21	21	21
115	22	21	22
120	22.5	22	22.5
125		22.5	

MI.1.2)RON

TABLA 2
CORRIDAS

t (MIN)	1	2	3	4	5	6	7	8	9
	TEMPERATURA (°C)								
	20	20	20	40	40	40	75	75	75

MILIMETROS EVAPORADOS EN EL CAPILAR

0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
5	1	2	1	2	1	2	1	1	2
10	2	3	2	5	2	4	2	2	3
15	3	4	3	7	3	6	3	3	4
20	4	4	3	9	4	7	4	4	5
25	5	5	4	10	5	9	5	5	6
30	5	6	5	11	6	11	6	6	8
35	6	7	5	15	7	15	7	7	9
40	6	8	6	15	8	14	8	8	10
45	7	8	7	16	9	16	9	9	11
50	8	9	7	17	10	18	10	10	12
55	9	10	8	18	11	19	11	11	13
60	10	10	9	19	12	20	12	12	15
65	11	11	10	20	14	21	13	13	16
70	12	12	11	21	18	21	14	14	17
75	13	13	12	22	20	22	15	15	18
80	14	14	12	22.5	22	22	16	16	19
85	15	15	13		22	22.5	17	18	20
88					22.5				
90	16	16	14				18	19	21
95	17	17	14				21	20	22

VII.1.3).- TEQUILA

TABLA 3

CORRIDAS

t(MIN)	1	2	3	4	5	6	7	8	9
	TEMPERATURA						(°C)		
	20	20	20	40	40	40	75	75	75

MILIMETROS EVAPORADOS EN EL CAPILAR

0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
5	1	1	1	1	1	1	2	3	3
10	2	1	2	2	2	2	3	5	5
15	2	2	3	3	3	3	5	7	7
20	3	3	4	4	4	4	7	8	8
25	4	3	5	5	5	5	8	9	9
30	4	4	6	6	6	6	9	10	10
35	4	5	7	7	7	6	10	11	10
40	5	5	8	8	8	7	11	12	11
45	6	6	9	9	9	8	12	12	12
50	7	6	10	10	9	10	13	13	13
55	8	7	10	11	10	12	14	13	14
60	9	8	11	12	13	14	15	14	14
65	10	8	11	13	15	16	15	15	15
70	10	9	11	16	16	18	16	16	16
75	11	10	12	18	17	19	16	17	17
80	12	11	13	19	18	19	17	17	17
85	13	12	13	20	20	21	17	18	18
90	14	12	14	22	21	22.5	18	18	18
95	15	13	14	22	22.5		18	18	19
96				22.5					

VII.2).- DATOS EXPERIMENTALES PARA LA OBTENCION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION
DE LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS

VII.2.1).- HUEVO

VOLUMEN VASO DE PRECIPITADOS = 200ML

$I.R_1$ = INDICE DE REFRACCION DENTRO DE LA MEMBRANA

$I.R_2$ = INDICE DE REFRACCION FUERA DE LA MEMBRANA

CONCENTRACION INICIAL = 0.09GNOL/CM⁵

T = 20°C

VOLUMENES EN EL INTERIOR DE LA MEMBRANA

VOLUMEN₁ (INICIAL)

VOLUMEN₂ (FINAL)

T A B L A 1

C O R R I D A S

	1		2		3	
T(MIN)	$I.R_1$	$I.R_2$	$I.R_1$	$I.R_2$	$I.R_1$	$I.R_2$
0	1.3420	1.3320	1.3420	1.3320	1.3420	1.3320
10	1.3420	1.3320	1.3420	1.3320	1.3420	1.3320
20	1.3420	1.3320	1.3420	1.3320	1.3420	1.3320
30	1.3410	1.3320	1.3410	1.3320	1.3420	1.3320
40	1.3410	1.3320	1.3410	1.3320	1.3420	1.3320
50	1.3410	1.3320	1.3410	1.3320	1.3410	1.3320
60	1.3400	1.3320	1.3400	1.3320	1.3410	1.3320

CONTINUACION

 TABLA 1
 CORRIDAS

T(MIN)	1		2		3	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
70	1.3400	1.3320	1.3400	1.3320	1.3410	1.3320
80	1.3400	1.3322	1.3400	1.3322	1.3400	1.3320
90	1.3400	1.3322	1.3338	1.3322	1.3400	1.3320
100	1.3400	1.3322	1.3338	1.3322	1.3338	1.3322
110	1.3388	1.3322	1.3336	1.3322	1.3388	1.3322
120	1.3388	1.3322	1.3386	1.3322	1.3388	1.3322
130	1.3336	1.3322	1.3336	1.3322	1.3336	1.3322
140	1.3384	1.3322	1.3384	1.3322	1.3386	1.3322
150	1.3384	1.3322	1.3384	1.3322	1.3384	1.3322
160	1.3382	1.3322	1.3373	1.3322	1.3384	1.3322
170	1.3380	1.3322	1.3378	1.3322	1.3382	1.3322
180	1.3373	1.3322	1.3376	1.3322	1.3378	1.3322
190	1.3373	1.3322	1.3376	1.3322	1.3373	1.3322
200	1.3376	1.3324	1.3374	1.3324	1.3376	1.3322
210	1.3376	1.3324	1.3374	1.3324	1.3376	1.3324
220	1.3376	1.3324	1.3374	1.3324	1.3372	1.3324
230	1.3374	1.3324	1.3374	1.3324	1.3372	1.3324
240	1.3374	1.3324	1.3370	1.3324	1.3368	1.3324
250	1.3374	1.3324	1.3368	1.3324	1.3366	1.3324
260	1.3372	1.3324	1.3366	1.3324	1.3366	1.3324
270	1.3368	1.3324	1.3364	1.3324	1.3364	1.3324

CONTINUACION

TABLA 1

CORRIDAS

T(MIN)	1		2		3	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
280	1.5366	1.5324	1.5362	1.5324	1.5364	1.5324
290	1.5364	1.5324	1.5360	1.5324	1.5362	1.5324
300	1.5362	1.5324			1.5362	1.5324
305	1.5362	1.5324			1.5360	1.5324
310	1.5360	1.5324				

CORRIDAS

	1	2	3
Vol ₁	30ML	30ML	30ML
Vol ₂	43ML	44ML	46ML

CONTINUACION

T = 40°C

T A B L A 1
C O R R I D A S

T(MIN)	4		5		6	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.342	1.332	1.342	1.332	1.342	1.332
10			1.3413			
20			1.3416		1.341	
30	1.341		1.3414			
40			1.3412		1.340	
50	1.340		1.341	1.3324		
60			1.340		1.339	1.3324
70	1.339	1.3322				
80			1.3390		1.338	
90	1.338					
100			1.338	1.3326		1.3328
110					1.337	
120	1.337		1.337			
130			1.3363	1.3328		
140	1.3369	1.3324	1.3368		1.3368	
150	1.3364		1.3364			
160		1.3323	1.3364		1.3364	
170	1.3362		1.3362		1.336	1.3330
180	1.3360	1.3330	1.3360	1.3330		

CONTINUACION

C O R R I D A S

	4	5	6
VOL ₁	40ML	40ML	40ML
VOL ₂	56ML	58ML	53ML

T = 75°C

T A B L A 1
C O R R I D A S

T (MIN)	7		8		9	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.342	1.352	1.342	1.332	1.342	1.352
10						
20	1.341		1.341			
30						
40	1.340		1.340			
50	1.339		1.3398		1.341	
60			1.3396		1.340	
70	1.338		1.3388			
80						
90						
100					1.336	
110			1.3382			
120	1.3378	1.3322	1.3376	1.3322		
130					1.337	1.3322

CONTINUACION

T A B L A 1
C O R R I D A S

T(MIN)	7		8		9	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
140	1.3376					
150			1.3376			
160	1.3374					
170		1.3324	1.3374	1.3324		
180	1.3372		1.3363		1.337	1.3324
190	1.3363				1.3363	
200			1.3364		1.3366	
210	1.3334					
220			1.3360	1.3328	1.3362	
225	1.336	1.3323			1.3362	
230					1.3362	1.3323

C O R R I D A S

	7	8	9
Vol ₁	30ML	30ML	30ML
Vol ₂	54.5ML	50ML	53.6ML

CONTINUACION

CONCENTRACION INICIAL = 0.05GMOL/CM³

T = 20°C

T A B L A 1
C O R R I D A S

T(MIN)	10		11		12	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.337	1.332	1.337	1.332	1.337	1.332
10						
20						
30						
40						
50						
60			1.3362		1.3362	
70	1.3362					
80						1.3322
90						
100					1.3322	
110			1.3350		1.3350	
120	1.3350					
130						
140		1.3322				
150			1.3340		1.3340	
160	1.334		1.3336	1.3324	1.3336	1.3324
170						
180	1.3336	1.3324				

CONTINUACION

C O R R I D A S

	10	11	12
Vol ₁	50ML	50ML	50ML
Vol ₂	59ML	53ML	53ML
T= 40°C			

T A B L A 1
C O R R I D A S

T(MIN)	13		14		15	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.337	1.332	1.337	1.332	1.337	1.352
10						
20						
30					1.3360	
40	1.336		1.3360			1.3322
50						
60					1.3350	
70	1.3352		1.3350	1.3322	1.3340	
80		1.3322			1.3336	1.3322
90						
100			1.3340			
110	1.3340		1.3336	1.3322		
120	1.3336	1.3322				

CONTINUACION

C O R R I D A S

	13	14	15
VOL ₁	50ML	50ML	50ML
VOL ₂	58ML	57ML	55ML

T = 75°C

T A B L A 1

C O R R I D A S

	16		17		18	
T(MIN)	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.337	1.332	1.337	1.332	1.337	1.332
10						
20						
30	1.336		1.3360		1.336	
40						
50						
60						
70	1.335		1.3350		1.335	
80		1.3324		1.3324		1.3324
90						
100						
110						
120						
130	1.334	1.3329	1.3340	1.3329	1.334	1.3329

CONTINUACION

C O R R I D A S

	16	17	13
VOL ₁	50ML	50ML	50ML
VOL ₂	60ML	59.8ML	59.8ML

VII.2.2).- JI TOMATE

VOLUMEN VASO DE PRECIPITADOS = 200ml

CONCENTRACION INICIAL = 0.096MOL/cm³

T = 20°C

T A B L A 2
C O R R I D A S

T(MIN)	1		2		3	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.342	1.332	1.342	1.332	1.342	1.332
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70	1.341					
80	1.340	1.3322	1.341		1.341	
90			1.340		1.340	
100						
110						
120						
130						
140						
150						
160		1.3324				

CONTINUACION

TABLA 2
CORRIDAS

(MIN)	1		2		3	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
170			1.359			
180					1.339	
190	1.339					
200						
210						
220				1.3322		1.3322
230			1.338		1.338	
240						
250	1.333					
260				1.3324		
270						
280						1.3324
290		1.3326				
300			1.3374			
310	1.3372		1.3372		1.3372	
320						
330						
340			1.3370	1.3327	1.3370	1.3327
350						
360	1.3370	1.3327				

CONTINUACION

C O R R I D A S

	1	2	3
VOL ₁	20ML	20ML	20ML
VOL ₂	26ML	25.6ML	25.6ML

T = -40°C

T A B L A 2
C O R R I D A S

T (MIN)	4		5		6	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.342	1.332	1.342	1.332	1.342	1.332
10						
20						
30						
40	1.3418				1.3418	
50						
60			1.3418			
70						
80	1.3414				1.3416	
90						
100						
110			1.3416			
120					1.3414	
130						

CONTINUACION

T A B L A 2
C O R R I D A S

T(MIN)	4		5		6	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
140	1.3412					
150			1.3414			
160						
170					1.3414	
180						
190						
200	1.3410	1.332				
210					1.3410	1.3320
220			1.3410	1.3320		

C O R R I D A S

	4	5	6
VOL ₁	20ML	20ML	20ML
VOL ₂	24ML	24.4ML	23.6ML

CONTINUACION

T = 75°C

 TABLA 2
 CORRIDAS

T (MIN)	7		3		9	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.342	1.332	1.342	1.332	1.342	1.332
10						
20						
30						
40					1.3413	
50	1.3413					
60			1.3318			
70						
80	1.3416				1.3416	
90			1.3416			
100						
110					1.3414	
120	1.3414		1.3414			
130						
140					1.3412	
150			1.3412			
160	1.3412					
170						
180					1.3410	

CONTINUACION

T A B L A 2
C O R R I D A S

T(MIN)	7		3		9	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
190	1.341					
200		1.332			1.341	
210			1.3398			
220					1.3398	
230	1.3398					
240	1.3395	1.332				
250						
260			1.3395	1.332	1.3395	1.332

C O R R I D A S

	7	3	9
VOL ₁	20 ML	20ML	20ML
VOL ₂	26.6ML	27ML	27.2ML

CONTINUACION

CONCENTRACION INICIAL = 0.05GMOL/CM³

T = 20°C

T A B L A 2
C O R R I D A S

T(MIN)	10		11		12	
	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.337	1.332	1.337	1.332	1.337	1.332
10	1.3368		1.3363		1.3363	
20						
30						
40						
50	1.3366					
60			1.3366		1.3366	
70						
80						
90						
100	1.3364				1.3364	
110			1.3364			
120						
130					1.3362	
140	1.3362		1.3362			
150						
160						
170			1.3360	1.332		
180					1.3360	1.332
185	1.3360	1.332				

CONTINUACION

T A B L A 2
C O R R I D A S

	10	11	12
VOL ₁	20ML	20ML	20ML
VOL ₂	22.9ML	22.6ML	22.8ML

T = 40°C

T A B L A 2
C O R R I D A S

	13		14		15	
T(MIN)	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.337	1.332	1.337	1.332	1.337	1.332
10						
20	1.3368					
30			1.3368		1.3368	
40						
50	1.3366		1.3366			
60			1.3364		1.3366	
70	1.3364					
80						
90	1.3362				1.3364	
100			1.3362			
110					1.3362	
120						
150	1.3360	1.3320			1.3360	1.3320
135			1.3360	1.3320		

CONTINUACION

C O R R I D A S

	13	14	15
VOL ₁	20ML	20ML	20ML
VOL ₂	21.8ML	21.9ML	21.8ML

T A B L A 2

C O R R I D A S

	16		17		18	
T(MIN)	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂	I.R ₁	I.R ₂
0	1.337	1.332	1.337	1.332	1.337	1.332
10						
20						
30	1.3363		1.3368		1.3368	
40						
50			1.3366			
60	1.3366				1.3366	
70						
80			1.3364		1.3364	
90	1.3364					
100						
110			1.3362			
120	1.3362					
130					1.3362	
140						
150	1.3360	1.3320	1.3360	1.3320		
155					1.3360	1.3320

CONTINUACION

C O R R I D A S

	16	17	18
VOL ₁	20ML	20ML	20ML
VOL ₂	22.3ML	23ML	22.7ML

VII .3).- TRATAMIENTO DE DATOS EXPERIMENTALES PARA LA DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DE LIQUIDO EN GAS
MEZCAL

EN BASE A LA DENSIDAD Y A LA MEZCLA DE AGUA, ETANOL Y COMPONENTES PROPIOS DE LA ELABORACIÓN DEL MEZCAL SE DETERMINAN LOS G/L DE LOS COMPONENTES PRESENTES EN EL MEZCAL.

LA DENSIDAD SE DETERMINO EXPERIMENTALMENTE CON UN DENSIMETRO MODELO: ROBSAN-1207.

EL GRADO ALCOHÓLICO SE OBTUVO COMO DATO DE LA ETIQUETA DEL ENVASE DEL MEZCAL.

$$^{\circ}\text{GL} = 47$$

CONVERSIONES:

$$\text{DENSIDAD : } (0.953 \text{ g/cm}^3)(1000 \text{ cm}^3/\text{L}) = 953 \text{ g/L}$$

$$\text{GRAMOS DE ETANOL : } (953 \text{ g/L})(0.47) = 447.9 \text{ g/L}$$

$$\begin{aligned} &\text{GRAMOS DE AGUA + GRAMOS DE OTROS COMPONENTES} \\ &\text{EN EL MEZCAL : } (953 \text{ g/L})(0.53) = 505.09 \text{ g/L} \end{aligned}$$

GRAMOS DE OTROS COMPONENTES:

APARTE DE LA CANTIDAD DE AGUA, ETANOL Y OTROS COMPONENTES PROPIOS DE LA ELABORACION DEL MEZCAL, EXPRESADOS COMO: ALCOHOLES SUPERIORES (ALCOHOL AMÍLICO), EXTRACTO SECO, ACIDEZ TOTAL (ÁCIDO ACÉTICO), ACIDEZ VOLATIL (ACIDO ACETICO), ESTERES (ACETATO DE ETILO), ALDEHIDOS (ALDEHIDO ACETICO), FUERON OBTENIDOS DE LA NORMA OFICIAL DE CALIDAD PARA EL MEZCAL, D.G. N. RIO-1949, NOVIEMBRE 30 DE 1949.

GRAMOS DE OTROS COMPONENTES:

	G/L
ALCOHOLES SUPERIORES	1.450
ACIDEZ TOTAL	2.620
ACIDEZ VOLATIL	2.500
ESTERES	1.800
ALDEHIDOS	0.105
CENIZAS	0.080
EXTRACTO SECO	0.550
T O T A L :	9.105

GRAMOS DE AGUA:

G AGUA = (G AGUA + G OTROS COMPONENTES) - (G OTROS COMPONENTES)

$$= (505.9 \text{ g/L}) - (9.105 \text{ g/L}) = 495.985 \text{ g/L}$$

TOTAL DE GRAMOS DEL MEZCAL :

$$= (\text{G AGUA} + \text{G OTROS COMPONENTES} + \text{G ETANOL})$$

$$= (495.985 + 9.105 + 447.9) \text{ g/L}$$

$$= 952.99 \text{ g/L}$$

FRACCION MASICA:

$$X_{\text{ETANOL}} = \frac{\text{G ETANOL}}{\text{G TOTALES}} = \frac{447.9 \text{ g/L}}{952.99 \text{ g/L}} = 0.4699$$

$$\%_{\text{ETANOL}} = (0.4699) (100) = 46.99 \%$$

$$X_{\text{AGUA}} = \frac{\text{G AGUA}}{\text{G TOTALES}} = \frac{495.98 \text{ g/L}}{952.99 \text{ g/L}} = 0.5204$$

$$\%_{\text{AGUA}} = (0.5204) (100) = 52.04 \%$$

$$X_{\text{COMP.}} = \frac{\text{G COMP.}}{\text{G TOTALES}} = \frac{9.105 \text{ g/L}}{952.99 \text{ g/L}} = 0.00955$$

$$\%_{\text{COMP.}} = (0.00955) (100) = 0.955 \%$$

DESGLOSANDO LA FRACCION MASICA DE LOS OTROS COMPONENTES
DEL MEZCAL EN FORMA INDIVIDUAL:

$X_{\text{ALCOHOLES SUPERIORES}}$	$= \frac{\text{G ALCOHOLES SUP.}}{\text{G TOTALES}}$	$= \frac{1.45 \text{ G/L}}{952.99 \text{ G/L}}$	$= 0.00152$
$\% \text{ALCOHOLES SUPERIORES}$	$= (0.00105) (100)$		$= 0.152 \%$
X_{CENIZAS}	$= \frac{\text{G CENIZAS}}{\text{G TOTALES}}$	$= \frac{0.080 \text{ G/L}}{952.99 \text{ G/L}}$	$= 0.000084$
$\% \text{CENIZAS}$	$= (0.000084) (100)$		$= 0.0084 \%$
$X_{\text{EXTRACTO SECO}}$	$= \frac{\text{G EXTRACTO SECO}}{\text{G TOTALES}}$	$= \frac{0.55 \text{ G/L}}{952.99 \text{ G/L}}$	$= 0.00057$
$\% \text{EXTRACTO SECO}$	$= (0.00057) (100)$		$= 0.057 \%$
$X_{\text{ACIDEZ TOTAL}}$	$= \frac{\text{G ACIDEZ TOTAL}}{\text{G TOTALES}}$	$= \frac{2.62 \text{ G/L}}{952.99 \text{ G/L}}$	$= 0.00274$
$\% \text{ACIDEZ TOTAL}$	$= (0.00274) (100)$		$= 0.274 \%$
X_{ESTERES}	$= \frac{\text{G ESTERES}}{\text{G TOTALES}}$	$= \frac{1.80 \text{ G/L}}{952.99 \text{ G/L}}$	$= 0.00189$
$\% \text{ESTERES}$	$= (0.00189) (100)$		$= 0.189 \%$
$X_{\text{ALDEHIDOS}}$	$= \frac{\text{G ALDEHIDOS}}{\text{G TOTALES}}$	$= \frac{0.105 \text{ G/L}}{952.99 \text{ G/L}}$	$= 0.00011$

$$\% \text{ALDEHIDOS} = (0.00011) (100) = 0.011 \%$$

TOMANDO EN CUENTA QUE EL PORCIENTO DE LOS OTROS COMPONENTES ES DE 0.995 % SE CONSIDERA DESPRECIABLE COMPARADO CON EL PORCENTAJE DE AGUA Y ETANOL, POR LO QUE SE CONSIDERA QUE EL MEZCAL BASICAMENTE ES UNA MEZCLA DE ALCOHOL-AGUA, CON LOS SIGUIENTES PORCENTAJES:

G AGUA	=	495.985	G/L
G ETANOL	=	447.99	G/L
T O T A L :		<u>943.885</u>	G/L

$$X_{\text{AGUA}} = \frac{495.985 \text{ G/L}}{943.885 \text{ G/L}} = 0.5255$$

$$\% \text{AGUA} = (0.5255) (100) = 52.55 \%$$

$$X_{\text{ETANOL}} = \frac{447.99 \text{ G/L}}{943.885 \text{ G/L}} = 0.4745$$

$$\% \text{ETANOL} = (0.4745) (100) = 47.45 \%$$

FRACCION MOL :

$$\eta_{\text{AGUA}} = \frac{\text{G AGUA}}{\text{PM AGUA}} \quad \eta_{\text{ETANOL}} = \frac{\text{G ETANOL}}{\text{PM ETANOL}}$$

$$\text{PM AGUA} = 18 \text{ G/GMOL}$$

$$\text{PM ETANOL} = 50 \text{ G/GMOL}$$

$$\eta_{\text{AGUA}} = \frac{495,985 \text{ G}}{18 \text{ G/GMOL}} = 27.5547 \text{ GMOL}$$

$$\eta_{\text{ETANOL}} = \frac{447,9 \text{ G}}{50 \text{ G/GMOL}} = 8.958 \text{ GMOL}$$

$$\eta_{\text{MEZCAL}} = \eta_{\text{AGUA}} + \eta_{\text{ETANOL}}$$

$$\eta_{\text{MEZCAL}} = 27.5547 + 8.958 = 36.5127 \text{ GMOL}$$

$$X_{\text{AGUA}} = \frac{\eta_{\text{AGUA}}}{\eta_{\text{MEZCAL}}} = \frac{27.5547 \text{ GMOL}}{36.5127 \text{ GMOL}} = 0.7546$$

$$X_{\text{ETANOL}} = \frac{\eta_{\text{ETANOL}}}{\eta_{\text{MEZCAL}}} = \frac{8.958 \text{ GMOL}}{36.5127 \text{ GMOL}} = 0.2453$$

PESO MOLECULAR :

$$\text{PM}_{\text{MEZCAL}} = X_{\text{AGUA}} \text{PM}_{\text{AGUA}} + X_{\text{ETANOL}} \text{PM}_{\text{ETANOL}}$$

$$\begin{aligned}
 &= (0.7546)(18 \text{ G/GMOL}) + (0.2453)(50 \text{ G/GMOL}) \\
 &= 15.5828 + 12.265 \\
 &= 25.8478 \text{ G/GMOL}
 \end{aligned}$$

DENSIDAD MOLAR :

$$\rho = \frac{(0.953 \text{ G/CM}^3)}{25.8478 \text{ G/GMOL}} = 0.0369 \text{ GMOL/CM}^3$$

ESTOS CALCULOS SON COMUNES PARA TODAS LAS CORRIDAS DEL MEZCAL.

CORRIDA # 1

FLUX MOLAR

T = 20°C

t = 2:00 H = 120 MIN = 7 200 SEG

VOLUMEN EVAPORADO = 0.1 ML

$$(0.1 \text{ ML}) \left(\frac{1 \text{ LITRO}}{1000 \text{ ML}} \right) \left(\frac{1000 \text{ CM}^3}{1 \text{ LITRO}} \right) = 0.1 \text{ CM}^3$$

AST = 0.1 CM³ EVAPORADO EN UN CAPILAR (CILINDRO) DE ALTURA
2.25 CM

VOLUMEN CILINDRO : $\pi R^2 H$

$$\begin{aligned}
 R &= (V / \pi H)^{\frac{1}{2}} = [(0.1 \text{ cm}^3 / (3.1416)(2.25 \text{ cm}))]^{\frac{1}{2}} \\
 &= (0.1 \text{ cm}^3 / 7.0686 \text{ cm})^{\frac{1}{2}} = (0.01414 \text{ cm}^2)^{\frac{1}{2}} \\
 &= 0.1189 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AST} &= R^2 = (3.1416)(0.1189 \text{ cm})^2 \\
 &= 0.04441 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ cm}^3$$

$$\begin{aligned}
 N_{\text{MEZCAL}} &= v \rho (1/PM) (1/\text{AST}) (1/t) \\
 &= (0.1 \text{ cm}^3) (0.953 \text{ g/cm}^3) (1/25.8478 \text{ g/gmol}) (1/0.04441 \text{ cm}^2) \\
 &\quad (1/7200 \text{ seg}) \\
 &= 1.1523 \times 10^{-5} \text{ gmol/cm}^2 \text{ s}
 \end{aligned}$$

PRESION DE VAPOR:

PARA EL CALCULO DE LA PRESION DE VAPOR DEL MEZCAL SE TO
MA COMO UNA SOLUCION ALCOHOL-AGUA, SUPONIENDO QUE LA MEZCLA
LIQUIDA TIENE UNA DESVIACION A LA LEY DE RAULT.

POR LO QUE SE UTILIZA LA SIGUIENTE ECUACION:

$$P^{\circ} = X_1 \gamma_1 P_1^{\text{VAP}} + X_2 \gamma_2 P_2^{\text{VAP}}$$

CON LOS COEFICIENTES DE ACTIVIDAD CALCULADOS A PARTIR DE LA ECUACION DE WILSON SE TIENE PARA EL COEFICIENTE DE ACTIVIDAD:

$$\ln \gamma_1 = - \ln (X_1 + A_{21} X_2) + X_2 \left[\frac{A_{21}}{(X_1 + A_{21} X_2)} - \frac{A_{12}}{(X_2 + A_{12} X_1)} \right]$$

$$\ln \gamma_2 = - \ln (X_2 + A_{12} X_1) + X_1 \left[\frac{A_{12}}{(X_2 + A_{12} X_1)} - \frac{A_{21}}{(X_1 + A_{21} X_2)} \right]$$

LOS VALORES DE LOS PARAMETROS A_{12} Y A_{21} SE OBTIENEN DEL DATO DE PEMBERTON Y MASH J, CHEM.THERMODYNAMICS 10(1978): 867,88 RECOPIADOS POR WALAS II, STANLEY.

T = 20°C

A_{12} = 0.78925

A_{21} = 0.23896

FRACCION MOL:

X_{AGUA} = 0.7546

X_{ETANOL} = 0.2453

$$\begin{aligned} \text{LN } \gamma_1 &= - \text{LN} [0.7546 + (0.23896)(0.2453)] + (0.2453) \\ &\quad \left[\frac{0.23896}{(0.7546) + (0.23896)(0.2453)} - \frac{0.78925}{(0.2453) + (0.78925)(0.7546)} \right] \\ \gamma_1 &= 1.5267 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{LN } \gamma_2 &= - \text{LN} [0.2453 + (0.78925)(0.7546)] + (0.7546) \\ &\quad \left[\frac{0.78925}{(0.2453) + (0.78925)(0.7546)} - \frac{0.23896}{(0.7546) + (0.8132)(0.2453)} \right] \\ \gamma_2 &= 0.75336 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P^o &= X_1 \gamma_1 P_1^{\text{VAP}} + X_2 \gamma_2 P_2^{\text{VAP}} \\ &= (0.7546)(1.5267)(P_1^{\text{VAP}}) + (0.2453)(0.7533)(P_2^{\text{VAP}}) \end{aligned}$$

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$\text{EN } ^\circ\text{F}$$

$$T = 32 + 1.8(20) = 68^\circ\text{F}$$

DE LA ECUACION DE ANTOINE:

$$\text{LN } \frac{P_1^{\text{VAP}}}{P_C} = A_1 - \frac{A_2}{T' + A_3}$$

LAS CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE PARA EL

ETANOL SON:

$$P_C = 925.3 \text{ PSIA}$$

$$A_1 = 7.43437$$

$$A_2 = 6162.36$$

$$A_3 = 359.3826$$

$$\frac{\ln P_2^{\text{VAP}}}{925.3 \text{ PSIA}} = \frac{7.43437 - \frac{6162.36}{63 + 359.3826}}$$

$$P_2^{\text{VAP}} = 0.8569 \text{ PSIA}$$

EN MMHG

$$P_2^{\text{VAP}} = (0.8569 \text{ PSIA}) \left(\frac{1 \text{ ATM}}{14.696 \text{ PSIA}} \right) \left(\frac{760 \text{ MMHG}}{1 \text{ ATM}} \right)$$

$$= 44.3135 \text{ MMHG}$$

LAS CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE PARA EL

AGUA SON:

$$P_C = 3206.7 \text{ PSIA}$$

$$A_1 = 6.53247$$

$$A_2 = 7173.79$$

$$A_3 = 389.9747$$

$$\frac{\ln P_1^{\text{VAP}}}{3 \cdot 206.7} = \frac{6.5324 - 7.173,79}{73.4 + 239,9747}$$

$$P_1^{\text{VAP}} = 0.40947 \text{ PSIA}$$

EN MMHG

$$P_1^{\text{VAP}} = (0.40947 \text{ PSIA}) \left(\frac{1 \text{ ATM}}{14.696 \text{ PSIA}} \right) \left(\frac{760 \text{ MMHG}}{1 \text{ ATM}} \right)$$

$$= 21.176 \text{ MMHG}$$

$$P^\circ = (0.7546)(1.5267)(21.176) + (0.2353)(0.7533)(44.3135)$$

$$= 32.5341 \text{ MMHG}$$

$$P_T = 586 \text{ MMHG}$$

POR LA LEY DE DALTON OBTENEMOS LA COMPOSICION DEL VAPOR EN UNIDADES FRACCION MOLAR:

$$X_A = \frac{P^\circ}{P_A}$$

DONDE :

$$X_A = \frac{32.5841}{586} = 0.0556$$

X_{B1} PUEDE OBTENERSE DE X_A

$$X_{B1} = 1 - X_A$$

$$X_{B1} = 1 - 0.0556 = 0.9444$$

CONSIDERANDO QUE LA CONCENTRACION EN $Z = Z_2 = 0$

$$X_{B2} = 1 - 0$$

DIFUSIVIDAD DEL MEZCAL EN EL AIRE

$$D_{AB} = \frac{N_{\text{MEZCAL}} (Z_2 - Z_1)}{c \ln \left(\frac{X_{B2}}{X_{B1}} \right)}$$

$$D_{AB} = \frac{(1.1523 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2.25 \text{ CM})}{(0.0369 \text{ GMOL/CM}^3) \ln \left(\frac{1-0}{0.9444} \right)}$$

$$D_{AB} = 1.09 \times 10^{-2} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 2

DE MANERA SIMILAR:

$$T = 20^{\circ}\text{C}$$

$$t = 2:05 \text{ H} = 125 \text{ MIN} = 7380 \text{ s}$$

$$\text{AST} = 0.0441 \text{ cm}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ cm}^3$$

CALCULO DEL FLUX MOLAR

$$\begin{aligned} N_{\text{MEZCAL}} &= v \rho (1/\text{PM}) (1/\text{AST}) (1/T) \\ &= (0.1 \text{ cm}^3) (0.956 \text{ g/cm}^3) (1/25.8478 \text{ g/gmol}) \\ &\quad (1/0.0441 \text{ cm}^2) (1/7380 \text{ s}) \\ &= 1.1249 \times 10^{-5} \text{ gmol/cm}^2\text{s} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD DEL MEZCAL EN EL AIRE

$$D_{\text{AB}} = \frac{N_{\text{MEZCAL}} (Z_2 - Z_1)}{C \ln \left(\frac{X_{B2}}{X_{B1}} \right)}$$

$$D_{\text{AB}} = \frac{(1.1249 \times 10^{-5} \text{ gmol/cm}^2\text{s}) (2.25 \text{ cm})}{(0.0569 \text{ gmol/cm}^3) \ln \left(\frac{1}{0.9444} \right)}$$

$$D_{\text{AB}} = 1.21 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 3

EL TIEMPO QUE TARDO EN EVAPORARSE 0.1ML DE MEZCAL FUE DE 2:00H, POR LO QUE LA DIFUSIVIDAD A TEMPERATURA AMBIENTE DE LA CORRIDA # 3 COINCIDE CON LA CORRIDA # 1

$$D_{AB} = 1.09 \times 10^{-2} \text{CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 4

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 0:35\text{H} = 35\text{MIN} = 2100\text{s}$$

$$\text{AST} = 0.04441\text{CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1\text{CM}^3$$

FLUX MOLAR

$$\begin{aligned} n_{\text{MEZCAL}} &= V \rho (1/PM) (1/\text{AST}) (1/T) \\ &= (0.1\text{CM}^3) (0.955\text{G}/\text{CM}^3) (1/25.8478\text{G}/\text{GMOL}) \\ &\quad (1/0.04441\text{CM}^2) (1/2100\text{s}) \\ &= 5.9546 \times 10^{-5} \text{GMOL}/\text{CM}^2\text{s} \end{aligned}$$

PRESION DE VAPOR DEL MEZCAL A 40°C

LOS PARAMETROS A_{12} Y A_{21} DEL SISTEMA ETANOL-ACUA
 PARA LA ECUACION DE WILSON A 40°C SON:

$$A_{12} = 0.81055$$

$$A_{21} = 0.21691$$

FRACCION MOL

$$x_1 \text{ AGUA} = 0.7546$$

$$x_2 \text{ ETANOL} = 0.2453$$

$$\ln \gamma_1^f = - \ln [0.7546 + (0.21691)(0.2453)] + (0.2453)$$

$$\left[\frac{0.21691}{(0.7546 + (0.21691)(0.2453))} - \frac{0.81055}{0.2453 + (0.81055)(0.7546)} \right]$$

$$\gamma_1^f = 1.5586$$

$$\ln \gamma_2^f = - \ln [0.2453 + (0.81055)(0.7546)] + (0.7546)$$

$$\left[\frac{0.81055}{0.2453 + (0.81055)(0.7546)} - \frac{0.21691}{0.7546 + (0.21691)(0.2453)} \right]$$

$$\gamma_2^f = 0.7309$$

$$P^{\circ} = X_1 P_1^{\text{VAP}} \phi_1^s + X_2 P_2^{\text{VAP}} \phi_2^s$$

$$P^{\circ} = (0.7546)(1.5586)(P_1^{\text{VAP}}) + (0.2453)(0.7309)(P_2^{\text{VAP}})$$

$$T = 40^{\circ}\text{C}$$

$$\text{EN } ^{\circ}\text{F}$$

$$T = 32 + 1.8 (40) = 104^{\circ}\text{F}$$

DE LA ECUACION DE ANTOINE

$$\frac{\ln P_1^{\text{VAP}}}{P_C} = A_1 - \frac{A_2}{T' + A_3}$$

LAS CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE PARA EL ETA-

NOL SON:

$$P_C = 925.3 \text{ PSIA}$$

$$A_1 = 7.4343$$

$$A_2 = 6162.36$$

$$A_3 = 359.382$$

$$\frac{\ln P_2^{\text{VAP}}}{925.3} = \frac{7.4343 - 6162.36}{104 + 359.382}$$

$$P_2^{\text{VAP}} = 2.6268 \text{ PSIA}$$

EN MMHG

$$(2.6268 \text{ PSIA}) \left(\frac{1 \text{ ATM}}{14.696 \text{ PSIA}} \right) \left(\frac{760 \text{ MMHG}}{1 \text{ ATM}} \right) \\ = 135.8488 \text{ MMHG}$$

LAS CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE DEL AGUA

SON:

$$P_C = 3\,206.7 \text{ PSIA}$$

$$A_1 = 6.5324$$

$$A_2 = 7\,173.79$$

$$A_3 = 389.4747$$

$$\frac{\ln P_1^{\text{VAP}}}{3\,206.7} = \frac{6.5324 - 7\,173.79}{104 + 389.4747}$$

$$P_1^{\text{VAP}} = 1.07052 \text{ PSIA}$$

EN MMHG

$$(1.07052 \text{ PSIA}) \left(\frac{1 \text{ ATM}}{14.696 \text{ PSIA}} \right) \left(\frac{760 \text{ MMHG}}{1 \text{ ATM}} \right) \\ = 55.3616 \text{ MMHG}$$

$$P^{\circ} = (0.7546)(1.5586)(155.3616) + (0.2453)(0.7309)(135.848)$$

$$= 89.4631 \text{ mmHg}$$

$$P_T = 586 \text{ mmHg}$$

DE LA LEY DE DALTON PODEMOS OBTENER LA COMPOSICION DEL VAPOR EN UNIDADES DE FRACCION MOLAR:

$$X_A = \frac{P^{\circ}}{P_T}$$

DONDE:

$$X_A = \frac{89.4681}{586} = 0.1527$$

$$X_{B1} = 1 - X_A = 1 - 0.1527 = 0.8473$$

$$X_{B2} = 1 - 0$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{N_{\text{MEZCAL}} (Z_2 - Z_1)}{C \text{ LN} \frac{(X_{B2})}{(X_{B1})}}$$

$$D_{AB} = \frac{(3.9546 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2.25 \text{ CM})}{(0.0369 \text{ GMOL/CM}^3) \text{ LN} (1/0.8475)}$$

$$= 1.46 \times 10^{-2} \text{ CM}^2/\text{S}$$

LAS CORRIDAS # 5 Y # 6 A 40°C COINCIDIERON EN EL MISMO TIEMPO (35MIN) EN EVAPORAR 0.1ML DE MEZCAL POR LO QUE LA DIFUSIVIDAD ES LA MISMA QUE LA DE LA CORRIDA # 4

$$D_{AB} = 1.46 \times 10^{-2} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 7

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 1:00\text{H} = 60\text{MIN} = 3600\text{s}$$

$$\text{AST} = 0.04441 \text{ CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ CM}^3$$

FLUX MOLAR

$$N_{\text{MEZCAL}} = V \left(\frac{1}{\text{PM}} \right) \left(\frac{1}{\text{AST}} \right) \left(\frac{1}{T} \right)$$

$$= (0.1 \text{ CM}^3) (0.953 \text{ G/CM}^3) (1/25.8478 \text{ G/GMOL})$$

$$(1/0.04441 \text{ CM}^2) (1/3600 \text{ s})$$

$$= 2.5068 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S}$$

PRESION DE VAPOR DEL MEZCAL A 75°C

LOS PARAMETROS A_{12} Y A_{21} DEL SISTEMA ETANOL-AGUA
PARA LA ECUACION DE WILSON A 75°C SON:

$$A_{12} = 0.9709$$

$$A_{21} = 0.1695$$

FRACCION MOL

$$x_1 \text{ AGUA} = 0.7546$$

$$x_2 \text{ ETANOL} = 0.2453$$

$$\ln \gamma_1^A = - \ln [0.7546 + (0.1695)(0.2453)] + (0.2453)$$

$$\left[\frac{0.1695}{0.7546 + (0.1695)(0.2453)} - \frac{0.87509}{0.2453 + (0.7546)(0.8750)} \right]$$

$$\gamma_1^A = 1.6756$$

$$\ln \gamma_2^A = - \ln [0.2453 + (0.87509)(0.7546)] + (0.7546)$$

$$\left[\frac{0.87509}{0.2453 + (0.87509)(0.7546)} - \frac{0.1695}{0.7546 + (0.1695)(0.2453)} \right]$$

$$y_2^A = 0.6784$$

$$\begin{aligned}
 P^* &= X_1 P_1^{\text{VAP}} y_1^A + X_2 P_2^{\text{VAP}} y_2^A \\
 &= (0.7546)(1.6356)(P_1^{\text{VAP}}) + (0.2465)(0.6784)(P_2^{\text{VAP}})
 \end{aligned}$$

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$\text{EN } ^\circ\text{F}$$

$$T = 32 + 1.8 (75) = 167^\circ\text{F}$$

DE LA ECUACION DE ANTOINE

$$\frac{\ln P_1^{\text{VAP}}}{P_C} = A_1 - \frac{A_2}{T' + A_3}$$

LAS CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE DEL ETANOL

SON:

$$P_C = 925.3 \text{ PSIA}$$

$$A_1 = 7.4343$$

$$A_2 = 6162.32$$

$$A_3 = 359.3826$$

$$\frac{\ln P_2^{\text{VAP}}}{925.3} = \frac{7.4343 - \frac{6162.32}{167 + 359.3826}}$$

$$= 7.6011 \text{PSIA}$$

EN MMHG

$$(7.6011 \text{PSIA}) \left(\frac{1 \text{ ATM}}{14.696 \text{PSIA}} \right) (760 \text{MMHG})$$

$$= 395.09 \text{ MMHG}$$

LAS CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE DEL AGUA

SON:

$$P_C = 3 \ 206.7 \text{PSIA}$$

$$A_1 = 6.5524$$

$$A_2 = 7 \ 173.79$$

$$A_3 = 389.4747$$

$$\frac{\ln P_1^{\text{VAP}}}{3 \ 206.7} = \frac{6.5524 - 7 \ 173.79}{167 + 389.4747}$$

$$= 5.551 \text{PSIA}$$

EN MMHG

$$(5.551 \text{PSIA}) \left(\frac{1 \text{ ATM}}{14.696 \text{PSIA}} \right) (760 \text{MMHG})$$

$$= 287 \text{ mmHg}$$

$$P^{\circ} = (0.7546)(1.6356)(287) + (0.2453)(0.6784)(595.09)$$

$$= 419.6369 \text{ mmHg}$$

DE LA LEY DE DALTON

$$X_A = \frac{419.6369}{586} = 0.7161$$

$$X_{B1} = 1 - 0.7161 = 0.2839$$

$$X_{B2} = 1 - 0$$

DIFUSIVIDAD DEL MEZCAL A 75°C

$$D_{AB} = \frac{N_{\text{MEZCAL}} (Z_2 - Z_1)}{c \text{ LN} \frac{(X_{B2})}{(X_{B1})}}$$

$$D_{AB} = \frac{(2.3068 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{-S})(2.25 \text{ CM})}{(0.0369 \text{ GMOL/CM}^3) \text{ LN} \frac{(1 - 0)}{(0.2839)}}$$

$$= 1.1 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$$

LAS CORRIDAS # 3 Y # 9 COINCIDIERON EN EL MISMO TIEMPO (1:00H) EN EVAPORAR 0.1ML DE MEZCAL, POR LO QUE LA DIFUSIVIDAD A ESA TEMPERATURA ES LA MISMA

$$D_{AB} = 1.1 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$$

EN EL APENDICE E SE PRESENTAN EN FORMA DETALLADA LOS CALCULOS DE LA DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DE LIQUIDO EN GAS DEL RON Y TEQUILA,

3011

CORRIDA # 1

T = 20°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 1.2484 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 2

T = 20°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 1.1678 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 3

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 1.2484 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 4

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 5.3449 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 5

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 7.0018 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 6

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 6.5897 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 7

$$T = 75^\circ\text{C}$$

CORRIDA # 3

T = 20°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 1.5990 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 4

T = 40°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 4.9014 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 5

T = 40°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 4.7335 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 6

T = 40°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 4.7434 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 7

T = 75°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 6.7033 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 7.6713 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 0

T = 75°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 7.3077 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 0

T = 75°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 7.7500 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

TEQUILA

CORRIDA # 1

T = 20°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 1.0234 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 2

T = 20°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 1.0796 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 3

T = 75°C

 $D_{AB_EXPERIMENTAL}$

$$= 6.9485 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 9

T = 75°C

 $\bar{D}_{AB_EXPERIMENTAL}$

$$= 6.9435 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

VII. 4).- DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DE UN LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS

HUEVO

CORRIDA # 1

T = 20°C

t = 310MIN = 18 600S

VOLUMEN₁ MEMBRANA = 30ML

VOLUMEN₂ MEMBRANA = 48ML

C₁ = 0.09 GMOL/CM³

C₂ = 0.04 GMOL/CM³

C₃ = 0.0064 GMOL/CM³

ELIPSE = πAB (VER FIGURA VII.1)

A = 2.04CM

B = 3.38CM

CONCENTRACION MEDIA:

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = \frac{(0.09 - 0) - (0.04 - 0.0064)}{\text{LN} \frac{(0.09)}{(0.04 - 0.0064)}}$$

$$= 0.0564 \text{ GMOL/CM}^3$$

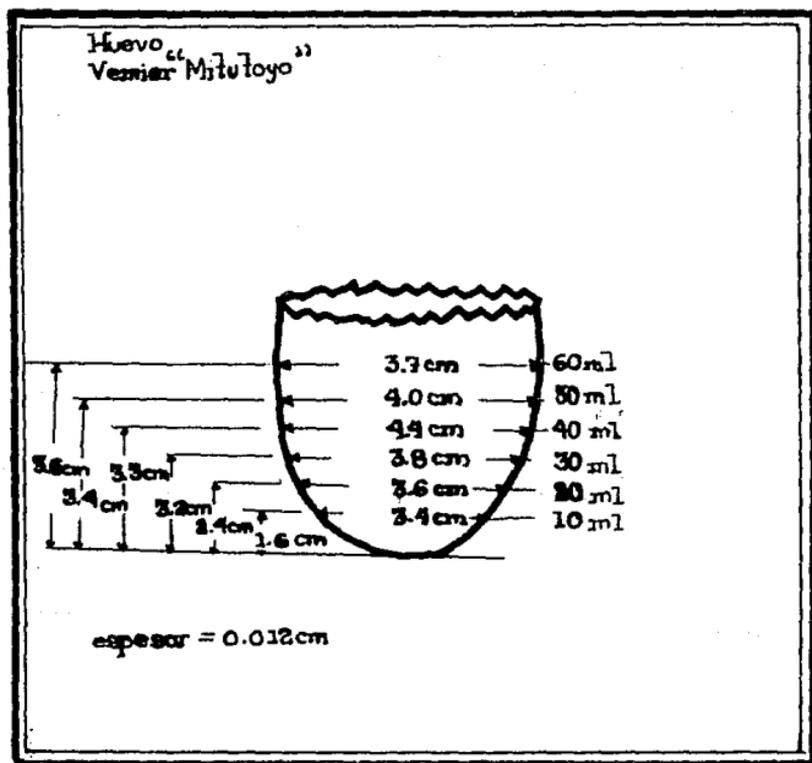


Fig VII.1 Dimensiones de la membrana biológica del huevo

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$\begin{aligned}
 V_{\text{TRANSFERIDO}} &= V_2 - V_1 \\
 &= 43\text{ML} - 30\text{ML} = 13\text{ML}
 \end{aligned}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned}
 M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}}) (\rho_{\text{AZUCAR}}) (1/P_{\text{M}}^{\text{AZUCAR}}) \\
 &= (13\text{ML}) (1.02\text{G/ML}) (1/342\text{G/GMOL}) \\
 &= 0.05568\text{GMOL}
 \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned}
 D_{\text{AB}} &= \frac{M}{A (3.1416) T B (\Delta C)_M} \text{LN} \frac{A_2}{A_1} \\
 &= \left[\frac{0.05568}{(2.04\text{CM}) (3.1416) (18\ 600\text{s}) (3.58\text{CM}) (0.0564\text{GMOL/CM}^3)} \right] \\
 &\quad \text{LN} \frac{2.052\text{CM}}{2.04\ \text{CM}} \\
 &= 1.3957 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s}
 \end{aligned}$$

CORRIDA # 2

DE MANERA SIMILAR:

$$T = 20^{\circ}\text{C}$$

$$t = 300\text{MIN} = 18\ 000\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 30\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 44\text{ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.0064 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$A = 2.08\text{CM}$$

$$B = 3.54\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0564 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = V_2 - V_1 = 44\text{ML} - 30\text{ML} = 14\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}})(\rho_{\text{AZUCAR}})(1/\text{PM}_{\text{AZUCAR}}) \\ &= (14\text{ML})(1.02\text{G/ML})(1/342\text{G/GMOL}) \\ &= 0.041754\text{GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{0.041754}{(2.08\text{cm})(3.1416)(18000\text{s})(3.34\text{cm})(0.0564\text{GMOL}/\text{CM}^3)} \cdot 1$$

$$(0.0059)$$

$$= 1.1118 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 3

T = 20°C

t = 305MIN = 18300s

VOLUMEN₁ MEMBRANA

= 30ML

VOLUMEN₂ MEMBRANA

= 46ML

C₁= 0.09GMOL/CM³C₂= 0.04GMOL/CM³C₃= 0.0064 GMOL/CM³

A

= 2.2CM

B

= 3.3016CM

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0564 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = V_2 - V_1 = 46\text{ML} - 30\text{ML} = 16\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}})(\rho_{\text{AZUCAR}})(1/\text{PM}_{\text{AZUCAR}}) \\ &= (16\text{ML})(1.02\text{G/ML})(1/342\text{G/GMOL}) \\ &= 0.04777\text{GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned} D_{AB} &= \left[\frac{0.04777\text{GMOL}}{(2.12\text{CM})(3.1416)(18300\text{s})(3.3016\text{CM})(0.0564\text{GMOL/CM}^3)} \right] \\ &\quad (0.0059) \\ &= 1.2403 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s} \end{aligned}$$

CORRIDA # 4

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 180\text{MIN} = 10\,800\text{ s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 40\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 56\text{ML}$$

$$C_1 = 0.09\text{GMOL/CM}^3$$

$$\begin{aligned}
 C_2 &= 0.04 \text{ GMOL/CM}^3 \\
 C_3 &= 0.01 \text{ GMOL/CM}^3 \\
 A &= 1.94 \text{ CM} \\
 B &= 3.52 \text{ CM}
 \end{aligned}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$\begin{aligned}
 C_1 - C_2 &\Rightarrow (\Delta C)_M = \frac{(0.09 - 0) - (0.04 - 0.01)}{\text{LN} \frac{(0.09)}{(0.04 - 0.01)}} \\
 &= 0.0546 \text{ GMOL/CM}^3
 \end{aligned}$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = V_2 - V_1 = 56 \text{ ML} - 40 \text{ ML} = 16 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned}
 M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}}) (e_{\text{AZUCAR}}) (1/PM_{\text{AZUCAR}}) \\
 &= (16 \text{ ML}) (1.2346 \text{ G/ML}) (1/342 \text{ G/GMOL}) \\
 &= 0.05776 \text{ GMOL}
 \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \left[\frac{0.05776 \text{GMOL}}{(1.94 \text{CM})(3.1416)(10800 \text{s})(3.52 \text{CM})(0.0546 \text{GMOL/CM}^3)} \right] (0.0059)$$

$$= 2.6265 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 5

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 190 \text{MIN} = 11400 \text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 40 \text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 58 \text{ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.01 \text{GMOL/CM}^3$$

$$A = 1.97 \text{CM}$$

$$B = 3.56 \text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0546 \text{GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = V_2 - V_1 = 58\text{ML} - 40\text{ML} = 18\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}}) (\rho_{\text{AZUCAR}}) (1/\rho_{\text{AZUCAR}}) \\ &= (18\text{ML}) (1,2346\text{G/GMOL}) (1/342\text{G/GMOL}) \\ &= 0,06498\text{GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned} D_{AB} &= \left[\frac{0,06498\text{GMOL}}{(1,97\text{CM}) (3,1416) (11\ 400\text{s}) (3,56\text{CM}) (0,0546\text{GMOL/CM}^3)} \right] \\ &\quad (0,0059) \\ &= 2,7955 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s} \end{aligned}$$

CORRIDA # 6

T = 40°C

t = 170MIN = 10 200s

VOLUMEN₁ MEMBRANA = 40MLVOLUMEN₂ MEMBRANA = 53ML

$$\begin{aligned}
 C_1 &= 0.09 \text{GMOL/CM}^3 \\
 C_2 &= 0.04 \text{GMOL/CM}^3 \\
 C_3 &= 0.01 \text{GMOL/CM}^3 \\
 A &= 1.85 \text{CM} \\
 B &= 3.46 \text{CM}
 \end{aligned}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0546 \text{GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = V_2 - V_1 = 53 \text{ML} - 40 \text{ML} = 13 \text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned}
 M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}}) (e_{\text{AZUCAR}}) (1/PM_{\text{AZUCAR}}) \\
 &= (13 \text{ML}) (1.2346 \text{G/ML}) (1/342 \text{G/GMOL}) \\
 &= 0.04693 \text{GMOL}
 \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \left[\frac{0.04693 \text{GMOL}}{(1.85 \text{CM}) (3.1416) (10200 \text{s}) (3.46 \text{CM}) (0.056 \text{GMOL/CM}^3)} \right] (0.0059)$$

$$= 2.4105 \times 10^{-8} \text{ CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 7

T = 75°C

t = 225MIN = 13 500s

VOLUMEN₁ MEMBRANA = 30MLVOLUMEN₂ MEMBRANA = 54.5MLC₁ = 0.09GMOL/CM³C₂ = 0.04GMOL/CM³C₃ = 0.0073GMOL/CM³

A = 1.9125CM

B = 3.49CM

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = \frac{(0.09 - 0) - (0.04 - 0.0073)}{\text{LN} \frac{0.09}{(0.04 - 0.0073)}}$$

$$= 0.0566 \text{GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = V_2 - V_1 = 54.5 \text{ML} - 30 \text{ML} = 24.5 \text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}}) (\rho_{\text{AZUCAR}}) (1/P^{\text{M}}_{\text{AZUCAR}}) \\ &= (24.5 \text{ML}) (0.99862 \text{G/ML}) (1/342 \text{G/GMOL}) \\ &= 0.07154 \text{GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned} D_{\text{AB}} &= \left[\frac{0.07154 \text{GMOL}}{(1.9125 \text{CM}) (3.1416) (13.500 \text{s}) (3.49 \text{CM}) (0.0566 \text{GMOL/CM}^3)} \right] \\ &\quad (0.0059) \\ &= 2.6343 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s} \end{aligned}$$

CORRIDA # 8

T = 75°C

$$t = 220 \text{ MIN} = 13 \text{ 200s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 30 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 56 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.0073 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$A = 1.79 \text{ CM}$$

$$B = 3.52 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0566 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = V_2 - V_1 = 56 \text{ ML} - 30 \text{ ML} = 26 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}}) (\rho_{\text{AZUCAR}}) (PM_{\text{AZUCAR}}) \\ &= (26 \text{ ML}) (0.99862 \text{ G/ML}) (1/342 \text{ G/GMOL}) \\ &= 0.05759 \text{ GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \left[\frac{0.0759 \text{GMOL}}{(1.79 \text{CM})(3.1416)(13200 \text{s})(3.52 \text{CM})(0.0566 \text{GMOL/CM}^3)} \right] \\ (0.0059) \\ = 3.0280 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 9

T = 75°C

t = 230 MIN = 13 800s

VOLUMEN₁ MEMBRANA = 30MLVOLUMEN₂ MEMBRANA = 58.6MLC₁ = 0.09GMOL/CM³C₂ = 0.04GMOL/CM³C₃ = 0.0073GMOL/CM³

A = 1.979CM

B = 3.5720CM

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0566 \text{GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = V_2 - V_1 = 58.6\text{ML} - 30\text{ML} = 28.6\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (V_{\text{TRANSFERIDO}})(\rho_{\text{AZUCAR}})(1/P_{\text{M}_{\text{AZUCAR}}}) \\ &= (28.6\text{ML})(0.99862\text{G/ML})(1/342\text{G/GMOL}) \\ &= 0.0835\text{GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned} D_{\text{AB}} &= \frac{0.0835\text{GMOL}}{(1.979\text{CM})(3.1416)(13800\text{s})(3.572\text{CM})(0.0566\text{GMOL/CM}^3)} \\ &\quad (0.0059) \\ &= 2.8401 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s} \end{aligned}$$

CORRIDA # 10

T = 20°C

t = 120MIN = 10 800s

VOLUMEN₁ MEMBRANA = 50MLVOLUMEN₂ MEMBRANA = 59MLC₁ = 0.05GMOL/CM³C₂ = 0.015GMOL/CM³C₃ = 0.0064GMOL/CM³

A = 1.985CM

B = 3.58CM

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = \frac{(0.05 - 0) - (0.015 - 0.0064)}{\text{LN} \frac{(0.05)}{(0.15 - 0.0064)}}$$

$$= 0.0235 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 59\text{ML} - 50\text{ML} = 9\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = (9\text{ML})(1.02\text{G/ML})(1/342\text{G/GMOL})$$

$$= 0.0268 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{\text{AB}} = \left[\frac{0.0268\text{GMOL}}{(1.985\text{CM})(3.1416)(10\ 800\text{s})(3.508\text{CM})(0.0235\text{GMOL/CM}^3)} \right]^{1/2}$$

$$(0.0059)$$

$$= 2.7950 \times 10^{-8} \text{ CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 11

T = 20°C

t = 160 MIN = 9 600s

VOLUMEN₁ MEMBRANA = 50MLVOLUMEN₂ MEMBRANA = 58MLC₁ = 0.05GMOL/CM³C₂ = 0.015GMOL/CM³C₃ = 0.0064GMOL/CM³

A = 1.97CM

B = 3.56CM

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0235 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 58\text{ML} - 50\text{ML} = 8\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (8\text{ML})(1.02\text{G/ML})(1/342\text{G/GMOL}) \\ &= 0.0239\text{GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned} D_{AB} &= \left[\frac{0.0239\text{GMOL}}{(1.97\text{CM})(3.1416)(9600\text{s})(3.56\text{CM})(0.0235\text{GMOL/CM}^3)} \right] \\ &= (0.0059) \\ &= 2.8321 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s} \end{aligned}$$

CORRIDA # 12

LA CORRIDA # 12 ES IGUAL A LA CORRIDA # 11

$$D_{AB} = 2,8521 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 13

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 120\text{MIN} = 7\ 200\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 50\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 58\text{ML}$$

$$C_1 = 0,05\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0,015\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0,0012\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 1,97\text{CM}$$

$$B = 3,56\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = \frac{(0,05 - 0) - (0,015 - 0,0012)}{\text{LN} \frac{(0,05)}{(0,015 - 0,0012)}} \\ = 0,0275\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 53\text{ML} - 50\text{ML} = 3\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (3\text{ML})(1.2346\text{G/ML})(1/342\text{G/GMOL}) \\ &= 0.0289\text{GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned} D_{AB} &= \left[\frac{0.0289\text{GMOL}}{(1.97\text{CM})(3.1416)(7.200\text{s})(3.56\text{CM})(0.0275\text{GMOL/CM}^3)} \right]^{1/2} \\ &= (0.0059) \\ &= 3.9086 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s} \end{aligned}$$

CORRIDA # 14

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 110\text{MIN} = 6600\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 50\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 57\text{ML}$$

$$C_1 = 0.05\text{GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.015\text{GMOL/CM}^3$$

$$\begin{aligned}
 C_2 &= 0.0012 \text{ GMOL/CM}^3 \\
 A &= 1.955 \text{ CM} \\
 B &= 3.54 \text{ CM}
 \end{aligned}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0275 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 57 \text{ ML} - 50 \text{ ML} = 7 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned}
 M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (7 \text{ ML})(1.2346 \text{ G/ML})(1/342 \text{ G/GMOL}) \\
 &= 0.0253 \text{ GMOL}
 \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned}
 D_{AB} &= \left[\frac{0.0253 \text{ GMOL}}{(1.955 \text{ CM})(3.1416)(600 \text{ s})(3.54 \text{ CM})(0.0275 \text{ GMOL/CM}^3)} \right] \\
 &\quad (0.0059) \\
 &= 3.7826 \times 10^{-8} \text{ CM}^2/\text{s}
 \end{aligned}$$

CORRIDA # 15

$T = 40^{\circ}\text{C}$

$t = 80\text{MIN} = 4\ 400\text{s}$

VOLUMEN₁ MEMBRANA = 50ML

VOLUMEN₂ MEMBRANA = 55ML

$C_1 = 0.05\text{GMOL}/\text{CM}^3$

$C_2 = 0.015\text{GMOL}/\text{CM}^3$

$C_3 = 0.0012\text{GMOL}/\text{CM}^3$

A = 1.925CM

B = 3.5CM

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0275 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 55\text{ML} - 50\text{ML} = 5 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = (5\text{ML})(1.2346\text{G}/\text{ML})(1/342\text{G}/\text{GMOL})$$

$$= 0.018 \text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \left[\frac{0.018 \text{GMOL}}{(1.925 \text{CM})(3.1416)(4800 \text{s})(3.5 \text{CM})(0.0275 \text{GMOL/CM}^3)} \right]^{1/2}$$

$$(0.005 \text{G})$$

$$= 3.801 \times 10^{-8} \text{CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 16

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 150 \text{MIN} = 7200 \text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 50 \text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 60 \text{ML}$$

$$C_1 = 0.05 \text{GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.02 \text{GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.008 \text{GMOL/CM}^3$$

$$A = 1.95 \text{CM}$$

$$B = 3.6 \text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = \frac{(0.05 - 0) - (0.02 - 0.008)}{\text{LN} \frac{(0.05)}{(0.02 - 0.008)}}$$

$$= 0.0266 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 60\text{ML} - 50\text{ML} = 10\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (10\text{ML})(0.99862\text{G/ML})(1/342\text{G/GMOL}) \\ &= 0.0290 \text{ GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned} D_{AB} &= \left[\frac{0.029\text{GMOL}}{(1.95\text{CM})(3.1416)(7.200\text{s})(3.6\text{CM})(0.0266\text{GMOL/CM}^3)} \right] \\ &\quad (0.0059) \\ &= 4.2698 \times 10^{-8} \text{ CM}^2/\text{s} \end{aligned}$$

CORRIDA # 17

LA CORRIDA #17 ES IGUAL A LA CORRIDA # 16

$$D_{AB} = 4.2698 \times 10^{-8} \text{ CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA Nº 10

$$T = 75^{\circ}\text{C}$$

$$t = 130\text{MIN} = 7\ 200\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 50\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 59.8\text{ML}$$

$$C_1 = 0.05\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.02\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.008\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 1.997\text{CM}$$

$$B = 3.596\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0266\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 59.8\text{ML} - 50\text{ML} = 9.8\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$\begin{aligned} M_{\text{TRANSFERIDA}} &= (9.8\text{ML})(0.99862\text{G}/\text{ML})(1/342\text{G}/\text{GMOL}) \\ &= 0.0286\text{GMOL} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \left[\frac{0.0286 \text{GMOL}}{(1.997 \text{CM})(3.1416)(7200 \text{s})(3.596 \text{CM})(0.0266 \text{GMOL/CM}^3)} \right] \\ (0.0059) \\ = 3.9074 \times 10^{-8} \text{ CM}^2/\text{s}$$

EN EL APENDICE B SE PRESENTAN EN FORMA DETALLADA LOS CALCULOS DE LA DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DE LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS DEL JITO MATE,

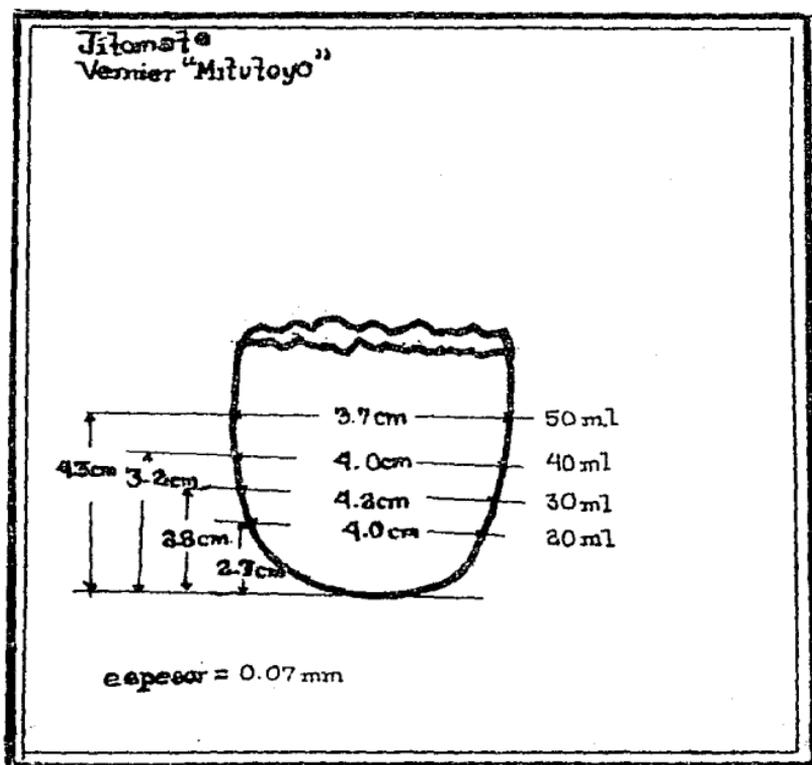


Fig. VII. 2.- Dimensiones de la membrana biológica del Jitomate

JITOMATE

CONCENTRACION INICIAL = $0.03\text{GMOL}/\text{CM}^3$

CORRIDA # 1

T = 20°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 2.4525 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 2

T = 20°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 2.4437 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 3

T = 20°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 2.4437 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 4

T = 40°C

$$D_{AB} \text{ EXPERIMENTAL} = 2.7177 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 5

T = 40°C

 $D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}}$

$$= 2.7124 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 6

T = 40°C

 $D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}}$

$$= 2.5901 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 7

T = 75°C

 $D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}}$

$$= 3.0171 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 8

T = 75°C

 $D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}}$

$$= 2.9510 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 9

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.0340 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CONCENTRACION INICIAL = 0.05GMOL/CM³

CORRIDA #10

T = 20°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.3705 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 11

T = 20°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.2969 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 12

T = 20°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.3546 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 13

T = 40°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.6578 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 14

T = 40°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.6945 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 15

T = 40°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.6578 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 16

T = 75°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.8311 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 17

T = 75°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.8314 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 18

T = 75°C

$$D_{AB}^{\text{EXPERIMENTAL}} = 3.8314 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CAPITULO VIII

RESULTADOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE DEL COEFICIENTE
DE DIFUSION LIQUIDO-GAS Y LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRA-
NAS BIOLOGICAS

Recopilación de los coeficientes de difusión obtenidos
experimentalmente de líquido en gas y de líquido a través
de membranas biológicas.

VIII)- RESULTADOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE DEL COEFICIENTE DE DIFUSION
LIQUIDO EN GAS

VIII .1.) - MEZCAL

CORRIJA #	T(°C)	t(SEG)	M (GMOL/CM ² S)	P°(MMHG)	X _{B1}	D _{AB} EXP. CM ² /s
1	20	7 200	1.1525x10 ⁻⁵	32.5841	0.9444	1.0500x10 ⁻²
2	20	7 380	1.1249x10 ⁻⁵	32.5841	0.9444	1.2100x10 ⁻²
3	20	7 200	1.1525x10 ⁻⁵	32.5841	0.9444	1.2100x10 ⁻²
4	40	2 100	3.9546x10 ⁻⁵	89.4681	0.8473	1.4600x10 ⁻²
5	40	2 100	3.9546x10 ⁻⁵	89.4681	0.8475	1.4600x10 ⁻²
6	40	2 100	3.9546x10 ⁻⁵	89.4681	0.8473	1.4600x10 ⁻²
7	75	3 600	2.3068x10 ⁻⁵	419.6369	0.2859	1.1000x10 ⁻³
8	75	3 600	2.3068x10 ⁻⁵	419.6369	0.2859	1.1000x10 ⁻³
9	75	3 600	2.3068x10 ⁻⁵	419.6369	0.2859	1.1000x10 ⁻³

VII 1.2).- RON

CORRIDA #	T(°C)	t(SEG)	N (GMOL/CM ² S)	P° (MMHG)	X _{B1}	D _{AB} EXP. CM ² /S
1	20	5 700	9.9540x10 ⁻⁶	26.6787	0.9545	1.2484x10 ⁻²
2	20	9 500	9.3118x10 ⁻⁶	26.6787	0.9545	1.1673x10 ⁻²
3	20	5 700	9.3440x10 ⁻⁶	26.6787	0.9545	1.2484x10 ⁻²
4	40	5 280	1.7401x10 ⁻⁵	81.9134	0.3602	6.3649x10 ⁻³
5	40	4 800	1.3042x10 ⁻⁵	81.9134	0.3602	7.0013x10 ⁻³
6	40	5 100	1.0980x10 ⁻⁵	81.9134	0.3602	6.5997x10 ⁻³
7	75	6 000	1.4455x10 ⁻⁵	290.8008	0.3821	7.6713x10 ⁻⁴
8	75	6 200	7.5746x10 ⁻⁵	290.8008	0.3821	7.1077x10 ⁻⁴
9	75	6 540	1.4578x10 ⁻⁵	290.8008	0.3821	7.7500x10 ⁻⁴

VIII.1.3) TEQUILA

CORRIDA #	T (°C)	t (SEG)	N (GMOL/CM ² S)	P* (MMHG)	X _{B1}	D _{AB} EXP. CM ² /s
1	20	10 320	8.5465x10 ⁻⁶	26.2818	0.9552	1.2234x10 ⁻²
2	20	9 900	8.9090x10 ⁻⁶	26.2818	0.9552	1.5796x10 ⁻²
3	20	10 200	8.6970x10 ⁻⁶	26.2818	0.9552	1.3990x10 ⁻²
4	40	5 580	1.5006x10 ⁻⁴	119.8852	0.7954	4.9014x10 ⁻³
5	40	5 700	1.5473x10 ⁻⁵	119.8852	0.7954	4.7985x10 ⁻³
6	40	5 760	1.5312x10 ⁻⁵	119.8852	0.7954	4.7484x10 ⁻³
7	75	8 700	1.0137x10 ⁻⁵	385.6353	0.3420	6.7088x10 ⁻⁴
8	75	8 400	1.0500x10 ⁻⁵	385.6353	0.3420	6.9485x10 ⁻⁴
9	75	8 400	1.0500x10 ⁻⁵	385.6353	0.3420	6.9485x10 ⁻⁴

VIII.2)- RESULTADOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE DEL COEFICIENTE DE DIFUSION
LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS

VIII.2.1) - HUEVO

CONCENTRACION INICIAL = 0.09GMOL/CM³

CORRIDA #	T(°C)	t(SEG)	(ΔC) _M GMOL/CM ³	V _{TRANS.} ML	n _{TRANS.} GMOL	D _{AB} EXP. CM ² /S
1	20	18 600	0.0564	18	0.0536	1.3937x10 ⁻⁸
2	20	18 000	0.0564	14	0.04175	1.1118x10 ⁻⁸
3	20	18 300	0.0564	16	0.04777	1.2403x10 ⁻⁸
4	40	10 300	0.0546	16	0.05776	2.6265x10 ⁻⁸
5	40	11 400	0.0546	18	0.06498	2.7955x10 ⁻⁸
6	40	10 200	0.0546	17	0.04693	2.4105x10 ⁻⁸
7	75	13 500	0.0566	24.5	0.07154	2.6343x10 ⁻⁸
8	75	13 500	0.0566	26	0.07590	3.0280x10 ⁻⁸
9	75	13 800	0.0566	28.6	0.08350	2.8401x10 ⁻⁸

CONTINUACION

CONCENTRACION INICIAL = $0,05 \text{GMOL/CM}^3$

CORRIDA i	T(°C)	t(SEG)	$(\Delta C)_{M_2}$ GMOL/CM ³	V _{TRANS.} ML	$n_{\text{TRANS.}}$ GMOL	$D_{AB \text{ EXP.}}$ CM ² /S
10	20	10 800	0,0235	10	0,0268	$2,7950 \times 10^{-8}$
11	20	9 600	0,0235	6	0,0239	$2,8321 \times 10^{-8}$
12	20	9 600	0,0235	6	0,0239	$2,8521 \times 10^{-8}$
13	40	7 200	0,0275	8	0,0289	$5,9086 \times 10^{-8}$
14	40	6 600	0,0275	7	0,0253	$3,7826 \times 10^{-8}$
15	40	4 800	0,0275	5	0,0130	$5,8010 \times 10^{-8}$
16	75	7 200	0,0266	9,3	0,0286	$3,9074 \times 10^{-8}$
17	75	7 200	0,0266	10	0,0290	$4,2693 \times 10^{-8}$
18	75	7 200	0,0266	10	0,0290	$4,2698 \times 10^{-8}$

√/H# 2 2) - JIOMATE

CONCENTRACION INICIAL = 0.09GMOL/CM³

CORRIDA i	T(°C)	t(SEG)	(ΔC) _M GMOL/CM ³	V _{TRANS.} ML	M _{TRANS.} GMOL	D _{AB} ^{EXP} CM ² /S
1	20	21 600	0.0636	6	0.0177	2.4525x10 ⁻⁹
2	20	20 400	0.0636	5.6	0.0166	2.4437x10 ⁻⁹
3	20	20 400	0.0636	5.5	0.0166	2.4437x10 ⁻⁹
4	40	12 000	0.0849	4	0.0143	2.7177x10 ⁻⁹
5	40	13 200	0.0849	4.4	0.0158	2.7124x10 ⁻⁹
6	40	13 000	0.0849	3.8	0.0136	2.5901x10 ⁻⁹
7	75	14 400	0.0820	6.6	0.0189	3.0171x10 ⁻⁹
8	75	15 600	0.0820	7	0.0200	2.9510x10 ⁻⁹
9	75	15 600	0.0820	5.2	0.0206	3.0340x10 ⁻⁹

CONTINUACION

CONCENTRACION INICIAL = $0.05 \text{GMOL}/\text{CM}^3$

CORRIDA #	T(°C)	t(SEG)	$(\Delta C)_{M_2}$ GMOL/CM ³	V _{TRANS.} ML	M _{TRANS.} GMOL	D _{AB2} EXP. CM ² /s
10	20	11 100	0.0448	2.9	0.0086	3.3705×10^{-9}
11	20	10 200	0.0448	2.6	0.0077	3.2969×10^{-9}
12	20	10 800	0.0448	2.3	0.0083	3.3546×10^{-9}
13	40	7 800	0.0448	1.3	0.0064	3.6378×10^{-9}
14	40	8 100	0.0448	1.9	0.0068	3.6945×10^{-9}
15	40	7 600	0.0448	1.3	0.0064	3.6378×10^{-9}
16	75	8 800	0.0448	2.7	0.0077	3.8311×10^{-9}
17	75	9 000	0.0448	2.8	0.0080	3.8314×10^{-9}
18	75	9 000	0.0448	2.8	0.0080	3.8314×10^{-9}

CAPITULO IX

ANALISIS DE RESULTADOS

IX) ANALISIS DE RESULTADOS

IX.1) SISTEMA LIQUIDO-GAS

La determinación experimental del coeficiente de difusión para el sistema líquido - gas se llevó a cabo en una celda de difusión; la cuál ~~fué~~ previamente seleccionada - de acuerdo a elementos disponibles con que se contaba.

La celda de difusión presenta el problema de medición de lectura, ya que el capilar no cuenta con una escala propia y es necesario pegar en el soporte una escala provisional de papel milimétrico, la cuál al realizar la lectura implica un porciento de error diferente en cada medición de lectura.

Los sistemas (mezcal, ron y tequila) seleccionados fueron considerados como una mezcla binaria, despreciando el porcentaje de otros componentes presentes en cada uno de ellos. Aunque el porcentaje de los mismos no alcanza el 3% del total ; por lo tanto, se puede despreciar debido a que no se cuenta con la información necesaria para ser tratados como sistemas multicomponentes, ya que se desconoce que tipo de otros componentes contengan. Se determinó un peso molecular aproximado en base a su contenido de alcohol-agua.

Es necesario determinar también las presiones de vapor en éste tipo de sistemas para conocer la presión ejer

cida por los otros componentes, ya que el sistema se ve afectado no sólo por las presiones de la mezcla alcohol-agua sino también por los otros componentes del sistema.

En los sistemas líquido en gas se puede apreciar que al irse incrementando la temperatura disminuye el coeficiente de difusión experimental. Debido a que no se cuenta en la bibliografía éste tipo de información experimental no es posible compararla. Al tratar de encontrar una correlación teórica que se adaptara al sistema empleado, se nota que no se pueden comparar porque éstas correlaciones, son para sistemas binarios y no para sistemas multicomponentes.

IX.2) SISTEMA LIQUIDO A TRAVES DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS

La determinación del coeficiente de difusión experimental en el sistema líquido a través de membranas biológicas se llevó a cabo en las membranas del huevo y jitomate.

Las cuáles se seleccionaron de acuerdo a su costo, disponibilidad, consumo y similitud de dimensiones entre ellas.

Los inconvenientes que se presentaron al trabajar con este tipo de membranas son: la obtención de la membrana; ya que es muy fácil de romperse, la porosidad de la mem

brana por el recubrimiento que se le da para prolongar su vida de anaquel en el caso del jitomate.

En la medición de la concentración en el vaso de precipitados varía de una zona a otra, no es uniforme debido a la concentración tan baja que se emplea.

El coeficiente de difusión experimental en membranas biológicas aumenta con la temperatura, sin embargo; éstos datos no pueden ser contrastados porque no se cuenta con la información en la bibliografía y en relación con las correlaciones teóricas para membranas es necesario conocer la permeabilidad y peso molecular de la membrana, los cuáles son datos que no se encuentran reportados.

En términos generales, estos resultados se deben tomar con ciertas reservas debido a los errores sistemáticos como medición, temperatura de la solución (se supuso la misma que el sistema) etc., y a los errores aleatorios como la presión del aire, humedad del aire, sin embargo a pesar de éstos errores los cuáles se pueden ir corrigiendo a través de un mayor número de corridas lo cual permitiría con el conocimiento más profundo del sistema eliminar éstos errores, se puede decir que los resultados caen dentro del

intervalo de coeficientes de difusión para éste tipo de sistemas. También se puede decir que para garantizar la bondad de nuestros resultados se debe de hacer un análisis estadístico pero esto requeriría un número considerable de corridas.

CAPITULO X

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

2) CONVECCIONES Y RECOMBINACIONES

1) La transferencia de masa es importante dentro de la industria alimentaria; ya que se lleva a cabo dentro del diseño de equipo y el procesamiento y/o almacenamiento de alimentos.

2) La difusión de A en un sistema de A y B tiene lugar debido a la existencia de un gradiente de concentración de A. Los constituyentes del sistema deben alcanzar una superficie, sea que la crucen o no dependiendo tanto de las propiedades de la transferencia de masa como de las características dinámicas del fluido que se está transportando.

3) La ecuación de continuidad para un sistema binario con flujo laminar describe la distribución de concentración. La velocidad promedio molar y densidad, coeficiente de difusión, flux molar y la generación; donde se involucra la difusión, la convección y la reacción química.

4) En los sistemas empleados no se presentó convección, ni reacción química; obteniendo así la Ley de Fick, como:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = \partial N_k / \partial z$$

5) Las correlaciones teóricas que se encuentran reportadas en la bibliografía no son adecuadas para los sistemas alimentarios, ya que un sistema alimentario posee una estructura física compleja y la composición química de los alimentos puede variar dentro de un mismo alimento y puede cambiar durante el procesamiento y/o almacenamiento modificándose así el coeficiente de difusión.

6) No se realizó un estudio estadístico completo debido al tiempo y costo que esto implica para realizar las corridas necesarias en la determinación experimental del coeficiente de difusión.

7) En el sistema líquido-gas el coeficiente experimental de difusión disminuye con la temperatura.

En el sistema líquido a través de membranas biológicas el coeficiente experimental de difusión aumenta con la temperatura. Al disminuir la concentración el coeficiente de difusión experimental aumenta.

8) No es posible comparar los datos obtenidos experimentalmente con datos de la literatura porque no se encuentra la información al respecto, tampoco se pueden comparar con

las correlaciones teóricas reportadas en la bibliografía debido a que no hay estudios sobre alimentos.

9) Es importante éste tipo de trabajo para el diseño y procesamiento y/o almacenamiento de alimentos, en el caso de los sistemas que se manejaron, en el sistema líquido-gas podemos conocer si se presenta variaciones en las propiedades químicas, volatilidad, etc. En el sistema líquido a través de membranas biológicas se puede determinar su permeabilidad; en ambos, en base al coeficiente de difusión se pueden proponer métodos para incrementar la vida de anaquel de los productos, conservación del aroma y sabor.

RECOMENDACIONES;

Se recomienda en estudios posteriores la determinación experimental de las presiones de vapor, el cálculo experimental de las presiones de vapor, el cálculo experimental de peso molecular en bebidas alcohólicas.

La determinación experimental de la viscosidad, densidad de la solución empleada del sistema líquido a través de membranas biológicas.

Realizar un mayor número de corridas para poder realizar un análisis estadístico de resultados.

Mejorar el equipo empleado en la determinación

del coeficiente de difusión experimental.

Tomar el sistema en el caso del sistema líquido-gas como el sistema multicomponente que es.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA.-

1.- ANALISIS MODERNO DE LOS ALIMENTOS

F.L. HART / H.J. FISHER

ED. ACRIBIA

ESPAÑA, 1971

2.- BIBLIOTECA DEL INGENIERO QUIMICO

ROBERT PERRY

ED. MC. GRAW HILL

SEGUNDA EDICION EN ESPAÑOL

MEXICO, 1982

3.- CHEMICAL ENGINEERING

J.M. COULSON / T.F. RICHARDSON

ED. PERGAMON PRESS VOL. 1

USA, 1970

4.- CHEMICAL ENGINEERING SERIES

MOMENTUM, HEAT AND MASS TRANSFER

C.O. BENNETT / J.E. MYERS

ED. MC. GRAW HILL

NEW YORK, 1982

5.- DESIGN AND ANALYSIS OF INDUSTRIAL EXPERIMENTS

THOMAS D. MURPHY JR.

AMERICAN CYANAMID Co.

BOUND BROOK. N. J.
CHEMICAL ENGINEERING JUNE 6, 1977
USA, 1977

- 6.- DIFUSSIONAL MASS TRANSFER
A.H.P. SKELLAND
ED. JOHN WILEY & SONS
USA, 1974

- 7.- DIRECCION GENERAL DE NORMAS
NORMA OFICIAL DE CALIDAD PARA EL MEZCAL
D.G.N. R-10-1949
MEXICO, NOVIEMBRE 30 DE 1949.

- 8.- DIRECCION GENERAL DE NORMAS
NORMA OFICIAL DE CALIDAD PARA EL RON
D.G.N. V-2-1983
MEXICO, 31 DE ENERO DE 1983

- 9.- DIRECCION GENERAL DE NORMAS
NORMA OFICIAL PARA LA DETERMINACION DEL PORCENTAJE
DE ALCOHOL EN VOLUMEN EN LA ESCALA GAY-LUSSAC A
288°K (15°c EN BEBIDAS ALCOHOLICAS DESTILADAS)
D.G.N. V-13-1984
MEXICO, 31 DE JULIO DE 1984

- 10.- DIRECCION GENERAL DE NORMAS
NORMA OFICIAL DE CALIDAD PARA EL TEQUILA
D.G.N. V-7-1978
MEXICO, 31 DE MARZO DE 1978

- 11.- ENGINEERING PROPERTIES OF FOODS
M.A. RAO / S.S.H. RIZVI
ED. MARCEL DECKER INC.
USA, 1986

- 12.- EQUILIBRIUM-STAGE SEPARATION OPERATIONS IN
CHEMICAL ENGINEERING
E.J. HENLEY / J.D. SEADER
ED. JOHN WILEY & SONS
ENGLAND, 1968

- 13.- FISICOQUIMICA
GILBERT W. CASTELLAN
FONDO EDUCATIVO INTERAMERICANO
MEXICO, 1985

- 14.- FOOD ENGINEERING OPERATIONS
J.G. BRENNAN
ED. APLIED SCIENCE PUBLISHERS LTD.
NEW YORK, 1983

- 15.- FUNDAMENTALS OF TRANSPORT PHENOMENA
RAY W. FAHIEN
ED. MC. GRAW HILL
USA, 1983

- 16.- FUNDAMENTOS DE INGENIERIA QUIMICA
CHARLES M. THATCHER

ED. CECSA
MEXICO, 1965

17.- FUNDAMENTOS DE TRANSPORTE DE MOMENTO, CALOR
Y MASA

R.J. WELTY
ED. LINUSA
MEXICO, 1982

18.- GAS-LIQUID REACTIONS

P.V. DANCKWERTS
ED. MC. GRAW HILLS
USA, 1970

19.- HEAT, MASS, AND MOMENTUM TRANSFER

WARREN M. ROSENOW / SAE-UY CHOI
ED. PRENTICE-HALL, INC.
USA, 1961

20.- INGENIERIA DE LOS ALIMENTOS

R.L. EARLE
ED. ACRONIA
ESPAÑA, 1968

21.- MASS TRANSFER IN ENGINEERING PRACTICE

AKSELL LYDEPSEN
ED. JOHN WILEY & SONS
USA, 1983

- 22.- OPERACIONES BASICAS DE INGENIERIA QUIMICA
MC. CASE / SMITH
VOLUMEN II
ED. REVERTE S. A.
ESPAÑA, 1981
- 23.- OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA
ROBERT TREVBAJ
QUINTA EDICION EN ESPAÑOL
ED. MC. GRAV HILL
MEXICO, 1980
- 24.- PHASE EQUILIBRIA IN CHEMICAL ENGINEERING
STANLEY M. CALAS
ED. BUTTERWORTH PUBLISHERS
USA, 1985
- 25.- PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS
ALAN FOGT
ED. CECSA
MEXICO, 1961
- 26.- PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
DONALD J. KERN
DECIMOQUINTA IMPRESION
ED. CECSA
MEXICO, 1986
- 27.- PROCESOS DE TRANSPORTE Y OPERACIONES UNITARIAS

CHRISTIE J. GEANKOPIS
ED. CHUSA
MEXICO, 1986

28.- SEPARATION PROCESSES

C. JUDSON KING
SEGUNDA EDICION EN INGLES
ED. MC. GRAW HILL
MEX, 1981

29.- THE MATHEMATICS OF DIFFUSION

J. CRANK
SECOND EDITION
ED. OXFORD UNIVERSITY PRESS
ENGLAND, 1976

30.- THEORY OF ENERGY AND MASS TRANSFER

A.V. LUNDOV AND Y.A. MISHKINOV
ED. PERGAMON PRESS
ENGLAND, 1965

31.- TRANSFERENCIA DE MASA

SHERWOOD / PIGFORD
ED. MC. GRAW HILL
MEXICO, 1976

32. TRANSPORT PHENOMENA

R. BYRON BIRD R. / WARREN E. STEWART
ED. JOHN WILEY & SONS,
USA, 1976

33.- TRANSPORT PHENOMENA IN LIQUID EXTRACTION
G.S. LADDHA / T.E. DEGALEESAN
ED. MC. GRAW HILL
USA, 1976.

34.- TRANSPORT PHENOMENA FOR ENGINEERS
LOUIS THEODORE
INTERNATIONAL TEXTBOOK COMPANY
ENGLAND, 1971

A P E N D I C E A

A).- DATOS EMPLEADOS EN EL TRATAMIENTO DE RESULTADOS

A.1.1).- DENSIDAD DE LA SACAROSA

DENSIDAD A UNA CONCENTRACION DE 0.39G/GMOL

TEMPERATURA	DENSIDAD
°C	G/ML
20	1.02
40	1.2346
75	0.99862

DENSIDAD A UNA CONCENTRACION DE 0.05G/GMOL

TEMPERATURA	DENSIDAD
°C	G/ML
20	1.00667
40	1.00316
75	0.98555

A.1.2).- VISCOSIDAD DE LA SACAROSA

TEMPERATURA	VISCOSIDAD
°C	KG/M S
20	1.005
40	0.6560
75	0.37995

A.1.4).- PARAMETROS A_{12} Y A_{21} DE LA ECUACION DE
WILSON PARA EL SISTEMA ETANOL-AGUA

TEMPERATURA °K	A_{12}	A_{21}	$12/R$	$21/R$
303.15	0.78925	0.23896	428.50	77.198
323.15	0.83185	0.19486	439.75	148.22
343.15	0.86504	0.17273	453.67	198.76
363.15	0.90524	0.15985	463.51	238.49

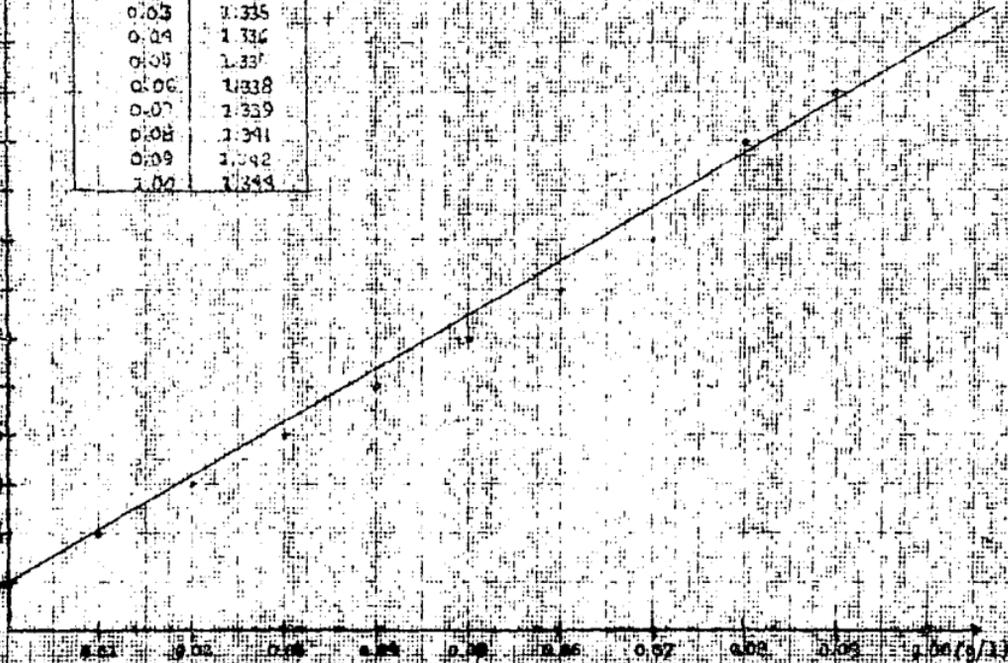
DATO DE PEMBERTON & WASH J.CHEM.THERMODY-
NAMICS 10(1978):867-88)

PHASE EQUILIBRIA IN CHEMICAL ENGINEERING STANLEY M.
WALAS ED. BUTTERWORTH PUBLISHERS ESTADOS UNIDOS DE
NORTEAMERICA, 1985

Indice de refraccion

1.545
1.544
1.543
1.542
1.541
1.540
1.539
1.538
1.537
1.536
1.535
1.534
1.533
1.532

x	y
(g/l)	Indice de refraccion
0.00	1.332
0.02	1.333
0.03	1.334
0.03	1.335
0.04	1.336
0.04	1.337
0.06	1.338
0.07	1.339
0.08	1.341
0.09	1.342
0.09	1.344



A.1.3) - CURVA PATRON "SOLUCION DE SACAROSA"

A.1.4).- NOMENCLATURA

D_{AB}	DIFUSIVIDAD MOLECULAR , M^2/S (CM^2/H , CM^2/S)
J_A	FLUX MASICO DE A CON RESPECTO A LA VELOCIDAD MASICA PROMEDIO, $KG/S M^2$
J_A^*	FLUX MASICO DE A CON RESPECTO A LA VELOCIDAD MOLAR PROMEDIO, $KG/S M^2$
J_A	FLUX MOLAR DE A CON RESPECTO A LA VELOCIDAD MASICA PROMEDIO, $MOL KG/S M^2$
J_A^*	VECTOR DE FLUX MOLAR DE A CON RESPECTO A LA VELOCIDAD MOLAR PROMEDIO, $MOL KG/S M^2$
P_M	PESO MOLECULAR $KG/MOLKG$
n_A	FLUX ESPECIFICO DE A CON RESPECTO A COORDENADAS ESTACIONARIAS, $KG/S M^2$
N_A	VECTOR DE FLUX MOLAR DE A CON RESPECTO A COORDENADAS ESTACIONARIAS, $MOL KG/B M^2$
P	PRESION TOTAL N/M^2 $MM HG$
V_A	VELOCIDAD DE DIFUSION DE A CON RESPECTO A COORDENADAS ESTACIONARIAS M/S
V_M	VELOCIDAD MOLAR PROMEDIO DE UNA CORRIENTE CON RESPECTO A COORDENADAS ESTACIONARIAS, M/S
V	VOLUMEN M^3
X_A	FRACCION MOL DE A
ρ	DENSIDAD
AST	AREA DE SECCION TRASVERSAL A TRAVES DE LA CUAL OCURRE LA DIFUSIVIDAD
Z	ALTURA
T	TEMPERATURA

B) DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE DE DIFUSION

B.1).- COEFICIENTE DE DIFUSION EXPERIMENTAL LIQUIDO EN
GAS

B.1.1).- RON

RON

EN BASE A LA DENSIDAD Y A LA MEZCLA DE AGUA, ETANOL Y COMPONENTES PROPIOS DE LA ELABORACION DEL RON SE DETERMINARON LOS G/L DE LOS COMPONENTES PRESENTES EN EL RON,

LA DENSIDAD SE DETERMINO EXPERIMENTALMENTE CON EL DENSIMETRO ROSBAN-1207.

$$\text{DENSIDAD} = 0.940\text{G}/\text{CM}^3$$

EL GRADO ALCOHOLICO SE OBTUVO COMO DATO DE LA ETIQUETA DEL ENVASE DEL RON.

$$^{\circ}\text{GL} = 40$$

CONVERSIONES:

$$\text{DENSIDAD} = (0.940 \text{ G}/\text{CM}^3)(1 \text{ 000CM}^3/\text{L}) = 940\text{G}/\text{L}$$

APENDICE B

GRAMOS ETANOL

$$G_{\text{ETANOL}} = (940\text{G/L})(0.40) = 376\text{G/L}$$

GRAMOS AGUA + GRAMOS OTROS COMPONENTES

$$= (940\text{G/L})(0.60) = 564\text{G/L}$$

GRAMOS DE OTROS COMPONENTES EN EL RON:

APARTE DE LA CANTIDAD DE AGUA Y ETANOL, Y DE LOS DEMAS COMPONENTES PROPIOS DE LA ELABORACION DEL RON, EXPRESADOS COMO: ALCOHOLES SUPERIORES (ALCOHOL AMILICO), EXTRACTO SECO, ACIDEZ TOTAL (ACIDO ACETICO), ESTERES (ACETATO DE ETILO), ALDEHIDOS (ALDEHIDO ACETICO); FUERON OBTENIDOS DE LA NORMA OFICIAL DE CALIDAD PARA EL RON D.G.M. V-2-1983, 31 DE JULIO DE 1984.

GRAMOS DE OTROS COMPONENTES:

	G/L
ALCOHOLES SUPERIORES	4
EXTRACTO SECO	20
CENIZAS	0.5
ACIDEZ TOTAL	1.2
ESTERES	2.0
ALDEHIDOS	0.4
T O T A L	<hr/> 28.1 G/L

GRAMOS AGUA

(G AGUA + G OTROS COMPONENTES) - G OTROS COMPONENTES

$$G \text{ AGUA} = 564\text{g/L} - 28.1\text{g/L}$$

$$= 535.9\text{g/L}$$

TOTAL DE GRAMOS DEL RON

G AGUA + G OTROS COMPONENTES + G ETANOL

$$535.9 + 28.1 + 376 = 940\text{g/L}$$

FRACCION MASICA

$$X_{\text{ETANOL}} = \frac{G \text{ ETANOL}}{G \text{ TOTALES}} = \frac{376 \text{ g/L}}{940 \text{ g/L}} = 0.4$$

$$\%_{\text{ETANOL}} = (0.4)(100) = 40 \%$$

$$X_{\text{AGUA}} = \frac{G \text{ AGUA}}{G \text{ TOTALES}} = \frac{535.9\text{g/L}}{940\text{g/L}} = 0.5701$$

$$\%_{\text{AGUA}} = (0.5701)(100) = 57.01 \%$$

$$X_{\text{OTROS COMP.}} = \frac{G \text{ OTROS COMP.}}{G \text{ TOTALES}} = \frac{28.1 \text{ g/L}}{940 \text{ g/L}} = 0.02894$$

$$\%_{\text{OTROS COMP.}} = (0.02894)(100) = 2.9894\%$$

TOMANDO EN CUENTA QUE EL PORCENTAJE DE LOS OTROS COMPONENTES ES DE 2.9894 %, SE CONSIDERA QUE EL RON BASICAMENTE ES UNA MEZCLA DE ALCOHOL-AGUA CON LOS SIGUIENTES PORCENTAJES:

$$G \text{ AGUA} = 535.9 \text{ G/L}$$

$$G \text{ ETANOL} = \underline{376 \text{ G/L}}$$

$$T O T A L \quad 911.9 \text{ G/L}$$

$$X_{\text{AGUA}} = \frac{535.9 \text{ G/L}}{911.9 \text{ G/L}} = 0.5877$$

$$X_{\text{ETANOL}} = \frac{376 \text{ G/L}}{911.9 \text{ G/L}} = \underline{0.4123}$$

$$T O T A L \quad 1.0000$$

$$\% \text{ AGUA} = (0.5877)(100) = 58.77\%$$

$$\% \text{ ETANOL} = (0.4123)(100) = 41.23\%$$

FRACCION MOL

$$n_{\text{AGUA}} = \frac{G \text{ AGUA}}{PM \text{ AGUA}}$$

$$PM \text{ AGUA} = 18 \text{ G/GMOL}$$

$$n_{\text{AGUA}} = \frac{535.9 \text{ G}}{18 \text{ G/GMOL}} = 29.7722 \text{ GMOL}$$

$$\eta_{\text{ETANOL}} = \frac{G_{\text{ETANOL}}}{PM_{\text{ETANOL}}}$$

$$PM_{\text{ETANOL}} = 50 \text{ G/GMOL}$$

$$\eta_{\text{ETANOL}} = \frac{376 \text{ G}}{50 \text{ G/GMOL}} = 7.52 \text{ GMOL}$$

$$\begin{aligned} \eta_{\text{RON}} &= \eta_{\text{ETANOL}} + \eta_{\text{AGUA}} \\ &= 29.7722 + 7.52 = 37.2922 \end{aligned}$$

$$x_{\text{AGUA}} = \frac{\eta_{\text{AGUA}}}{\eta_{\text{RON}}} = \frac{29.7722}{37.2922} = 0.7970$$

$$x_{\text{ETANOL}} = \frac{\eta_{\text{ETANOL}}}{\eta_{\text{RON}}} = \frac{7.52}{37.2922} = 0.2017$$

PESO MOLECULAR

$$\begin{aligned} PM &= (x_{\text{AGUA}})(PM_{\text{AGUA}}) + (x_{\text{ETANOL}})(PM_{\text{AGUA}}) \\ &= (0.797)(18 \text{ G/GMOL}) + (0.2017)(50 \text{ G/GMOL}) \\ &= 24.4285 \text{ G/GMOL} \end{aligned}$$

DENSIDAD MOLAR

$$e = \frac{0.940 \text{ G/CM}^3}{24.4285 \text{ G/GMOL}} = 0.0385 \text{ GMOL/CM}^3$$

LOS CALCULOS ANTERIORES SON COMUNES PARA TODAS LAS

CORRIDAS DEL RON.

CORRIDA # 1.

$$T = 20$$

$$t = 2.25 \text{ H} = 145 \text{ MIN} = 5 \text{ 700S}$$

$$\text{AST} = 0.04441 \text{ CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ CM}^3$$

FLUX MOLAR

$$\begin{aligned} N_{\text{RON}} &= VQ(1/PM)(1/AST)(1/T) \\ &= (0.1 \text{ CM}^3)(0.940 \text{ G/CM}^3)(1/0.0441 \text{ CM}^2)(1/8 \text{ 700S}) \\ &= 9.954 \times 10^{-6} \text{ GMOL/CM}^2\text{S} \end{aligned}$$

q

PRESION DE VAPOR

LOS VALORES DE LOS PARAMETROS A_{12} Y A_{21} DE LA ECUACION DE WILSON PARA LA SOLUCION ALCOHOL-AGUA A $T = 20^\circ\text{C}$ SON LOS SIGUIENTES:

$$A_{12} = 0.78925$$

$$A_{21} = 0.23896$$

FRACCION MOL

$$\bar{x}_1 = 0.797 \text{ PARA EL AGUA}$$

$$\bar{x}_2 = 0.2017 \text{ PARA EL ETANOL}$$

COEFICIENTES DE ACTIVIDAD A PARTIR DE LA ECUACION DE WILSON:

$$\begin{aligned} \ln \gamma_1 &= - \ln [0.797 + (0.23896)(0.2017)] + (0.2017) \\ &\quad \left[\frac{0.23896}{(0.797) + (0.23896)(0.2017)} - \frac{0.78925}{0.2017 + (0.78925)(0.797)} \right] \\ \gamma_1 &= 1.4069 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln \gamma_2 &= - \ln [0.2017 + (0.78925)(0.797)] + (0.797) \\ &\quad \left[\frac{0.78925}{(0.2017) + (0.78925)(0.797)} - \frac{0.23896}{0.797 + (0.2017)(0.23896)} \right] \\ \gamma_2 &= 0.7344 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P^o &= X_1 \gamma_1 P_1^{VAP} + X_2 \gamma_2 P_2^{VAP} \\ &= (0.797)(1.4069)(P_1^{VAP}) + (0.2017)(0.7344)(P_2^{VAP}) \end{aligned}$$

LAS CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE PARA EL ETANOL SON

$$P_c = 925.3 \text{ PSIA}$$

$$A_1 = 7.43437$$

$$A_2 = 6162.36$$

$$A_3 = 359.3826$$

$$T = 68^\circ\text{F}$$

$$\frac{\ln P_2^{VAP}}{925.3} = \frac{7.43437 - 6162.36}{68 + 359.3826}$$

$$P_2^{VAP} = 0.857 \text{PSIA} = 44.32 \text{MMHG}$$

LOS DATOS DE LAS CONSTANTES DE LA ECUACION DE ANTOINE

PARA EL AGUA SON:

$$P_C = 3 \ 206.7 \text{PSIA}$$

$$A_1 = 6.53247$$

$$A_2 = 7 \ 173.79$$

$$A_3 = 389.9747$$

$$T = 68^\circ\text{F}$$

$$\frac{\ln P_1^{VAP}}{5206.7} = \frac{6.53247 - \frac{7 \ 173.79}{68 + 389.9747}}{5206.7}$$

$$P_2^{VAP} = 0.34687 \text{PSIA} = 17.9382 \text{MMHG}$$

$$P_T = 586 \text{MMHG}$$

POR LA LEY DE DALTON

$$X_A = \frac{26.6787}{586} = 0.0455$$

$$X_{B1} = 1 - 0.0455 = 0.9545$$

$$X_{B2} = 1 - 0$$

DIFUSIVIDAD DE RON EN EL AIRE A 20°C

$$D_{AB} = \frac{N_{\text{MEZCAL}} (Z_2 - Z_1)}{C \text{ LN} \frac{(X_{B2})}{(X_{B1})}}$$

$$\begin{aligned} D_{AB} &= \frac{(9.954 \times 10^{-6} \text{GMOL/CM}^2\text{S})(2.25\text{CM})}{(0.0385\text{GMOL/CM}^3) \text{LN} (1/0.9545)} \\ &= 1.2484 \times 10^{-2} \text{CM}^2/\text{s} \end{aligned}$$

CORRIDA # 2

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 2:35\text{H} = 115\text{MIN} = 9300\text{s}$$

$$\text{AST} = 0.04441\text{CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1\text{CM}^3$$

FLUX MOLAR

$$\begin{aligned} N_{\text{RON}} &= (0.1\text{CM}^3)(0.940\text{G/CM}^3)(1/0.4441\text{CM}^2)(1/9300\text{s})(\text{s}/24.4285) \\ &= 9.5118 \times 10^{-6} \text{GMOL/CM}^2\text{s} \end{aligned}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(9.3118 \times 10^{-6} \text{GMOL/CM}^2\text{-S})(2.25\text{CM})}{(0.0325\text{GMOL/CM}^3) \text{LN}(1/0.9545)}$$

$$= 1.678 \times 10^{-2} \text{CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 3

LA CORRIDA # 12 TARDO EL MISMO TIEMPO (2:25H) EN EVAPO-
RAR 0.1ML DE RON A $T=20^\circ\text{C}$ QUE LA CORRIDA # 10, POR LO QUE LA
DIFUSIVIDAD ES LA MISMA.

$$D_{AB} = 1.248 \times 10^{-2} \text{CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 4

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 88\text{MIN} = 5.280\text{s}$$

$$A_{ST} = 0.04441\text{CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPOARADO} = 0.1\text{CM}^3$$

FLUX. MOLAR

$$N_{\text{RON}} = (0.1\text{CM}^3)(0.940\text{G/CM}^3)(1/0.04441\text{CM}^2)(1/5.280\text{s})(1/24.4285\text{G/CMOL})$$

$$= 1.6401 \times 10^{-5} \text{GMOL/CM}^2\text{S}$$

PRESION DE VAPOR

LOS VALORES DE LAS CONSTANTES A_{12} Y A_{21} DE LA ECUACION DE WILSON PARA LA SOLUCION ALCOHOL-AGUA A $T = 40^{\circ}\text{C}$ SON:

$$A_{12} = 0.81055$$

$$A_{21} = 0.21691$$

FRACCION MOL

$$x_{\text{AGUA}} = 0.797$$

$$x_{\text{ETANOL}} = 0.2017$$

COEFICIENTES DE ACTIVIDAD A PARTIR DE LA ECUACION DE WILSON:

$$\ln \gamma_1^A = -\ln [0.797 + (0.21691)(0.2017)] + (0.2017) \left[\frac{0.21691}{0.797 + (0.21691)(0.2017)} - \frac{0.81055}{0.2017 + (0.81055)(0.797)} \right]$$

$$\gamma_1^A = 1.5855$$

$$\ln \gamma_2^A = -\ln [0.2017 + (0.81055)(0.797)] + (0.797) \left[\frac{0.81055}{0.2017 + (0.81055)(0.797)} - \frac{0.21691}{0.797 + (0.21691)(0.2017)} \right]$$

$$\gamma_2^A = 0.7596$$

PRESION DE VAPOR

$$P^{\circ} = X_1 \gamma_1^s P_1^{\text{VAP}} + X_2 \gamma_2^s P_2^{\text{VAP}}$$

$$= (0.797)(1.3853)(P_1^{\text{VAP}}) + (0.2017)(0.7549)(P_2^{\text{VAP}})$$

$$T = 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F}$$

DE LA ECUACION DE ANTOINE :

PARA EL ETANOL:

$$P_2^{\text{VAP}} = 2.6268\text{PSIA} = 135.8488\text{MMHG}$$

PARA EL AGUA

$$P_1^{\text{VAP}} = 1.07052\text{PSIA} = 55.3616\text{MMHG}$$

$$P^{\circ} = (0.797)(1.3853)(55.3616) + (0.2017)(0.7589)(135.8488)$$

$$= 61.9174 \text{ MMHG}$$

$$P_T = 586 \text{ MMHG}$$

DE LA LEY DE DALTON

$$X_A = \frac{81,2184}{586} = 0.1398$$

$$X_{B1} = 1 - 0.1398 = 0.8602$$

$$X_{B2} = 1 - 0$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.6401 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2,25\text{CM})}{0,0385 \text{ GMOL/CM}^3 \text{ LN}(1/0.8602)}$$

$$= 6.36498 \times 10^{-3} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 5

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 1:20\text{H} = 80\text{MIN} = 4800\text{s}$$

$$\text{AST} = 0.04441\text{CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1\text{CM}^3$$

FLUX MOLAR

$$N_{\text{RON}} = (0.1\text{CM}^3)(0.940\text{G/CM}^3)(1/0.04441\text{CM}^2)(1/4800\text{s})(1/24.4285 \text{ G/GMOL})$$

$$= 1.8042 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S}$$

PRESION DE VAPOR

$$P^{\circ} = 81.9184 \text{ MMHG}$$

$$P_T = 586 \quad \text{MMHG}$$

$$X_{B1} = 0.8602$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.8042 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{-S})(2.25 \text{ CM})}{0.0385 \text{ GMOL/CM}^3 \text{ LN}(1/0.8602)}$$

$$= 7.0018 \times 10^{-3} \text{ GMOL/CM}^3$$

CORRIDA # 6

$$T = 40^{\circ}\text{C}$$

$$t = 1:25\text{H} = 85\text{MIN} = 5100\text{s}$$

$$A_{ST} = 0.04441 \text{ CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ CM}^3$$

FLUX MOLAR

$$N_{RON} = (0.1 \text{ CM}^3)(0.940 \text{ G/CM}^3)(1/0.4441 \text{ CM}^2)(1/5100 \text{ s})(1/24.4285 \text{ G/GMOL})$$

$$= 1.6980 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{-S}$$

PRESION DE VAPOR

$$P^{\circ} = 81.9184 \text{ MMHG}$$

$$P_T = 586 \text{ MMHG}$$

$$X_A = 0.1398$$

$$X_{B1} = 0.8602$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.6980 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2.25 \text{ CM})}{0.0385 \text{ GMOL/CM}^3 \text{ LN}(1/0.8602)}$$

$$= 6.5897 \times 10^{-3} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 7

$$T = 75^{\circ}\text{C}$$

$$t = 1:40 \text{ H} = 100 \text{ MIN} = 6000 \text{ S}$$

$$A_{ST} = 0.04441 \text{ CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ CM}^3$$

FLUX. MOLAR

$$N_{\text{RON}} = (0.1 \text{ CM}^3)(0.940 \text{ G/CM}^3)(1/0.4441 \text{ CM}^2)(1/6000 \text{ S})(1/24,4285 \text{ G/GMOL})$$

$$= 1.4433 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S}$$

PRESION DE VAPOR

LAS CONSTANTES A_{12} Y A_{21} DEL SISTEMA ETANOL-AGUA PARA LA ECUACION DE WILSON SON:

$$A_{12} = 0.87509$$

$$A_{21} = 0.16951$$

FRACCION MOL

$$x_1 \text{ AGUA} = 0.797$$

$$x_2 \text{ ETANOL} = 0.2017$$

$$\ln \gamma_1^s = - \ln [0.797 + (0.16951)(0.2017)] + (0.2017)$$

$$\left[\frac{0.16951}{0.797 + (0.16951)(0.2017)} - \frac{0.87509}{0.2017 + (0.797)(0.87509)} \right]$$

$$\gamma_1^s = 1.4793$$

$$\ln \gamma_2^s = - \ln [0.2017 + (0.797)(0.87509)] + (0.797)$$

$$\left[\frac{0.87509}{0.2017 + (0.797)(0.87509)} - \frac{0.16951}{0.797 + (0.16951)(0.2017)} \right]$$

$$\gamma_2^s = 0.6612$$

$$\begin{aligned}
 P^{\circ} &= X_1 \sigma_1^A P_1^{\text{VAP}} + X_2 \sigma_2^A P_2^{\text{VAP}} \\
 &= (0.797)(1.4793)(P_1^{\text{VAP}}) + (0.2017)(0.6612)(P_2^{\text{VAP}})
 \end{aligned}$$

DE LA ECUACION DE ANTOINE

PARA EL ETANOL:

$$P_2^{\text{VAP}} = 7.6011 \text{ PSIA} = 393.09 \text{ MMHG}$$

PARA EL AGUA:

$$P_1^{\text{VAP}} = 5.511 \text{ PSIA} = 287 \text{ MMHG}$$

$$\begin{aligned}
 P^{\circ} &= (0.797)(1.4793)(287) + (0.2017)(0.6612)(393.09) \\
 &= 390.8008 \text{ MMHG}
 \end{aligned}$$

DE LA LEY DE DALTON

$$X_A = 390.8008 / 586 = 0.6669$$

$$X_{B1} = 1 - 0.6669 = 0.3331$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.443 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{-S})(2.25 \text{ CM})}{(0.0385 \text{ GMOL/CM}^3) \text{ LN}(1/0.333)}$$

$$D_{AB} = 7.67136 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 8

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 1:45\text{H} = 205\text{MIN} = 6300\text{s}$$

$$A_{ST} = 0.04441\text{cm}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ cm}^3$$

FLUX MOLAR

$$\begin{aligned} N_{\text{RON}} &= (0.1\text{cm}^3)(0.940\text{g/cm}^3)(1/0.04441\text{cm}^2)(1/6300\text{s})(1/24.4285 \\ &\quad \text{g/gmol}) \\ &= 7.5746 \times 10^{-5} \text{ gmol/cm}^2\text{s} \end{aligned}$$

PRESION DE VAPOR

$$P^\circ = 590.80008\text{mmHg}$$

$$P_T = 586 \text{ mmHg}$$

$$X_A = 0.6669$$

$$X_{B1} = 0.3331$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.3746 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2.25 \text{ CM})}{0.0385 \text{ GMOL/CM}^3 \text{ LN } (1/0.3331)}$$

$$= 7.5077 \times 10^{-4} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 9

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t \Rightarrow 1.39\text{H} = 99\text{MIN} = 5940\text{s}$$

$$\text{AST} = 0.04441 \text{ CM}^2$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ CM}^3$$

FLUX MOLAR

$$N_{\text{RON}} = (0.1 \text{ CM}^3)(0.940 \text{ G/CM}^3)(1/0.04441 \text{ CM}^2)(1/5940\text{s})(1/24.4285 \text{ G/GMOL})$$

$$= 1.4578 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S}$$

PRESION DE VAPOR

$$P^\circ = 390.80008 \text{ MMHG}$$

$$P_T = 586 \text{ MMHG}$$

$$X_A = 0.6669$$

$$X_{B1} = 0.3331$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.4578 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2.25\text{CM})}{(0.0385 \text{ GMOL/CM}^3) \text{LN}(1/0.3331)}$$
$$= 7.75 \times 10^{-4} \text{ CM}^2/\text{S}$$

B.1.2).- TEQUILA

TEQUILA

EN BASE A LA DENSIDAD Y AL MEZCLA DE AGUA, ETANOL Y COMPONENTES PROPIOS DE LA ELABORACION DEL TEQUILA SE DETERMINARON LOS G/L DE LOS COMPONENTES PRESENTES EN EL TEQUILA.

LA DENSIDAD SE DETERMINO EXPERIMENTALMENTE CON DENSIMETRO MODELO ROBSON-1207

$$\text{DENSIDAD} = 0.948 \text{ g/cm}^3$$

EL GRADO ALCOHOLICO SE OBTUVO COMO DADO DE LA ETIQUETA DEL ENVASE DEL TEQUILA

$$^{\circ}\text{GL} = 40$$

GRAMOS ETANOL

$$\text{G ETANOL} = (348\text{g/L})(0.40) = 139.2 \text{ g/L}$$

GRAMOS AGUA + GRAMOS OTROS COMPONENTES

$$(948\text{g/L})(0.60) = 568.8\text{g/L}$$

GRAMOS DE OTROS COMPONENTES DEL TEQUILA:

APARTE DE LA CANTIDAD DE AGUA Y ETANOL, Y LOS OTROS COMPONENTES PROPIOS DE LA ELABORACION DEL TEQUILA, EXPRESADOS COMO: EXTRACTO SECO, ALCOHOLES SUPERIORES (ALCOHOL AMILICO), Y METANOL, FUERON OBTENIDOS DE LA NORMA OFICIAL DE CALIDAD PARA TEQUILA D.G.N. V-7-1978, 31 DE MARZO DE 1978.

G OTROS COMPONENTES:

	g/L
EXTRACTO SECO	0.2
ALCOHOLES SUPERIORES	0.4
METANOL	0.3
	<hr/>
T O T A L	0.9 g/L

GRAMOS AGUA

$$\begin{aligned}
 \text{G AGUA} &= (\text{G AGUA} + \text{G OTROS COMPONENTES}) - \text{G OTROS COMPONENTES} \\
 &= 568.8\text{g/L} - 0.9\text{g/L} \\
 &= 567.9\text{g/L}
 \end{aligned}$$

TOTAL DE GRAMOS TEQUILA

$$\text{G AGUA} + \text{G OTROS COMPONENTES} + \text{G ETANOL}$$

$$567.9 \text{ g/L} + 0.9\text{g/L} + 379.2 \text{ g/L} = 948\text{g/L}$$

FRACCION MASICA

$$X_{\text{ETANOL}} = \frac{\text{G ETANOL}}{\text{G TOTALES}} = \frac{379.2 \text{ G/L}}{948 \text{ G/L}} = 0.4$$

$$\%_{\text{ETANOL}} = (0.4)(100) = 40 \%$$

$$X_{\text{AGUA}} = \frac{\text{G AGUA}}{\text{G TOTALES}} = \frac{567.9 \text{ G/L}}{948 \text{ G/L}} = 0.599$$

$$\%_{\text{AGUA}} = (0.599)(100) = 59.9 \%$$

$$X_{\text{OTROS COMP.}} = \frac{\text{G OTROS COMP.}}{\text{G TOTALES}} = \frac{0.9 \text{ G/L}}{948 \text{ G/L}} = 9.493 \times 10^{-4}$$

$$\%_{\text{OTROS COMP.}} = (9.493 \times 10^{-4})(100) = 0.094 \%$$

TOMANDO EN CUENTA QUE EL PORCIENTO DE LOS OTROS COMPONENTES ES DE 0.094%, SE CONSIDERA QUE EL TEQUILA BASICAMENTE ES UNA MEZCLA DE ALCOHOL-AGUA CON LOS SIGUIENTES PORCENTAJES:

$$\text{G AGUA} = 567.9 \text{ G/L}$$

$$\text{G ETANOL} = 379.2 \text{ G/L}$$

$$\text{T O T A L } 947.1 \text{ G/L}$$

$$X_{\text{AGUA}} = 567.9 / 947.1 = 0.5996$$

$$X_{\text{ETANOL}} = 379.2 / 947 = 0.4004$$

$$\%_{\text{AGUA}} = (0.5996)(100) = 59.9\%$$

$$\%_{\text{ETANOL}} = (0.4004)(100) = 40.04\%$$

FRACCION MOL

$$n_{\text{AGUA}} = \frac{567.9 \text{ G}}{18 \text{ G/GMOL}} = 31.55 \text{ GMOL}$$

$$n_{\text{ETANOL}} = \frac{379.2 \text{ G}}{50 \text{ G/GMOL}} = 7.584 \text{ GMOL}$$

$$\begin{aligned} n_{\text{TEQUILA}} &= n_{\text{AGUA}} + n_{\text{ETANOL}} \\ &= 39.134 \text{ GMOL} \end{aligned}$$

$$X_{\text{AGUA}} = \frac{31.55 \text{ GMOL}}{39.134 \text{ GMOL}} = 0.8062$$

$$X_{\text{ETANOL}} = \frac{7.584 \text{ GMOL}}{39.134 \text{ GMOL}} = 0.1938$$

PESO MOLECULAR

$$\begin{aligned} PM_{\text{TEQUILA}} &= (0.8062)(18 \text{ G/GMOL}) + (0.1938)(50 \text{ G/GMOL}) \\ &= 24.2016 \text{ G/GMOL} \end{aligned}$$

DENSIDAD MOLAR

$$\rho = \frac{0.948 \text{ g/cm}^3}{24.2016 \text{ g/gmol}} = 0.0317 \text{ gmol/cm}^3$$

LOS DATOS ANTERIORES SON COMUNES PARA TODAS LAS CORRIDAS DEL TEQUIL

CORRIDA # 1:

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 2:52\text{H} = 172\text{MIN} = 10\ 320\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1\text{cm}^3$$

$$\text{AST} = 0.04441\text{cm}^2$$

FLUX MOLAR

$$\begin{aligned} N_{\text{TEQUILA}} &= (0.1\text{cm}^3)(0.948\text{g/cm}^3)(1/0.04441\text{cm}^2)(1/10\ 320\text{s}) \\ &\quad (1/24.2016 \text{ g/gmol}) \\ &= 3.5465 \times 10^{-6} \text{ gmol/cm}^2\text{s} \end{aligned}$$

PRESION DE VAPOR

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$A_{12} = 0.78925$$

$$A_{21} = 0.23896$$

FRACCION MOL

$$X_{\text{LAGUA}} = 0.8062$$

$$x_2 \text{ ETANOL} = 0.1938$$

$$\ln \gamma_1 = - \ln [0.8062 + (0.23896)(0.1938)] + (0.1938)$$

$$\left[\frac{0.23896}{0.8062 + (0.23896)(0.1938)} - \frac{0.78925}{0.1938 + (0.78925)(0.8062)} \right]$$

$$\gamma_1 = 1.384$$

$$\ln \gamma_2 = - \ln [0.1938 + (0.78925)(0.8062)] + (0.8062)$$

$$\left[\frac{0.78925}{0.1938 + (0.78925)(0.8062)} - \frac{0.23896}{0.8062 + (0.23896)(0.1938)} \right]$$

$$\gamma_2 = 0.7296$$

$$P^{\circ} = x_1 \gamma_1 P_1^{\text{VAP}} + x_2 \gamma_2 P_2^{\text{VAP}}$$

$$= (0.8062)(1.384)(P_1^{\text{VAP}}) + (0.1938)(0.7296)(P_2^{\text{VAP}})$$

$$T = 20^{\circ}\text{C} = 68^{\circ}\text{F}$$

DE LA ECUACION DE ANTOINE

$$P_2 = 44.32 \text{ mmHg}$$

$$P_1^{\text{VAP}} = 17.9382 \text{ mmHg}$$

$$P^{\circ} = (0.8062)(1.384)(17.9332) + (0.1938)(0.7296)(44.32)$$

$$= 26.2818 \text{ mmHg}$$

DE LA LEY DE DALTON

$$X_A = 26.2818 / 536 = 0.0448$$

$$X_{B1} = 1 - 0.0448 = 0.9552$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(8.5465 \times 10^{-6} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2.25 \text{ CM})}{(0.0317 \text{ GMOL/CM}^3) \text{ LN}(1/0.9552)}$$

$$= 1.3235 \times 10^{-2} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 2

$$T = 20^{\circ}\text{C}$$

$$t = 9 \text{ 900s}$$

FLUX MOLAR

$$N_{\text{TEQUILA}} = (0.1 \text{ CM}^3)(0.948 \text{ G/CM}^3)(1/0.04441 \text{ CM}^2)(1/9 \text{ 900s})$$

$$(1/24.2016 \text{ G/GMOL})$$

$$8.909 \times 10^{-6} \text{ GMOL/CM}^2\text{S}$$

PRESION DE VAPOR

$$P_T = 586 \text{ MMHG}$$

$$P^\circ = 26.2818 \text{ MMHG}$$

$$X_A = 0.0448$$

$$X_{B1} = 0.9552$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(8.909 \times 10^{-6} \text{ GMOL/CM}^2\text{SEG})(2.25\text{CM})}{(0.0317 \text{ GMOL/CM}^3) \text{ LN}(1/0.9552)}$$

$$= 1.3796 \times 10^{-2} \text{ CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 3

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 2:25\text{H} = 170\text{MIN} = 10\,200\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ CM}^3$$

$$\text{AST} = 0.04441\text{CM}^2$$

FLUX MOLAR

$$\begin{aligned}
 N_{\text{TEQUILA}} &= (0.1\text{cm}^3)(0.948\text{g/cm}^3)(1/0.04441\text{cm}^2)(1/10\ 200\text{s}) \\
 &\quad (1/24.2016) \\
 &= 8.647 \times 10^{-6} \text{GMOL/CM}^2\text{S}
 \end{aligned}$$

PRESION DE VAPOR

$$P_T = 586 \text{ MMHG}$$

$$P^\circ = 26.2818\text{MMHG}$$

$$X_A = 0.0448$$

$$X_{B1} = 0.9552$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$\begin{aligned}
 D_{AB} &= \frac{(8.647 \times 10^{-6} \text{GMOL/CM}^2\text{S})(2.25\text{CM})}{0.0517 \text{GMOL/CM}^3 \text{LN}(1/0.9552)} \\
 &= 1.339 \times 10^{-2} \text{CM}^2/\text{S}
 \end{aligned}$$

CORRIDA #4

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 1:33\text{H} = 93\text{MIN} = 5\ 580\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1\text{CM}^3$$

$$\text{AST} = 0.04441\text{CM}^2$$

FLUX MOLAR

$$\begin{aligned} N_{\text{TEQUILA}} &= (0.1\text{CM}^3)(0.948\text{G/CM}^3)(1/0.04441\text{CM}^2)(1/5\ 580\text{s}) \\ &\quad (1/24.2016\ \text{G/GMOL}) \\ &= 1.5806 \times 10^{-4}\ \text{GMOL/CM}^2\text{s} \end{aligned}$$

PRESION DE VAPOR

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$A_{12} = 0.81055$$

$$A_{21} = 0.21691$$

FRACCION MOL

$$x_{\text{AGUA}} = 0.8062$$

$$x_{\text{2ETANOL}} = 0.1938$$

$$\text{LN } \gamma_1 = -\text{LN} [0.8062 + (0.21691)(0.1938)] + (0.1938)$$

$$\left[\frac{0.21691}{0.8062 + (0.21691)(0.1938)} - \frac{0.81055}{0.1938 + (0.8062)(0.81055)} \right]$$

$$\gamma_1 = 1.3508$$

$$\ln \gamma_2^A = - \ln [0.1938 + (0.31055)(0.8062)] + (0.8062) \left[\frac{0.31055}{0.1938 + (0.31055)(0.8062)} - \frac{0.21691}{0.8062 + (0.21691)(0.1938)} \right]$$

$$\gamma_2^A = 0.7080$$

$$P^{\circ} = X_1 \gamma_1^A P_1^{\text{VAP}} + X_2 \gamma_2^A P_2^{\text{VAP}}$$

DE LA ECUACION DE ANTOINE

$$T = 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F}$$

$$P_1^{\text{VAP}} = 55.3616 \text{MMHG}$$

$$P_2^{\text{VAP}} = 434.3375 \text{MMHG}$$

$$P^{\circ} = (0.8062)(1.3508)(55.3616) + (0.1938)(0.7080)(434.3375) \\ = 119.8852 \text{MMHG}$$

$$P_T = 586 \text{MMHG}$$

DE LA LEY DE DALTON

$$X_A = 119.8852 / 586 = 0.2046$$

$$X_{B1} = 1 - 0.2046 = 0.7954$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.5806 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{s})(2.25 \text{ CM})}{0.0317 \text{ GMOL/CM}^3 \text{ LN}(1/0.7954)}$$

$$= 4.9014 \times 10^{-3} \text{ CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 5

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 1.35\text{H} = 95\text{MIN} = 5700\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ CM}^3$$

$$\text{AST} = 0.04441 \text{ CM}^2$$

FLUX MOLAR

$$N_{\text{TEQUILA}} = (0.1 \text{ CM}^3)(0.948 \text{ G/CM}^3)(1/0.04441 \text{ CM}^2)(1/5700\text{s})$$

$$(1/24,2016 \text{ G/GMOL})$$

$$= 1.54736 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{s}$$

PRESION DE VAPOR

$$P^\circ = 119.8852 \text{ MMHg}$$

$$P_T = 586 \text{ MMHg}$$

$$X_A = 0.2046$$

$$X_{B1} = 0.7954$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.5474 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2.25 \text{ CM})}{0.0317 \text{ GMOL/CM}^3 \text{ LN}(1/0.7954)}$$

$$= 4.7985 \times 10^{-5} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 6

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 1:36\text{H} = 96 \text{ MIN} = 5760\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{ CM}^3$$

$$\text{AST} = 0.04441 \text{ CM}^2$$

FLUX MOLAR

$$N_{\text{TEQUILA}} = (0.1 \text{ CM}^3)(0.948 \text{ G/CM}^3)(1/0.04441 \text{ CM}^2)(1/5760\text{s}) \\ (1/24.2016 \text{ G/GMOL})$$

$$= 1.55125 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S}$$

PRESION DE VAPOR

$$P^{\circ} = 119.8852 \text{MMHg}$$

$$P_T = 586 \text{MMHg}$$

$$X_A = 0.2046$$

$$X_{B1} = 0.7954$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.53125 \times 10^{-5} \text{GMOL/CM}^2\text{-S})(2.25 \text{CM})}{0.0317 \text{GMOL/CM}^3 \text{LN}(1/.7954)}$$

$$= 4.7484 \times 10^{-3} \text{CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 7

$$T = 75^{\circ}\text{C}$$

$$t = 2:25\text{H} = 145\text{MIN} = 8700\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{CM}^3$$

$$\text{AST} = 0.04441 \text{CM}^2$$

FLUX MOLAR

$$\begin{aligned}
 H_{\text{TEQUILA}} &= (0.1\text{cm}^3)(0.948\text{g/cm}^3)(1/0.04441\text{cm}^2)(1/8750\text{s}) \\
 &\quad (1/24,2016 \text{ G/GMOL}) \\
 &= 1.01479 \times 10^{-5} \text{GMOL/CM}^2\text{S}
 \end{aligned}$$

PRESION DE VAPOR

$$A_{12} = 0.87509$$

$$A_{21} = 0.16951$$

FRACCION MOL

$$x_{1\text{AGUA}} = 0.8062$$

$$x_{2\text{ETANOL}} = 0.1938$$

$$\text{LN } \delta_1 = - \text{LN} [0.8062 + (0.1695)(0.1938)] + (0.1938)$$

$$\left[\frac{0.1695}{(0.8062) + (0.1695)(0.1938)} - \frac{0.87509}{0.1938 + (0.87509)(0.8062)} \right]$$

$$\delta_1 = 1.4502$$

$$\text{LN } \delta_2 = - \text{LN} [0.1938 + (0.8062)(0.87509)] + (0.8062)$$

$$\left[\frac{0.87509}{0.1938 + (0.87509)(0.8062)} - \frac{0.1695}{0.8062 + (0.1695)(0.1938)} \right]$$

$$\delta_2 = 0.6575$$

$$P^{\circ} = (0.8062)(1.4502)(287) + (0.1938)(0.6575)(993.09)$$

$$= 385.6353 \text{MMHG}$$

DE LA LEY DE DALTON

$$X_A = 0.658$$

$$X_{B1} = 0.342$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.0179 \times 10^{-5} \text{GMOL/CM}^2\text{S})(2.25 \text{CM})}{0.0317 \text{GMOL/CM}^3 \text{LN}(1/0.342)}$$

$$= 6.7088 \times 10^{-4} \text{CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 8

$$T = 75^{\circ}\text{C}$$

$$t = 2:20\text{H} = 140\text{MIN} = 8400\text{S}$$

$$\text{VOLUMEN EVAPORADO} = 0.1 \text{CM}^3$$

$$\text{AST} = 0.04441 \text{CM}^2$$

FLUX MOLAR

$$N_{\text{TEQUILA}} = (0.1 \text{CM}^3)(0.948 \text{G/CM}^3)(1/0.04441 \text{CM}^2)(1/8400 \text{S})$$

$$(1/24.2016\text{G/GMOL})$$

$$= 1.05 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S}$$

PRESION DE VAPOR

$$P^\circ = 385.6353 \text{ MMHG}$$

$$X_A = 0.658$$

$$X_{B1} = 0.342$$

$$X_{B2} = 1$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{(1.05 \times 10^{-5} \text{ GMOL/CM}^2\text{S})(2.25\text{CM})}{0.0317 \text{ GMOL/CM}^2 \text{ LN}(1/0.342)}$$

$$= 6.9485 \times 10^{-4} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 9.

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 2:20\text{H} = 140\text{MIN} = 3 \text{ 400S}$$

EL TIEMPO QUE TARDO EN EVAPORARSE 0.1CM^3 DE TEQUILA A 75°C ES IGUAL AL DE LA CORRIDA #26, POR LO QUE LA DIFUSIVIDAD ES

$$D_{AB} = 6,9485 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

B.2).- COEFICIENTE DE DIFUSION EXPERIMENTAL LIQUIDO A TRAVES
DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS

B.2.1).- JITOMATE

CORRIDA # 1.

$$T = 20^{\circ}\text{C}$$

$$t = 360\text{MIN} = 21\ 600\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 26\text{ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.05 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.007 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$A = 2.06\text{CM}$$

$$B = 2.76\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0636 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_2 - V_1 = 6\text{ML}$$

NASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = V_{\text{TRANSFERIDO}} (C_{\text{AZUCAR}}) (1/P_{\text{M AZUCAR}})$$

$$= 0.0177 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{M_{\text{TRANSFERIDA}}}{A(3.1416)(T)(B)(\Delta C)_M} \quad \text{LN} \frac{A_2}{A_1}$$

$$D_{AB} = 2.4525 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 2

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 340 \text{ MIN} = 2 \text{ 400 S}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 25.6 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.05 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.007 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$A = 2.056 \text{ CM}$$

$$B = 2.756 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0636 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 5.6 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0166 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{\text{AB}} = 2.4437 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 3

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 340 \text{ MIN} = 21\,400 \text{ s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 25.6 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.05 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.007 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$A = 2.056 \text{ CM}$$

$$B = 2.756 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0636 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 5,6\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0,0166\text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{\text{AB}} = 2,4437 \times 10^{-9} \text{cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 4

$$T = 40^{\circ}\text{C}$$

$$t = 200\text{MIN} = 12\ 000\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 24\text{ML}$$

$$C_1 = 0,09\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0,03\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0,00\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2,04\text{CM}$$

$$B = 2,74\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0,0349\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 4\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0143 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{\text{AB}} = 2.7177 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{S}$$

CORRIDA # 5

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 220 \text{ MIN} = 13200 \text{ S}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 24.4 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.08 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$A = 2.044 \text{ CM}$$

$$B = 2.744 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_{\text{M}} = 0.0849 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 4.4 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0158 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 2.7124 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 6

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 200 \text{ MIN} = 12000 \text{ MIN}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 23.3 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.03 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.038 \text{ CM}$$

$$B = 2.738 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0849 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 3.8 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0136 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 2.5901 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 7

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 240\text{MIN} = 14\ 400\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 26.6\text{ML}$$

$$C_1 = 0.09\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.075\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.000\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.066\text{CM}$$

$$B = 2.766\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.082\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 6.6\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0139\text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.0171 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 8

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 260\text{MIN} = 15\ 600\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 27\text{ML}$$

$$C_1 = 0.096\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.075\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.000\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.07\text{CM}$$

$$B = 2.77\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.082\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 7\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.020\text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 2.9510 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CARRIDA # 9

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 260 \text{ MIN} = 15\,000 \text{ s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 27.2 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.075 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.000 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.072 \text{ CM}$$

$$B = 2.772 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.082 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 7.2 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0206 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.0340 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 10

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 185 \text{ MIN} = 11100 \text{ s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 22.9 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.05 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.029 \text{ CM}$$

$$B = 2.729 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0448 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 2.9 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0086 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.3705 \times 10^{-9} \text{cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 11

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 170 \text{MIN} = 10200 \text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 22.6 \text{ML}$$

$$C_1 = 0.05 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.026 \text{ML}$$

$$B = 2.726 \text{ML}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0448 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 2.6 \text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0077 \text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.2969 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 12

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 180\text{MIN} = 10\ 800\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 22.8\text{ML}$$

$$C_1 = 0.05\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.04\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.028\text{CM}$$

$$B = 2.728\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0448\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V \text{ TRANSFERIDO} = 2.8\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M \text{ TRANSFERIDA} = 0.0085\text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.3546 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 13

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 130 \text{ MIN} = 7800 \text{ s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 21.8 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.05 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.013 \text{ CM}$$

$$B = 2.718 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0448 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 1.8 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0064 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.6378 \times 10^{-9} \text{CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 14

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 155 \text{MIN} = 8 \text{ 100s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 21.9 \text{ML}$$

$$C_1 = 0.05 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.019 \text{CM}$$

$$B = 2.719 \text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0448 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 1.9 \text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$m_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0063 \text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.5945 \times 10^{-9} \text{CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 15

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$t = 130\text{MIN} = 7\ 800\ \text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 21.8\text{ML}$$

$$C_1 = 0.05 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.013\text{CM}$$

$$B = 2.713\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0448 \text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 1.8\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0064\text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.6378 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 16

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 155 \text{ MIN} = 8800 \text{ s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 22.7 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.05 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$A = 2.027 \text{ CM}$$

$$B = 2.727 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0442 \text{ GMOL/CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 2.7 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.0077 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.8814 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 17

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 150\text{MIN} = 9\ 000\text{s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20\text{ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 22.3\text{ML}$$

$$C_1 = 0.05\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.04\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.028\text{CM}$$

$$B = 2.728\text{CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0448\text{GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 2.8\text{ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.008\text{GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.8311 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 18

$$T = 75^\circ\text{C}$$

$$t = 150 \text{ MIN} = 9000 \text{ s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 22.8 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.05 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_2 = 0.04 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$C_3 = 0.00 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

$$A = 2.028 \text{ CH}$$

$$B = 2.728 \text{ CH}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$(\Delta C)_M = 0.0448 \text{ GMOL}/\text{CM}^3$$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$$V_{\text{TRANSFERIDO}} = 2.8 \text{ ML}$$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = 0.008 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = 3.8814 \times 10^{-9} \text{ cm}^2/\text{s}$$

APPENDICE C

TABLA C.1)

NOTACION DE CONCENTRACIONES EN SISTEMA BINARIO	
DEFINICIONES BASICAS	$\rho = \rho_A + \rho_B =$ DENSIDAD DE LA SOLUCION (G/CM ³)
	$\rho_A = c_A M_A =$ CONCENTRACION DE MASA DE A (G DE A/CM ³ DE SOLUCION)
	$w_A = \rho_A / \rho =$ FRACCION DE MASA DE A
	$C = c_A + c_B =$ DENSIDAD MOLAR DE LA SOLUCION (G-MOL/CM ³)
	$c_A = \rho_A / M_A =$ CONCENTRACION MOLAR DE A (G-MOL DE A/CM ³ DE SOLUCION)
	$X_A = c_A / C =$ FRACCION MOLAR DE A
	$M = \rho / C =$ PESO MOLECULAR MEDIO DE LA MEZCLA
RELACIONES ADICIONALES, A TI- TULO DE INFORMACION SOLAMENTE	$X_A + X_B = 1$ $X_A M_A + X_B M_B = M$ $X_A = \frac{w_A / M_A}{w_A / M_A + w_B / M_B}$ $dX_A = \frac{dw_A}{M_A M_B (w_A / M_A + w_B / M_B)^2}$
	$w_A + w_B = 1$ $\frac{w_A}{M_A} + \frac{w_B}{M_B} = \frac{1}{M}$ $w_A = \frac{X_A M_A}{X_A M_A + X_B M_B}$ $dw_A = \frac{M_A M_B dX_A}{(X_A M_A + X_B M_B)^2}$

B.2).- COEFICIENTE DE DIFUSION EXPERIMENTAL LIQUIDO A TRAVES
DE MEMBRANAS BIOLÓGICAS

B.2.1).- Jitomate

CORRIDA # 1

$T = 20^{\circ}\text{C}$

$t = 360\text{MIN} = 21\ 600\text{s}$

VOLUMEN₁ MEMBRANA = 20ML

VOLUMEN₂ MEMBRANA = 25ML

$C_1 = 0.09\ \text{GMOL}/\text{CM}^3$

$C_2 = 0.05\ \text{GMOL}/\text{CM}^3$

$C_3 = 0.007\ \text{GMOL}/\text{CM}^3$

A = 2.06CM

B = 2.76CM

CONCENTRACION MEDIA

$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0636\ \text{GMOL}/\text{CM}^3$

VOLUMEN TRANSFERIDO

$V_2 - V_1 = 5\text{ML}$

MASA TRANSFERIDA

$$M_{\text{TRANSFERIDA}} = V_{\text{TRANSFERIDO}} (\rho_{\text{AZUCAR}}) (1/PM_{\text{AZUCAR}})$$

$$= 0.0177 \text{ GMOL}$$

DIFUSIVIDAD

$$D_{AB} = \frac{M_{\text{TRANSFERIDA}}}{A(3.1416)(r)(b)(\Delta C)_M} \quad \text{LN} \frac{A_2}{A_1}$$

$$D_{AB} = 2.4525 \times 10^{-9} \text{ CM}^2/\text{s}$$

CORRIDA # 2

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$t = 340 \text{ MIN} = 20400 \text{ s}$$

$$\text{VOLUMEN}_1 \text{ MEMBRANA} = 20 \text{ ML}$$

$$\text{VOLUMEN}_2 \text{ MEMBRANA} = 25.6 \text{ ML}$$

$$C_1 = 0.09 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_2 = 0.05 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$C_3 = 0.007 \text{ GMOL/CM}^3$$

$$A = 2.056 \text{ CM}$$

$$B = 2.756 \text{ CM}$$

CONCENTRACION MEDIA

$$C_1 - C_2 = (\Delta C)_M = 0.0636 \text{ GMOL/CM}^3$$

TABLA 4).-

FORMAS EQUIVALENTES DE LA PRIMERA LEY DE FICK DE LA DIFUSION		
FLUX	GRADIENTE	FORMA DE LA PRIMERA LEY DE FICK
n_A	∇w_A	$n_A - w_A(n_A + N_B) = - \ell D_{AB} \nabla w_A$
N_A	∇X_A	$N_A - x_A(N_A + N_B) = - c D_{AB} \nabla X_A$
j_A	∇w_A	$j_A = - \ell D_{AB} \nabla w_A$
J_A^*	∇X_A	$J_A^* = - c D_{AB} \nabla X_A$
j_A	∇X_A	$j_A = - \left(\frac{c^2}{Q} \right) M_A M_B D_{AB} \nabla X_A$
J_A^*	∇w_A	$J_A^* = - \left(\frac{\ell^2}{c M_A M_V} \right) D_{AB} \nabla w_A$
$c(v_A - v_B)$	∇X_A	$c(v_A - v_B) = - (c D_{AB} / x_A x_B) \nabla X_A$