



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

CINCUENTA PROGRAMAS SENCILLOS PARA LA
RESOLUCION DE PROBLEMAS DE TRANSFERENCIA
DE MASA

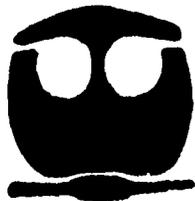
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

JAIME BRITO GOMEZ



MEXICO, D. F.

JUNIO DE 1995

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE : PROF. ANTONIO VALIENTE BARDERAS
VOCAL : PROF. LUCILA CECILIA MENDEZ CHAVEZ
SECRETARIO : PROF. GENOVEVO SILVA PICHARDO
1er. SUPLENTE : PROF. HECTOR MENDEZ FREGOSO
2do. SUPLENTE : PROF. RICARDO PEREZ CAMACHO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA : FACULTAD DE QUIMICA. UNAM
CONJUNTO E . CUBICULO LAB. 222 . CIUDAD UNIVERSITARIA

ASESOR DEL TEMA


M. en C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS

SISTENTANTE


JAIME BRITO GOMEZ

AGRADECIMIENTOS .

- Al Maestro Antonio Valiente Barderas . Por su ayuda , su paciencia , y sobretodo por sus consejos.
- A mi madre . Por su ejemplo de seguir adelante a pesar de los obstáculos.
- A mis hermanos . Porque de cada uno de ellos recibí un empujón a lo largo de la carrera.

- Al Sr. Julio Gómez S. Por su apoyo y las facilidades otorgadas para este trabajo.
- A Martha González Cercas . Por su gran ayuda para la realización de este trabajo. (y arriba Zacatlán señores) .
- A Claudia Quiroz Monero. Por su apoyo y ayuda .
- A Guido Albo Gutierrez y Familia . Por su amistad y apoyo.
- A Adolfo Villagómez y Giovana Acosta . Simplemente por ser mis mejores amigos de la carrera.
- A la Maestra Natalia de la Torre . Por la oportunidad que me ha dado de hacer realidad mi sueño de ser maestro universitario, (gracias por creer en mí) .

- A todas aquellas personas que, saber que son importantes para mí y que me gustaría nombrar , pero que no es posible.

INDICE

	PAG
INTRODUCCION	
JUSTIFICACION DEL TRABAJO	1
ACERCA DE LOS PROGRAMAS.....	5
CAPITULO 1. DIFUSION	
INTRODUCCION TEORICA :	
DIFUSION EN GASES... ..	8
DIFUSION EN LIQUIDOS	13
DIFUSION EN SOLIDOS	18
PROGRAMAS :	
1.1 DIFUSIVIDAD EN LIQUIDOS	24
1.2 DIFUSIVIDAD EN GASES	29
1.3 DIFUSIVIDAD EN SOLIDOS POROSOS	34
1.4 DIFUSIVIDAD EN MEZCLAS DE GASES	38
CAPITULO 2. DIFUSION A REGIMEN TRANSITORIO	
INTRODUCCION TEORICA	45
PROGRAMAS :	
2.1 PLACAS . METODO DE SCHMIDT	47
2.2 PLACAS . OBTENCION DEL TIEMPO REQUERIDO PARA ALCANZAR UNA CONCENTRACION	54

FALLA DE ORIGEN

2.3 CILINDROS , BARRAS , PARALELOGRAMO : SOLUCION GRAFICA	60
--	----

CAPITULO 3 . CONVECCION FORZADA

INTRODUCCION TEORICA	67
----------------------------	----

PROGRAMAS :

3.1 COLUMNA DE PAREDES MOJADAS. CALCULO DE FLUJO MASICO	77
3.2 CALCULO DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN ESFERAS Y BURBUJAS	84
3.3 CALCULO DE h_c EN SUPERFICIES PLANAS	91
3.4 CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA A TRAVES DEL FACTOR J_D	97

CAPITULO IV . TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE FASES

INTRODUCCION TEORICA	105
----------------------------	-----

PROGRAMAS :

4.1 CALCULO DE N_A	111
4.2 CALCULO DE COEFICIENTES GLOBALES Y PORCENTAJE DE RESISTENCIAS	118

CAPITULO V . DISEÑO DE EQUIPOS DE CONTACTO

INTRODUCCION TEORICA	124
----------------------------	-----

REFERENCIAS :

5.1 TORRES DE ABSORCION - SOLUCIONES ANALITICAS	132
5.2 CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA - SOLUCIONES ANALITICAS	142

FALLA DE ORIGEN

5.3 CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA. SOLUCIONES CONCENTRADAS	149
5.4 LINEA DE OPERACION . SOLUCIONES DILUIDAS	157

CAPITULO VI . ABSORCION

INTRODUCCION TEORICA : ABSORCION	163
PROGRAMAS :	

6.1 CALCULO DE LA ALTURA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA	170
6.2 ABSORCION . CALCULO DE VELOCIDAD DE INUNDACION Y DIAMETRO DE LA TORRE. GRAFICA DE LEEU	177

INTRODUCCION TEORICA :

TORRES DE ABSORCION DE PLATOS	183
PROCEDIMIENTO DE LA AICHE PARA EL CALCULO DE LA EFICIENCIA EN TORRES DE PLATOS PERFORADOS	187

PROGRAMAS :

6.3 CALCULO DE VELOCIDAD DE INUNDACION Y DIAMETRO DE TORRES DE PLATOS	194
6.4 CALCULO DEL NUMERO DE ETAPAS A TRAVES DEL METODO DE KREMPEER	201
6.5 CALCULO DE ETAPAS TEORICAS . SOLUCION GRAFICA	206
6.6 CALCULO DE LA TENSIÓN SUPERFICIAL	212
6.7 CALCULO DE LA RELACION ENTRE LA EFICIENCIA DE PLATEO Y LA DE PLATEOS	216
6.8 CALCULO DEL FACTOR DE PERFORACION	221
6.9 EL PROCEDIMIENTO DE AICHE PARA EL CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA	229
6.10 CALCULO DE CAIDAS DE PRESION EN PLATOS PERFORADOS	236

ALTA DE OBRAS
 MEDIO DE OBRAS

ERIE A DE OBRAS

6.11 METODO AICHE : CALCULO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA , DIFUSIVIDAD TURBULENTO Y EL NUMERO DE PEELET	242
---	-----

CAPITULO VII , OPERACIONES AIRE - AGUA	
INTRODUCCION TEORICA	247

PROGRAMAS :

7.1 ECUACION DE CLAUSIUS-CLAPEYRON	254
7.2 CALCULO DE LA PRESION DE VAPOR	
A TRAVES DE LA ECUACION DE ANTOINE	258
7.3 CALCULO DE PROPIEDADES : HUMEDAD RELATIVA, PRESION PARCIAL, VOLUMEN HUMEDO, HUMEDAD ABSOLUTA, HUMEDAD PORCENTUAL	263
7.4 CALCULO DEL CALOR HUMEDO Y ENTALPIA	272
7.5 ANEXO 1 : CREACION DE ARCHIVOS PARA ALMACENAR CONSTANTES DE ANTOINE	277
7.6 ANEXO 2 . LECTURA DE CONSTANTES DE ANTOINE	281

CAPITULO VIII , DESTILACION MULTICOMPONENTES

INTRODUCCION TEORICA :

DESTILACION MULTICOMPONENTES	285
------------------------------------	-----

PROGRAMAS :

8.1 SEPARACION DE DOS COMPONENTES (METODO CORTO)	299
8.2 PUNTO DE BURBUJA	308
8.3 PUNTO DE ROCIO	313
8.4 CALCULO DE LA CONDICION TEORICA DE ALIMENTACION	318
8.5 CALCULO DEL REFLUJO MINIMO Y EL NUMERO DE PLACAS	325
8.6 CALCULO DEL REFLUJO DE ALIMENTACION	335

IMPRESA DE GRUPO

INTRODUCCION TEORICA :

DESTILACION POR ETAPAS CON REFLUJO.

METODO DE Mc CABE - THIELE 30

PROGRAMAS :

8.7 LINEAS DE ENRIQUECIMIENTO, AGOTAMIENTO

Y ALIMENTACION 34

CAPITULO IX . DESTILACION INSTANTANEA O FLASH

INTRODUCCION TEORICA 35

PROGRAMAS :

9.1 CALCULO DE K A TRAVES DE LA ECUACION

DE Mc WILLIAMS 36

9.2 VALORES DEL DIAGRAMA T vs y , y vs x 37

9.3 DIAGRAMA ENTALPIA vs COMPOSICION EN

MEZCLAS IDEALES 34

9.4 CALCULO DE ENTALPIAS DE MEZCLAS

MULTICOMPONENTES 32

9.5 ANEXO 3 . ALMACEN DE CONSTANTES DE LA

ECUACION DE Mc WILLIAMS 39

9.6 ANEXO 4 . LECTURA DE CONSTANTES DE LA

ECUACION DE Mc WILLIAMS 33

9.7 ANEXO 5 . CREACION Y ACCESO DE ARCHIVOS

DE PROPEIDADES FISICAS 37

CAPITULO X . TANQUES DE SEPARACION

INTRODUCCION TEORICA 405

PROGRAMA :

10.1 CALCULO DE TANQUES DE SEPARACION 408

CAPITULO XI . DESTILACION DIFERENCIAL
INTRODUCCION TEORICA 421

PROGRAMA :

11.1 DESTILACION DIFERENCIAL 429

BIBLIOGRAFIA 433

INTRODUCCION

1.-JUSTIFICACION DEL TRABAJO

En primer lugar, es básico ubicar la importancia de los Procesos de Separación en los procesos industriales, para que, más tarde sea posible realizar un análisis objetivo acerca de la forma en que éstos deben ser aprendidos y manejados por parte del alumno.

De entre las operaciones unitarias más comunes e importantes se encuentran aquellas que incluyen los procesos de transferencia de masa. Estos procesos, aunque secundarios en un proceso industrial, representan un aspecto de vital importancia desde el punto de vista económico. Esto es debido a que un porcentaje importante del equipo de una planta química se asigna a esta tarea, es un factor decisivo el hecho de que un proceso requiera de más o menos etapas de separación, de más o menos equipo de separación, etc. De tal forma que uno de los criterios más comunes para elegir entre una tecnología u otra se refiere al análisis de costos en las secciones de separación correspondientes.

En la Facultad de Química se imparten dos cursos de Procesos de Separación, a través de los cuales el alumno conoce los tipos de separación más comunes, así como los métodos de diseño comúnmente aceptados. Sin embargo, estas asignaturas cuentan con un importante índice de reprobación.

Desde el punto de vista del alumno, ésta materia representa un buen reto, debido, principalmente a que en ella es común encontrarse con problemas o ejemplos que exigen una gran cantidad de datos, y de cálculos. En un sondeo realizado de manera informal, lo que les es difícil a los alumnos es dominar una materia en donde la cantidad de casos, algoritmos, y métodos de cálculo llegan a ser aparentemente exagerados. Esto tal vez no sea nuevo para los profesores de ingeniería que, además de Procesos de Separación hayan tenido la oportunidad de dar otros cursos, tales como Flujo de Fluidos o Transferencia de Calor. Podrán notar que el grado de "asimilación" por parte del alumno es más lento en Procesos de Separación. Los índices de reprobación así lo demuestran.

Ahora establecida la problemática, es importante preguntarse qué se puede hacer al respecto. Sin adentrarse al análisis del plan de estudios de las asignaturas, es necesario establecer metodologías de enseñanza que permitan al alumno asimilar en forma rápida y efectiva los conceptos básicos de la materia en cuestión.

Es de esta forma que surge la propuesta aquí presentada, la cual consiste básicamente el uso de programas de cómputo para la resolución de problemas de Transferencia de Masa. Aunque no es la primera vez que se realiza un trabajo por el estilo enfocado a la resolución de problemas de otras áreas de la Ingeniería Química, deseo insistir en la importante opción que éste representa para atacar la problemática antes presentada, y que no sea tomado como una opción que tomen los alumnos que "encuentren algún día" la tesis.

Me atrevo a afirmar que el trabajo en clase, complementado con la resolución de tareas utilizando los programas aquí presentados implicará una mayor rapidez de comprensión y dominio en cada tema. Como se sabe, la resolución de problemas en clase son la herramienta básica para que los alumnos reafirmen los conceptos recientemente aprendidos, a la vez que les da la oportunidad de conocer una aplicación práctica del mismo. Esto es válido para cualquier asignatura, y lo es, sobretodo, para las relacionadas con diseño de equipo.

Sin embargo, cuando el realizar ejemplos en clase represente invertir hora y media o dos horas, debido a lo engorroso de los cálculos, al cálculo de propiedades físicas y a lo largo del algoritmo, es común que sucedan tres cosas:

- Que el alumno "se pierda" en la actividad de hacer cálculos, leer datos de gráficas y tablas, sin recordar, al final, cuál era el objetivo central del problema.

- Que el profesor, el cual posee la resolución del problema, "colabore" con la resolución en clase, proponiendo los valores de aquellas variables que normalmente el alumno no está acostumbrado a proponer. En los problemas que incluyen procesos iterativos, esta acción por parte de los profesores es muy perjudicial, pues mientras en clase se resolvió el ejemplo de la iteración con el valor propuesto por el profesor, en el examen, con datos distintos, el alumno que no tiene el criterio para proponer valores, simplemente no logra terminar el problema, lo cual es causa de frustración para el alumno, y desconcierto para el profesor. Desde luego, la intención del profesor no es mala, puesto que si de por sí el tiempo invertido es mucho, lo será más aún con la resolución de problemas en donde el profesor no colabore en la estimación de valores.

- Que el profesor, ante el tiempo invertido prefiera no realizar los ejemplos en clase, sacrificando una oportunidad de asegurar el dominio del tema por parte del grupo. En algunos casos, sustituyendo esta actividad por la realización de proyectos, que implican, en cierta medida, dejar al alumno a que por su cuenta resuelva los problemas que se susciten en el camino.

Debe quedar claro que no pretendo juzgar ciertos métodos seguidos por algunos profesores, tales como la realización de proyectos, pero pienso que, por la reciente experiencia como alumno, es posible proponer alternativas que los alumnos mismos comentan continuamente.

Resolviendo un problema a través de un programa de cómputo se tienen las siguientes ventajas :

1.- El alumno puede reconocer con más facilidad " para qué le sirve el ejemplo " debido a que ya no estará dedicado a la realización de cálculos engorrosos , lo cual cumple con el objetivo fundamental de los problemas.

2.- Al contar con las soluciones numéricas con rapidez, el alumno puede reconocer el efecto de sus decisiones y valores propuestos , como sucede en el caso de los procesos iterativos. Considero que este es un punto de vital importancia, porque a través de ésta herramienta el alumno puede adquirir criterio para , en un futuro , estimar valores de alguna variable.

3.- Al introducir él mismo el programa que le resolverá su secuencia de cálculos, el alumno reconoce con más facilidad el efecto que tendrá cada variable , así como reconocerá las dimensiones de las mismas , acción que no es fácil de practicar al realizar los cálculos a mano.

4.- Los alumnos pueden crear programas que les permitan almacenar, por ejemplo constantes de ecuaciones, tales como la ecuación de Antoine para el cálculo de la presión de vapor , la ecuación de Mc Williams para el cálculo de K , etc. Esta acción les permitirá evitarse la búsqueda de éstas constantes en la bibliografía en cada problema a resolver , lo que normalmente, representa una acción tardada, engorrosa y que desvía la atención del problema en sí.

5.- La actividad que representa el capturar un programa de computo no es mucha, comparada con la que representa el realizar los cálculos a mano. Además, ésta actividad se realiza una sola vez, y es posible modificar cuando se desee el programa con el fin de abarcar más cálculos, lo que a final de cuentas representa un instrumento flexible para que el alumno resuelva cualquier cantidad de problemas. En la realización de proyectos, esto representa una gran ayuda.

6.- Al contar con ésta herramienta, el profesor puede únicamente plantear en clase la resolución de problemas, ahorrando tiempo y centrando su actividad en la enseñanza de los conceptos y métodos de cálculo, y en resolver dudas .

7.- Al realizar cálculos a través de un orden bien establecido, se evita el clásico problema de que el profesor no entiende qué camino tomó el alumno para resolver la tarea o el proyecto. Este tema, aunque normalmente no es muy comentado, sí causa dificultades en la relación maestro-alumno. Al resolver problemas de manera más fácil, el profesor puede dar seguimiento al calificar problemas que señalan cada sección del mismo en un formato estándar previamente definido por el profesor . De tal forma, lo que se calificará es el " cómo " a través de la captura del programa y el " cuál " a través de la solución final del problema.

De tal forma, el presente trabajo no pretende ofrecer una vía estática a través de la cual los alumnos reciban la información que supuestamente deberían aprender a calcular. Tampoco se busca reducir la carga del alumno sacrificando el aprendizaje de la materia. Lo que es importante reconocer cuanto antes es el hecho de que el esquema de enseñanza-aprendizaje tradicional no es el indicado en estos tiempos, donde el acceso a computadoras personales es relativamente fácil; de manera personal opino que debe aprovecharse al máximo ésta herramienta, la cuál, debería usarse en forma común en niveles básicos como primaria o secundaria. Debido a las dificultades económicas que esto representaría para el sistema educacional del país, es indispensable que al estudiante de ingeniería se le promueva el uso común de las computadoras como un auxilio a lo largo de ésta carrera, y de su vida profesional en general. Sólo entendiendo ésta realidad, será posible formar ingenieros químicos del nivel que nuestro país requiere.

ACERCA DE LOS PROGRAMAS.

Se presentan cincuenta programas elaborados en BASIC , los cuáles resuelven los tipos de problemas más comunes encontrados en los cursos de procesos de separación.

Los programas presentados pueden dividirse en tres tipos :

- Los realizados para el diseño de equipo, (para resolver problemas de diseño).
- Los realizados para el cálculo de ciertas variables en equipo previamente diseñado (es decir, para resolver problemas de operación).
- Los realizados para el cálculo de propiedades físicas.

Dentro de estos tres tipos de problemas, se ha intentado , en la medida de lo posible, realizar programas interactivos, es decir , programas en cuyas corridas se permita al usuario tomar decisiones y participar activamente en la solución misma, y evitar así el uso de programas , que lo " resuelvan todo ", y que requieran de operadores estáticos.

Esto se puede observar claramente en el capítulo Destilación Multicomponentes. En él se presenta la resolución de un problema de diseño a través de varios programas: se presenta un programa para calcular el punto de burbuja, otro para calcular el punto de rocío, otro para composiciones de los componentes clave (método corto), otro para la iteración de la condición térmica de alimentación y otro para el cálculo de los platos requeridos. A través de éstos programas se permite que el usuario realice estimaciones, y que él mismo tome la decisión de si su estimación la acepta o la descarta , en vez de realizar un sólo programa en el que el solamente introduzca los datos iniciales y a manera de simulador , se encuentre el punto de burbuja, y de rocío automáticamente.

De igual forma, a lo largo de todo el trabajo se insiste en este tipo de programas con el fin de que la resolución de problemas sea en beneficio efectivo del alumno, y no sólo una forma de reducirle esfuerzo.

En cada ejemplo resuelto se muestra la resolución del mismo de la forma tradicional , el listado del programa , y una corrida del mismo, resolviendo el ejemplo. Al final se muestra el diagrama de flujo correspondiente.

Se eligió realizar el trabajo en BASIC por varias razones. En primer lugar, es un lenguaje muy popular en nuestra facultad, y no es raro observar como los alumnos de todos los semestres lo utilizan no obstante hayan aprendido otros lenguajes. Por otra parte, debido a su sintaxis que exige la numeración de líneas le permite identificar más rápidamente al usuario las secciones del programa en sí, lo cuál no es tan fácil con otros lenguajes.

En comparación con una hoja de cálculo, el manejo de un lenguaje de programación permite la interacción entre el usuario y la computadora de manera más amigable. Además, el uso de ciertas hojas de cálculo, es menos accesible para muchos usuarios que no poseen computadoras con la suficiente capacidad. Esto se puede observar en el uso de Excell, el cuál requiere 2 megas en RAM, lo cuál requiere por lo menos una computadora 286, mientras que BASIC puede ser utilizado en cualquier máquina, incluso en una AT con 640 Kb en RAM.

De cualquier forma, el diagrama de flujo presentado, y la secuencia de cálculo incluida en cada sección son suficientes para que el usuario capture el programa en cualquier lenguaje. En cada programa se especifican las dimensiones y el sistema de unidades de cada variable.

Así pues, espero que el presente trabajo sea aprovechado realmente por los alumnos y profesores, pues se realizó con esa idea, con la idea de que sea una aportación efectiva a nuestra carrera.

NOMENCLATURA PARA LA SECCION DE DIAGRAMAS DE FLUJO

Con el fin de simplificar y facilitar la lectura de los diagramas de flujo, en ellos se emplea una nomenclatura de tipo mnemotécnica aplicable a las variables de cada programa, la cuál permite entender con facilidad que variables hay que ingresar y cuáles son mostradas como solución en el programa. En ellas no se especifican unidades pues en realidad el usuario puede realizar su programa en cualquier sistema de unidades, siempre y cuando todas sus variables sean compatibles. En cada programa se indica que unidades tiene cada variable.

La lista de símbolos utilizada en los diagramas de flujo es la siguiente:

vis : viscosidad
K_x, K_y : coeficientes de transferencia de masa
C₀ : concentración inicial
C_i : concentración en la interfase
C : concentración en un punto deseado
t : tiempo
ν : viscosidad cinemática
D_{ab} : difusividad
N : número de datos a ingresar o que se requieren calcular
dis : distancia
z : altura (torres)
Re : Reynolds
D : diámetro
Sc : Schmidt
NUT : Número de unidades de transferencia
y₁ : composiciones en un punto
y_i : concentración en la interfase
y_e : concentración en equilibrio
m : pendiente de línea de equilibrio, de alimentación
G, L : masas velocidades de gas y líquido respectivamente
HG : altura de unidad de transferencia
K : constante de la ley de Henry
PM : peso molecular
V_i : velocidad de inundación
GH : delta de entalpía
P_v : presión de vapor

En general, estos son los símbolos más utilizados en los diagramas de flujo, cuando exista una nomenclatura especial, se indicará en el capítulo correspondiente.

FALLA DE ORIGEN

DIFUSION

1

DIFUSION

En un sentido práctico , la difusión se refiere al movimiento que sufren las moléculas debido a la energía que poseen. Ya se han desarrollado las teorías moleculares que detallan este mecanismo por lo pronto debemos saber que la difusión de cada elemento o compuesto es una función de su presión y temperatura , además de algunas constantes físicas definidas por las teorías moleculares .

Debido a que es un proceso que se lleva a cabo a nivel molecular , podemos concluir que en cada estado de agregación se presentará de acuerdo a las condiciones moleculares del mismo.

Así , por ejemplo , el análisis difusional en gases es relativamente fácil , debido a que la separación que impera entre las moléculas permite despreciar otro tipo de interacciones , lo cual no ocurre en el análisis de sólidos , cuyo estudio molecular se complica enormemente , limitando de hecho la predicción de coeficientes de difusión.

De tal forma , los programas a desarrollar en el presente capítulo se centran en el cálculo de los coeficiente de difusión correspondientes a cada estado de agregación , a través de las ecuaciones más representativas de cada caso.

1.1 Difusión en Gases

A través de la teoría cinético molecular es posible deducir el coeficiente de difusión como función de la sección transversal promedio entre las moléculas implicadas , la cual es de la forma :

$$D_{AB} = \frac{0.0043 \frac{3}{2} \left[\frac{PM_A + PM_B}{PM_A PM_B} \right]^{1/2}}{P \left(Vb_A^{1/3} + Vb_B^{1/3} \right)^2}$$

Donde :

$$D_{AB} \left(\frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \right)$$

P (atm)

T (K)

Vb = volumen molar de la sustancia ($\frac{\text{gmol}}{\text{cm}^3}$)

Gillilan introduce el término Vb que se refiere al volumen molar de la sustancia a la temperatura normal de ebullición.

Algunos años despues Fuller presentó una ecuación ajustada , cuyos resultados son aún más confiables :

$$D_{AB} = \frac{1 \times 10^{-9} T^{1.75}}{P \left[\left(\sum v_A \right)^{1/3} + \left(\sum v_B \right)^{1/3} \right]^2 \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}}$$

Donde

$$D_{AB} \left(\frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \right)$$

P (atm)

T (K)

Aquí se hace uso de los volúmenes de difusión (Σv) los cuales se obtienen sumando los volúmenes atómicos de cada elemento presente en la molécula, por ejemplo para obtener Σv del metano, es necesario sumar el volumen molar del carbono y el del hidrógeno (este último multiplicado por cuatro).

$$(\Sigma v)_{\text{CH}_4} = \bar{v}_c + 4\bar{v}_H \quad (\text{ver tabla 1.1})$$

La ecuación de Fuller es válida tanto para gases polares como no polares.

En la misma época de Fuller, Chapman y Enskog desarrollaron su propia deducción para obtener el coeficiente de difusión como función de el radio de colisiones y otras propiedades, la ecuación es:

$$D_{AB} = 0.0018583 \sqrt{\frac{T^3 \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)}{P \sigma^2 \Omega}}$$

donde D_{AB} (cm²/s)

p (atm)

T (K)

σ = radio de colisiones (Å)

De la misma manera Hirschfelder desarrolló su ecuación enfocada a sistemas de gases no polares:

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

$$D_{AB} \left(\frac{m^2}{s} \right)$$

$$M \text{ (Kg/Kgmol)}$$

$$P \text{ (atm)}$$

$$\sigma_{AB} \text{ (m) , diámetro de colisión}$$

$$T \text{ (°K)}$$

$$\Omega_D \text{ . integral de colisión}$$

Esta deducción recurre a parámetros de Lennard - Jones. En un sistema binario , el diámetro de colisión total σ_{AB} es una ponderación de los diámetros de los componentes puros :

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

$$c_{AB} = \left(\left(\frac{c_A}{k} \right) \times \left(\frac{c_B}{k} \right) \right)^{1/2}$$

En la tabla 1.3 se presentan diámetros de colisión de varios elementos y compuestos. De cualquier forma , si no se poseen los datos para un compuesto particular , es posible estimarlo de acuerdo a :

$$\sigma = 0.33 \ v_c^{1/3}$$

$$\sigma = 11.0 \ v^{1/3}$$

Otra constante de Lennard - Jones es c_{AB} (constante de fuerza) la cuál también es una ponderación de los valores individuales reportados :

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

Donde k es la constante de Boltzmann.

Si no se disponen de los valores individuales, es posible calcularlos a través de:

$$\frac{\epsilon}{k} = 0.75 T_c \quad \text{o} \quad \frac{\epsilon}{k} = 1.21 T_b$$

Las dimensiones de las demás propiedades son:

Volumen Crítico: V_c ($m^3/Kgmol$) .

Temperatura crítica: T_c (K)

Volumen molar en el punto de ebullición normal: V ($m^3/kgmol$)

Temperatura del punto normal de ebullición: T_b (K)

Por último, debido a la dependencia del coeficiente de difusión de la presión y temperatura, a veces es necesario corregir los valores reportados a otras condiciones, esto es posible a través de:

$$D_{AB} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{3/2} \left(\frac{P_1}{P_2} \right) = D_{AB} \left(\frac{T_1}{T_2} \right)^{3/2} \left(\frac{P_2}{P_1} \right)$$

1.2 Difusión en Líquidos

Debido a que el número de interacciones moleculares en los líquidos es mayor que en gases, se tienen serias dificultades para considerarlas matemáticamente con la precisión requerida. De hecho se han elaborado diferentes tendencias teóricas, que consideran una estructura particular de los líquidos, lo cual ha provocado a su vez, diferentes técnicas a nivel laboratorio para medir los coeficientes de difusión.

Así, por ejemplo, Einstein considera que las moléculas líquidas son esferas perfectas, y de acuerdo a la ley de Stokes, presenta su ecuación para calcular el coeficiente de autodifusión:

$$D = \left(\frac{k T}{6 \pi r \mu} \right)$$

Donde

Coefficiente de difusión : D

constante de Boltzman : k

temperatura absoluta : T

radio de la partícula : r

viscosidad : μ

Sin embargo, se tienen ecuaciones más específicas, de acuerdo al tipo de polaridad presente en la solución, y de acuerdo a la concentración misma de los componentes.

Así pues , para calcular el coeficiente de difusión de un líquido (a dilución infinita) es posible utilizar la ecuación de Wilke-Chang :

$$D_{AB} = 7.4 \times 10^{-8} \frac{T (PM_B \phi)^{1/2}}{\mu_B v_A^{0.6}}$$

Donde

$$D_{AB} \text{ (} \frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \text{)}$$

Volumen molar en el punto normal de ebullición : v_A (gmol/cm^3)

viscosidad : μ (cp)

ϕ : es un parámetro de asociación del solvente igual a 2.6 para el agua , 1.5 para el etanol , 1.9 para metanol y 1 para solventes no polares.

Esta ecuación no es recomendable cuando el agua es el soluto , por lo que , en general , se recomienda la ecuación presentada por Sitaraman , la cuál es también menos restrictiva que la de Wilke-Chang.

La ecuación de Sitaraman es :

$$D_{AB}^0 = 16.72 \times 10^{-14} \left(\frac{\mu_B^{1/2} \Delta H_B^{1/3} T^{0.99}}{\mu_B v_A^{1/2} \Delta H_A^{0.8}} \right)$$

Donde

ΔH_A : calor latente de vaporización del soluto en su punto normal de ebullición en [J / Kg]

ΔH_B : calor latente de vaporización del solvente en su punto normal de ebullición en [J / Kg]

μ_B : viscosidad del solvente en centipoises (m Pa s)

T [k]

Soluciones concentradas

Ya se había mencionado la dificultad para predecir coeficientes de difusión a concentraciones relativamente altas, además de que el problema aumenta al manejarse mezclas no ideales, sin embargo, se cuenta con correlaciones que incluyen coeficientes de actividad y otras correcciones que permiten obtener buenos resultados.

Así, para obtener el coeficiente en soluciones no diluidas e ideales se tiene que:

$$D_{AB} = (D_{AB}^{\circ \bar{x}_B}), \quad (D_{BA}^{\circ \bar{x}_A})$$

D_{AB} : Coeficiente de difusión a la concentración \bar{x}_A

D_{AB}° : Coeficiente de difusión a $\bar{x}_A = 0$

D_{BA}° : Coeficiente de difusión a $\bar{x}_A = 1$

Mezcla de gases

Para este caso la difusividad viene dada por :

$$D_{A,B,C,\dots} = \frac{1 - y_A}{\frac{y_B}{D_{AB}} + \frac{y_C}{D_{AC}} + \frac{y_D}{D_{AD}}}$$

Es importante recordar que en los gases $D_{AB} = D_{BA}$, mientras que en los líquidos $D_{AB} \neq D_{BA}$

1.3 Difusión en sólidos

En forma práctica , no es muy común que se requieran calcular coeficientes de difusión en sólidos , dentro del campo de las operaciones unitarias más comunes. Dentro del tratamiento del mecanismo difusional en sólidos está la dificultad de considerar que estructura tiene el sólido , pues las teorías que se basan en estructuras cristalinas caen en errores de varios órdenes de magnitud al intentar calcular la difusión en sólidos imperfectos.No obstante , se sabe que los sólidos obedecen a una relación de Arrhenius dentro de un amplio rango de temperaturas.

Se podría decir que el único caso de interés fundamental para la Ingeniería Química , se refiere a la difusión que se presenta en sólidos porosos , dentro del estudio de la Cinética química y la Ingeniería de Reactores.

Dentro de los sólidos porosos , podemos caracterizar tres tipos de difusión :

- Difusión de Knudsen : la cual describe el transporte molecular a través de poros pequeños en comparación con la trayectoria libre media del gas.

- Difusión Ordinaria : ésta se observa si el diámetro del poro del material es más grande que la trayectoria libre media de las moléculas.

- Difusión superficial : se sucede en el momento en que la molécula se adsorbe sobre la superficie del material y después se transporta de un lugar de mayor concentración a otro de menor concentración. Debido a su pobre contribucion al transporte molecular , se considerara despreciable en la gran mayoría de los casos.

Así , para poros cilíndricos se tiene :

$$D_{AK} = 97.0 \cdot r \left(\frac{T}{H_A} \right)^{1/2}$$

diámetro del poro : r (m)

Temperatura : T (K)

TABLA 1.1 VOLÚMENES DE DIFUSIÓN ATÓMICO Y MOLECULAR PARA LA ECUACIÓN DE FULLER ET AL. (1966)¹

Incrementos de volumen de difusión atómico y estructural, $v_d \times 10^3$ (cm³/Agelun.g)

C	16.5	(C)	19.5
H	1.91	(S)	17.0
O	5.44	Anillo aromático	-20.2
(N)	5.69	Anillo heterocíclico	-20.2
H ₂	7.07	CO	18.9
D ₂	6.70	CO ₂	26.0
He	2.88	N ₂ O	35.9
N ₂	17.9	NH ₃	14.9
O ₂	15.6	H ₂ O	12.7
AlFe	22.1	(CCl ₂ F ₂)	14.6
Ar	16.1	(Si ₄)	11.1
Ni	22.8	(Cl ₂)	17.7
(Na)	17.9	(Br ₂)	60.2
S	5.19	(SO ₂)	42.1

¹ Los números indican que el valor listado se basa en peso atómico de estos.

TABLA 1.2 VALORES DE LA INTEGRAL DE COEFICIENTE DE DIFUSIÓN EN LA ECUACIÓN DE LUSARD-JONIN (HIRSCHFELDER ET AL. 1954)¹

kT/ϵ	Ω_D	kT/ϵ	Ω_D	kT/ϵ	Ω_D
0.50	1.762	1.65	1.151	4.0	0.5525
0.55	2.026	1.70	1.140	4.1	0.5718
0.60	2.318	1.75	1.128	4.2	0.5916
0.65	2.634	1.80	1.116	4.3	0.6114
0.70	2.965	1.85	1.105	4.4	0.6312
0.75	3.306	1.90	1.094	4.5	0.6510
0.80	3.657	1.95	1.081	4.6	0.6708
0.85	4.012	2.00	1.075	4.7	0.6906
0.90	4.372	2.1	1.057	4.8	0.7102
0.95	4.737	2.2	1.041	4.9	0.7298
1.00	5.107	2.3	1.026	5.0	0.7492
1.05	5.482	2.4	1.012	6	0.8124
1.10	5.862	2.5	0.9996	7	0.8756
1.15	6.246	2.6	0.9878	8	0.9382
1.20	6.634	2.7	0.9770	9	0.9998
1.25	7.026	2.8	0.9672	10	0.7424
1.30	7.422	2.9	0.9576	20	0.6646
1.35	7.822	3.0	0.9490	30	0.6232
1.40	8.226	3.1	0.9406	40	0.5900
1.45	8.634	3.2	0.9324	50	0.5756
1.50	9.046	3.3	0.9256	60	0.5598
1.55	9.462	3.4	0.9186	70	0.5464
1.60	9.882	3.5	0.9120	80	0.5352
1.65	1.030	3.6	0.9058	90	0.5256
1.70	1.078	3.7	0.8998	100	0.5170
1.75	1.126	3.8	0.8942	200	0.4654
1.80	1.174	3.9	0.8890	400	0.4170

FALLA DE ORIGEN

TABLA 1.3

DIÁMETROS DE COLISIÓN Y PARÁMETROS DE ENERGÍA
PARA LA ECUACIÓN DE LE HARDY-JONES (JONES, 1962)

Molécula	Común	$a \times 10^{10}$ (m)	z/k (K)
Ar	Argón	3.542	93.3
He	Helio	2.551	10.22
Kr	Kriptón	3.655	178.9
Ne	Neón	2.820	32.8
Xe	Xeón	4.047	1.0
Air	Aire	3.711	78.6
AsH ₃	Arsina	4.145	239.8
BCl ₃	Cloruro de boro	5.127	337.7
BF ₃	Fluoruro de boro	4.192	126.3
B(CH ₃) ₃	Borato de metilo	5.505	396.7
Br ₂	Bromo	4.295	507.9
CCl ₄	Tetracloruro de carbono	5.947	322.7
CF ₄	Tetrafluoruro de carbono	4.662	134.0
CHCl ₃	Cloroformo	5.339	340.2
CH ₂ Cl ₂	Cloruro de metileno	4.398	356.3
CH ₂ Br	Bromuro de metileno	4.118	449.2
CH ₂ Cl	Cloruro de metilo	4.182	350
CH ₃ OH	Metanol	3.626	481.3
CH ₄	Metano	3.758	148.6
CO	Monóxido de carbono	3.693	91.7
COS	Sulfuro de carbono	4.130	336.0
CO ₂	Dióxido de carbono	3.941	195.2
CS ₂	Disulfuro de carbono	4.481	467
C ₂ H ₂	Acetileno	4.033	231.8
C ₂ H ₄	Etileno	4.163	224.7
C ₂ H ₆	Etano	4.443	215.7
C ₂ H ₅ Cl	Cloruro de etileno	4.898	300
C ₂ H ₅ OH	Etanol	4.530	362.6
C ₃ N ₂	Cianógeno	4.361	348.6
CH ₃ OCH ₃	Eter metílico	4.307	395.0
CH ₃ CHCH ₃	Propileno	4.678	298.9
CH ₃ CCH	Metilacetileno	4.761	251.3
C ₃ H ₈	Ciclopropano	4.807	248.9
C ₃ H ₆	Propeno	5.112	237.1
n-C ₃ H ₇ OH	Alcohol n-propílico	4.549	576.7
CH ₃ COCH ₃	Acetona	4.600	550.2
CH ₃ COOCH ₃	Acetato de metilo	4.936	469.8
n-C ₄ H ₁₀	n-Butano	4.557	531.4
n-C ₄ H ₈	Isobutano	5.278	320.1
C ₄ H ₉ OH	Alcohol n-bútilo	5.572	313.8
CH ₃ COOCH ₂ CH ₃	Acetato de etilo	5.205	521.3
n-C ₅ H ₁₂	n-Pentano	5.784	341.1
n-C ₅ H ₁₀	2,2-Dimetilbutano	6.464	193.1
C ₅ H ₈	penteno	5.349	412.3
C ₅ H ₁₂	Ciclopentano	6.152	227.1
n-C ₆ H ₁₄	n-Hexano	5.959	349.3
Cl ₂	Cloro	4.217	316.0

FALLA DE ORIGEN

TABLA 1.3

(CONTINUACIÓN)

Molécula	Compuesto	$c \times 10^{16}$ (g)	c/k (K)
F ₂	Fluor	3.357	112.6
HBr	Acido bromhídrico	3.353	449
HCN	Acido cianhídrico	3.630	569.1
HCl	Acido clorhídrico	3.339	344.7
HF	Acido fluorhídrico	3.148	339
HI	Acido yodhídrico	4.211	268.7
H ₂	Hidrogeno	2.827	59.7
H ₂ O	Agua	2.641	809.1
H ₂ O ₂	Peroxido de hidrogeno	4.196	289.3
H ₂ S	Acido sulfhídrico	3.623	301.1
Hg	Mercurio	2.569	750
HgBr ₂	Bromuro mercurico	5.080	686.2
HgCl ₂	Cloruro mercurico	4.530	730
HgI ₂	Yoduro mercurico	5.625	695.6
I ₂	Yodo	5.160	471.2
NH ₃	Amoniaco	2.960	553.3
NO	Oxido nítrico	3.492	116.7
NOCl	Cloruro de nitrosilo	4.112	393.3
N ₂	Nitrógeno	3.778	71.4
N ₂ O	Oxido nitroso	3.828	232.4
O ₂	Oxígeno	3.467	106.7
PH ₃	Fosfina	3.931	25.5
SF ₆	Hexafluoruro de azufre	5.128	222.1
SO ₂	Dióxido de azufre	4.112	333.4
SiF ₄	Tetrafluoruro de silicio	4.830	171.9
SiH ₄	Hidrato de silicio	4.084	207.6
SiBr ₄	Bromuro estánico	6.388	563.7
UF ₆	Hexafluoruro de uranio	5.967	236.8

FALLA DE CRISTAL

TABLA 1.4

COEFICIENTES DE PÉRDIDAS PARA CASOS BINARIOS A 1 ATM
DE DILUIÓN (101.325 kPa) (MARRIOTT Y MASON, 1972)

Sistema	T (K)	$D_{12} \times 10^4$ (m ² /s)
Aire-dióxido de carbono	317.2	0.177
Aire-etanol	313	0.145
Aire-helio	317.2	0.765
Aire-n-hexano	328	0.033
Aire-n-pentano	294	0.071
Aire-agua	311	0.285
Argón-amoniaco	293	0.252
Argón-dióxido de carbono	276.2	0.133
Argón-helio	293	0.779
Argón-hidrógeno	242.2	0.562
	444	1.76
	806	4.86
	1099	8.10
Argón-metano	293	0.202
Argón-dióxido de azufre	263	0.077
Dióxido de carbono-helio	293	0.612
Dióxido de carbono-nitrógeno	278	0.167
Dióxido de carbono-óxido nítrico	312.8	0.128
Dióxido de carbono-etano	293.2	0.153
Dióxido de carbono-dióxido de azufre	273	0.054
Dióxido de carbono-oxígeno	307.2	0.156
	352.3	0.245
Monóxido de carbono-nitrógeno	293	0.310
Helio-benceno	423	0.610
Helio-etano	423	0.821
Helio-metano	293	0.675
Helio-n-hexano	423	1.032
Helio-nitrógeno	298	0.687
Helio-óxido nítrico	298	0.729
Helio-propeno	423	0.677
Hidrógeno-agua	307.1	0.902
Hidrógeno-acetona	296	0.474
Hidrógeno-amoniaco	298	0.783
	356	1.093
	473	1.86
	533	2.149
Hidrógeno-benceno	311.3	0.406
Hidrógeno-ciclohexano	289.6	0.359
Hidrógeno-metano	289	0.694
Hidrógeno-nitrógeno	299	0.784
	573	2.147
Hidrógeno-dióxido de azufre	473	1.23
Hidrógeno-metano	302	0.400
Hidrógeno-oxígeno	328.5	1.121
Metano-agua	352.3	0.156
Nitrógeno-amoniaco	296	0.239
	358	0.328
Nitrógeno-etano	311.2	0.102
Nitrógeno-ciclohexano	284.6	0.0731
Nitrógeno-dióxido de azufre	263	0.104
Nitrógeno-oxígeno	307.5	0.256
	352.1	0.359
Oxígeno-benceno	311.3	0.101
Oxígeno-óxido nítrico de carbono	296	0.0749
Oxígeno-ciclohexano	284.6	0.0746
Oxígeno-agua	352.3	0.352

FALLA DE ORIGEN

FALLA DE ORIGEN

PROBLEMA 1.1

DIFUSIVIDAD EN LIQUIDOS

Calcule la difusividad del tetracloruro de carbono en benceno líquido a 25°C.

SOLUCION

Se empleará la ecuación de Wilke :

$$V_A = 113.2$$

$$\text{viscosidad} = 0.647 \text{ cps}$$

$$\text{evaluando } D_{AB} = \frac{7.4 \times 10^{-8} (298)(78(1))^{1/2}}{(0.647)(113.2)} \quad 0.6$$

$$D_{AB} = 1.7691 \times 10^{-5} \frac{\text{cm}^2}{\text{s}}$$

A continuación se muestra el listado del programa , así como la resolución de este problema empleando el programa :liquidos.bas

PROGRAMA # 1

```

20 PRINT "          CALCULO DE COEFICIENTES DE DIFUSION EN FASE LIQUIDA "
30 PRINT
40 PRINT "MENU"
50 PRINT
60 PRINT "          1.- ECUACION DE WILKE - CHANG "
70 PRINT "          2.- ECUACION DE SITARAMAN "
71 PRINT "          3.- ECUACION PARA SOLUCIONES IDEALES NO DILUIDAS "
73 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 INPUT "ELIJE UNA OPCION ( TECLER EL NUMERO )"; O
110 IF O = 2 GOTO 200
111 IF O = 3 GOTO 500
113 IF O = 4 GOTO 700
119 CLS
120 PRINT " ECUACION DE WILKE - CHANG"
130 PRINT
140 INPUT " TEMPERATURA ( K ) ", T
150 INPUT " VOLUMEN MOLAR DEL SOLUTO " , VMA
155 INPUT " PESO MOLECULAR DEL SOLVENTE "; PMB
160 INPUT " VISCOSIDAD DEL SOLVENTE (CFS) ", VIS
170 INPUT "FACTOR DE ASOCIACION DEL SOLVENTE " , FI

180 D = (7.4E-08 *T*(PMB*FI)^.5)/(VIS*VMA^.6)
190 PRINT "LA DIFUSIVIDAD ES " ; D ; "cm^2 /s"
195 GOTO 300
200 CLS
201 PRINT " ECUACION DE SITARAMAN "
210 PRINT
220 INPUT " TEMPERATURA ( K ) " ; T
230 INPUT "VISCOSIDAD DEL SOLVENTE" ; V
240 INPUT " CALOR LATENTE DE VAPORIZACION DEL SOLUTO (J/Kg)" ; HA
250 INPUT " CALOR LATENTE DE VAPORIZACION DEL SOLVENTE (J/Kg) " ; HB
260 INPUT " VOLUMEN MOLAR DEL SOLUTO " ; VA
270 PRINT
280 D = (1.679E-13*(V^.5 * HB^(1/3) * T )^.93)/(V*VA^.5*HA^(.3))
290 PRINT " LS DIFUSIVIDAD ES " ; D
300 PRINT
310 PRINT

```

```

450 PRINT " 1.- REALIZAR OTRO CALCULO "
455 PRINT " 2.- TERMINAR "
457 INPUT " OPCION " , R
460 IF R = 1 GOTO 10
465 PRINT " FIN DEL PROGRAMA "
470 END
500 CLS
501 PRINT " SOLUCIONES IDEALES NO DILUIDAS "
510 PRINT
520 PRINT
530 INPUT " COEFICIENTE DE DIFUSION A X = 0 " ; D1
540 INPUT " COEFICIENTE DE DIFUSION A X = 1 " ; D2
550 PRINT
560 PRINT
570 INPUT " FRACCION MOL DEL SOLVENTE " ; XB
580 XA = 1 - XB
590 D3 = ( D1 )^XB * ( D2 )^XA
600 PRINT
620 PRINT "EL COEFICIENTE DE DIFUSION ES " ; D3

```

CALCULO DE COEFICIENTES DE DIFUSION EN FASE LIQUIDA

MENU

- 1.- ECUACION DE WILKE - CHANG
- 2.- ECUACION DE SITARAMAN
- 3.- ECUACION PARA SOLUCIONES IDEALES NO DILUIDAS

ELIJE UNA OPCION (TECLEAR EL NUMERO)? 1

ECUACION DE WILKE - CHANG

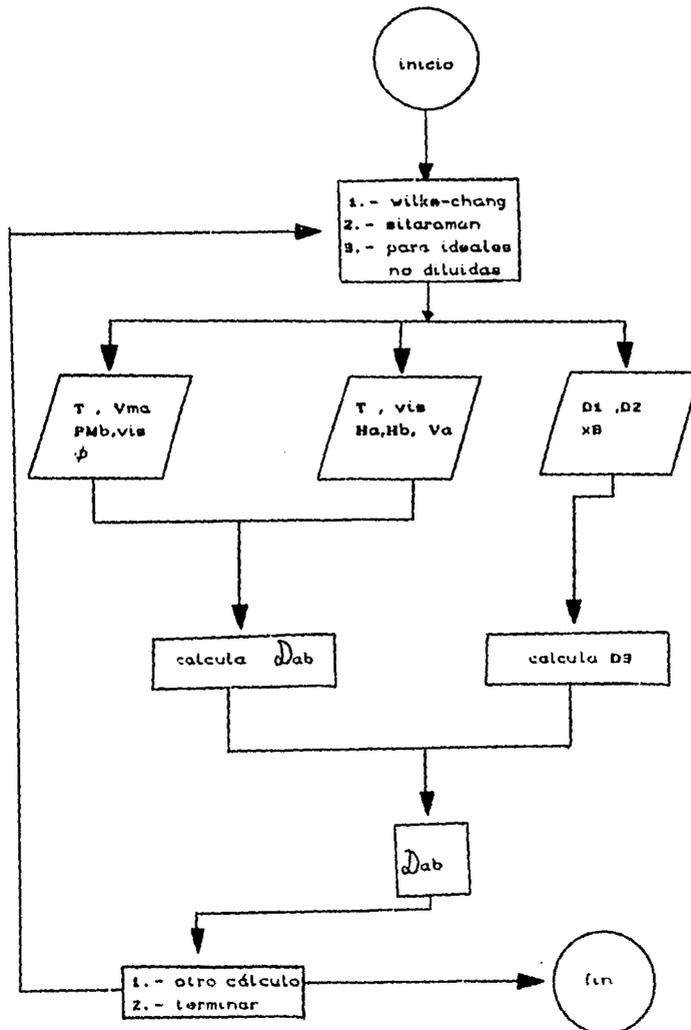
TEMPERATURA (K) 298
VOLUMEN MOLAR DEL SOLUTO 113.2
PESO MOLECULAR DEL SOLVENTE ? 78
VISCOSIDAD DEL SOLVENTE (CFS) 0.647
FACTOR DE ASOCIACION DEL SOLVENTE 1

LA DIFUSIVIDAD ES . 1.763126E-05 cm² /s

- 1.- REALIZAR OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2
FIN DEL PROGRAMA

DIAGRAMA DE FLUJO
DIFUSIVIDAD EN LIQUIDOS



PROBLEMA 1.2

DIFUSIVIDAD EN GASES

Obtenga la difusividad del cloruro de benceno en aire a 50°C y 1 atm.

SOLUCION :

Utilizando la ecuación de Gilliland tenemos :

$$\begin{aligned} \text{PM DE A} &= 20 \\ \text{VA} &= 29.9 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PM DE B} &= 140.5 \\ \text{VB} &= 141.9 \end{aligned}$$

donde A = aire

b = cloruro de benceno

Difusividad :

$$D_{AB} = 0.07358 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

A continuación , la resolución a través del programa : Gases.bas

PROGRAM # 2

```
10 CLS
20 CLS : COLOR 2,1:CLS
30 PRINT"CALCULO DE COEFICIENTES DE DIFUSION EN GASES "
40 PRINT
50 PRINT "MENU"
60 PRINT
70 PRINT " 1.- ECUACION DE GILLILAND "
80 PRINT " 2.- ECUACION DE FULLER "
90 PRINT " 3.- ECUACION DE HIRSCHFELDER"
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 INPUT "ELIJE UNA OPCION ( TECLEAR EL NUMERO )"; O
140 IF O = 2 GOTO 390
150 IF O = 3 GOTO 590
160 IF O > 3 GOTO 10
170 CLS
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT " ECUACION DE GILLILAND "

210 PRINT
220 INPUT " TEMPERATURA (K) " , T
230 INPUT " PESO MOLECULAR DEL SOLUTO " , PMA
240 INPUT " PESO MOLECULAR DEL SOLVENTE " , PMB
250 INPUT " PRESION DEL SISTEMA (atm) " , P
260 INPUT " VOLUMEN MOLAR DEL SOLUTO ( gmo1/cm^3 ) " , VA
270 INPUT " VOLUMEN MOLAR DEL SOLVENTE (gmo1/cm^3) " , VB
280 D = (.0043*T^(3/2))*((PMA+PMB)/(PMA*PMB))^0.5/(P*(VA^(1/3)+(VB(1/3)))^2)
290 PRINT
300 PRINT " LA DIFUSIVIDAD ES " ; D ; "cm^2/s"
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT " 1.- REALIZAR OTRO CALCULO "
340 PRINT " 2.- TERMINAR "
350 INPUT " OPCION " , R
360 IF R=1 GOTO 10
370 PRINT " FIN DEL PROGRAMA "
380 END
390 CLS
```

```

400 PRINT
410 PRINT
420 PRINT " ECUACION DE FULLER "
430 PRINT
440 INPUT " TEMPERATURA (K) " , T
450 INPUT " PESO MOLECULAR DEL SOLUTO " , PMA
460 INPUT " PESO MOLECULAR DEL SOLVENTE " , PMB
470 INPUT " PRESION DEL SISTEMA (atm) " , P
480 INPUT " SUMA DE VOLUMENES ATOMICOS DEL SOLUTO " , VA
490 INPUT " SUMA DE VOLUMENES ATOMICOS DEL SOLVENTE " , VB
500 D = (E-9 * T^(1.75) * ((1/PMA)+(1/PMB))^0.5)/(P*(VA^(1/3)+VB^(1/3))^2)
510 PRINT
520 PRINT " LA DIFUSIVIDAD ES " ; D ; " m^2/s "
530 GOTO 310
540 PRINT
550 PRINT
560 PRINT
570 PRINT
580 PRINT
590 CLS

```

```

600 PRINT " ECUACION DE HIRSCHFELDER "
610 PRINT
620 INPUT " PESO MOLECULAR DEL SOLUTO " , PMA
630 INPUT " PESO MOLECULAR DEL SOLVENTE " , PMB
640 INPUT " PRESION DEL SISTEMA (atm) " , P
650 INPUT " TEMPERATURA (K) " , T
660 INPUT " INTEGRAL DE COLISION " , OM
670 INPUT " DIAMETRO DE COLISION DEL SOLUTO " , DA
680 INPUT " DIAMETRO DE COLISION DEL SOLVENTE " , DB
690 PRINT
700 DAB = ( DA + DB )/2
710 D = (1.858E-27 * T^(3/2)*((1/PMA)+(1/PMB))^0.5)/(P*DAB^2*OM)
720 PRINT " LA DIFUSIVIDAD ES " ; D ; " m^2/s "
730 GOTO 310

```

CALCULO DE COEFICIENTES DE DIFUSION EN GASES

MENU

- 1.- ECUACION DE GILLILAND
- 2.- ECUACION DE FULLER
- 3.- ECUACION DE HIRSCHFELDER

ELIJE UNA OPCION (TECLEAR EL NUMERO)? 1

ECUACION DE GILLILAND

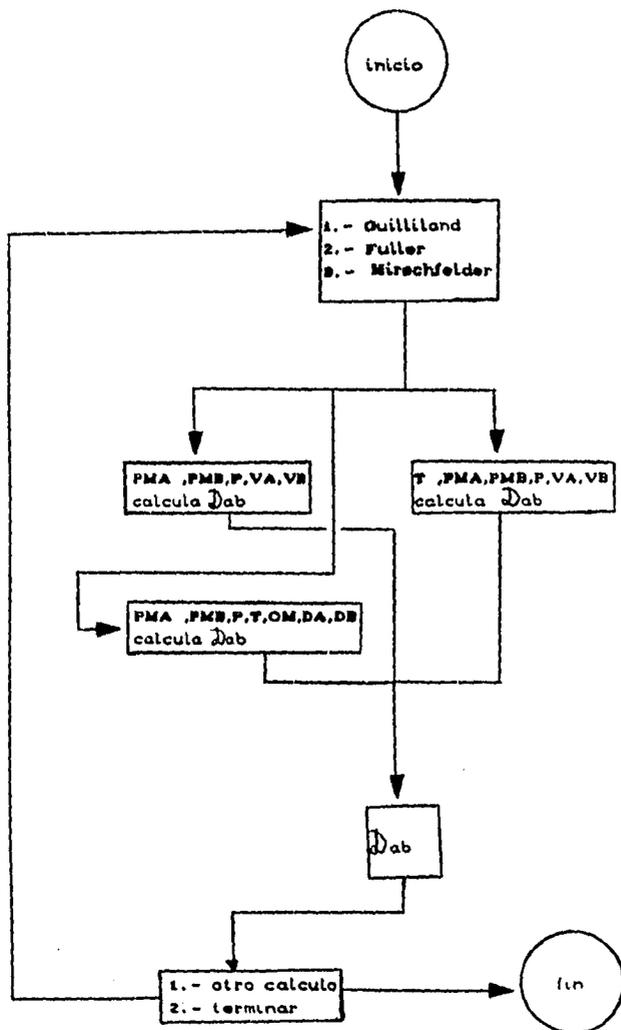
TEMPERATURA (K) 323
PESO MOLECULAR DEL SOLUTO 29
PESO MOLECULAR DEL SOLVENTE 140.5
PRESION DEL SISTEMA (atm) 1
VOLUMEN MOLAR DEL SOLUTO (g/mol/cm³) 29.9
VOLUMEN MOLAR DEL SOLVENTE (g/mol/cm³) 141.9

LA DIFUSIVIDAD ES 0.0735829 cm²/s

- 1.- REALIZAR QTRD CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
DIFUSIVIDAD EN GASES



PROBLEMA 1.3 . DIFUSIVIDAD EN SOLIDOS POROSOS

Obtengase la difusividad del nitrógeno a 330° C en un catalizador que operará a 1 atm. Considere que el catalizador posee poros cilíndricos y que posee las siguientes características :

porosidad : 0.4

tortuosidad : 2

radio = 45×10^{-10} m

SOLUCION :

Primeramente se obtendrá la difusividad a través de la ecuación de Fuller :

$$D_{AB} = 9.71 \times 10^{-6}$$

corrigiendo por tortuosidad :

$$D_{AB} = 9.71 \times 10^{-6} (0.4) = 7.56 \times 10^{-7}$$

$$D_{AK} = 2.10 \times 10^{-6}$$

$$\text{Corrigiendo : } D_{AK} = 4.20 \times 10^{-7}$$

Difusividad efectiva :

$$D_{AKe} = 2.77 \times 10^{-7}$$

A continuación la solución a través del programa : sólidos.bas

PROGRAMA # 3

```
10 REM "DIFUSIVIDAD EN SOLIDOS "  
20 CLS  
30 COLOR 3,1  
40 PRINT  
50 PRINT "          CALCULO DE DIFUSIVIDAD EN SOLIDOS CILINDRICOS "  
60 PRINT  
70 PRINT  
80 PRINT  
90 INPUT " Peso molecular del elemento a difundirse " , PM  
100 INPUT " temperatura ( C ) " , T  
110 TK = T + 273.15  
120 INPUT " porosidad " , E  
130 INPUT " tortuosidad " , Z  
140 INPUT " radio del cilindro [ m ] " , R  
150 INPUT " difusividad del elemento [ m^2/s ] " , DAB  
160 DABE = (DAB * E)/Z  
170 DAK = 9.7 *R*(TK/PM)^2  
180 DAKE = DAK*E/Z  
190 D=(DABE*DAKE)/(DABE+DAKE)  
200 PRINT  
  
210 PRINT  
220 CLS  
230 PRINT  
240 PRINT  
250 PRINT "LA DIFUSIVIDAD EN ( m^2 /s ) ES " , D  
260 PRINT  
270 PRINT "          1.- realizar otro calculo "  
280 PRINT "          2.- terminar      "  
290 PRINT  
300 INPUT "          opcion " , OP  
310 IF OP=1 GOTO 60  
320 END
```

CALCULO DE DIFUSIVIDAD EN SOLIDOS CILINDRICOS

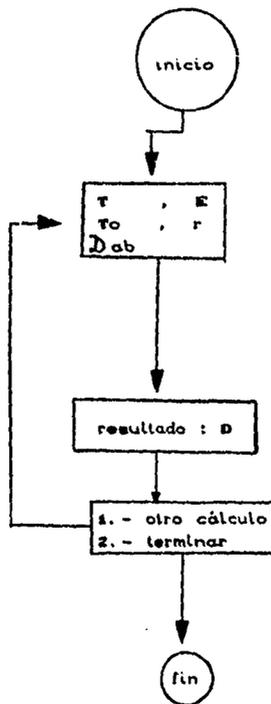
Peso molecular del elemento a difundirse 28
temperatura (C) 300
porosidad 0.4
tortuosidad 2
radio del cilindro [m] 45e-10
difusividad del elemento [m²/s] 3.71e-6

LA DIFUSIVIDAD EN (m² /s) ES 2.768697E-07

- 1.- realizar otro calculo
- 2.- terminar

opcion 2

DIAGRAMA DE FLUJO
DIFUSIVIDAD EN SOLIDOS



PROGRAMA 1.4 . DIFUSIVIDAD EN MEZCLAS DE GASES

Determine la difusividad del nitrógeno a través de una mezcla gaseosa que tiene las siguientes composiciones :

O ₂	5 %	en volumen
CO	6 %	
CO ₂	12 %	
H ₂	67 %	

La mezcla gaseosa está a 100 ° C y 1.5 atmosferas de presión .

SOLUCION

En primer lugar hay que calcular la difusividad del nitrógeno con cada uno de los componentes presentes en la mezcla a través de cualquier ecuación para difusividad en gases (Fuller , Guilliland , etc) :

evaluando :

$$D_{N_2-O_2} = 0.193 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$D_{N_2-CO} = 0.3392 \text{ "}$$

$$D_{N_2-CO_2} = 0.1569 \text{ "}$$

$$D_{N_2-H_2} = 0.7869 \text{ "}$$

difusividad de la mezcla :

$$y_{N_2} = 0.1$$

Evaluando en la ecuación para mezclas gaseosas :

$$D_{N_2\text{-mezcla}} = 0.426 \text{ cm}^2/\text{s}$$

A continuación se muestra la solución a través del programa : gasmix.bat

PROGRAMA # 4

```
70 PRINT "      DIFUSIVIDAD PARA UNA MEZCLA DE n COMPONENTES
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT
210 PRINT
220 COLOF 3,0
230 INPUT "      Numero de componentes " ,N
240 PRINT
250 PRINT

250 PRINT
260 PRINT
270 PRINT " nota : el componente 1 es el que se tomara de base "
280 PRINT
290 FOR X= 1 TO N
291 PRINT
292 PRINT
293 PRINT
294 PRINT
300 PRINT " componente no. " , X
310 PRINT
320 INPUT "      composicion " , Y(X)
330 NEXT X
340 FOR X=2 TO N
341 PRINT
342 PRINT
343 PRINT
344 PRINT
345 PRINT
346 PRINT
350 PRINT " difusividad entre los componentes : 1 -- "X " cm^2/s"
```

```
350 PRINT " difusividad entre los componentes : 1 - ";X " cm^2/s"
360 INPUT DA(X)
370 C(X)=Y(X)/DA(X)
380 CT=CT+C(X)
390 NEXT X
400 PRINT
410 PRINT
420 PRINT
430 PRINT
440 COLOR 5,8
450 PRINT " LA DIFUSIVIDAD DE LA MEZCLA ES " ,(1-Y(1))/CT " cm^2/s"
460 PRINT
470 PRINT
480 PRINT
490 PRINT
500 PRINT
```

```
LIST 500-
500 PRINT
510 PRINT
520 PRINT
530 PRINT
540 PRINT
550 COLOR 3,8
560 PRINT "          1.- OTRO CALCULO "
570 PRINT "          2.- TERMINAR "
580 PRINT
590 INPUT " OPCION " ; OP
600 IF OP=1 GOTO 10
610 END
```

nota : el componente 1 es el que se tomara de base

componente no. 1
composicion .1

componente no. 2
composicion .05

componente no. 3
composicion .06

difusividad entre los componentes : 1 - 2 cm^2/s
.193

difusividad entre los componentes : 1 - 3 cm^2/s
.3392

difusividad entre los componentes : 1 - 4 cm^2/s
.1569

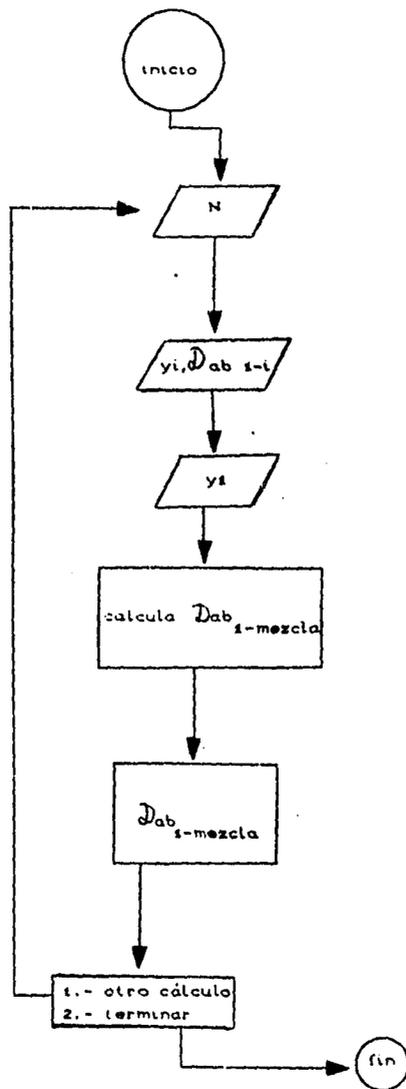
difusividad entre los componentes : 1 - 5 cm²/s
0.7369

LA DIFUSIVIDAD DE LA MEZCLA ES .426543 cm²/s

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION ? 2

DIAGRAMA DE FLUJO
DIFUSIVIDAD PARA UNA MEZCLA DE N COMPONENTES



DIFUSION A REGIMEN TRANSITORIO

2

DIFUSION A REGIMEN TRANSITORIO

La difusión a régimen no permanente se presenta en los sólidos durante el secado de ciertos materiales , así como en la impregnación de sólidos.

En forma matemática , éstos problemas se resuelven a través de la ley de Fick :

$$\frac{\partial C_A}{\partial \theta} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2}$$

La cual tiene diversas soluciones , dependiendo del tipo de geometría , de las condiciones iniciales y del tamaño relativo de las resistencias , la difusividad y del coeficiente de transferencia de masa.

Como las soluciones a las ecuaciones de difusión en régimen transitorio son bastante complicadas y tediosas , se utilizan gráficas convenientes para las diversas geometrías , éstas gráficas son similares a las que se emplean en transferencia de calor a régimen transitorio (ver apéndice).

En éstas gráficas se encuentran los parámetros adimensionales :

$$m = D_{AB} / k_c x_1$$

$$n = x/x_1$$

$$Y = (C - C_i) / (C_0 - C_i)$$

$$X = D \theta / x_1^2$$

donde :

C_i : concentración en la interfase (superficie)

C_0 : concentración inicial

θ : tiempo

D_{AB} : difusividad

x_i : máxima longitud que atravesara el soluto al difundirse

x : distancia del centro del material a un punto dado

k_c : coeficiente de transferencia de masa

Estas gráficas se utilizan si la difusividad es constante , si el cuerpo tiene una concentración inicial uniforme y si la superficie está sujeta a condiciones constantes durante el tiempo en que se efectua la transferencia de masa. Las cartas se pueden combinar para resolver problemas con 2 y 3 dimensiones :

Para una barra rectangular , con los extremos sellados :

$$y = y_a y_b$$

Para un paralelogramo :

$$y = y_a y_b y_c$$

en donde y_a es el obtenido para $x = a$, y_b con $x = b$, etc.

Para un cilindro incluidos los extremos :

$$y = y_c / y_a$$

PROBLEMA 2.1 REGIMEN NO PERMANENTE . PLACAS

SOLUCION A TRAVES DEL METODO DE SCHMIDT

Una placa de 0.1 m de espesor tiene una concentración de 1. La superficie frontal se expone súbitamente a una concentración de 0.

Si la difusividad es de $1.86 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$. ¿Cuál será la concentración al cabo de 4 horas ? .

SOLUCION

Utilizando el método de Schmidt :

incrementos : $\Delta\theta = 1 \text{ hora}$

es decir , se realizarán cuatro incrementos para la superficie frontal , en donde $n = 1$

para el primer incremento , la concentración en la superficie se toma como la mitad de la concentración en el cuerpo :

$$C_{1/2} = 0.75$$

segundo incremento :

$$C_{2/3} = 0.875$$

$$C_{2/4} = 1 = C_4 = C_0$$

tercer incremento :

$$C_4 = 0.9975$$

$$C_5 = 1 = C_6$$

cuarto incremento :

$$C_5 = 0.9999 = C_7$$

RESULTADO : la concentracion es de 0.9999

A continuación se muestra la solución para este problema a través del programa 2.1 :schmidt.bas

PROGRAMA NO. 5

```
10 REM REGIMEN NO PERMANENTE . EN PLACAS"
20 CLS
30 COLOR 4,8
40 PRINT "          DIFUSION A REGIMEN NO PERMANENTE "
50 PRINT
60 PRINT "          SOLUCION POR EL METODO DE SCHMIDT "
70 PRINT
80 INPUT " Espesor de la placa [ m ] " , ES
90 INPUT " incremento deseado : delta x " , DX
100 X = ES/DX : XN=ES/X
110 INPUT " difusividad [ m^2 / h ] " , D
120 T=XN^2/(DK^2)
130 INPUT " tiempo [ hr ] " , TT
140 H=(TT/T) : H1=INT(H)
150 PRINT
160 PRINT " se deben hacer " , H1 , " incrementos "
170 INPUT " concentracion en el cuerpo [ % ] " , C
180 REM INCREMENTO 1
190 CA=C/2

200 CB=(CA+D)/2
210 CC=C
220 CD=C
230 REM INCREMENTO 2
240 DB=C/2
250 DC=(CB+C)/2
260 DD=C
270 IF H1=2 THEN DD=LD
272 IF H1>2 THEN GOTO 280
274 GOTO 670
280 REM INCREMENTO 3
290 EB =DC/2
300 EC=(DB+DD)/2
310 ED=DC
320 IF H1=3 THEN ED=LD
322 IF H1>3 THEN GOTO 330
324 GOTO 670
330 REM INCREMENTO 4
340 FB=EC/2
350 FC=(ED+EB)/2
```

```

360 FD=EC
370 IF H1=4 THEN FD=LD
372 IF H1>4 THEN GOTO 380
373 GOTO 670
380 REM INCREMENTO 3
390 GB=FC/2
400 GC=(FB+FD)/2
410 GD=FC
420 IF H1=5 THEN GD=LD
422 IF H1>5 THEN GOTO 440
430 GOTO 670
435 REM INCREMENTO 4
440 HB=GC/2
450 HC=(GB+GD)/2
460 HD=GC
470 IF H1=6 THEN HD=LD
472 IF H1>6 THEN GOTO 480
474 GOTO 670
480 REM INCREMENTO 7
490 FOR X=7 TO H1
500 FOR Y = 1 TO 3

510 H(X,Y)=HC/2
520 I(X,Y)=(HB+HD)/2
522 J(X,Y)=HC
524 NEXT Y
530 HC=I(X,Y-1)
540 HB=H(X,Y-1)
550 HD=J(X,Y-1)
560 NEXT X
570 PRINT
572 PRINT "el valor de la concentracion es " , HD
574 GOTO 690
580 PRINT
590 PRINT
600 PRINT
610 PRINT

```

```
540          PRINT
660 LD=KC
670 R=LD
680 PRINT " el valor final despues de " ,H1 ,"incrementos es " ,R
690 PRINT
691 PRINT
692 PRINT
693 PRINT
694 PRINT
695 PRINT
696 PRINT
700 PRINT "      1.- REALIZAR OTRO CALCULO "
710 PRINT "      2.- TERMINAR      "
720 INPUT "                                OPCION " , OPC
730 IF OPC=1 GOTO 10
740 END
```

DIFUSION A REGIMEN NO PERMANENTE

SOLUCION POR EL METODO DE SCHMIDT

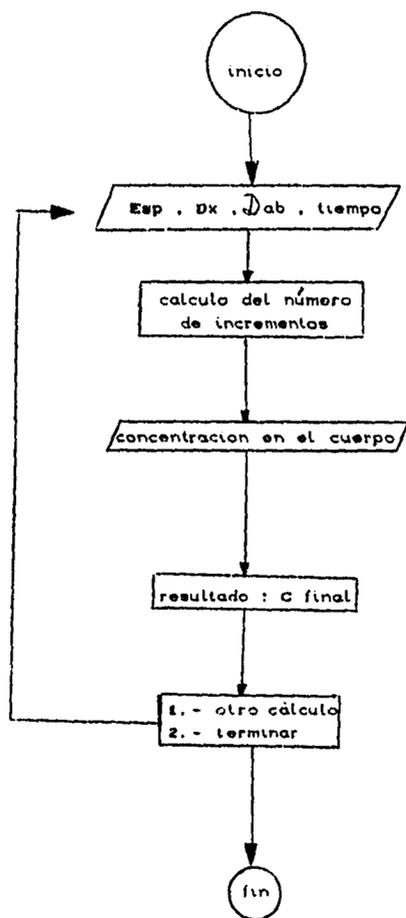
Espesor de la placa [m] 0.1
incremento deseado : delta x .02
difusividad [m² / h] 1.86e-4
tiempo [hr] 4

se deben hacer 4 incrementos
concentracion en el cuerpo [%] 0.5
el valor final despues de 3 incrementos es
0.9688

- 1.- REALIZAR OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
REGIMEN NO PERMANENTE . PLACAS



PROBLEMA 2.2 REGIMEN NO PERMANENTE . PLACAS
OBTENCION DEL TIEMPO REQUERIDO PARA UNA CONCENTRACION DESEADA.

Una placa sólida de 5.15 % de agar en peso a 278 K y 10.16 mm de espesor contiene una concentración uniforme de 0.1 Kmol/m de urea. La difusión sólo se verifica en la dirección x a través de dos superficies paralelas planas con una separación de 10.16 mm . La placa se sumerge súbitamente en agua pura turbulenta , por lo que puede decirse que la resistencia superficial es despreciable , es decir el coeficiente convectivo k_c es muy grande. La difusividad de la urea en el agar es de $4.72 \times 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$

Resuelva el problema para una concentración en el centro de 0.0275

SOLUCION

Sea y la fracción de cambio de las concentraciones, partiendo de la segunda ley de Fick :

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_{AB} \frac{\partial^2 c}{\partial x^2}$$

Leemos

$$y = \frac{c_i - c}{c_i - c_0}$$

Podemos manejar una ecuación simplificada para no incluir la de Fourier, de tal forma :

$$x' = \frac{D_{AB} \theta}{x_1^2}$$

con ésto, evaluamos los parámetros :

$$c_i = 0.0275$$

$$c_0 = 0.275$$

$$x_1 = 0$$

$$x_2 = 0 \quad (\text{centro})$$

Despejando el tiempo :

$$\theta = 10 \text{ horas}$$

A continuación la solución a través del programa no. 2.1 : graf2.bas

PROGRAMA # 6

```

10 CLS
20 COLOR 3,3
25 CLS
30 PRINT
40 PRINT "          DIFUSION EN REGIMEN NO PERMANENTE  "
50 PRINT
50 PRINT "  PROGRAMA PARA CALCULAR EL TIEMPO NECESARIO PARA OBTENER  "
70 PRINT "    UNA CONCENTRACION DESEADA. SOLUCION GRAFICA  "
80 PRINT "    DIVERSAS GEOMETRIAS  "
90 PRINT
100 PRINT
110 INPUT "  DIFUSIVIDAD [ m2 / s ] " , D
120 INPUT "  CONCENTRACION EN EL PUNTO DESEADO (MOL/M3) " , C
130 PRINT "    Maxima distancia que atravesara el soluto al difundirse "
140 INPUT "  [ m ] " , DIS
150 PRINT

160 INPUT "  CONCENTRACION EN LA SUPERFICIE ( MOL/M3) " , C1
170 INPUT "  CONCENTRACION INICIAL ( MOL/M3) " , C0
177 Y=(C1-C)/(C1-C0)
178 PRINT "    Distancia del centro del material al punto deseado (m) "
180 INPUT "  [ m ] " , XN
190 INPUT "  Coeficiente de transferencia de masa ( Kc ) " , KC
200 M=D/(KC*DIS)
205 IF M<.0001 THEN M=0
210 N=XN/DIS
220 PRINT "          m = " , M
230 PRINT "          n = " , N
240 PRINT "          Y = " , Y
250 PRINT
260 X=(Y-.3675)/(-.1835)
270 PRINT
280 T=X*DIS2/(3600*D)
290 PRINT
295 COLOR 3,9
296 CLS
300 PRINT

```

FALLA DE ORIGEN

```
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT " EL TIEMPO REQUERIDO ES " ,T, "horas"
351 PRINT
352 PRINT
353 PRINT
354 PRINT
355 PRINT
356 PRINT
357 PRINT
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT " 1- HACER OTRO CALCULO "
400 PRINT " 2.- TERMINAR "
410 PRINT
420 INPUT " OPCION " , OP
430 IF OP=1 GOTO 10
440 END
```

DIFUSION EN REGIMEN NO PERMANENTE

PROGRAMA PARA CALCULAR EL TIEMPO NECESARIO PARA OBTENER
UNA CONCENTRACION DESEADA. SOLUCION GRAFICA
DIVERSAS GEOMETRIAS

DIFUSIVIDAD [m² / s] 4.72e-10
CONCENTRACION EN EL PUNTO DESEADO [MOL/M³] 0.025
Maxima distancia que atravesara el soluto al difundirse
[m] 0.0058
CONCENTRACION EN LA SUPERFICIE [MOL/M³] 0
CONCENTRACION INICIAL [MOL/M³] 0.1
Distancia del centro del material al punto deseado (xn)
[m] 0
Coeficiente de transferencia de masa (kc) 10e10

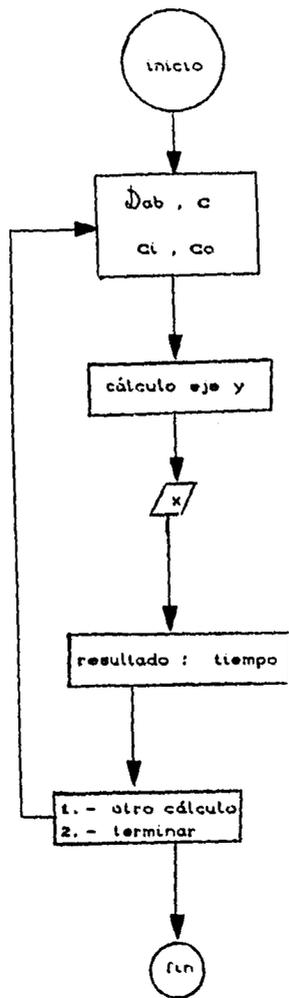
EL TIEMPO REQUERIDO ES 9.590479 HORAS

- 1- HACER OTRO CALCULO
- 2- TERMINAR

OPCION

FALLA DE ORIGEN

REGIMEN NO PERMANENTE
TIEMPO PARA OBTENER UNA CONCENTRACION DADA



PROBLEMA 2.3 . REGIMEN NO PERMANENTE
CILINDROS . SOLUCION GRAFICA

Un cilindro de arcilla se expone al aire casi seco . El agua se difunde a la superficie y de allí se evapora en el aire. La humedad de la superficie es constante e igual a 7% en peso. Después de 8 hr de secado ¿ Cual será la concentración en el centro geométrico del cilindro , si la concentración inicial era del 35% ? . La difusividad del agua en la arcilla es de 8×10^{-6} m / h . El coeficiente de convección es lo suficientemente grande para que $m = 0$. Las dimensiones del cilindro son de 3 cm x 3 cm .

SOLUCION

$$Y = Y_a + Y_{cilin}$$

Calculos

Ycilindro

$$X_c = \left(\frac{8 \times 10^{-6} (8)}{10.015^2} \right) = 0.284$$

$$n_c = 0$$

$$m_c = 0$$

$$Y_{cil} = 0.28$$

Yplaca

$$X_p = 0.284$$

$$n_p = 0$$

$$m_p = 0$$

$$Y_p = 0.78$$

Ytotal

$$Y = 0.58 (0.25) = 0.152$$

$$0.152 = \left(\frac{C_A - 0.07}{0.35 - 0.07} \right)$$

$$\text{despejando } C_A = 0.112$$

Resultado

La concentración será del 11.2%

A continuación se muestra la solución a través del programa no. 2. 3:
graf3.bas

PROGRAMA # 7

```

10 CLS
20 COLOR 3,8
25 CLS
30 PRINT
40 PRINT "          DIFUSION EN REGIMEN NO PERMANENTE "
50 PRINT
60 PRINT "          1.- PARALELOGRAMO : Y=YaYbYc "
70 PRINT "          2.- BARRA RECTANGULAR : Y=YaYb "
80 PRINT "          3.- CILINDRO , incluidos los extremos : Y=Yci/Ya "
90 PRINT
100 INPUT "          OPCION " , OP1
101 PRINT
102 PRINT
103 PRINT
104 PRINT
105 PRINT
106 PRINT
110 IF OP1=3 GOTO 500
115 IF OP1=2 GOTO 450
116 N=3
117 INPUT " COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA (kc) " , KC
120 INPUT " TIEMPO [ h ] " , T

130 PRINT "          Maxima distancia que atravesara el soluto al difundirse "
140 INPUT "          para la simetria que corresponde [m] ",DIS[Z]
150 PRINT
160 X[Z] = ( D*T*3600 )/(DIS[Z]^2)
170 PRINT "          Distancia del centro del material al punto deseado (xn) "
180 INPUT "          [ m ] " , XN
181 PRINT
182 PRINT
183 PRINT
184 PRINT
185 PRINT
186 PRINT
190 PRINT
200 M[Z]=D/(KC*DIS[Z])
205 IF M[Z]<.0001 THEN M[Z]=0
210 N[Z]=XN/DIS[Z]
220 PRINT "          m = " , M[Z]
230 PRINT "          n = " , N[Z]
240 PRINT "          x = " , X[Z]
250 PRINT " De la grafica correspondiente , favor de introducir el valor "
260 INPUT " de Y " , Y[Z]

```

```

270 NEXT Z
280 INPUT " concentracion inicial [mol/m3] " , CO
290 INPUT " concentracion en la superficie [mol/m3] " , CI
295 IF N=2 THEN Y[3]=1
300 YT=Y[1]*Y[2]*Y[3]
310 C= CI-(YT*(CI-CO))
320 PRINT
330 CLS
340 COLOR 3,9
350 CLS
351 PRINT
352 PRINT
353 PRINT
354 PRINT
355 PRINT
356 PRINT
357 PRINT
360 PRINT " LA CONCENTRACION EN EL PUNTO DESEADO ES " , C ; "[mol/m3]"
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT " 1- HACER OTRO CALCULO "
400 PRINT " 2.- TERMINAR "

```

```

410 PRINT
420 INPUT " OPCION " , OP
430 IF OP=1 GOTO 10
440 END
450 REM " PARA BARRA RECTANGULAR "
460 N=2
470 GOTO 117
480 REM " PARA CILINDROS "
481 PRINT
482 PRINT
483 PRINT
484 PRINT
490 INPUT " DIFUSIVIDAD [m2/S] " , D
500 INPUT " TIEMPO [ h ] " , T
510 INPUT " COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA kc " , KC
515 FOR Z=1 TO 2
520 INPUT " MAXIMA DISTANCIA QUE ATRAVESARA EL SOLUTO [m] " ,DIS[Z]
530 X=(D*T*3600)/DIS[Z]
540 PRINT
550 INPUT " distancia del centro del material al punto deseado",XN

```

```
560 M=D/(KC*DISCZ1)
570 N=(XN/DISCZ1)
580 PRINT " m = " , M
590 PRINT " n = " , N
600 PRINT " x = " , X
610 INPUT " de la grafica , el valor de Y es " , Y
615 NEXT Z
620 YT=YCZ-11/YCZ1
630 INPUT " concentracion inicial " , CO
640 INPUT " concentracion en la superficie " , CI
650 C=CI-(YT*(CI-CO))
660 GOTO 320
```

DIFUSION EN REGIMEN NO PERMANENTE

- 1.- PARALELOGRAMO : $Y=YaYbYc$
- 2.- BARRA RECTANGULAR : $Y=YaYb$
- 3.- CILINDRO , incluidos los extremos : $Y=Yci/Ya$

OPCION 3

TIEMPO [h] 8

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA k_c $10e20$

MAXIMA DISTANCIA QUE ATRAVESARA EL SOLUTO [m] .03

distancia del centro del material al punto deseado 0

m = 0

n = 0

x = 0

de la grafica , el valor de Y es .26

LA CONCENTRACION EN EL PUNTO DESEADO ES

0.1123953

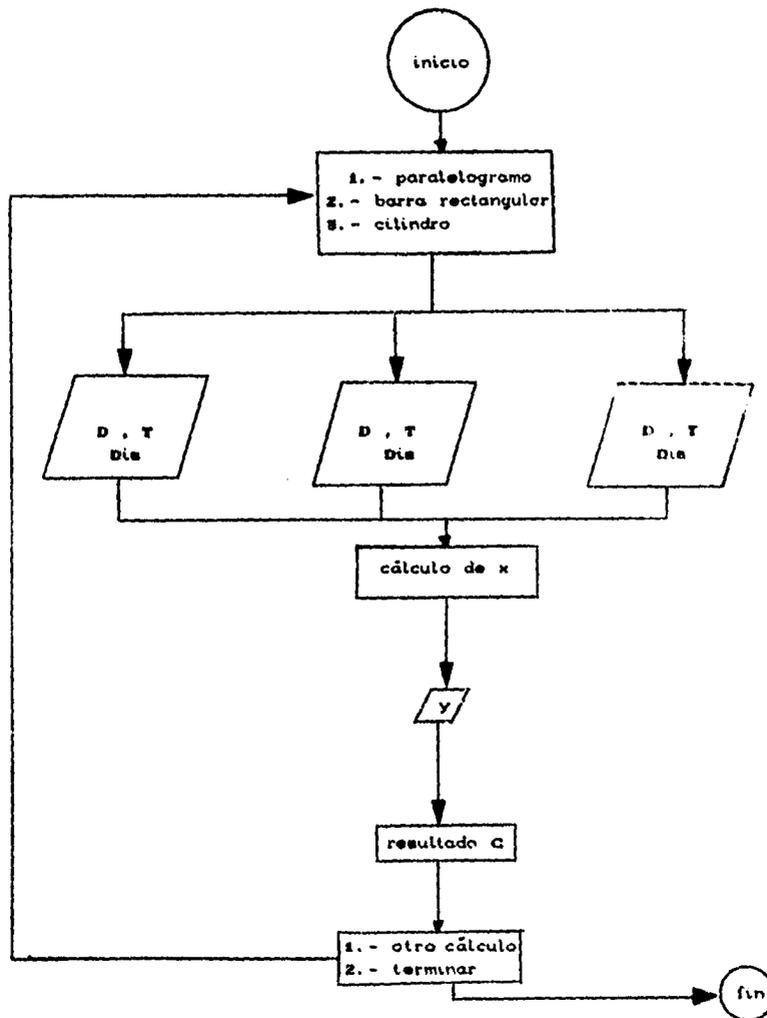
[mol/m³]

1- HACER OTRO CALCULO

2.- TERMINAR

OPCION 2

REGIMEN NO PERMANENTE
DIVERSAS GEOMETRIAS



CONVECCION FORZADA

3

CONVECCION FORZADA

La transferencia de masa por convección se debe al movimiento de los fluidos. En la convección forzada el flujo se produce por medio de una bomba , un agitador , un compresor , un ventilador o por caída libre.

En la convección natural la transferencia se debe a las diferencias de concentración o de temperaturas entre las diferentes partes de un fluido.

Los fluidos pueden pasar por el interior o el exterior de los tubos , sobre láminas , por el interior de torres empacadas o torres de platos , por ello se debe tomar en cuenta la velocidad del fluido , sus propiedades , sus propiedades medias y la geometría del sistema para predecir la transferencia de masa.

En la mayoría de los casos, en donde la transferencia de masa se lleva a cabo desde una superficie a un fluido , las corrientes de convección desaparecen cerca de la vecindad de la superficie , y una película muy delgada de fluido , sin turbulencia cubre la superficie. En esa película el flujo es laminar y la transferencia de masa se da por difusión. Como la difusividad es pequeña , la principal resistencia a la transferencia de masa se ubica en esa capa ; por ello una aumento en la velocidad de paso del fluido sobre la superficie mejorará la transferencia de masa , principalmente debido a que disminuye el grosor de la película que provoca la resistencia.

Las medidas experimentales muestran a altos Reynolds flujos de masa 100 veces mayores a los que se darían en difusión molecular y en los líquidos hasta 100000 veces .

El mecanismo que hace posible la difusión turbulenta, es la aparición de remolinos. Si la difusión molecular es microscópica, la turbulenta es macroscópica. La transferencia de masa molecular está siempre presente y se superpone a la turbulenta. Si la resistencia a la transferencia de masa cae en la película que cubre la superficie, la cantidad de masa transferida para el caso de difusión a través de un componente estacionario sería

$$\bar{N}_A = \frac{D_{AB} (\bar{y}_{A1} - \bar{y}_{A2})}{(z_2 - z_1) \bar{y}_B \ln}$$

En donde $z_2 - z_1$ sería el espesor de la película estacionaria. Este espesor es por lo general desconocido, por lo que la ecuación anterior se suele poner como:

$$\bar{N}_A = k_y (\bar{y}_{A1} - \bar{y}_{A2})$$

En donde k_y es el llamado coeficiente de transferencia de masa.

Hay muchos factores que afectan el valor del coeficiente k_y , en general se ha encontrado por medio de análisis dimensional, entre los que se encuentran, el método de Rayleigh, el de Buckingham y el de relaciona de mecanismos que k_y depende de los números adimensionales

$$Sh = \frac{k_c D}{D_{AB}}$$

$$Re = \frac{D u \rho}{\mu}$$

$$Sc = \frac{\mu}{D_{AB} \rho}$$

Como resultado de esos métodos se tiene que :

$$Sh = \alpha Re^\beta Sc^\gamma$$

Como la concentración se puede medir en formas diferentes , en general tenemos que :

$$\bar{N}_A = k_c (\bar{C}_{A1} - \bar{C}_{A2})$$

$$\bar{N}_A = k_G (\bar{P}_{A1} - \bar{P}_{A2})$$

para gases

$$\bar{N}_A = k_y (\bar{y}_{A1} - \bar{y}_{A2})$$

$$\bar{N}_A = k_L (\bar{C}_{A1} - \bar{C}_{A2})$$

para líquidos

$$\bar{N}_A = k_X (\bar{x}_{A1} - \bar{x}_{A2})$$

El coeficiente depende también de si la transferencia se efectúa a través de un componente estacionario o no , por lo que :

$$\bar{N}_A = k_y (\bar{y}_{A1} - \bar{y}_{A2})$$

transferencia a través de un componente estacionario.

$$\bar{N}_A = k'y (\bar{C}_{A1} - \bar{C}_{A2})$$

Difusión a contracorriente equimolecular.

$$k'y = k_y \bar{y}_{Bm}$$

Para la obtención de los coeficientes de transferencia de masa en geometrías simples se utilizan correlaciones que se han obtenido a partir de experimentos. Los coeficientes de transferencia de masa desde la pared de un TUBO a un fluido en movimiento se pueden estudiar en una columna de PAREDES MOJADAS. En ella el área de contacto se puede medir con precisión. Este aparato consiste esencialmente en la sección vertical de un tubo, en el cual el gas fluye generalmente hacia arriba y el líquido volátil hacia abajo, resbalando por las paredes del tubo. Otro método utilizado es el empleo de tubos hechos de algún material soluble y hacer pasar sobre ellos un solvente. Los datos obtenidos fueron presentados por Gilliland y Sherwood como:

$$\left(\frac{k_c D}{D_{AB}}\right) \left(\frac{\bar{V}_{sm}}{P}\right) = 0.023 \left(\frac{Du\rho}{\mu}\right)^{0.83} \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{0.33}$$

para gases

$$\left(\frac{k_L D}{D_{AB}}\right) = 0.023 Re^{0.83} Sc^{1/3}$$

para líquidos

La correlación se emplea para números de Schmidt entre 0.6 y 300 y números de Reynolds mayores de 2100. El Schmidt en los gases suele estar entre 0.5 a 3 y en los líquidos va de 10 a 1000.

Para obtener los coeficientes de transferencia de masa de ESFERAS se han usado esferas líquidas que se evaporan o esferas sólidas que se subliman o disuelven en una corriente de fluido. Los resultados de los experimentos se representan por la ecuación de Frössling.

$$\left(\frac{k_c D}{D_{AB}}\right) = 2 + 0.6 \left(\frac{Du\rho}{\mu}\right)^{1/2} \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{1/3}$$

Cuando la esfera está dentro de un fluido estacionario

$$\frac{k_c D}{D_{AB}} = 2$$

Cuando la transferencia ocurre desde burbujas gaseosas pequeñas, tales como las de oxígeno o aire que burbujea en alguna solución acuosa la ecuación a emplearse es:

$$k_L = \frac{D_{AB}^2}{D_p} + 0.31 N_{Sc}^{-2/3} \left(\frac{\Delta \rho \mu g}{2 \rho} \right)^{1/3}$$

D_p = diámetro de la burbuja

D_{AB} = difusividad del soluto A en la solución

μ = viscosidad de la solución

g = aceleración de la gravedad

$$\Delta \rho = (\rho - \rho_p) \text{ o } (\rho_p - \rho)$$

ρ = densidad de la fase continua

ρ_p = densidad de la fase dispersa (gas o partículas); $\Delta \rho$ positivo

El primer término de la ecuación es la difusión molecular, el segundo es causado por la ascensión o caída libre de las partículas lo que es causado por las fuerzas gravitacionales.

La evaporación desde superficies PLANAS se mide a través de la evaporación de agua en estanques o la sublimación de materiales. La ecuación que da el coeficiente de transferencia de masa es :

$$\frac{k_c L}{D_{AB}} = 0.664 Re_L^{1/2} Sc^{1/3}$$

Donde L es la longitud en la dirección en que se mueve el fluido.

Al examinar las ecuaciones empíricas para la transferencia de calor, momentum y masa en la región turbulenta, para fluidos que se mueven en el interior de tubos, Colburn encontró que :

$$1. - N_{U_s} = 0.023 (Re)^{0.8} (Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0.14}$$

$$2. - f_D = 0.184 (Re)^{-0.2}$$

$$3. - Sh = 0.023 (Re)^{0.82} (Sc)^{1/3}$$

Si la ecuación 2 se divide por el número 8 se tiene :

$$\frac{f_D}{2} = 0.023 (Re)^{-0.2}$$

Si dividimos la ecuación 1 entre el Re y el Pr se obtiene el Stanton.

$$\left(\frac{Nu}{Re Pr}\right) = \frac{0.023 (Re)^{0.8} (Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0.14}}{Re Pr}$$

$$N_{st} = (Pr)^{2/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0.14} = 0.029 Re^{-0.2} = \left(\frac{ff}{2}\right) = j_D$$

Si dividimos la ecuación tres entre Re y Sc para obtener el Stanton de masa :

$$\frac{Sh}{Re Sc} = 0.029 \frac{Re^{0.83} Sc^{1/3}}{Re Pr}$$

$$\frac{Sh}{Re Sc} = \left(\frac{kc}{u}\right) \left(\frac{kc}{u}\right) (Re)^{-0.03} Sc^{2/3} = 0.029 Re^{-0.2} = ff = \left(\frac{j_D}{2}\right)$$

$$Si Re^{-0.03} = 1 \quad \text{entonces}$$

$$\left(\frac{kc}{u}\right) (Sc)^{2/3} = \left(\frac{ff}{2}\right) = j_D$$

O sea que

$$j_D = j_H = \frac{ff}{2}$$

Esto indica que hay una relación entre la transferencia de momento , calor y masa .Este hecho se ha aprovechado para la obtención de coeficientes para diversas geometrías . Estos datos se presentan en forma de gráficas como la que se presenta en el apéndice.

Aunque la analogía entre la transferencia de calor y masa ha sido útil en la solución de muchos problemas de transferencia de masa , existen ciertas diferencias básicas , que impiden que el conocimiento de los coeficientes de transferencia de calor se puedan aplicar a todos los casos , para predecir los coeficientes de transferencia de masa..

Una de las diferencias son las condiciones a la frontera. En los casos de transferencia de calor en que existen efectos de convección , el calor se transfiere desde un fluido a un sólido o viceversa. En la transferencia de masa se presenta , en muchos casos , la transferencia entre dos fases que se ponen en contacto y la transferencia de masa se efectúa entre las fases.

En la transferencia de calor , el fluido tiene velocidad cero en la interfase y existe una capa laminar pegada al sólido . En la transferencia de masa , la velocidad en la interfase , no es necesariamente cero. La mayor complicación que existe al analizar la transferencia de masa entre dos fluidos que están en contacto directo , es el cálculo del área interfacial , ya que esta área es función de las condiciones de flujo y del tipo de forma de las partículas del empaque y con frecuencia es difícil o imposible de medir.

Figura # 3.1 CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA

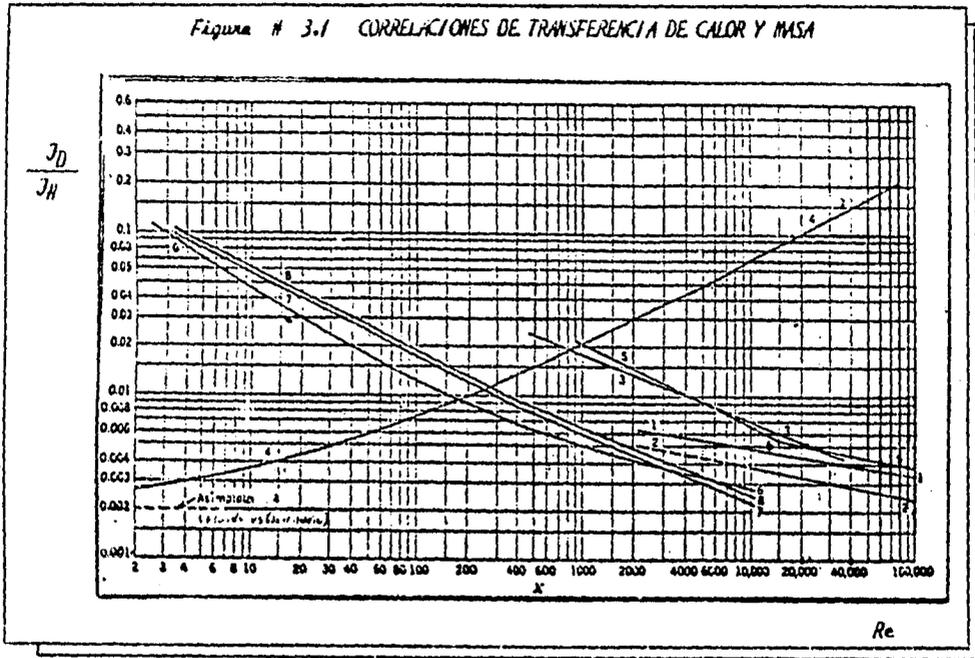


TABLA		DATOS		FIGURA	
Curva	Situación	Operación	X	Y	Sc range
1	flujo por el interior de tubos	transferencia de masa	Re	$J_D = \frac{k_{11} P}{G_M} (Sc)^{1/3}$ $= \frac{k_2}{L_M} (Sc)^{1/3}$	0.6-3000
2	flujo por el interior de tubos	transferencia de calor	Re	$J_H = \frac{h}{c_p G} (Pr)^{1/3} = \frac{c_f}{2}$	
3	flujo de gases en dirección transversal a cilindros	transferencia de masa	Re'	$J_D = \frac{k_{11} P}{G_M} (Sc)^{0.49}$	0.6-2.6
		transferencia de calor	Re'	$J_H = \frac{h}{c_p G} (Pr)^{0.49}$	
4	flujo de gases sobre una superficie plana	transferencia de masa	$Re''(Sc)^{1/2}$	$\frac{k_{11} P}{D_{11}} (10^{-2})$	0.6-2.7
		transferencia de calor	$Re''(Pr)^{1/2}$	$\frac{h D_{11}}{k} (10^{-2})$	
Curva	Situación	Operación	X	Y	Sc range
5	flujo de gases paralelo a placas	transferencia de masa	Re''	$J_D = \frac{k_{11} P}{G_M} (Sc)^{1/2}$	0.6-2.1
		transferencia de calor	Re''	$J_H = \frac{h}{c_p G} (Pr)^{1/2}$	
6	flujo de líquidos leches empacados	transferencia de masa	$Re''/10$	$J_D(10^{-1}) = \frac{k_2}{L_M} (Sc)^{0.49}(10^{-1})$	164-10,700
7	flujo de gases leches empacados	transferencia de masa	Re''	$J_D(10^{-1}) = \frac{k_2}{G_M} (Sc)^{0.49}(10^{-1})$	0.6
8	flujo de gases leches empacados	transferencia de calor	Re''	$J_H(10^{-1}) = \frac{h}{c_p G} (Pr)^{0.49}(10^{-1})$	

TABLA # 3.1 CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA

FALLA DE ORIGEN

PROBLEMA 3.1 CONVECCION FORZADA
COLUMNA DE PAREDES MOJADAS

En una columna de paredes mojadas de 2 pulgadas de diámetro interno fluye alcohol etílico a contracorriente con aire.

El alcohol y el aire están a 25° C. La presión total es de 700 mm de Hg. En un punto de la columna la presión parcial promedio del etanol en el aire es de 0.6 m/s .

Calcule el flujo de masa en ese punto.

SOLUCION

Planteamiento

Coefficiente de transferencia

$$\left(\frac{K_c D}{D_{AB}} \right) \frac{P_{Bm}}{P} = 0.023 (Re)^{0.82} (Sc)^{1/3}$$

Flujo

$$\bar{N}_A = \frac{K_c}{RT} (\bar{P}_{A1} - \bar{P}_{A2})$$

Coefficiente

$$P_{\text{etanol}}^{\circ} = 57 \text{ mmHg a } 25 \text{ C}$$

$$D = 5.08 \text{ cm} \quad u = 0.6 \text{ m / s}$$

$$D_{\text{aire alcohol}} = 0.119 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \quad \text{a } 1 \text{ atm y } 25 \text{ C} = 0.04284 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}}\right)$$

$$Sc = 1.3 \quad \rho = 4.6 \text{ kg/m}^3 \quad \nu = 1.3(0.119) = 0.1547 \left(\frac{\text{cm}^2}{\text{s}}\right)$$

$$P_{\text{Bln}} = \frac{675 - 643}{\ln \frac{675}{643}} = 658 \text{ mmHg}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{0.0518 (0.6)}{0.1547 \left(\frac{\text{cm}^2}{\text{s}}\right) \times \frac{1 \text{ m}^2}{100000 \text{ cm}^2}}$$

$$N_{\text{Re}} = 1970$$

$$\left(\frac{P_{\text{Bln}}}{P}\right) = 0.04$$

$$\left(\frac{kc (0.0508)}{0.04284}\right) (0.04) = 0.023 (1970)^{0.83} (1.3)^{1/3}$$

$$kc = 11.48$$

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Flujo

$$\bar{N}_A = \frac{11.48 \text{ m kgmol } ^\circ\text{K}}{\text{h} (0.082) \text{ m}^3 \text{ atm} (288) \text{ K} (760)}$$

$$\bar{N}_A = 0.02046 \left(\frac{\text{kgmol}}{\text{m}^2 \text{ h}} \right)$$

Resultado : El flujo es de 0.02046 kgmol / h m²

A continuación se muestra la solución a través del programa no.3.1
(convec.bas)

EN UN MOMENTO
DE LA VIDA

PROGRAM # 8

```
10 CLS
20 KEY OFF
30 COLOR 3,8
40 CLS
50 PRINT "          CALCULO DE FLUJO MASICO EN PAREDES MOJADAS"
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT "      1.- PARA GASES "
110 PRINT "      2.- PARA LIQUIDOS "
120 PRINT
130 INPUT "          OPCION " , OP
140 IF OP=1 GOTO 300
150 REM      PARA LIQUIDOS

151 PRINT
152 PRINT
153 PRINT
154 PRINT
155 PRINT
160 PRINT
170 INPUT " DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [ cm2 / s ] " , DAB
180 INPUT " DIAMETRO DE LA COLUMNA [m] " , D
190 INPUT " VISCOSIDAD DEL COMPONENTE [ m/s ] " , VIS
200 INPUT " VISCOSIDAD CINEMATICA DEL COMPONENTE [cm2/s] " , VC
210 SC=VC/DAB
220 RE=(VIS*D*10000)/VC
230 KL=.023*RE.83*SC.33*DAB*3600/(D*10000)
240 INPUT " CONCENTRACION EN EL PUNTO 1 [ mol/lit ] " , C1
250 INPUT " CONCENTRACION EN EL PUNTO 2 [ mol/lit ] " , C2
260 NA=KL*(ABS(C1-C2)*1000)
270 PRINT
```

```

280 PRINT " EL FLUJO MOLAR ES DE " , NA , " [mol/m^2 h] "
281 PRINT
290 PRINT
300 PRINT "          1.- OTRO CALCULO "
310 PRINT "          2.- TERMINAR "
320 INPUT "                                OPCION " , OP1
330 IF OP1=1 GOTO 90
340 SOUND 345,9
350 SOUND 346,9
360 SOUND 245,9
370 END
380 REM PARA GASES
381 PRINT
382 PRINT
383 PRINT
384 PRINT
385 PRINT
386 PRINT
387 PRINT
390 INPUT " DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [cm^2 / s ] " , DAB
400 INPUT " DIAMETRO DE LA COLUMNA [m] " , D

```

```

410 INPUT " VISCOSIDAD DEL COMPONENTE [ m/s ] " , VIS
420 INPUT " VISCOSIDAD CINEMATICA DEL COMPONENTE [cm^2/s] " , VC
430 SC=VC/DAB
440 RE=(VIS*D*10000)/VC
450 INPUT " PRESION TOTAL [ mmHg ] " , PT
460 INPUT " PRESION PARCIAL EN UN PUNTO [ mmHg ] " , P1
470 INPUT " PRESION DE VAPOR DEL GAS [ mmHg ] " , PV
480 PLN=((PT-P1)-(PT-PV))/(LOG((PT-P1)/(PT-PV)))
490 INPUT " TEMPERATURA [ K ] " , T
500 KC=.023*(RE^(.83))*(SC^(.33))*PT*DAB*3600/(D*PLN*10000)
510 NA=KC*(PV-P1)/(.082*T*PT)
520 PRINT
530 PRINT " EL FLUJO MOLAR ES " , NA , " [ kgmol/ h m^2 ] "
540 GOTO 290

```

CALCULO DE FLUJO MASICO EN PAREDES MOJADAS

- 1.- PARA GASES
- 2.- PARA LIQUIDOS

OPCION 1

DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [cm² / s] .119
DIAMETRO DE LA COLUMNA [m] .0508
VISCOSIDAD DEL COMPONENTE [m/s] 0.6
VISCOSIDAD CINEMATICA DEL COMPONENTE [cm²/s] .1547
PRESION TOTAL [mmHg] 700
PRESION PARCIAL EN UN PUNTO [mmHg] 25

PRESION DE VAPOR DEL GAS [mmHg] 57
TEMPERATURA [K] 298

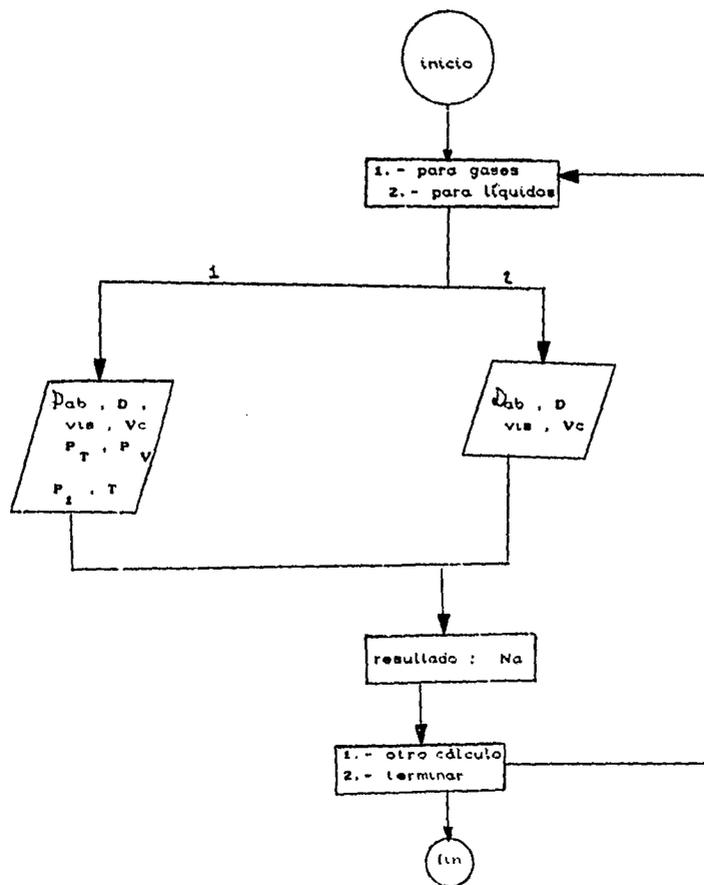
EL FLUJO MOLAR ES 2.280809E-02 [kgmol/ h m²]

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

CONVECCION FORZADA

FLUIDO NASTICO EN PAREDES MOJADAS



PROBLEMA 3.2 CONVECCION FORZADA
CALCULO DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA
PARA ESFERAS O BURBUJAS

Calcule la velocidad máxima de absorción de O_2 en un fermentador que introduce burbujas de aire en agua a 1 atm y $37^\circ C$. Las burbujas son de $100 \mu m$. La solubilidad del O_2 del aire en el agua $37^\circ C$ es de 2.26×10^{-7} mol O_2 / cm^3 . La difusividad del O_2 en agua a $37^\circ C$ es de 3.25×10^{-9} m^2/s .

SOLUCION

Planteamiento

Absorción

$$\bar{N}_A = k_L (\bar{C}_{A1} - \bar{C}_{A2})$$

Coefficiente

$$k = \left(\frac{2 D_{AB}}{D} \right) + 0.81 N_{Sc}^{-2/3} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right)^{1/3}$$

donde .

$$D_p = 100 \mu\text{m} = 1 \times 10^{-4} \text{ m}$$

$$\mu_{AB} = 3.25 \times 10^{-2} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\mu_{agua} = 0.047 \times 10^{-4} \text{ kg/ms}$$

$$\rho_{agua} = 994 \text{ kg / m}^3$$

$$\rho_{aire} = 1.19 \text{ kg / m}^3$$

Schmidt

$$N_{Sc} = \frac{0.047 \times 10^{-4}}{994 (3.25 \times 10^{-2})} = 215$$

$$N_{Sc}^{2/3} = 35.0$$

$$\Delta\rho = \rho_c - \rho_p = 993$$

Coefficiente

$$k_L = \frac{2 (3.25 \times 10^{-2})}{1 \times 10^{-4}} \left(\frac{0.81}{35.0} \right) \frac{[993 \times 0.047 \times 10^{-4} \times 0.81]^{1/3}}{(994)^2}$$

$$k_L = 2.20 \times 10^{-4} \text{ m/s}$$

Flujo de masa

$$\dot{N}_A = 2.20 \times 10^{-4} (2.20 \times 10^{-4} - 0)$$

$$\dot{N}_A = 5.18 \times 10^{-8} \text{ kgmol O}_2 / \text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Resultado :

La velocidad de absorción será de 5.18×10^{-8} Kgmol O_2 / m^2 s

A continuación , la solución a través del programa no.3.2 (esferas.bas)

PROGRAMA # 9

```

10 KEY OFF
20 CLS
30 COLOR 8,3
40 CLS
41 PRINT
42 PRINT
43 PRINT
44 PRINT
45 PRINT
46 PRINT
47 PRINT
50 PRINT "          CALCULO DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA "
60 PRINT
70 PRINT "          1.-  ESFERAS LIQUIDAS O SOLIDAS "
80 PRINT "          2.-  BURBUJAS GASEOSAS "
90 PRINT "          3.-  ESFERAS DENTRO DE UN FLUIDO ESTACIONARIO "
100 PRINT
110 INPUT "          OPCION " , OP
120 IF OP=3 GOTO 370
130 IF OP=2 GOTO 480
140 REM          ESFERAS LIQUIDAS O SOLIDAS
150 PRINT

160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT "          SOLUCION CON LA ECUACION DE FROSLING "
190 PRINT
200 INPUT "          DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [ m2/h ] " , DAB
210 INPUT "          VISCOSIDAD CINEMATICA DEL COMPONENTE [ m2/h ] " , VC
220 INPUT "          DIAMETRO DE LA ESFERA [ m ] " , D
230 SC=VC/DAB
240 INPUT "          VISCOSIDAD [ m/s ] " , VIS
250 KE=(3600*VIS*D)/VC
260 KC=(2+(1.2*SC0.553)*KE*(.5)) *DAB/D
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT "          EL COEFICIENTE KC ES " , KC , " [ m/h ] "
300 PRINT

```

FALLA DE ORIGEN

```

310 PRINT
320 PRINT "          1.- OTRO CALCULO "
330 PRINT "          2.- TERMINAR "
340 INPUT "          OPCION " , OF1
350 IF OF1=1 GOTO 10
355 SOUND 165.9
360 END
370 REM PARA FLUIDO ESTACIONARIO
380 PRINT
390 PRINT
400 PRINT " En este caso Kc/Dab = 2 "
410 INPUT " DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [ m^2/h ] " , DAB
420 INPUT " DIAMETRO DE LA ESFERA [ m ] " , D
430 KC=2*DAB/D
440 PRINT
450 PRINT

```

```

460 PRINT " EL COEFICIENTE Kc ES " , KC, "[ m/h ] "
470 GOTO 300
480 PRINT
490 PRINT
500 PRINT
510 PRINT
520 REM PARA BURBUJAS
530 INPUT " DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [ m^2/s ] " , DAB
540 INPUT " DIAMETRO DE LA BURBUJA [ m ] " , D
550 INPUT " VISCOSIDAD [ m/s ] " , VIS
560 INPUT " DENSIDAD DE LA FASE CONTINUA [ kg/m^3 ] " , RO
570 INPUT " DENSIDAD DE LA FASE DISPERSA (solute) " , ROF
580 SC=VIS/(DAB*RO)
590 KL=((2*DAB)/D)+(.31*SC^(-1/3))*((ABS(RO-ROF)*VIS*9.810001)/(RO-2*ROF*.333))
600 PRINT
610 PRINT " EL COEFICIENTE KL ES " , KL, "[ m/s ] "
620 GOTO 300

```

FALLA DE ORIGEN

ETI 1 B 517 021021

CALCULO DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA

- 1.- ESFERAS LIQUIDAS O SOLIDAS
- 2.- BURBUJAS GASEOSAS
- 3.- ESFERAS DENTRO DE UN FLUIDO ESTACIONARIO

OPCION 2

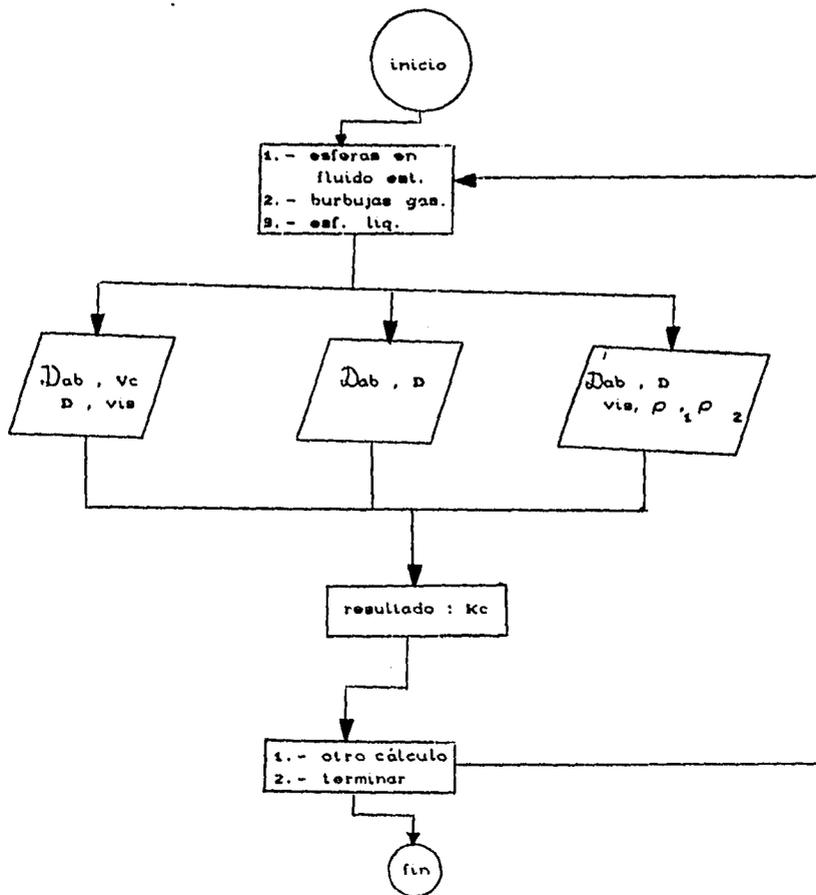
DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [m²/s] 3.25e-9
DIAMETRO DE LA BURBUJA [m] 1e-4
VISCOSIDAD [m/s] 6.947e-4
DENSIDAD DE LA FASE CONTINUA [kg/m³] 974
DENSIDAD DE LA FASE DISPERSA (soluto) 1.13

EL COEFICIENTE KL ES 2.278821E-04 [m/s]

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

CONVECCION FORZADA
COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA



PROBLEMA 3.3 CONVECCION FORZADA

CALCULO DE k_c EN SUPERFICIES PLANAS

Un gran volumen de agua pura a 26 °C fluye en paralelo a una placa plana de ácido benzóico sólido de 0.25 m de largo en la dirección de flujo. La velocidad del agua es de 0.1 m / s.

La solubilidad del ácido benzóico en agua es de 1.24×10^{-9} m²/s.

Calcule el coeficiente de transferencia de masa K_c y el flujo N_A .

SOLUCION

Coficiente

$$J_D = 0.66 N_{ReL}^{-0.5} \quad \text{para } Re \text{ entre } 600 \text{ y } 50000$$

$$J_D = \frac{k_c}{u} (N_S)^{2/3}$$

Datos

Propiedades del agua

$$\begin{aligned} \mu &= 0.071 \text{ cgs} \\ \rho &= 998 \text{ Kg / m}^3 \\ J_{AB} &= 1.24 \times 10^{-9} \text{ m}^2 / \text{s} \end{aligned}$$

Número de Schmidt

$$N_{Sc} = \left(\frac{0.71 \times 10^{-4}}{0.001 (1.24 \times 10^{-9})} \right) = 705.24$$

Reynolds

$$N_{ReL} = \left(\frac{0.25 (0.1)(0.001)}{0.71 \times 10^{-4}} \right) = 2.85 \times 10^4$$

J_D

$$J_D = 0.99 (2.85 \times 10^4)^{-0.5} = 0.00586$$

$k'c$

$$k'c = 0.00586 (0.1)(705) = \frac{-2/3}{7.46 \times 10^{-4}}$$

k_c y N_A

Este es el caso de difusión de A a través de B estacionario por lo que debe usarse k_c

$$\bar{N}_A = \frac{k'c}{x_{Bm}} (\bar{C}_{A1} - \bar{C}_{A2}) = k'c (\bar{C}_{A1} - \bar{C}_{A2})$$

pero como la solución es diluida $\bar{x}_{Bm} = 1$ y $k'c = k_c$

$$\bar{C}_{A2} = 0$$

$$\bar{N}_A = 7.43 \times 10^{-6} (0.02048 - 0) = 2.10 \times 10^{-7} \text{ kg mol / m}^2$$

$$N_A = 7.855 \times 10^{-4} \text{ kgmol / h m}^2$$

RESULTADO :

El coeficiente de transferencia de masa es : $k_c = 7.43 \times 10^{-6} \text{ m/s}$

El flujo es : $N_A = 7.855 \times 10^{-4} \text{ Kgmol / h m}^2$.

A continuación se muestra la solución a través del programa no 3.3
(placas.bas)

PROGRAMA # 10

```
10 CLS : KEY OFF
20 CLS
30 COLOR 2,8
40 CLS
50 PRINT "          CALCULO DE KC EN SUPERFICIES PLANAS  "
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 INPUT " LONGITUD DE PASO : L [ m ] " , L
100 INPUT " DENSIDAD DEL FLUJO [ kg/m3 ] " ,RO
110 INPUT " VELOCIDAD DE FLUJO [ m/s ] " , V
120 INPUT " VISCOSIDAD [ m/s ] " , VIS
130 RE=(L*RO*V)/VIS
140 INPUT " DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [ m2 / h ] " , DAB
150 SC=(3600*VIS)/(DAB*RO)

170 PRINT
180 PRINT
185 CLS
186 COLOR 2,9
187 CLS
188 PRINT
190 PRINT " EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA kc "
200 PRINT " es " ,KC " [ m/h ]"
210 PRINT
211 PRINT
212 PRINT
213 PRINT
214 PRINT
215 PRINT
220 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
230 PRINT " 2.- TERMINAR "
240 PRINT
250 INPUT " OPCION " , OP
260 IF OP=1 GOTO 20
270 BEEP
280 BEEP
290 END
```

CALCULO DE k_c EN SUPERFICIES PLANAS

LONGITUD DE PASO : L [m] 0.25
DENSIDAD DEL FLUJO [kg/m³] 996
VELOCIDAD DE FLUJO [m/s] 0.1
VISCOSIDAD [m/s] .871
DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [m² / h] 1.24e-9

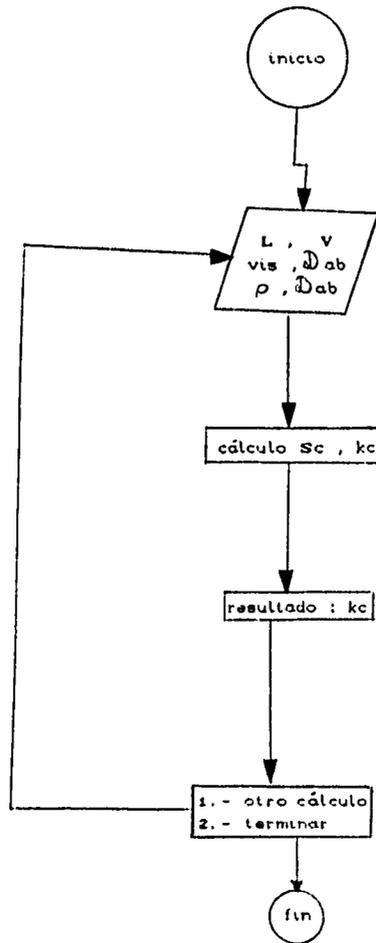
EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA k_c
es 2.264969E-02 [m/h]

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

CONVECCION FORZADA

PLACAS



PROBLEMA 3.4 CONVECCION FORZADA
 CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA A TRAVES
 DEL FACTOR J_D . SOLUCION GRAFICA

Wilke y Haugen hicieron unos experimentos soplando aire a través de un lecho empacado con partículas recubiertas de agua.
 En una corrida reportaron lo siguiente

<i>Díametro de la partícula</i>	<i>0.6 mm</i>
<i>Masa velocidad del aire</i>	<i>37' C</i>
<i>Presión</i>	<i>733 mmHg</i>

Calcule el coeficiente de transferencia de masa

SOLUCION

Consultando la gráfica del factor J_D vs Re tenemos :

$$Re = \frac{D_p v}{\mu} = X$$

$$y = \frac{k_y}{D} (Sc)^{0.66}$$

**Cálculos
 Reynolds**

$$Re = \frac{0.004(2037)}{0.04755} = 257 = X$$

J_D

$$y = 0.11 = \frac{ky}{G_M} (Sc)^{0.66}$$

$$G_M = \frac{2097}{20} = 104.85 \frac{\text{kgmol}}{\text{h m}^2}$$

$$D_{AB} = 0.260 \left(\frac{700}{793} \right) \left(\frac{910}{200} \right) = 0.286 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}}$$

$$Sc = 0.583$$

$$(Sc)^{0.66} = 0.7$$

$$ky = \frac{0.11 (104.85)}{0.7} = 15.91 \frac{\text{kg mol}}{\text{h m}^2 \Delta y}$$

$$kg = \frac{15.91}{\left(\frac{793}{700} \right)} = 16.5 \frac{\text{kgmol}}{\text{h m}^2 \text{ atm}}$$

Resultado :

El coeficiente de transferencia de masa es $16.5 \text{ kgmol} / \text{h m}^2 \text{ atm}$.

La solución de este problema a través del programa no. 3.4 (jd.bas) se muestra a continuación.

PROGRAM # 11

```
10 KEY OFF
20 CLS
30 COLOR 3,8
40 CLS
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT "      CALCULO DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA      "
100 PRINT
110 PRINT "      A TRAVES DEL FACTOR JD.  SOLUCION GRAFICA      "
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT "  1.- FLUJO DE GASES POR EL INTERIOR DE TUBOS"
160 PRINT "  2.- FLUJO DE LIQUIDOS POR EL INTERIOR DE TUBOS "
170 PRINT "  3.- FLUJO DE GASES EN DIRECCION TRANSVERSAL O CILINDROS "

180 PRINT "  4.- FLUJO DE GASES SOBRE UNA SOLA ESFERA "
190 PRINT "  5.- FLUJO DE GASES PARALELO A PLACAS "
200 PRINT "  6.- FLUJO DE LIQUIDOS EN LECHOS EMPACADOS "
210 PRINT "  7.- FLUJO DE GASES EN LECHOS EMPACADOS "
220 PRINT
230 INPUT "      OPCION " , OP
240 PRINT
250 PRINT
260 INPUT " VISCOSIDAD [ kg/ms ] " , VIS
270 PRINT
271 INPUT " DIAMETRO / LONGITUD DE PASO [ m ]",DP
280 PRINT
281 INPUT " DENSIDAD [ kg/m3 ] " , RO
290 PRINT
291 INPUT " DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [ m2/h ] " , DAB
```

```

301 SC=(D*10*VIS)/(DAB*RO)
311 INPUT " MASA VELOCIDAD [ kgm3/hr m2 ] " , GM
321 INPUT " VELOCIDAD [ m/s ] " , V
325 PRINT
331 RE=(D*V*RO)/VIS
337 PRINT " EL REYNOLDS ES : " ,RE
341 INPUT " INTRODUCIR EL VALOR DE JD DE LA GRAFICA " , JD
351 IF OP=3 GOTO S12
361 IF OP=1 OR OP=3 THEN INPUT " PRESION [atm] " , P
371 IF OP=2 THEN P=1
381 KY=JD*GM/(P*SC*.66)
391 PRINT

```

```

1107 390-800
401 PRINT
411 PRINT " EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA "
421 IF OP=2 THEN PRINT " KX ES " ,KY,"[kgm3/hrm2] "
431 PRINT
440 IF OP=1 OR OP=3 THEN PRINT " KY ES " ,KY ,"[kgm3/hrm2] "
441 PRINT
450 PRINT
462 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
472 PRINT " 2.- TERMINAR "
482 INPUT " OPCION " , OP1
492 IF OP1=1 GOTO 10

```

```

502 BEEP : END
512 IF OP=4 GOTO 602
522 KC=JD*DAB/(.001*DP)
532 PRINT
542 PRINT " EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA "
552 PRINT "      kc ES " , KY , " [ m/h ]"
562 GOTO 442
572 PRINT
582 PRINT
592 PRINT
602 IF OP=5 GOTO 702
612 KY=JD*GM/SC*.66
622 PRINT
632 PRINT " EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA ES "
642 PRINT "      ky = " , KY," [ kg.ol/h m^2 ]"

```

```

642 PRINT "      ky = " , KY," [ kg.ol/h m^2 ]"
652 GOTO 442
662 PRINT
672 PRINT
682 PRINT
692 PRINT
702 IF OP=6 GOTO 752
712 KY=JD*GM/SC*.66
722 PRINT
732 PRINT " EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA "
742 PRINT "      kc = " ,KY, " [kgmol/h m^2 ]"
752 GOTO 442
762 IF OP=7 GOTO 612
772 GOTO 10

```

CALCULO DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA
A TRAVES DEL FACTOR J_D . SOLUCION GRAFICA

- 1.- FLUJO DE GASES POR EL INTERIOR DE TUBOS
- 2.- FLUJO DE LIQUIDOS POR EL INTERIOR DE TUBOS
- 3.- FLUJO DE GASES EN DIRECCION TRANSVERSAL O CILINDROS
- 4.- FLUJO DE GASES SOBRE UNA SOLA ESFERA
- 5.- FLUJO DE GASES PARALELO A PLACAS
- 6.- FLUJO DE LIQUIDOS EN LECHOS EMPACADOS
- 7.- FLUJO DE GASES EN LECHOS EMPACADOS

OPCION 1

VISCOSIDAD [kg/ms] .06856

DIAMETRO / LONGITUD DE FASO [m] .006

DENSIDAD [kg/m³] 1000

DIFUSIVIDAD DEL SISTEMA [m²/h] .102

MASA VELOCIDAD [kgmol/hr m²] 2937

VELOCIDAD [m/s] 2.93

EL REYNOLDS ES : 256.4178

INTRODUCIR EL VALOR DE JD DE LA GRAFICA

INTRODUCIR EL VALOR DE JD DE LA GRAFICA .013
PRESION [atm] .96

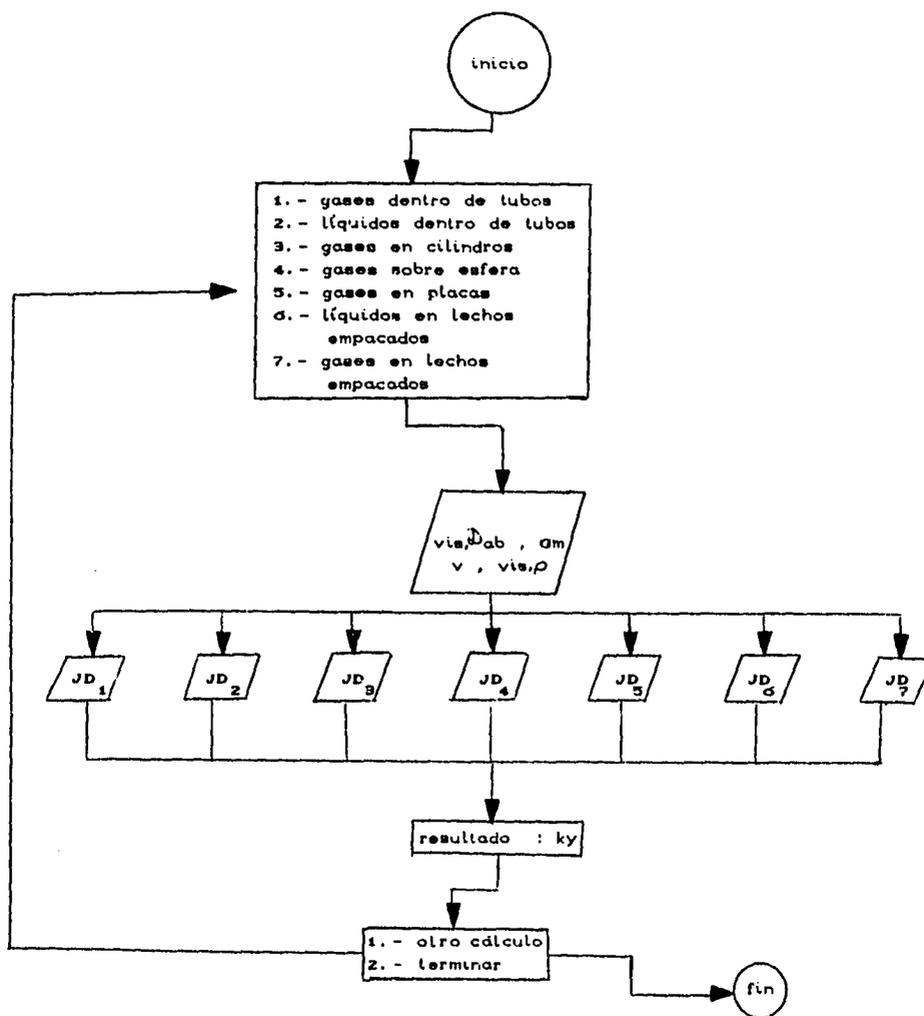
EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA

KG ES 16.49657 [kgmol/hrm²]

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

CONVECCION FORZADA
COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA A PARTIR DE JD



TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE FASES

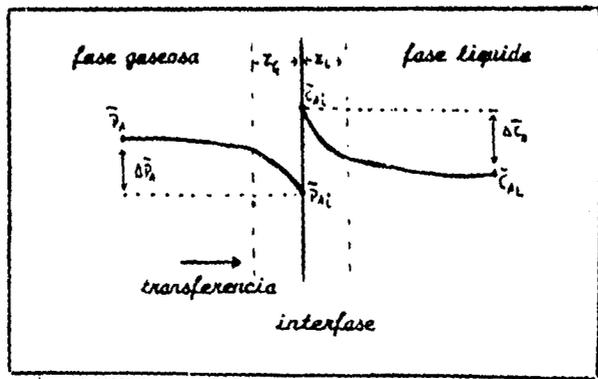
4

Transferencia de masa entre fases

Hasta ahora se ha estudiado el movimiento de materia dentro de una sola fase, sin embargo la mayoría de las operaciones de transferencia de masa involucran la transferencia de materia de una fase a otra

En la transferencia de masa de una fase a otra hay tres etapas: la transferencia de masa de las condiciones promedio de una fase a la interfase, la transferencia en la interfase y finalmente la transferencia de la interfase a las condiciones promedio de la segunda fase. Esta es la teoría de las dos resistencias la cual dice que la transferencia de masa entre fases está controlada por las resistencias formadas por las dos películas situadas a cada lado de la interfase y que no hay resistencia a la transferencia de masa a través de la interfase. Si no existe resistencia a la transferencia de masa en la interfase debe existir el equilibrio en las superficies de las dos fases que están en contacto.

Para examinar con más detalle lo anterior, tomemos como ejemplo el proceso de absorción de un gas. Como el soluto se difunde de la fase gaseosa a la fase líquida, deben existir gradientes de concentraciones en la dirección de la difusión dentro de cada fase. En la fase gaseosa, la resistencia a la transferencia se encuentra mayormente dentro de una delgada película que está en flujo laminar pegada a la interfase, pero también existe resistencia en la parte turbulenta del gas. Una situación similar existe en la fase líquida. La transferencia del componente A desde el gas al líquido se puede representar gráficamente por:



La concentración promedio de A en la fase gaseosa es \bar{P}_A y la concentración en la interfase es \bar{P}_{Al} . El grueso efectivo de la película en la fase gaseosa es z_0 . En la fase líquida la concentración varía desde \bar{C}_{Al} en la interfase hasta \bar{C}_A , la concentración promedio.

$$\bar{P}_{Al} = m \bar{C}_{Al}$$

La transferencia de masa en la fase gaseosa puede representarse por :

$$\bar{N}_A = k_G (\bar{P}_A - \bar{P}_{Al})$$

La transferencia de masa en la fase líquida por :

$$\bar{N}_A = k_L (\bar{C}_{Al} - \bar{C}_A)$$

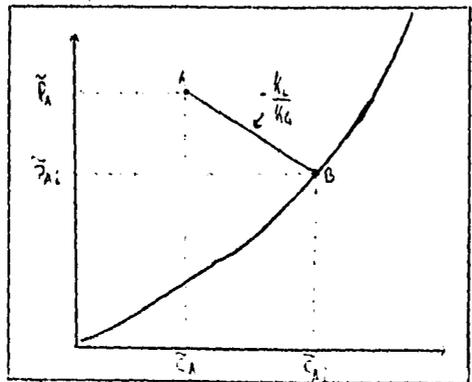
Ahora bien, a régimen permanente, todo el soluto A que se difunde del gas a la interfase, debe difundirse a su vez a la misma velocidad de la interfase al líquido, por lo que :

$$\bar{N}_A = k_G (\bar{P}_A - \bar{P}_{Al}) = k_L (\bar{C}_{Al} - \bar{C}_A)$$

Si rearranjamos la ecuación anterior tendremos que :

$$\frac{\bar{P}_A - \bar{P}_{Al}}{\bar{C}_A - \bar{C}_{Al}} = - \frac{k_L}{k_G}$$

Las curvas impulsionales antes mencionadas se muestran en la siguiente figura :



Si trazamos una recta desde A con pendiente $-k_L/k_G$ su intersección con la curva de equilibrio dará las condiciones en la interfase dadas por el punto B. Se ha de notar que el punto B corresponde solamente a las condiciones de la interfase para A y que la posición de A varía dentro del aparato.

La ecuación anterior tiene poca utilidad práctica, ya que es necesario conocer k_G , k_L y \bar{p}_i y \bar{c}_i para calcular \bar{N}_A , por ello se utilizan los llamados coeficientes integrales referidos a la fase gaseosa o líquida que pueden usarse para calcular \bar{N}_A sin conocimiento de \bar{c}_i o \bar{p}_i . Estos coeficientes se definen por:

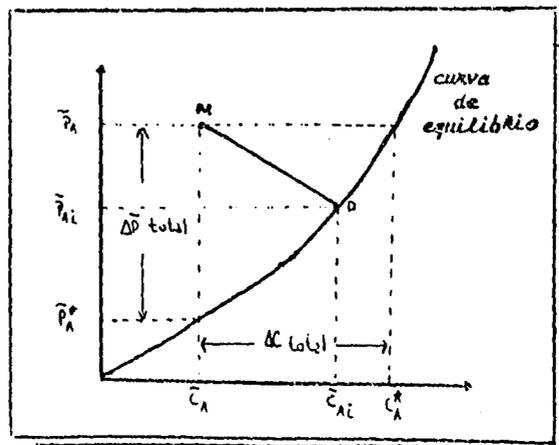
$$\bar{N}_A = K_G (\bar{p}_A - \bar{p}_A^*) = K_L (c_A^* - c_A)$$

En donde:

\bar{p}_A^* = presión parcial del soluto A en equilibrio con una solución de concentración c_A .

c_A^* = concentración de equilibrio de una solución que esta en contacto con un gas que tiene una presión parcial \bar{p}_A .

Los coeficientes K_G y K_L se denominan coeficiente totales de transferencia de masa. Los gradientes de concentración correspondientes a las ecuaciones que usan los coeficientes totales se muestran en la siguiente figura:



Así que $\bar{P}_A - \bar{P}_A^*$ es la fuerza impulsora total, expresada como presiones parciales y $\bar{C}_A^* - \bar{C}_A$ es la fuerza directora total expresada como concentraciones del líquido.

Para calcular el flujo de masa pueden usarse coeficientes totales o parciales, siempre y cuando se usen las fuerzas directoras apropiadas.

$$\bar{N}_A = K_G (\bar{P}_A - \bar{P}_A^*) = K_G (\bar{P}_A - \bar{P}_A^*)$$

$$\bar{N}_A = K_L (\bar{C}_A^* - \bar{C}_A) = K_L (\bar{C}_A^* - \bar{C}_A)$$

Como los gradientes de concentración son proporcionales a las resistencias a la transferencia de masa, se tiene que:

$$\frac{\text{Resistencia fase gaseosa}}{\text{Resistencia total}} = \frac{\bar{P}_A - \bar{P}_A^*}{\bar{P}_A - \bar{P}_A^*} = \frac{1/k_G}{1/K_G}$$

$$\frac{\text{Resistencia fase líquida}}{\text{Resistencia total}} = \frac{\bar{C}_A^* - \bar{C}_A}{\bar{C}_A^* - \bar{C}_A} = \frac{1/k_L}{1/K_L}$$

Si hay una relación lineal para el equilibrio

$$\bar{P}_{Al} = m \bar{C}_{Al}$$

$$\bar{P}_A = m \bar{C}_A^*$$

$$\bar{P}_A^* = m \bar{C}_A$$

$$\left(\frac{1}{K_G}\right) = \frac{\bar{P}_A - \bar{P}_A^*}{\bar{N}_A} = \frac{\bar{P}_A - \bar{P}_{Al}}{\bar{N}_A} + \frac{\bar{P}_{Al} - \bar{P}_A^*}{\bar{N}_A}$$

$$\left(\frac{1}{k_G}\right) = \frac{\bar{P}_A - \bar{P}_{A_i}}{\bar{N}_A} + \frac{m(\bar{C}_{A_i} - \bar{C}_A)}{\bar{N}_A}$$

$$\left(\frac{1}{k_G}\right) = \frac{\bar{P}_A - \bar{P}_{A_i}}{\bar{N}_A}$$

$$\left(\frac{1}{k_L}\right) = \frac{\bar{C}_{A_i} - \bar{C}_A}{\bar{N}_A}$$

$$\left(\frac{1}{k_G}\right) = \left(\frac{1}{k_G}\right) + \left(\frac{m}{k_L}\right)$$

La recíproca del coeficiente total debe tomarse como la resistencia total a la transferencia de masa por convección de una fase a otra. En términos de presiones $1/k_G$ representa la resistencia total, $1/k_G$ la resistencia en la capa gaseosa y m/k_L la resistencia de la fase líquida.

También se puede derivar una relación semejante para k_L

$$\left(\frac{1}{k_L}\right) = \left(\frac{1}{m k_G}\right) + \left(\frac{1}{k_L}\right)$$

Resistencia determinante a la transferencia de fases.

Cuando el soluto contenido en la fase gaseosa es muy soluble en la fase líquida

$$\left(\frac{1}{k_G}\right) = \left(\frac{1}{k_G}\right)$$

En el caso de gases poco solubles la principal resistencia está en la fase líquida, por lo que :

$$\left(\frac{1}{k_L}\right) = \left(\frac{1}{k_L}\right)$$

En el caso de solubilidad intermedia intervienen ambas películas y las resistencias de las dos fases son importantes, por lo que :

$$\left(\frac{1}{k_G}\right) = \left(\frac{1}{k_G}\right) + \left(\frac{m}{k_L}\right)$$

PROBLEMA 4.1 TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE FASES
 CALCULO DE N_A EN UN PUNTO DADO

Una mezcla gaseosa contiene A y B. El componente A se absorbe en un líquido. En una parte del equipo la concentración general del líquido es $\bar{x}_A = 0.1$ y la del gas es de $\bar{y}_A = 0.38$. La torre opera a 25° C y 1 atm.

Los datos de equilibrio para el sistema son

\bar{x}	0	0.05	0.1	0.15	0.2	0.25	0.3	0.35
\bar{y}	0	0.022	0.052	0.087	0.131	0.187	0.265	0.385

Se ha encontrado que $k_y = 1.465 \times 10^{-3} \text{ kmolA/s m}^2 D_x$ y que $k_x = 1.967 \times 10^{-3} \text{ kmolA/s m}^2 D_x$.

Calcule las concentraciones en la interfase \bar{y}_{A1} y \bar{x}_{A1} así como el flujo N_A en ese punto.

SOLUCION

Coefficientes y Flujo

$$\bar{N}_A = k_y (\bar{y}_A - \bar{y}_l) = k_x (\bar{x}_l - \bar{x})$$

$$-\frac{k_x}{k_y} = \left(\frac{y_A^- - y_l^-}{x_A^- - x_l^-} \right)$$

Pendiente de la línea de unión

$$\left(\frac{1.907 \times 10^{-3}}{1.465 \times 10^{-3}} \right) = 1.342 = - \left(\frac{k_x}{k_y} \right)$$

Concentraciones en la interfase

$$1.342 = \left(\frac{0.38 - y_l^-}{0.1 - x_l^-} \right)$$

En el punto en donde la línea de unión cruce la línea de equilibrio se obtendrán las concentraciones en la interfase.

$$\text{si } y = 0.3$$

$$0.1 - x_l^- = \frac{0.38 - 0.3}{-1.342} = -0.0596$$

$$x_l^- = 0.1596$$

del equilibrio

$$\bar{y}_{Al} = 0.105$$

$$\bar{x}_{Al} = -0.245$$

Flujo

$$\bar{N}_A = 1.465 \times 10^{-3} (0.30 - 0.185) = 2.85 \times 10^{-4} \left(\frac{\text{k mol}}{\text{s m}^2} \right)$$

$$\bar{N}_A = 1.02843 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{h m}^2} \right)$$

Resultado :

Flujo molar de $1.02843 \text{ kmol/h m}^2$

Como verificación de la solución a este problema utilizando el programa no. 4, se obtiene:

PROGRAMA # 12

```
10 KEY OFF:CLS
20 COLOR 3,3
30 CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT " TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE FASES "
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 INPUT " COEFICIENTE DE LA FASE LIQUIDA KY [kmol/s m2] " ,KY
130 INPUT " COEFICIENTE DE LA FASE GAS KX [kmol/s m2] " ,KX
140 K=KX/KY
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
```

```
180 INPUT " CONCENTRACION DEL GAS EN UN PUNTO y " ,Y
190 INPUT " CONCENTRACION DEL LIQUIDO EN EL PUNTO x " ,X
200 PRINT
210 INPUT " SE DESEA INGRESAR y1 O x1 ( teclas 1 o 2 ) " ,Z
220 ON ED GOTO 230,300
230 INPUT " y1 = " ,Y1
240 PRINT " LA PENDIENTE DE EQUILIBRIO ES " ,K
250 NA=KY*(Y-Y1)
260 PRINT
270 PRINT " EL FLUJO NA ES " ,NA,"kmol/s m2s"
271 PRINT
272 PRINT
274 PRINT
280 GOTO 370
290 PRINT
300 INPUT " x1 = " ,X1
310 PRINT " LA PENDIENTE DE EQUILIBRIO ES " ,K
320 NA=KX*(X1-X)
330 PRINT " EL FLUJO NA ES " ,NA,"kmol/s m2s"
340 PRINT
350 PRINT
```

```
350 PRINT
360 GOTO 370
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
400 PRINT " 1.- OTRO CALCULO"
410 PRINT " 2.- TERMINAR "
420 PRINT
430 INPUT " OPCION " , OP
440 IF OP=1 GOTO 30
450 END
```

COEFICIENTE DE LA FASE LIQUIDA KY [Kmol/m³h] 1.465E-3
COEFICIENTE DE LA FASE GAS KX [Kmol/s m²] 1.967E-3

CONCENTRACION DEL GAS EN UN PUNTO y 0.38
CONCENTRACION DEL LIQUIDO EN EL PUNTO x 0.1

SE DESEA INGRESAR y1 O x1 (teclee 1 o 2) 1
y1 = .165

LA PENDIENTE DE EQUILIBRIO ES 1.042662

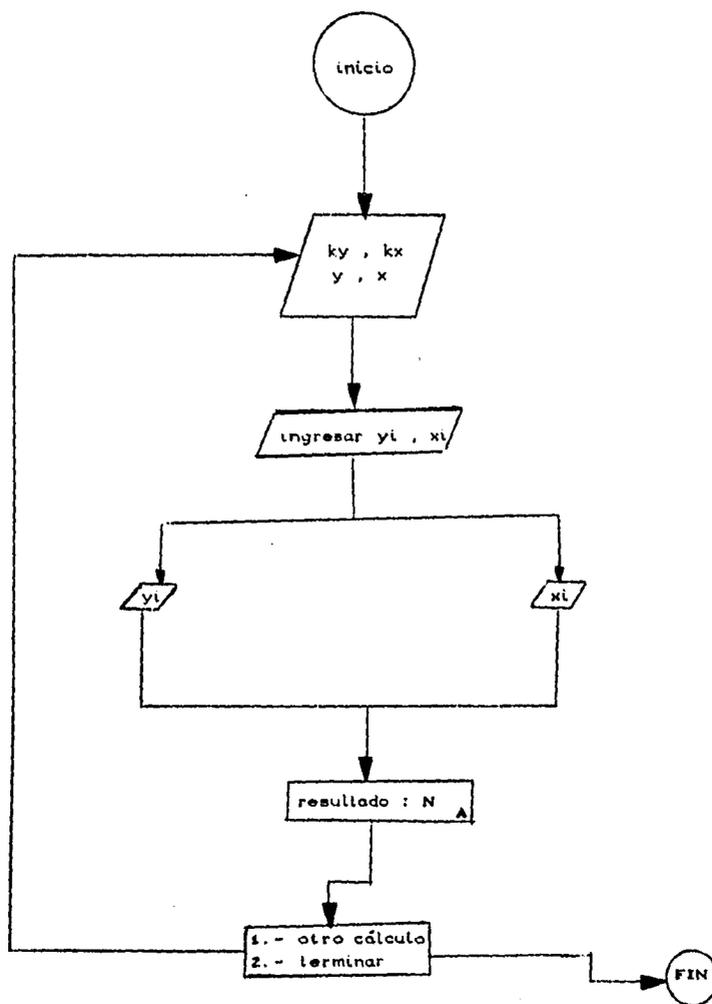
EL FLUJO NA ES 2.85675E-04 Kmol/s m²

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

FALLA DE ORIGEN

TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE FASES



PROBLEMA 4.2 TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE FASES
CALCULO DE COEFICIENTES GLOBALES Y PORCENTAJE
DE RESISTENCIAS

En un intercambiador de masa que trabaja a 3.1 atm de presión los coeficientes de transferencia de masa tienen los siguientes valores

$$k_y = 1.07 \frac{k \text{ mol}}{h \text{ m}^2 \Delta y}$$

$$k_x = 22 \frac{k \text{ mol}}{h \text{ m}^2 \Delta x}$$

La composición de equilibrio de las fases gaseosa y líquida se determinan por la ley de Henry $P^* = 0.08 (10^6) \bar{x}$ en donde P está en mm de Hg. Determine los coeficientes de transferencia de masa K_y y K_x .

¿Cuál es el porcentaje de resistencia que hay en cada una de las fases?

SOLUCION

Para obtener los coeficientes :

$$\left(\frac{1}{K_y}\right) = \left(\frac{1}{k_y}\right) + \left(\frac{m}{k_x}\right)$$

Equilibrio

$$\bar{y}^* = \frac{P^*}{P} = \frac{0.08 (10^6)}{3.1 (760)} = 33.95 \bar{x}$$

Coefficiente total

$$\left(\frac{1}{K_y}\right) = \left(\frac{1}{1.07}\right) + \left(\frac{22.91}{22}\right) = 2.4759$$

$$K_y = 0.403 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{h m}^2 \Delta x}\right)$$

$$\left(\frac{1}{K_x}\right) = \left(\frac{1}{22.91 + (1.07)}\right) + \left(\frac{1}{22}\right) = 0.07301$$

$$K_x = 13.69 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{h m}^2 \Delta x}\right)$$

Resistencias

$$\left(\frac{K_y}{k_y}\right) = \left(\frac{0.403}{1.07}\right) = 0.376$$

$$\text{tambien } \left(\frac{K_x}{k_x}\right) = \left(\frac{13.69}{22}\right) = 0.622$$

Resultado :

Los coeficientes totales son $K_y = 0.403$ y $K_x = 13.69 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{h m}^2}\right)$

El 37.6 % de la resistencia se haya en la fase gaseosa.

A continuación se muestra la solución a este problema a través del programa no. 4.2 (coef.bas)

PROGRAMA # 13

```
10 KEY OFF
20 CLS: COLOR 3,9
30 CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT " CALCULO DE PORCENTAJES DE RESISTENCIA EN LAS FASES PRESENTES "
80 PRINT "      ASI COMO DE COEFICIENTES GLOBALES "
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT " INGRESAR EL VALOR DE KY ( kmol/h m^2 )" , KY
140 INPUT " INGRESAR EL VALOR DE KX ( kmol/h m^2 )" , KX
150 INPUT " PENDIENTE DE LA FUNCION DE EQUILIBRIO " , M
160 PRINT
170 KL=(M*KY+KX)/(KX+M*KY)

180 KG=(KX+M*KY)/(KX+M*KY)
190 PRINT
200 PRINT " EL COEFICIENTE GLOBAL EN LA FASE LIQUIDA KX ES ",KL,"(kmol/h m^2)"
210 PRINT " EL COEFICIENTE GLOBAL EN LA FASE GAS KY ES " , KG ,"(kmol h m^2 )"
220 PRINT
230 R1=(KG/KY)*100
240 R2=(KL/KX)*100
250 PRINT
260 PRINT " LA RESISTENCIA EN LA FASE GAS ES ",R1," PORCIENTO "
270 PRINT " LA RESISTENCIA EN LA FASE LIQUIDA ES " , R2 ," PORCIENTO"
280 PRINT
290 IF R1<R2 THEN PRINT " DOMINA LA FASE GASEOSA"
300 IF R1 > R2 THEN PRINT " DOMINA LA FASE LIQUIDA"
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT
```

CALCULO DE PORCENTAJES DE RESISTENCIA EN LAS FASES PRESENTES
ASI COMO DE COEFICIENTES GLOBALES

INGRESAR EL VALOR DE K_Y (kmol/h m^2) 1.07
INGRESAR EL VALOR DE K_X (kmol/h m^2) 22
PENDIENTE DE LA FUNCION DE EQUILIBRIO .08

EL COEFICIENTE GLOBAL EN LA FASE LIQUIDA K_X ES 13.67
(kmol/h m^2)
EL COEFICIENTE GLOBAL EN LA FASE GAS K_Y ES 2.40392
(kmol h m^2)

LA RESISTENCIA EN LA FASE GAS ES 37.641 , PORCIENTO
LA RESISTENCIA EM LA FASE LIQUIDA ES 62.239 PORCIENTO

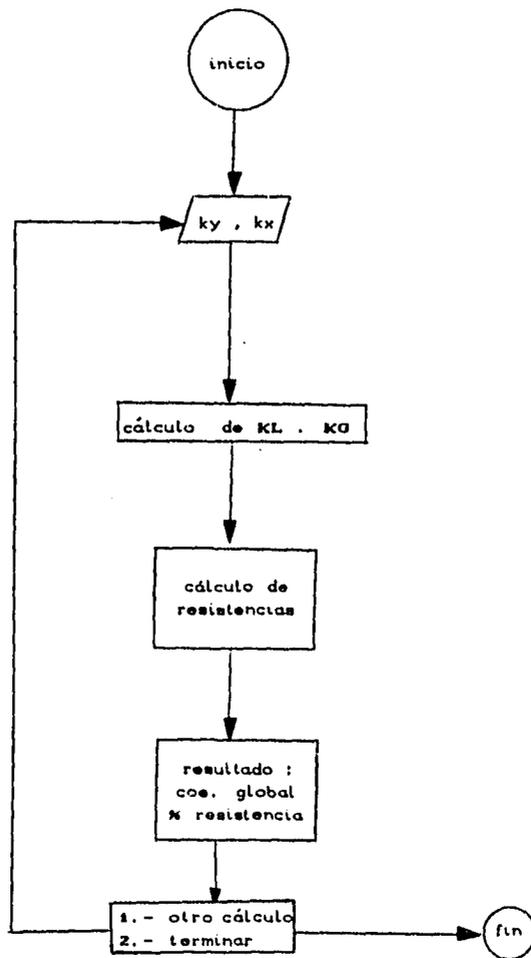
DOMINA LA FASE LIQUIDA

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

```
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT " 1.- OTRO CALCULO"
390 PRINT " 2.- TERMINAR "
400 PRINT
410 INPUT "          OPCION ", OP
420 IF OP=1 GOTO 10
430 END
```

PORCENTAJES DE RESISTENCIA ENTRE FASES



DISEÑO DE EQUIPO DE CONTACTO

5

Diseño de Equipos de Contacto

Las operaciones de transferencia de masa se llevan a cabo en torres diseñadas para proporcionar un contacto íntimo entre las fases , trabajando a contracorriente; éstos equipos pueden en general clasificarse en dos grandes grupos de acuerdo a la forma en que se diseñan.

- a) Equipos de contacto continuo.
- b) Equipos de contacto por etapas.

En los equipos de contacto continuo , las fases se introducen al equipo y se ponen en contacto durante todo el paso por el equipo , evitando que se alcance el equilibrio.

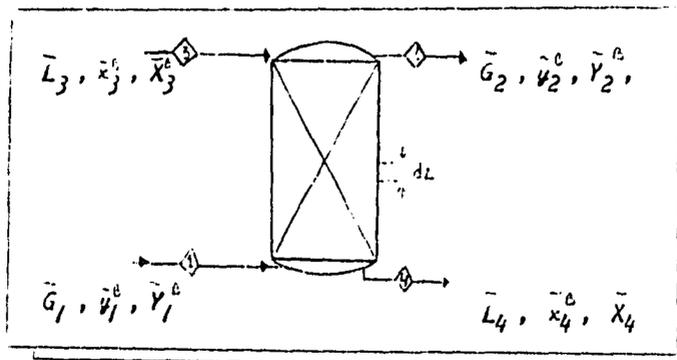
En los equipos de contacto por etapas , se introducen las corrientes a una parte del equipo llamada etapa y se mezclan íntimamente las corrientes , de manera que se alcance el equilibrio. Por esa razón las corrientes que abandonan una etapa están en equilibrio o cerca de él. Posteriormente las corrientes se introducen a otra etapa , donde volverán a alcanzar el equilibrio y así sucesivamente , hasta alcanzar las condiciones de salida deseadas.

Diseño de Equipos de Contacto Continuo

Cuando se tienen la curva de operación y la de equilibrio juntas en un mismo diagrama , la diferencia entre esas curvas dará la fuerza directora o impulsora de la transferencia de masa.

Para diseñar equipos se utilizan los balances de materia combinados con las ecuaciones de transferencia de masa.

Consideremos un intercambiador de masa utilizado para la transferencia de un soluto y que tiene un coeficiente de transferencia de masa K_{ya} que es constante en el rango de operación. En esos equipos como el área interfacial A_i es difícil de evaluarse, se emplean coeficientes volumétricos que miden la transferencia por unidad de volumen de equipo en vez de por unidad de área interfacial, por ello se usa K_{ya} .



En el equipo anterior, la transferencia de masa en una altura dz por unidad de área seccional del intercambiador es :

(i)

$$\bar{N}_B dz = K_y a (\bar{y}^B - \bar{y}^{B*}) dz \quad \left(\frac{\text{moles de B transportado}}{h \text{ m}^2 \text{ (sección transversal)}} \right)$$

El balance de masa para el componente b sobre la diferencial de altura dz es :

(xi)

$$\bar{N}_B = \left(\frac{\text{moles de B}}{h \text{ (área seccional)}} \right) = \left(\frac{\bar{L}_I}{A} \right) dy^B = \left(\frac{\bar{G}_I}{A} \right) dy^B$$

A = m² de área seccional

$$K_y a = \text{coeficiente volumétrico} \quad \left(\frac{\text{kmol B}}{h \text{ área } \Delta y} \right) \left(\frac{\text{área}}{\text{m}^2} \right) = \left(\frac{\text{kgmol B}}{h \text{ m}^2 \Delta y} \right)$$

Combinando I con XI

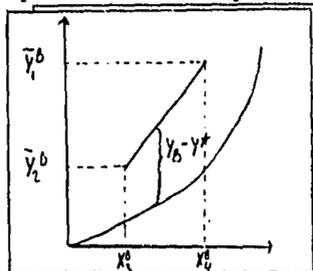
$$\frac{\bar{G}_I}{A} dy^B = K_y a (\bar{y}^B - \bar{y}^{B*}) dz$$

$$dz = \left(\frac{\bar{G}_I dy^B}{A K_y a (\bar{y}^B - \bar{y}^{B*})} \right)$$

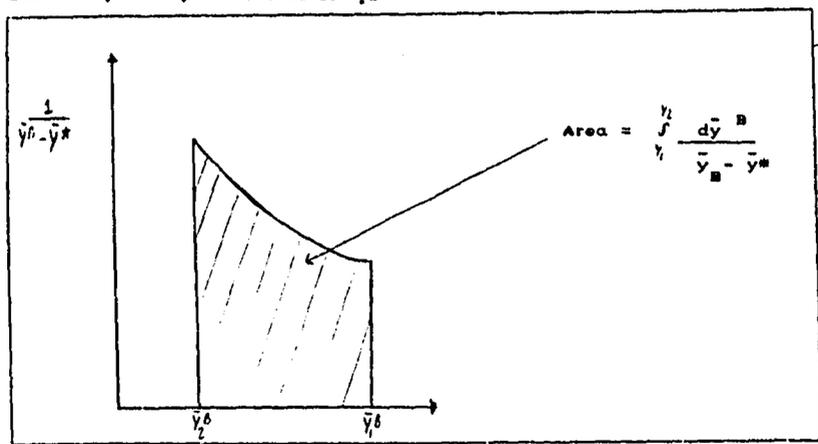
y para toda la altura

$$z = \left(\frac{\bar{G}_I}{A K_y a} \right) \frac{d\bar{y}^B}{\bar{y}^B - \bar{y}^{B*}} \quad \text{(XIII)}$$

La evaluación del lado derecho requiere de la integración gráfica , ya que $\bar{y}^B - \bar{y}^*$ se puede obtener a partir de :



La fuerza directora se determina para \bar{y} y su recíproco se grafica contra $\bar{y}^B - \bar{y}^*$. Con lo que :



Teniendo el area bajo la curva , la altura del cambiador de masa se conocerá si se sabe A , G_1 , y K_{ya} .

También se podría haber obtenido la altura del equipo utilizando las fuerzas impulsoras del lado del líquido y el coeficiente volumétrico del lado del líquido K_{ya} .

$$z = \left(\frac{L}{A K_{x\alpha}} \right) \frac{dx^B}{x^* - x^B}$$

XIII

El coeficiente total varía con la concentración a menos que la línea de equilibrio sea recta, también puede variar si se alteran los flujos de gas y líquido, lo que puede suceder con absorciones grandes de gases.

Las ecuaciones XII y XIII pueden ponerse de otras formas equivalentes, las cuales pueden emplearse si se utilizan otras formas de medir concentraciones.

Las unidades de transferencia

Cualquiera que hace diseño de equipo de transferencia de masa necesita saber acerca de las unidades de transferencia de masa. En realidad la mayoría de los datos de diseño reportados lo están en forma de alturas o números de transferencia en lugar de coeficientes de masa.

El concepto básico es el de que para estimar la altura de un equipo se debe utilizar una ecuación del tipo:

$$z = \left(\frac{G}{A K_{y\alpha}} \right) \frac{dy^B}{y^* - y^B} \quad \text{XII}$$

En la que el valor de la integral indica la dificultad para absorber el soluto por el gas (si se habla de absorción). Chilton y Colburn lo llamaron el número de unidades de transferencia basado en la fuerza directora total del lado del gas NOG.

Una unidad de transferencia puede definirse como aquella que da un enriquecimiento de una de las fases igual a la fuerza directora promedio.

Cuando se ha calculado el número de unidades de transferencia se debe evaluar el grupo $G_I / K_y A$ que depende básicamente del tipo de equipo empleado. A este grupo se le ha llamado altura de la unidad de transferencia baasada en la fuerza directora total del gas o HOG.

El HOG no es más que la eficiencia del equipo y tiene unidades de longitud , lo que evita el problema de las unidades que tienen los coeficientes.

Así que el cálculo de la altura de un equipo puede ponderse como :

$$Z = HOG \ NOG$$

La altura de la unidad de transferencia total HOG se relaciona con las alturas individuales de manera semejante a como se relacionan los coeficientes totales con los coeficientes individuales :

$$HOG = HG + m \left(\frac{G_I}{L_I} \right) HL$$

En donde :

- HG Altura individual de transferencia del lado gas.
- HL Altura individual de transferencia del lado líquido
- m pendiente de la línea de equilibrio.
- G_I / L_I pendiente de la línea de operación

La altura de un equipo puede entonces calcularse por ;

$$Z = HG NG = HOG NOG = HL NL = HOL NOL \quad (XIV)$$

Para soluciones diluidas se tiene que :

$$NOG = \frac{\bar{y}_1 - \bar{y}_2}{(\bar{y} - \bar{y}^*)_{ln}} \quad (XV)$$

Siendo $(\bar{y} - \bar{y}^*)_{ln}$ la media logarítmica de las diferencias entre los extremos de la torre.

La ecuación XV se emplea en la ecuación de definición de una unidad o elemento de transferencia de masa . De acuerdo a esto , el cálculo gráfico se puede efectuar trazando la línea AB , de forma que equidiste verticalmente de las líneas de operación y de equilibrio y entonces a partir de Y2 se traza el segmento horizontal PM , localizándose M en la línea de operación.

El elemento de transferencia será el escalón NPM puesto que la variación de la composición del gas es $Y_M - Y_N$ es igual al potencial medio del proceso entre M y N dado por el segmento St , ya que por construcción gráfica $M = ST$. A partir de M se continúa la construcción gráfica del mismo modo hasta alcanzar el punto Y1 que corresponde a la composición del gas en la parte más baja de la torre.

El número de elementos de transferencia será igual al de escalones trazados desde Y2 a Y1.

Otro concepto muy empleado en el diseño de intercambiadores de masa es el de la altura equivalente de un plato teórico o sea la altura de una torre de contacto continuo que pueda hacer el mismo trabajo que una de platos.

La altura equivalente de un plato teórico se define por :

$$HETP = \frac{Z}{NPI}$$

en donde NPI es el número de platos ideales , z la altura de la torre de contacto continuo y HETP la altura equivalente de un plato teórico.

Como en la práctica en ninguna etapa se alcanza el equilibrio se debe utilizar el concepto de eficiencia. En la práctica se emplean varios tipos de eficiencias entre las que están :

La eficiencia total E_o

La eficiencia de etapa E_M

La eficiencia de punto E_p

El número de etapas reales requeridas para una separación se obtiene por :

$$NER = NPI / E_o$$

La eficiencia de punto está relacionada con el número de unidades de transferencia por :

$$E_p = 1 - e^{-NOU}$$

PROBLEMA 5.1. DISEÑO DE EQUIPOS DE CONTACTO

TORRES DE ABSORCIÓN . SOLUCIONES DILUIDAS

En el proceso de la pulpa al sulfito el líquido se prepara absorbiendo SO_2 en torres empacadas . En una de dichas torres se pone el gas que contiene SO_2 en contracorriente con agua y se obtuvieron los resultados siguientes

Flujo entrante de agua = $1 \text{ m}^3 / \text{min}$

Volumen total de gas entrante = $25 \text{ m}^3 / \text{min}$

Composición del gas entrante = 14.8% en volumen de SO_2 y el resto de inertes

Contenido de SO_2 en los gases salientes = 1 %

Prestión de la torre = 1 atm

Temperatura isotérmica = 30°C

Densidad del líquido = $1000 \text{ kg} / \text{m}^3$

Coefficiente total de transferencia = $0.217 \text{ kg } SO_2 / \text{m}^3 (\text{kg } SO_2 / \text{m}^3)$

Masa velocidad del líquido = $365 \text{ kg} / \text{min m}^2$

El equilibrio a 30°C está dado por :

c_G	$\frac{\text{kg } SO_2}{\text{m}^3 \text{ inerte}}$	c_L	$\frac{\text{kg } SO_2}{\text{m}^3 \text{ liquido}}$
0.410		12.40	
0.4		11.00	
0.32		9.00	
0.24		7.00	
0.16		5.20	
0.08		2.00	
0.025		0.8	

Calcule el diámetro y la altura de la torre. Considere que el número de unidades de transferencia es conocido e igual a 3.5.

SOLUCION

Ecuación de diseño

$$z = \left(\frac{\bar{G}}{A K_y a} \right) \int \frac{dy^B}{y_B - y^*} = \frac{\bar{L}}{A K_x a} \int \frac{dx^B}{x^* - x}$$

Línea de operación

$$\left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \right) = \left(\frac{\Delta y}{\Delta x} \right)$$

Cálculos

Pendiente de operación

$$L_I = 1 \left(\frac{m^3}{min} \right) \times \frac{1000 (kg)}{m^3} = 1000 \left(\frac{kg}{min} \right)$$

$$PM_I = 0.148 (64) + 0.852 (20) = 34.18$$

$$\bar{Q}_1 = \frac{1 \text{ atm} \left(25 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \right)}{0.082 \left(\frac{\text{kg atm}}{\text{kgmol C}} \right) (303 \text{ K})} = 1 \left(\frac{\text{kgmol}}{\text{min}} \right)$$

$$\bar{Q}_I = 1 (0.052) = 0.052 \left(\frac{\text{kgmol inerte}}{\text{min}} \right)$$

$$Q_I = 24.708 \text{ kg/min} \quad \text{suponiendo que el inerte es esencialmente aire}$$

$$\left(\frac{L}{Q} \right)_I = \left(\frac{1000}{24.7} \right) = 40.47 \left(\frac{\text{kg de agua}}{\text{kg de inerte}} \right)$$

$$\frac{C_{LI}}{C_{OI}} = \left(\frac{1 \text{ m}^3 \text{ agua}}{25 (0.052)} \right) = 0.0460 \left(\frac{\text{m}^3 \text{ agua}}{\text{m}^3 \text{ aire (inerte)}} \right)$$

Composiciones

$$\bar{y}_1^{SO_2} = 0.148 \quad \text{kgmol } SO_2 / \text{kgmol total}$$

$$\bar{y}_1^{SO_2} = \left(\frac{0.148}{0.052} \right) = 0.1737 \text{ kgmol } SO_2 / \text{kgmol inerte}$$

$$C_{OI}^{SO_2} = 0.1737 \left(\frac{\text{kgmol } SO_2}{\text{kgmol inerte}} \right) \times \left(\frac{64 \text{ kg } SO_2}{\text{kgmol } SO_2} \right) \times \left(\frac{\text{kgmol inerte}}{22.4 \text{ m}^3 \times (303)} \right)$$

273

$$C_{OI}^{SO_2} = 0.447 \text{ kg } SO_2 / \text{m}^3 \text{ inerte}$$

$$y_2^{SO_2} = \frac{0.01}{0.99} = 0.0101$$

$$C_2^{SO_2} = 0.0200 \text{ kg } SO_2 / m^3 \text{ inerte}$$

$$0.0400 \left(\frac{m^3 \text{ agua}}{m^3 \text{ aire}} \right) = \frac{(0.447 - 0.0200)}{\Delta C_L} \text{ kg } SO_2 / m^3 \text{ aire}$$

$$C_L^{SO_2} = 0.91 \left(\frac{kg \text{ } SO_2}{m^3 \text{ aire}} \right)$$

Diámetro

$$A = \left(\frac{\pi}{4} \right) D^2 \quad A = \frac{1000 \text{ kg/min}}{805 \left(\frac{kg}{min \cdot m} \right)} = 2.739 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} A} = 1.867 \text{ m}$$

Número de unidades de transferencia : 3.5

ALTURA :

$$z = \frac{1 \text{ m}^3/\text{min}}{2.739 \text{ m}^2 (0.217 \frac{\text{kg SO}_2}{\text{min m}^3}) (\frac{\text{kg SO}_2}{\text{m}^3})} \quad (3.5)$$

$$z = 5.88 \text{ m}$$

Resultado :

La altura de la torre es de 5.88 m

La solución a través del programa no . 5.1 (torres.bas) se muestra a continuación .

PROGRAMA # 44

```

10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 6,2 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT "          CALCULO DE TORRES DE ABSORCION
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT "          A TRAVES DE COEFICIENTES GLOBALES "
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT " nota: este programa requiere el uso del diagrama de equilibrio
190 INPUT " se va a calcular MOG (E/N) " : OP#
200 IF OP#="N" OR OP#="n" THEN GOTO 470

210 IF OP#="s" OR OP#="S" THEN GOTO 230
220 PRINT
230 INPUT " Numero de datos de equilibrio a ingresar " , N
231 PRINT
232 PRINT
240 FOR Z= 1 TO N
250 PRINT " PAR DE DATOS NO. " , Z
260 INPUT " x= " , Y(Z)
270 INPUT " x* = " , YE(Z)
280 YA(Z)=YE(Z)-Y(Z)
290 YAA(Z) = 1/YA(Z)
300 M(Z)=(YAA(Z)+YAA(Z-1))/2
310 DY(Z)=ABS(Y(Z)-Y(Z-1))
320 I(Z)=DY(Z)*M(Z)
330 NEXT Z
340 FOR Z= 1 TO N
350 IT=I(Z)+IT
360 NEXT Z
370 PRINT " x* - x          I/(x* - x)          Integral
380 FOR Z=1 TO N
390 PRINT YA(Z) , YAA(Z) , I(Z)
400 NEXT Z

```

FALLA DE ORIGEN

```

410 PRINT
420 PRINT "                TOTAL " , IT
430 PRINT
440 PRINT
450 REM LA OPCION PARA NO CALCULAR NUT
460 IF OP$="S" OR OP$="s" THEN GOTO 480
470 INPUT " NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA " , IT
480 PRINT
490 REM DIAMETRO DE LA TORRE
500 INPUT " FLUJO DE LIQUIDO (kg/min)" , L
510 INPUT " MASA VELOCIDAD DE LIQUIDO (kg/min m^2) " , G
520 A=L/G
530 D=SQR(A/.785)
540 REM
550 INPUT " DENSIDAD DEL LIQUIDO (kg/m^3)" , RO
560 Q=(L/RO)
570 INPUT " COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA (1/min)" , K
580 H=Q/(A*K): Z=H*IT
590 PRINT
600 PRINT

```

```

610 PRINT
620 PRINT " LA ALTURA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA ES " , H
630 PRINT " EL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA ES " , IT
640 PRINT " EL DIAMETRO DE LA TORRE ES " , D "m"
650 PRINT " LA ALTURA DE LA TORRE ES " , Z "m"
660 PRINT
670 PRINT
680 PRINT
690 PRINT
700 PRINT
710 PRINT
720 PRINT
730 PRINT " 1.- TERMINAR "
740 PRINT " 2.- OTRO CALCULO "
750 PRINT
760 INPUT "                OPCION " , OP
770 IF OP=2 GOTO 10
780 END

```

nota: este programa requiere el uso del diagrama de equilibrio
 se va a calcular NOG (S/N) ? s
 Numero de datos de equilibrio a ingresar 10

PAR DE DATOS NO. 1
 x= 0
 ** = 1.1
 PAR DE DATOS NO. 2
 x= 1
 ** = 2.5
 PAR DE DATOS NO. 3
 x= 2
 ** = 4.15
 PAR DE DATOS NO. 4
 x= 3
 ** = 5.6
 PAR DE DATOS NO. 5
 x= 4
 ** = 6.8
 PAR DE DATOS NO. 6
 x= 5
 ** = 8.25

** = 10.4
 PAR DE DATOS NO. 9
 x= 8
 ** = 12.5
 PAR DE DATOS NO. 10
 x= 8.91
 ** = 14

x	1/(x* - x)	integral
1.1	.9090909	0
1.5	.6666667	.7878788
2.15	.4651163	.5658915
2.6	.3846154	.4248659
2.8	.3571428	.3708791
3.25	.3076923	.3324176
3.600001	.2777778	.2927351
3.4	.2941177	.2859478
4.5	.2222222	.25817
5.09	.1964637	.190502

TOTAL 3.509287

FLUJO DE LIQUIDO (kg/min)

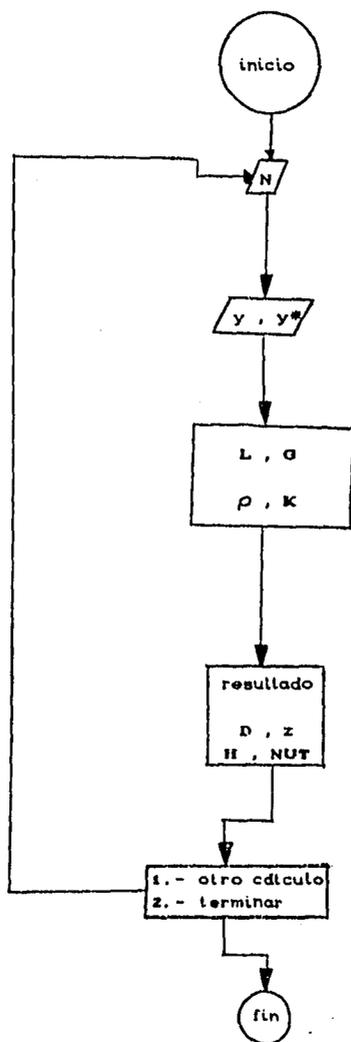
FLUJO DE LIQUIDO (kg/min)1000
MASA VELOCIDAD DE LIQUIDO (kg/min m²) 365
DENSIDAD DEL LIQUIDO (kg/m³)1000
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA (1/min).217

LA ALTURA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA ES 1.682028
EL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA ES 3.509287
EL DIAMETRO DE LA TORRE ES 1.86818 m
LA ALTURA DE LA TORRE ES 5.902719 m

- 1.- TERMINAR
- 2.- OTRO CALCULO

OPCION 2

DISEÑO DE EQUIPOS DE CONTACTO
TORRES DE ABSORCIÓN



PROBLEMA 5.2 . DISEÑO DE EQUIPO DE CONTACTO
CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA
SOLUCIONES DILUIDAS

Obtenga el número de unidades de transferencia para el problema 5.1

SOLUCION

Se calculará el número de unidades de transferencia a través de una integral numérica con los datos de equilibrio disponibles :

Datos de equilibrio :

C_G	$\frac{\text{kg SO}_2}{\text{m}^3 \text{ inerte}}$	C_L	$\frac{\text{kg SO}_2}{\text{m}^3 \text{ liquido}}$
0.416		12.40	
0.4		11.98	
0.32		9.98	
0.24		7.98	
0.16		5.28	
0.08		2.98	
0.025		0.8	

Por lo que :

$$\int \frac{dx}{x-x^*}$$

X	X*	X* - X	$\left(\frac{1}{X^* - X}\right)$	media	Δy	J
0	1.1	1.1	0.909	0.7875	1	0.7875
1	2.50	1.5	0.66	0.565	1	0.565
2	4.15	2.15	0.465	0.424	1	0.424
3	5.6	2.6	0.384	0.37	1	0.37
4	6.8	2.8	0.357	0.332	1	0.332
5	8.25	3.25	0.307	0.292	1	0.292
6	9.6	3.6	0.277	0.285	1	0.285
7	10.4	3.4	0.294	0.258	1	0.258
8	12.5	4.5	0.222	0.209	1	0.209
8.91	14	5.09	0.1964			
						$\left(\frac{0.1903}{3.5}\right)$

Por lo que podemos concluir que la solución numerica de la integral es :
 NUT = 3.5

Resultado :

El numero de unidades de transferencia es 3.5 $1 / m^2$

A continuación se muestra la solución con el programa no. 5.2 (NUTD.BAS)

PROGRAMA # 15

```
10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 4,8 :CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT " PROGRAMA PARA EL CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE "
70 PRINT " TRANSFERENCIA "
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 INPUT " NUMERO DE DATOS A INGRESAR " , N
120 PRINT
130 PRINT
140 FOR Z=1 TO N
150 PRINT " PAR DE DATOS : " , Z
160 INPUT " X " , X(Z)
170 INPUT " X* " , XE(Z)
180 XA(Z)=XE(Z)-X(Z)
190 XAA(Z)=1/XA(Z)
200 PRINT

200 PRINT
210 M(Z)=(XAA(Z)+XAA(Z-1))/2
220 DY(Z)=ABS(X(Z)-X(Z-1))
230 I(Z)=DY(Z)*M(Z)
240 S(N)=I(Z)+I(Z-1)
245 PRINT
250 NEXT Z
260 PRINT
270 PRINT
280 PRINT " x* - x          1/(x* - x)          integral "
290 FOR Z=1 TO N
300 PRINT
310 PRINT " XA(Z) ,XAA(Z), I(Z)
320 NEXT Z
330 FOR Z= 1 TO N
333 IT=I(Z)+IT
335 NEXT Z
340 PRINT
350 PRINT "          TOTAL ",IT
```

```
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
390 PRINT " 2.- TERMINAR "
400 PRINT
410 INPUT "1.- OPCION " , OP
420 IF OP= 1 GOTO 10
430 END
```

PROGRAMA PARA EL CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE
TRANSFERENCIA

NUMERO DE DATOS A INGRESAR 10

PAR DE DATOS : 1
X 0
X* 1.1

PAR DE DATOS : 2
X 1
X* 2.5

PAR DE DATOS : 3
X 3
X* 5.6

PAR DE DATOS : 4
X 4
X* 6.8

PAR DE DATOS : 5
X 5
X* 8.25

PAR DE DATOS : 6
X 6
X* 9.6

PAR DE DATOS : 7
X 7
X* 10.4

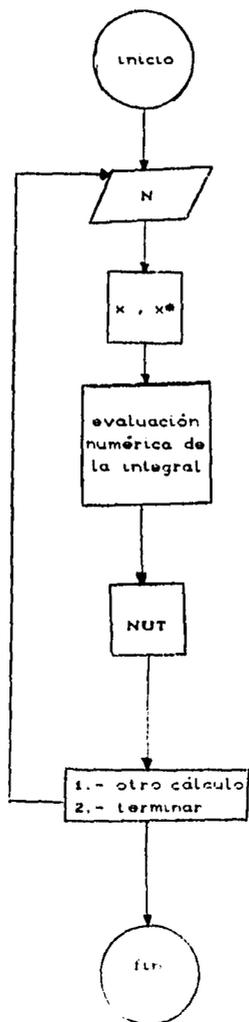
PAR DE DATOS : 8
X 8

$x^* - x$	$1/(x^* - x)$	integral
2.15	.4651163	.5658915
2.6	.3846154	.4248659
2.8	.3571428	.3708791
3.25	.3076923	.3324176
3.600001	.2777778	.2927351
3.4	.2941177	.2859478
4.5	.2222222	.25817
5.09	.1964637	.190502
	TOTAL	3.509287

1.- OTRO CALCULO
 2.- TERMINAR

1.- OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA
SOLUCIONES DILUIDAS



PROBLEMA 5.3 . DISEÑO DE EQUIPO DE CONTACTO
CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA
SOLUCIONES CONCENTRADAS

Encuentre el número de unidades de transferencia para las condiciones siguientes :

$$G = 1 \left(\frac{\text{kgmol entrantes}}{h \text{ m}^2} \right) \quad L' = 2 \left(\frac{\text{kg mol salientes}}{h \text{ m}^2} \right)$$

$$y_1 = 0.2 \quad y_2 = 0.01$$

$$\text{Línea de equilibrio} \quad \bar{y}^* = 1.5 \bar{x}$$

Con su solución obtenga la altura y el diámetro de la torre si el flujo de líquido es de 1000 kg/min , la masa velocidad de 365 kg/min m² y el coeficiente de transferencia de masa K_l es de 0.217 1/min

SOLUCION

Debido a que se trata de soluciones concentradas se debe calcular la línea de operación , ya que los flujos no son constantes.

NOG

La ecuación para obtener NOG es

$$NOG = \left(\frac{(1-y)_m dy}{(1-y)(y-y^*)} \right)$$

en donde

$$(1-y)_m = \frac{(1-y) - (1-y^*)}{\ln \frac{(1-y)}{(1-y^*)}}$$

Una simplificación de la ecuación anterior es :

$$NOG = \left(\frac{dy}{(y-y^*)} \right) + \left(\frac{1}{2} \right) \ln \left(\frac{1-y}{1-y^*} \right)$$

Línea de operación

$$a_1 = a_1 (1-y)$$

$$0(1-0.2) \left(\frac{y}{1-y} - \frac{0.01}{0.94} \right) = L \left(\frac{x}{1-x} \right)$$

$$\left(\frac{0.8}{2} \right) (0.0526315 - 0.010101) = \left(\frac{x}{1-x} \right)$$

$$\bar{x} = 0.017$$

$$\bar{x} = 0.01672$$

NOG

A partir de la línea de operación para cada \bar{x} se obtiene \bar{y}^* con la línea de equilibrio

$$\bar{y}^* = 1.5 x$$

\bar{y}	\bar{x}	\bar{y}^*	$1 - \bar{y}$	$1 - \bar{y}^*$	$(1 - y_m)$	$\left(\frac{1-y}{(1-y)(y-y^*)}\right)$	$\left(\frac{1}{y-y^*}\right)$
.01	0	0	.99	1	0.995	100.5	100
.05	.016	.025	.95	.983	.967	40.7	40
.09	.035	.053	.91	.947	.928	27.7	27.2
.14	.057	.086	.86	.913	.887	19.4	18.8
.20	.087	.131	.80	.868	.834	15.2	14.6

NOG = 6

NOG

$$\left(\frac{dy}{(y-y^*)}\right) + \left(\frac{1}{2}\right) \ln \left(\frac{1-\bar{y}}{1-\bar{y}^*}\right) = 5.9 + 0.5 \ln \left(\frac{0.99}{0.8}\right) = 6$$

ALTURA Y DIAMETRO :

$$L = 1000 \text{ kg} / \text{min}$$

$$\bar{L} = 365 \text{ kg} / \text{min m}^2$$

$$\rho = 1000 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$KL = 0.217 \text{ 1/min}$$

evaluando :

$$z = 10.48 \text{ m}$$

$$d = 1.86 \text{ m}$$

RESULTADO

El número de unidades de transferencia es de 6. El diámetro de 1.86 metros y la altura de 10.478 m.

A continuación la solución a través del programa no. 5.3 (concen.bas)

PROGRAM # 46

```

10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 4,8 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT "          CALCULO DE TORRES DE ABSORCION  "
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT "          SOLUCIONES CONCENTRADAS  "
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT " nota: este programa requiere el uso del diagrama de equilibrio"
190 INPUT " se va a calcular NOG      ( S/N )  " ; OP$
200 IF OP$="N" OR OP$="n" THEN GOTO 470

210 IF OP$="s" OR OP$="S" THEN GOTO 230
220 PRINT
230 INPUT " Numero de datos de equilibrio a ingresar " , N
231 PRINT
232 PRINT
240 FOR Z= 1 TO N
250 PRINT " PAR DE DATOS NO. " , Z
260 INPUT " y= " , Y(Z)
270 INPUT " y* = " , YE(Z)
280 YEM(Z)=((1-Y(Z))-(1-YE(Z)))/(LOG((1-Y(Z))/(1-YE(Z))))
290 YEC(Z) = YEM(Z)/((1-Y(Z))*(Y(Z)-YE(Z)))
300 DYEC(Z)=(YEC(Z)+YEC(Z-1))/2
310 DY(Z)=ABS(Y(Z)-Y(Z-1))
320 I(Z)=DY(Z)*DYEC(Z)
330 NEXT Z
340 FOR Z= 1 TO N
350 IT=I(Z)+IT
360 NEXT Z
370 PRINT " 1-ym          nog          integral  "
380 FOR Z=1 TO N
390 PRINT YEM(Z) , YEC(Z) , I(Z)
400 NEXT Z

```

```

410 PRINT
420 PRINT "                                TOTAL " , IT
430 ITN=IT+(.5*LOG((1-Y(1))/(1-Y(N))))
440 PRINT
450 REM LA OPCION PARA NO CALCULAR NUT
451 PRINT
452 PRINT
453 PRINT
460 IF OP#="S" OR OP#="s" THEN GOTO 480
470 INPUT " NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA " , ITN
480 PRINT
490 REM DIAMETRO DE LA TORRE
500 INPUT " FLUJO DE LIQUIDO (kg/min)" , L
510 INPUT " MASA VELOCIDAD DE LIQUIDO (kg/min m^2) " , G
520 A=L/G
530 D=SQR(A/.785)
540 REM
550 INPUT " DENSIDAD DEL LIQUIDO (kg/m^3)" , R0
560 Q=(L/R0)
570 INPUT " COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA (1/min)" , K
580 H=Q/(A*K): Z=H*ITN
590 PRINT

600 PRINT
610 PRINT
620 PRINT " LA ALTURA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA ES " , H
630 PRINT " EL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA ES " , ITN
640 PRINT " EL DIAMETRO DE LA TORRE ES " , D "m"
650 PRINT " LA ALTURA DE LA TORRE ES " , Z "m"
660 PRINT
670 PRINT
680 PRINT
690 PRINT
700 PRINT
710 PRINT
720 PRINT
730 PRINT " 1.- TERMINAR "
740 PRINT " 2.- OTRO CALCULO "
750 PRINT
760 INPUT "                OPCION " , OP
770 IF OP=2 GOTO 10
780 END

```

CALCULO DE TORRES DE ABSORCION

SOLUCIONES CONCENTRADAS

nota: este programa requiere el uso del diagrama de equilibrio
se va a calcular NOG (S/N) ? s

Numero de datos de equilibrio a ingresar 5

PAR DE DATOS NO.	1
y = .01	
y* = 0	
PAR DE DATOS NO.	2
y = .05	
y* = .025	
PAR DE DATOS NO.	3
y = .09	
y* = .053	
PAR DE DATOS NO.	4
y = .14	
y* = .086	
PAR DE DATOS NO.	5
y = .2	
y* = .131	

1-ym	neg	integral	
.9949892	100.504	.5025199	
.9624435	40.52394	2.820558	
.9283772	27.57283	1.361936	
.8867258	19.09401	1.166671	
.8340239	15.10913	1.026094	
	TOTAL		6.177779

FLUJO DE LIQUIDO (kg/min) 1000

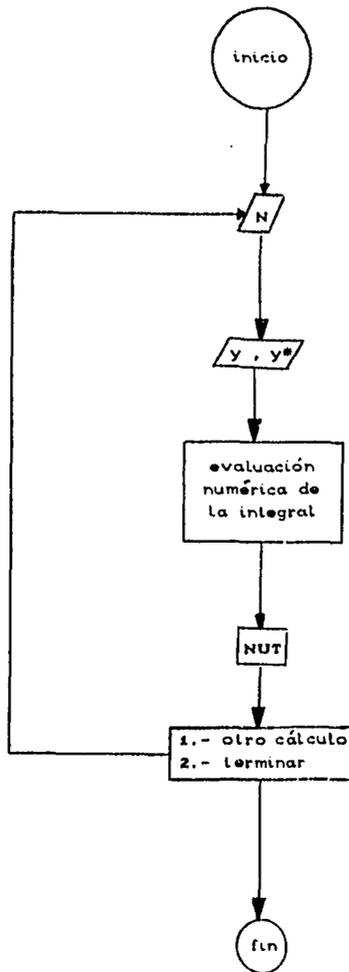
MASA VELOCIDAD DE LIQUIDO (kg/min m²) 365
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (kg/m³) 1000
 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA (1/min).217

LA ALTURA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA ES	1.682028	
EL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA ES		6.984326
EL DIAMETRO DE LA TORRE ES	1.86818 m	
LA ALTURA DE LA TORRE ES	10.44783 m	

- 1.- TERMINAR
- 2.- OTRO CALCULO

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA
SOLUCIONES CONCENTRADAS



PROBLEMA 5.4 . DISEÑO DE EQUIPO DE CONTACTO

LINEA DE OPERACION

SOLUCIONES DILUIDAS

Evalúe la altura de un absorbedor diseñado para absorber el 85% del componente A de una mezcla gaseosa que contiene inicialmente 6 % en mol de A . El solvente S con una concentración de 0.01 en fracción mol de a se alimenta a razón de 20 kgmol/ h m² a contracorriente con el del gas que entra a razón de 10 kgmol / h m² .

Los coeficientes individuales se suponen constantes en toda la columna y tienen los valores de $k_{ya} = 16 \text{ kmol/h m}^2 \Delta x$ y $k_{xa} = 24 \text{ kmol/h m}^2 \Delta x$. La solubilidad de A en el solvente a la temperatura y presión de operación está dada por :

\bar{y}	0.0025	0.0085	0.0205	0.048	0.08
\bar{x}	0.01	0.02	0.03	0.04	0.05

SOLUCION

Línea de operación

$$y_2^A = 0.06 (0.15) = 0.009$$

$$Y_2^A = \left(\frac{0.009}{1 - 0.009} \right) = 0.00909$$

$$y_1^A = 0.06 \quad Y_1^A = \left(\frac{0.06}{1 - 0.06} \right) = 0.0638$$

$$\bar{G}_1 = 10 (1 - 0.06) = 9.4 \left(\frac{\text{kgmol}}{\text{h m}^2} \right)$$

$$\bar{L}_I = 20 (1 - 0.01) = 19.8 \text{ kg } \left(\frac{\text{mol}}{\text{h m}^2} \right)$$

$$X_9^A = 0.01 \quad X_9^A = \left(\frac{0.01}{1 - 0.01} \right) = 0.0101 \left(\frac{\text{kgmol A}}{\text{kg inerte}} \right)$$

$$\left(\frac{\bar{L}_I}{\bar{G}_I} \right) = \left(\frac{19.8}{19.8} \right) = 1$$

Tabulando algunos puntos para la línea de operación :

$$\text{con : } \bar{G}_I \left(\frac{y_1}{1 - y_1} - \frac{y}{1 - y} \right) = \bar{L}_I \left(\frac{x_4}{1 - x_4} - \frac{x}{1 - x} \right)$$

donde :

$$\bar{G}_I = 19.8 \text{ kg mol } / \text{ h m}^2$$

$$\bar{L}_I = 19.8 \text{ kg mol } / \text{ m}^2 \text{ h}$$

$$y_1 = 0.06$$

$$\bar{x}_4 = 0.03615$$

calculando seis puntos :

\bar{y}	\bar{x}
0.009	0.01
0.02	0.0154
0.03	0.0204
0.04	0.0255
0.05	0.0308
0.06	0.03615

resolviendo la integral numérica : $NOG = 2.949$

Con esto , la altura es de 3.1275 ,

Resultado : la altura es de 3.1275 m

A continuación se muestra la solución de los valores de la línea de operación a través del programa no. 5.3 (LQP.BAS). Para el cálculo de el número de unidades de transferencia y de la altura podrán usarse los programas correspondientes ya presentados .

PROGRAMA # 17

```
10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 5,8
30 CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT "          PROGRAMA PARA OBTENER LOS VALORES "
100 PRINT "          DE LA LINEA DE OPERACION          "
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 INPUT " MASA VELOCIDAD DEL LIQUIDO (kgmol/h m^2) " , L
150 INPUT " MASA VELOCIDAD DEL GAS ( kgmol/h m^2) " , G
160 INPUT " FRACCION DEL GAS A LA ENTRADA : y1 " , Y1
170 INPUT " FRACCION DEL LIQUIDO A LA ENTRADA : x1 " , X1
180 INPUT " FRACCION DEL GAS A LA SALIDA : ys " , YS
190 INPUT " Numero de datos que se requieren " , N
200 PRINT " y          x "
210 PRINT
220 DY=ABS(Y1-YS)/N
230 C1=Y1/(1-Y1);C2=X1/(1-X1)
231 PRINT C1 , C2
235 YN=Y1-DY
240 YN=YN-DY
250 CN=YN/(1-YN)
260 XN=C2-((C1-CN)/(L/G))
270 PRINT
280 PRINT CN , XN
290 IF YN>YS THEN GOTO 240
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
360 PRINT " 2.- TERMINAR "
370 PRINT
380 INPUT "          OPCION " , OP
390 IF OP=1 GOTO 10

400 END
```

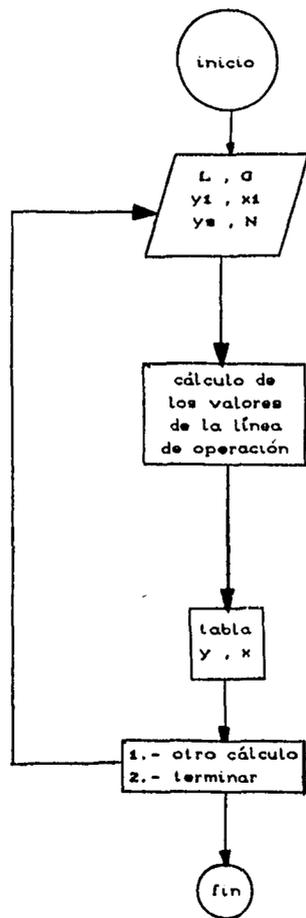
PROGRAMA PARA OBTENER LOS VALORES
DE LA LINEA DE OPERACION

MASA VELOCIDAD DEL LIQUIDO (kgmol/h m²) 20
MASA VELOCIDAD DEL GAS (kgmol/h m²) 10
FRACCION DEL GAS A LA ENTRADA : y1 .06
FRACCION DEL LIQUIDO A LA ENTRADA : x1 .01
FRACCION DEL GAS A LA SALIDA : ys .009
Numero de datos que se requieren 6

X	Y
.01	.00908
.0514	.0204
.0204	.0309
.0255	.0416
.0308	.0526
.03615	.0638

- 1.- otro cálculo
- 2.- terminar

DIAGRAMA DE FLUJO
LINEA DE OPERACION



ABSORCION

6

ABSORCION

La absorción de gases es una operación unitaria en la cuál se disuelve en un líquido un componente soluble de una mezcla gaseosa.

Generalmente la corriente de gas y la corriente de líquido fluyen a contracorriente dentro de la torre. La corriente gaseosa se introduce por la base de la columna y sale por el domo, la corriente líquida es alimentada por el domo y descargada por la base. Entre ambas corrientes se crea una interfase muy grande por subdivisión de la corriente líquida al salpicar en los empaques.

En esta operación, lo más deseable sería obtener una separación perfecta de la mezcla gaseosa, ya sea para obtener el gas inerte puro o para obtener posteriormente el gas soluble puro en otra operación unitaria. desde luego, esto no es posible físicamente, ya que el potencial fisicoquímico no lo permite. De tal forma los equipos no se calculan para lograr una separación perfecta, pues resultaría un equipo de dimensiones infinitas.

La cantidad de transferencia de materia dentro de estas torres depende directamente de la superficie interfacial y de la naturaleza de los componentes.

Las torres empacadas se usan para contacto continuo a contracorriente del líquido y gas, son columnas verticales las cuales han sido llenadas con empaque. El líquido se distribuye en el empaque y desciende a través de él exponiendo una gran superficie de contacto al gas.

Reciben el nombre de empaque las piezas que se colocan dentro del equipo y que se utilizan para aumentar el área de contacto entre la fase gaseosa y la líquida. En general un buen empaque debe llenar las siguientes condiciones:

- * Debe proporcionar una gran superficie interfacial entre el líquido y el gas.

- * Debe poseer buenas características de flujo. Es decir que debe permitir el paso de grandes volúmenes de flujo a través de pequeñas secciones de la torre.

- * Debe ser químicamente inerte a los fluidos del proceso.

- * Su estructura debe permitir su fácil manejo e instalación.

* Debe representar relativamente bajo costo.

El empaque se puede acomodar de dos formas : al azar y en forma regular . generalmente se fabrican de arcilla , cuarzo o porcelana. Los más usados industrialmente son los anillos Raschig , aunque hay otras opciones como los Pall , Lessing , las sillas berl , Intalox , los talleretes , etc.

Los empaques distribuidos de forma regular , tienen la ventaja de ofrecer menor caída de presión y la mayor facilidad de paso del flujo a través de ellos.

Es importante mencionar que el tamaño del empaque está relacionado con el diámetro de la torre . En general el diámetro de empaque está entre $1/8$ a $1/20$ del diámetro de la torre.

Un factor de diseño de primera importancia es el valor $m \text{ o/L}$ o factor de absorción. Este factor es necesario para determinar la altura de la unidad de transferencia y el número de unidades. De igual forma , la relación líquido-gas afecta el diámetro de la columna.

Para absorción el término $m \text{ o/L}$ suele tener valores alrededor de 0.7.

En cuanto a las caídas de presión , en este tipo de torres de producen caídas de presión en el gas , así como las caídas debidas al empaque mismo , al roce contra las paredes de la torre y al flujo de líquido que pasa por la torre.

El límite superior de la velocidad posible del gas para un flujo de líquido determinado se le conoce como velocidad de inundación. A partir de este punto , el líquido es retenido por el gas y no desciende , por lo que la torre se vuelve inestable. Esta velocidad de inundación se puede calcular a través de la gráfica de Lobo. (ver apéndice) en la cual se incluyen propiedades del empaque , tales como la superficie específica y la porosidad , para las cuales se tienen disponibles diversas tablas para cada tipo y tamaño de empaque.

Coefficientes y alturas de las unidades de transferencia.

Los coeficientes de transferencia de masa en la absorción se predicen a partir de correlaciones. Lo primero que hay que saber es cuál es la película controlante. En caso de que una de las películas sea la controlante, el coeficiente total se puede igualar al coeficiente parcial. La mayoría de las correlaciones que se encuentran en absorción se refieren a las llamadas alturas de las unidades de transferencia.

Estimación de H_G

Una de las correlaciones más usadas es la de Fellingner :

$$H_G = \alpha \frac{(G/A)^\beta}{(L/A)^\gamma} Sc^{0.5}$$

en donde α, β, γ son constantes que dependen del empaque y L/A y G/A son las masas velocidades.

Estimación del H_L

La ecuación mas utilizada es la de Sherwood. y Holloway.

$$H_L = \frac{1}{\alpha} \frac{(L/A)^n (Sc)^{0.5}}{\mu}$$

En donde α y n son características del empaque .

$$H_{OG} = H_G + m \frac{G}{L} H_L$$

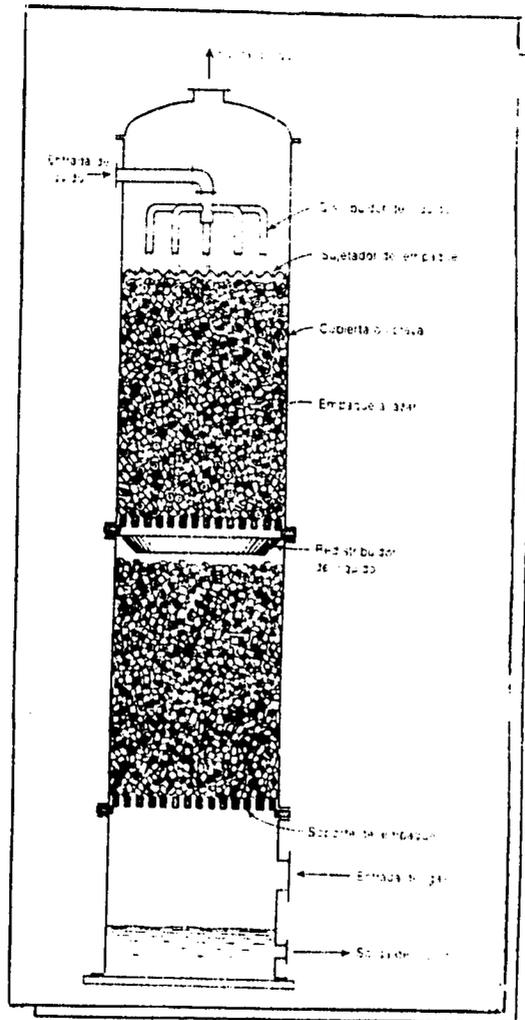


FIGURA # 6.1 TORRE EMPACADA

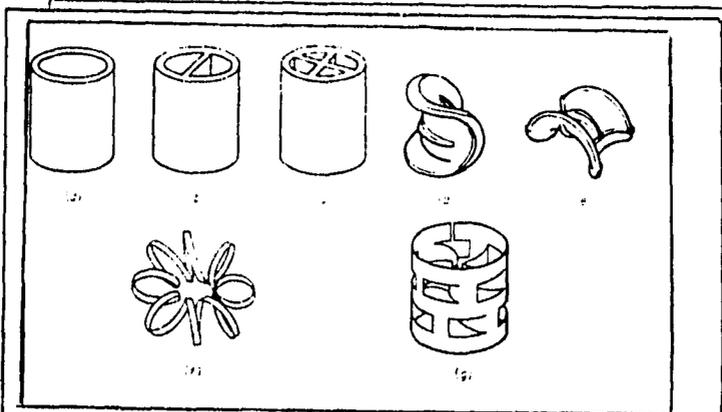


FIGURA 6.2 ALGUNOS DE LOS ENPAQUES MAS COMUNES .

a) ANILLO RASCHIG . b) ANILLO LESSING , c) ANILLO DE PARTICION , d) SILLA BERL , e) SILLA INTALOX f) TELLERETTE , g) ANILLO PALL

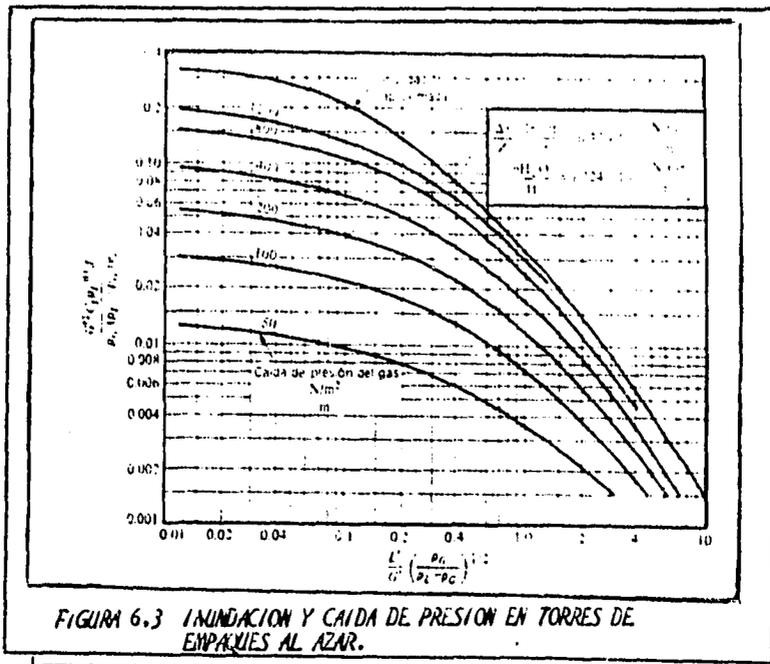


FIGURA 6.3 INUNDACION Y CAIDA DE PRESION EN TORRES DE ENPAQUES AL AZAR.

Relleno	$\phi \cdot 10^4$	η	Intervalo de L
Anillos Raschig:			
3/8"	3,21	0,46	2 000 - 75 000
1/2"	7,18	0,35	" "
1"	21,5	0,22	" "
1-1/2"	26,1	0,22	" "
2"	29,3	0,22	" "
Monturas Berl:			
1/2"	14,53	0,28	2 000 - 75 000
1"	12,85	0,28	" "
1-1/2"	13,65	0,28	" "
Anillos en espiral:			
Espiral sencilla de 3"	19,85	0,28	2 000 - 75 000
Espiral triple de 3"	25,35	0,28	" "

FIGURA 6.4 ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA H_L
EQUACION DE SHOERWOOD & HALLIDAY

Relleno	α	β	γ	Intervalo	
				G	$L \cdot$
Anillos Raschig:					
3/8"	0,730	0,45	0,47	1 000-2 500	2 500- 7 500
1"	2,88	0,39	0,58	1 000-4 000	2 000- 2 500
1"	2,64	0,32	0,51	1 000-3 000	2 500-20 000
1-1/2"	8,22	0,38	0,66	1 000-3 500	2 500- 7 500
1-1/2"	0,81	0,38	0,40	1 000-3 500	7 500-22 500
2"	1,24	0,41	0,45	1 000-4 000	2 500-22 500
Monturas Berl:					
1/2"	19,8	0,30	0,74	1 000-1 400	2 500- 7 500
1/2"	0,225	0,30	0,24	1 000-1 400	7 500-22 500
1"	9,64	0,36	0,10	1 000-4 000	2 000-22 500
1-1/2"	1,89	0,32	0,45	1 000-5 000	2 000-22 500
Anillos en espiral:					
Espiral sencilla de 3"	0,660	0,35	0,29	650-3 500	15 000-50 000
Espiral triple de 3"	6,74	0,38	0,60	1 000-5 000	2 500-15 000

FIGURA 6.5 ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA H_G
EQUACION DE FELLINGER

EMPAQUE					
TIPO	TAMANO	α	β	L/A	ϵ
Standard					
Wall Thickness	$\frac{3}{8}$	4.70	0.41	0.2 - 1.2	67.0
Raschig	$\frac{1}{2}$	3.10	0.41	0.08 - 2.4	58.6
	$\frac{3}{4}$	2.35	0.26	0.3 - 1.8	67.0
	$\frac{1}{4}$	1.34	0.26	0.5 - 3.0	72.0
	1	0.97	0.26	0.1 - 7.5	69.2
	$1\frac{1}{4}$	0.57	0.23	0.2 - 3.0	75.6
	$1\frac{1}{2}$	0.39	0.23	0.2 - 4.0	75.9
	2	0.24	0.17	0.2 - 5.5	81.6
	2	0.06	0.12	0.2 - 9.0	80.0
Spiral	3	0.18	0.15	0.2 - 5.0	70.5
	3	0.15	0.15	0.2 - 6.5	63.2
Berl	$\frac{1}{2}$	1.20	0.21	0.08 - 6.0	63.2
	$\frac{3}{4}$	0.62	0.17	0.1 - 4.0	71.0
	1	0.39	0.17	0.2 - 8.0	70.9
	$1\frac{1}{2}$	0.21	0.13	0.2 - 6.0	70.0
Intalox	$\frac{1}{2}$	0.82	0.20	0.15 - 4.0	77.0
	$\frac{3}{4}$	0.28	0.16	0.1 - 4.0	75.0
	1	0.31	0.16	0.7 - 4.0	74.0
	$1\frac{1}{2}$	0.14	0.14	0.2 - 8.0	78.0

FIGURA 6.6 CORRELACION PARA CAIDA DE PRESION EN TORRES EMPACADAS

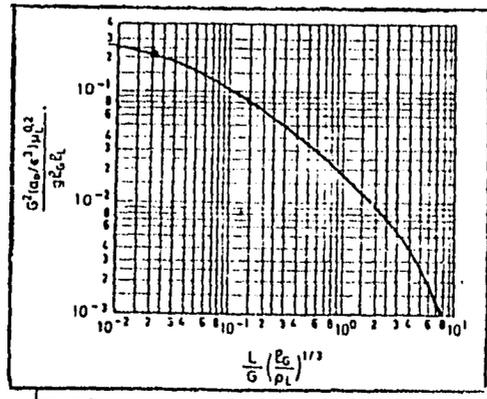


FIGURA 6.7 GRAFICA DE INUNDACION

PROBLEMA 6.1 ABSORCION

CALCULO DE LA ALTURA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA

a) Calcúlese HG para una torre de absorción que opera a las siguientes condiciones:

$$G = 325 \text{ kg / h m}^2$$

$$L = 500 \text{ kg / h m}^2$$

$$\mu_o = 0.072 \text{ kg / ms}$$

$$\rho_o = 0.11 \text{ kg / m}^3$$

$$D_{AB} = 5.2 \times 10^{-4} \text{ m}^2 / \text{h}$$

La torre está rellena con anillos Raschig de 1 1/2 ".

SOLUCION

Hay que leer los parámetros para la ecuación de Fellingner :

$$\alpha = 0.81$$

$$\beta = 0.38$$

$$\gamma = 0.40$$

Evaluando los parámetros en la ecuación :

$$HG = 1292.80$$

b) Calcúlese HI para una torre rellena con anillos Raschig de 1 1/2" con los siguientes datos :

$$G = 325 \text{ kg} / \text{h m}^2$$

$$L = 500 \text{ kg} / \text{h m}^2$$

$$\mu_L = 7.2 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\rho_L = 700 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$D_{AB} = 5.7 \times 10^{-4} \text{ m}^2 / \text{h}$$

SOLUCION

Parámetros para la ecuación de Sherwood y Halliday

$$\phi = 26.1$$

$$\eta = 0.22$$

Evaluando :

$$HL = 1.7$$

A continuación se muestra la solución del ejemplo a través del programa no. 6.1 (absor.bas).

PROGRAMA # 18

```

10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 3,8
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT " CALCULO DE LA ALTURA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA "
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT " 1.- CALCULO DE HG "
90 PRINT " 2.- CALCULO DE HL "
100 PRINT " 3.- CALCULO DE HOG "
110 PRINT " 4.- CALCULO DE HOL "
120 PRINT
130 INPUT " OPCION " , OP
140 PRINT
150 INPUT " MASA VELOCIDAD DEL GAS ( kg/h m^2 ) " ,G
160 INPUT " MASA VELOCIDAD DEL LIQUIDO (kg/h m^2) " ,L
170 ON OP GOTO 200,360,490,660
180 PRINT
190 REM hg
200 INPUT " viscosidad del gas (kg/m s) " , VIS

210 INPUT " densidad del gas ( kg/m^3 )" , RO
220 INPUT " difusividad ( m^2 /h ) " ,DAB
230 SC=(VIS*3600)/(DAB*RO)
240 INPUT " VALOR DE ALFA ( ver tabla )" ,AL
250 INPUT " VALOR DE BETA " ,BE
255 INPUT " VALOR DE GAMA " , GAMA
260 HG=AL*G^BE*SC^.5)/(L^GAMA)
270 PRINT
280 PRINT " el valor de HG es " , HG
290 PRINT
300 PRINT
310 PRINT " 1.- terminar "
320 PRINT " 2.- ir al menu "
330 INPUT " " , OPCION
340 IF OPCION=2 GOTO 60
350 END
360 REM para hl
370 INPUT " viscosidad del liquido ( kg/s m)" , VIS
380 INPUT " densidad del liquido (kg/m^3) " , RO

```

```

390 INPUT " difusividad (m^2/h) " , DAB
400 SC=(VIS*3600)/(DAB*RO)
410 INPUT " VALOR DE FI " , FI
420 INPUT " VALOR DE n " , N
430 HL=FI*(L/VIS)^N*SC^.5
440 PRINT
450 PRINT " EL VALOR DE HL ES " , HL
460 GOTO 290
470 PRINT
480 PRINT
490 REM PARA HOG
500 PRINT
510 PRINT "      1.- SE VAN A INGRESAR LOS VALORES DE HG,HL "
520 PRINT "      2.- SE VAN A USAR LOS VALORES CALCULADOS POR EL PROGRAMA "
530 PRINT
540 INPUT "      OPCION " , OP2
550 IF OP2=2 GOTO 590
560 PRINT
570 INPUT " INGRESAR VALOR DE HG " , HG
580 INPUT " INGRESAR VALOR DE HL " , HL
590 INPUT " VALOR DE LA PENDIENTE DE EQUILIBRIO " , M
600 IF OP=4 GOTO 700

```

```

610 HOG=HG+(M*G*HL/L)
620 PRINT
630 PRINT " EL COEFICIENTE TOTAL HOG ES " , HOG
640 PRINT
650 GOTO 290
660 REM HOL
670 PRINT
680 GOTO 500
690 PRINT
700 HOL=(HL+(G*HL/(L*M)))
710 PRINT
720 PRINT " EL COEFICIENTE TOTAL HOL ES " , HOL
730 GOTO 290

```

CALCULO DE LA ALTEZA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA

- 1.- CALCULO DE HG
- 2.- CALCULO DE HL
- 3.- CALCULO DE HOG
- 4.- CALCULO DE HOL

OPCION 1

MASA VELOCIDAD DEL GAS (kg/h m²) 335
MASA VELOCIDAD DEL LIQUIDO (kg/h m²) 500
viscosidad del gas (kg/m s) .072
densidad del gas (kg/m³) .11
difusividad (m² /h) 5.2e-4
VALOR DE ALFA (ver tabla) .51
VALOR DE BETA .38
VALOR DE GAMA .40

a. altura de HG es 1293.803

b. terminar
c. en el teru

opcion 1

OPCION DE Opcion

FALLA DE Opcion

- 1.- CALCULO DE HG
- 2.- CALCULO DE HL
- 3.- CALCULO DE HOC
- 4.- CALCULO DE HOL

OPCION 2

MASA VELOCIDAD DEL GAS (kg/h m²) 325
MASA VELOCIDAD DEL LIQUIDO (kg/h m²) 500
viscosidad del liquido (kg/s m) 7.2
densidad del liquido (kg/m³) 700
difusividad (m²/h) 5.7e-4
VALOR DE FI 26.1
VALOR DE n 0.22

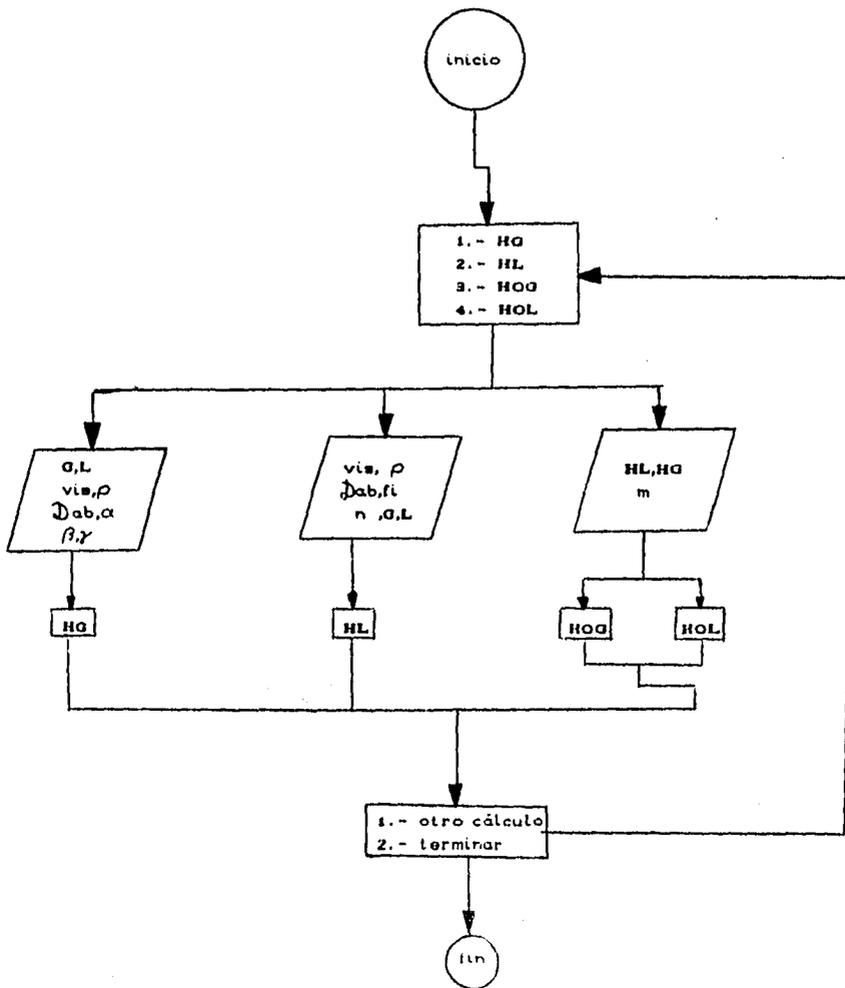
EL VALOR DE HL ES 1.7

- 1.- terminar
- 2.- ir al menu

opcion .

FALLA DE ORIGEN

DIAGRAMA DE FLUJO
 ABSORCION.CALCULO DE HG



PROBLEMA 6.2 ABSORCION
TORRES EMPACADAS . GRAFICA DE LOBO
CALCULO DE VELOCIDAD DE INUNDACION Y DIAMETRO

Calcule el diámetro de un torre de absorción que está rellena de anillos Raschig de cerámica de 6 1/4 acomodados en forma aleatoria y que opera bajo las siguientes condiciones :

$$G = 100 \text{ kg / h m}^2$$

$$L = 125 \text{ kg / h m}^2$$

$$\rho_L = 800. \text{ kg / ms}$$

$$\rho_g = 9 \text{ kg / m}^3$$

$$D_{AB} = 5.7 \times 10^{-4} \text{ m}^2 / \text{h}$$

Para anillos Raschig de 6 1/4 de cerámica :

$$a = 0.73$$

$$c = 787 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

SOLUCION

Evaluando el eje x de la gráfica de Lobo :

$$x = 0.1325$$

Leyendo la cordenada de la gráfica de Lobo :

$$y = 0.8$$

Con ésto , despejando la velocidad de inundación es de :

$$U_a = 10 \text{ kg} / \text{h m}^2$$

Despejando el diámetro :

$$d = 3.56 \text{ m}$$

A continuación se muestra la solución a través del programa 6.2 .
(lobo1.bas).

PROGRAMA # 19

```
10 KEY OFF:CLS
20 COLOR 5,7
30 CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT " CALCULO DE LA VELOCIDAD DE INUNDACION Y EL DIAMETRO "
80 PRINT " DE UNA TORRE EMPACADA A TRAVES DE LA EFICIENCIA DE LCBQ"
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 INPUT " masa velocidad del liquido (kg/m2 s) " , L
140 INPUT " masa velocidad del gas (kg/m2 s) " , G
150 INPUT " densidad del liquido (kg/m3) " , FO

160 INPUT " densidad del gas (kg/m3) " , GO
170 INPUT " viscosidad del liquido (cc / s) " , VIS
180 PRINT
190 INPUT " superficie especifica del empacado (m2/m3) " , SUP
200 INPUT " volumen de huecos del empacado " , VOL
210 X=L/G*(FO/GO)
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 Y=1.13490322034*(X)^(.771484)
280 PRINT
280 PRINT VOL*(Y*G+FO*FO)^(SUP*VIS)
290 PRINT
```

FALLA DE ORIGEN
FALLA DE ORIGEN

```
310 D=4+1.27*V**2
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT " LA VELOCIDAD MASICA DE INUNDACION ES "
390 PRINT " GA " kg/h m2"
400 PRINT " EL DIAMETRO DE LA TORRE EMPACADA ES " , D,"m"
410 PRINT
420 PRINT
430 PRINT
440 PRINT "1.- OTRO CALCULO "
450 PRINT "2.- TERMINAR ?"
460 PRINT
470 INPUT " OPCION ", OP
480 IF OP=1 GOTO 10
490 END
```

FALLA DEL ORIGEN

TABLA DE LA VELOCIDAD DE INUNDACION Y EL DIAMETRO
DE LA TORRE EMPACADA A TRAVES DE LA GRAFICA DE LOGO

masa velocidad del liquido (kg/h m²) 125
 masa velocidad del gas (kg/h m²) 100
 densidad del liquido (kg/m³) 800
 densidad del gas (kg/m³) 9
 viscosidad del liquido (cp) 72
 superficie especifica del empacue .72
 volumen de huecos del empacue .727

LA VELOCIDAD MASICA DE INUNDACION ES
 1.25 kg/h m²
 EL DIAMETRO DE LA TORRE EMPACADA ES 3.576109 m

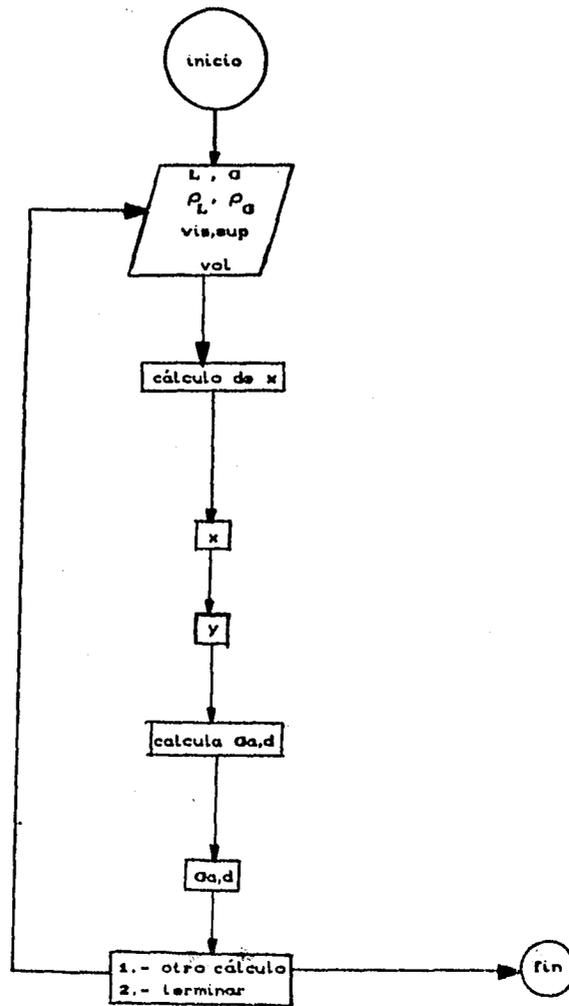
1.- OTRO CALCULO
 2.- FORMULARIO

OPCION 1

FALLA DE ORIGEN

FALLA DE ORIGEN

DIAGRAMA DE FLUJO
TORRES EMPACADAS. GRAFICA DE LOBO



TORRES DE ABSORCION DE PLATOS

Las torres de absorción de platos son dispositivos que permiten el contacto discontinuo entre el líquido y el gas. Constan de una serie de platos o etapas y en cada una de ellas se ponen en contacto la fase líquida con la gaseosa, separándose después de entrar a una etapa nueva.

La etapa se denomina teórica o ideal cuando el líquido y el gas salen de ella en el equilibrio.

Las torres de platos se utilizan para grandes flujos de líquidos y de gas, y diámetros mayores de 1 metro. Las torres de platos se utilizan también cuando hay gran generación de calor y si se presenta tendencia al acanalamiento.

Cálculo Analítico del Número de Etapas.

Cuando la línea de equilibrio y la de operación son rectas, el número de etapas teóricas se determina analíticamente.

Este caso se presenta con mezclas diluidas de gases y líquidos que siguen la ley de Henry, ya que el L / G es constante y la línea de equilibrio es recta si se expresa en fracciones mol. Para absorción:

$$N = \frac{\log \left[\left(\frac{\bar{y}_{n+1} - H \bar{x}_0}{y_1 - H x_0} \right) \left(\frac{A - 1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A}$$

En donde $A = L / G H$

Estas ecuaciones se conocen con el nombre de ecuaciones de Kremser - Brown - Souder, y se pueden representar en forma gráfica.

Altura equivalente a un plato teorico

Es la comparación entre la torre de platos y la empacada. La altura equivalente a un plato teorico (HETP de las siglas en inglés) esta definida como la altura necesaria de empaque que verifica la misma función que un plato teorico. Esta magnitud se determina experimentalmente y es función del tamaño y tipo de relleno, de los flujos de líquido y gas y de la composición de la corriente.

Eficiencias .

Debido a los tiempos bajos de contacto , las etapas de de una torre de platos no trabajan idealmente , por lo que es necesario examinar el rendimiento o eficiencia . Entre las eficiencias más empleadas están :

- La eficiencia de Murphree , la cual relaciona la composición de equilibrio en cada etapa.
- La eficiencia de punto , la cual relaciona composiciones en un punto dado del plato con su composición en equilibrio. Esta eficiencia es diferente a la de plato , ya que la composición del líquido varía a través del plato , y se define como :

$$E_p = 1 - e^{-NOG}$$

En donde NOG es el número de unidades de transferencia totales del lado del gas.

Diseño

La selección del diámetro de los platos se hace en base a las velocidades permisibles.

El espaciamento entre platos se obtiene en función del diámetro. A su vez , el diámetro de la torre se calcula en función de la velocidad de inundación. Esta se puede calcular en forma gráfica , conociendo el espaciamento entre platos. (ver gráficas en el apendice).

Se recomienda que el diseño se haga para el 70% de la velocidad de inundación. Por lo que el área total de la torre deberá ser mayor que la neta.

Platos perforados .

En estos casos , se aceptan determinados valores de los parámetros de diseño como los siguientes :

*La perforacion más utilizada es la de 3/16 de pulgada en arreglos triangulares con un pitch de 5 diámetros.

*La altura del vertedero es generalmente de 2 a 4 pulgadas o menor del 15 % del espaciamento entre platos. Cuando la velocidad del gas es baja , se produce el goteo o escurrimiento.

En forma gráfica es posible estimar la región a la cuál se debe operar para evitar el escurrimiento , a través de diversas correlaciones , como las siguientes :

$$h_o = 0.045 / \rho d_h$$

$$h_h = 0.186 \frac{(\rho_a) (V_h)^2}{\rho_l C_o} \quad \text{para } 3/16$$

$$h_{ov} = 0.48 (OPM/W)^{2/3}$$

$$h_{to} = h_v + h_{ov}$$

donde :

h_v = altura del vertedero

h_{ov} = altura del líquido sobre el vertedero

h_h = caída de presión en el orificio

h_o = caída de presión por tensión superficial

d_h = diámetro de perforación en pulgadas

σ = tensión superficial en dinas / cm

ρ = densidad del líquido en lb / ft³

V_h = velocidad del orificio y C_o es el coeficiente de orificio que se obtiene a partir de gráficas. (ft/s).

GPM = galones por minuto del líquido

W = longitud del vertedero en ft

La caída de presión por el plato se obtiene por :

$$h_T = (h_h + h_1)$$

$$\text{donde } h_1 = (h_w + h_{ow})\beta$$

siendo β el factor de aereación , y es igual a la caída de presión observada entre la altura del líquido en el plato. Este factor se obtiene a partir de gráficas.

PROCEDIMIENTO DE LA AICHE PARA EL CALCULO DE LA EFICIENCIA EN TORRES DE PLATOS PERFORADOS.

1.- Cálculo de la velocidad en el área activa U_a (a través de tabla y gráficas).

2.- Factor F

$$F = U_a \sqrt{\rho G} \quad ; \quad U_a \text{ (ft/s) } \quad ; \quad \rho \text{ (lb / ft}^3 \text{)}$$

3.- Número de unidades de transferencia del lado del gas .

$$N_G = \frac{0.77G + 0.11G h_v - 0.20 F + 0.72 q/l}{S_c^{0.5}}$$

Donde :

$$q = \text{ (ft}^3 \text{ / s)}$$

$$h_w \text{ (in)}$$

l = longitud de paso del líquido (ft)

S_c = Schmidt del gas

4.- Tiempo de residencia del gas.

$$\theta_L = \frac{2.31 \times 10^{-5} h_w l z}{q}$$

$$z = \frac{D_T + W}{2}$$

θ_L (horas)

v = longitud del vertedero en pies
 z = longitud media que viaja el líquido en pies desde el vertedero de entrada al de salida.
 h_{lo} = altura máxima del líquido (in)

5.- Número de unidades de transferencia del lado del líquido.

$$N_L = 7.91 (10)^5 D_L^{0.5} (0.25 F + 0.15) \theta_L$$

D_L = difusividad del líquido (ft² / h)

6.- Número de unidades de transferencia totales

$$\frac{1}{NOG} = \frac{1}{N_G} + \frac{m a}{N_L L}$$

7.- Eficiencia de punto

$$E_p = 1 - e^{-NOG}$$

8.- Relación entre la eficiencia de punto y la eficiencia de plato o Murphree.

$$\frac{E_M}{E_p} = \frac{1 - e^{-(\eta + Pe)}}{(\eta + Pe) \left(1 + \frac{\eta + Pe}{\eta} \right)} + \frac{e^{-\eta} - 1}{\eta \left(1 + \frac{\eta}{\eta + Pe} \right)}$$

$$\eta = \frac{Pe}{2} \frac{(1 + 4m \bar{G} \bar{E}_p)^{0.5} - 1}{\bar{L} Pe}$$

$$Pe = \frac{L^2}{D_E \theta_L}$$

m = pendiente de la línea de equilibrio.

\bar{G} y \bar{L} gastos molares.

D_E = difusividad turbulenta

$$D_E = (0.774 + 1.025 U_a + 0.7.2 q/l + 0.9 hv)$$

también a partir de la grafica que se muestra en el apéndice.

9.- Arrastre .

La velocidad que lleva el gas al atravesar el plato hace que parte del líquido sea arrastrado por este hacia el plato superior bajando la eficiencia al contaminarlo.

$$\psi = \frac{e}{L + e} \quad e = 14.5 \left(\frac{U_a}{l - 2f} \right)^{2.51}$$

o bien de gráfica (ver apéndice) como función de :

$$F_{lv} = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}}$$

10.- Eficiencia de plato corregida por arrastre.

$$\frac{E_a}{E_{MV}} = \frac{1}{1 + E_{MV} \left(\frac{\psi}{1 - \psi} \right)}$$

11.- Eficiencia total.

$$E_o = \frac{\ln \left(1 + E_a (\lambda - 1) \right)}{\ln \lambda}$$

donde $\lambda = m \frac{\bar{G}}{L}$

E_o también puede obtenerse de forma gráfica (ver apéndice)

Por su parte , la tensión superficial del líquido puede obtenerse a partir de tablas (ver apéndice) o calcularse mediante fórmulas.

$$\sigma = \left(\frac{P (\rho_L - \rho_G)}{PM} \right)^4$$

ρ (gramos / cm.³)

P = parámetro , el cual se calcula por contribuciones de grupo.

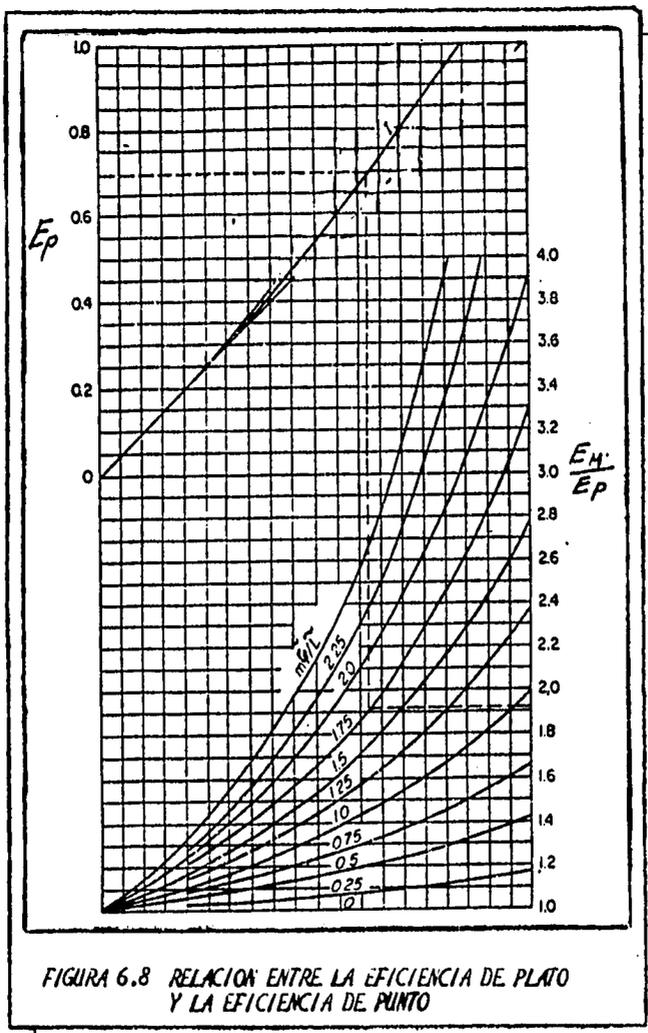


FIGURA 6.8 RELACION ENTRE LA EFICIENCIA DE PLATO Y LA EFICIENCIA DE PUNTO

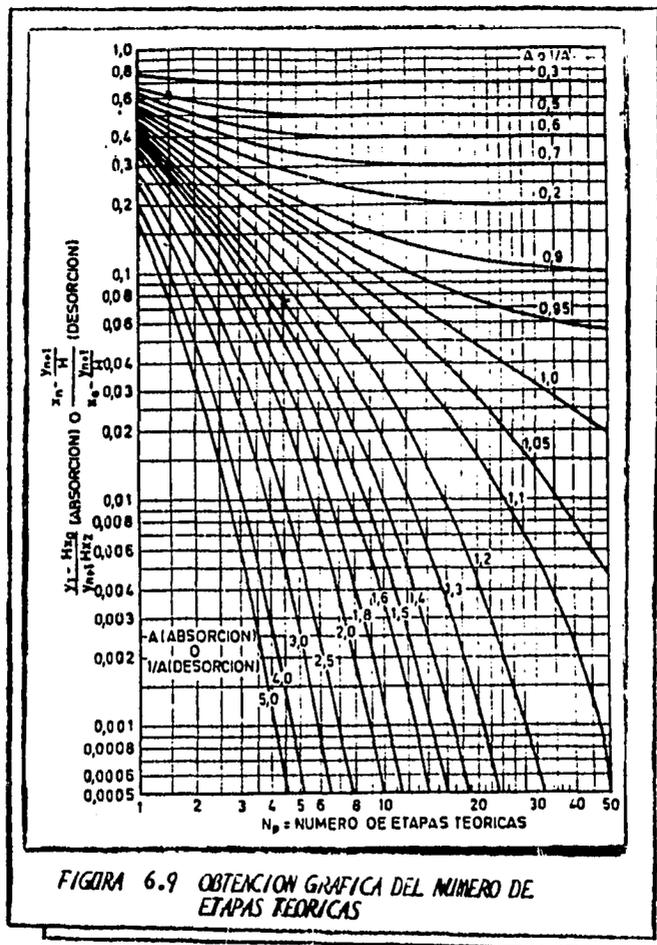


FIGURA 6.9 OBTENCIÓN GRAFICA DEL NUMERO DE ETAPAS TEORICAS

C	4.8
H (a O)	11.3
H (a C)	17.1
O (en hidroxilos, éteres)	20.0
O (en carboxilo)	43.2
O ₂ (en ésteres y ácidos)	60
F	25.7
Cl	54.3
Br	68
I	91
N (en aminas)	12.5
N (en nitrilo)	29.1
S	48.2
P	37.7
anillos de tres miembros	16.7
anillos de cuatro miembros	11.6
anillos de cinco miembros	8.5
anillos de seis miembros	6.1
doble ligadura	25.2
triple ligadura	46.6

FIGURA 6.10 CONTRIBUCIONES AL PARACORO SEGUN SUGDEN

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)							
	6($\frac{1}{4}$)	9.5($\frac{3}{8}$)	13($\frac{1}{2}$)	16($\frac{5}{8}$)	19($\frac{3}{4}$)	25 (1)	32($1\frac{1}{4}$)	38($1\frac{1}{2}$)
Anillos de Racchig								
Cerámica:								
Espesor de pared, mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8
C _f	1600	1000	580	380	255	155	125	95
C ₀			909	749	457	301		181.8
e	0.75	0.68	0.65	0.68	0.75	0.75	0.74	0.71
a _p m ² /m ³ (ft ² /ft ³)	787 (240)	508 (155)	364 (111)	328 (100)	262 (80)	193 (58)	148 (45)	125 (38)
Metal								
0.8 mm pared								
C _f	700	390	300	170	155	115		
e	0.69		0.84		0.88	0.92		
a _p m ² /m ³ (ft ² /ft ³)	774 (236)		420 (128)		274 (83.5)	206 (62.7)		
1.6 mm pared								
C _f			410	290	220	137	110	83
C ₀			688	431	485	304		172.9
e			0.75		0.78	0.85	0.87	0.90
a _p m ² /m ³ (ft ² /ft ³)			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.3)	135 (41.3)

FIGURA 6.11 CARACTERISTICAS DE LOS EMPAQUES ALEATORIOS

PROBLEMA 6.3 ABSORCION

TORRES DE ABSORCION DE PLATOS

CALCULO DE LA VELOCIDAD DE INUNDACION Y DIAMETRO DE TORRES DE PLATOS

Calcúlese el diámetro de una torre de absorción de platos que opera con unas corrientes que poseen las siguientes densidades :

$$\rho_L = 800 \text{ lb / ft}^3$$

$$\rho_G = 45 \text{ lb / ft}^3$$

las masas velocidades son las siguientes .

$$G = 300 \text{ lb / ft}^2$$

$$L = 45 \text{ lb / ft}^2$$

Los platos tienen un espaciamento de 12 "

SOLUCION

Evaluando los datos , se puede calcular el eje x de la gráfica de inundación para platos perforados :

$$x = 0.3850$$

leyendo el valor del eje y para un espaciamento de 12 "

$$y = 0.18$$

por lo que : $G_{in} = 0.7372 \text{ lb} / \text{s ft}^2$

De aquí , es posible calcular el área y el diámetro :

$$D = 0.1682 \text{ ft.}$$

Resultado : La velocidad de inundación es de $0.7372 \text{ lb} / \text{s ft}^2$
el diámetro es de 0.1682 ft.

A continuación se muestra la solución a este mismo problema con el programa no. 6.3 (lobo2.bas)

PROGRAM # 20

```
10 KEY OFF:CLS
20 COLOR 5,7
30 CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT "    CALCULO DE LA VELOCIDAD DE INUNDACION Y EL DIAMETRO "
80 PRINT "    DE TORRES DE PLATOS"
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 COLOR 5,1
140 PRINT
150 PRINT "    ESPACIO SEPARACION ENTRE PLATOS "
```

```
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT "
190 PRINT"          1.- 6 in  "
200 PRINT"          2.- 12 in "
210 PRINT"          3.- 18 in "
220 PRINT"          4.- 24 in "
230 PRINT"          5.- 36 in "
240 PRINT
250 COLOR 5,7
260 INPUT "
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT
300 INPUT "Masa velocidad del liquido (lb/sft2) " , L
```

FALLA DE ORIGEN

```

310 INPUT " masa velocidad del gas (lb/ft^2) " , G
320 INPUT " densidad del liquido (lb/ft^3) " , RO
330 INPUT " densidad del gas (lb/ft^3) " , ROI
340 PRINT
350 PRINT
360 PRINT
370 PRINT
380  $(=(L/G)*((ROI-RO)^{0.5})$ 
390 ON OF GOTO 400,420,440,460,480
400  $Y=.153598*2.71828182^{*}(-.3838*X)$ 
410 GOTO 540
420  $Y=.22964*2.71828182^{*}(-1.184151*X)$ 
430 GOTO 540
440  $Y=.282547*2.71828182^{*}(-1.190604*X)$ 
450 GOTO 540
460  $Y=.268299*2.71828182^{*}(-1.0991091*X)$ 
470 GOTO 540
480  $Y=.417691*2.71828182^{*}(-1.21821*X)$ 

490 PRINT
500 PRINT
510 PRINT
520 PRINT
530 PRINT
540  $VI=Y/(ROI*(RO-ROI)^{0.5}$ 
550  $G=VI*ROI$ 
560  $A=VI/G ; D=(A*1.274)^{0.5}$ 
570 PRINT
580 PRINT
590 PRINT
600 PRINT
610 PRINT
620 PRINT
630 PRINT " LA VELOCIDAD MASICA DE INUNDACION ES "
640 PRINT " VI " (lb/ft^2)
650 PRINT " EL DIAMETRO DE LA TORRE ENFACADA ES " , D , "ft"

```

FALLA DE ORIGEN

```
550 PRINT
570 PRINT
580 PRINT
590 PRINT "1.- OTRO CALCULO "
700 PRINT "2.- TERMINAR "
710 PRINT
720 INPUT "
730 IF OR=1 GOTO 10
740 END
```

DECISION "1. OR

FALLA DE ORIGEN

CALCULO DE LA VELOCIDAD DE INUNDACION Y EL DIAMETRO DE TORRES DE PLATOS

ESCOGER ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS

- 1.- 6 in
- 2.- 12 in
- 3.- 18 in
- 4.- 24 in
- 5.- 30 in

OPCION 2

MASS VELOCIDAD DEL FLUIDO EN EL ESPACIO DE
MASS VELOCIDAD DEL FLUIDO EN EL ESPACIO DE
VELOCIDAD DEL FLUIDO EN EL ESPACIO DE
VELOCIDAD DEL FLUIDO EN EL ESPACIO DE

LA VELOCIDAD UNICA DE INUNDACION ES
VELOCIDAD UNICA
EL DIAMETRO DE LA TORRE ENCADADA ES

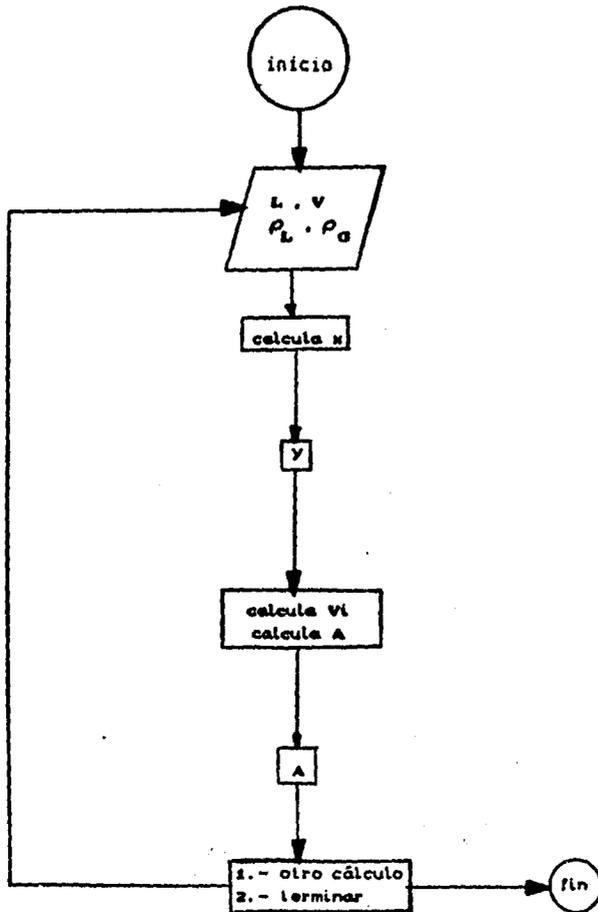
VELOCIDAD UNICA

1.- VELOCIDAD UNICA
2.- VELOCIDAD UNICA

OPCION 2

FALLA DE ORIGEN

DIAGRAMA DE FLUJO
ABSORCION. TORRES DE PLATOS
GRAFICA DE LODO



PROBLEMA 6.4 . ABSORCION

CALCULO DEL NUMERO DE ETAPAS

ECUACION DE KREMSER , et. al .

Calcúlese el número de etapas de una torre que opera bajo las siguientes condiciones :

constante de la ley de Henry : 0.82

Flujo de líquido : 2000 kg / h

Flujo de gas : 1200 kg / h

$$y_1 = 0.08$$

$$y_{n+1} = 0.3$$

$$x_0 = 0.01$$

SOLUCION :

Empleando la ecuación de Kremser tenemos :

$$n = 1.297$$

Resultado : Se requieren 1.3 etapas.

A continuación la solución a través del programa no. 6.4 < platos.bas >

PROGRAMA # 21

```
10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 5,0: CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT "          CALCULO DEL NUMERO DE ETAPAS"
90 PRINT
100 PRINT "          METODO ANALITICO"
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 INPUT " Constante de la ley de Henry " , H
170 INPUT " Flujo de liquido ( kg/h )" , L
180 INPUT " Flujo de gas      ( kg/h )" , G
190 A=L/(G*H)
200 PRINT

210 INPUT " Composicion en la entrada : y(n+1) " , YN
220 INPUT " Composicion en la salida : y (1) " , Y1
230 INPUT " Composicion de entrada del liquido : xo" , X0
240 B=(A-1)/A:C=(YN-H*X0)/(Y1-H*X0)
250 N=ABS(LOG(C*B)+(1/A))/LOG(A)
260 PRINT
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT
360 PRINT "          EL NUMERO DE ETAPAS TEORICAS ES " , N
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
400 PRINT
```

```
410 PRINT
420 PRINT
430 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
440 PRINT " 2.- TERMINAR "
450 PRINT
460 PRINT
470 INPUT "          OPCION ", OP
480 PRINT
490 IF OP=1 GOTO 10
500 END
```

CALCULO DEL NUMERO DE ETAPAS
METODO ANALITICO

Constante de la ley de Henry .82
Flujo de liquido (kg/h)2000
Flujo de gas (kg/h)1200

Composicion en la entrada : $y_{(n+1)}$.3
Composicion en la salida : $y_{(1)}$.08
Composicion de entrada del liquido : x_0 .01

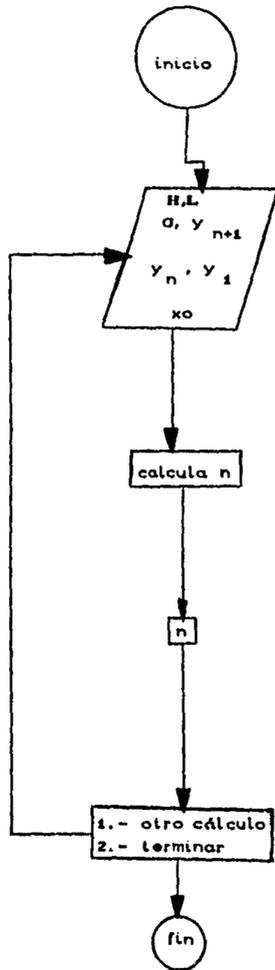
Composicion en la salida : $y_{(1)}$.08
Composicion de entrada del liquido : x_0 .01

EL NUMERO DE ETAPAS TEORICAS ES 1.323401

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
NUMERO DE ETAPAS EN TORRES DE PLATOS



PROBLEMA 6.5 ABSORCION

CALCULO DE ETAPAS TEORICAS
SOLUCION GRAFICA

Determine el número de etapas teóricas que tendrá una torre de absorción de platos , cuyo flujo líquido es de 2000 kg/h . El flujo gaseoso es de 1800 kg/h.

La constante de Henry para este sistema es de 2 , y se tienen las siguientes composiciones alrededor de la torre :

$$y_1 = 0.08$$

$$y_{n+1} = 0.3$$

$$x_0 = 0.01$$

$$x_n = 0.22$$

SOLUCION

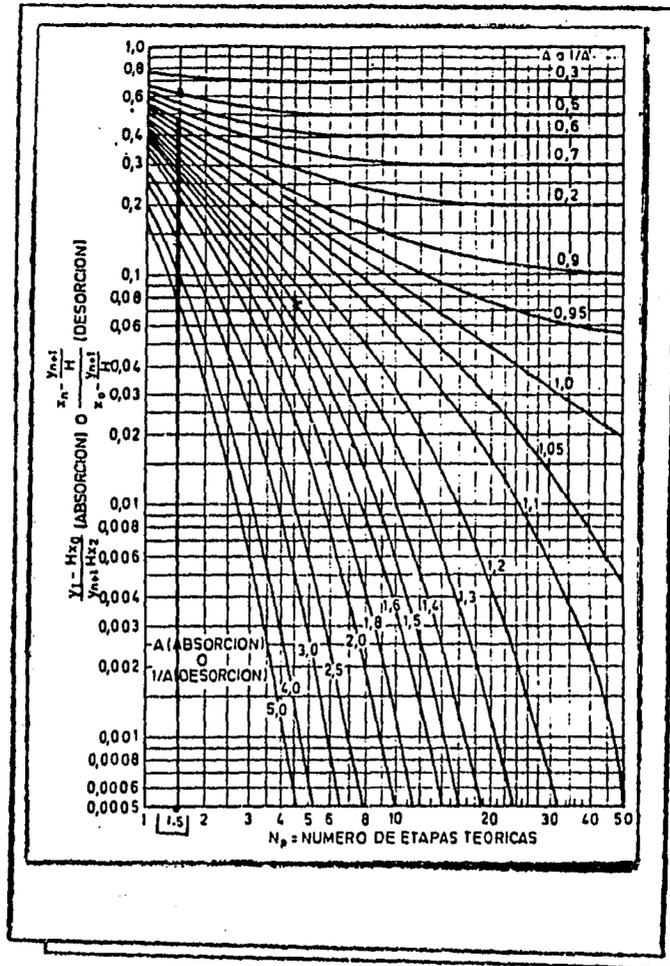
Con los datos proporcionados es posible calcular el eje y de la gráfica del número de etapas teóricas :

$$y = 0.6$$

El factor de absorción es :

$$A = L / (H * G) = 2.083$$

Con estos valores , se observa en la gráfica que $N_p = 1.5$.



A continuación se muestra la solución a través del programa no. 65 (grafplat.bas), el cuál puede utilizarse también para problemas de desorción.

PROGRAM # 22

```
10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 3,7 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT "          CALCULO DE ETAPAS TEORICAS "
70 PRINT "          METODO GRAFICO"
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT "  1.- ABSORCION "
140 PRINT "  2.- DESORCION "
150 PRINT
160 INPUT "          OPCION ", OP
170 PRINT
180 CLS
190 PRINT
200 PRINT

210 INPUT " FLUJO DE LIQUIDO (kg/h) ", L
220 INPUT " FLUJO DE GAS ( kg/h) ", G
230 INPUT " CONSTANTE DE HENRY ", H
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 INPUT " Composicion gaseosa a la entrada : y (n+1) " ; YN
280 INPUT " Composicion gaseosa a la salida : y (1) " ; Y1
290 INPUT " Composicion del liquido a la entrada : xo " ; X0
300 INPUT " Composicion del liquido a la salida : xn " ; XN
310 A=L/(G*H)
320 IF OP=2 GOTO 490
330 Y=(Y1-H*X0)/(YN-H*XN)
340 PRINT
350 PRINT
360 PRINT " el factor de absorcion A es " , A
370 PRINT " el eje x en la grafica es " , Y
380 PRINT " Con estos valores, leer de la grafica el numero de etapas teoricas
390 PRINT
```

```
400 PRINT
410 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
420 PRINT " 2.- TERMINAR "
430 PRINT
440 INPUT "                OPCION " , OP1
450 IF OP1=1 GOTO 10
460 END
470 PRINT
480 PRINT
490 Z=YN/H
500 Y=(XN-Z)/(XD-Z)
510 GOTO 340
```

CALCULO DE ETAPAS TEORICAS
METODO GRAFICO

- 1.- ABSORCION
- 2.- DESORCION

OPCION 1

FLUJO DE LIQUIDO (kg/h) 2000
FLUJO DE GAS (kg/h) 1800
CONSTANTE DE HENRY 2

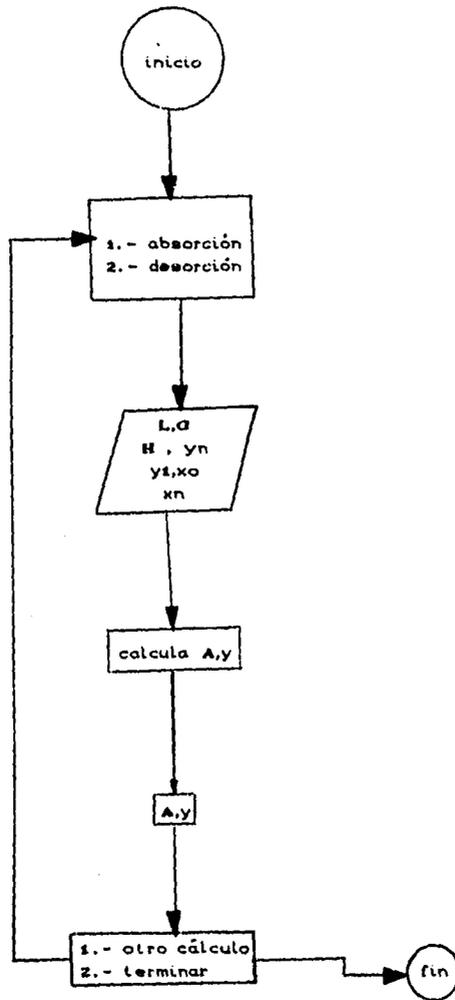
Composicion gaseosa a la entrada : $y_{(n+1)}$? .3
Composicion gaseosa a la salida : $y_{(1)}$? .08
Composicion del liquido a la entrada : x_0 ? .01
Composicion del liquido a la salida : x_n ? .22

el factor de absorcion A es 2.083
el eje x en la grafica es 0.6
Con estos valores, leer de la grafica el numero de etapas teoricas

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
TORRES DE PLATOS



PROBLEMA 6.6 ABSORCION

CALCULO DE LA TENSION SUPERFICIAL

Se tiene un líquido con una densidad de 800 kg/m^3 y un peso molecular de 64 kg / kg mol .

Se pone en contacto con un gas cuya densidad es de 14 kg / m^3 . Calcúlese la tensión superficial del líquido en dina/cm. Considere que el Paracoro es de 127.

SOLUCION

Debido a que las contribuciones de grupo ya se dieron de dato, es posible aplicar directamente la fórmula de la tensión superficial:

$$\sigma = \frac{(P = (\rho_L - \rho_G)) \cdot r}{PM}$$

$$\sigma = 5.81 \text{ dina / cm}$$

Resultado :

La tensión superficial es de 5.81 dina / cm .

A continuación se presenta la solución por computadora, con el programa no. 6.6 (tensup.bas).

PROGRAMA # 23

```
10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 3,7 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT "          CALCULO DE LA TENSION SUPERFICIAL "
70 PRINT "          EN LIQUIDOS          "
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 INPUT " Densidad de liquido ( kg/m3 ) ", RO
140 INPUT " Densidad del gas ( kg/m3 ) ", ROI
150 INPUT " Peso Molecular ( kg/kgmol ) ", PM
160 INPUT " Paracoro ", P
170 PRINT
180 PRINT
190 TEN = ( P*(RO-ROI))*0.001/PM0.4
200 CLS

210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT " La tension superficial en dina/cm "
300 PRINT " es ", TEN
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
360 PRINT " 2.- TERMINAR "
370 PRINT
380 PRINT
390 INPUT "          OFCION ",OF

400 IF OF=1 GOTO 10
410 END
```

CALCULO DE LA TENSION SUPERFICIAL
EN LIQUIDOS

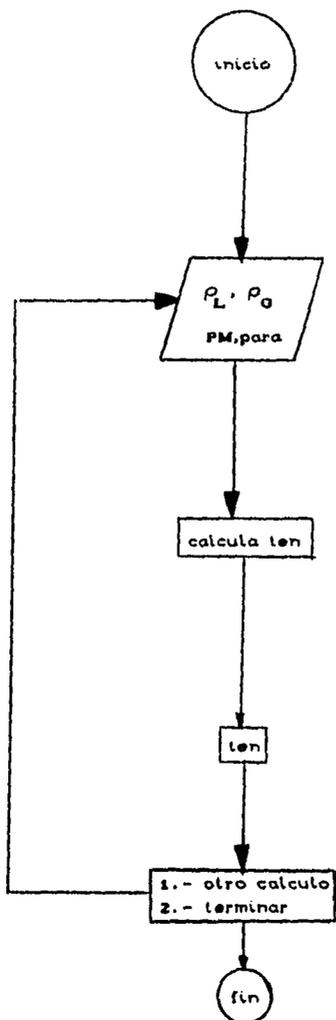
Densidad de liquido (kg/m³) 800
Densidad del gas (kg/m³) 14
Peso Molecular (kg/kgmol) 64
Paracoro 127

La tension superficial en dina/cm
es 5.918141

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
TENSION SUPERFICIAL



PROBLEMA NO. 6.7 . ABSORCION

CALCULO DE LA RELACION ENTRE LA EFICIENCIA DE PUNTO
Y LA DE MURPHREE

Calcúlese la relación E_M / E_p para una torre de absorción de platos.

el equilibrio está dado por :

$$x = 4.25 y + 0.01487$$

Los flujos son :

$$L = 1827 \text{ kgmol} / \text{h}$$

$$G = 930 \text{ kgmol} / \text{h}$$

Se ha determinado que el número total de unidades de transferencia es 3.8.

SOLUCION

Para resolver este problema nos auxiliaremos de la gráfica que representa la relación de eficiencias como función de el factor de absorción y la eficiencia de punto :

Factor de absorción : $A = (m * G) / L$

$$A = \langle 4.25 * 930 \rangle / 1827 = 2.16$$

Eficiencia de punto .

$$E_p = 1 - 2.71^{-NOG}$$

para nuestro caso :

$$E_p = 1 - 2.71^{-2.8}$$

$$E_p = 0.977$$

Con estos parámetros ,se observa en la gráfica el valor de la relación de eficiencias :

$$E_M / E_p = 3.2$$

Resultado : la relación es 3.2

A continuación , la solución con el programa no. 6.7 < efici.bas >

PROGRAMA # 24

```
10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 3,9 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT "          RELACION ENTRE LA EFICIENCIA DE PUNTO
80 PRINT "          Y LA EFICIENCIA DE MURPHREE"
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT "          METODO GRAFICO          "
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 INPUT " PENDIENTE DE LA CURVA DE EQUILIBRIO ", M
160 INPUT " FLUJO MOLAR DE LIQUIDO (kg mol/h) ", L
170 INPUT " FLUJO MOLAR DE GAS (kg mol/h) ", G
180 A=M*G/L
190 INPUT " NOG : " ,NOG
200 EP=1-(2.71^(-NOG))

210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT " LA EFICIENCIA DE PUNTO ES " , EP
250 PRINT " EL PARAMETRO LAMDA ES " , A
260 PRINT
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT " CON ESTOS PARAMETROS LEER EN LA GRAFICA "
300 PRINT " LA RELACION ENTRE Em/Ep "
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
360 PRINT " 2.- TERMINAR "
370 PRINT
380 PRINT
390 INPUT " OPCION " ,OP
```

RELACION ENTRE LA EFICIENCIA DE PUNTO
Y LA EFICIENCIA DE MURPHREE

METODO GRAFICO

PENDIENTE DE LA CURVA DE EQUILIBRIO 4.25
FLUJO MOLAR DE LIQUIDO (kg mol/h) 1827
FLUJO MOLAR DE GAS (kg mol/h) 930
NOS : 3.8

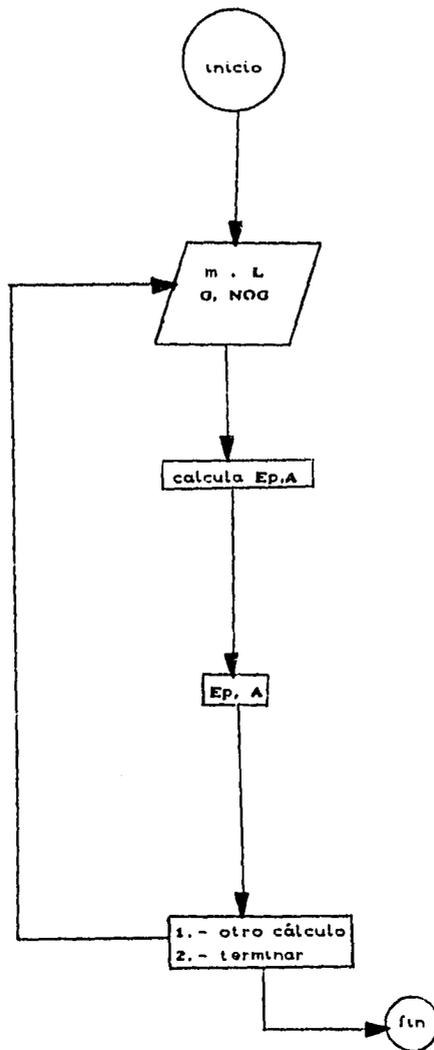
LA EFICIENCIA DE PUNTO ES .7773683
EL PARAMETRO LAMDA ES 2.163383

CON ESTOS PARAMETROS LEER EN LA GRAFICA
LA RELACION ENTRE E_m/E_p

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
EFICIENCIAS



PROBLEMA 6.8 . ABSORCION

CALCULO DEL FACTOR DE AEREACION

Calcúlese la presión total para un plato que tiene un vertedero de 3 in. . Se ha estimado que la caída de presión en el orificio es de 8 psia. La altura del líquido sobre el vertedero se puede considerar constante e igual a 1.47 in .

datos adicionales : $U_a = 8 \text{ ft/s}$

$\rho_v = 0.078 \text{ lb / ft}^3$

SOLUCION

De acuerdo al método de la AIChE , el factor F se define como :

$$F = U_a * \rho_v$$

para nuestro caso :

$$F = 8 (0.078)^{1/2} = 1.72$$

Solución analítica .

$$\beta = (0.75 * F) - 0.029$$

es decir

$$\beta = (0.7025 * 2.23) - 0.05 = 0.63$$

Solución Gráfica .

Conociendo el factor F , se lee el factor de aereación de la gráfica:

$$F = 2.23$$

$$\beta = 0.58$$

Con esto :

considerando el valor obtenido en la gráfica :

$$h_1 = 2.81 \text{ psia}$$

$$h_T = 10.81 \text{ psia}$$

A través del programa no. 6.8 (aereabas) se puede resolver este problema , tanto por solución analítica como por solución gráfica , y se puede incluso calcular el porcentaje de desviación entre estos valores del factor de aereación.

PROGRAMA # 25

```
10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 2,8 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT "
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 COLOR 3,8
200 PRINT
```

CALCULO DEL FACTOR DE AEREAACION "

```
210 PRINT
260 PRINT
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 INPUT " velocidad en el area activa : ua (ft/s) " , UA
350 PRINT
360 INPUT " densidad del gas ( lb / ft^3 ) " , RO
370 PRINT
380 PRINT
390 F=UA*(RO^.5)
400 PRINT
```

```
410 PRINT
420 CLS
430 COLOR 5,3
440 CLS
450 PRINT
460 PRINT
470 BETA=(-.029*F)+.7025
480 PRINT
490 PRINT
500 PRINT " por el metodo analitico "
510 PRINT
520 PRINT
530 PRINT
540 PRINT " EL FACTOR DE AEREACION ES " , BETA
550 PRINT
560 PRINT
570 PRINT
580 PRINT
590 PRINT
600 PRINT
```

```
610 PRINT
620 PRINT
630 PRINT
640 PRINT
650 PRINT
660 PRINT
670 PRINT
680 PRINT
690 PRINT
740 COLOR 4,3
750 INPUT " se desea obtenerlo por metodo grafico ( s/n ) " :OP$
760 IF OP$="n" OR OP$="N" THEN GOTO 1000
770 PRINT
780 PRINT " el valor del eje x es " , F
790 PRINT " favor de ingresar el factor de aereacion "
800 PRINT
```

```

810 INPUT " leído en la grafica " , BETA1
820 PRINT
830 PRINT
840 PRINT
850 IF BETA>BETA1 THEN M=BETA1/BETA
860 IF BETA<BETA1 THEN M=BETA/BETA1
870 PRINT
880 PRINT
890 PRINT " HAY UN "(1-M)*100 " POR CIENTO DE DESVIACION RESPECTO AL METODO"
900 PRINT " ANALITICO "
950 PRINT
960 PRINT
970 PRINT
980 PRINT
990 PRINT
1000 PRINT

```

```

1010 PRINT
1020 PRINT
1030 PRINT
1040 PRINT
1050 PRINT
1060 PRINT
1070 PRINT "
1080 PRINT "
1090 INPUT "
1100 IF OP=1 GOTO 10
1110 END

```

1.- OTRO CALCULO "
2.- TERMINAR "

OPCION " , OP

CALCULO DEL FACTOR DE AEREACION

velocidad en el area activa : u_a (ft/s) 8

densidad del gas (lb / ft³) .078

por el metodo analitico

EL FACTOR DE AEREACION ES .637706

se desea obtenerlo por metodo grafico (s/n) ? s

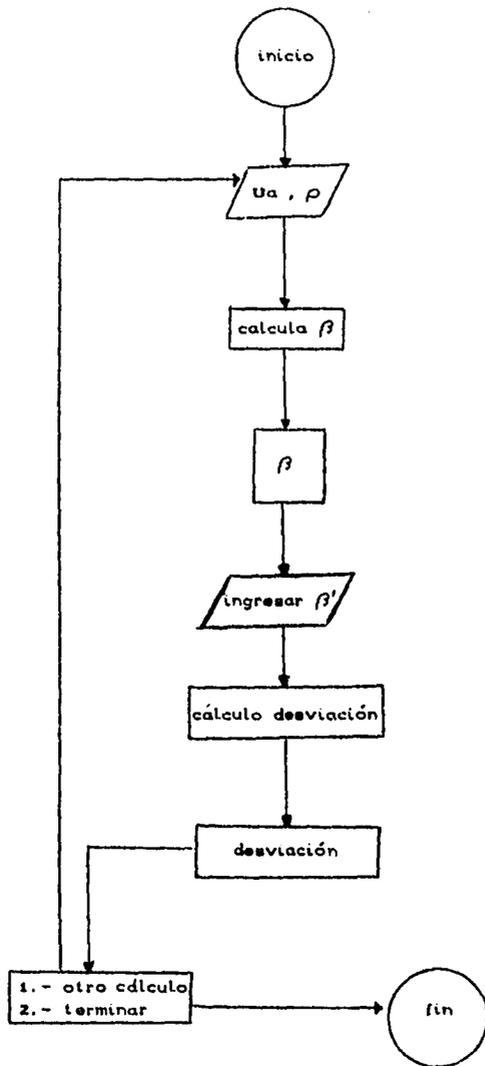
el valor del eje x es 2.234279
favor de ingresar el factor de aereacion

leido en la grafica .58

HAY UN 9.048986 POR CIENTO DE DESVIACION RESPECTO AL METODO
ANALITICO

- 1.- OTRO CALCULO
 - 2.- TERMINAR
- OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
FACTOR DE AERACION



PROBLEMA 6.9 . ABSORCION
PROCEDIMIENTO DEL AICHE PARA EL CALCULO
DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

Obtégase el número de unidades de transferencia que se tienen del lado del líquido para las siguientes condiciones :

Velocidad en el área activa : 8 ft/s
densidad del gas : 4.5 lb / ft³
altura máxima del líquido : 2 in
longitud de paso del líquido : 3 ft
longitud media que viaja el líquido desde el vertedero: 18 ft
gasto volumétrico del líquido : 10 ft³ /s

SOLUCION .

De acuerdo a las correcciones establecidas por el American Institute of Chemical Engineers , tenemos que para el número de unidades del lado del líquido :

$$N_L = 7.31 * 10^5 * D^{0.5} (0.26 + 0.15) \theta_L$$

Evaluando :

$$N_L = 7.53$$

Resultado : El número de unidades de transferencia del lado del líquido es : 7.53

Con el programa no 6.9 (AIChe. bas) es posible resolver este problemas , y calcular además el número de unidades de transferencia del lado del gas.

PROGRAMA # 26

```
10 KEY OFF :CLS
20 COLOR 3,9 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
58 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT "
90 PRINT "
100 PRINT "
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 INPUT " OPRIMA ENTER PARA CONTINUAR ",Y
200 cls

210 COLOR 3,8
220 CLS
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT "
300 PRINT "
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 INPUT "
350 IF OP=2 GOTO 560
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT

PROCEDIMIENTO DEL AICHE PARA EL CALCULO "
DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA EN TORRES "
DE PLATOS PERFORADOS"

1.- NUT DE LADO DEL GAS "
2.- NUT DE LADO DEL LIQUIDO "

OPCION ", OP
```

```

400 INPUT " Altura del vertedero (in) ",HW
410 INPUT " Gasto volumetrico del liquido ( ft^3/s ) ", Q
420 INPUT " longitud de paso del liquido ( ft ) ",L
430 INPUT " Scmidt del gas " , SC
440 INPUT " Velocidad en el area activa : Ua (ft/s) " , UA
450 INPUT " Densidad del gas ( lb/ft^3 )", RO
460 F=UA*(RO^.5)
470 NG=(.776+(.116*HW)-( .29*F)+(9.72*Q/L))/(SC^.5)
480 PRINT
490 PRINT
500 PRINT
510 COLOR 4,8
520 PRINT " EL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DEL LADO DEL GAS ES "
530 PRINT NG
540 GOTO 770
550 PRINT
560 REM                                     PARA LIQUIDO
570 COLOR 3,8
580 PRINT
590 PRINT
600 PRINT

610 INPUT " Velocidad en el area activa : Ua ( ft/s ) " , UA
620 INPUT " Densidad del gas ( lb/ft^3 ) " ,RO
630 F=UA*(RO^.5)
640 INPUT "Difusividad para el liquido ( ft^2/h ) ",DL
650 INPUT "Altura maxima del liquido : h10 ( in )", HLO
660 INPUT "Longitud de paso del liquido (ft) ",L
670 INPUT "Longitud media del liquido desde el vertedero (ft)",L
680 INPUT "Gasto volumetrico del liquido ( ft^3/s ) ",Q
690 TE=2.31*10^-5*(HLO)*L*Z/Q
700 N=7.31*10^5*DL^.5*(.26*F+.15)*TE
710 PRINT
720 PRINT
730 COLOR 4,8
740 PRINT
750 PRINT " EL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DEL LADO DEL LIQUIDO "
760 PRINT " ES ",N
770 PRINT
780 PRINT
790 PRINT
800 COLOR 3,8

```

```
810 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "  
820 PRINT " 2.- TERMINAR ? "  
830 PRINT  
840 INPUT " OPCION ", OP3  
850 IF OP3=1 GOTO 10  
860 END
```

PROCEDIMIENTO DEL AICHE PARA EL CALCULO
DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA EN TORRES
DE PLATOS PERFORADOS

OPRIMA ENTER PARA CONTINUAR

- 1.- NUT DE LADO DEL GAS
- 2.- NUT DE LADO DEL LIQUIDO

OPCION 2

Velocidad en el area activa : U_a (ft/s) 8
Densidad del gas (lb/ft³) 4.5
Difusividad para el liquido (ft²/h) 3.2e-5
Altura maxima del liquido : h_{lo} (in) 3.2

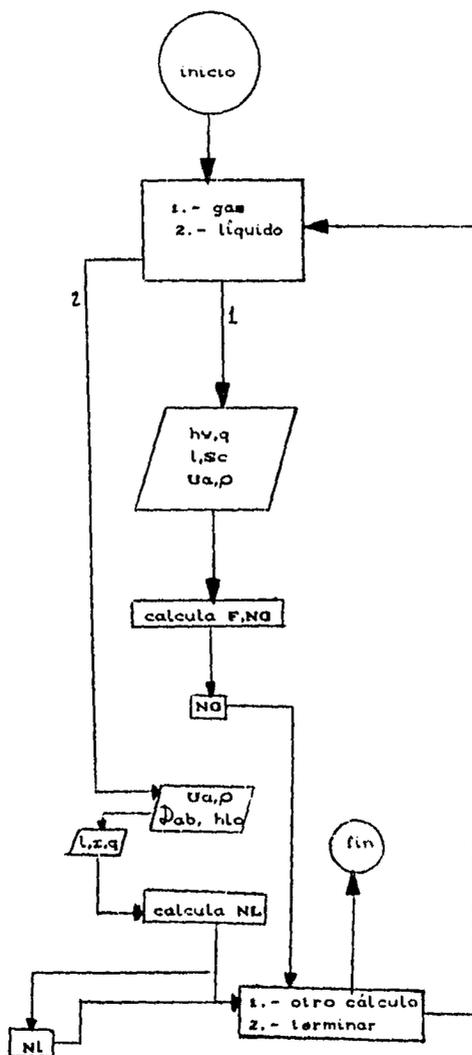
Longitud de paso del liquido (ft) 3
Longitud media del liquido desde el vertedero (ft) 18
Gasto volumetrico del liquido (ft³/s) 10

EL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DEL LADO DEL LIQUIDO
ES 7.530715

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
PLATOS PERFORADOS



PROBLEMA 6.10 . ABSORCION

CALCULO DE CAIDAS DE PRESION EN PLATOS PERFORADOS

Se desea establecer si una torre de absorción de platos perforados opera en una región donde no se produzca escurrimiento , para lo cual se requieren los parámetros de la gráfica de escurrimiento . Se ha logrado determinar experimentalmente la caída de presión por el orificio , pero no así con la caída de presión por tensión superficial . Calcule la caída por tensión superficial y observe si es un valor despreciable.

Se tienen los siguientes datos :

diámetro de perforación : 4 in

densidad del líquido : 38 lb / ft³

tensión superficial : 20 dina / cm

SOLUCION .

Con los datos proporcionados, es posible calcular la caída de presión por tensión superficial por la fórmula conocida :

Por lo que :

$$h_o = 0.005 \text{ psi}$$

Resultado : la aportación por tensión superficial a la caída de presión es despreciable.

A continuación se muestra la solución con el programa no. 6.10 (**deltap.bas**), el cual permite calcular además la caída de presión en el orificio , con el fin de disponer de los parámetros a usar para el empleo de la gráfica de escurrimiento

PROGRAMA # 27

```
10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 3,3: CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT "
90 PRINT "
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 COLOR 2,3
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT " 1.- CAIDA DE PRESION POR TENSION SUPERFICIAL"
190 PRINT " 2.- CAIDA DE PRESION EN EL ORIFICIO "
200 PRINT

210 PRINT
220 COLOR 5,8
230 INPUT " OPCION " , OP
240 IF OP=2 GOTO 510
250 REM POR TENSION SUPERFICIAL
260 PRINT
270 PRINT
280 INPUT " Tension Superficial ( dinas/cm ) " , TEN
290 INPUT " Densidad del liquido ( lb/ft^3 ) " , RO
300 INPUT " Diametro de perforacion (in) " , DH
310 H=.04*TEN/(RO*DH)
320 PRINT
330 PRINT
340 COLOR 3,8
350 PRINT " LA CAIDA DE PRESION POR TENSION SUPERFICIAL ES ".H"FSI"
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
400 COLOR 2,8
```

```

410 PRINT "          1.- OTRO CALCULO "
420 PRINT "          2.- TERMINAR "
430 PRINT
440 INPUT "          OPCION ", OP4
450 IF OP4 = 1 GOTO 10
460 END
470 PRINT
480 PRINT
490 PRINT
500 REM          EN EL ORIFICIO
510 PRINT
520 PRINT
530 PRINT
540 INPUT " La velocidad del orificio ( ft/s ) ",VH
550 INPUT " Coeficiente de orificio : Co ",CO
560 INPUT " Densidad del gas ( lb/ft^3 ) ",RO
570 INPUT " Densidad del liquido ( lb/ft^3 )", ROI
580 PRINT
590 H=.186*(RO/ROI)*(VH/CO)^2
600 PRINT

610 PRINT
620 PRINT
630 COLOR 5,6
640 PRINT " LA CAIDA DE PRESION EN EL ORIFICIO ES ", H "PSI"
650 PRINT
660 GOTO 360

```

PLATOS PERFORADOS
CALCULO DE CAIDAS DE PRESION :METODO AICHE

- 1.- CAIDA DE PRESION POR TENSION SUPERFICIAL
- 2.- CAIDA DE PRESION EN EL ORIFICIO

OPCION 1

Tension Superficial (dinas/cm) 20
Densidad del liquido (lb/ft³) 38
Diametro de perforacion (in) 4

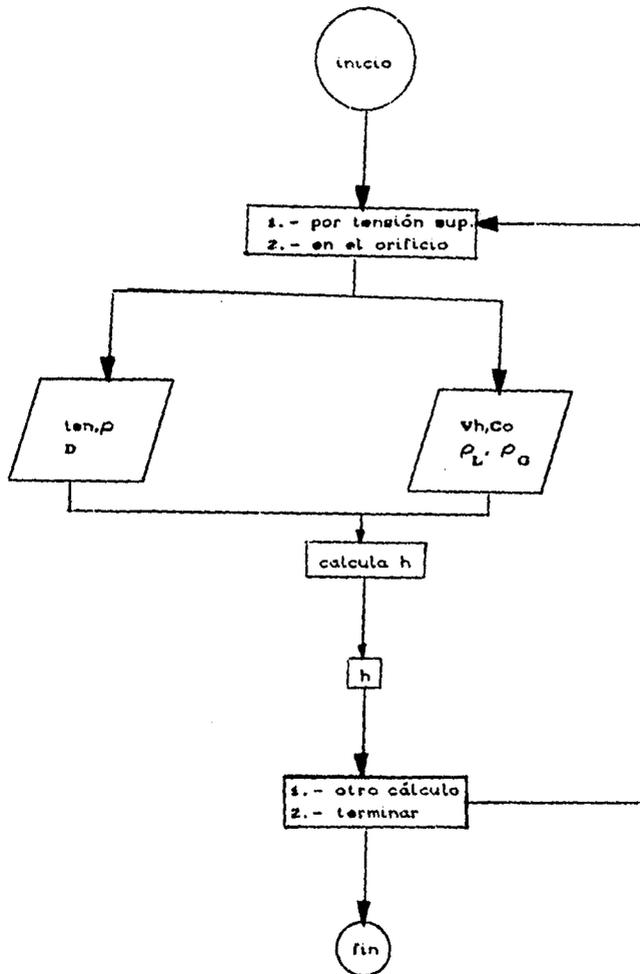
LA CAIDA DE PRESION POR TENSION SUPERFICIAL ES

5.263158E-03 PSI

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
CAIDAS DE PRESION EN PLATOS PERFORADOS



PROBLEMA NO. 6.11 ABSORCION

METODO DEL AICHE

CALCULO TIEMPO DE RESIDENCIA , DIFUSIVIDAD TURBULENTA Y EL
NUMERO DE PECLLET

Dentro del procedimiento establecido por el AICHE se desean conocer los valores de los siguientes parámetros :

tiempo de residencia
difusividad turbulenta
número de Peclet.

La torre de absorción opera bajo las siguientes condiciones :

- gasto volumétrico del líquido: 12 ft³ /s
- velocidad en el área activa : 8 ft/s
- densidad del gas : 4 ft³ /s
- altura máxima del líquido : 1.8 in
- longitud de paso del líquido : 3.5 ft
- diámetro de la torre : 1.7 ft
- longitud del vertedero : 14 ft

SOLUCION

En este capítulo ya se han establecido las correlaciones correspondientes para el cálculo de cada parámetro del método del AICHE , por lo que ya es posible evaluarlos :

tiempo de residencia : 6.92×10^{-5} s

difusividad turbulenta : $63494.93 \text{ ft}^2/\text{h}$

número de Peclet : 2.785

El programano. 6.11 (Peclet.bas) permite el cálculo de estos parámetros, la solución a este problema se presenta enseguida.

PROGRAM # 28

```

10 KEY OFF:CLS
20 COLOR 2,8 :CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT "          METODO DEL AICHE PARA PLATOS PERFORADOS"
80 PRINT
90 PRINT "          CALCULO DE TIEMPO DE RESIDENCIA DE LIQUIDO, DIFUSIVIDAD "
100 PRINT "          TURBULENTO Y NUMERO DE PECLET "
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 INPUT " Altura maxima del liquido : h10 ( in ) ",H10
160 INPUT " longitud de paso del liquido ( ft ) ",L
170 INPUT " gasto volumetrico del liquido ( ft3/s )",Q
180 INPUT " velocidad den el area activa : Ua ( ft/s )",UA
190 INPUT " densidad del gas ( lb/ ft3 ) ", RO
200 P=UA*(RO*.5)

210 INPUT " diametro de la torre ( ft ) " ,D
220 INPUT " longitud del vertedero : w ( ft ) ",w
230 INPUT " altura del vertedero : hw ( in ) ",HW
240 Z=D*W/2
250 TETA=2.31*104-5*H10*L*Z/Q
260 DE=(.774+1.026*UA+(67.2*Q/L)+(9*HW))2
270 PE=L2/(DE*TETA)
280 PRINT
290 PRINT
300 PRINT
310 PRINT " EL TIEMPO DE RESIDENCIA DEL LIQUIDO ES " ,TETA " s"
320 PRINT " LA DIFUSIVIDAD TURBULENTO ES " , DE " ft2/h"
330 PRINT " EL NUMERO DE PECLET ES " , PE
340 PRINT
350 PRINT
360 PRINT
370 PRINT "          1.- OTRO CALCULO"
380 PRINT "          2.- TERMINAR "
390 PRINT
400 INPUT "          OPCION " ,OP

410 IF OP=1 GOTO 10
420 END

```

METODO DEL AICHE PARA FLATOS PERFORADOS

CALCULO DE TIEMPO DE RESIDENCIA DE LIQUIDO, DIFUSIVIDAD
TURBULENTO Y NUMERO DE PECLET

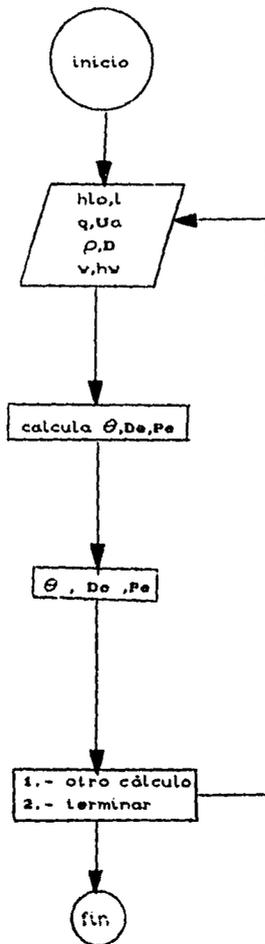
Altura maxima del liquido : h1o (in) 1.8
longitud de paso del liquido (ft) 3.5
gasto volumetrico del liquido (ft³/s) 12
velocidad den el area activa : Ua (ft/s) 8
densidad del gas (lb/ ft³) 4
diametro de la torre (ft) 1.7
longitud del vertedero : w (ft) 14
altura del vertedero : hw (in) 14

EL TIEMPO DE RESIDENCIA DEL LIQUIDO ES 6.923173E-05 s
LA DIFUSIVIDAD TURBULENTO ES 63494.93 ft²/h
EL NUMERO DE PECLET ES 2.785838

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
NUMERO DE PECLET.METODO AICHE



OPERACIONES AIRE-AGUA

7

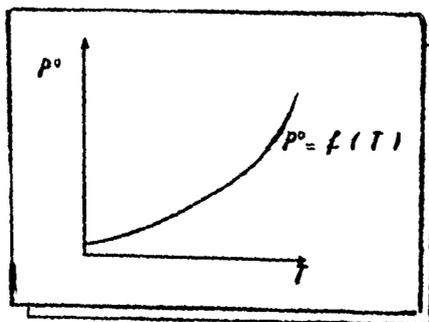
OPERACIONES AIRE - AGUA

Muchas operaciones unitarias requieren el manejo apropiado de mezclas de vapores condensables con gases incondensables ; el ejemplo más común de estas mezclas es la mezcla de vapor de agua con aire , aunque no es raro encontrar otras mezclas tales como benceno-nitrógeno , acetona-dióxido de carbono , etc.

Dentro de este capítulo es muy importante establecer claramente los términos que se van a emplear , para evitar confusiones . Por tal motivo , definiremos un gas como toda aquella sustancia gaseosa que está por arriba de su temperatura crítica y que por lo tanto es imposible licuar por medio de un aumento de presión a temperatura constante. Un vapor es toda aquella sustancia a una temperatura inferior a la crítica y que por lo tanto es posible licuar mediante el aumento de presión a temperatura constante.

Al paso del estado líquido al gaseoso se le da el nombre de vaporización ; ésta se produce a todas las temperaturas y presiones y se debe a que aquellas moléculas líquidas que tienen una energía mayor que la promedio logran escapar del seno del líquido dando lugar a la formación de vapor. A la presión existente en la fase gaseosa se le llama presión de vapor y es función de la temperatura.

En general , la relación que existe entre la presión de vapor y la temperatura toma la forma :



Existen un gran número de ecuaciones para predecir la presión de vapor, todas ellas derivadas de la ecuación de Clausius-Clapeyron. Esta ecuación que se deduce fácilmente de la termodinámica es:

$$\ln \frac{P_2^0}{P_1^0} = \frac{\Delta H_v}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

En donde

P_1^0 y P_2^0 son presiones de vapor.

ΔH_v es la variación de entalpía de vaporización

T_1 y T_2 temperaturas termodinámicas.

R constante del estado gaseoso.

Una de las ecuaciones más utilizadas para obtener la presión de vapor de una sustancia es la ecuación de Antoine.

$$\log P^0 = A - \frac{B}{C + T}$$

En donde A, B, C son características de cada sustancia y se pueden obtener en libros o manuales de termodinámica.

Equilibrio entre de un Líquido y un gas Insoluble en el Líquido.

Si ponemos un líquido en contacto con un gas, se producirá la vaporización del líquido y el vapor procedente de este se difundirá en el gas saturándolo si el espacio es limitado.

Hay que mencionar que, si la presión total es constante sólo se puede variar la temperatura o la concentración del vapor en la fase en forma gaseosa en forma independiente, quedando fijo el valor de la otra variable, es decir, hay un límite para la cantidad de vapor que puede permanecer en un gas. El límite está determinado por la presión de vapor de la sustancia condensable y el cual es función de la temperatura y de la presión total.

Un gas que contiene la cantidad máxima posible de un vapor se dice que está saturado.

Un gas en contacto con un líquido volátil que tiene menor cantidad del vapor que el correspondiente al equilibrio, se dice que está saturado parcialmente, o que está insaturado.

En esos casos :

$$Y_A = \frac{P_A}{P_T - P_A}$$

En donde P_A = presión parcial del vapor A en la fase gaseosa, la cual es inferior a P_A^o .

En el caso de la mezcla aire-agua a los terminos Y_A y $Y_A \text{ sat}$ se les da el nombre de humedad molar a saturación.

Otra forma de indicar la concentración del vapor en la fase gaseosa es mediante la humedad másica o absoluta.

$$Y_A = \frac{\text{masa de vapor}}{\text{masa de gas}} = \frac{P_A}{P_T - P_A} \times \frac{\text{PM VAPOR}}{\text{PM GAS}}$$

Tambien se suele emplear las humedades relativas o porcentuales

$$Y_{AR} = \frac{F_A}{F_A^o} \quad (100)$$

$$Y_A \% = \frac{Y_A}{Y_A \text{ sat}} \quad (100)$$

Las humedades o sea el contenido de vapor en la fase gaseosa se puede modificar mediante la adición o sustracción de vapor en la fase gaseosa.

Propiedades de las Mezclas Gas-Vapor

* Temperatura de Rocío

Cuando una mezcla de un gas y un vapor se enfría a presión constante llega una temperatura a la cuál se forma la primera gota de vapor condensado. A esta temperatura se le da el nombre de temperatura de rocío.

* Volumen Húmedo

Es el volumen ocupado por el gas mas el vapor que lo acompaña

$$V_H = \left(\frac{1}{PM_g} + \frac{Y}{PM_{\text{vapor}}} \right) \frac{RT}{P}$$

En donde PM son los pesos moleculares ,R es la constante del estado gaseoso , T y P temperatura y presión de la mezcla , respectivamente.

En el caso del volumen húmedo de la mezcla aire - agua.

$$V_H = \left(\frac{1}{2D} + \frac{Y}{18} \right) \frac{0.0827 T}{P}$$

* Calor Húmedo

Es la capacidad calorífica que tiene una mezcla de un gas más el vapor que lo acompaña.

$$C_H = C_{p, \text{gas}} + C_{p, \text{vapor}} (Y)$$

En el caso del aire - agua :

$$C_H = 0.24 + 0.46 Y \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco } ^\circ\text{C}} = 1.01 + 1.98 Y \frac{\text{kJ}}{\text{kg A.S. } ^\circ\text{K}}$$

• Entalpía

Es la entalpía que tiene el gas más la del vapor que lo acompaña.

$$H = C_H (T - T_0) + L_0 Y$$

T_0 = temperatura de base para calcular las entalpías generalmente 0°C .

L_0 = calor latente de vaporización del vapor a la temperatura base.

En el caso de las mezclas de vapor agua - aire.

$$H = C_H (t - 0) + 597 Y \quad \text{kcal / kg aire seco}$$

$$H = C_H (t - 273) + 2498 Y \quad \text{kJ / ka aire seco}$$

Dentro de los métodos para resolver problemas dentro de este capítulo, se encuentran el uso de los diagramas psicométricos, los cuales no se utilizarán en el presente trabajo.

PROBLEMA 7.1 OPERACIONES AIRE - AGUA

ECUACION DE CLAUSIUS - CLAPEYRON

Si la presión de vapor del agua a 298° K es de 23.8 mm HG , calcule la presión de vapor a 310° K , si $\Delta H = 10510$ cal , usando la ecuación de Clausius-Clapeyron.

SOLUCION

Una vez conocido el estado de referencia , es posible aplicar directamente la ecuación de Clausius-Clapeyron , despejando la presión de vapor requerida :

$$P_2 = 47.2 \text{ mm Hg}$$

Resultado :

La presión de vapor a 310° K es de 47.2 mmHg

A continuación la solución a través del programa no. 7.1 (Clausius.bas)

PROGRAMA # 29

```
10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 2,8
30 PRINT
40 PRINT
50 CLS
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT "          ECUACION DE CLAUSIUS - CLAPEYRON "
110 PRINT
120 PRINT
130 COLOR 3,8
140 PRINT "          1.- CALCULO DE PRESION DE VAPOR A UNA TEMPERATURA DADA "
150 PRINT "          2.- CALCULO DE LA TEMPERATURA A UNA PRESION DE VAPOR DADA "
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 COLOR 2,8
200 PRINT
210 INPUT "          OPCION " , OP
215 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 COLOR 4,8
280 INPUT " Entalpia de vaporizacion ( cal ) ", DH
290 INPUT " Temperatura base ( K ) ", T1
295 PRINT
300 INPUT " Presion de vapor base ( mmHg ) ", P1
310 IF OP=2 GOTO 470
315 INPUT " Temperatura deseada ( K ) ";T2
320 Z=(DH/1.987)*((1/T1)-(1/T2))
330 P2=(2.718281Z)*P1
340 PRINT
350 PRINT
360 PRINT " LA PRESION DE VAPOR A ",T2"grados K , es ",P2"mmhg"
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
```

```
400 PRINT
410 COLOR 3,8
420 PRINT " 1.- OTRO CALCULO"
430 PRINT " 2.- TERMINAR "
440 INPUT "          OPCION ",OP1
450 IF OP1=1 GOTO 10
460 END
470 PRINT
473 R=1.987
480 PRINT
490 INPUT " Presion de vapor deseada ( mmHg ) ",P2
500 T2=(T1*DH)/(DH-(T1*R*LOG(P2/P1)))
510 PRINT
520 PRINT
530 PRINT
540 COLOR 4,8
550 PRINT " LA TEMPERATURA ES DE ", T2" grados K "
560 GOTO 400
```

ECUACION DE CLAUSIUS - CLAPEYRON

- 1.- CALCULO DE PRESION DE VAPOR A UNA TEMPERATURA DADA
- 2.- CALCULO DE LA TEMPERATURA A UNA PRESION DE VAPOR DADA

OPCION 1

Entalpia de vaporizacion (cal) 10510

Temperatura base (K) 298

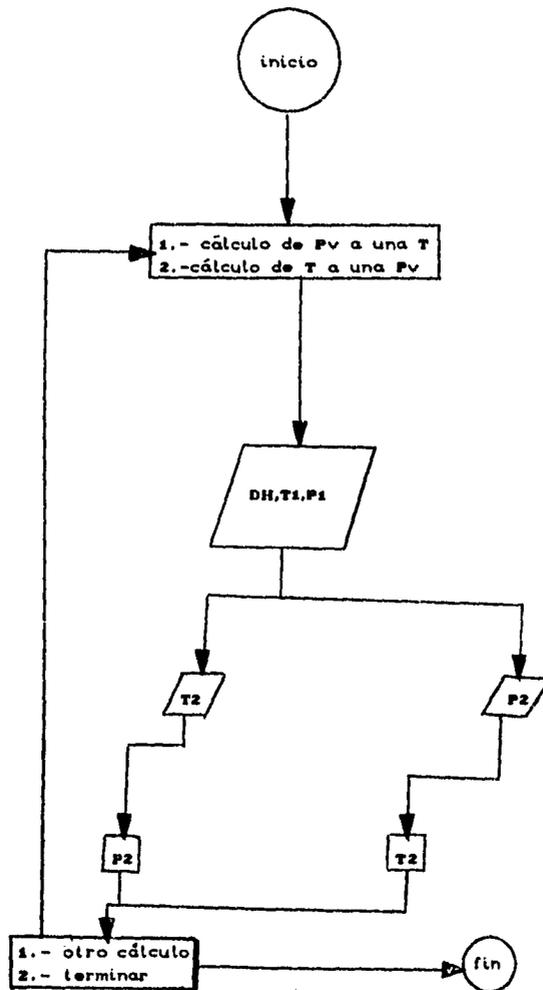
Presion de vapor base (mmHg) 23.8
Temperatura deseada (K) ? 310

LA PRESION DE VAPOR A 310 grados K , es 47.31214 mmhg

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
ECUACION DE CLAUSIUS-CLAPEYRON



PROBLEMA 7.2 OPERACIONES AIRE - AGUA
CALCULO DE LA PRESION DE VAPOR A TRAVES DE LA
ECUACION DE ANTOINE

Se desea calcular la presión de vapor del etilbenceno a 150° C , sabiendo que las constantes de Antoine son :

$$A = 6.87041$$

$$B = 1384.036$$

$$C = 215.128$$

SOLUCION

De acuerdo a la ecuación de Antoine , es posible evaluar la presión de vapor a una temperatura una vez conocidos los valores de las constantes.

$$\log P^{\circ} = 6.87041$$

despejando :

$$P^{\circ} = 1201.9 \text{ mm Hg}$$

La solución con el programa no. 7.2 (Antoine.bas) se muestra a continuación.

PROGRAMA # 30

```
10 KEY OFF:CLS
20 COLOR 2,8
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT "          CALCULO DE LA PRESION DE VAPOR A TRAVES DE LA"
100 PRINT "          ECUACION DE ANTOINE "
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 COLOR 3,8
150 PRINT
160 PRINT
170 INPUT " NOMBRE DEL COMPUESTO ", N$
180 PRINT
190 PRINT " INGRESAR CONSTANTES DE ANTOINE "
200 PRINT

210 COLOR 4,8
220 INPUT "          a= " ; A
230 INPUT "          b= " ; B
240 INPUT "          c= " ; C
250 INPUT "          temperatura ( C ) ",T
260 Z=A-(B/(C+T))
270 P=10^Z
280 PRINT
290 PRINT
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 COLOR 2,8
360 PRINT " LA PRESION DE VAPOR DEL ", N$
370 PRINT " ES ", P " mmHg"
380 PRINT
390 PRINT
```

```
400 PRINT
410 PRINT
420 PRINT
430 PRINT
440 PRINT
450 PRINT
460 PRINT
470 PRINT
480 COLOR 4,8
490 PRINT "          1.- OTRO CALCULO "
500 PRINT "          2.- TERMINAR "
510 PRINT
520 INPUT "          OPCION " ,OP
530 IF OP=1 GOTO 10
540 END
```

CALCULO DE LA PRESION DE VAPOR A TRAVES DE LA
ECUACION DE ANTOINE

NOMBRE DEL COMPUESTO etilbenceno

INGRESAR CONSTANTES DE ANTOINE

a= ? 6.87401
b= ? 1384.036
c= ? 215.128

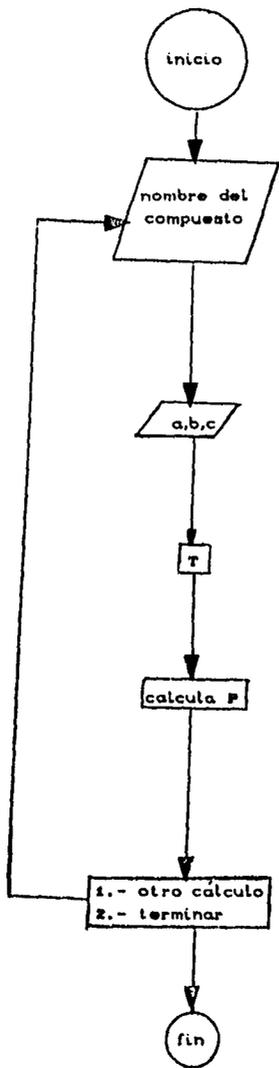
temperatura (C) 150

LA PRESION DE VAPOR DEL etilbenceno
ES 1211.881 mmHg

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
ECUACION DE ANTOINE



PROBLEMA 7.3 OPERACIONES AIRE - AGUA

CALCULO DE PROPIEDADES DE MEZCLAS AIRE - AGUA

La presión y temperatura del aire en una habitación son de 101.3 kN/m^2 y 301° K respectivamente, la humedad relativa porcentual es de 30% . Si la presión parcial del vapor de agua, cuando el aire se halla saturado con vapor de agua a 301° K es de 3.8 kN/m^2 , calcule.

- a) la presión parcial del vapor de agua en la habitación y el punto de rocío.
- b) el volumen específico del aire húmedo.
- c) la humedad del aire.
- d) la humedad porcentual.

SOLUCION

- Humedad relativa porcentual .

Con el dato de la humedad relativa porcentual = 30% es posible obtener la presión parcial del vapor de agua :

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 1.14 \text{ kN/m}^2$$

Con esta presión en una tabla de vapor encontramos que se ejercen $1.14 \text{ kN} / \text{m}^2$ a una temperatura de saturación de 282°K y este, en consecuencia del punto de rocío, es sea $T = 282^\circ \text{K}$.

- Humedad

$$Y = 0.0069 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg A.S.}}$$

- Volumen específico del aire húmedo

$$V = 0.8605 \text{ m}^3 / \text{A.S.}$$

- Humedad porcentual.

De tablas de vapor : 301°K

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 3.8 \text{ kN} / \text{m}^2 \quad \text{de tablas}$$

$$Y_{\text{sat}} = 0.02419 \quad \text{kg H}_2\text{O} / \text{kg A. S.}$$

$$Y_{\text{sat}} = \frac{0.0069}{0.02419} \times 100 = 28.5 \%$$

Resultado : La presión parcial del vapor de agua es de 1.14 kN/m^2

La humedad absoluta es de $0.0069 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg A.S.}$

El volumen húmedo es de $0.8605 \text{ m}^3 / \text{kg A.S.}$ y la humedad porcentual es de 28.5

A continuación se muestra la solución a este problema a través del programa no. 7.3 (humedad.bas) el cual contiene un menú en el que el usuario puede seleccionar cada una de estas propiedades a calcular.

PROGRAMA # 31

```
10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 3,8
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT "                OPERACIONES AIRE-AGUA "
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 COLOR 2,8
120 PRINT "          CALCULO DE : "
130 PRINT
140 PRINT "                1.- HUMEDAD RELATIVA "
150 PRINT "                2.- PRESION PARCIAL "
160 PRINT "                3.- HUMEDAD ABSOLUTA "
170 PRINT "                4.- VOLUMEN HUMEDO "
180 PRINT "                5.- HUMEDAD PORCENTUAL "
190 PRINT
200 COLOR 3,8

210 INPUT "          OPCION " : OP
220 ON OP GOTO 230,470,580,690,810
230 REM          HUMEDAD RELATIVA
240 COLOR 2,8
250 PRINT
260 PRINT
270 INPUT " presion de vapor del agua a Tsat ( KN/m^2 ) " , PT
280 INPUT " Presion de vapor del agua ( KN/m^2 ) " ,PH20
290 IF OP=3 GOTO 635
300 YR=(PT/PH20)*100
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT " LA HUMEDAD RELATIVA ES DE ", YR " PORCIENTO"
340 PRINT
350 PRINT
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
```

```

400 COLOR 4,8
410 PRINT "                1.- OTRO CALCULO "
420 PRINT "                2.- TERMINAR "
430 PRINT
440 INPUT "                                OPCION " ; OP1
450 IF OP1= 1 GOTO 10
460 END
470 PRINT
480 PRINT
490 PRINT
500 REM                2.- PRESION PARCIAL
510 INPUT " Presion total ( kN/ m^2 ) " ,PT
520 INPUT " Humedad absoluta por ciento [(kN/m^2)/(kN/m^2)]" ;YR
530 PH20=(YR*PT)/(100+YR)
540 PRINT
550 PRINT
560 PRINT "LA PRESION PARCIAL DEL AGUA ES DE " , PH20 " Kn/m^2 "
570 GOTO 340
580 REM                3.- humedad absoluta
590 PRINT

600 PRINT
610 PRINT
620 PRINT
630 GOTO 280
635 INPUT " Presion total ( kN / m^2 )",PT
640 Y=(PH20/(PT-PH20))*(18/29)
650 PRINT
660 PRINT
670 PRINT " LA HUMEDAD ABSOLUTA ES " , Y " Kg H2O/ Kg A.S. "
680 GOTO 340
690 PRINT
700 REM                4.- volumen humedo
710 PRINT
720 PRINT
730 PRINT
740 INPUT " Humedad absoluta ( kg H2O / Kg A.S. ) " , Y
750 INPUT " Temperatura ( K ) " , T
755 INPUT " Presion total ( kN / m^2 )", PT
760 V=((1/29)+(Y/18))*0.082*T/(PT/101.3)
770 PRINT
780 PRINT
790 PRINT " EL VOLUMEN HUMEDO ES " , V " m^3/Kg A.S. "

```

```
800 GOTO 340
810 REM "                    5.- humedad porcentual "
820 PRINT
830 PRINT
840 PRINT
850 INPUT " Humedad absoluta (kg H2O/Kg A.S.) ", Y
860 INPUT " Humedad de saturacion : ysat (Kg H2O/Kg A.S.)", YSAT
870 YP=(Y/YSAT)*100
880 PRINT
890 PRINT
900 PRINT " LA HUMEDAD PORCENTUAL ES " , YP
910 GOTO 340
```

OPERACIONES AIRE-AGUA

CALCULO DE :

- 1.- HUMEDAD RELATIVA
- 2.- PRESION PARCIAL
- 3.- HUMEDAD ABSOLUTA
- 4.- VOLUMEN HUMEDO
- 5.- HUMEDAD PORCENTUAL

OPCION ? 1

presion de vapor del agua a T_{sat} (kN/m^2) 1.14
Presion de vapor del agua (kN/m^2) 3.8

LA HUMEDAD RELATIVA ES DE 30 PORCIENTO

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

OPERACIONES AIRE-AGUA

CALCULO DE :

- 1.- HUMEDAD RELATIVA
- 2.- PRESION PARCIAL
- 3.- HUMEDAD ABSOLUTA
- 4.- VOLUMEN HUMEDO
- 5.- HUMEDAD PORCENTUAL

OPCION ? 4

Humedad absoluta (kg H₂O / Kg A.S.) .0069
Temperatura (K) 301

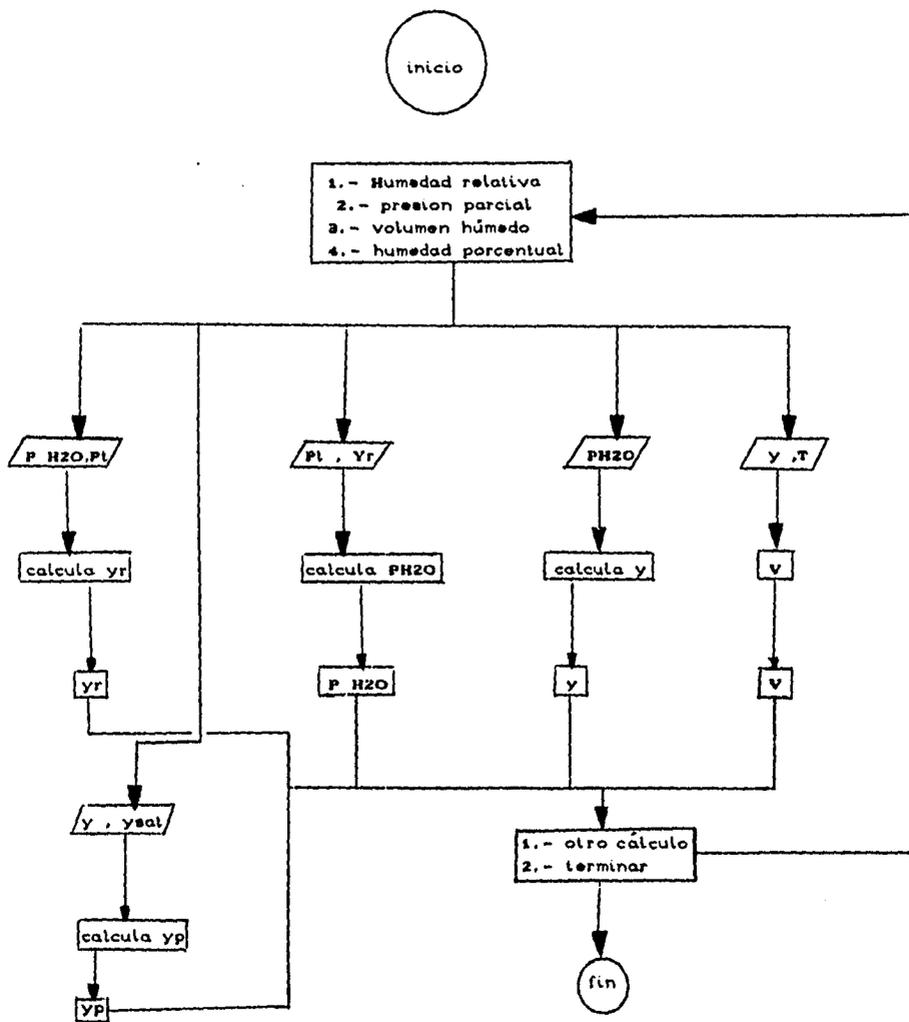
Presion total (kN / m²) 101.3

EL VOLUMEN HUMEDO ES .6605648 m³/Kg A.S.

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
HUMEDADES



PROBLEMA 7.4 OPERACIONES AIRE - AGUA
CALCULO DE CALOR HUMEDO Y ENTALPIA PARA
MEZCLAS AIRE - AGUA

Se sabe que la presión parcial del vapor de agua en una mezcla aire - agua es de 11 mm Hg cuando la temperatura de la mezcla es de 21° C. ¿Cuál será la humedad de la mezcla, su calor húmedo, su volumen húmedo y su entalpía ?.

La presión atmosférica es de 586 mm de Hg.

SOLUCION

De acuerdo a las definiciones presentadas en este capítulo :

Humedad absoluta

$$Y = \left[\frac{11}{(586-11)} \right] \left(\frac{18}{29} \right) = 0.0118$$

$$Y = 0.0118 \text{ kg agua / kg de A.S.}$$

Volumen Húmedo

$$V_H = (0.0344 + 0.000655) (0.082 / 0.771) (294)$$

$$V_H = 0.096 \text{ m}^3 / \text{kg A.S.}$$

Calor Húmedo

$$C_H = 0.24 + 0.46 (0.0118) = 0.2454 \text{ kcal / kg A.S.}$$

Entalpía

$$H = (0.2454) (21) + 597 (0.0118) = 5.1534 + 7.0446$$

$$H = 12.198 \text{ kcal / kg A. S.}$$

Resultados :

$$Y = 0.0118 \text{ kg agua / kg A.S.}$$

$$V_H = 1.096 \text{ m}^3 / \text{kg A. S.}$$

$$C_H = 0.2454 \text{ kcal / kg A.S}$$

$$H = 12.198 \text{ kcal / kg aire seco.}$$

A continuación se muestra la solución a este problema a través del programa no. 7.4 (entalp.bas), el cual despliega al final los valores de todas éstas propiedades de las mezclas aire - vapor de agua.

Nota. Si se desea cambiar el programa para calcular mezclas de otros compuestos, solo hay que corregir la ecuación del calor húmedo con los valores de los componentes correspondientes. Al final del capítulo se muestra el listado y una corrida de dos programas anejos que permiten almacenar y leer archivos que contienen constantes de Antoine de varios elementos.

PROGRAMA # 32

```
10 KEY OFF:
20 CLS
30 COLOR 2,8 : CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT "          CALCULO DE LA ENTALPIA          "
100 PRINT
110 PRINT "          PARA UNA MEZCLA IDEAL          "
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 COLOR 3,8
160 INPUT " Presion del vapor de H2O ( mmHg ) ", P1
170 INPUT " Presion atmosferica ( mmHg ) ", P2
180 Y=(P1/(P2-P1))*(18/29)
190 INPUT " temperatura ( C ) ", T
200 VH=(.03448+(Y/18))*1.082*(T+273.15)/(P2/760)

210 CH=.24+(.46*Y)
220 H=(CH*T)+(597*Y)
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 PRINT
280 COLOR 3,8
290 PRINT " LA HUMEDAD ABSOLUTA ES ",Y" Kg K2O/ Kg A.S. "
300 PRINT " EL VOLUMEN HUMEDO ES " ,VH " m3 / Kg A.S. "
310 PRINT " EL CALOR HUMEDO ES " , CH " kcal / kg A.S. "
320 PRINT " LA ENTALPIA ES " ,H " kcal/kg A.S. "
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT
360 COLOR 3,8
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
400 PRINT "          1.- OTRO CALCULO"
410 PRINT "          2.- TERMINAR "
420 PRINT
430 INPUT "          OPCION ",PO
440 IF PO=1 GOTO 10
450 END
```

CALCULO DE LA ENTALPIA
PARA UNA MEZCLA IDEAL

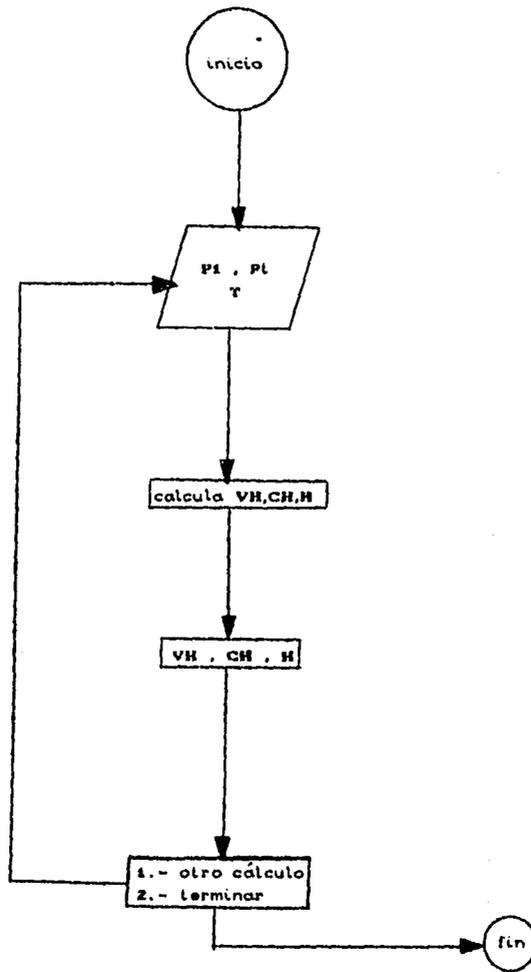
Presion del vapor de H₂O (mmHg) 11
Presion atmosferica (mmHg) 586
temperatura (C) 11

LA HUMEDAD ABSOLUTA ES 1.167406E-02 Kg H₂O/ Kg A.S.
EL VOLUMEN HUMEDO ES 1.09925 m³ / Kg A.S.
EL CALOR HUMEDO ES .2454621 kcal / kg A.S.
LA ENTALPIA ES 12.24352 kcal/kg A.S.

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
CALOR HUMEDO , ENTALPIA



PROGRAMA # 33

```
15 COLOR 2,8 :CLS
20 REM ALMACEN PARA CONSTANTES DE ANTOINE
22 PRINT " -----"
24 COLOR 3,8
30 PRINT "          PROGRAMA PARA ALMACENAR CONSTANTES DE ANTOINE "
32 COLOR 2,8
33 PRINT " -----"
35 COLOR 4,8
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT

160 PRINT
170 COLOR 3,8
180 INPUT " NUMERO DE COMPONENTES ",N
190 FOR I=1 TO N
200 PRINT " NOMBRE DEL COMPONENTE " ;I;:INPUT PC$(I)
210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT " CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE "
250 PRINT
260 PRINT
270 INPUT " A = " , PA(I)
280 INPUT " B = " , PB(I)
290 INPUT " C = " , PC(I)
300 PRINT
```

```
310 PRINT
320 PRINT
330 NEXT I
340 INPUT " NOMBRE DEL ARCHIVO DESEADO " ; ARCHIVO$
350 OPEN "0" ,#1,ARCHIVO$
360 WRITE#1,N
370 FOR I=1 TO N
380 WRITE#1,FC$(I),PA(I),PB(I),PC(I)
390 NEXT I
400 CLOSE
410 END
```

PROGRAMA PARA ALMACENAR CONSTANTES DE ANTOINE

NUMERO DE COMPONENTES 2
NOMBRE DEL COMPONENTE 1 ? benceno

CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE

A = 1210

B = 220
C = 9.69

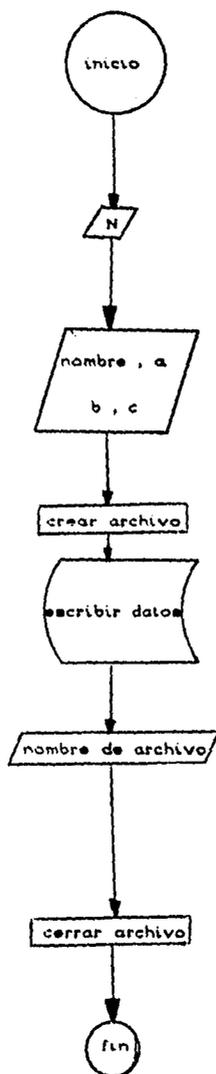
NOMBRE DEL COMPONENTE 2 ? etilbenceno

CONSTANTES PARA LA ECUACION DE ANTOINE

A = 1420.2
B = 240.12
C = 9.12

NOMBRE DEL ARCHIVO DESEADO ? constan

DIAGRAMA DE FLUJO
ANEXO 1 . ECUACION DE ANTOINE



PROGRAMA # 34

```
10 CLS : KEY OFF
20 COLOR 4,8
30 CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 COLOR 3,8 :PRINT "*****
***"
110 PRINT
120 COLOR 4,8
130 PRINT " PROGRAMA PARA LA LECTURA DE CONSTANTES DE ANTOINE ALMACENADAS "
140 PRINT
150 COLOR 3,8
160 PRINT "*****
170 PRINT
180 PRINT
190 COLOR 2,8
200 PRINT

220 INPUT " NOMBRE DEL ARCHIVO QUE SE DESEA UTILIZAR " , ARCH$
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 COLOR 3,8
280 OPEN "I",#1,ARCH$
290 INPUT #1,N
300 FOR I = 1 TO N
305 COLOR 3,8
310 INPUT #1, PC$(I),FA(I),PB(I),FC(I)
311 PRINT
312 PRINT
313 PRINT
320 PRINT " Nombre del componente " ,I, "es ", PC$(I)
321 PRINT
322 PRINT
323 PRINT
324 COLOR 5,8
330 PRINT " A = " ,FA(I)
340 PRINT " B = " ,PB(I)
350 PRINT " C = " ,FC(I)
```

```
360 PRINT
370 PRINT
380 INPUT "
390 NEXT I
400 PRINT
410 PRINT
420 COLOR 4,8
430 PRINT
440 PRINT
450 PRINT
460 PRINT
470 PRINT
480 PRINT
490 PRINT
500 PRINT
510 PRINT
520 END
530 COLOR 4,8
```

oprima return para continuar " , T

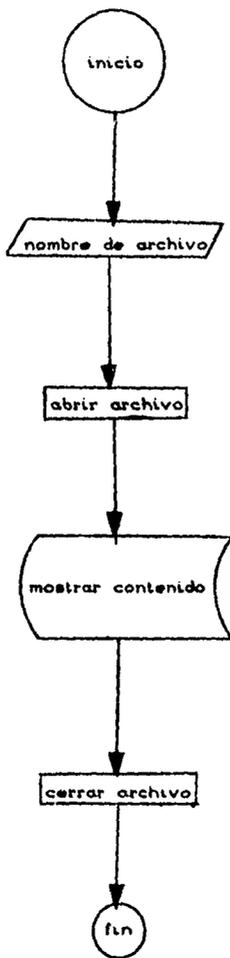
PROGRAMA PARA LA LECTURA DE CONSTANTES DE ANTOINE ALMACENADAS

NOMBRE DEL ARCHIVO QUE SE DESEA UTILIZAR constan

nota.

a continuación se leera el archivo previamente creado por el usuario y se desplegará en la pantalla

DIAGRAMA DE FLUJO
ANEXO 2 ECUACION DE ANTONIO



DESTILACION MULTICOMPONENTES

8

DESTILACION MULTICOMPONENTES

El término de destilación multicomponentes se usa para describir todos los sistemas que contienen más de dos componentes. En la práctica industrial los sistemas binarios y terciarios casi nunca se encuentran. De tal forma que las técnicas para calcular multicomponentes son las más aplicables a todos los fraccionamientos, aunque se pueden hacer suposiciones de mezclas pseudobinarias.

Ya entrando a detalles de cálculo de equipos y diseño de secuencias de separación, podemos mencionar que para la separación de N componentes se necesitan $N-1$ columnas de fraccionamiento. En estos casos la composición de fondos y destilados se fijan por el ingeniero y así se diseña para lograr la separación deseada. Las composiciones de los destilados o de los fondos se especifican por lo general, fijando la recuperación de un componente clave, en el destilado, como porcentaje de ese componente en la alimentación y la recuperación del clave pesado en los fondos como un porcentaje de tal componente en la alimentación.

Los componentes claves son los compuestos que tienen temperaturas muy cercanas dentro de la mezcla a destilarse.

El material que tiene el punto de ebullición menor se designa como el clave ligero y el pesado más próximo como el clave pesado.

Los límites de la región de dos fases se determinan por el cálculo del punto de burbuja y del punto de rocío para un cierto número de presiones de operación.

Para decidir acerca de la presión de operación hay que considerar que a altas presiones el número de etapas requeridas para una separación dada es mayor, es decir, que se debe trabajar a la menor presión posible, por lo general; sin embargo, el diámetro de la torre aumenta al disminuir la presión, de igual forma, algunas mezclas de hidrocarburos requerirán de refrigerantes pues su punto de ebullición decrecerá, con lo que aquí entran en juego decisiones de tipo económico además de las condiciones de diseño.

Cuando se utiliza un condensador parcial, la temperatura de reflujo líquido es la temperatura de rocío del vapor. Si se utilizó un condensador total, el reflujo líquido se puede mandar a la columna como líquido subenfriado y el reflujo interno se controlaría por la temperatura del reflujo líquido retornado a la columna.

Diseño

Metodo Corto

El método corto aquí presentado consiste en el empleo de las siguientes ecuaciones :

- a) Número de etapas mínimo (ecuación de Fenske)
- b) Reflujo mínimo (Underwood)
- c) Número de etapas ideales (Gilliland)
- d) Etapa de alimentación (Kirkbride)

Reflujo total .

A reflujo total , todo el vapor se condensa y regresa a la columna como reflujo . Todo el líquido del fondo se vaporiza. Fenske presento una relación que conecta la separación entre los componentes obtenida a reflujo total y el mínimo número de etapas en equilibrio.

La ecuación se obtiene para mezclas binarias , pero se puede aplicar a cualquier par de multicomponentes .

$$\alpha_i - r = \frac{y_i x_r}{y_r x_i} = \frac{k_i}{k_r} \quad 3.1$$

Este tipo de ecuaciones son rigurosas y no tienen más suposiciones que las del reflujo total . Sin embargo esas ecuaciones no pueden utilizarse rigurosamente a menos que se conozcan los valores de α en cada etapa y estas no se conocen a menos que se realice un cálculo etapa por etapa. En el método de Fenske se utiliza un promedio para cada componente. El procedimiento común es estimar la volatilidad arriba ,

enmedio y abajo de la columna y después utilizar α dada por :

$$\alpha_a = \left(\frac{\alpha_{\text{arriba}}}{\alpha_{\text{medio}}} \right)^{1/2} \quad 2.2$$

Como es sabido, la volatilidad α se obtiene por:

$$\alpha_{lr} = \frac{k_l}{k_r} \quad 7.8$$

Las ecuaciones anteriores también se pueden expresar como:

$$\frac{\text{moles de } i \text{ en D}}{\text{moles de } i \text{ en B}} = \alpha_a^N \frac{\text{moles de } r \text{ en D}}{\text{moles de } r \text{ en B}}$$

2.4

Esta ecuación relaciona la separación de 2 componentes con el número de etapas requeridas. Como la columna opera a reflujo total, el número de etapas será el mínimo.

Ecuaciones de Underwood

El reflujo mínimo se define como aquel que se requiere para dar un número infinito de etapas. Si hay un número infinito de etapas, debe existir al menos un punto de composición constante, en donde no haya cambios en la composición del líquido y del vapor. Un reflujo mínimo es la coincidencia de la línea de operación con la de equilibrio.

La ecuación de Underwood da un método conveniente para estimar el reflujo mínimo correspondiente a una separación específica de dos componentes en una mezcla. Las ecuaciones de Underwood se aplican solo para condiciones de flujo molar constante y alfa constante, y se deduce relacionando las relaciones de equilibrio conocidas con los balances de materia y energía en una torre de n platos.

La deducción no se presenta aquí, ya que lo que nos interesa es el uso práctico de la ecuación para la resolución de problemas, de tal forma:

$$\phi = \frac{R_m}{R_m + 1} \sum \alpha_i x_i^n \quad 8.5$$

Para la zona de rectificación

$$\sum \frac{\alpha_i (x_i)^B}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad 8.6$$

En donde x_i es la concentración del componente i en el líquido, en la zona de composición constante y R_m es la relación de reflujo mínimo.

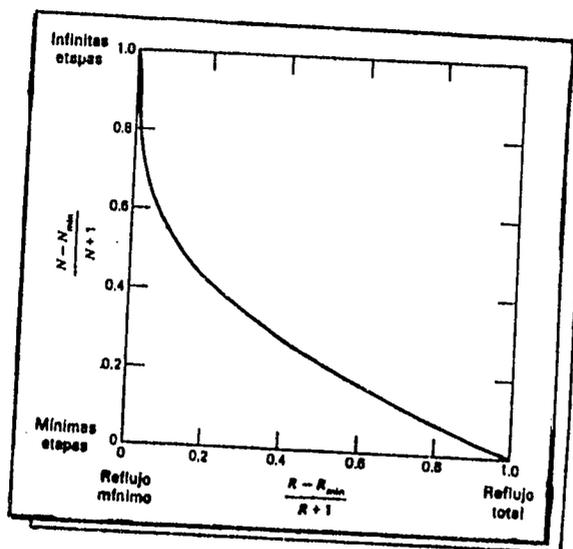
Es posible deducir también la siguiente ecuación que relaciona la composición de alimentación con las condiciones térmicas:

$$\sum = \frac{\alpha_i \bar{x}_i^F}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad 8.7$$

Donde q es la condición térmica de alimentación y va de 0 a 1. el término θ es el valor de una función del reflujo y la volatilidad; en este caso, lo importante es señalar que la determinación del reflujo mínimo exige primero el cálculo de q y de θ , una vez obtenidos éstos valores, se procede a calcular R_m con la ecuación no. 8.6

Número de platos teóricos

Conociendo el número mínimo de platos y la razón de reflujo mínima, se puede estimar aproximadamente la relación entre el número de etapas ideales y la relación del reflujo mediante la gráfica de Gilliland.



Localización de la Etapa de alimentación.

Para localizar la etapa de alimentación se realiza un análisis de los componentes clave en las secciones de enriquecimiento y agotamiento de la torre, realizando balances de masa y sustituyendo relaciones que incluyen la condición térmica de alimentación y el reflujo, con lo que se obtiene la ecuación de Kirkbride.

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left(\frac{B}{D} \left(\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right)_A \left(\frac{x_{lk}^B}{x_{HK}^D} \right)^2 \right)$$

8.0

Donde

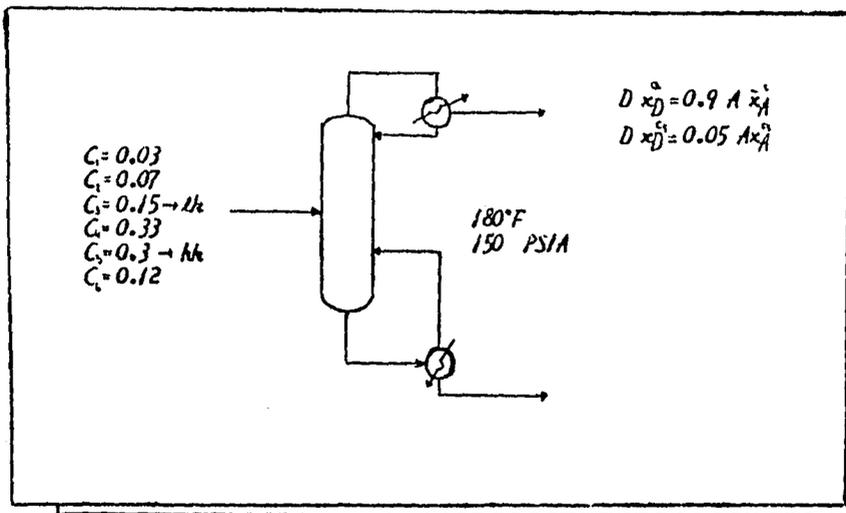
m = número de etapas teóricas arriba del plato de alimentación.

p = número de etapas teóricas abajo de la alimentación

EJEMPLO NO. 3.1 DESTILACION MULTICOMPONENTES

CALCULO DE REFLUJO MINIMO , NUMERO DE ETAPAS IDEALES
PUNTO DE BURBUJA Y PUNTO DE ROCIO

A una columna de alimentación se alimenta la siguiente mezcla a 180°F y 150 psia. Se requiere obtener el 90% del propano y 5 % del pentano en el destilado. Estimen el reflujo mínimo y operando a un reflujo de 1.5 veces el mínimo obtenga el número de etapas ideales.



SOLUCION

Para el uso de las correlaciones ya presentadas se requiere conocer los coeficientes de reparto de cada componente con el fin de obtener la volatilidad .

componente	K _{180 K} 150 psia	α
C ₁	21	50
C ₂	5.9	14.29
C ₃	2.5	6.2
C ₄	1	2.38
C ₅	0.42	1
C ₆	0.2	0.476

A través de la ecuación no. 1.4 (separación de dos componentes)
tenemos :

$$\alpha = 6.19$$

$$N = 2.82$$

α	AxA	DXd	FXf	X_D^i	X_F^i
50	8	3	-	0.0801	-
14.28	7	6.02	0.073	0.1040	0.001
6.10	15	13.408	1.502	0.8603	0.024
2.38	35	12.4003	20.54	0.3826	0.928
1	30	1.40	28.5	0.04	0.456
0.476	12	0.0778	11.02	0.0021	0.101

nota. La solución a esta parte del problema se muestra en el programa no. B.1 (sepados.bas) el cual presenta los resultados tabulados de cada una de las columnas aquí presentadas . ver corrida al final de este problema.

Ahora se procede a calcular el punto de burbuja.

Punto de burbuja

$$T = 225^{\circ} F$$

componente	K_f	K	KX	α_F
C ₁	-	33	-	41.25
C ₂	0.0010	0	0.000	11.25
C ₃	0.024	3.5	0.084	4.875
C ₄	0.928	1.6	0.5248	2.0
C ₅	0.456	0.8	0.3648	1.0
C ₆	0.101	0.30	0.0748	0.4875

Punto de rocío

$T = 140^{\circ} F$

componente	Y	K	X
C ₁	0.0801	19	0.0042
C ₂	0.1842	4.8	0.0382
C ₃	0.8603	1.9	0.1896
C ₄	0.3326	0.68	0.4891
C ₅	0.04	0.26	0.1598
C ₆	0.0021	0.12	0.0175
		TOTAL	0.8927

PARA $T = 132^{\circ} F$

K	X	α_D	α promedio
18.6	0.0043	80.87	55.05
4.5	0.0411	19.56	14.65
1.65	0.2184	7.174	5.79
0.6	0.5483	2.6087	2.32
0.23	0.1739	1.0	1.0
0.0974	0.0223	0.4087	0.456
total	1.003		

nota 2
 la solución del punto de burbuja y de rocío se observan en las corridas de los programas no. 8.2 y 8.3 respectivamente (burbuja.bas y rocío. bas).

SEGUNDO TANEO

$$\alpha = 5.75$$

$$N = 2.9282$$

α	AxA	DXd	FXf	X_D^i
50	3	3	-	0.0801
14.28	7	6.9491	0.0509	0.1847
6.19	15	13.5	1.5	0.3589
2.88	33	12.0048	20.3916	0.3852
1	90	1.4991	26.5009	0.0398
0.476	12	0.068	11.92	0.0021

Como las composiciones son iguales a las anteriores

Underwood

$$\Sigma = \frac{q_i \cdot X_H^i}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

Calculo de q

componente	AXA	K	KAXA	AXA/K
C ₁	3	21	63	0.1429
C ₂	7	6	42	1.1667
C ₃	15	2.6	39	5.7692
C ₄	33	1.0	33	33
C ₅	30	0.42	12.6	71.4286
C ₆	12	0.2	12.4	60
			102	171.5
	total			

$$q = 0.67$$

evaluando ϕ :

$$\phi = 1.412$$

Reflujo minimo

$$\sum \frac{\alpha_i (x_i)}{\alpha_i - \theta} = N_m + 1 \quad 7.6$$

Evaluando :

$$R_m = 0.3604$$

$$R_{op} = 2.5 (0.3604) = 0.901$$

Con estos valores es posible obtener el eje x de la gráfica del número de platos :

$$\text{eje x} = 0.284$$

Número de platos :

$$N = 5.125 \text{ platos .}$$

La evaluación del reflujo mínimo y del número de platos se pueden realizar mediante el programa no. 8.4 (Rmin.bas).

Comentarios

A estas alturas se puede ver lo engorroso que resulta el resolver un problema de este tipo a mano , no obstante que el número de iteraciones realizadas fue mínimo , cuando un usuario no tiene la suficiente experiencia para estimar valores aceptables que permitan una rápida convergencia , el cálculo puede ser mucho más problemático. Esta es la ventaja de utilizar programas separados para resolver este problema y no uno solo en donde se introduzcan los primeros datos y ofrezca al final el número de platos , puesto que con programas para cada sección es posible ver el efecto inmediato de cada suposición , con lo que el usuario adquiere una visión rápida y precisa de las consecuencias de sus suposiciones en cada sección del cálculo, con lo que adquiere cierta experiencia y criterio para el diseño , lo cual es de gran importancia en la formación académica.

PROGRAMA # 35

```
10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 3,8 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT "                DESTILACION MULTICOMPONENTES "
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT "                METODO CORTO : SEPARACION DE DOS COMPONENTES "
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT " A TRAVES DE : ( ni en D / ni en R ) =  $\alpha$  ^ N ( nr en D / nr en R )"
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 COLOR 2,8

210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT
300 PRINT
310 PRINT
320 INPUT " NOMBRE DEL COMPONENTE i " , N$
330 INPUT " NOMBRE DEL COMPONENTE r " , N1$
340 PRINT
350 PRINT
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
```

```

400 PRINT
410 PRINT " PARA EL : " , N$
420 PRINT
430 INPUT " moles de destilado " , N1
440 INPUT " moles en el fondo " , N2
450 PRINT
460 PRINT
470 PRINT
480 PRINT
490 PRINT " PARA EL : " , N1$
500 PRINT
510 INPUT " moles en el destilado " , N3
520 INPUT " moles en el fondo " , N4
530 PRINT
540 PRINT
550 PRINT
560 PRINT
570 INPUT " ALFA = K / K ref : " ; ALFA
580 C=(N1*N4)/(N2*N3)
590 NO=LOG(C)/LOG(ALFA)
600 PRINT

610 PRINT
620 PRINT " N = " , NO
630 J=N3/N4
640 INPUT " NUMERO DE COMPONENTES " , N
650 PRINT
660 PRINT
670 PRINT
680 FOR X= 1 TO N
690 PRINT
700 PRINT
710 PRINT " COMPONENTE NO. " , X
720 PRINT
730 INPUT " ALFA " , ALFA(X)
740 PRINT
750 INPUT " AXa " , AXA (X)
760 DX(X)=((J*ALFA(X)^NO)/(1+(J*ALFA(X)^NO)))*AXA(X)
770 FX(X)=AXA(X)-DX(X)
780 Z=DX(X)+Z
790 H=FX(X)+H
800 PRINT

```

```
810 PRINT
820 NEXT X
825 FOR X= 1 TO N
830 XD(X)=DX(X)/Z
840 XF(X)=FX(X)/H
845 NEXT X
850 PRINT
860 PRINT
870 PRINT " AXa(X)"
880 PRINT
890 FOR X = 1 TO N
900 PRINT AXA(X)
910 NEXT X
920 PRINT
930 PRINT
940 COLOR 2,8
950 INPUT " oprima C para continuar desplegado de resultados " , Y$
```

```
960 PRINT
970 PRINT " Dxd "
980 PRINT
990 FOR X= 1 TO N
1000 PRINT DX(X)
1010 NEXT X
1020 PRINT
1030 INPUT " oprima C para continuar " , Y$
1040 PRINT
1050 PRINT " Fxf "
1060 PRINT
1070 FOR X= 1 TO N
1080 PRINT FX(X)
1090 NEXT X
1100 PRINT
```

```
1120 INPUT " oprima C para continuar " , Y$
1130 PRINT
1140 PRINT
1150 PRINT " xD "
1160 PRINT
1170 FOR X= 1 TO N
1180 PRINT XD(X)
1190 NEXT X
1200 PRINT
1210 PRINT
1220 INPUT " oprima C para continuar " , Y$
1230 PRINT
1240 PRINT
1250 PRINT " xF "
1260 PRINT
1270 PRINT
1280 FOR X= 1 TO N
1290 PRINT XF(X)
1300 NEXT X
```

```
1310 PRINT
1320 PRINT
1330 PRINT
1340 PRINT
1350 PRINT
1360 COLOR 4,8
1370 PRINT
1380 PRINT " NOTA : Recordar que si se requiere otra iteracion , es necesario "
1390 PRINT " calcular el punto de burbuja y el punto de rocio ( programas 36 y
1400 PRINT " 37 ).
1410 PRINT
1420 PRINT
1430 PRINT
1440 PRINT
1450 PRINT
1460 PRINT " fin del programa "
```

DESTILACION MULTICOMPONENTES

METODO CORTO : SEPARACION DE DOS COMPONENTES

A TRAVES DE : $(n_i \text{ en D } / n_i \text{ en R}) = \alpha \cdot N (n_r \text{ en D } / n_r \text{ en R})$

NOMBRE DEL COMPONENTE i propano
NOMBRE DEL COMPONENTE r pentano

PARA EL : propano

moles de destilado 13.5
moles en el fondo 1.5

PARA EL : pentano

moles en el destilado 1.5
moles en el fondo 28.5

ALFA = K / K_{ref} : ? 6.19

N = 2.820542
NUMERO DE COMPONENTES 6

COMPONENTE NO. 1
ALFA 50
ALFA 50
AXa 3

COMPONENTE NO. 2
ALFA

COMPONENTE NO. 3
ALFA 6.19
AXa 15

COMPONENTE NO. 4
ALFA 2.38
AXa 33

COMPONENTE NO. 5
ALFA

COMPONENTE NO.

6

ALFA .476

AXa 12

AXa(X)

3
7
15
33
30
12

oprime C para continuar desplegado de resultados

D:d

2.99908
6.927163
13.5
12.46857
1.5
7.732099E-02

oprime C para continuar

Fxf

9.198189E-04
7.283688E-02
1.5
20.53143
28.5
11.92268

oprime C para continuar

Fxf

9.198189E-04
7.283688E-02
1.5
20.53143
28.5
11.92268

oprime C para continuar

xD

8.003496E-02
.1848617
.3602678
.3327424
4.002975E-02
2.063426E-03

oprime C para continuar

xf i

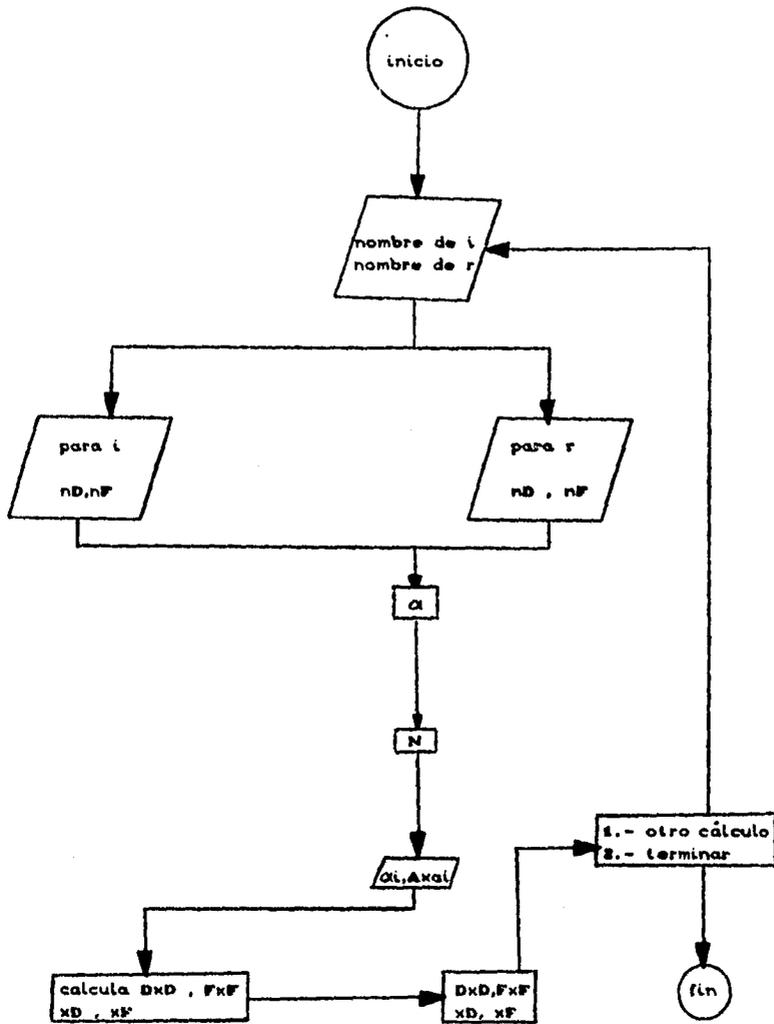
1.471054E-05
1.164871E-03
.0239893
.3283565
.4557968
.1906778

oprime c para continuar

NOTA : Recordar que si se requiere otra iteracion , es necesario
calcular el punto de burbuja y el punto de rocío (programas 36 y
37).

fin del programa

DIAGRAMA DE FLUJO
SEPARACION DE DOS COMPONENTES



PROGRAMA # 36

```
10 PRINT
20 COLOR 3,8 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT "          DESTILACION MULTICOMPONENTES "
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT "          PROGRAMA PARA LA OBTENCION DEL PUNTO DE BURBUJA "
160 PRINT "          RESOLUCION DE PROBLEMAS DE DISEÑO ( METODO CORTO )"
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT
210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 COLOR 2,8
250 PRINT
260 INPUT " NUMERO DE COMPONENTES ",N
270 INPUT " TEMPERATURA ( F ) ",T
280 PRINT
290 PRINT
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 FOR Z=1 TO N
345 PRINT " PAR DE DATOS NO. " , Z
346 PRINT
347 PRINT
350 INPUT " COMPOSICION " , X(Z)
355 PRINT
356 PRINT
360 INPUT " CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = " ; K(Z)
370 Y(Z)=K(Z)*X(Z)
```

```

380 NEXT Z
390 PRINT
400 PRINT
410 PRINT
420 PRINT
430 COLOR 3,9
440 PRINT "          PUNTO DE BURBUJA "
450 PRINT
455 PRINT "          A T = ", T " F "
460 PRINT
470 PRINT "          y = xi * k"
480 PRINT
490 FOR Z=1 TO N
500 PRINT "          Y(Z)
510 IT=IT+Y(Z)
520 NEXT Z
530 PRINT "          total = ", IT
540 PRINT
550 PRINT

```

```

560 IF OP1=2 GOTO 10
570 END

```

DESTILACION MULTICOMPONENTES

PROGRAMA PARA LA OBTENCION DEL PUNTO DE BURBUJA
RESOLUCION DE PROBLEMAS DE DISEÑO (METODO CORTO)

NUMERO DE COMPONENTES 6

PAR DE DATOS NO. 1

COMPOSICION 0

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : $K = ?$ 33
PAR DE DATOS NO. 2

COMPOSICION .001

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : $K = ?$ 9
PAR DE DATOS NO. 3

COMPOSICION

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = ? 3.8
PAR DE DATOS NO. 4

COMPOSICION .328

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = ? 1.6
PAR DE DATOS NO. 5

COMPOSICION .456

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = ? .8
PAR DE DATOS NO. 6

COMPOSICION .191

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = ? .39

PUNTO DE BURBUJA

A T = 225 F

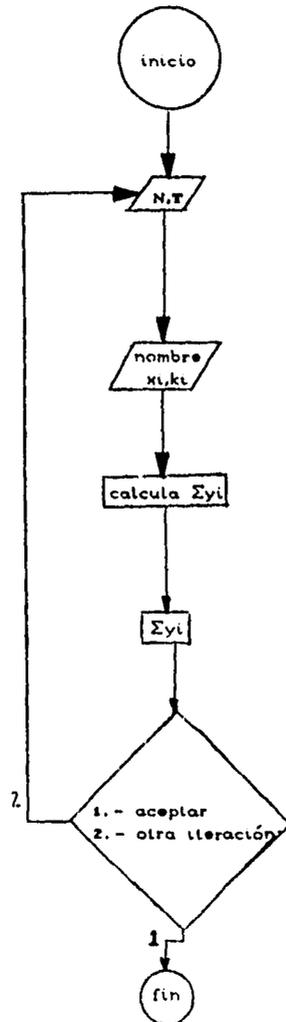
$y = x_i * k$

0
9.000001E-03
.084
.5248
.3648
.07449

total = 1.05709

1.- aceptar
2.- otra iteracion
OPCION 1

DIAGRAMA DE FLUJO
PUNTO DE BURBUJA



PROGRAM # 37

```
10 PRINT
20 COLOR 3,8 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT "          DESTILACION MULTICOMPONENTES "
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT "          PROGRAMA PARA LA OBTENCION DEL PUNTO DE FUSION "
160 PRINT "          RESOLUCION DE PROBLEMAS DE DISEÑO ( METODO COPPO )"
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT

210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 COLOR 2,8
250 PRINT
260 INPUT " NUMERO DE COMPONENTES ",N
270 INPUT " TEMPERATURA ( F ) ",T
280 PRINT
290 PRINT
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 FOR Z=1 TO N
345 PRINT " PAR DE DATOS NO. " , Z
346 PRINT
347 PRINT
350 INPUT " COMPOSICION " , X(Z)
```

```

360 INPUT " CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = "; K(Z)
361 PRINT
362 PRINT
363 PRINT
364 PRINT
365 PRINT
370 Y(Z)=X(Z)/K(Z)
380 NEXT Z
390 PRINT
400 S=S+X(Z)
410 PRINT
420 PRINT
430 COLOR 3,9
440 PRINT "          PUNTO DE ROCIO "
450 PRINT

460 PRINT
470 PRINT "          x = yi / k"
480 PRINT
490 FOR Z=1 TO N
500 PRINT ,          Y(Z)
510 IT=IT+Y(Z)
520 NEXT Z
530 PRINT "          total = ", IT
540 PRINT
550 PRINT " la sumatoria de las composiciones ingresada es " , S
551 PRINT
552 PRINT
553 PRINT
554 PRINT
555 PRINT
556 PRINT
557 PRINT "          1.- aceptar"
558 PRINT "          2.- otra iteracion "
559 INPUT "          OPCION ",OP1
560 IF OP1=2 GOTO 10
570 END

```

PROGRAMA PARA LA OBTENCION DEL PUNTO DE ROCIO
RESOLUCION DE PROBLEMAS DE DISEÑO (METODO CORTO)

NUMERO DE COMPONENTES 3
TEMPERATURA (F) 140

PAR DE DATOS NO. 1

COMPOSICION .0801

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = 7 .68

PAR DE DATOS NO. 5

COMPOSICION .04

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = 7 .26

PAR DE DATOS NO. 6

COMPOSICION .0021

CONSTANTE DE EQUILIBRIO : K = 7 .12

PUNTO DE ROCIO

A T = 140 F

$Z = y_i / k$

4.21579E-03
3.85208E-02
.1696316
.4891177
.1538462
.0175

total = .892832

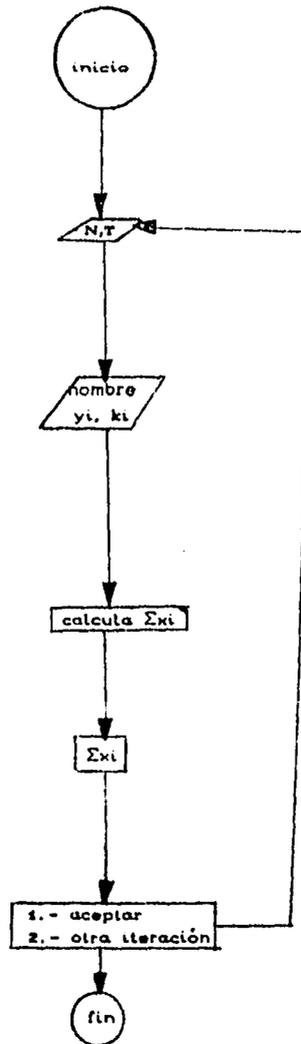
la sumatoria de las composiciones ingresada es 1

1.- aceptar

2.- otra iteracion

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
PUNTO DE ROCIO



PROBLEMA 8.4 DESTILACION MULTICOMPONENTES
CALCULO DE LA CONDICION TERMICA DE ALIMENTACION

Se tiene una corriente con una composición inicial de :

$$z_1 = 0.3$$

$$z_2 = 0.4$$

$$z_3 = 0.3$$

Las presiones de vapor a la temperatura de alimentación son :

$$p_1^0 = 0.3726 \text{ bar}$$

$$p_2^0 = 0.2462 \text{ bar}$$

$$p_3^0 = 0.1233 \text{ bar}$$

La presión total es de 0.22 bar.

Calcúlese la condición térmica de alimentación .

SOLUCION

Con las presiones de vapor proporcionadas , es posible obtener los coeficientes de reparto de cada componente , ya que

$$K_i = P_i / P_T$$

calculando :

$$K_1 = 1.6934$$

$$K_2 = 1.1193$$

$$K_3 = 0.5606$$

iterando , suponiendo $q = 0.666$

tenemos : $\Sigma x = 1.004$

Por lo que ese valor de q se podría considerar aceptable.

resultado :

La condición térmica de alimentación q es igual a 0.666

En el programa no. 8.5 se puede realizar este cálculo , la solución a este problema se muestra a continuación (programa q.bas). Cabe mencionar que , por las mismas razones que se expusieron en el problema anterior , el programa ha sido diseñado para que el usuario tenga que estimar el valor de q en cada iteración, en lugar de que el programa por sí mismo vaya convergiendo , puesto que esta acción permite al usuario reconocer el resultado de sus propias suposiciones y le permitirá adquirir criterio y experiencia al realizar éstas en futuros cálculos.

PROGRAMA # 38

```
10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 2,0 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT "                DESTILACION MULTICOMPONENTES "
90 PRINT
100 PRINT "  OBTENCION DE LA CONDICION TERMICA DE ALIMENTACION ( q ) "
110 PRINT
120 PRINT
130 COLOR 3,8
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT

210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 PRINT
280 INPUT "  NUMERO DE COMPONENTES " , N
290 FOR X=1 TO N
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT "  COMPONENTE NO. " , X
330 INPUT "  z1 = " , Z(X)
340 PRINT
350 INPUT "  ki = " , K(X)
360 NEXT X
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
```

```

400 INPUT " q propuesta ( 0<q<1 ) " , Q
410 PRINT
420 FOR X=1 TO N
430 Y(X)=Z(X)/(1+(Q*(K(X)-1)))
440 T=T+Y(X)
450 NEXT X
460 PRINT
470 PRINT
480 PRINT
490 PRINT
500 PRINT " LA SUMATORIA DE LAS COMPOSICIONES ES " , T
510 PRINT
520 PRINT
530 PRINT " 1.- ACEPTAR "
540 PRINT " 2.- OTRA ITERACION "
550 PRINT
560 PRINT
570 COLOR 4,8
580 INPUT " OPCION " , OP
590 IF OP=2 GOTO 10
600 END

```

DESTILACION MULTICOMPONENTES

OBTENCION DE LA CONDICION TERMICA DE ALIMENTACION (q)

NUMERO DE COMPONENTES 3

COMPONENTE NO. 1
z_i = .3
k_i = 1.6934

COMPONENTE NO. 2
z_i = .4
k_i = 1.1193

COMPONENTE NO. 3
z_i = .3
k_i = .5606

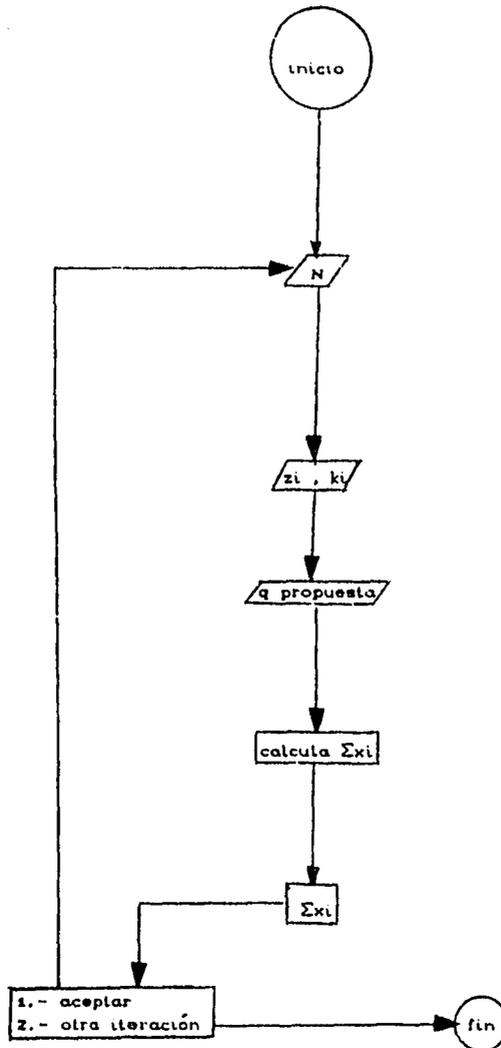
q propuesta (0 < q < 1) 0.66

LA SUMATORIA DE LAS COMPOSICIONES ES .9991529

- 1.-- ACEPTAR
- 2.-- OTRA ITERACION

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
ITERACION DE q



PROGRAMA # 39

```
10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 3,8 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT "          DESTILACION MULTICOMPONENTES  "
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT "          CALCULO DEL REFLUJO MINIMO Y EL "
110 PRINT "          NUMERO DE PLATOS  "
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 COLOR 2, 8

210 PRINT " calculo de fi
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT
250 INPUT "  numero de componentes " , N
260 PRINT
270 INPUT "  condicion termica de alimentacion : q " , Q
280 PRINT
290 FOR X= 1 TO N
300 PRINT "          componente no. " , X
310 PRINT
320 INPUT "  volatilidad " , ALFA(X)
330 PRINT
340 INPUT "  composicion " , X(X)
350 PRINT
360 NEXT X
363 INPUT "  valor de fi propuesto " , PEP
370 PRINT
373 T=0
380 FOR X=1 TO N
390 C(X)=(ALFA(X)*X(X))/(ALFA(X)-PEP)
```

```

400 T=T+C(X)
410 PRINT
420 M=T/(1-Q);O=(1-Q)/T
430 PRINT
440 PRINT
450 NEXT X
460 PRINT
470 PRINT " lado izquierdo = ",T
471 PRINT " lado derecho = ", (1-Q)
472 INPUT " se acepta ? (s/n) ",OP$
474 IF OP$="n" OR OP$="N" THEN GOTO 363
480 PRINT
490 PRINT " fi = " , PEP
500 PRINT
510 PRINT
520 PRINT" *****"
* "
530 PRINT " calculo de reflujo minimo "
540 T=0
550 FOR X= 1 TO N

551 PRINT
552 PRINT
553 PRINT
560 PRINT " componente no . " , X
570 PRINT
571 PRINT
572 PRINT
573 PRINT
574 PRINT
580 INPUT " VOLATILIDAD " , ALFA(X)
590 PRINT
600 INPUT " COMPOSICION EN EL DESTILADO " , XD(X)
610 C(X)=(ALFA(X)*XD(X))/(ALFA(X)-PEP)
620 T=C(X)+T
630 NEXT X
640 PRINT
650 PRINT
660 RM=T-1
670 PRINT
680 PRINT
690 PRINT " EL REFLUJO MINIMO ES " , RM
700 PRINT

```

```

710 PRINT
720 PRINT
730 PRINT
740 PRINT
750 INPUT " A CUANTAS VECES EL REFLUJO MINIMO SE OPERARA " , V
760 ROP=RM*V
770 ROPC=(ROP-RM)/(1+ROP)
780 PRINT
790 PRINT
800 PRINT " LEER EL VALOR DE LA GRAFICA CON X = " ,ROPC
810 PRINT
820 PRINT
830 INPUT " eje y " , YE
840 INPUT " Nm " , NM
850 NR=(YE+NM)/(1-YE)

```

```

860 PRINT
870 PRINT
880 PRINT
890 COLOR 5,8
900 PRINT " la torre sera de " , NR " platos "
910 PRINT
920 PRINT
930 PRINT " 1.- otro calculo "
940 PRINT " 2.- terminar "
950 PRINT
960 PRINT
970 INPUT " opcion " , OP
980 IF OP=1 GOTO 10
990 END

```

DESTILACION MULTICOMPONENTES

CALCULO DEL REFLUJO MINIMO Y EL
NUMERO DE PLATOS

Nota. Datos del ejemplo 8.1

calculo de f_i

numero de componentes 6

condicion termica de alimentacion : $q = .67$

componente no.	1
volatilidad	80.87
composicion	.0797
componente no.	2
volatilidad	19.565
composicion	.1847
componente no.	3
volatilidad	7.174
composicion	.3589
componente no.	4
volatilidad	2.6087

valor de fi propuesto 1.41

lado izquierdo = 1.256574
lado derecho = .33
se acepta ? (s/n) n

valor de fi propuesto .3604

lado izquierdo = 1.36165
lado derecho = 1.3604
se acepta ? (s/n)

DESTILACION MULTICOMPONENTES

CALCULO DEL REFLUJO MINIMO Y EL
NUMERO DE PLATOS

calculo de fi

numero de componentes 6

condicion termica de alimentacion : q .67

componente no. 1

volatilidad 55.05

composicion .03

componente no. 2

volatilidad 14.65

composicion .07

componente no. 3

volatilidad 5.79

composicion .15

componente no. 4

volatilidad 2.38

composicion .33

componente no. 5

volatilidad

valor de fi propuesto 1.41

lado izquierdo = .3271558
lado derecho = .33
se acepta ? (s/n) s

calculo de reflujo minimo

componente no . 1

VOLATILIDAD 80.87
COMPOSICION EN EL DESTILADO .0797

componente no . 2

VOLATILIDAD

componente no . 3

VOLATILIDAD 7.174
COMPOSICION EN EL DESTILADO .3589

componente no . 4

VOLATILIDAD 2.6087

COMPOSICION EN EL DESTILADO .3082

componente no . 6

VOLATILIDAD .4087

COMPOSICION EN EL DESTILADO .0017

EL REFLUJO MINIMO ES .3585737

A CUANTAS VECES EL REFLUJO MINIMO SE OPERARA

EL REFLUJO MINIMO ES .3585737

A CUANTAS VECES EL REFLUJO MINIMO SE OPERARA 2.5

?Redo from start

A CUANTAS VECES EL REFLUJO MINIMO SE OPERARA 2.5

LEER EL VALOR DE LA GRAFICA CON $X = .2836168$

eje y

EL REFLUJO MINIMO ES .3585737

A CUANTAS VECES EL REFLUJO MINIMO SE OPERARA 2.5

A CUANTAS VECES EL REFLUJO MINIMO SE OPERARA 2.5

LEER EL VALOR DE LA GRAFICA CON X = .2836168

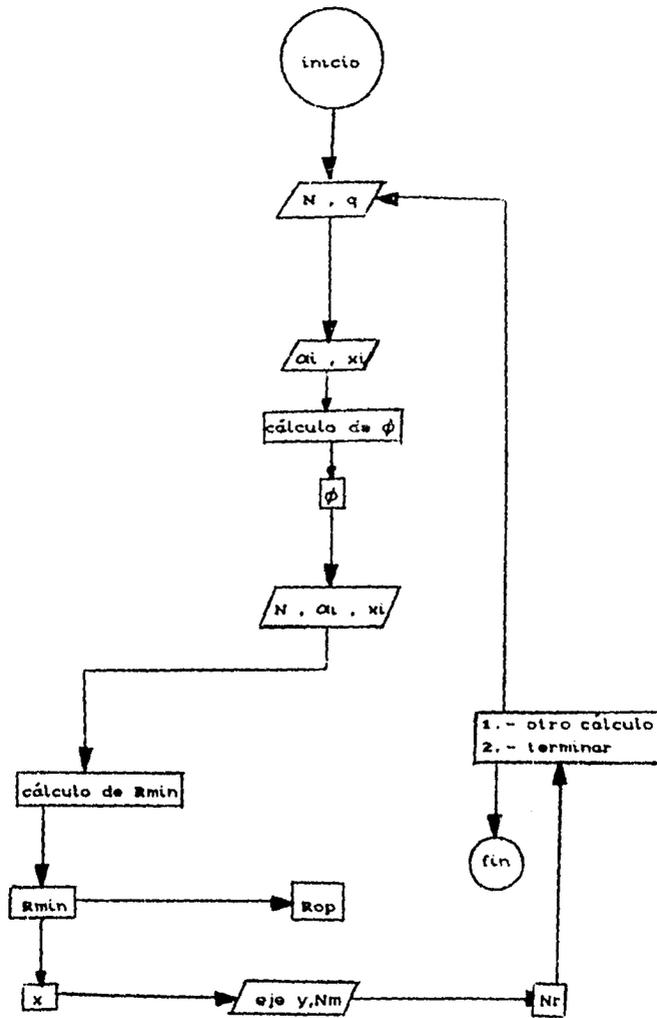
eje y .36
Nm 2.92

la torre será de 5.125001 platos

- 1.- otro cálculo
- 2.- terminar

opcion 2

DIAGRAMA DE FLUJO
CALCULO DE R_{min} Y NUMERO DE FLATOS



PROBLEMA 8.5 DESTILACION MULTICOMPONENTES
CALCULO DEL PLATO DE ALIMENTACION

Se desea calcular el plato de alimentación de una torre de destilación que fracciona propano , butadieno en presencia de propileno , butano y pentano. La destilación se lleva a cabo a 400 psia , y la alimentación está a su punto de ebullición.

datos adicionales

moles en el destilado : 39.74 lbmol / h

moles en el fondo : 60.25 "

fracción del pesado en la alimentación : 0.2010

fracción del ligero en la alimentación : 0.1317

fracción del ligero en fondos : 0.00299

fracción del pesado en el destilado : 0.00506

SOLUCION

Con los datos proporcionados es posible utilizar la ecuación de Kirkbride para el cálculo de la etapa de alimentación :

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left(\frac{60.25}{39.74} \left(\frac{0.2010}{0.1317} \right) \left(\frac{0.00299}{0.00506} \right)^2 \right)$$

$$\frac{m}{p} = 0.95$$

$$p = 10.40$$

$$c = 9.9$$

Resultado

serán 9.9 etapas teóricas por arriba de la alimentación y 10.4 etapas teóricas por debajo de la alimentación.

La solución a este mismo problema se puede realizar a través del programa no. 8.6 (platoal.bas)

PROGRAMA # 40

```
10 PRINT
20 KEY OFF:CLS
30 PRINT
40 COLOR 3,8: CLS
50 PRINT
60 PRINT "      CALCULO DEL PLATO DE ALIMENTACION "
70 PRINT
80 PRINT " ECUACION DE KIRKERIDE"
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 INPUT " MOLES EN DESTILADO (lbmol/h) ", D
140 INPUT " MOLES EN EL FONDO (lbmol/h) ", B
150 INPUT " fraccion del pesado en la alimentacion ", X1
160 INPUT " fraccion del ligero en la alimentacion ", X2
170 INPUT " fraccion del ligero en fondos ", X3
180 INPUT " fraccion del pesado en destilado " , X4
190 PRINT
200 C=.206*LOG((B/D)*(X1/X2)*(X3/X4)^2)

210 C1=2.718281^C
220 INPUT "      N : ", N
230 P=N/(1+C1)
240 PRINT
250 M=N-P
260 PRINT
270 PRINT "ETAPAS TEORICAS POR ARRIBA DE LA ALIMENTACION " , M
280 PRINT "ETAPAS TEORICAS POR DEBAJO DE LA ALIMENTACION " , P
290 PRINT
300 PRINT " 1.- OTRO CALCULO"
310 PRINT " 2.- TERMINAR "
320 INPUT "      OPCION ", OP
330 IF OP=1 GOTO 10
340 END
```

CALCULO DEL PLATO DE ALIMENTACION

ECUACION DE KIRKBRIDE

MOLES EN DESTILADO (lbmol/h) 60.25
MOLES EN EL FONDO (lbmol/h) 39.74
fraccion del pesado en la alimentacion .2010
fraccion del ligero en la alimentacion .1317
fraccion del ligero en fondos .00299
fraccion del pesado en destilado .00506

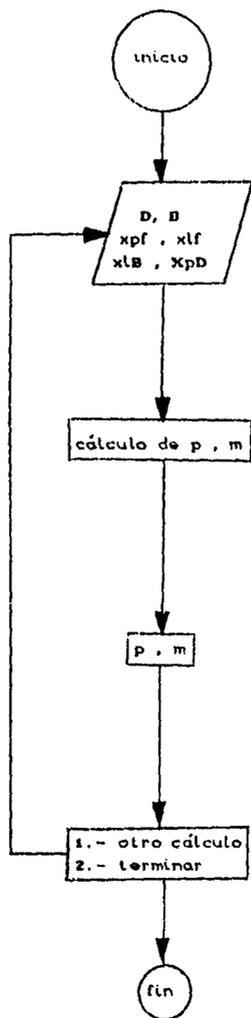
N : 20.37

ETAPAS TEORICAS POR ARRIBA DE LA ALIMENTACION
ETAPAS TEORICAS POR DEBAJO DE LA ALIMENTACION

9.092379
11.27762

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR
OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
DESTILACION MULTICOMPONENTES
PLATO DE ALIMENTACION



DESTILACION POR ETAPAS CON REFLUJO

METODO DE Mc CABE - THIELE

La rectificación o destilación por etapas con reflujo puede considerarse, desde un punto de vista simplificado, como un proceso en el cual se lleva a cabo una serie de etapas de vaporización, de tal manera que los productos de vapor y líquido de cada etapa fluyen a contracorriente.

La función más importante de una columna de platos es la de poner en contacto íntimo a la corriente de líquido que desciende con la corriente de vapores que ascienden.

La corriente de vapor generada en el rehervidor al ir ascendiendo por la torre se va enriqueciendo en el componente más volátil de la mezcla que se está rectificando.

Por su parte, al descender, el líquido se empobrece en el componente más volátil, enriqueciéndose en el más pesado. En cada plato se ponen en contacto la corriente líquida que desciende del plato superior (L_{n+1}) con la corriente de vapor que sube del plato inferior (G_{n+1}). Cuando la etapa se comporta de manera ideal se alcanza el equilibrio y las concentraciones son las correspondientes a la temperatura de equilibrio alcanzada, es decir que la temperatura de la corriente líquida y la del vapor es la misma, (t_n).

En estas condiciones, la concentración del componente ligero en el líquido (x_n) y la concentración del vapor (y_n) son las concentraciones en el equilibrio.

De tal forma, Mc Cabe - Thiele desarrollaron un método para la obtención de los platos en una columna de destilación. Para desarrollar este método se toman las siguientes suposiciones:

- " Las corrientes dentro de la columna no varían mucho. La variación importante es por la entrada, por lo que si no hubiera alimentación, los gastos en la columna serían iguales ". Gracias a esta suposición, no se toma en cuenta el balance de energía.

"En secciones donde no ocurren alimentaciones ni corrientes de producto se puede considerar que se tienen flujos molares constantes". De tal forma, se puede realizar un análisis global y no etapa por etapa.

Zona de Enriquecimiento .

Realizando un balance de materia en la zona de enriquecimiento :

$$y_{n+1} = \frac{L}{O} x_n + \frac{D}{O} x_D$$

definiendo : $R = L / D$

tenemos :

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

Esta ecuación de la zona de enriquecimiento nos permite calcular la composición de vapor en función de la del líquido.

Como se podrá observar, la ecuación corresponde a una recta, por lo que se dice que es la línea de operación de enriquecimiento, cuya pendiente es igual a $R / R + 1$.

Un caso límite se da cuando $R \rightarrow \infty$, en este caso : $L/D = 1$

Zona de Agotamiento

Para la zona de agotamiento es posible realizar también un balance de materia y llegar a la siguiente ecuación, que representa la línea de operación de agotamiento:

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{G} x_m + \frac{W}{G} x_v$$

Como se podrá observar, $L/G_{min} = 1$ cuando $W = 0$.

Si se grafican estas líneas, se podrá observar que hay un punto en el cual se cruzan. La alimentación óptima es este punto de cruce. Lo que está ocurriendo matemáticamente es que se están resolviendo simultáneamente ambas líneas.

Localización del Punto de Alimentación

Igualando ambas ecuaciones y manipulando los balances de materia es posible deducir la ecuación de alimentación, la cual partirá de la gráfica en el punto de la composición de alimentación:

Dicha ecuación es:

$$y = \left(\frac{q}{q-1} \right) x - \frac{z_F}{q-1}$$

donde $q = \frac{\bar{L} - L}{F}$

Si la alimentación es líquido saturado : $\bar{L} - L = F$: $q = 1$

Si la alimentación es vapor saturado : $\bar{L} - L = 0$: $q = 0$

Si la alimentación es una mezcla líquido-vapor : $0 < q < 1$

Si hay líquido subenfriado o vapor sobrecalentado : $q > 1$ y $q < 0$ respectivamente.

A ésta ecuación se le conoce como línea de operación de alimentación y nos da la localización de la alimentación porque es producto de las líneas de enriquecimiento y agotamiento.

Comentarios acerca del programa .

Cabe mencionar , que el metodo de Mc. Cabe - Thiele es un método gráfico bien por ciento , y por la desventaja que representa el realizar un programa que por sí mismo grafique las líneas de operación y de equilibrio , y no le permita al usuario adquirir experiencia en la aplicación de este método , se ha decidido crear un programa que le facilite al usuario la creación de sus propios diagramas , es decir , lo que se pretende es evitar los cálculos engorrosos que representan la obtención de puntos a través de la línea de enriquecimiento , la de agotamiento y la de alimentación , por lo que el programa desarrollado realizará estos cálculos por el usuario , mientras éste tendrá que realizar por sí mismo la graficación de éstos puntos y manipular su diagrama de acuerdo a sus objetivos.

PROBLEMA NO. 8.6 METODO DE Mc CABE - THIELE
TABULACION DE LA LINEA DE ENRIQUECIMIENTO , LINEA
DE AGOTAMIENTO Y LINEA DE ALIMENTACION

Línea de Enriquecimiento

Para los siguientes datos , obtenga cinco puntos de la línea de enriquecimiento con el fin de realizar un diagrama :

$$\begin{aligned}L &= 11300 \text{ kgmol / h} \\G &= 7800 \text{ kgmol / h} \\D &= 4800 \text{ kgmol/h} \\x_D &= 0.38 \\x_n &= 0.092\end{aligned}$$

SOLUCION

Evaluando estos datos en la ecuación de la línea de operación de enriquecimiento :

x_D	y_n
0.1	0.378
0.15	0.451
0.2	0.523
0.25	0.596
0.3	0.668

Línea de agotamiento

Los datos en la zona de agotamiento son los siguientes :

$$\begin{aligned}W &= 9250 \text{ kgmol / h} \\G &= 7300 \text{ kg mol / h} \\L_F &= 10820 \text{ kgmol / h} \\X_w &= 0.098 \\X_m &= 0.092\end{aligned}$$

tabule cinco puntos de esta línea.

SOLUCION

Tabulando:

x_w	y_{m+1}
0.092	0.583
0.095	0.588
0.097	0.591
0.098	0.592
0.1	0.595

Línea de Operación de Alimentación

Con una alimentación de 13200 kmol/h y una composición de 0.25 obténgase la línea de alimentación.

SOLUCION

Ya se proporcionaron los valores de los flujos alrededor de la torre en las secciones de enriquecimiento y agotamiento, por lo que es posible calcular q y obtener también la pendiente y la ordenada de la línea de alimentación:

empleando la definición de q :

$$q = - 3.6 \times 10^{-2}$$

$$m = 3.50 \times 10^{-2}$$

$$A = -0.24$$

Donde m es la pendiente de la línea de alimentación y A es su ordenada al origen.

La solución a este mismo problema se muestra en el programa no.8.7 (maccaben.bas).

Al final del capítulo se muestran corridas de dos programas anexos que permiten almacenar y leer valores de las constantes de la ecuación de Mc Williams para varios componentes.

PROGRAM # 41

```
10 KEY OFF:CLS
20 COLOR 2,8:CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT "          METODO DE Mc CABE - THIELE "
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT
```

```
210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT "          LINEA DE ENRIQUECIMIENTO "
260 PRINT
270 PRINT
280 INPUT " producto de fondo ( kgmol/h ) : L", L
290 INPUT " producto de domos ( kgmol/h ) : G ", G
300 INPUT " destilados ( kgmol/hr ) : D ", D
310 INPUT " composicion del destilado : XD ", XD
320 INPUT " composicion de la torre : xn ", XN
330 PRINT
```

```

350 PRINT
360 YN(C) = ((L/G)*XN(C)) + ((D/G)*XD)
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT
400 NEXT C
420 PRINT " LINEA DE ENRIQUECIMIENTO "
430 PRINT
440 PRINT " xn          yn "
442 PRINT
450 PRINT
460 PRINT
470 FOR C=1 TO FER
480 PRINT XN(C) , YN(C)
490 NEXT C
491 PRINT
492 PRINT
493 PRINT
494 PRINT
495 PRINT
496 PRINT
500 PRINT " LINEA DE AGOTAMIENTO "

```

```

510 REM          linea de agotamiento "
520 PRINT
530 INPUT " producto del rehervidor ( kmol/h ) : W " , W
540 INPUT " Flujo de vapor ( kmol / h ) : G " , G
550 INPUT " producto de fondos ( kmol/h ) : LF " , LF
560 INPUT " composicion a la salida del rehervidor : Xw " , XW
570 INPUT " composicion de liquido en la torre : xm " , XM
571 INPUT " numero de valores deseado " , DE
573 PRINT
574 PRINT " introducir valor de xm deseado : "
575 FOR D= 1 TO DE
577 INPUT " xm = " , XM(D)
578 NEXT D
579 FOR D= 1 TO DE
580 YN2(D) = ((L/G)*XM(D)) + ((W/G)*XD)
585 NEXT D
590 M2=L/G
600 PRINT

```

```

610 PRINT
620 PRINT " la pendiente de la linea de agotamiento es " , M2
630 PRINT
640 PRINT
650 PRINT
660 PRINT
670 PRINT
680 PRINT "          LINEA DE ALIMENTACION "
690 PRINT
700 PRINT
710 PRINT
720 PRINT
730 PRINT
740 PRINT
750 INPUT " alimentacion ( kmol/hr ) " , F

760 Q=(LF-L)/F
770 PRINT
780 INPUT " composicion en la alimentacion " , ZF
790 PRINT
800 PRINT " la condicion termica de alimentacion es " , Q
810 PRINT " la pendiente de la linea de operacion es " , (Q/(Q-1))
820 PRINT " la ordenada de la linea de alimentacion de operacion es "
830 PRINT ZF/(Q-1)
840 PRINT
850 PRINT
860 PRINT
870 PRINT
880 PRINT
890 PRINT
900 PRINT "          1.- OTRO CALCULO "
910 PRINT "          2.- TERMINAR "
920 PRINT
930 INPUT "          OPCION " , OP
940 IF OP=1 GOTO 10
950 END

```

METODO DE Mc CABE - THIELE

LINEA DE ENRIQUECIMIENTO

producto de fondo (kgmol/h) : L11300

producto de domos (kgmol/h) : G 7800
destilados (kgmol/hr) : D 4800
composicion del destilado : XD .38
composicion de la torre : xn .092

La pendiente de la linea de enriquecimiento es .1132919

numero de valores que se desea enlistar 5
introducir el valor de xn deseado :
xn 0.1
xn 0.15
xn 0.20
xn 0.25
xn 0.30

LINEA DE ENRIQUECIMIENTO

xn	yn
.1	.378718
.15	.4511539
.2	.5235897
.25	.5960256
.3	.6684616

LINEA DE AGOTAMIENTO

producto del rehervidor (kmol/h) : W 9250

flujo de vapor (kmol / h) : G 7800
producto de fondos (kmol/h) : LF 10820
composicion a la salida del rehervidor : Xw.098
composicion de liquido en la torre : xm .092
numero de valores deseado 5

introducir valor de xm deseado :

xm =	.092
xm =	.095
xm =	.097
xm =	.098
xm =	.1

mm	yn2
.092	.5839231
.095	.5882693
.097	.5911667
.098	.5926154
.1	.5955129

la pendiente de la linea de agotamiento es 1.448718

LINEA DE ALIMENTACION

alimentacion (kmol/hr) 13200

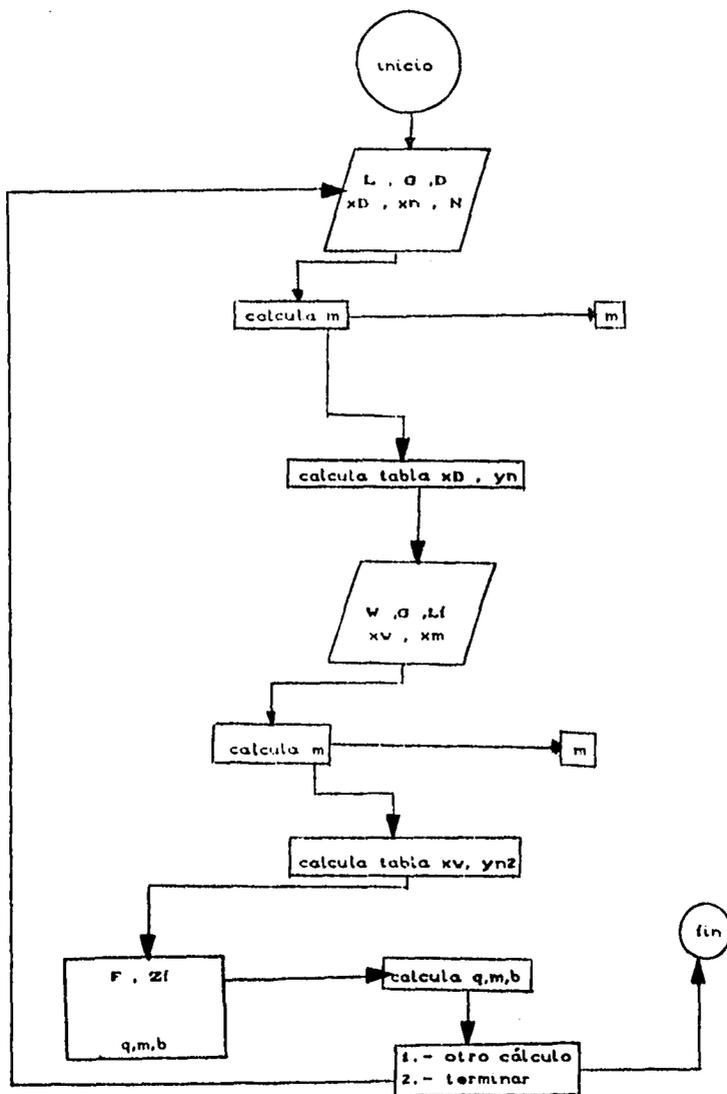
composicion en la alimentacion .25

la condicion termica de alimentacion es $-3.636364E-02$
la pendiente de la linea de operacion es $3.508772E-02$
la ordenada de la linea de alimentacion de operacion es $-.2412281$

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
 LINEA DE ENRIQUECIMIENTO / AGOTAMIENTO
 METODO DE Mc CABE - THIELE



DESTILACION INSTANTANEA O FLASH

9

DESTILACION INSTANTANEA O FLASH

Este tipo de destilación implica la vaporización instantánea de una parte de una mezcla líquida ya sea mediante calor o reducción de presión.

Para lograr lo anterior se debe lograr que la mezcla a destilar se encuentre entre los puntos de rocío y de burbuja. Este tipo de operación se puede utilizar tanto con mezcla binaria como multicomponentes, el empleo más frecuente es el tratamiento de las segundas.

El equipo empleado para este tipo de destilación es muy sencillo en comparación con el empleado en otros tipos de destilaciones y, consiste generalmente en cambiadores de calor, válvulas de control y tanque separadores.

La función de los cambiadores de calor, es la de proporcionar la energía necesaria a la mezcla que se va a destilar. Para una mezcla binaria se puede visualizar claramente en un diagrama H vs X el efecto que le producirá a la mezcla el calentamiento.

Las válvulas de control se utilizan tanto para controlar el flujo de materia, como para reducir la presión (procedimiento utilizado en muchos casos para producir la vaporización instantánea en vez del calentamiento).

La función del tanque separador es la separación de las fases líquida y gaseosa, para ello presentan un área de flujo muy grande en comparación con la de la tubería que alimenta la mezcla de manera que las fases tienen la oportunidad de separarse.

La separación de los componentes ligeros de los pesados es relativamente pobre en la destilación instantánea ya que sólo se utiliza una etapa en equilibrio.

EQUILIBRIO

La destilación se lleva a cabo proporcionando energía a una mezcla de varios líquidos, de los que se evaporan más rápidamente aquellos que tengan la presión de vapor más alta. A los vapores salientes de los equipos se les deberá eliminar el calor latente de evaporación para pasarlos a la fase líquida.

Para lograr la destilación se deberá proporcionar calor a la mezcla líquida, llevar ésta a la temperatura de ebullición y además proporcionar el calor latente para que pasen al estado gaseoso. La temperatura de ebullición de las disoluciones líquidas ideales se alcanzará cuando la suma de las presiones parciales iguale a la presión total de operación.

Para aquellas mezclas en las que no se puede suponer la idealidad, o para el cálculo de mezclas multicomponentes, se suele utilizar el llamado coeficiente de distribución definido por:

$$K_i = \bar{y}_i / \bar{x}_i$$

Los valores de K para algún compuesto en particular son función de la temperatura, la presión y la composición de la mezcla. Su cálculo es complicado y tedioso, por lo que es recomendable evaluarla a través de un programa de computadora.

Una ecuación simple que relaciona a K con la presión y la temperatura es la de Mc. Williams:

$$\begin{aligned} \ln K = & A_{T1} (1/T^2) + a_{T2} (1/T) + a_{T3} (\ln T) + a_{T4} T \\ & + a_{T5} T^2 + a_{T6} T^3 + a_{P1} (1/P^2) + a_{P2} (1/P) + a_{P3} (\ln P)^2 \\ & + a_{P4} (\ln P)^3 + a_{P5} (P) \end{aligned}$$

También es posible obtener la k a partir de gráficas (ver apéndice).

Para una mezcla binaria

$$P_T = P_A^0 x_A + P_B^0 x_B$$

La temperatura de ebullición se obtiene por tanteos, seleccionando una temperatura, obteniendo la presión de vapor de los componentes puros, verificando que la suma de presiones parciales sea igual a la total.

De aquí se puede deducir que :

$$\bar{x}_i = \frac{\bar{y}_i P_T}{P_i^0}$$

por lo que la composición en la fase líquida de i es función de su composición en la fase gaseosa y de su presión de vapor.

ENTALPIAS

Las correlaciones utilizadas para el cálculo de la entalpía en la fase líquida y en la fase vapor, considerando un comportamiento ideal, son función de la composición de i en cada fase :

$$H_L = x_A (C_{p_{LA}} (T_e - T_0) + (1-x_A) C_{p_B} (T_e - T_0))$$

$$H_V = y_A (C_{p_{LA}} (T_e - T_0) + \lambda_A) + (1-y_A) (C_{p_B} (T_e - T_0) + \lambda_B)$$

De igual forma, existen ecuaciones más complejas, las cuáles incluyen los efectos de diversas propiedades sobre la entalpía.

La entalpía de mezclas multicomponentes depende de la presión, la temperatura, y también del tipo y concentración de los componentes que forman la mezcla.

Una ecuación que muestra el efecto de todas esas variables es la siguiente (Natural Gas Suppliers Association).

$$H = H_m^0 - (H^0 - H)_m$$

$$(H^0 - H) = RT_{cm} \left[\left(\frac{H^0 - H^0}{R T_c} \right) + W_m \left(\frac{H^0 - H}{R T_c} \right)^2 \right]$$

$$H_m^0 = \sum_{i=1}^n \bar{x}_i H_i$$

Donde :

H_i^0 = Entalpía ideal del componente i, en BTU/lbmol

a la temperatura T en °F obtenida de la gráfica (ver apéndice).

\bar{x}_i = fracción mol del componente i en la mezcla

$\left(\frac{H^0 - H^0}{R T_c} \right)$ = efecto de la presión sobre la entalpía en fluidos

simples, obtenida a partir de gráfica.

$\left(\frac{H^0 - H}{R T_c} \right)^2$ = efecto de la presión en la entalpía en fluidos

reales, a partir de gráfica.

$$w_m = \sum \bar{x}_i w_i$$

w_i = factor acentrico del componente i

$$T_{cm} = \sum \bar{x}_i T_{ci}$$

T_{ci} = temperatura critica del componente i en R

$$P_{cm} = \sum \bar{x}_i P_{ci}$$

P_{ci} = presión critica del componente i en psia.

R = constante de los gases.

Compuestas	a_1	a_2	a_3	a_4	a_5	a_6
Metano	-292860.	0	0	0	0	824450
Etileno	-600078.875	0	0	0	0	790595
Etileno	-687248.25	0	0	0	0	790699
Propileno	-623484.6875	0	0	0	0	771725
Propileno _s	0	-463024609	0	-0.00409	0	1532456
Propano	-970688.5825	0	0	0	0	715059
Propano _s	-1095349.0	40279321	0	0	0	683885
Isobutano	-1166846.0	0	0	0	0	772668
Isobutano _s	-1182432.0	0	0	0.00014	0	766712
Isobutano _s	-1126074.0	0	0	0	0	732168
n-Butano	-1280557.0	0	0	0	0	794986
n-Butano _s	0	0	19.65479	-0.02024	0	-109.11067
n-Butano _s	-1227406.0	0	0	0	0	744821
Isopentano	-1481583.0	0	0	0	0	758071
Isopentano _s	0	-8974.08954	-8.13344	0	0	5870558
Isopentano _s	-1435771.0	0	0	0	0	718972
n-Pentano	-1524891.0	0	0	0	0	733129
n-Pentano _s	-1644864.0	0	0	0	0	832880
n-Pentano _s	-1478683.0	0	0	0	0	695724
n-Hexano	-1778901.0	0	0	0	0	696783
n-Hexano _s	0	0	0	0.04478	-0.0000233488	-1552781
n-Hexano _s	-1740482.0	0	0	0	0	667291
n-Heptano	-2013603.0	0	0	0	0	652914
n-Heptano _s	-1984315.0	0	0	0	0	829305
n-Octano	0	-7846.81841	0	0	0	1248457
n-Octano _s	-838108.375	-4686.72266	0	0	0	992379
n-Nonano	-255104.0	0	0	0	0	568313
n-Decano	0	-9760.45703	0	0	0	1380354

TABLE 9.1 ECUACION DE Mc WILLIAMS. VALORES DE LOS COEFICIENTES PARA HIDROCARBUROS LIGEROS.

θ_{p_1}	θ_{p_2}	θ_{p_3}	θ_{p_4}	θ_{p_5}	Mean Error	%-5	%-10	Number of Data Values
-0.89810	59.8488	0	0	0	1.68	98.3	100	136
-0.84877	42.94594	0	0	0	2.85	88.1	97.8	136
-0.88800	48.02854	0	0	0	1.98	94.1	100	136
-0.87871	47.67824	0	0	0	1.90	93.3	100	136
-0.88084	48.14787	0	0	0	1.34	96.0	100	128
-0.76984	0	8.90224	0	0	2.36	93.3	100	136
-0.77212	0	8.90804	0	0	2.08	98.7	100	128
-0.92213	0	0	0	0	2.62	88.1	100	136
-0.93307	0	0	0	0	2.42	98.1	100	108
-0.86415	0	0	0	0	1.73	100	100	33
-0.98485	0	0	0	0	3.81	73.3	97.0	136
-0.98838	0	0	0	0	2.82	79.6	100	83
-0.99083	0	0	0	0	2.04	98.2	100	48
-0.93159	0	0	0	0	4.88	66.1	91.8	136
-1.49832	0	0	0.08708	0	1.48	98.6	100	88
-0.87511	0	0	0	0	3.14	78.7	100	88
-0.88143	0	0	0	0	4.30	71.1	90.4	136
-1.17078	0	0	0	0.00823	1.43	98.4	100	81
-0.83977	0	0	0	0	3.10	82.4	96.8	74
-0.84834	0	0	0	0	4.90	60.0	91.8	136
-1.23187	0	0	0	0.00718	1.38	98.9	100	32
-0.80600	0	0	0	0	3.12	83.7	98.0	88
-0.79843	0	0	0	0	8.34	48.8	84.7	118
-0.76124	0	0	0	0	4.88	66.7	97.2	108
-0.73182	0	0	0	0	7.88	40.8	98.3	101
-0.72922	0	0	0	0	6.18	53.1	81.2	88
-0.67818	0	0	0	0	8.40	24.1	89.0	83
-0.71470	0	0	0	0	6.88	54.0	77.8	83

TABLA 9.1 Continúa

PROBLEMA NO. 9.1 DESTILACION INSTANTANEA

CALCULO DEL COEFICIENTE DE REPARTO : K

ECUACION DE MC. WILLIAMS

Encontrar la K del propano a 210° F y 120 psia usando la ecuación de Mc Williams y en forma gráfica.

Datos :

constantes de Mc. Williams

$$a_{T1} = - 970.688.5625$$

$$a_{T2} = 0$$

$$a_{T3} = 0$$

$$a_{T4} = 0$$

$$a_{T5} = 0$$

$$a_{T6} = 7.15059$$

$$a_{P1} = -0.76984$$

$$a_{P2} = 0$$

$$a_{P3} = 6.90224$$

$$a_{P4} = 0$$

$$a_{P5} = 0$$

SOLUCION

Se evalúan las constantes en la ecuación de Mc Williams , a una temperatura de 210° F y 120 psias.

el resultado obtenido es :

$$K = 3.8969$$

En forma gráfica , la solución es de 3.8

A continuación se muestra la solución a través del programa no.9.1 (Williams), desde luego , se recomienda el empleo de la ecuación en lugar de la forma gráfica , pues este método acarrea errores de lectura.

PROGRAM # 42

```
10 KEY OFF: CLS
20 COLOR 3,8 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT "          CALCULO DE K "
80 PRINT
90 PRINT "          EC. DE MC WILLIAMS "
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 COLOR 2,8
140 INPUT " temperatura (f) " , T
150 INPUT " presion ( psia ) " , P
170 PRINT " constantes "
180 PRINT
181 T=T+460
190 INPUT " AT1 " , AT1
200 INPUT " AT2 " , AT2

210 INPUT " AT3 " , AT3
220 INPUT " AT4 " , AT4
230 INPUT " AT5 " , AT5
240 INPUT " AT6 " , AT6
250 INPUT " AP1 " , AP1
260 INPUT " AP2 " , AP2
270 INPUT " AP3 " , AP3
280 INPUT " AP4 " , AP4
290 INPUT " AP5 " , AP5
300 Z=(AT1*(1/(T^2)))+(AT2*(1/T))+(AT3*LOG(T))+(AT4*T)+(AT5*T^2)+(AT6)+(AP1*LOG(P))+(AP2*(1/(P^2)))+(AP3*(1/P))+(AP4*(LOG(P)^2))+(AP5*(LOG(P)^3))+(AP5*F)
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT
340 PRINT
350 PRINT " LA K ES " ,2.718281^Z
360 PRINT
370 PRINT
380 PRINT
390 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
```

```
400 PRINT " 2.- TERMINAR "  
410 PRINT  
420 PRINT  
430 INPUT "          OPCION ", OP  
440 IF OP=1 GOTO 10  
450 END
```

CALCULO DE K
EC. DE MC WILLIAMS

temperatura (f) 210
presion (psia) 120
constantes

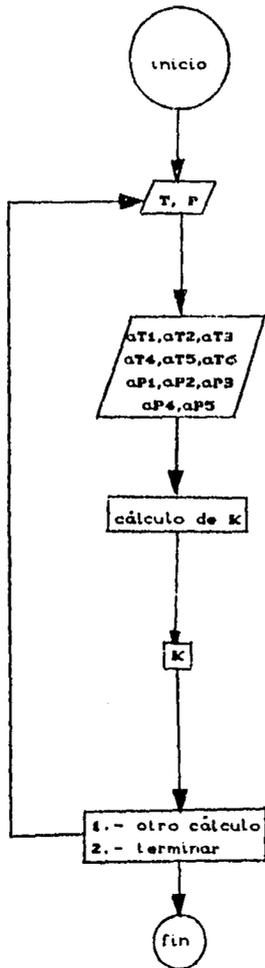
AT1-970688.5625
AT20
AT3 0
AT40
AT5 0
AT6 7.15059
AF1 -0.76984
AF2 0
AP3 6.90224
AP4 0

LA K ES 3.896715

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
CALCULO DE K . ECUACION DE Mc WILLIAMS



PROBLEMA NO. 9.2 DESTILACION INSTANTANEA
 VALORES DEL DIAGRAMA T vs x Y EL DIAGRAMA y vs X

Calcular los valores del diagrama temperatura vs concentración a presión constante para una mezcla n-heptano, n-octano, suponiendo que forman una solución ideal. Los puntos de ebullición a 1 atm son para el n-heptano 98.4 C y para el n-octano 125.6 C. Las presiones de vapor de esos componentes en función de la temperatura están en la tabla siguiente.

T (C)	P ^o n-hep (mm Hg)	P ^o n-oct (mm Hg)
98.4	760	333
105	940	417
110	1050	484
115	1200	561
120	1350	650
125.6	1540	760

SOLUCIÓN

Al conocerse la presión total y las presiones de vapor a diferentes temperaturas pueden construirse las tablas con los valores de los diagramas x vs y y T vs x/y

para el vapor :

$$Y_{n-hep} = \frac{P^o_{n-hep} \bar{x}_{n-hep}}{P_T}$$

De esta forma se tiene :

$T \text{ (} ^\circ\text{C)}$	$\bar{x}_{n\text{-hep}}$	$\bar{y}_{n\text{-oct}}$
98.4	1	1
105	0.655	0.810
110	0.487	0.672
115	0.311	0.491
120	0.157	0.278
125.6	0.000	0.000

La solución a este problema se presenta a continuación , con el programa no. 9.2 (diabat.bas)

PROGRAM # 43

```
10 KEY OFF:CLS
20 COLOR 3,8 :CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT "          DIAGRAMAS : T vs x   Y   x vs y "
90 PRINT
100 PRINT "          A PRESION CONSTANTE : SISTEMAS BINARIOS "
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 INPUT " PRESION TOTAL ( mmHg ) ", P
150 PRINT
160 INPUT " numero deseado de calculos " , N
170 PRINT
180 PRINT
190 FOR X= 1 TO N
200 PRINT

210 PRINT " calculo no . " , X
220 PRINT
230 INPUT " presion de vapor del componente 1 ( mmHg ) ", PV(1,X)
240 INPUT " temperatura ( C ) " , T (X)
250 PRINT
260 PRINT
270 INPUT " presion de vapor del componente 2 ( mmHg ) " , PV(2,X)
280  $X(1,X)=(P-PV(2,X))/(PV(1,X)-PV(2,X))$ 
290  $Y(2,X)=(PV(1,X)*X(1,X))/P$ 
300 NEXT X
310 PRINT
320 PRINT
330 PRINT " T ( C ) "
340 PRINT
350 PRINT
360 FOR X=1 TO N
```

```
370 PRINT USING " ###.###" ;T(X)
375 NEXT X
376 INPUT " oprima cualquier tecla para continuar " , OP$
377 PRINT
378 PRINT "      x1 "
379 FOR X= 1 TO N
380 PRINT USING " ###.###" ; X(1,X)
381 NEXT X
382 INPUT " oprima cualquier tecla para continuar " , OP$
383 PRINT
384 PRINT "      y2 "
385 FOR X= 1 TO N
386 PRINT USING " ###.### " ; Y(2,X)
387 NEXT X
390 PRINT
410 PRINT
420 PRINT
430 PRINT " 1.- OTRO CALCULO"
440 PRINT " 2.- TERMINAR "
450 PRINT
460 INPUT "                OPCION " , OP
470 IF OP=1 GOTO 10
```

```
480 END
```

DIAGRAMAS : T vs x Y x vs y
A PRESION CONSTANTE : SISTEMAS BINARIOS

PRESION TOTAL (mmHg) 760

numero deseado de calculos 6

calculo no . 1

presion de vapor del componente 1 (mmHg) 760

presion de vapor del componente 2 (mmHg) 333

calculo no . 2

presion de vapor del componente 1 (mmHg) 940
temperatura (C) 105

presion de vapor del componente 2 (mmHg) 417

calculo no . 3

presion de vapor del componente 1 (mmHg) 1050
temperatura (C) 110

presion de vapor del componente 2 (mmHg) 484

calculo no . 4

presion de vapor del componente 1 (mmHg) 1200
temperatura (C)

temperatura (C) 120

presion de vapor del componente 2 (mmHg) 650

calculo no . 6

presion de vapor del componente 1 (mmHg) 1540
temperatura (C) 125.6

presion de vapor del componente 2 (mmHg) 760

T (C)

98.400
105.000
110.000
115.000
120.000
125.600

oprima cualquier tecla para continuar

x1
1.000
0.856
0.488
0.311
0.157
0.000

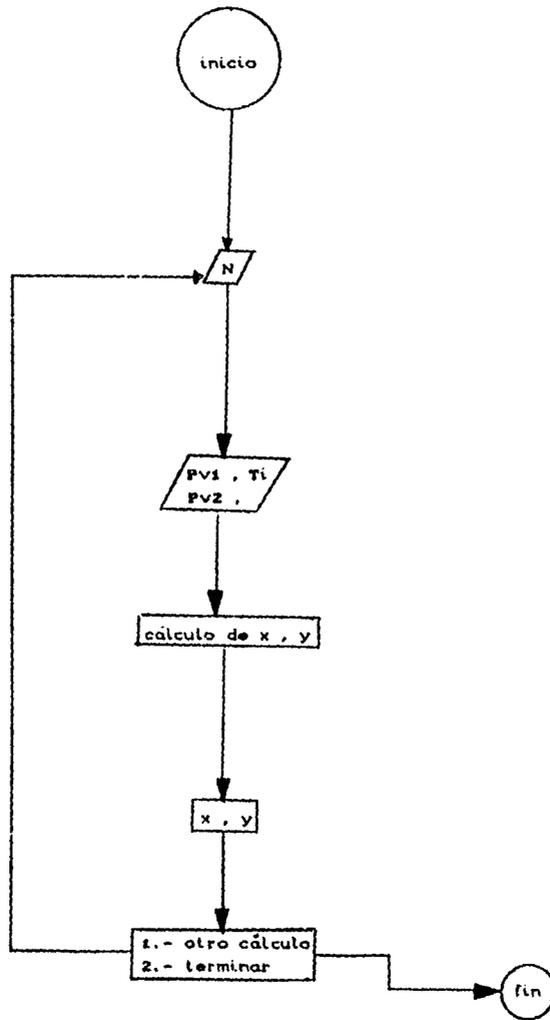
oprima cualquier tecla para continuar

y2
1.000
0.811
0.674
0.492
0.279
0.000

1.- OTRO CALCULO
2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
DIAGRAMAS T vs C v x vs y
SISTEMAS BINARIOS



PROBLEMA 9.3 DESTILACION INSTANTANEA O FLASH
CALCULO DE LOS VALORES DEL DIAGRAMA ENTALPIA vs COMPOSICION
PARA MEZCLAS IDEALES

Obtengase los valores del diagrama H vs x_1, y_1 para el sistema benceno-etilbenceno a 586 mm Hg.

Datos.

Para benceno:

constantes de Antoine

A = 6.90565 B = 1211.033 C = 220.79

Para etilbenceno :

A = 6.95719 B = 1404.255 C = 213.206

SOLUCION

Con las constantes de Antoine proporcionadas es posible calcular las composiciones del líquido y del gas en función de la presión de vapor, con la composiciones conocidas, se puede obtener el valor de la entalpía de la mezcla a través de la correlación de entalpías de mezcla.

$$Cp_A = 36.2 \text{ kcal / kg mol } ^\circ C$$

$$Cp_B = 55.12 \text{ kcal / kg mol } ^\circ C$$

$$\lambda_A = 7176 \text{ kcal / mol}$$

$$\lambda_B = 9135 \text{ kcal / kgmol}$$

Correlaciones a utilizar :

$$H_L = X_A (Cp_{LA} (T_e - T_o)) + (1-X_A) (Cp_B (T_e - T_o))$$

$$H_{VA} = Y_{LA} (Cp_{LA} (T_e - T_o) + \lambda_A) + (1-Y) (Cp_B (T_e - T_o) + \lambda_B)$$

los valores obtenidos a temperaturas intermedias son los siguientes :

T	X _A	X _B	H _L	H _V
71.9	1.00	1.00	2552.0	10040
75	0.997	0.980	2840.0	10236
80	0.928	0.942	3220.0	10629
85	0.595	0.895	3663.0	10805
90	0.482	0.839	4069.0	11262
95	0.385	0.772	4523.0	11645
100	0.301	0.694	4942.5	11974
105	0.228	0.600	5427.0	12666
110	0.165	0.494	5830.0	13272
115	0.109	0.369	6354.0	13956
120	0.059	0.226	6865.0	14751
126.8	0.000	0.000	7345.8	16197

A continuación se muestra la solución a través del programa 9.3 .
(diaent.bas).

PROGRAMA # 44

```

10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 2,3:CLS
30 COLOR 14:CLS
40 PRINT
50 PRINT "          DIAGRAMA H VS x,y PARA MEZCLAS IDEALES "
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 DEF FNLABA=TBA0*(2.17*(LOG(PCB)-1)/(1.93-TBA0))
110 DEF FNLABB=TBEO*(2.17*(LOG(PCB)-1)/(1.93-TBEO))
120 DEF FNLAA=FNLABA*((1-TRA)/(1-TBA0))-1.38
130 DEF FNLAR=FNLABB*((1-TRB)/(1-TBEO))-1.56
140 DEF FNFOA=EXP((AA-BA)/(CA+T))/760
150 DEF FNFOB=EXP((AB-BB)/(CB+T))/760
160 DEF FNXP=(P-FNFOB)/(FNFOA-FNFOB)
170 DEF FNY=(FNFOA*FNXP)/P
180 DEF FNCPVA=A1+B1*T+C1*T^2+D1*T^3
190 DEF FNCPVB=A2+B2*T+C2*T^2+D2*T^3
200 DEF FNCPLA=(2.56+.436*(1-TRA)+OMA*(2.91+4.28*(1-TRA)+(.333)/TRA-.298*(1-TRA)
))*.98+FNCPVA

210 DEF FNCPLB=(2.56+.436/(1-TRB)+OMB*(2.91+4.28*(1-TRB)+(.333)/TRB-.298*(1-TRB)
))*.98+FNCPVB
220 DEF FNHL=FNXP*FNCPLA*(T-REF)+(1-FNXP)*FNCPLB*(T-REF)
230 DEF FNHV=FNY*(FNCPLA*(T-REF)+FNLAA)+(1-FNY)*(FNCPLB*(T-REF)+FNLAR)
240 PRINT
250 PRINT
260 REM          INTRODUCIR CONSTANTES
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT
300 PRINT
310 INPUT " nombre del componente 1 " , A$
320 INPUT " nombre del componente 2 " , B$
330 PRINT " presion critica de " ,A$::INPUT "(atm)",PCA
340 PRINT " presion critica de " ,B$::INPUT "(ATM)",PCB
350 PRINT
360 PRINT " temperatura critica de " ,A$::INPUT "(kelvin)" ,TCA
370 PRINT " temperatura critica de " ,B$::INPUT "(kelvin)" ,TCB
380 PRINT " factor acentrico de " ,A$ ::INPUT OMA
390 PRINT "factor acentrico de " ,B$::INPUT OMB

```

```

400 PRINT
410 PRINT
420 PRINT
430 PRINT "      constantes de Antoine de la forma : lnP=a-b/(c+t)
440 PRINT "      donde T en ( K ) y P en ( atm )
450 PRINT
460 PRINT
470 PRINT " para " , A$
480 INPUT " A : ", AA
490 INPUT " B : ", BA
500 INPUT " C : ", CA
510 PRINT
520 PRINT
530 PRINT " para " , B$
540 INPUT " a: ", AB
550 INPUT " b: ", BB
560 INPUT " c" ,CB
570 PRINT
580 PRINT
590 PRINT

600 PRINT
610 PRINT
620 PRINT
630 REM *****
640 PRINT "      CALCULO DE TEMPERATURAS DE EBULLICION "
650 PRINT
660 PRINT
670 PRINT "      Numero de calculos = 0 finaliza el programa "
680 PRINT
690 PRINT
700 PRINT
710 INPUT "      numero de calculos deseado " , N
720 IF N=0 THEN END
730 PRINT
740 INPUT " temperatura de referencia ( K ) ",REF
750 INPUT " presion de trabajo ( atm ) ",P
760 TBA=-BA/(LOG(P*760)-AA)-CA:TBRA=TBA/TCA
770 TBAQ=-BA/(LOG(760)-AA)-CA)
771 TBRAQ=TBAQ/TCA
780 TBB=-BB/(LOG(P*760)-AB)-CB
791 TBQB=TBB/TCB
790 TBBO=-BB/(LOG(760)-AB)-CB

```

```

810 IF TBA>TBB THEN G=TBB ELSE G=TBA
820 IF TBA>TAB THEN H=TBA ELSE H=TBB
830 PRINT
840 PRINT " T(X)      XA"
850 FOR T= G TO N STEP 1
860 TRA=T/TCA;TRB=T/TCB
870 PRINT T,FNX
880 NEXT T
881 INPUT " oprima enter para continuar desplegado de resultados ",OP$
882 PRINT "      xa      ya "
883 FOR T= G TO N STEP 1
884 PRINT FNx,FNy
885 NEXT T
886 INPUT " oprima enter para continuar ",OP$
887 PRINT "      hl ( kcal/kgmol )      hv (kcal/kgmol)"
888 FOR T= G TO N STEP 1
889 PRINT FNHL,FNHV
890 NEXT T
898 T=H
900 PRINT T,FNA
910 PRINT
920 GOTO 700

```

DIAGRAMA H VS x,y PARA MEZCLAS IDEALES

nombre del componente 1 benceno
nombre del componente 2 etilbenceno
presion critica de benceno(atm)
presion critica de etilbenceno(ATM)
temperatura critica de benceno (kelvin)
temperatura critica de etilbenceno (kelvin)
factor acentrico de benceno

constantes de Antoine de la forma : $\ln P = a - b/(c+t)$
donde T en (K) y P en (atm)

para benceno
A : 6.90565
B : 1211.033
C : 220.79

para etilbenceno
a: 6.95719
b: 1424.255
c213.206

numero de calculos deseado 10

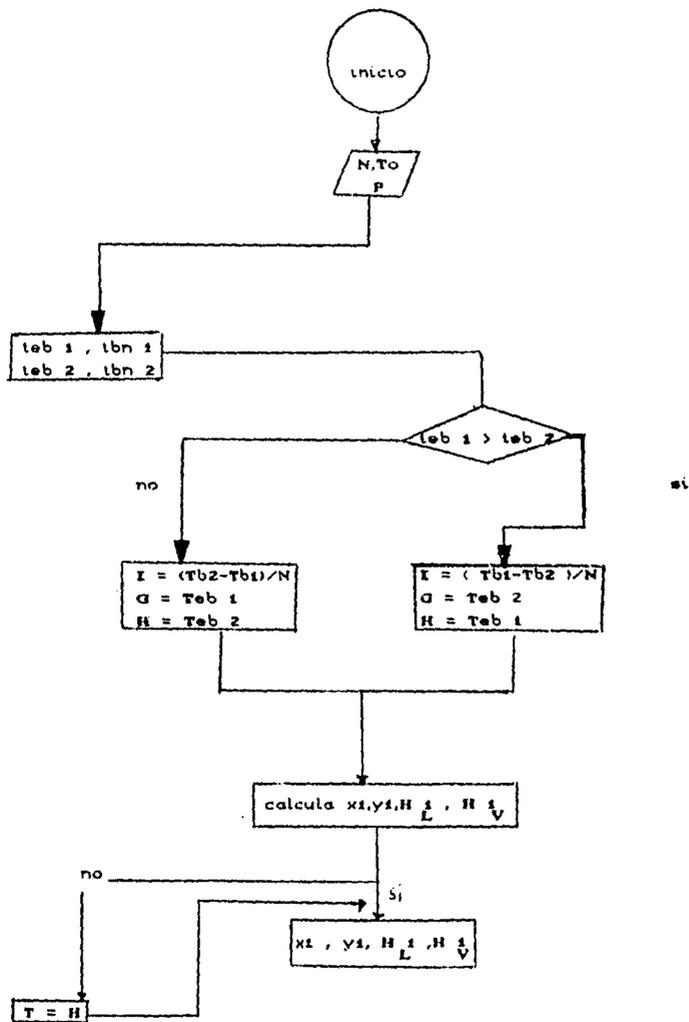
temperatura de referencia (K) 298
presion de trabajo (atm) .77

T(X)	XA
oprima enter para continuar	desplegado de resultados
xa	xb
1	1
.897	.980
.728	.942
.595	.895
.482	.839
.385	.772
.301	.694
.228	.600
.165	.494
.109	.369
.059	.226

oprima enter para continuar

HL (kcal/kmol)	HV (kcal/ kmol)
2552	10040
2840	10236
3220	10629
3663	10805
4069	11262
4523	11645
4942.5	11974
5429	12666
5830	13272
6354	13956

DIAGRAMA DE FLUJO
 DIAGRAMA ENTALPIA vs x_1 y
 MEZCLAS IDEALES



PROBLEMA 9.4 DESTILACION INSTANTANEA O FLASH
 CALCULO DE ENTALPIAS DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES

Calcular la entalpía de la mezcla formada por :

metano : 20 %
 etano : 30 %
 propano : 50 %

La mezcla está a 120°F y 1000 psia de presión.

SOLUCION

En este problema se utilizará el método desarrollado por la NGPSA, pues permite incluir el efecto de la presión, temperatura y concentración de los componentes.

Evaluando el método :

comp.	x	v	PM	H _{120 F}	Tc R	Pc
CH ₄	0.2	0.013	16	4685	344	673
C ₂ H ₆	0.3	0.105	30	5686	550	710
C ₃ H ₈	0.5	0.152	44	7142	665	617

$$T_{cm} = 566.8 \text{ R}$$

$$P_{cm} = 656 \text{ psia}$$

$$W_m = 0.11$$

$$Tr = 1.024$$

$$Pr = 1.52$$

Entalpías :

$$H_{in}^{\circ} = 6214 \text{ BTU / lbmol}$$

$$\text{del apéndice : } \left(\frac{H^{\circ} - H^{\circ}}{R T_c} \right) = 2.0$$

$$\begin{array}{l} \text{del apéndice} \\ \text{a } Tr \text{ y } Pr \end{array} \left(\frac{H^{\circ} - H}{R T_c} \right)^1 = 3.2$$

Entalpia :

$$(H^{\circ} - H)_m = 6214 - 9543 = 2671 \text{ BTU / lbmol}$$

A continuación se muestra la solución a través del programa no. 9.4 (multmix.bas).

PROGRAMA # 45

```

10 KEY OFF : CLS
20 COLOR 2,8 : CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT "          ENTALPIAS EN MEZCLAS MULTICOMPONENTES "
60 PRINT
70 PRINT "  EFECTO DE LA PRESION , TEMPERATURA Y CONCENTRACION "
80 PRINT
90 PRINT
100 COLOR 3,8
110 PRINT "
120 PRINT " Metodo de la Natural gas processors suppliers association "
130 PRINT
140 COLOR 2,8
150 PRINT
160 PRINT
170 INPUT " numero de componentes " , N
180 PRINT
190 FOR X= 1 TO N
200 PRINT

210 PRINT " componente no. " , X
220 PRINT
230 PRINT
240 COLOR 4,8
250 INPUT " nombre " , N$(X)
260 INPUT " composicion " , C(X)
270 INPUT " factor acentrico " , W(X)
280 INPUT " temperatura critica ( R ) " , T(X)
290 INPUT " presion critica ( psia ) " , P(X)
300 INPUT " entalpia ideal leida de la grafica ( BTU/lbmol )" , EN(X)
310 PRINT
320 PRINT
330 TCM(X)=(C(X)*T(X)): TC=TC+TCM(X)
340 PCM(X)=(C(X)*P(X)): PC=PC+PCM(X)
350 WM(X)=(C(X)*W(X)): W=W+WM(X)
360 HM(X)=(C(X)*EN(X)): H=H+HM(X)
370 PRINT
380 NEXT X
390 PRINT

```

```

400 PRINT
410 PRINT
420 PRINT
430 PRINT
440 COLOR 2,8
450 INPUT " presion de operacion ( PSIA ) " , PO
460 INPUT " temperatura de operacion ( F ) " , J
470 TR=J/TC : PR=PO/PC
480 PRINT
490 PRINT
500 PRINT
510 PRINT
520 PRINT
530 PRINT " CON LOS SIGUIENTES VALORES : "
540 COLOR 3,8
550 PRINT " Tr = " , TR
560 PRINT " pr = " , PR
570 PRINT
580 PRINT
590 COLOR 2,8
600 PRINT " BUSCAR EL VALOR DEL FACTOR QUE INCLUYE EL EFECTO DE LA PRESION "
610 PRINT " SOBRE LA ENTALPIA EN FLUIDOS SIMPLES "
620 PRINT
630 PRINT " introducir el factor " , ENT
640 PRINT
650 INPUT " introducir el efecto sobre fluidos reales " , EP2
660 ENTN=(1.986*TC)*(ENT+(EP2*WM))
670 PRINT
680 PRINT
690 PRINT
700 PRINT
710 PRINT
720 HMT=H-ENTN
730 PRINT
740 PRINT " la entalpia de la mezcla es " , HMT " BTU/lbmol"
750 PRINT
760 PRINT
770 PRINT
780 PRINT
790 PRINT " 1.- otro calculo "
800 PRINT " 2.- terminar "
810 PRINT

810 INPUT " opcion " , OP
820 IF OP=1 GOTO 10
840 END

```

ENTALPIAS EN MEZCLAS MULTICOMPONENTES
EFECTO DE LA PRESION , TEMPERATURA Y CONCENTRACION

Metodo de la Natural gas processors suppliers association

numero de componentes 3

componente no. 1

nombre : metano
composicion 0.2
factor acentrico .013
temperatura critica (R) 344
presion critica (psia) 673

entalpia ideal leida de la grafica (BTU/lbmol) 4686

componente no. 2

nombre : etano
composicion 0.3
factor acentrico .105
temperatura critica (R) 550
presion critica (psia) 710
entalpia ideal leida de la grafica (BTU/lbmol) 5686

componente no. 3

nombre : propano

presion de operacion (PSIA) 1000
temperatura de operacion (F) 120

CON LOS SIGUIENTES VALORES :
Tr = .2117149
pr = 1.524158

BUSCAR EL VALOR DEL FACTOR QUE INCLUYE EL EFECTO DE LA PRESION,
SOBRE LA ENTALPIA EN FLUIDOS SIMPLES

introducir el factor 2.9

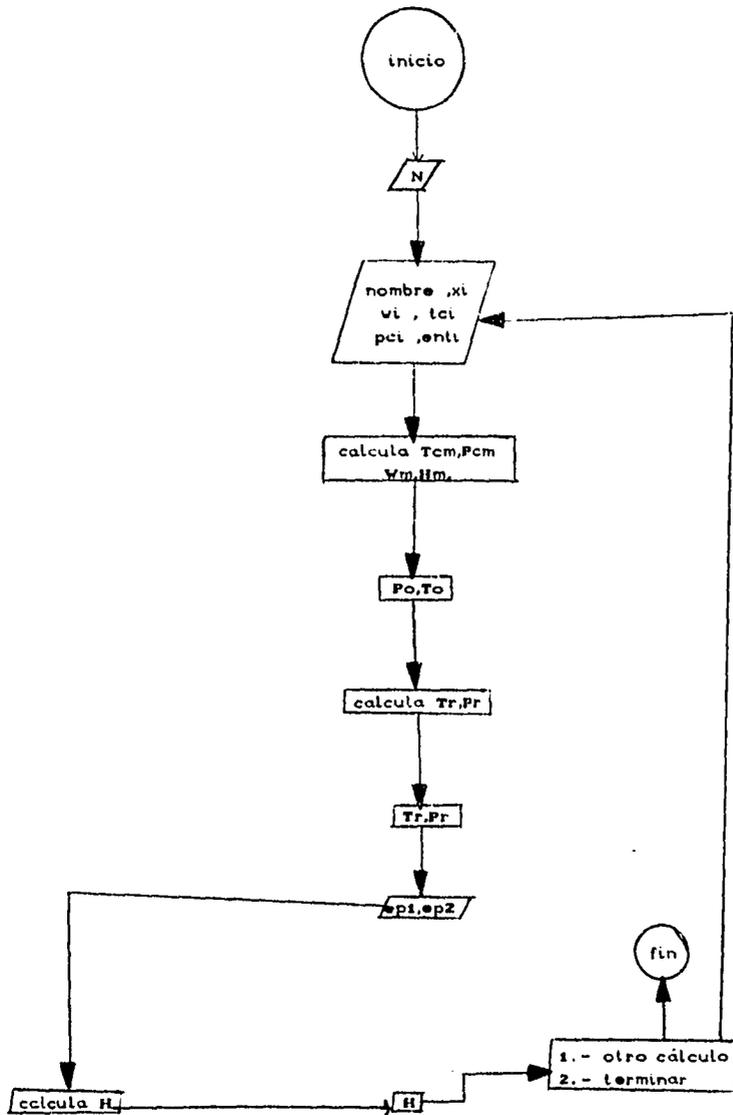
introducir el efecto sobre fluidos reales 3.2

la entalpia de la mezcla es 2671.572 BTU/lbmol

- 1.- otro calculo
- 2.- terminar

opcion 2

DIAGRAMA DE FLUJO
 ENTALPIA EN MEZCLAS MULTICOMPONENTES



PROGRAMA # 46

```
10 CLS:KEY OFF
15 COLOR 2,8 :CLS
20 REM ALMACEN PARA CONSTANTES Mc WILLIAMS
30 PRINT "                                PROGRAMA PARA ALMACENAR CONSTANTES DE "
40 PRINT "                                LA ECUACION DE Mc WILLIAMS PARA EL CALCULO "
50 PRINT "                                DE K "
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 COLOR 3,8
180 INPUT " NUMERO DE COMPONENTES ",N
190 FOR I=1 TO N
200 PRINT " NOMBRE DEL COMPONENTE " :I;:INPUT PC$(I)
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT " CONSTANTES PARA LA ECUACION DE Mc WILLIAMS "
250 COLOR 5,9
260 PRINT
265 PRINT "    CONSTANTES POR EFECTO DE LA TEMPERATURA "
270 INPUT "  at1 = " ,AT1(I)
280 INPUT "  at2 = " ,AT2(I)
290 INPUT "  at3 = " ,AT3(I)
291 INPUT "  at4 = " ,AT4(I)
292 INPUT "  at5 = " ,AT5(I)
293 INPUT "  at6 = " ,AT6(I)
294 PRINT "    CONSTANTES POR EL EFECTO DE LA PRESION "
295 INPUT "  ap1 = " ,AP1(I)
296 INPUT "  ap2 = " ,AP2(I)
297 INPUT "  ap3 = " ,AP3(I)
298 INPUT "  ap4 = " ,AP4(I)
299 INPUT "  ap5 = " ,AP5(I)
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT
330 NEXT I
```

```
340 INPUT " NOMBRE DEL ARCHIVO DESEADO " : ARCHIVO$
350 OPEN "O" ,#1,ARCHIVO$
360 WRITE#1,N
370 FOR I=1 TO N
380 WRITE#1,PC$(I),AT1(I),AT2(I),AT3(I),AT4(I),AT5(I),AT6(I),AP1(I),AP2(I),AP3(I)
),AP4(I),AP5(I)
390 NEXT I
400 CLOSE
410 END
```

PROGRAMA PARA ALMACENAR CONSTANTES DE
LA ECUACION DE Mc WILLIAMS PARA EL CALCULO
DE K

NUMERO DE COMPONENTES 1

NOMBRE DEL COMPONENTE 1 ? propano

CONSTANTES PARA LA ECUACION DE Mc WILLIAMS

CONSTANTES POR EFECTO DE LA TEMPERATURA

at1 = -478511547

at2 = 0

at3 = 0

at4 = 0

at5 = 0

at6 = 4.98

CONSTANTES POR EL EFECTO DE LA PRESION

ap1 = 18

ap2 = 0

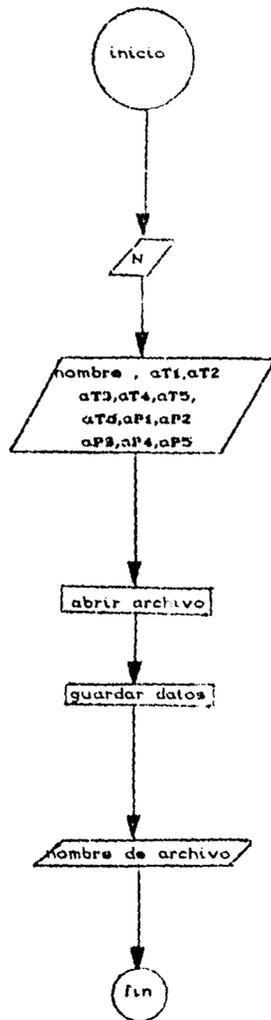
ap3 = 0

ap4 = 0

ap5 = 14

NOMBRE DEL ARCHIVO DESEADO ? constan

DIAGRAMA DE FLUJO
ANEXO 3. ECUACION DE MC WILLIAMS



PROGRAMA # 47

```
10 CLS : KEY OFF
20 COLOR 4,8
30 CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 COLOR 3,8 :PRINT "*****
***"
110 PRINT
120 COLOR 4,8
130 PRINT " PROGRAMA PARA LA LECTURA DE CONSTANTES DE "
140 PRINT "      LA ECUACION DE Mc WILLIAMS "
150 COLOR 3,8
160 PRINT "*****"
170 PRINT
180 PRINT
190 COLOR 2,8
200 PRINT

210 PRINT
220 INPUT " NOMBRE DEL ARCHIVO QUE SE DESEA UTILIZAR " , ARCH#
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 COLOR 3,8
280 OPEN "I",#1,ARCH#
290 INPUT #1,N
300 FOR I = 1 TO N
310 INPUT #1, PC$(I),AT1(I),AT2(I),AT3(I),AT4(I),AT5(I),AT6(I),AP1(I),AP2(I),AP3
(I),AP4(I),AP5(I)
315 COLOR 2,8
320 PRINT " Nombre del componente " ,I, "es ", PC$(I)
321 PRINT
322 PRINT " CONSTANTES POR EFECTO DE LA TEMPERATURA "
323 PRINT
324 PRINT
330 PRINT " AT1 = " ,AT1(I)
340 PRINT " AT2 = " ,AT2(I)
350 PRINT " AT3 = " ,AT3(I)
```

```

360 PRINT " AT4 = " , AT4(I)
370 PRINT " AT5 = " , AT5(I)
380 PRINT " AT6 = " , AT6(I)
381 PRINT
382 PRINT
383 PRINT
385 PRINT " CONSTANTES POR EFECTO DE LA PRESION "
386 PRINT
387 PRINT
390 PRINT " AP1 = " , AP1(I)
400 PRINT " AP2 = " , AP2(I)
410 PRINT " AP3 = " , AP3(I)
420 PRINT " AP4 = " , AP4(I)
430 PRINT " AP5 = " , AP5(I)
431 PRINT
432 INPUT " Oprimas enter para continuar " , B
433 PRINT
435 COLOR 2,8
440 PRINT
450 NEXT I

```

```

460 PRINT
470 PRINT
480 COLOR 4,8
490 PRINT " fin del archivo "
500 PRINT " si se desean agregar mas datos , correr el programa : anexo3.bas "
510 END
520 PRINT
530 PRINT
540 PRINT
550 PRINT
560 PRINT
570 PRINT
580 PRINT
590 PRINT
600 END
610 COLOR 4,8

```

PROGRAMA PARA LA LECTURA DE CONSTANTES DE
LA ECUACION DE Mc WILLIAMS

NOMBRE DEL ARCHIVO QUE SE DESEA UTILIZAR: *constan* *propano*
CONSTANTES POR EFECTO DE LA TEMPERATURA

AT1 = -4.785116E+08
AT2 = 0
AT3 = 0
AT4 = 0
AT5 = 0
AT6 = 4.98

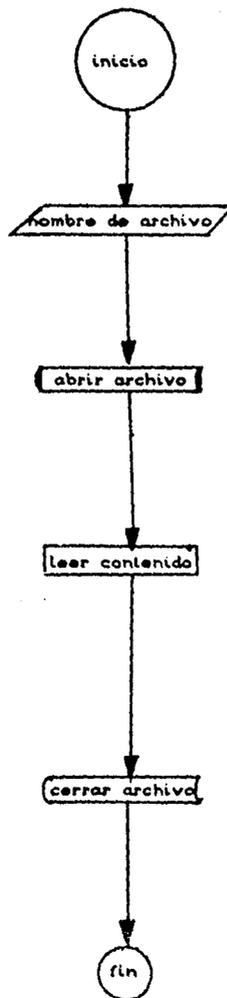
CONSTANTES POR EFECTO DE LA PRESION

AP1 = 18
AP2 = 0
AP3 = 0
AP4 = 0
AP5 = 254

Oprima enter para continuar

fin del archivo
si se desean agregar mas datos , correr el programa : *anexo3.bas*

DIAGRAMA DE FLUJO
ANEXO 4 . ECUACION DE Mc WILLIAMS



ANEXO 5
PROGRAMA # 48

```
10 CLS : KEY OFF
20 COLOR 4,8
30 CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 COLOR 3,8 :PRINT "*****"
    ***"
110 PRINT
120 COLOR 4,8
130 PRINT "                BANCO DE DATOS : PROPIEDADES FISICAS
140 PRINT
150 COLOR 3,8
    Key off
    OK
```

```
150 PRINT "*****"
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT
210 PRINT
220 PRINT "                1.- INGRESAR DATOS AL BANCO "
230 PRINT "                2.- LECTURA DE DATOS "
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 PRINT
280 INPUT "                OPCION " , OP
290 ON OP GOTO 330 , 370
300 COLOR 2,3
```

```

310 PRINT
320 PRINT
330 INPUT " NUMERO DE COMPONENTES " , N
340 FOR I =1 TO N
350 PRINT " NOMBRE DEL COMPONENTE " : I
360 INPUT FC$(I)
370 PRINT
380 INPUT " PESO MOLECULAR " , FB(I)
390 INPUT " FACTOR ACENTRICO " , FA(I)
400 INPUT " TEMPERATURA CRITICA ( R ) " , PD(I)
410 INPUT " PRESION CRITICA ( PSIA ) " , PE(I)
420 INPUT " ENTALPIA IDEAL ( BTU / lbmol ) " , PF(I)
430 PRINT
440 NEXT I
450 INPUT " NOMBRE DESEADO DEL ARCHIVO " , ARCHIVO$
460 OPEN "O" #1,ARCHIVO$
470 WRITE#1,N
480 FOR I=1 TO N
490 WRITE#1,FC$(I),FA(I),FB(I),PD(I),PE(I),PF(I)

300 NEXT I
510 CLOSE
520 PRINT
530 PRINT
540 PRINT
550 PRINT "          LOS DATOS HAN SIDO ALMACENADOS "
560 PRINT
570 PRINT
580 PRINT
590 PRINT
600 PRINT
610 PRINT "          1.- TERMINAR "
620 PRINT "          2.- IR AL MENU "
630 INPUT " OPCION " , OP1
640 ON OP1 GOTO 650,10
650 END

```

```

950 COLOR 3,9 :PRINT "*****"
960 PRINT
970 PRINT
980 COLOR 4,2
990 PRINT "                LECTURA DE PROPIEDADES FISICAS "
1000 PRINT
1010 COLOR 3,9
1020 PRINT "*****"
1030 PRINT
1040 PRINT
1050 COLOR 2,8
1060 PRINT
1070 PRINT
1080 INPUT " NOMBRE DEL ARCHIVO QUE SE DESEA UTILIZAR " , ARCH$
1090 PRINT
1100 PRINT

```

```

1110 PRINT
1120 PRINT
1130 COLOR 3,9
1140 PRINT
1150 OPEN "I",#1,ARCH$
1160 INPUT " NUMERO DE COMPONENTES A ENLISTAR " , N
1170 INPUT #1,N
1180 FOR I = 1 TO N
1190 COLOR 3,9
1200 INPUT #1, PC$(I),FA(I),PB(I),PD(I),PE(I),PF(I)
1210 PRINT
1220 PRINT
1230 PRINT " Nombre del componente " ,I, " es " , PC$(I)
1240 PRINT
1250 PRINT

```

```
1260 PRINT
1270 GOTO 519
1280 PRINT " PROPIEDADES ALMACENADAS : "
1290 PRINT
1300 PRINT
1310 PRINT
1320 PRINT " PESO MOLECULAR " , PE(I)
1330 PRINT " FACTOR ACENTRICO " , PA(I)
1340 PRINT " TEMPERATURA CRITICA ( R ) " , PC(I)
1350 PRINT " PRESION CRITICA ( PSIA ) " , PE(I)
1360 PRINT " ENTALPIA IDEAL ( BTU / lbmol ) " , SE(I)
1370 PRINT
1380 PRINT
1390 PRINT
1400 INPUT "          OPRIMA ENTER PARA CONTINUAR " , T
1410 NEXT I
1420 GOTO 560
```

BANCO DE DATOS : PROPIEDADES FISICAS

- 1.- INGRESAR DATOS AL BANCO
- 2.- LECTURA DE DATOS

OPCION 1

NUMERO DE COMPONENTES 2

NOMBRE DEL COMPONENTE 1
metano

PESO MOLECULAR 16
FACTOR ACENTRICO .013
TEMPERATURA CRITICA (R) 344
PRESION CRITICA (PSIA) 673
ENTALPIA IDEAL (BTU / lbmol) 325

NOMBRE DEL COMPONENTE 2
etano

PESO MOLECULAR 30
FACTOR ACENTRICO .105
TEMPERATURA CRITICA (R) 550
PRESION CRITICA (PSIA) 710
ENTALPIA IDEAL (BTU / lbmol) 325

NOMBRE DESEADO DEL ARCHIVO 010644

LOS DATOS HAN SIDO ALMACENADOS

- 1.- TERMINAR
- 2.- IR AL MENU

OPCION 1

BANCO DE DATOS : PROPIEDADES FIEICAS

- 1.- INGRESAR DATOS AL BANCO
- 2.- LECTURA DE DATOS

OPCION 2

LECTURA DE PROPIEDADES FIEICAS

NOMBRE DEL ARCHIVO QUE SE DEBE UTILIZAR 010644

NUMERO DE COMPONENTES A ENLISTAR 2

Nombre del componente 1 es metano

PROPIEDADES ALMACENADAS :

PESO MOLECULAR 16
FACTOR ACENTRICO .013
TEMPERATURA CRITICA (R) 504
PRESION CRITICA (PSIA) 677
ENTALPIA IDEAL (BTU / lbmol) 722

OPRIMA ENTER PARA CONTINUAR

Nombre del componente 2 es etano

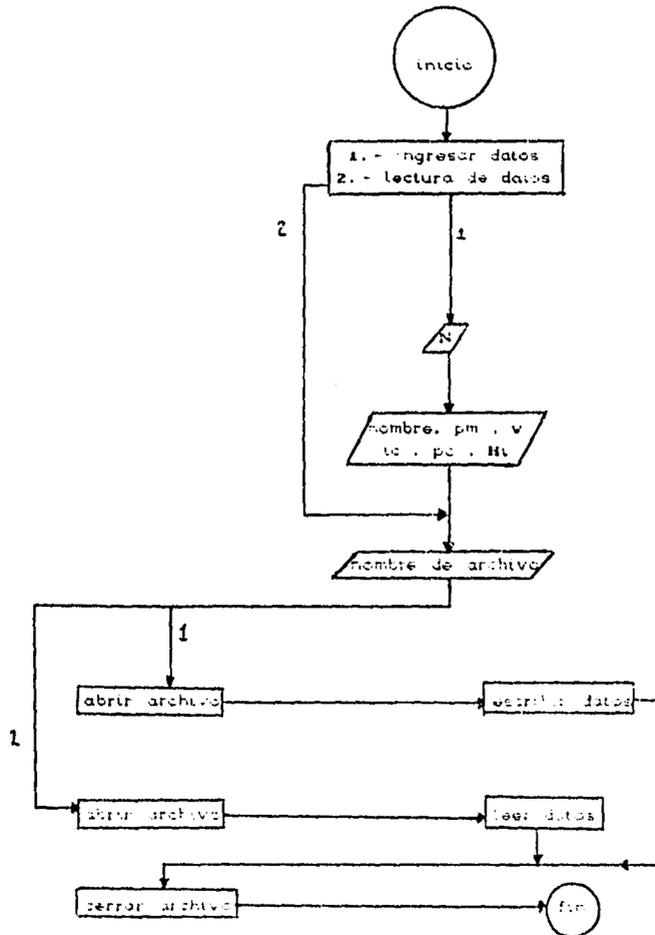
PROPIEDADES ALMACENADAS :

PESO MOLECULAR 30
FACTOR ACENTRICO .105
TEMPERATURA CRITICA (R) 550
PRESION CRITICA (PSIA) 710
ENTALPIA IDEAL (BTU / lbmol) 725

OPRIMA ENTER PARA CONTINUAR

DIAGRAMA DE FLUJO

ANEXO 5 : BANCO DE DATOS . PROPIEDADES FISICAS



TANQUES DE SEPARACION

10

TANQUES DE SEPARACION

La función principal del tanque de separación es la recuperación de las fases gaseosa y líquida que se forman durante un flash. Las dimensiones de estos recipientes se calculan de tal manera tal que se tenga el tanque menor posible para disminuir los pesos y costos y que este ocupe el menor espacio posible en la planta.

Los tanques en general se diseñan de manera que la relación de longitud a diámetro quede lo más cercano a $L/D = 3$.

En general se prefieren los tanques verticales, sobre todo si se requieren mallas de separación para que se minimice el arrastre. Los tanques horizontales se usan en los casos en que se requieren grandes inventarios de líquidos.

La velocidad de los gases en el espacio de vapor de los tanques de separación se fija de manera tal que se minimice el arrastre. De acuerdo con Scheiman, la velocidad máxima o de arrastre se puede calcular por:

$$V_a = 0.35 \sqrt{\frac{\rho_L \rho_v}{\rho_v}} \quad \text{ft/s}$$

donde

$$\rho_L = \text{densidad del líquido} \quad \text{lb / ft}^3$$

$$\rho_v = \text{densidad del gas} \quad \text{lb / ft}^3$$

Para prevenir el arrastre la velocidad de diseño es una fracción de este:

$$V_D = 0.75 V_a$$

Para tanques con malla

$$V_D = 0.36 V_a$$

Para tanques sin malla

Por su parte, con la velocidad ya calculada, el diámetro del tanque será igual a:

$$A = Q \text{ (ft}^3 \text{ / s) / } V_D \text{ (ft / s)}$$

$$D_0 \text{ (ft)} = \sqrt{\frac{A}{0.785}}$$

El volumen ocupado por el líquido en una tanque separador se especifica generalmente en término de tiempos de retención para el flujo de líquido. El tiempo de retención en tanques de destilación flash es de alrededor de 15 minutos.

Otro de los parámetros a fijarse son el de nivel máximo y el nivel mínimo de líquido en el tanque, para que pueda controlarse satisfactoriamente.

El arrastre ocurre por debajo de la alturas calculadas por

$$\frac{H}{D_3} = 0.9 \left[\frac{V H}{D_3 / 2} \right]^{1/4}$$

D_3 = diámetro de la salida

H = altura mínima (ft)

El arrastre se puede presentar por dos mecanismos: por que el nivel del líquido es alto, o bien a niveles bajos de líquido.

Boquillas de entrada.

La velocidad máxima es :

$$U_g = 3.7 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

Boquilla de salida del vapor

La velocidad de salida del vapor está dada por .

$$v = H = \frac{v^2}{2g} \frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}$$

donde .

H = altura de la boquilla a nivel máximo

v = velocidad de salida del vapor (unos 30 m/s)

Boquilla de salida del líquido

El tamaño es generalmente el de la línea , fijado por la caída de presión deseada en la línea.

PROBLEMA 10.1 TANQUES DE SEPARACION

CALCULO DE TANQUES DE SEPARACION

Se desea diseñar un tanque de separación que maneja un líquido cuya densidad es de 800 kg / m^3 y un gas con una densidad de 2.711 kg/m^3 .

Los gastos máxicos son los siguientes :

$$G = 40470 \text{ Kg / h}$$

$$L = 41660 \text{ kg / h}$$

El tanque es sin malla.

SOLUCION

De acuerdo a la secuencia presentada , es posible comenzar con el cálculo de la velocidad máxima :

$$V_a = 0.35 \left(\frac{800 - 2.711}{2.711} \right)^{1/2} = \text{ft/s}$$

con esto :

$$V_D = 2.16 \text{ ft / s}$$

Area y diámetro del tanque.

$$A = \frac{G/\rho}{V_D} = 67.77 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{C}} = 9.28 \text{ ft} = 2.83 \text{ m}$$

se escoge un diámetro de 10 ft (3.05 m).

Líquido retenido

Para 15 minutos de líquido

$$\text{retención} = 52.075 \text{ m}^3 \times 15/60 = 13.018 \text{ m}^3$$

$$\text{altura del líquido en el tanque : } h = 1.785 \text{ m (5.856 ft)}$$

Boquilla de entrada

$$V_g = 53.45 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

$$\text{volumen de gas} = 14924 \text{ m}^3 / \text{h}$$

entonces

$$A = 2.3073 \text{ ft}^2$$

$$D = 1.713 \text{ ft (22 in)}$$

Diámetro de salida de líquido

$$\text{suponiendo } V = 3 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

$$A_3 = 17.02 \text{ ft}^2$$

$$D = 0.465 \text{ ft (5.58 in)}$$

Diámetro de salida del vapor

$$\text{para } V_2 = 100 \text{ ft/s}$$

$$V H = 0.5379$$

$$A_2 = 1.4639 \text{ ft}^2$$

$$D_2 = 1.365 \text{ ft (16 in.)}$$

La solución completa a este problema se muestra a continuación utilizando el programa no. 10.1 (tansepa.bas).

PROGRAM # 49

```
10 PRINT
20 KEY OFF : CLS
30 COLOR 4,8:CLS
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 COLOR 2,8
110 PRINT "      DISEÑO DE TANQUES DE SEPARACION "
120 PRINT
130 PRINT
140 COLOR 4,8
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT

210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 PRINT
250 PRINT
260 PRINT
270 INPUT " densidad del liquido ( lb/ft^3 )" , RO
280 INPUT " densidad del gas ( lb / ft^3 ) " , ROI
290 UA=.35*((RO-ROI)/ROI)^.5
300 PRINT
310 PRINT
320 PRINT
330 COLOR 2,8
340 PRINT " LA VELOCIDAD MAXIMA ES " , UA
350 PRINT
360 PRINT
370 PRINT
380 COLOR 4,8
390 PRINT "      1.- TANQUE CON MALLA "
```

```

400 PRINT "      2.- TANQUE SIN MALLA "
410 PRINT
420 PRINT
430 INPUT "      indicar de que caso se trata      " , OP
440 IF OP=1 THEN VD=.75*UA
450 IF OP=2 THEN VD=.36*UA
460 IF OP>2 THEN GOTO 350
470 PRINT
480 PRINT
490 COLOR 2,8
500 PRINT " LA VELOCIDAD DE DISEÑO ES " , VD
510 PRINT
520 PRINT
530 INPUT " gasto volumetrico ( ft3 / s ) " , G
540 A=G/(101.94*VD)
550 DO=(A/.785)2.5
560 PRINT
570 PRINT " area " , A " ft2"
580 PRINT " diametro " , DO " ft "
590 PRINT

600 PRINT
610 INPUT "      indicar que diametro se escoge ( m ) " , D
620 PRINT
630 INPUT " gasto de liquido ( m3/h ) " , L
640 R=L*(15/60)
650 PRINT
660 PRINT " retencion " , R " m3 "
670 H=(R*4)/(3.1416*D2)
680 PRINT
690 PRINT " altura " , H " m "
730 COLOR 5,8
731 PRINT
732 PRINT
733 PRINT
740 PRINT " *****"
"
750 COLOR 2,8
760 PRINT "      BOQUILA DE ENTRADA "
770 COLOR 5,8
780 PRINT " *****"
*"

```

```

790 PRINT
810 PRINT
811 PRINT
812 PRINT
813 PRINT
820 VG=3.7*((R0-R01)/(R01))^0.5
840 AREA=6/(101.9406*VG)
850 D1=(AREA/.785)^0.5
880 PRINT "   velocidad maxima de la fase gaseosa " , VG " ft/s "
890 PRINT "   area de la boquilla " , AREA , " ft^2"
900 PRINT "   diametro de la boquilla " , D1 " dt "
910 PRINT "   es decir " , D1*12 " in "
920 PRINT

```

```

1020 PRINT
1030 PRINT
1040 COLOR 3,9
1050 PRINT " -----"
1060 COLOR 2,6
1070 PRINT "           DIAMETRO DE LA SALIDA DEL LIQUIDO "
1080 COLOR 3,9
1090 PRINT " -----"
1100 COLOR 2,6
1110 PRINT
1120 PRINT
1130 PRINT
1140 PRINT
1150 INPUT " velocidad supuesta ( ft/s ) " , V3
1160 A3=L/(101.94*V3)
1170 D3=(A3/.785)^0.5
1180 PRINT
1190 PRINT
1200 PRINT " area " , A3 " ft^2"

```

```

1210 PRINT
1220 PRINT " - DIAMETRO DE SALIDA DEL LIQUIDO " , D3 " ft "
1230 PRINT
1270 PRINT
1280 PRINT
1290 PRINT
1300 COLOR 4,8
1310 PRINT "          BOQUILLA DE SALIDA DEL VAPOR "
1320 PRINT
1330 PRINT
1340 PRINT
1350 PRINT
1360 INPUT " Velocidad supuesta ( ft/s ) " , V2
1370 A2=(V2^2)*(ROI)/(2*32.2*(RO-ROI))
1380 D2=(A2/.785)
1390 PRINT
1400 PRINT

```

```

1410 PRINT
1420 PRINT " AREA : " , A2 "ft^2"
1430 PRINT " DIAMETRO DE LA BOQUILLA " , D2 , " ft "
1440 PRINT " es decir " , D2*12 " in "
1450 PRINT
1460 PRINT
1470 PRINT
1480 PRINT
1490 COLOR 2,8
1500 PRINT " EL DISEÑO TOTAL ES :
1550 PRINT
1560 PRINT
1570 PRINT
1580 COLOR 5,8
1581 PRINT " -----"
1590 PRINT
1600 PRINT

```

```
1610 PRINT
1620 COLOR 3,8
1630 PRINT " AREA DEL TANQUE " , A " ft2 "
1640 PRINT " DIAMETRO DEL TANQUE " , D , " ft "
1650 PRINT " RETENCION " , R " m3 "
1660 PRINT " BOQUILLA DE LA ENTRADA " , D1*12 " in "
1670 PRINT " BOQUILLA DE SALIDA DEL VAPOR " , D2*12 " in "
1680 PRINT " DIAMETRO DE SALIDA DEL LIQUIDO " , D3*12 " in "
1690 PRINT
1700 COLOR 5,8
1701 PRINT " -----"
-----"
1760 COLOR 4,3
1770 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
1780 PRINT " 2.- TERMINAR "
1790 PRINT
1800 INPUT " OPCION " , OP1
1810 IF OP1=1 GOTO 10
1820 END
```

DISEÑO DE TANQUES DE SEPARACION

densidad del liquido (kg/m³) 800
densidad del gas (kg / m³) 2.711

LA VELOCIDAD MAXIMA ES 6.002211

- 1.- TANQUE CON MALLA
- 2.- TANQUE SIN MALLA

indicar de que caso se trata 2

LA VELOCIDAD DE DISEÑO ES 2.160796

gasto volumetrico (m³ / h) 14924

area 67.75274 ft²
diametro 9.290274 ft

indicar que diametro se escoge (m) 3.05

BOQUILLA DE ENTRADA

velocidad maxima de la fase gaseosa		63.45194	ft/s
area de la boquilla	2.307242	ft ²	
diametro de la boquilla	1.714398	dt	
es decir	20.57278	in	

oprima enter para continuar calculos

DIAMETRO DE LA SALIDA DEL LIQUIDO

velocidad supuesta (ft/s) 3

area .1702799 ft²

DIAMETRO DE SALIDA DEL LIQUIDO .4657436 ft

BOQUILLA DE SALIDA DEL VAPOR

Velocidad supuesta (ft/s) 100

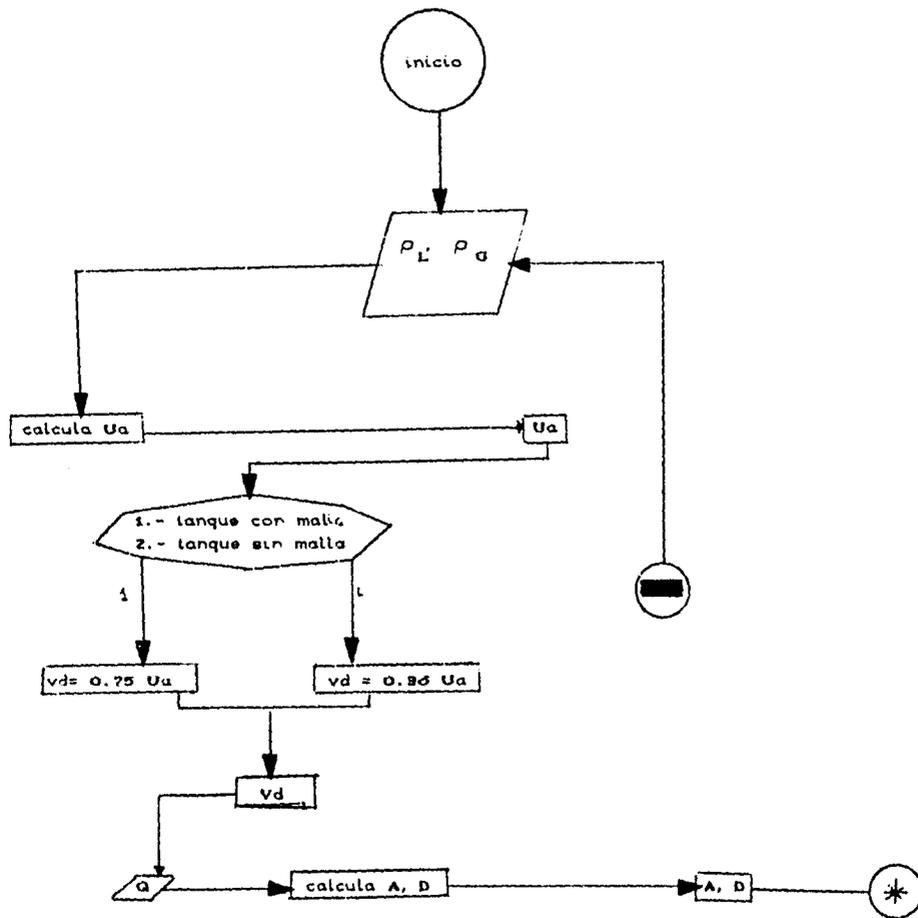
EL DISEÑO TOTAL ES :

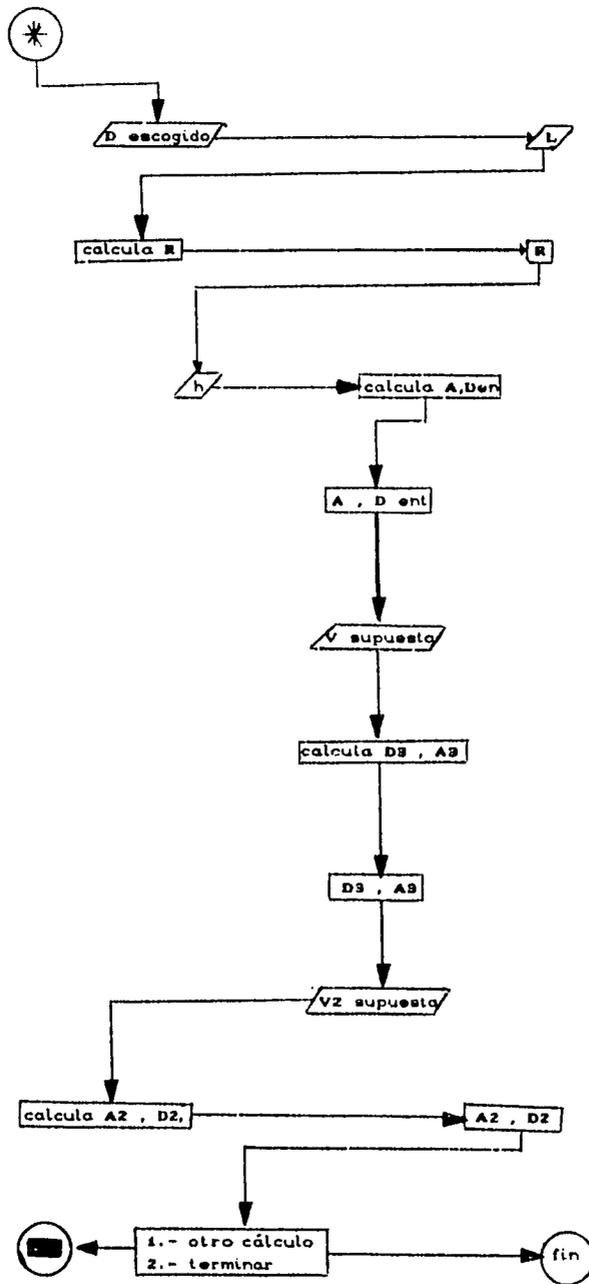
AREA DEL TANQUE 67.75274 ft²
DIAMETRO DEL TANQUE 3.05 ft
RETENCION 13.01675 m³
BOQUILLA DE LA ENTRADA 20.57276 in
BOQUILLA DE SALIDA DEL VAPOR 16.3825 in
DIAMETRO DE SALIDA DEL LIQUIDO 5.588924 in

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

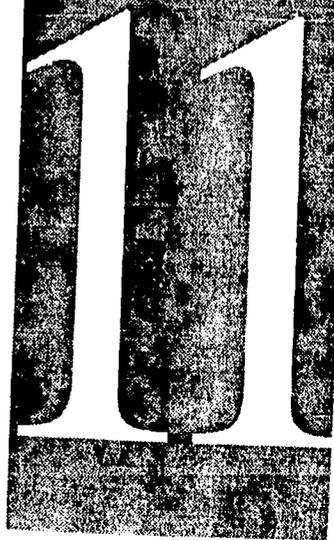
OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
TANQUES DE SEPARACION





DESTILACION DIFERENCIAL



DESTILACION DIFERENCIAL

La destilación diferencial es el método más antiguo conocido, también recibe el nombre de destilación simple. Para llevar a cabo este proceso se hace hervir el líquido que se va a destilar y el vapor generado se separa del líquido condensándolo tan rápidamente como se genera.

Es un proceso intermitente, o sea, que en un principio se llena la olla vaporizadora o alambique con la solución y luego se calienta y hierve esta. A medida que se generan los vapores, estos se separan y condensan, por ello el contenido del líquido en la olla desciende, así como aumenta la concentración de las sustancias menos útiles.

De igual forma, la concentración del destilado varía también con el tiempo, teniendo al principio la mayor cantidad de volátiles y disminuyendo progresivamente con el tiempo.

En este tipo de destilación, el vapor que sale en cualquier momento está en equilibrio con el líquido del que procede.

Balance de Materia

Si se efectúa un balance de materia alrededor de un equipo de destilación diferencial, se tendrá:

$$\bar{L}_A = \bar{L}_D + \bar{L}_R$$

donde

\bar{L}_A = es la cantidad inicial alimentada

\bar{L}_R = es la cantidad final que queda en el alambique al terminar el proceso.

\bar{L}_D = la cantidad del líquido obtenido como destilado.

para el componente i

$$L_A x_A^i = L_D y_{Dm}^i + L_R x_R^i$$

En donde x_i es la fracción mol del componente i en la alimentación.

x_R es la fracción en los residuos y x_{Dm} la composición promedio en destilados.

De igual forma es posible efectuar un balance diferencial :

el balance total sería :

$$dG = - dL$$

o sea las moles evaporadas suponen un decremento de las moles del alambique.

el balance diferencial parcial queda :

$$y^* dG = - (L dx + x dL)$$

manipulando el balance parcial en forma diferencial se llega a :

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x}$$

con lo cual es posible llegar a la llamada ecuación de Raleigh

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = \frac{x_A}{x_R} \frac{dx}{y^* - x}$$

En esta ecuación y^* es la concentración de los vapores salientes que están en equilibrio con el líquido del que proceden.

La ecuación anterior se puede resolver gráficamente, si se tiene un diagrama de equilibrio x vs y , sin embargo un método numérico es más recomendable y exacto.

Si se conocen el valor de la volatilidad promedio

$$\alpha = \frac{P_i^0}{P_j^0}$$

y esta se toma como constante

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1) x}$$

De tal forma que para sistemas no ideales en donde se puede obtener el valor del coeficiente K de equilibrio:

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = \frac{x_A}{x_R} \frac{dx}{x(K - 1)}$$

PROBLEMA NO. 11.1 DESTILACION DIFERENCIAL

Se desean destilar 250 kg mol de una mezcla de ácido acético y agua que contiene una composición de 0.2 en fracción mol de ácido acético. Para ello se introducirá en un alambique y se destilarán a la presión de 1 atm , hasta que en el alambique el líquido residual contenga 80 % de ácido acético en mol.

Determine la cantidad de productos que se tendrá que destilar y la cantidad de residuos finales.

Datos de equilibrio

x^{ac}	y^{ac}
0	0
0.1	0.181
0.2	0.227
0.3	0.448
0.4	0.555
0.5	0.649
0.6	0.737
0.7	0.813
0.8	0.875
0.9	0.934
1	1

SOLUCION

Es posible resolver el problema a través de la ecuación de Raleigh pues se tienen los valores de las composiciones de equilibrio para varios puntos, de tal forma, tabulamos los valores del denominador de la integral y aplicamos la fórmula del trapecio (integración numérica)

x^{ac}	y^{ac}	$\frac{1}{y-x}$
0.2	0.827	7.874
0.3	0.448	6.375
0.4	0.555	6.451
0.5	0.649	6.711
0.6	0.737	7.299
0.7	0.813	8.849
0.8	0.875	13.33

De aquí

x	$\frac{1}{y-x}$	media	Δx media
0.2	7.874	0	-
0.3	6.375	7.3155	0.7315
0.4	6.451	6.604	0.6604
0.5	6.711	6.581	0.6581
0.6	7.299	7.005	0.7005
0.7	8.849	8.074	0.8074
0.8	13.333	11.091	1.1091

área total : 4.667

ya conociendo el valor de la integral :

$$\ln \frac{250}{LR} = 4.667$$

$$LR = 2.35$$

$$\text{destilados : } 250 - 2.35 = 247.65$$

Del balance de materia :

$$y_D^{ac} = 0.1943$$

Resultado :

Residuos : 2.35 kg mol

Destilados : 247.65 kg mol

$$y_D^{ac} = 0.1943$$

La solución por computadora se puede realizar a través del programa no.11.1 (desdif.bas)

PROGRAMA # 50

```
10 KEY OFF:CLS
20 COLOR 3,9 :CLS
30 PRINT
40 PRINT
50 PRINT
60 PRINT
70 PRINT
80 PRINT "          DESTILACION DIFERENCIAL "
90 PRINT
100 PRINT
110 PRINT
120 PRINT
130 PRINT
140 PRINT
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT
180 PRINT
190 PRINT
200 PRINT
210 PRINT
220 PRINT
230 PRINT
240 INPUT "  numero de datos a ingresar " , N
250 PRINT
260 FOR X= 1 TO N
270 PRINT
280 PRINT
290 PRINT "  PAR DE DATOS NO.  " , X
300 PRINT
310 PRINT "  ingresar composiciones al equilibrio "
320 PRINT
330 INPUT "  x = " , C(X)
340 INPUT "  y = " , Y(X)
348 MEDIA(1)=0
350 PRINT
360 YY(X)=1/(Y(X)-C(X))
370 MEDIA(X)=(YY(X)+YY(X-1))/2
380 CM(X)=ABS(C(X-1)-C(X))
390 JJ(X)=MEDIA(X)*CM(X)
391 JJ(1)=0
400 T=T+JJ(X)
```

```

410 NEXT X
420 PRINT
430 PRINT
440 PRINT
450 PRINT
460 PRINT
470 PRINT
480 COLOR 5,8
490 PRINT " EL VALOR DE LA INTEGRAL ES " , T
500 PRINT
510 ES=2.718281^T
520 INPUT " moles a destilar ( kgmol ) " , M
530 LR=M/ES
540 PRINT
550 PRINT
560 PRINT
570 PRINT " RESIDUOS " , LR
580 PRINT " DESTILADOS " , M-LR
590 PRINT
600 PRINT

610 INPUT " composicion inicial " , X0
620 INPUT " composicion en el residuo " , XR
630 PRINT
640 PRINT
650 YD=((M*X0)-(LR-XR))/(M-LR)
660 PRINT
670 PRINT
680 PRINT
690 PRINT " LA COMPOSICION DEL DESTILADO ES " , YD
700 PRINT
710 PRINT
720 COLOR 2,8
730 PRINT " 1.- OTRO CALCULO "
740 PRINT " 2.- TERMINAR "
750 PRINT
760 INPUT " OPCION " , OP
770 IF OP= 1 GOTO 10
780 END

```

DESTILACION DIFERENCIAL

numero de datos a ingresar 7

PAR DE DATOS NO. 1

ingresar composiciones al equilibrio

$x = 0.2$
 $y = 0.327$

PAR DE DATOS NO. 2

ingresar composiciones al equilibrio

$x = 0.3$
 $y = 0.448$

PAR DE DATOS NO. 3

ingresar composiciones al equilibrio

$x = 0.4$

PAR DE DATOS NO. 4
ingresar composiciones al equilibrio
x = 0.5
y = 0.649

PAR DE DATOS NO. 5
ingresar composiciones al equilibrio
x = 0.6
y = 0.737

PAR DE DATOS NO. 6
ingresar composiciones al equilibrio
x = 0.7

PAR DE DATOS NO. 7
ingresar composiciones al equilibrio
x = 0.8
y = 0.875

EL VALOR DE LA INTEGRAL ES 4.667228
moles a destilar (kgmol) 250

RESIDUOS 2.349576
DESTILADOS 247.6504

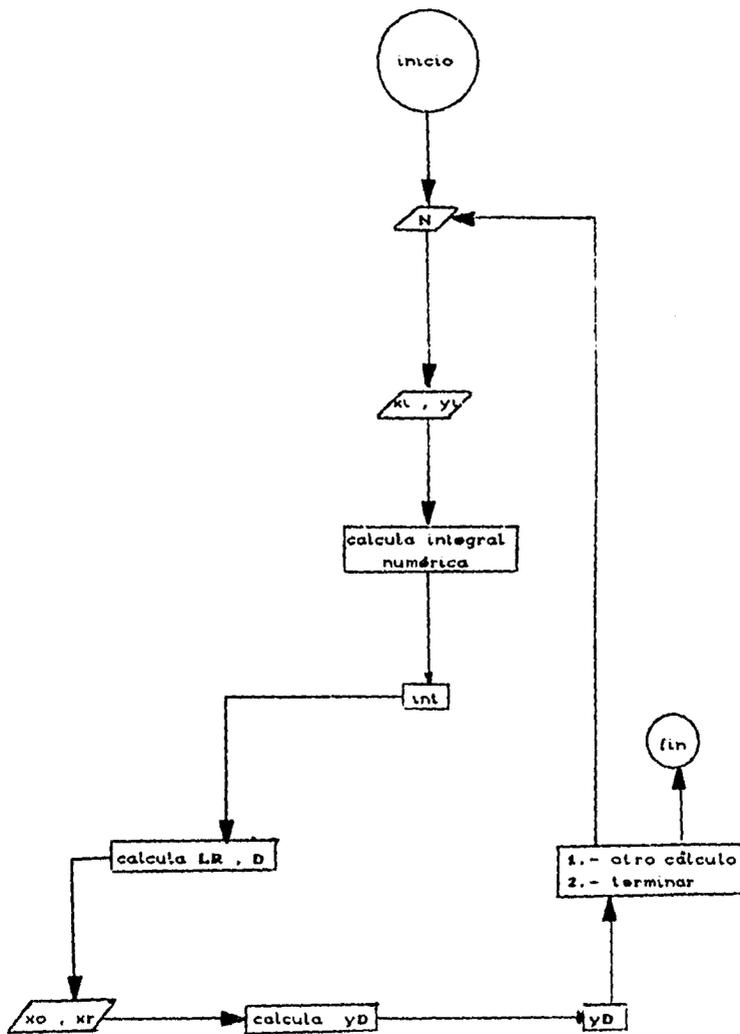
composicion inicial 0.2
composicion en el residuo 0.8

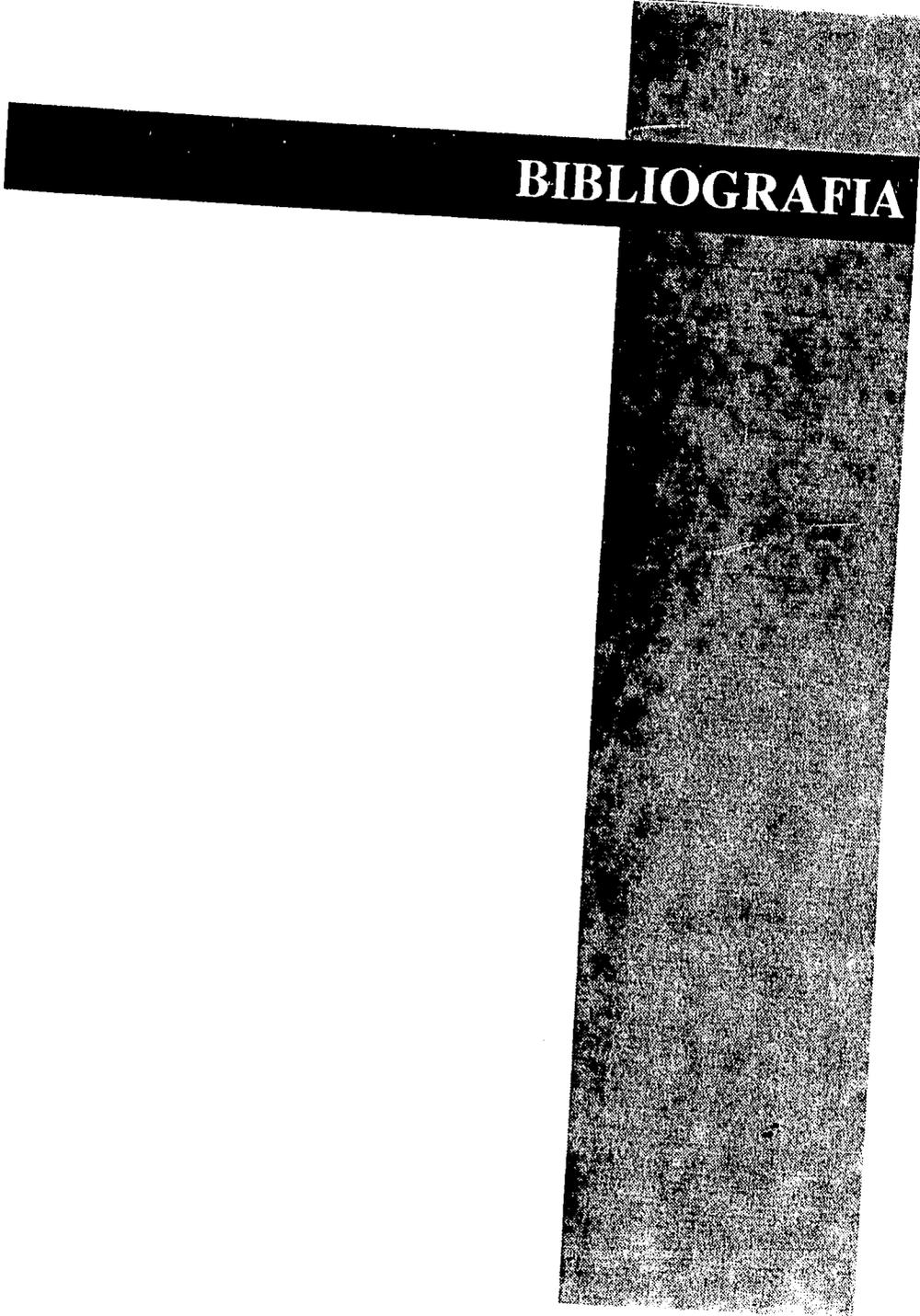
LA COMPOSICION DEL DESTILADO ES .1956404

- 1.- OTRO CALCULO
- 2.- TERMINAR

OPCION 2

DIAGRAMA DE FLUJO
DESTILACION DIFERENCIAL





BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

HENLEY E. J. , SEADER J. D.

OPERACIONES DE SEPARACION POR ETAPAS DE EQUILIBRIO EN INGENIERIA QUIMICA
ED. REPLA. BARCELONA 1990

PERRY ,R. H.
CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK
5th ED. Mc GRAW-HILL BOOK Co. NEW YORK 1973

SEADER, J.D. AND D. E. DALLIN
CHEMICAL ENGINEERING COMPUTING
AIChE WORKSHOP SERIES, I . 1972

PRAUSNITZ , J.M.
MOLECULAR THERMODYNAMICS OF FLUID-PHASE EQUILIBRIA
PRENTICE HALL Inc. N.J. 1969

REID ,R. C. AND T. K. SHERWOOD
THE PROPERTIES OF GASES AN LIQUIDS
2nd ED. Mc GRAW-HILL BOOK Co. NEW YORK 1966

VALIENTE, ANTONIO B.
PROBLEMAS DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA
ED. ALHAMBRA . MEXICO

HINES , ANTHONY C.
TRANSFERENCIA DE MASA
PRENTICE HALL HISPANOAMERICANA
MEXICO 1987

TREYBAL, ROBERT L.
MASS-TRANSFER OPERATIONS
Mc GRAW-HILL. MEXICO

MC CABE, WARRWN L.
UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING
Mc GRAW-HILL. 1985 .

FOUST , ALAN S.
PRINCIPLES OF UNIT OPERATIONS
JOHN WILEY AND SONS. N.Y.

BAASEL , WILLIAM
PRELIMINARY CHEMICAL ENGINEERING PLANT DESIGN
VAN NOSTRAND REINHOLD. N.Y.

FELDER, RICHARD M.
ELEMENTARY PRINCIPLES OF CHEMICAL PROCESSES
JOHN WILEY AND SONS. N.Y.

BAPTEE , THOMAS C.
BASIC
Ed. HARLA, MEXICO