



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**



**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN**

V N A M

**"ESTUDIO Y ANALISIS DE COLUMNAS
EXPERIMENTALES DE DESTILACION DE PLATOS
CON BORBOTEADORES"**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A
JESUS ALEJANDRO ARREOLA HERNANDEZ**

**ASESOR :
IQ. ELIGIO PASTOR RIVERO MARTINEZ**

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX.

1993

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CONTENIDO

INTRODUCCION	3
OBJETIVOS	6
PRIMERA PARTE. INFORMACION BASICA	7
CAPITULO 1. REVISION BIBLIOGRAFICA	8
1.1 : CARACTERISTICAS GENERALES DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION	8
Platos con borboteadores	9
Tipos de borboteadores	10
Elevadores	13
Claro de borde	14
Arreglo de los borboteadores	14
Disposición de flujo	14
Bajantes	16
Espaciamiento entre platos	17
Vertederos de salida	18
Vertederos de entrada	19
Mamparas	20
1.2 : COLUMNAS DE DESTILACION EXPERIMENTALES	21
Columna de Sherwood-Jenny	21
Columna de Peavy-Baker	24
Estudio de Arnold, Plank y Schoenborn	26
Borboteador Vulcan	28
1.3 : FACTORES QUE INTERVIENEN EN EL FUNCIONAMIENTO DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION	29
Definición de variables y conceptos funda - mentales	29
Arrastre	39
Arrastre y eficiencia del plato	44

Efecto de otras variables sobre la eficiencia del plato	49
Velocidad de vapor permisible	54
Caída de presión	57
Gradiente hidráulico	68
Comparación de los platos con borboteadores, con los platos perforados	73
NOMENCLATURA	76
SEGUNDA PARTE. FASE EXPERIMENTAL	79
CAPITULO 2. DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESTILACION EN LA COLUMNA EXPERIMENTAL	80
2.1 : PROCEDIMIENTO GENERAL DE OPERACION	80
2.2 : ANTECEDENTES OPERACIONALES Y ADAPTACION DE LA COLUMNA DE DESTILACION	83
2.3 : DESCRIPCION Y ESPECIFICACION DE LA COLUMNA DE DESTILACION Y EQUIPO COMPLEMENTARIO	89
COLUMNA DE DESTILACION	89
Representación de una sección intermedia de la columna, y de las tomas existentes en la misma	90
Distribución de las tomas en la columna de destilación, y orientación de los platos	91
Características de diseño de los platos 2, 4, 6, 8 de la columna de destilación	94
Distribución de los borboteadores y características de diseño de los accesorios sobre el plato	96
EQUIPO COMPLEMENTARIO	97
Rehervidor	97
Condensador	98
Tanque de alimentación	99
Tanques de almacenamiento	100
Bomba de alimentación	101
Bomba de recirculación	102

Instrumentos	102
Válvulas y accesorios	103
ESPECIFICACION DE LOS PARAMETROS DE DISEÑO DE LA COLUMNA	104
Resumen de los parámetros de diseño de la columna de platos con borboteadores	106
2.4 : ASPECTOS DE LA OPERACION EN LA COLUMNA Y DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	107
Equipo	108
Instrumentos	108
Válvulas y accesorios	109
Servicios auxiliares	109
Diagrama de flujo de proceso	110
Inicio de la operación	111
Estabilización de la operación	112
Operación de destilación con flujos externos	113
Fin de la operación	113
CAPITULO 3. CARACTERIZACION EXPERIMENTAL DE LA COLUMNA	116
3.1 : PROPOSITOS DE LA CARACTERIZACION	116
3.2 : METODOLOGIA EXPERIMENTAL Y RESULTADOS OBTENIDOS	117
A) PRUEBAS DE DESTILACION	118
DESTILACION A CONDICIONES DE REFLUJO TOTAL	119
DESTILACION A CONDICIONES DE FLUJOS EXTERNOS	120
B) PRUEBAS DE CAIDA DE PRESION	122
CAIDA DE PRESION DE UN PLATO SIN FLUJO DE AGUA	125
CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA SIN FLUJO DE AGUA	126
CAIDA DE PRESION DE UN PLATO CON FLUJO DE AGUA	128
CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA CON FLUJO DE AGUA	131

C) PRUEBAS DE INUNDACION	135
3.3 : TRATAMIENTO DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES	139
A) TRATAMIENTO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES DE DESTILACION	139
DESTILACION A CONDICIONES DE REFLUJO TOTAL	139
Composiciones de las muestras	140
Composiciones en el diagrama de McCabe-Thiele	141
Número de etapas teóricas	143
Eficiencia global de la columna	144
Eficiencias individuales de los platos .	144
DESTILACION A CONDICIONES DE FLUJOS EXTERNOS	147
Composiciones de las muestras	148
Balance de materia en la columna	150
Líneas de operación en el diagrama de McCabe-Thiele	153
Composiciones de las fases en el diagrama de McCabe-Thiele	155
Método gráfico de Ponchon-Savarit	157
Número de etapas teóricas	158
Eficiencia global de la columna	160
Plato de alimentación	161
Composiciones de las fases en el diagrama de Ponchon-Savarit	161
Eficiencias individuales de los platos .	163
Flujos internos en la columna	167
B) TRATAMIENTO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES DE CAIDA DE PRESION	170
CAIDA DE PRESION SIN FLUJO DE LA FASE LI - QUIDA	170
Caída de presión de la columna sin flujo de agua	174
Caída de presión del plato 1 sin flujo de agua	176
CAIDA DE PRESION CON FLUJO DE LA FASE LI - QUIDA	177

Representación del factor ξ , en función del flujo de agua	181
Caída de presión del plato 1 con flujo de agua	183
Caída de presión de la columna con flujo de agua	186
C) TRATAMIENTO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES DE INUNDACION	185
Curva de inundación de la columna de platos	189
NOMENCLATURA	190
TERCERA PARTE. FASE ANALITICA	193
CAPITULO 4. ANALISIS Y DISCUSION DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS	194
4.1 : ANALISIS DE LOS RESULTADOS DE DESTILACION ...	194
4.2 : ANALISIS DE LOS RESULTADOS DE CAIDA DE PRESION	204
4.3 : ANALISIS DE LOS RESULTADOS DE INUNDACION	210
CAPITULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	212
APENDICES	215
APENDICE A : CALIBRACION DE INSTRUMENTOS	216
I.- CALIBRACION DE LA PLACA DE ORIFICIO P. O. ...	216
Descripción del equipo	216
Procedimiento de calibración	217
Gráfica de calibración de la placa de orificio P. O.	223
II.- ROTAMETRO DE ALIMENTACION R-3	224
Gráfica de calibración del rotámetro de alimentación R-3	225

III.- CALIBRACION DEL ROTAMETRO DE REFLUJO R-4	224
Descripción del equipo	224
Procedimiento de calibración	226
Gráfica de calibración del rotámetro de reflujo R-4	232
APENDICE B : MANUAL DE OPERACION DE LA COLUMNA	233
I.- OPERACIONES DE DESTILACION	233
II.- DETERMINACION DE CAIDAS DE PRESION	239
Caída de presión del gas para el flujo de una sola fase	239
Caída de presión del gas para el flujo de dos fases	241
APENDICE C : DATOS DE EQUILIBRIO	244
DATOS DE TEMPERATURA-COMPOSICION	244
Diagrama t-xy para el sistema etanol-agua a 586 mm Hg	245
DATOS DE COMPOSICIONES EN EQUILIBRIO	246
Diagrama $x_{masa} - y_{masa}$ para el sistema eta- nol-agua a 586 mm Hg	247
Diagrama xy para el sistema etanol-agua a 586 mm Hg	248
DATOS DE ENTALPIA-COMPOSICION	249
Diagrama H-xy para el sistema etanol-agua a 586 mm Hg	250
BIBLIOGRAFIA	251

**ESTUDIO Y ANALISIS
DE COLUMNAS EXPERIMENTALES
DE DESTILACION
DE PLATOS CON BORBOTEADORES**

INTRODUCCION

En los últimos años se ha observado una expansión en la Industria Química, estimulada por la creciente demanda de producción de alta calidad que requiere el país. Debido a este desarrollo, los procesos productivos actualmente tienen la finalidad de establecer las condiciones óptimas de operación, y de seleccionar y emplear el equipo de mejor diseño. Tal es el caso de los procesos de destilación que tienen lugar en columnas de platos, en donde se busca la combinación más apropiada entre el diseño mecánico y las condiciones de operación para alcanzar el equilibrio fisicoquímico de las fases en cada uno de los platos, con el propósito de obtener las máximas eficiencias posibles.

El estudio de los distintos parámetros de diseño y de operación de un proceso de destilación, nos proporciona los criterios básicos que pueden aplicarse debidamente en la práctica. Puesto que los procesos industriales muestran un comportamiento semejante al de los procesos experimentales, y en vista de que existe una gran diversidad de procesos de destilación, este Trabajo Profesional está orientado al análisis teórico del funcionamiento de las columnas experimentales de destilación de platos con borboteadores y al estudio experimental en la Columna de Destilación de Platos con Borboteadores del Laboratorio Experimental Multidisciplinario de Ingeniería Química con el objeto de comprender más ampliamente el desarrollo de la operación en este tipo de columnas.

El contenido de este trabajo teórico-experimental, explicado en términos generales, es el siguiente:

Se compone de cinco capítulos y tres apéndices; los capítulos se encuentran organizados en tres partes que son: informativa, experimental y analítica.

La primera parte tiene por objeto introducirnos al estudio de las columnas experimentales de destilación, y consiste en un capítulo informativo dividido en tres secciones (capítulo 1). En la primera sección se describen las características generales de las columnas de destilación, en la siguiente se revisan algunas columnas experimentales y en la sección restante se definen las variables de diseño y operación examinando su influencia en el funcionamiento de las columnas de platos. Al final del capítulo se presenta la nomenclatura de las variables estudiadas.

La segunda parte corresponde a la etapa experimental, y está integrada por los capítulos 2 y 3. Debe señalarse que el desarrollo de esta parte es trascendental, ya que de su análisis se obtienen las conclusiones generales más importantes.

En el capítulo 2 se hace la descripción detallada de las características mecánicas de diseño y de operación que presenta la columna de platos del laboratorio, donde se incluye un resumen de los principales parámetros de diseño; además se explica objetivamente el proceso experimental de la destilación que se lleva a cabo en la columna.

En el capítulo 3 se expone el desarrollo de las diversas pruebas y corridas experimentales efectuadas en la columna, se presentan los resultados obtenidos y se hace un tratamiento adecuado de los mismos. Es importante destacar que las pruebas realizadas y el

tratamiento de los resultados dieron lugar a la caracterización de la columna de platos con borboteadores, que entre otros aspectos, es uno de los objetivos de este trabajo. La nomenclatura de los diferentes términos empleados se presenta al final del capítulo.

La tercera parte consta de los capítulos 4 y 5, y se refiere al análisis de los distintos aspectos estudiados, principalmente los relacionados a la etapa experimental.

En el capítulo 4 se analizan y discuten los resultados experimentales expuestos en el capítulo 3, y se confrontan con los resultados obtenidos en otras experiencias similares. En el capítulo 5 se presentan las conclusiones generales del estudio teórico-experimental efectuado.

Finalmente, en los apéndices se muestran las curvas de calibración de los instrumentos cuantificadores de flujo (apéndice A), los manuales de operación de la columna para realizar prácticas experimentales de destilación y de caídas de presión (apéndice B) y los datos de equilibrio del sistema etanol-agua a la presión de operación (apéndice C).

En virtud de la información experimental que aquí se presenta se considera que este Trabajo Profesional constituye un material de consulta importante, para ser utilizado debidamente en prácticas experimentales de destilación, por parte de los estudiantes de la carrera de Ingeniería Química.

OBJETIVO GENERAL

Realizar un Estudio Teórico-Experimental de los Parámetros de Diseño y de las Condiciones de Operación de la Columna de Platos con Borboteadores del Laboratorio de Ingeniería Química.

OBJETIVOS PARTICULARES

1.- Aportación Informativa para Prácticas Experimentales de Destilación en la Especialidad de Ingeniería Química.

2.- Caracterización Experimental de la Columna de Destilación.

3.- Elaboración del Manual de Operación de la Columna de Destilación.

P R I M E R A P A R T E :

I N F O R M A C I O N B A S I C A

CAPITULO 1

REVISION BIBLIOGRAFICA

Con el objeto de realizar un estudio formal de las columnas - de destilación de platos con borboteadores, en este capítulo informativo se examinan teóricamente los aspectos esenciales que rigen el funcionamiento de este tipo de columnas.

1.1 : CARACTERISTICAS GENERALES DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION.

Los procesos de destilación y absorción convencionalmente se efectúan en columnas. Las columnas que emplean mecanismos de varias etapas de equilibrio para lograr el contacto entre el vapor y el líquido se designan como columnas de platos, y las que establecen un contacto diferencial entre el vapor y el líquido sobre la superficie de un empaque se denominan columnas diferenciales.

Las columnas de platos, los cuales pueden ser con borboteadores, con válvulas o perforados, entre otros, producen un cambio en la concentración del vapor y del líquido en los mismos platos; cada uno de estos representa idealmente una etapa de equilibrio. Aunque indudablemente se verifica alguna transferencia de masa entre el líquido en forma de rocío y el vapor entre los platos, y entre el vapor y el líquido en forma de espuma sobre el plato y en los bajantes, la principal transferencia de masa ocurre por el contacto de las dos fases sobre el plato. La columna de platos presenta otros aspectos que la distinguen aun más de la columna diferencial, como la forma de mantener una profundidad de líquido sobre el pla-

to por medio de un vertedero o compuerta, y la manera de conducir el líquido del plato superior al inferior por medio de bajantes - que comúnmente son segmentos circulares de la columna.

La columna diferencial facilita la transferencia de masa entre las fases, ya que ésta tiene lugar en cada incremento de altura. Aunque esto normalmente ocurre sobre el empaque colocado en el cuerpo de la columna para proveer una gran área superficial, puede verificarse en columnas de "pseudoetapa", tanto sobre el plato como en el espacio entre ellos. Una diferencia importante entre la columna de platos y la columna diferencial es que en esta última el vapor y el líquido deben pasar a contracorriente a través de la misma ruta, mientras que en la columna de platos las dos fases siguen diferentes rutas, excepto cuando las fases se encuentran en contacto sobre el plato.

PLATOS CON BORBOTEADORES.

Tradicionalmente el tipo de plato que más se ha utilizado es el plato con borboteadores. Sin embargo, el gran desarrollo que se ha alcanzado en el conocimiento de los principios de la destilación y en el diseño mecánico ha hecho que su aplicación disminuya sensiblemente, principalmente por razones de costo. Actualmente se les emplea en operaciones donde se requiere manejar rangos muy amplios de flujo, o bien en donde es necesario proporcionar un elevado tiempo de residencia.

El plato con borboteadores consiste de una plataforma que está atornillada o soldada a los lados de la columna, el plato tiene

provistas unas aberturas sobre las cuales se colocan los elevadores y las capuchas, éstas tienen la forma de copas invertidas. En las capuchas existen algunas ranuras a través de las cuales cierta porción de vapor pasa para mezclarse con el líquido que fluye por el plato. Cada plato contiene uno o más ductos llamados bajantes, a través de los cuales el líquido fluye de un plato superior a uno inferior. Se conserva un sello líquido sobre el plato por medio de una compuerta colocada cerca del bajante, la compuerta es más conocida como vertedero de salida.

Las rutas de flujo del vapor y del líquido en la columna se representan esquemáticamente en la figura 1.1

Los platos con borboteadores están provistos de pequeños agujeros de goteo que sirven para drenar los platos cuando la columna no se encuentra en operación. Es importante considerar en una operación el tamaño de estos agujeros, ya que si se manejan velocidades extremadamente bajas de la fase vapor, parte del líquido puede fluir a través de los agujeros provocando la inestabilidad de la operación en la columna.

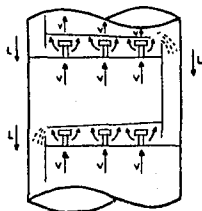


FIG. 1.1 RUTAS DE FLUJO DE LAS FASES

TIPOS DE BORBOTEADORES.

El borboteador se compone de dos partes, una capucha invertida y un elevador, la capucha se mantiene en una posición fija en -

relación a la base del plato, ya sea atornillándose a la superficie del plato o bien al elevador.

El elevador conduce al vapor del espacio que existe entre los platos, al interior de la capucha donde fluye a través de las ranuras al seno del líquido. En la figura 1.2 se muestran algunos tipos de borboteadores que son empleados comúnmente.

Se puede observar que existen varios arreglos entre las capuchas y los elevadores, así como una amplia variedad en la forma de las capuchas.

Las ranuras pueden tener formas diversas, las más comunes son

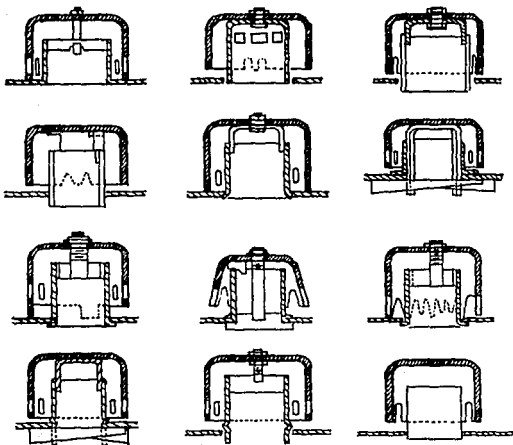


FIG. 1.2 DIFERENTES TIPOS DE BORBOTEADORES

ovaladas, rectangulares, trapezoidales, cuadradas, r**ó**mbicas, trian-
gulares y redondas. Las ranuras se localizan en los lados de la ca-
pucha y algunas veces se extienden hasta la parte inferior de esta.
En ciertas operaciones, donde las cargas de vapor son extremadamen-
te altas, se emplean capuchas sin ranuras permitiendo que el vapor
las abandone por su parte inferior.

Las ranuras rectangulares son las que se emplean con mayor --
frecuencia, aunque tambi**é**n las trapezoidales y dentadas tienen un
uso ordinario. Los tama**ñ**os de las ranuras en las capuchas comercia-
les varfan desde 1/8 hasta 3/8 pulg de ancho y de 1/2 hasta 1 1/2
pulg de longitud. Se recomienda un espaciamiento m**í**nimo entre ranu-
ras de 1.5 veces el espesor del material de fabricaci**ó**n. En colum-
nas peque**ñ**as con di**á**metros de 6 a 12 pulg se utilizan capuchas co-
merciales de 1 pulgada de di**á**metro. Algunas capuchas tienen la for-
ma de tonel con dimensiones comerciales de 2 a 6 pulg de ancho y -
de 12 a 24 pulg de longitud. El n**ú**mero de ranuras varfa de 12 a 70
y est**á** limitado por su tama**ñ**o, por el espaciamiento entre ellas y
por las dimensiones de la capucha.

Los materiales de fabricaci**ó**n de las capuchas son acero al --
carb**ó**n, aleaci**ó**n de acero, acero inoxidable, níquel, cobre, bronce
aluminio y aleaciones especiales. En los casos en que se trabaja -
con **á**cido, se emplean capuchas de cer**á**mica.

Se han propuesto capuchas modificadas para disminuir el efec-
to de un flujo azaroso de vapor o para incrementar el **á**rea de con-
tacto entre el vapor y el l**í**quido, o bien para dirigir el flujo de
vapor dentro del l**í**quido. En la figura 1.3 se representa una modi-
ficaci**ó**n efectuada en una capucha.

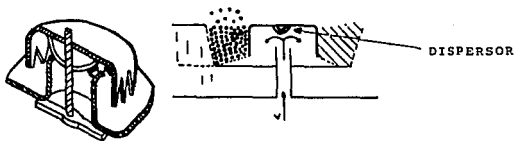


FIG. 1.3 CARACTERISTICAS DE UNA CAPUCHA MODIFICADA.
EL DISPERSOR PROPORCIONA UN BURBUJEO UNIFORME

ELEVADORES.

Los elevadores son porciones de tubos que normalmente tienen la sección transversal circular; en las capuchas de tonel se utilizan elevadores de sección rectangular. Estos dispositivos conducen al vapor del espacio que existe entre los platos al espacio anular del borboteador sobre las ranuras. En la mayoría de los casos los elevadores actúan como un soporte para la capucha, evitando así -- que el flujo turbulento del vapor la remueva de su posición. Los elevadores se atornillan o sueldan al plato. Los materiales de fabricación son del mismo tipo que aquellos empleados para las capuchas.

El área de la sección transversal del elevador se selecciona de manera que la relación del área de ranuras al área del elevador sea aproximadamente igual a la relación del área del elevador al área anular, y que dicha relación esté comprendida entre los valores de 1.0 a 1.1. De esta forma, la selección del diámetro de la capucha determina el área anular y el área del elevador.

CLARO DE BORDE.

Las capuchas se montan sobre el plato de manera que exista un espacio entre la parte inferior de estas y la superficie del plato, este espacio se denomina claro de borde, y varía desde 0 pulg hasta 2 1/2 pulg en casos extremos; en la práctica se manejan valores comprendidos entre 0.5 y 1.5 pulg. En algunos casos donde las cargas de vapor son bajas, las capuchas se pueden prolongar hasta la superficie del plato.

ARREGLO DE LOS BORBOTEADORES.

Por lo general los borboteadores se disponen sobre el plato - en las esquinas de un triángulo equilátero, con las hileras orientadas perpendicularmente a la dirección del flujo de líquido, como se observa en la figura 1.4. El espaciamiento entre las capuchas - comúnmente es de 1/4 del diámetro de la capucha, y la distancia de las paredes de la columna a una capucha suele ser igual al diámetro de ésta. En algunos casos especiales, los borboteadores se distribuyen sobre el plato en las esquinas de un cuadrado con el fin de utilizar menos cantidad en el mismo espacio.

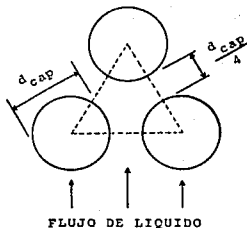


FIG. 1.4 ARREGLO DE LOS BORBOTEADORES

DISTRIBUCION DE FLUJO LIQUIDO.

El plato utilizado en operaciones de destilación debe diseñarse para satisfacer ciertos requerimientos.

a) Tiene que proveer un alto grado de contacto entre las fases, de manera que se puedan establecer las condiciones más próximas al equilibrio fisicoquímico.

b) Debe provocar una mínima caída de presión en toda la columna mientras proporciona el contacto necesario entre las fases.

c) Tiene que facilitar el adecuado flujo por los senderos previstos sobre el plato y en los bajantes de tal forma que la capacidad de líquido que se maneje en la columna sea la requerida por la operación.

Para satisfacer estos requisitos, se han empleado diversas distribuciones de flujo de líquido en los platos. En la figura 1.5 se muestran algunas de ellas.

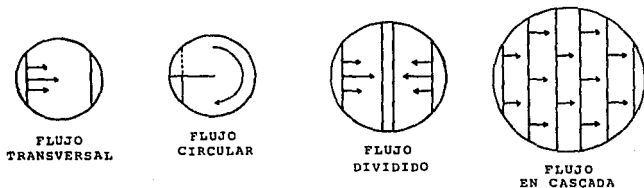


FIG. 1.5 DIFERENTES DISTRIBUCIONES DEL FLUJO DE LIQUIDO

La disposición del flujo del líquido se elige con el objeto de lograr el mejor contacto con el vapor, con el mínimo gradiente hidráulico de líquido sobre el plato. La mejor selección es la que proporciona los valores óptimos de tiempo de residencia y área de contacto que permitan la mayor aproximación al equilibrio. Debe señalarse que cualquier tipo de distribución considera básicamente -

el diámetro de la columna y la distancia recorrida por la fase líquida de la entrada a la salida del plato.

BAJANTES.

Los bajantes tienen la función de conducir al líquido de un plato superior a otro inferior. Se diseñan para proporcionar un adecuado manejo del flujo de líquido en la columna y para ocupar una mínima área de la sección transversal del plato de manera que el área activa sea máxima. La forma de los bajantes puede ser circular o segmental; los bajantes circulares solo se utilizan en columnas pequeñas.

El bajante segmental, cuyo borde superior forma parte del vertedero de salida, es el tipo que ha sido utilizado con mayor frecuencia. En arreglos de platos de flujo dividido, generalmente se requiere el uso de bajantes rectangulares en combinación con bajantes segmentales, como se ilustra en la figura 1.6.

El bajante debe tener la suficiente capacidad para soportar la máxima carga del líquido. Esta capacidad se puede expresar en términos de la velocidad lineal neta promedio del flujo de líquido a través del bajante, que se obtiene por la división del flujo volumétrico entre el área de la sección transversal del ba

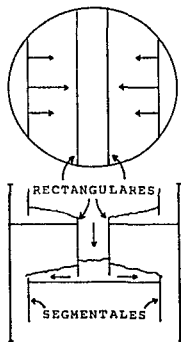


FIG. 1.6 COMBINACION DE BAJANTES

jante. Se recomiendan velocidades lineales de 0.05 a 0.1 pie/s para sistemas que producen espuma y de 0.3 pie/s para sistemas en los cuales no se espera la formación de ésta.

La capacidad del bajante también puede expresarse en términos del tiempo de residencia del flujo de líquido, el cual se obtiene dividiendo el volumen retenido en el bajante entre el flujo volumétrico del líquido. En la práctica, se pretende hacer el diseño para un tiempo de residencia de 3 segundos en sistemas que no forman espuma y de 5 a 6 segundos en sistemas que presentan la formación de ésta.

El área de flujo del líquido a través del bajante está limitada por el borde inferior del mismo o faldón y por la altura que existe entre dicho borde y el piso del plato. Para asegurar la formación de un sello contra el flujo de vapor en el bajante, se recomienda mantener una diferencia de 1 a 1.5 pulg entre la altura del vertedero y la altura del faldón sobre el piso del plato.

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS.

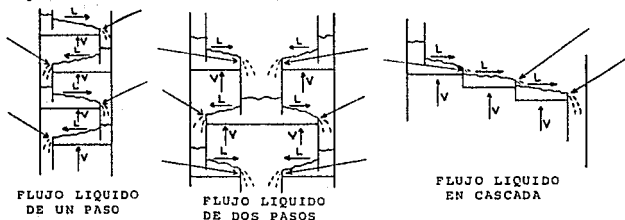
Los platos deben estar separados por alguna distancia para facilitar la separación de la fase gaseosa del rocío del líquido y de la espuma que se forma, antes de que el flujo gaseoso alcance el plato superior. Aunque el cálculo de esta distancia llamada espaciamento entre platos, depende del efecto de muchas variables, normalmente se utilizan espaciamentos de 12 pulg en columnas pequeñas y de 48 pulg en columnas de grandes dimensiones que operan a vacío; el espaciamento que se emplea en la mayoría de las columnas comerciales es de 24 pulg aproximadamente.

VERTEDEROS DE SALIDA.

Los vertederos de salida son compuertas que mantienen una determinada profundidad de líquido sobre el plato, de manera que el vapor procedente del plato inferior tenga una adecuada acción de burbujeo en el seno del líquido presente en el plato, antes de que lo abandone. Normalmente los vertederos son placas metálicas rectangulares que simplemente son una extensión del bajante. En algunos casos se instalan vertederos removibles que permiten el vaciado de la columna.

La altura del vertedero generalmente se determina por la profundidad del líquido sobre el plato. La longitud del vertedero es comúnmente de 0.5 a 0.8 veces el diámetro de la columna. Para platos de un solo paso, las longitudes varían de 0.6 a 0.75 veces el diámetro de la columna y de 0.5 a 0.6 veces para platos con flujo líquido de dos pasos.

En la figura 1.7 los vertederos de salida para los tipos de flujo más comunes.



Los vertederos de salida están señalados con flechas inclinadas que sobresalen de los dibujos.

FIG. 1.7 VERTEDEROS DE SALIDA PARA DIFERENTES TIPOS DE FLUJO

VERTEDEROS DE ENTRADA.

El uso de los vertederos de entrada o distribuidores no es común, su función es distribuir adecuadamente el flujo del líquido sobre el plato. Los vertederos de entrada proporcionan una cierta estabilidad en la operación debido a que permiten obtener una sección en calma para que el flujo del líquido proveniente del plato superior se ordene antes de ingresar al siguiente plato.

Una desventaja que presenta su instalación es que obstaculizan el flujo del líquido disminuyendo de esta manera la energía de flujo y causando así una deficiente acción de burbujeo del vapor. Esta disminución de energía es suficiente para alterar en forma adversa la operación propia de las capuchas de la primera hilera; en algunos casos este efecto tiene lugar en varias hileras de borbotadores originándose un flujo de vapor intermitente.

En la figura 1.8 se representa esquemáticamente el efecto que produce el vertedero de entrada en la acción del plato.

Algunas veces, en lugar de vertederos de entrada, se emplean sellos tipo "cubeta" que tienen el mismo fin. Básicamente este tipo de sellos tienen la forma de un recipiente limitado por las paredes de la columna y por una depresión del piso de el plato; su instalación hace que el flujo de líquido siga una ruta poco recomendable, ya que el líquido debe llegar hasta el fondo

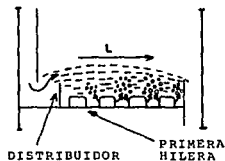


FIG. 1.8 VERTEDERO DE ENTRADA. LA OPERACION DE LA PRIMERA HILERA DE BORBOTADORES ES DEFICIENTE

de la "cubeta" y después subir a la superficie del plato. En la figura 1.9 se muestran los sellos de este tipo para dos diferentes arreglos de flujo de líquido.

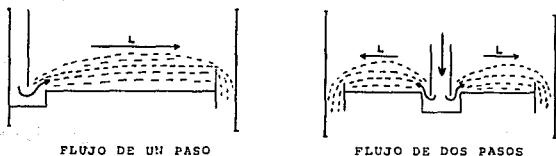


FIG. 1.9 SELLOS TIPO "CUBETA"

La instalación de este tipo de sellos y de vertederos de entrada no es conveniente cuando se llevan a cabo operaciones de destilación de sustancias relativamente sucias, pues los sólidos que se acumulan detrás del vertedero o en el sello tipo "cubeta", pueden llegar a bloquear el paso del líquido ocasionando la inundación de la columna. Su uso se limita a operaciones con flujos de líquido muy bajos y con sistemas relativamente limpios.

Los sellos tipo "cubeta", por la forma que tienen, son más costosos y difíciles de fabricar que los vertederos de entrada. En las columnas que utilizan sellos, las profundidades normalmente varían de 1.0 a 1.5 pulg.

MAMPARAS.

En platos que contienen capuchas separadas de las paredes de la columna una pulgada o una distancia mayor que la existente entre las paredes de las capuchas, es práctica común colocar mamparas

de distribución de manera que la distancia de la pared de la capucha a la mampara sea igual a la distancia que existe entre las paredes de dos capuchas adyacentes. Las mamparas deben tener una altura de dos veces la profundidad del líquido sobre el plato.

En la figura 1.10 se representa parte de un plato que contiene una mampara de distribución.

Existe un tipo diferente de mamparas conocido como mamparas de rocío. Se utilizan en operaciones de destilación donde se genera un rocío o espuma excesivos de líquido con el peligro de que su descarga se dirija hacia el bajante

pasando por encima del vertedero de salida. Para garantizar que por el bajante fluya solamente líquido claro, se instala este tipo de mamparas que generalmente son secciones planas circulares sujetas al vertedero de salida.

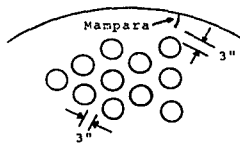


FIG. 1.10 MAMPARA DE DISTRIBUCION EN UN PLATO CON BORBOTEADORES

1.2 : COLUMNAS DE DESTILACION EXPERIMENTALES.

Entre los equipos experimentales que se han empleado en diversos estudios e investigaciones, sobresalen la columna de Sherwood-Jenny y la columna de Peavy-Baker, que a continuación se describen.

COLUMNA DE SHERWOOD-JENNY²¹.

La columna mostrada en la figura 1.11 fue utilizada por Sherwood y Jenny para realizar estudios de arrastre empleando el sistema aire-agua. Esta columna experimental tiene un diámetro de 46 cm y contiene dos platos con borboteadores, los platos están provistos

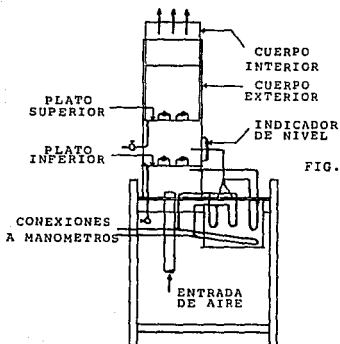


FIG. 1.11 COLUMNA EXPERIMENTAL DE SHERWOOD-JENNY

de conexiones para drenar la columna de tal manera que puedan efectuarse distintas pruebas a niveles diferentes de líquido sobre el plato. Para medir los flujos de aire se instaló una placa de orificio de 7.64 cm concéntricamente en un ducto de 10 cm en la parte inferior de la columna.

Los detalles del plato y de las capuchas utilizadas se muestran en la figura 1.12, cada capucha contiene 33 ranuras.

En la práctica se colocaron 7 capuchas en cada uno de los platos, pero el número de capuchas en el plato inferior se varió en distintas etapas de la experimentación. El borde de las capuchas se mantuvo a 0.63 cm encima del plato por medio de 3 barras extendidas a lo ancho de la columna. El plato superior, que forma la base de un cilindro vertical, se construyó de un diámetro ligeramente menor a

el diámetro del cilindro exterior de manera que el cuerpo cilíndrico superior pudiera moverse verticalmente para variar el espaciamiento entre los platos.

En el montaje experimental también se previó la forma de variar la sección transversal de la columna. Con este fin se utilizaron diversos cilindros concéntricos de diferentes diámetros.

Para estudiar el efecto de el n de líquido sobre el plato, se instaló un indicador de vidrio, como se observa en la figura 1.11. La columna de Sherwood-Jenny también cuenta con un manómetro diferencial para determinar la caída de presión a través del plato inferior.

Es importante señalar que ambos platos están desprovistos de bajantes y vertederos, pues para estimar el arrastre, antes de cada corrida se cubría el plato inferior a la profundidad deseada con una solución de NaOH de concentración conocida mientras que el plato superior se cubría con agua; después de la corrida se determinaban las concentraciones en ambos platos.

La columna puede operarse con otros sistemas líquido-vapor.

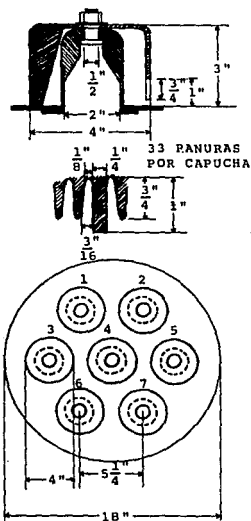


FIG. 1.12 CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LOS PLATOS Y BORBO TEADORES EMPLEADOS EN LA COLUMNA DE SHERWOOD-JENNY

COLUMNA DE PEAVY-BAKER¹⁷.

Otra columna experimental que se ha utilizado bastante a nivel laboratorio, es la columna adaptada por Peavy y Baker, la cual está representada en la figura 1.13. Sus características generales son similares a las que presenta la columna de Sherwood y Jenny²¹, sin embargo existen algunas diferencias importantes de señalar.

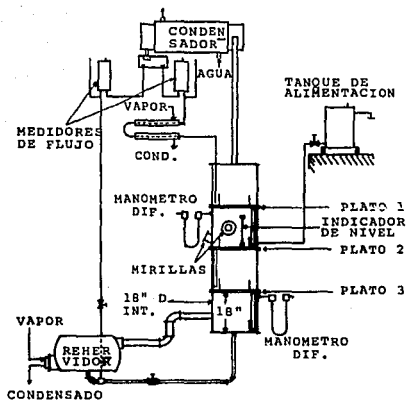


FIG. 1.13 COLUMNA EXPERIMENTAL DE PEAVY-BAKER

La columna cuenta con tres platos de 18 pulg de diámetro, cada plato contiene 10 borboteadores. La columna puede trabajar a velocidades de vapor elevadas ya que cuenta con la suficiente área de calentamiento y condensación que garantizan la estabilidad de la operación.

Debido a que esta columna se utilizó específicamente para evaluar la eficiencia del plato a diferentes condiciones de operación

para el sistema etanol-agua, una de las variables a estudiar fue el espaciamiento entre los platos, por lo cual el diseño de la columna a este respecto es semejante al diseño de la columna de Sherwood y Jenny²¹.

Para evitar las pérdidas de calor, las paredes de la columna se aislaron con lana tratada de 1 pulg de espesor, sostenida por bandas de acero. En la columna se instalaron manómetros diferenciales para cuantificar la caída de presión a través de los platos, como se observa en la figura 1.13.

Los detalles del plato y de los borboteadores se representan en la figura 1.14. Los vertederos de los platos son de 12 pulg de longitud; para variar el nivel del líquido sobre el plato, se emplearon vertederos removibles de diferentes alturas. Las capuchas del plato son de acero de 3 pulg de diámetro. Las ranuras de las capuchas son de 1/2 pulg de altura por 1/8 pulg de ancho, cada capucha contiene 38 ranuras; en consecuencia el área de las ranuras por capucha es de 2.375 pulg².

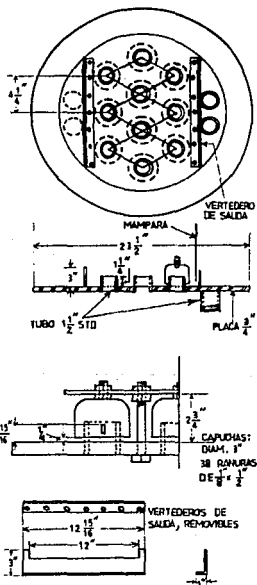


FIG. 1.14 CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LOS PLATOS Y BORBOTEADORES. COLUMNA DE PEAVY-BAKER

En la columna se colocó un indicador de vidrio en el plato central para observar el nivel del líquido sobre el plato (ver figura 1.13) y una mampara frente al vertedero de salida de cada plato (ver figura 1.14), para impedir el flujo de la fase líquida en forma de rocío a través de los bajantes.

De la descripción general de estas dos columnas, se observa que las diferencias en cuanto a equipo e instrumentación se reflejan, son mínimas. Por tal motivo se considera que no es necesario hacer la descripción de otras columnas, ya que también presentan características de construcción semejantes. No obstante, conviene mencionar algunas características de diseño de los platos perforados para complementar esta descripción.

ESTUDIO DE ARNOLD, PLANK Y SCHOENBORN¹.

Estos investigadores emplearon el sistema aire-agua para analizar el comportamiento de los platos perforados. Los detalles del plato empleado y su montaje, se muestran en la figura 1.15.

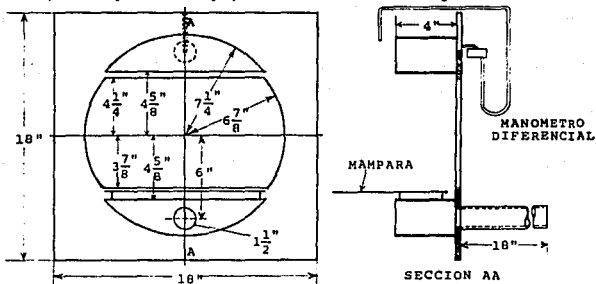


FIG. 1.15 CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL PLATO PERFORADO

Al igual que en los platos con borboteadores utilizados experimentalmente, en los platos perforados también se adaptan vertederos removibles que pueden intercambiarse con cierta facilidad, para estudiar el nivel del líquido sobre el plato. Este tipo de platos también están provistos de una mampara que impide a la fase líquida fluir sobre el vertedero de salida. La caída de presión se determina por medio de un manómetro diferencial, como puede observarse en la figura anterior.

Para estudiar el efecto del tamaño de las perforaciones y de la proporción del espacio libre en este tipo de platos, se dispuso de varios insertos con diferentes diámetros de perforación. Se entiende como inserto a la sección perforada del plato. En la tabla 1.1 se resumen las principales características de diferentes insertos que se han empleado con más frecuencia; en todos los casos las perforaciones mantienen un arreglo triangular.

TABLA 1.1 : DATOS DE VARIOS INSERTOS PERFORADOS.

INSERTO	DIAMETRO DE PERF., pulg.	ESPACIO LIBRE, COLUMNA, %.	ESPACIO LIBRE, INSERTO, %.	ESPACIAM. DE PERF., pulg.	AREA TOTAL DE PERF., pulg ² .
I-2	0.059	3.9	6.6	0.218	6.94
I-3	0.139	4.5	7.5	0.482	7.88
I-4	0.250	4.5	7.5	0.870	7.88
I-5	0.312	4.1	6.9	1.125	7.25
II-1	0.083	10.5	17.7	0.188	18.6
II-2	0.177	12.0	20.2	0.375	21.2
II-3	0.235	11.9	20.1	0.500	21.1
II-4	0.376	11.5	19.4	0.814	20.4

BORBOTEADOR VULCAN¹².

Este tipo de borboteador se ha utilizado en diversos estudios experimentales, entre otros un estudio acerca del gradiente hidráulico. Debido al uso extenso que se le ha dado, es importante hacer su descripción.

En la figura 1.16 se representa la capucha y el elevador que constituyen las partes del borboteador. En la práctica la capucha se coloca sobre la superficie del plato. Este borboteador tiene la particularidad de que dispersa uniformemente el vapor en el seno del líquido.

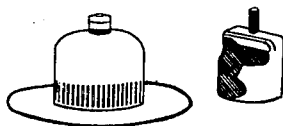


FIG. 1.16 VISTA DE LA CAPUCHA Y ELEVADOR, DEL BORBOTEADOR VULCAN

Cabe mencionar que por las excelentes características de diseño que presenta, su uso se ha extendido a procesos industriales empleándose en columnas de mayores dimensiones.

En la tabla 1.2 se indican las características principales de este borboteador, manufacturado por Vulcan Copper and Supply Co.

TABLA 1.2 : CARACTERISTICAS DEL BORBOTEADOR VULCAN.

O.D., pulg.....	3
I.D., pulg.....	2.87
ALTURA TOTAL, pulg.....	2.27
ALTURA DE LA RANURA, pulg.....	13/16
ANCHO NOMINAL DE LA RANURA, pulg.....	3/32
NUMERO DE RANURAS POR CAPUCHA.....	42
ALTURA DEL TOPE DE LA RANURA SOBRE EL PLATO.....	7/8
ELEVADOR O.D., pulg.....	2 1/8
ELEVADOR I.D., pulg.....	1.995

ALTURA DEL ELEVADOR SOBRE EL PLATO, pulg.....	1 3/16
AREA DE LA RANURA, pulg ²	3.12
AREA DEL ELEVADOR, pulg ²	3.13
AREA ANULAR, pulg ²	2.92

1.3 : FACTORES QUE INTERVIENEN EN EL FUNCIONAMIENTO DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION DE PLATOS CON BORBOTEADORES.

Para complementar el estudio teórico de las columnas de destilación de platos con borboteadores, en esta sección se analiza el efecto y la influencia que tienen las diversas variables de diseño y de operación en el funcionamiento de este tipo de columnas.

DEFINICION DE LAS VARIABLES Y CONCEPTOS FUNDAMENTALES.

El líquido que fluye en una columna de platos con borboteadores debe alimentarse a cada plato, fluir sobre él e ir al inferior por medio de vertederos y bajantes mientras el vapor pasa hacia arriba a través de los platos mediante los borboteadores. Tanto los accesorios del plato como las corrientes de vapor que se extienden hacia arriba después de haber burbujeado en el líquido, ofrecen una resistencia al flujo del líquido sobre el plato. El gradiente hidráulico Δh , se define como la "fuerza de impulso", en términos de carga de líquido, que debe ejercer el flujo horizontal del líquido para superar la resistencia de burbujeo en el plato y la de los propios accesorios del plato (borboteadores, mamparas, distribuidores, etc.).

Por otra parte, la caída de presión de un plato se define como la pérdida de presión que experimenta la fase vapor al fluir a

través del plato.

Las variables que afectan al gradiente hidráulico y a la caída de presión durante la operación de un plato con borboteadores - en columnas de destilación o absorción son: Velocidades del líquido y del vapor, densidades del líquido y del vapor, la profundidad del sello y la distribución y detalles de los borboteadores sobre el plato. Estas variables se definen como sigue:

La velocidad del líquido L , se expresa másica o volumétrica - mente en relación al ancho perpendicular al flujo del líquido. El ancho del plato se calcula promediando aritméticamente el ancho de la hilera de capuchas más larga con el de la hilera más corta. La capacidad de líquido que se maneja en un plato a cierta velocidad de vapor, es la máxima velocidad de flujo de líquido L , a la cual todas las ranuras de las capuchas sobre el plato tienen una adecuada acción de burbujeo. La densidad del líquido se estima a las condiciones de operación de la columna.

La velocidad de vapor G , se expresa en términos de un factor F . Este factor es igual a $U\sqrt{\rho_v}$, donde U representa la velocidad de vapor basada en el área transversal de la columna, y ρ_v la densidad del vapor a las condiciones de operación de la columna. La caída de presión a sello cero ΔP_0 , es la caída de presión a través del plato correspondiente a un nivel de líquido, en términos de líquido claro, que se encuentra justo en el tope superior de las ranuras. En el gradiente hidráulico, el factor F tiene pequeña influencia, por esta razón la velocidad de vapor se expresa con mayor frecuencia en términos de un factor F_s , que es igual a $U_s\sqrt{\rho_v}$, --

donde U_s es la velocidad de vapor basada en el área total de las ranuras; de esta manera ΔP_0 resulta ser una función directa de F_s . La relación entre los factores F y F_s se expresa como sigue:

$$F_s = \frac{A_0}{A_s} F \quad (1.1)$$

donde A_0 : Área total de la sección transversal de la columna
 A_s : Área total de las ranuras por plato.

El sello de un plato en operación es la profundidad del líquido, en términos de líquido claro, que existe sobre el tope superior de las ranuras de las capuchas. El sello mínimo o sello estático S_m , es la distancia desde el tope superior de las ranuras al vertedero de salida, en términos de líquido claro.

Los detalles del borboteador se refieren al tamaño y forma de las capuchas y de los elevadores. La distribución de los borboteadores sobre el plato considera el espaciamiento entre las capuchas que se define como la distancia entre los centros de dos capuchas adyacentes; la distribución también toma en cuenta el número de hileras que son cruzadas por el líquido cuando fluye sobre el plato, este número se designa por N . El claro entre el borde inferior de la capucha y el plato, se conoce como claro de borde.

Además de las variables mencionadas que afectan al gradiente hidráulico y a la caída de presión, el claro de borde y la caída de presión a sello cero también influyen en la determinación de estos factores.

En la figura 1.17 se representa esquemáticamente el sello m-

nimo S_m , y el gradiente hidráulico Δh , durante la operación de un plato con borboteadores.

En el diseño de un plato que maneje grandes volúmenes de líquido, el problema de mayor importancia no es la magnitud del gradiente hidráulico, sino el referente a las características de diseño que permitan una operación satisfactoria del plato.

Para cualquier velocidad de líquido existe una velocidad de vapor definida, debajo de la cual el plato opera en forma inestable, esta velocidad de vapor se denomina velocidad mínima permisible. La figura 1.17 muestra la operación de un plato a tal velocidad que se encuentra cerca del punto de inestabilidad, en la hilera de capuchas más cercana al ingreso del líquido en el plato, el flujo de vapor es pulsante. Si se designa N_e a la hilera de capuchas próxima a la entrada del líquido y N_s a la hilera de capuchas próxima al vertedero de salida; y si $P_1 - P_2 = \Delta P$ es la caída de presión del vapor a través del plato, es obvio que, para todos los fines prácticos, la caída de presión en N_e es igual a la caída de presión en N_s , es decir, $\Delta P_{N_e} = \Delta P_{N_s}$. El burbujeo en N_e es supuestamente menos importante que el escaso vapor emitido por las ranuras correspondientes y la resistencia que existe al flujo de vapor es debida a la carga hidrostática sobre el tope de las ranuras. Esta resistencia se puede evaluar en términos de S_m y Δh .

Por otra parte, la resistencia al flujo de vapor en N_s , se compone de las pérdidas friccionales a través de la capucha y de

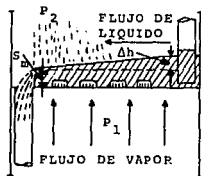


FIG. 1.17 OPERACION PROXIMA AL PUNTO DE INESTABILIDAD

la carga hidrostática existente en ese punto; esta resistencia se puede evaluar en los términos de ΔP_o y S_m . Entonces

$$\Delta P_o + S_m = \Delta h + S_m \quad (1.2)$$

si se supone el mismo efecto de S_m en ambos extremos del plato, entonces el punto de estabilidad está definido por

$$\Delta P_o > \Delta h \quad (1.3)$$

Si ΔP_o es mayor que Δh , el plato es estable, pero si Δh es mayor que ΔP_o el plato opera en forma inestable. Si Δh es tan grande que la carga hidrostática sobre la parte superior del elevador de la capucha en N_e excede a ΔP , el líquido fluirá al plato inferior a través de los elevadores.

La relación expresada en la ecuación (1.3) es solo una guía de aproximación para predecir la estabilidad del plato, ya que el efecto de S_m no es igual en ambos extremos de este. En N_e el líquido es claro y no-aereado, ofreciendo una resistencia igual a la profundidad del líquido sobre el tope superior de las ranuras. En N_s el líquido es aereado y ofrece una resistencia menor que la profundidad del líquido. El factor de aereación Ψ , que es adimensional, se define como el incremento en caída de presión por unidad de incremento en profundidad de líquido claro sobre el tope superior de las ranuras, matemáticamente se expresa como:

$$\Psi = \frac{\Delta P_2 - \Delta P_1}{S_2 - S_1} \quad (1.4)$$

donde ΔP_1 : Caída de presión total del gas a través del plato --

cuando la profundidad del líquido es h_1 , o el sello es S_1 , en pulgadas de líquido

ΔP_2 : Caída de presión total del gas a través del plato -- cuando la profundidad del líquido es h_2 , o el sello es S_2 , en pulgadas de líquido

S_1 : Profundidad del líquido sobre el tope superior de las ranuras a la condición 1, pulg

S_2 : Profundidad del líquido sobre el tope superior de las ranuras a la condición 2, pulg.

Entonces la resistencia en N_s es ΨS_m ; y la ecuación (1.2) se convierte en

$$\Delta P_0 + \Psi S_m = \Delta h + S_m \quad (1.5)$$

puesto que el valor numérico de S_m es igual en ambos extremos del plato, la ecuación (1.5) puede escribirse como:

$$\Delta P_0 = \Delta h + S_m (1 - \Psi) \quad (1.6)$$

El factor Ψ es una función de la velocidad de vapor y profundidad del sello. Dependiendo del valor de Ψ , la estabilidad del plato estará sujeta al valor de ΔP_0 , que puede ser menor, igual o mayor que Δh . En la práctica Ψ tiene un valor de 0.7 aproximadamente; de esta manera ΔP_0 es mayor que Δh en $0.3S_m$ para una operación estable.

Puesto que comúnmente se emplean sellos profundos cuando se manejan altos flujos de líquido, el valor $(1 - \Psi)S_m$ puede intervenir tanto como Δh en la estabilidad del plato.

Por lo tanto, la estabilidad del plato está en función de --

el factor de aereación, la caída de presión a sello cero y del gradiante hidráulico.

Otro de los factores que se presenta durante la operación de un plato es el arrastre. El arrastre se define como la cantidad de líquido que es acarreado de un plato por el vapor que fluye a través de la columna. Es importante subrayar que durante la operación de un plato con borboteadores, el arrastre tiene influencia directa sobre la eficiencia del plato.

En el estudio de arrastre desde un punto de vista práctico, - se ha encontrado que las variables que intervienen son: La velocidad del vapor a través de la columna, el espaciamento entre platos y el nivel del líquido sobre el plato.

El efecto de la velocidad del vapor sobre un plato llega a ser importante cuando se alcanzan valores altos de ésta, ya que a medida que la velocidad del vapor aumenta, el arrastre ocasionado por el flujo de vapor también aumenta, provocando una disminución en la eficiencia debido a que el contacto líquido-vapor sobre el plato - es desfavorecido. La velocidad de vapor a la cual el arrastre producido no causa un gran descenso en la eficiencia, se denomina velocidad de vapor permisible. Además de el arrastre como factor limitante para determinar el máximo valor de la velocidad del vapor, existe otro factor que es la excesiva caída de presión a través de el plato que se presenta a elevadas velocidades de la fase vapor.

Como una guía de aproximación, varios autores han recomendado valores de velocidad permisible para diferentes tipos de platos. - Por ejemplo, Peters¹⁹ reportó un valor de velocidad permisible de

1.3 pie/s empleando platos con dos borboteadores para sistemas que producen demasiada espuma. Esta velocidad de vapor corresponde a la operación de un plato sin que se presente el efecto llamado -- "Priming". Este término se refiere a la condición en la que la altura de la espuma formada sobre el plato se hace bastante grande -- pudiendo pasar a través de los elevadores del plato inmediato superior y mezclarse con el líquido de éste en columnas de platos con borboteadores; o pasar a través de las perforaciones en columnas de platos perforados. Esta situación indeseable provoca obviamente un cambio en la concentración del líquido en el plato superior, reduciéndose así la efectividad de la separación.

Por otra parte, Carey, Griswold, Lewis y McAdams³ estudiaron tres columnas diferentes con una capucha por plato, y encontraron que la eficiencia del plato es sustancialmente constante en un rango de 0.2 a 2.5 pie/s de velocidad de vapor.

El grado de arrastre puede expresarse como la fracción del líquido que entra en un plato y es arrastrado hacia el plato superior por el vapor. Se puede establecer la siguiente relación:

$$a = \frac{C_a}{C_1 + C_a} \quad (1.7)$$

donde a : Arrastre fraccionario
 C_a : Cantidad de líquido arrastrado
 C_1 : Cantidad de líquido que sale del plato.

En esta relación, las unidades de arrastre dependen de las unidades elegidas para las cantidades de líquido, las cuales pueden expresarse en unidades molares o en unidades de masa.

Sherwood y Jenny²¹ encontraron que el efecto del arrastre sobre la eficiencia del plato no es importante cuando no se sobrepasa un valor de 0.1 mol líquido/mol vapor.

Las otras variables que intervienen en el arrastre son el espaciamiento entre platos que se define como la distancia vertical de separación entre dos platos adyacentes, y el nivel del líquido sobre el plato que se define como la altura desde la base del plato al nivel del líquido, en términos de líquido claro. La influencia de estas variables se discute posteriormente.

Se ha mencionado que el efecto del arrastre disminuye la eficiencia del plato cuando se alcanzan determinados valores de velocidad de vapor. Para un plato la eficiencia estimada corresponde a la eficiencia de Murphree, que se define como el cambio real en la composición promedio de la fase vapor, dividido entre el cambio que se lograría si la fase vapor alcanzara el equilibrio con la fase líquida que abandona el plato, es decir:

$$E_G = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (1.8)$$

donde E_G : Eficiencia de Murphree del plato para la fase vapor
 y_n : Composición real promedio del vapor del plato n
 y_{n+1} : Composición real promedio del vapor del plato n+1
 y_n^* : Composición de la fase vapor en equilibrio con la composición del líquido que abandona el plato n.

Análogamente para la fase líquida la eficiencia es:

$$E_L = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*} \quad (1.9)$$

donde E_L : Eficiencia de Murphree del plato para la fase líquida
 x_{n-1} : Composición real promedio del líquido del plato $n-1$
 x_n : Composición real promedio del líquido del plato n
 x_n^* : Composición de la fase líquida en equilibrio con la composición de la fase vapor que abandona el plato n .

En la figura 1.18 se representa esquemáticamente una columna de platos con borboteadores y las respectivas composiciones de los platos n , $n-1$ y $n+1$.

Las características mecánicas de diseño de un plato con borboteadores deben estar orientadas a la operación satisfactoria del mismo. Por esta razón, el diseño del plato debe contemplar los tipos de borboteado

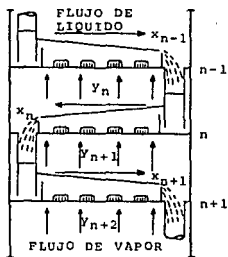


FIG. 1.18 COMPOSICIONES DE LAS FASES EN UNA COLUMNA DE PLATOS

res más apropiados que se deban utilizar. Puesto que durante la operación de un plato, el vapor fluye a través de todas las ranuras de las capuchas, la estimación del área total de ranuras es indispensable en el diseño. Una variable que involucra a esta área se denomina proporción del espacio libre, que se define como la razón de la suma de las áreas del total de ranuras al área de la sección transversal de la columna. De la misma manera, en las columnas de platos perforados se define la proporción del espacio libre como la razón del área total de las perforaciones al área de la sección transversal de la columna.

ARRASTRE.

Se ha visto que durante la operación de un plato puede presentarse un cierto arrastre por diversas causas. La investigación realizada por Sherwood y Jenny²¹, quienes emplearon el sistema aire-agua, estudia las principales variables que provocan un arrastre de líquido, estas variables son: la velocidad del aire, el nivel del líquido sobre el plato, el espaciamiento entre platos y el arreglo de los borboteadores.

Los resultados del arrastre obtenidos al variar el espaciamiento entre platos de 23 a 76 cm se muestran en la figura 1.19. Estos resultados corresponden a un nivel de líquido sobre el plato de 4.5 cm. La familia de curvas representa los valores de arrastre para varios flujos de aire. Los resultados se obtuvieron operando la columna con los dos platos conteniendo 7 capuchas cada uno (ver figura 1.12).

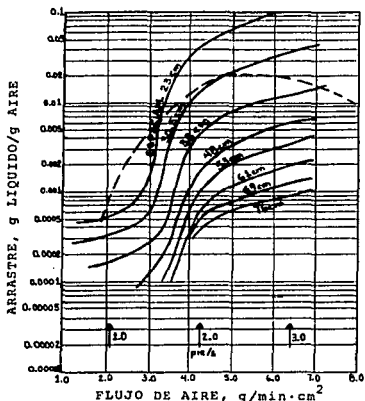


FIG. 1.19 EFECTO DEL FLUJO DE AIRE Y ESPACIAMIENTO DE PLATOS

Se puede observar que a la misma velocidad de aire, el arrastre para el mayor espaciamiento de platos es aproximadamente el 1 % del arrastre correspondiente al menor espaciamiento. La curva punteada de esta figura representa las velocidades permisibles de

aire calculadas a partir de la ecuación de Souders-Brown^{2,3} para varios espaciamientos de platos. Esta ecuación es:

$$W = C[\rho_v / (\rho_l - \rho_v)]^{1/2} \quad (1.10)$$

donde W : Velocidad masa permisible de aire a través de la columna, basada en la sección transversal de la misma

ρ_v : Densidad del vapor

ρ_l : Densidad del líquido

C : Factor dependiente del espaciamiento entre platos, tensión superficial del líquido, etc.

De la curva calculada (línea punteada) se observa que el máximo arrastre permisible es de 0.021 g agua/g aire aproximadamente.

Como era de esperarse, al aumentar el espaciamiento entre platos, la velocidad de aire requerida para provocar el mismo arrastre debe aumentar. Asimismo se observa que un incremento de aproximadamente 8 cm en el espaciamiento reduce notablemente el arrastre siendo este incremento más efectivo a espaciamientos menores que a espaciamientos mayores de platos.

En otra serie de ensayos que muestran el nivel del líquido sobre el plato como variable de operación, se obtuvieron los resultados indicados en la figura 1.20. Durante estas pruebas se mantuvo un espaciamiento entre platos de 30.5 cm operando la columna con los dos platos y con 7 capuchas cada uno.

En esta figura se representan los resultados de arrastre en función de la velocidad masa de aire al variar el nivel del líquido de 3.2 a 5.1 cm. El análisis indica que a una determinada velo-

cidad de aire, el arrastre aumenta a medida que se incrementa el nivel del líquido sobre el plato, llegando a ser casi independiente para niveles de líquido elevados.

Para estudiar el efecto del arreglo de las capuchas sobre el plato, Sherwood y Janny hicieron modificaciones en la disposición de las capuchas en el plato inferior manteniendo constante el nivel del líquido en un valor de

4.5 cm; bajo estas condiciones realizaron pruebas para espaciamientos de platos de 38 y 61 cm.

Los resultados que obtuvieron se muestran en la figura 1.21. Se observa claramente que la distribución de las capuchas sobre el plato a bajas velocidades de aire no influye apreciablemente en el arrastre; pero al incrementar la velocidad de aire, la disposición o arreglo de las capuchas empieza a ser importante, ya que se presenta un mayor arrastre de líquido para el arreglo de 4 que para el arreglo de 7 capuchas.

Las cuatro capuchas dispuestas en el plato corresponden a las capuchas 1, 4, 5 y 6 representadas en la figura 1.12.

Hasta el momento se ha examinado el efecto de las variables -

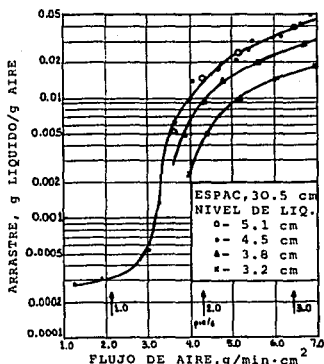


FIG. 1.20 EFECTO DEL NIVEL DE LIQUIDO

para el sistema aire-agua. Para fines comparativos en la figura 1.22 se representan algunos datos de arrastre obtenidos por otros investigadores. La curva A representa los datos de Holbrook y Baker⁸ para un espaciamento entre platos de 46 cm utilizando vapor y agua. La curva B representa los datos obtenidos por Chillas y Weir⁴ para aire y agua, empleando un espaciamiento de 41 cm. La curva C representa los datos de Ashraf, Curbage y Huntington² en una columna de 31.7 cm de diámetro manejando keroseno y aire con un espaciamiento de 38 cm; y la curva D representa los datos de Sherwood y Jenny para un espaciamiento de 46 cm.

Aunque en estas figuras se observa un comportamiento similar respecto al arrastre del líquido, no puede obtenerse una conclusión definitiva

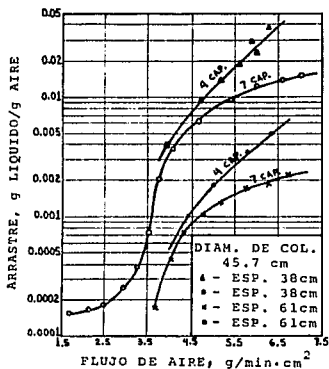


FIG. 1.21 EFECTO DEL NUMERO DE CAPUCHAS

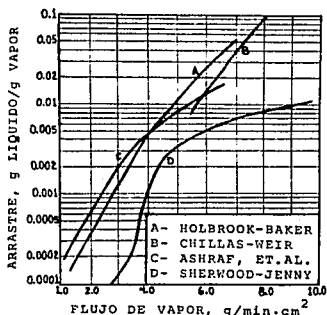


FIG. 1.22 DATOS DE DIVERSOS ESTUDIOS EXPERIMENTALES

ya que el tipo y arreglo de capuchas, el sistema líquido-vapor y otras condiciones en que se efectuaron las pruebas no tienen relación alguna.

Para complementar el estudio de las variables que intervienen en el arrastre, se presentan las figuras 1.23 y 1.24. Estos datos corresponden al estudio efectuado por Peavy y Baker¹⁷. En la figura 1.23 se representa el arrastre en función de la velocidad de vapor al efectuar pruebas de destilación del sistema etanol-agua, para espaciamientos entre platos de 12 y 18 pulg manteniendo un sello estático de 1 pulg. La figura 1.24 muestra los datos de arrastre -

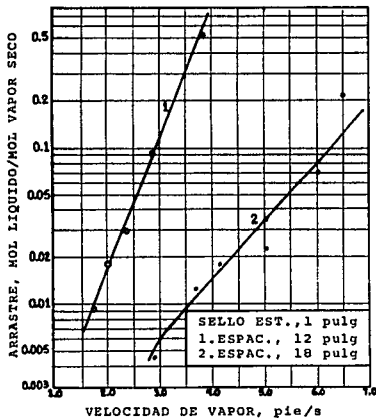


FIG. 1.23 EFECTO DEL ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS

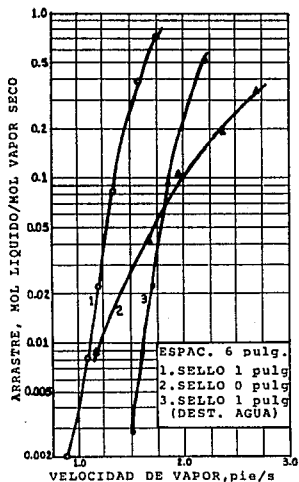


FIG. 1.24 EFECTO DEL SELLO ESTÁTICO

a diferentes velocidades de vapor al destilar mezclas etanol-agua para un espaciamento entre platos de 6 pulg utilizando sellos estáticos de 0 y 1 pulg, además en esta misma figura se representan los datos de arrastre que se obtuvieron al destilar agua pura manteniendo un sello estático de 1 pulg sobre el plato.

Nuevamente se observa que el arrastre provocado por el flujo de vapor aumenta apreciablemente al incrementarse el sello estático, acentuándose el efecto a velocidades de vapor mayores.

La conclusión general que se deduce es la siguiente: El arrastre del líquido disminuye a medida que se incrementa el espaciamento entre platos, y aumenta al incrementarse el nivel del líquido sobre el plato y al disminuir el número de capuchas. Lógicamente el arrastre también aumenta al operar la columna a velocidades altas de vapor.

ARRASTRE Y EFICIENCIA DEL PLATO.

La eficiencia de un plato se ve afectada por el arrastre del líquido ocasionado por el flujo de vapor a través de la columna.

Para analizar el efecto del arrastre sobre la eficiencia, se presentan los datos obtenidos en las investigaciones realizadas por Peavy y Baker¹⁷, quienes llevaron a cabo destilaciones de mezclas etanol-agua y de agua pura.

En un intento para establecer alguna correlación del arrastre de líquido, se graficaron los valores de arrastre en función de el factor F, que se definió como:

$$F = U\sqrt{P_V} \quad ; \quad \text{o bien} \quad U = F\sqrt{\frac{1}{P_V}} \quad (1.11)$$

En la tabla 1.3 se muestran los resultados de arrastre obtenidos a varias velocidades de vapor; estos datos, que se presentaron gráficamente en las curvas 1 y 3 de la figura 1.24, corresponden a la operación de una columna que mantiene un sello estático de 1 pulg y un espaciamiento entre platos de 6 pulg.

TABLA 1.3 : DATOS DE ARRASTRE A UN ESPACIAMIENTO DE PLATOS DE 6 pulg Y UN SELLO ESTATICO DE 1 pulg.

ARRASTRE a .	VELOCIDAD U , pie/s.	FLUJO W , $lb/hrpie^2$	DENS. VAP. P_v , lb/pie ³	DENS. LIQ. P_l , lb/pie ³	F
DESTILACION ETANOL-AGUA.					
0.00195	0.88	240	0.0758	51.0	0.242
0.0080	1.08	292	0.0752	50.5	0.296
0.0220	1.21	326	0.0752	51.0	0.331
0.0840	1.34	354	0.0735	51.0	0.363
0.3900	1.58	404	0.0710	51.0	0.421
0.7100	1.75	420	0.0669	51.1	0.451
DESTILACION AGUA PURA					
0.0028	1.51	201	0.0360	59.8	0.286
0.0225	1.70	226	0.0360	59.8	0.323
0.0910	1.85	247	0.0360	59.8	0.351
0.5300	2.21	295	0.0360	59.8	0.417

La correlación empírica (1.11), se ha utilizado para determinar la velocidad de vapor permisible teniendo como factor limitante el arrastre del líquido en el diseño de columnas de platos con borboteadores; aunque esta correlación es importante, está supeditada al análisis de otras variables tales como la profundidad del líquido sobre el plato, el arreglo de las capuchas, etc.

El efecto del arrastre sobre la eficiencia del plato ha sido estudiado por Colburn⁵, quien ha sugerido la siguiente expresión:

$$E_a = \frac{E_G}{1 + E_G \left(\frac{\alpha}{1 - \alpha} \right)} \quad (1.12)$$

donde E_a : Eficiencia del plato considerando el efecto del arrastre

E_G : Eficiencia de Murphree estimada con las composiciones de vapor seco, (no considera el efecto del arrastre)

α : Arrastre fraccionario.

En la figura 1.25 se muestra la gráfica de los valores presentados en la tabla 1.3.

En la figura 1.26 se representan las curvas de eficiencia del plato en función de la velocidad de vapor, evaluadas de la ecuación de Colburn; estas curvas corresponden a la operación de una columna de 6 pulg de espaciamento entre platos manteniendo sellos estáticos de 0 y 1 pulg. Se observa que las eficiencias calculadas por medio de la expresión de Colburn, se aproximan a las eficiencias observadas presentando una diferencia promedio alrededor del 8 %. Los valores de arrastre a diferentes velocidades de vapor para estas mismas condiciones de operación, se pueden observar en la figura 1.24.

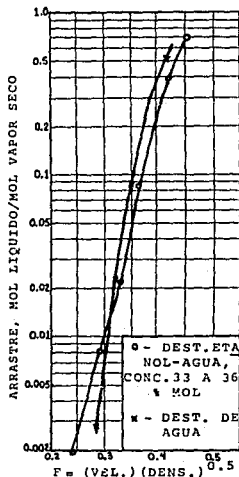


FIG. 1.25 ARRASTRE EN FUNCION DEL FACTOR F

El análisis de estas figuras indica que para un sello estático

de 0 pulg, se presenta un ligero descenso en la eficiencia a partir de una velocidad de vapor de 2 pie/s, a esta velocidad el arrastre ocasionado por el flujo de vapor es de 0.1 mol líquido/mol vapor aproximadamente.

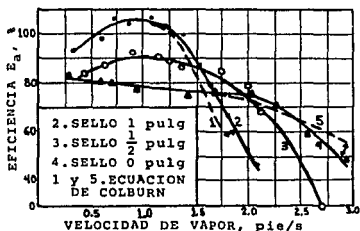


FIG. 1.26 EFECTO DEL SELLO ESTÁTICO

Para un sello estático de 1 pulg sobre el plato, la eficiencia disminuye rápidamente cuando la velocidad de vapor alcanza un valor de 1.25 pie/s, a esta velocidad el arrastre del líquido es cercano a 0.04 mol líquido/mol vapor.

De estas observaciones se concluye que para velocidades de vapor relativamente elevadas, la eficiencia del plato disminuye a medida que aumentan el sello estático y el arrastre del líquido; y que la disminución de la eficiencia ocurre más rápidamente por el aumento del sello estático.

De esta forma se puede establecer la velocidad permisible del vapor para la operación de una columna, sin que disminuya sensiblemente la eficiencia aunque se presente cierto arrastre. Sin embargo, esta conclusión no debe generalizarse ya que corresponde a condiciones específicas de trabajo en la columna; de esta manera para conocer el comportamiento real de una columna acerca de la eficiencia, cuando existe arrastre de líquido, debe analizarse su funcionamiento a diversas condiciones de operación. En las figuras 1.27

y 1.28 se muestran datos experimentales de eficiencia del plato en función de la velocidad de vapor a diferentes condiciones de operación. En estas figuras también se representan las eficiencias evaluadas de la ecuación de Colburn.

La figura 1.27 muestra que para un espaciamiento de platos de 18 pulg y un sello estático de 1 pulg, la eficiencia evaluada es considerablemente mayor que la eficiencia observada, para velocidades de vapor mayores a 4.5 pie/s. Sin embargo, el arrastre de líquido a estas condiciones no sobrepasa el valor de 0.1 mol líquido/mol vapor, como puede observarse en la figura 1.23. Analizando el funciona -

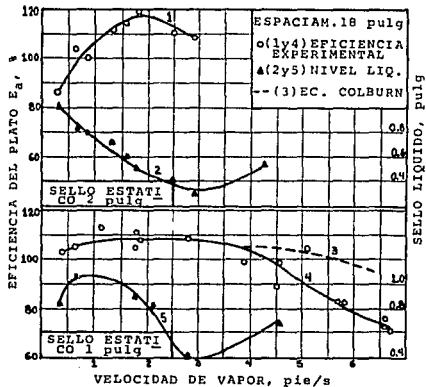


FIG. 1.27 EFECTO DEL SELLO ESTÁTICO

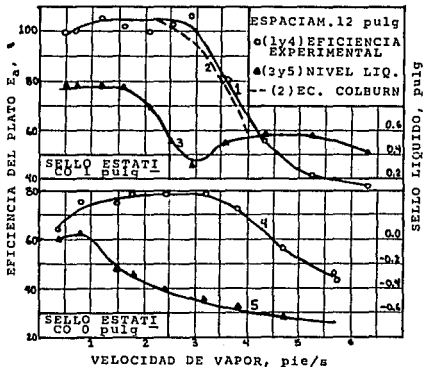


FIG. 1.28 EFECTO DEL SELLO ESTÁTICO

miento del plato para velocidades de 4.5 a 6 pie/s se puede suponer acertadamente que la velocidad de vapor a través de las ranuras de los borboteadores es bastante alta como para que el vapor tenga un tiempo de contacto adecuado con el líquido; la consecuencia de este pobre contacto es una disminución en la eficiencia del plato.

En la figura 1.28 los valores de E_a calculados a partir de la ecuación de Colburn para un espaciamento de 12 pulg concuerdan satisfactoriamente con las eficiencias del plato observadas.

Todos estos resultados indican que la ecuación de Colburn es apropiada para evaluar las eficiencias del plato en columnas que operen con espaciamentos moderados, ya que para aquellos espaciamentos mayores, la ecuación no predice las eficiencias que se pueden obtener de la operación del plato.

EFECTO DE OTRAS VARIABLES SOBRE LA EFICIENCIA DEL PLATO

Aparte del arrastre del líquido ocasionado por el flujo de vapor, existen otras variables que influyen en la eficiencia del plato. Estas variables son: La profundidad del líquido sobre el plato el espaciamento entre platos, la velocidad del vapor y la relación de reflujo.

El efecto de la relación de reflujo se muestra en la figura 1.29, donde se presentan los datos de las eficiencias del plato en función de las velocidades de vapor a través de la columna para un espaciamento entre platos de 18 pulg y un sello estático de 1 pulgada. Estos datos se obtuvieron sin instalar una mampara sobre el vertedero de salida. Se observa que para un rango de R de 0.7 a 1.0 la eficiencia no cambia apreciablemente, y también que la eficien-

cia disminuye continuamente a medida que la velocidad de vapor aumenta. En la curva 2 de la figura se observa que el nivel de líquido sobre las ranuras de las capuchas (sello líquido), aun a bajas velocidades de vapor, es considerablemente menor que la altura del vertede

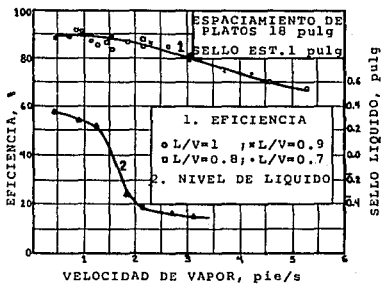


FIG. 1.29 EFECTO DE LA RELACION DE REFLUJO

ro de salida. Este efecto se acentúa al incrementarse la velocidad de vapor, ya que una mayor cantidad de líquido es transferido al vertedero de salida en forma de rocío, debido a que no existe una mampara sobre el vertedero.

Sin embargo, el nivel de líquido sobre el plato puede mantenerse aproximadamente igual a la altura del vertedero de salida colocando una mampara sobre éste. Por ejemplo, para el mismo espaciamiento de platos y sello estático, la instalación de una mampara permite aumentar el sello líquido desde 0.3 pulg (curva 2, figura 1.29) hasta 1.05 pulg (curva 5, fig. 1.27), para una velocidad de vapor de 1 pie/s. El aumento del nivel de líquido sobre el plato favorece el contacto líquido-vapor, de manera que también se logra un incremento en la eficiencia, como puede observarse en las figuras 1.29 (curva 1) y 1.27 (curva 4), donde las eficiencias son 89% y 107% respectivamente, a una velocidad de vapor de 1 pie/s. Esta última observación indica la importancia de mantener un nivel de -

líquido sobre el plato, factor que debe considerarse en el diseño.

Otra serie de datos experimentales que muestran el efecto del sello estático sobre la eficiencia, se representa en la figura 1.30. En todos los casos se observa que a muy bajas velocidades de vapor la eficiencia se dispersa considerablemente debido a que las ondas de movimiento del vapor provocan un burbujeo intermitente con el líquido sobre el plato, particularmente a elevadas profundidades de líquido (curva 4). A velocidades de vapor mayores, el burbujeo del vapor en el líquido se vuelve más uniforme y la eficiencia alcanza los valores más altos permaneciendo constante en un amplio intervalo de velocidad. Cuando se manejan velocidades de vapor muy grandes, el flujo de vapor arroja lejos del borboteador a las porciones de líquido próximas a las paredes de las capuchas, ocasionando una reducción en el tiempo y área de contacto entre las fases y consecuentemente un descenso notable en la eficiencia.

Cabe señalar que se obtienen eficiencias mayores a medida que el sello estático, sello líquido o nivel de líquido sobre el tope superior de las ranuras, aumenta.

El efecto de la velocidad de vapor y el espaciamiento entre platos sobre la eficiencia se puede apreciar en las figuras 1.27 y 1.28. Se observa que para un mismo sello estático, la eficiencia permanece constante en un amplio rango de velocidad de vapor para

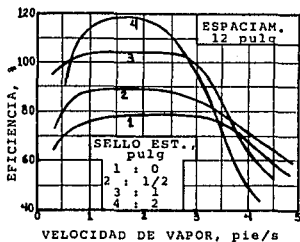


FIG. 1.30 CURVAS DE EFICIENCIA

cualquier espaciamiento de platos, siendo este rango más pequeño - para espaciamientos de platos menores que para espaciamientos mayores. Esta es una de las razones de que en la práctica se utilicen columnas con los mayores espaciamientos de platos posibles.

En resumen, el efecto de las variables mencionadas sobre la eficiencia es el siguiente: A medida que la velocidad de vapor aumenta partiendo de valores pequeños, la eficiencia aumenta inicialmente y se mantiene casi constante en un rango considerable de velocidades, después empieza a decaer. Cuando la profundidad del líquido sobre el plato aumenta, la velocidad de vapor permisible decae; cuando el espaciamiento entre platos disminuye, la velocidad permisible también disminuye. La relación de reflujo no tiene un efecto importante sobre la eficiencia del plato.

Se ha intentado establecer una correlación que permita estimar la eficiencia del plato.

En la figura 1.31 se graficaron los datos de % mol de etanol en el vapor en función del área fraccional de la columna cruzada por el líquido. Se observa que la concentración disminuye - casi linealmente de la entrada a la salida del plato. Debe indicarse que estas curvas se construyeron suponiendo una eficiencia igual a 85% en cualquier punto del plato (eficiencia local).

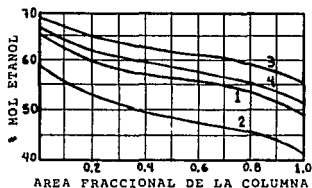


FIG. 1.31 COMPOSICION DE ETANOL EN DISTINTOS PUNTOS DEL PLATO

Lewis¹³ presentó una ecuación por medio de la cual puede cal-

cularse la eficiencia de un plato a diferentes condiciones de flujo. Supuso que los vapores introducidos al plato se mezclaban perfectamente con el líquido y que la composición de éste variaba linealmente de la entrada a la salida del plato. También supuso que la línea de equilibrio era recta en el rango considerado. La ecuación propuesta por Lewis es:

$$E_G = \frac{e^{E_p \lambda} - 1}{\lambda} \quad (1.13)$$

donde $\lambda = M/R$; $R = L/G$

M : Inclinación o pendiente de la línea de equilibrio

E_p : Eficiencia local del vapor en cualquier punto del plato

e : Base de los logaritmos naturales.

E_G : Eficiencia de Murphree del plato para la fase vapor.

Los valores de E_G se calcularon para las cuatro corridas mostradas en las curvas 1, 2, 3 y 4 de la figura 1.31. Estos valores, que corresponden a la operación de un plato con un sello estático de 1 pulg, se exponen en la tabla 1.4. Se observa que para una eficiencia local supuesta de 90%, los valores de E_G coinciden con los valores experimentales, excepto el de la segunda corrida. Estos resultados indican que la ecuación de Lewis puede aplicarse para estimar las eficiencias del plato.

TABLA 1.4 : EFICIENCIAS ESTIMADAS POR LA ECUACION DE LEWIS.

CORRIDA No.	EFICIENCIA EXP.,%	$E_p = 0.87^*$ $E_G, \%$	$E_p = 0.90^*$ $E_G, \%$	$E_p = 0.95^*$ $E_G, \%$
1	108	105	109	116
2	91	108	113	121
3	113	106	110	118
4	111	105	109	117

* Valores supuestos.

Por otra parte, Carey³ encontró que cuando $\log(1-E_G)$ se representa en función de la profundidad del líquido, se obtiene una línea recta excepto a muy bajas profundidades de líquido. Para un espaciamiento entre platos de 12 pulg se obtuvo la gráfica mostrada en la figura 1.32. Nuevamente se observa que la eficiencia del plato aumenta a medida que el nivel del líquido aumenta.

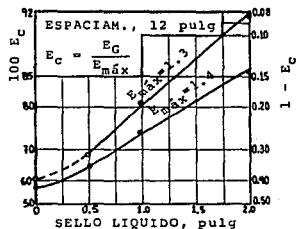


FIG. 1.32 EFICIENCIA DEL PLATO

En esta figura, E_C es la eficiencia corregida para cada sello y $E_{m\acute{a}x}$ es la máxima eficiencia que se puede esperar del plato; los valores de E_G se tomaron de la figura 1.30 y corresponden a velocidades de vapor moderadas (porciones planas de las curvas). La razón de representar $\log(1-E_C)$ en lugar de $\log(1-E_G)$ se debe a que es imposible graficar $\log(1-E_G)$ en aquellos casos donde E_G es mayor que 1. Cabe señalar que el valor de E_C siempre es menor que la unidad y que $E_{m\acute{a}x}$ es un valor que hasta cierto punto puede elegirse arbitrariamente. La pendiente de las rectas depende de $E_{m\acute{a}x}$.

Curvas como las representadas en la figura 1.32 son muy prácticas ya que, para un determinado espaciamiento entre platos, permiten evaluar directamente la eficiencia del plato si se conoce el valor del sello líquido.

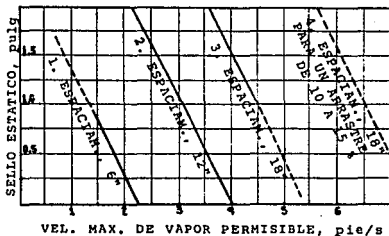
VELOCIDAD DE VAPOR PERMISIBLE.

En los apartados anteriores se ha mencionado varias veces el término de velocidad de vapor permisible. En general, la velocidad

de vapor permisible es aquella que proporciona una operación eficiente y estable de la columna.

Cuando la velocidad de vapor tiende a valores elevados, la eficiencia del plato se altera y se manifiesta un mayor arrastre de líquido.

El estudio efectuado por Peavy y Baker¹⁷ proporciona una gráfica de gran utilidad práctica, que se muestra en la figura 1.33. En esta gráfica se representa el sello líquido estático



VEL. MAX. DE VAPOR PERMISIBLE, pie/s

FIG. 1.33 EFECTO DEL ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS

co en función de la máxima velocidad de vapor permisible para varios espaciamientos de platos. Las curvas 1, 2 y 3 indican los límites máximos de la velocidad del vapor antes de que se observe un descenso importante en la eficiencia del plato, por ejemplo, para un sello estático de 1 pulg y un espaciamiento de 12 pulg la máxima velocidad permisible es de 3 pie/s, valor que también se obtiene de la curva 1 mostrada en la figura 1.28. La curva 4 representa los valores de la velocidad permisible para un espaciamiento de 18 pulg cuando ocurre un arrastre de un 10% a un 15%. Se observa que estos valores son considerablemente mayores que los valores a los cuales la eficiencia comienza a decrecer. Por esta razón, para cualquier sello de líquido y espaciamiento entre platos, la máxima velocidad de vapor permisible se toma al punto en el cual la eficiencia empieza a disminuir sensiblemente. Para una operación segura,

se recomienda elegir como máxima velocidad de vapor el 80% de la v_e locidad máxima permisible.

Por otra parte, la mínima velocidad de vapor permisible es una velocidad límite, a partir de la cual se obtienen eficiencias del plato bien definidas. Por ejemplo, para un sello estático de 1 pulg y un espaciamiento de platos de 12 pulg, la velocidad mínima de vapor es de 1 pie/s (curva 3, fig. 1.30). A velocidades de vapor inferiores a la mínima, se presenta una gran dispersión de eficiencias, como ya se ha discutido.

Para complementar este análisis se revisan algunos aspectos de la v_e locidad mínima permisible en columnas de platos perforados.

En el estudio de Arnold, Plank y Schoenborn¹, quienes realizaron pruebas con el sistema aire-agua utilizando platos perforados, se obtuvieron los datos presentados en las figuras 1.34 y 1.35. En estas figuras se muestran algunos valores de velocidad mínima V_0 (escala superior), a diferentes flujos de líquido y a distintos niveles de líquido sobre el plato (distintas alturas de vertedero).

Para las figuras 1.34 y 1.35, las proporciones de espacio libre de los platos perforados correspondientes, son 3.9% y 4.5% respectivamente.

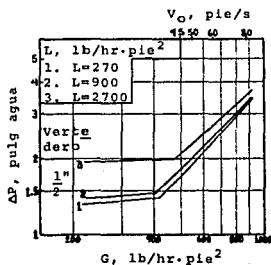


FIG. 1.34 VELOCIDAD DE AIRE MINIMA, ϕ 0.05 g'

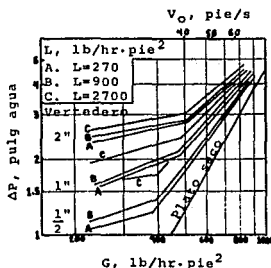


FIG. 1.35 VELOCIDAD DE AIRE MINIMA, ϕ 0.25"

Los valores de la velocidad mínima corresponden a los puntos donde cambia la pendiente de las rectas.

Se deduce de ambas figuras que el diámetro de perforación y el flujo de agua, no son tan importantes como lo es el nivel del líquido sobre el plato. Esta observación indica que se debe tener un cuidado especial en el diseño de un plato perforado al seleccionar la altura del vertedero de salida. Se debe tener presente que el análisis anterior sobre la velocidad mínima en la operación de columnas de platos perforados es muy general, ya que existen otros aspectos de igual interés que deben tomarse en cuenta.

Hasta el momento se ha analizado el efecto de la velocidad permisible de vapor en el diseño y funcionamiento de platos, especialmente de los platos con borboteadores; sin embargo la caída de presión es otro de los factores que se deben considerar para elegir la velocidad permisible.

CAIDA DE PRESION.

La importancia de evaluar la caída de presión de un plato en operación, radica en que una elevada caída de presión causa costos adicionales de potencia en un compresor, o exige una mayor capacidad de evaporación en un rehervidor. Por otra parte, una elevada caída de presión hace variar las condiciones de equilibrio de un sistema líquido-vapor en una columna de platos, ya que al presentarse esta condición, los platos inferiores de la columna trabajarán a mayores presiones que los platos superiores, alterándose de esta manera las condiciones de presión y por lo tanto el equilibrio fisicoquímico del sistema líquido-vapor.

Para realizar un estudio de la caída de presión y de las variables de las cuales depende, se presentan algunos datos experimentales. En el estudio efectuado por Peavy-Baker¹², quienes utilizaron el sistema etanol-agua, se obtuvieron datos de caída de presión a través de dos platos en función de la velocidad del vapor, teniendo como variable de diseño el sello estático del líquido sobre el plato; estos datos se muestran en la figura 1.36. Se observa que la caída de presión aumenta al incrementarse la velocidad de vapor y el sello estático sobre el plato.

Otra serie de datos experimentales se observan en la figura 1.37. Estos datos obtenidos por Sherwood y Jenny²¹ para el sistema aire-agua, muestran el efecto del espaciamiento entre platos sobre la caída de presión a diferentes velocidades de aire. Se observa que la caída de presión es esencialmente independiente del espaciamiento entre platos.

Además de las variables mencionadas, el claro de borde y la

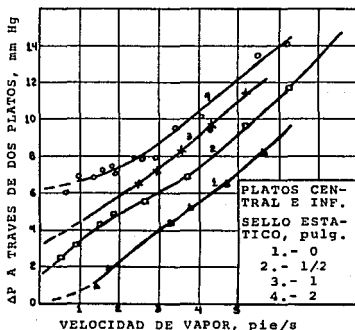


FIG. 1.36 EFECTO DE LA VELOCIDAD DE VAPOR Y DEL SELLO ESTÁTICO

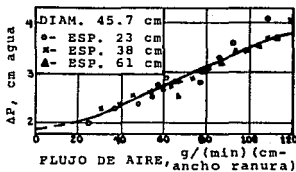


FIG. 1.37 EFECTO DEL ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS

distribución de capuchas sobre el plato también influyen en la caída de presión. Los resultados experimentales de caída de presión a sello cero en función del factor F_s , obtenidos por Kemp y Pyle¹² - quienes emplearon el sistema aire-agua en columnas de platos con borboteadores utilizando capuchas de 3 pulg (ver figura 1.16), se muestran en la tabla 1.5. La primera serie de estos datos corresponde a un plato con capuchas localizadas en los centros de un triángulo equilátero de 4 1/4 pulg y con un claro de borde de cero. La segunda serie corresponde a un claro de borde de 2 1/2 pulg con el mismo arreglo triangular de las capuchas sobre el plato.

TABLA 1.5 : CAIDA DE PRESION A SELLO CERO PARA CAPUCHAS DE 3 pulg.

LOCALIZADAS EN LOS CENTROS DE UN TRIANGULO EQUILATERO DE 4 1/4 pulg. C.B.=0 (*)		ELEVADAS 2 1/2 pulg EN CENTROS DE UN TRIAN. EQUILAT. DE 4 1/4 pulg.	
F_s	ΔP_o , pulg H ₂ O	F_s	ΔP_o , pulg H ₂ O
3.2	0.73	3.1	0.78
6.4	1.30	4.9	1.17
9.6	2.16	6.6	1.52
12.8	3.50	8.6	2.00
		9.8	2.35
(*) Claro de borde (C.B.)		11.4	2.78
		13.62	3.52

Se observa que la caída de presión aumenta al incrementarse el claro de borde para un determinado valor de F_s que corresponde a una cierta velocidad de vapor. Obviamente la caída de presión aumenta al incrementarse el valor del factor F_s .

El efecto de la distribución de borboteadores y la profundidad del líquido sobre la caída de presión, se muestra en la tabla

1.6. Ambas series de datos corresponden a un plato con las mismas caracterfsticas de diseño, solo que en la primer serie se utilizó una distancia entre centros de capuchas adyacentes igual a 4 1/4 - pulg, y en la segunda serie una distancia de 4 3/4 pulg. En esta - tabla se incluyen los valores del factor de aereación Ψ .

TABLA 1.6 : DATOS DE CAIDA DE PRESION Y FACTORES DE AEREACION PARA BORBOTEADORES DE 3 pulg SIN FLUJO LIQUIDO.

(CLARO DE BORDE = 0 , CENTROS EN TRIANG. EQ. DE 4 1/4 pulg)

NIVEL DE LIQ.pulg	$F_s = 2.4$		$F_s = 4.8$		$F_s = 7.2$		$F_s = 9.6$	
	ΔP	Ψ	ΔP	Ψ	ΔP	Ψ	ΔP	Ψ
3.87	3.05	—	3.15	—	3.60	—	4.15	—
3.37	—	0.80	—	0.72	—	0.70	—	0.75
2.87	2.25	—	2.43	—	2.90	—	3.40	—
2.37	—	0.80	—	0.73	—	0.70	—	0.65
1.87	1.45	0.80	1.70	0.74	2.20	0.71	2.75	0.65
1.37	1.05	—	1.33	—	1.84	—	2.42	—

(CLARO DE BORDE = 0 , CENTROS EN TRIANG. EQ. DE 4 3/4 pulg)

	$F_s = 4.8$		$F_s = 6.4$		$F_s = 9.6$		$F_s = 12.8$	
	ΔP	Ψ	ΔP	Ψ	ΔP	Ψ	ΔP	Ψ
4.87	3.95	—	4.20	—	—	—	—	—
4.37	3.60	0.80	4.85	0.80	4.70	—	6.05	—
3.87	3.15	0.80	3.40	0.85	4.30	0.70	5.70	0.70
3.37	2.80	0.70	3.00	0.75	4.00	0.65	5.35	0.65
2.87	2.45	0.70	2.65	0.70	3.65	0.70	5.05	0.65
2.37	2.10	0.70	2.30	0.70	3.30	0.70	4.70	0.70
1.87	1.75	—	1.95	—	2.95	—	4.35	—

En la tabla los valores de caída de presión están expresados en pulgadas de agua (pulg H_2O).

Para una misma velocidad de aire, se puede observar que a medida que el nivel del liquido sobre el plato aumenta, la caída de presión a través del plato también aumenta; este resultado reafir-

ma la conclusión que se había obtenido del análisis de los datos - mostrados en la figura 1.36. El efecto de la distribución de los - borboteadores sobre el plato es el siguiente: a valores pequeños - de la velocidad de vapor y para los mismos niveles de líquido, la caída de presión es casi independiente de la distribución de los - borboteadores sobre el plato; pero a velocidades altas, la caída - de presión sufre un incremento al aumentar la distancia entre los borboteadores de 4 1/4 a 4 3/4 pulg.

Del análisis anterior se concluye que la caída de presión a - través de un plato es prácticamente independiente del espaciamien - to entre platos, estando en función del sello estático y nivel del líquido sobre el plato que están relacionados implícitamente, del claro de borde y de la distribución de los borboteadores sobre el plato. Al aumentar el sello estático o el nivel de líquido y el - claro de borde, la caída de presión aumenta debido a la resisten - cia que opone la fase líquida presente en el plato; asimismo ocu - rre al aumentar la distancia entre los borboteadores. No obstante, la caída de presión se mantiene prácticamente invariable cuando la columna opera a muy bajas velocidades de vapor.

Por otra parte, cuando existe flujo de líquido a través de la columna, la caída de presión aumenta a medida que se incrementa el flujo de líquido. Este comportamiento puede observarse en los da - tos de la tabla 1.7, obtenidos por Kemp y Pyle¹². Los datos corres - ponden a la caída de presión al operar una columna de platos con - borboteadores con capuchas de 3 pulg localizadas en los vértices - de triángulos equiláteros de 4 1/4 pulg para claros de borde de 0 a 2 1/2 pulg, a diferentes condiciones de flujo de aire y agua man

TABLA 1.7 : DATOS PARA 16 HILERAS DE BORBOTEADORES DE 3 pulg EN UN ARREGLO TRIANGULAR DE 4 1/4 pulg Y UN SELLO MINIMO DE 2 pulg.

CLARO DE BORDE = 0 pulg				CLARO DE BORDE = 0.5 pulg				
L, gal/ min·pie ²	F _s	Δh	ΔP	L, gal/ min·pie ²	F _s	Δh	ΔP	
5	3.2	0.50	2.34	10	3.2	0.65	2.50	
	4.8	0.34	2.40		6.4	0.39	2.75	
	6.4	0.25	2.67		9.6	0.38	3.38	
	9.6	0.20	3.61		12.8	0.40	4.32	
	12.8	0.22	5.00		25	3.2	1.00	2.68
10	3.2	0.68	2.47	6.4		0.73	2.88	
	4.8	0.63	2.55	9.6		0.76	3.50	
	6.4	0.45	2.76	12.8		0.84	4.48	
	9.6	0.39	3.72	50		3.2	1.26	2.98
	12.8	0.43	5.10		6.4	1.30	3.20	
20	4.8	0.90	2.79		9.6	1.26	3.80	
	6.4	0.72	2.90		12.8	1.31	4.70	
	8.0	0.70	3.30		75	6.4	1.88	3.60
	9.6	0.73	3.84	9.6		1.95	3.98	
	12.8	0.77	5.20	12.8		2.00	4.85	
40	3.2	1.08	3.00	CLARO DE BORDE = 1.5 pulg				
	6.4	1.23	3.18	10		1.6	0.18	2.00
	8.0	1.23	3.57		3.2	0.20	2.55	
	9.6	1.21	4.08		6.4	0.17	2.92	
	12.8	1.25	5.44		9.6	0.18	3.50	
60	3.2	1.30	3.24		12.8	0.20	4.34	
	6.4	1.67	3.59	25	3.2	0.64	2.65	
	9.6	1.73	4.26		4.8	0.50	2.85	
	11.2	1.74	4.90		6.4	0.57	3.00	
	12.8	1.74	5.57		9.6	0.57	3.60	
80	6.4	2.03	3.82		12.8	0.60	4.45	
	9.6	2.18	4.44	(Continúa)				
	11.2	2.15	5.00					
	12.8	2.18	5.68					

CLARO DE BORDE = 1.5 pulg

L, gal/ min.pie ²	F _s	Δh	ΔP
50	4.8	1.17	3.00
	6.4	0.98	3.17
	8.0	1.00	3.42
	9.6	1.02	3.82
	12.8	1.14	4.60
75	4.8	1.67	3.24
	6.4	1.62	3.42
	8.0	1.52	3.60
	9.6	1.55	3.95
	12.8	1.62	4.80

En esta tabla los valores de caída de presión y del gradiente hidráulico están expresados en pulgadas de agua (pulg H₂O).

CLARO DE BORDE = 2.5 pulg

L, gal/ min.pie ²	F _s	Δh	ΔP
25	3.2	0.30	2.65
	6.4	0.35	3.18
	9.6	0.45	3.80
	12.8	0.50	4.65
	50	3.2	0.73
6.4		0.78	3.17
9.6		0.86	3.90
12.8		0.93	4.70
75		3.2	1.45
	6.4	1.23	3.40
	9.6	1.28	4.05
	12.8	1.38	4.90
	97	3.2	1.73
6.4		1.53	3.40
9.6		1.58	4.15
12.8		1.68	4.95

teniendo un sello mínimo constante de 2 pulg. En esta tabla se han incluido los valores del gradiente hidráulico, Δh.

Para comparar las caídas de presión de los platos con borbo teadores con los platos perforados, se hace una breve revisión de las variables que influyen en la caída de presión en una columna de platos perforados, basando la explicación en el estudio realizado por Arnold, Plank y Schoenborn¹.

En las figuras 1.38 y 1.39 se muestran los resultados obtenidos de caída de presión total de un plato seco ΔP₀, en función de la velocidad lineal promedio del aire basada en el área total de todas las perforaciones teniendo como variables de diseño el diámetro

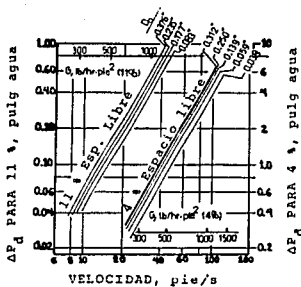


FIG. 1.38 INFLUENCIA DEL DIAMETRO DE PERFORACION, PARA 4 Y 11 % ESP. LIBRE

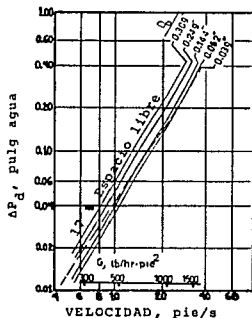


FIG. 1.39 INFLUENCIA DEL DIAMETRO DE PERFORACION, PARA 17 % ESP. LIBRE

tro de perforación y la proporción del espacio libre; en estas figuras también se representan los valores de la velocidad-masa de aire basada en la sección transversal de la columna. De las figuras se observa que para cualquier velocidad de flujo de aire y proporción de espacio libre, la caída de presión a través del plato perforado se incrementa ligeramente al aumentar el diámetro de las perforaciones. También se observa que para cualquier velocidad de aire y diámetro de perforación, al aumentar la proporción de espacio libre de 4 % a 11 %, la caída de presión aumenta considerablemente, pero se mantiene prácticamente constante cuando la proporción aumenta del 11 % al 17 %.

Se ha encontrado¹ que el comportamiento de estos datos experimentales se puede representar adecuadamente por medio de la siguiente expresión:

$$\Delta P_d = k U_p^{1.8} \quad (1.14)$$

donde ΔP_d : Caída de presión a través del plato seco, pulg H₂O
 k : Coeficiente empírico adimensional
 U_p : Velocidad promedio del aire a través de las perforaciones, pie/s.

Los valores de k en esta ecuación son independientes de la velocidad de flujo. En la figura 1.40 se han representado los valores del coeficiente k en función del diámetro de perforación, teniendo como variable de diseño la proporción de espacio libre. La ecuación (1.14) permite evaluar de manera sencilla la caída de presión a través de un plato sin flujo de líquido.

En la figura 1.41 se muestran los resultados obtenidos de caída de presión en la operación de un plato perforado con flujos de aire y agua a contracorriente en función de la velocidad-masa de aire basada en la sección transversal de la columna, teniendo como variable de operación los distintos valores de la velocidad-masa de agua. En la misma figura también se re -

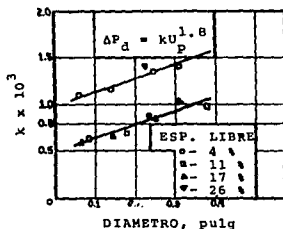


FIG. 1.40 CORRELACION DE LA CAIDA DE PRESION

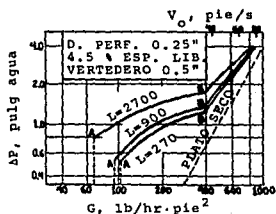


FIG. 1.41 PUNTOS LIMITE DE OPERACION

presentan los valores de la caída de presión a través del plato - sin flujo líquido, para fines comparativos.

El análisis de esta figura indica que a una determinada velocidad de aire, la caída de presión del plato aumenta a medida que se incrementa el flujo de líquido en el plato. Se observa también que a velocidades elevadas de aire, la caída de presión aumenta rápidamente llegando a valores en los cuales empieza a ser independiente del flujo de líquido. En la figura, los flujos de aire menores que aquellos indicados por los puntos A, hacen que el agua escurra por los orificios adyacentes al extremo del plato por donde ingresa el líquido, interrumpiéndose la acción de burbujeo. En la región A-B el burbujeo se vuelve más uniforme a medida que se incrementa el flujo de aire. En el punto B la acción de burbujeo en todas las perforaciones es eficiente y sobre este punto la operación del plato es estable.

En el diseño de columnas de platos perforados y en general de cualquier tipo de platos, es deseable predecir la caída de presión a través del plato a diferentes condiciones de operación; se ha intentado encontrar alguna relación empírica que evalúe la caída de presión. Si en la región de operación estable, el sello estático - de líquido, que en los platos perforados corresponde a la altura - del vertedero, se suma a la caída de presión del plato seco, el valor que resulta se aproxima a aquel en el cual la operación del - plato es estable para cierto flujo de aire. Si además el efecto de la velocidad de líquido sobre el plato es suficientemente pequeño pudiendo despreciarse, la caída de presión total se puede predecir aproximadamente por una expresión de la forma:

$$\Delta P_p = \gamma (P_d + S_p) \quad (1.15)$$

donde ΔP_p : Caída de presión total a través del plato perforado
 ΔP_d : Caída de presión del plato sin flujo de líquido
 S_p : Sello estático del líquido sobre el plato perforado
 γ : Factor de corrección empírico.

En el rango de velocidad de aire y agua considerado, se encuentra que el valor de γ disminuye a medida que el sello estático aumenta. En la figura 1.42 se representan los valores del factor γ a diferentes valores del sello estático de líquido. El uso de este factor de corrección permite estimar la caída de presión con un error experimental del 5% para valores del flujo de líquido cercanos a 1000 lb/hr-pie².

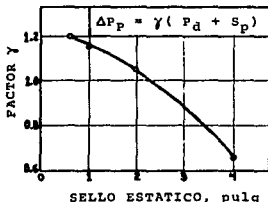


FIG. 1.42 FACTOR DE CORRECCION

TABLA 1.8 : COMPARACION DE LOS DATOS DE CAIDA DE PRESION EVALUADOS POR LA ECUACION (1.15) CON LOS DATOS DE HUTCHINSON, ET AL¹⁰.

DIAMETRO DE PERFORACION..... 1/8 pulg
 PROPORCION DEL ESPACIO LIBRE..... 14.5 %
 VELOCIDAD DEL FLUJO LIQUIDO, L..... 1600 lb/hr-pie².

S_p PROM pulg	G, lb/hr-pie ²	ΔP_p EST. pulg H ₂ O	ΔP_p OBS. pulg H ₂ O	DESVIACION, %.
0.97	600	1.39	1.25	+ 10
	900	1.86	1.60	+ 14
	1800	3.06	2.60	+ 15
2.47	600	2.62	2.32	+ 12
	900	3.02	2.60	+ 14
	1800	4.04	3.45	+ 15

En la tabla 1.8 se muestran los datos de caída de presión estimados (ΔP_p EST.) mediante la ecuación (1.15) y los datos de caída de presión observados (ΔP_p OBS.). Se puede advertir que la desviación de la caída de presión estimada con respecto a la caída de presión observada es mayor en un 15% aproximadamente, para valores elevados del flujo de aire.

En general, cualquier método que prediga satisfactoriamente el comportamiento de un plato, ya sea con borboteadores o perforado, deberá considerar además de los factores ya mencionados, otros de igual importancia tales como el gradiente hidráulico, la aereación del líquido, etc.

Si en una columna la caída de presión del vapor es el factor limitante de la operación, entonces la velocidad permisible del vapor corresponderá al valor de caída de presión que se especifique.

GRADIENTE HIDRAULICO.

El gradiente hidráulico es otro factor que se presenta durante la operación de una columna de platos. Su análisis es fundamental porque es un factor determinante de la estabilidad operacional.

En la tabla 1.7 (ver apartado anterior) se presentan los datos obtenidos para el sistema aire-agua, del gradiente hidráulico en función de las velocidades de líquido y de vapor (factor F_g) para un plato con borboteadores a diferentes claros de borde manteniendo un sello mínimo de 2 pulg.

El gradiente hidráulico depende de las siguientes variables: Velocidad de vapor, velocidad de líquido sobre el plato, número de

hileras de capuchas, profundidad del líquido sobre el plato, claro de borde y espaciamiento entre capuchas.

Los datos de la tabla 1.7 muestran que el gradiente hidráulico puede aumentar o disminuir con un aumento del factor F_s . La explicación es la siguiente: Mientras un plato inestable se aproxima a las condiciones de estabilidad, el gradiente hidráulico tiende a disminuir, una vez que se ha logrado la estabilización, el gradiente hidráulico puede permanecer constante o aumentar ligeramente a medida que F_s aumenta. A un valor pequeño de F_s , la altura a la cual la cantidad de líquido aireado se levanta, no es grande y la mayor parte del flujo líquido tiende a tomar lugar entre las capuchas; pero a medida que F_s aumenta, esta altura (gradiente hidráulico) también sufre un aumento, y cierta cantidad de líquido nuevo tiende a fluir a través del plato a un nivel mayor que el tope de las capuchas.

Otros resultados que muestran el efecto del flujo del líquido, se encuentran representados en la figura 1.43; estos datos se obtuvieron de la operación de 16 hileras de borboteadores con capuchas de 3 pulg. La gráfica A corresponde a un arreglo triangular de capuchas con una distancia entre centros de 4 1/2 pulg y un claro de borde de cero; la gráfica B corresponde al mismo arreglo que el anterior con la misma distancia entre centros, pero con un claro de borde de 1 1/2 pulg; y la gráfica C también corresponde al mismo arreglo triangular, pero con una distancia entre centros de 4 3/4 pulg y un claro de borde de cero.

Se observa que a bajos valores de sello mínimo y con un número fijo de hileras de capuchas, el gradiente hidráulico es una fun

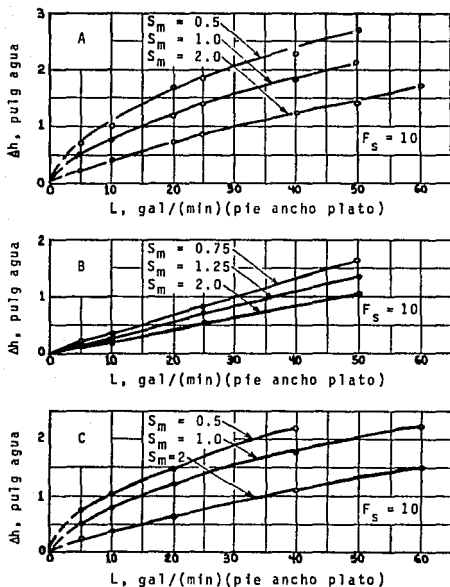


FIG. 1.43 EFECTO DEL FLUJO DE LIQUIDO SOBRE EL GRADIENTE HIDRAULICO

ción no lineal cuando la velocidad del líquido es baja (curvas superiores de las gráficas A y C). Conservando valores pequeños de sello mínimo, y a una velocidad baja del líquido, la ruta que sigue éste entre las capuchas, presenta muchos cambios de dirección; a medida que la velocidad del líquido aumenta, una parte del líquido tiende

a fluir por encima de las capuchas con pequeño gradiente hidráulico, mientras que la otra parte fluye entre las paredes exteriores de las capuchas. A valores elevados del sello mínimo el líquido tiende a fluir por encima de las capuchas, y el gradiente hidráulico se aproxima a una función lineal con la velocidad de líquido.

Otra serie de datos experimentales que muestran el efecto del número de hileras de capuchas, se presentan en la figura 1.44. Se observa que el gradiente hidráulico es una función no lineal con el número de hileras de capuchas perpendiculares al flujo de líquido, también se observa que la relación es lineal a valores bajos de L , y altos de S_m .

El efecto de la profundidad del sello mínimo sobre el gradiente hidráulico se muestra en la figura 1.45. Se observa que para una velocidad de líquido y número de hileras de capuchas determinados, el gradiente hidráulico disminuye a medida que la profundidad del sello líquido aumenta. Esta misma tendencia se presenta cuando el claro de borde aumenta. El efecto del espaciamiento entre capuchas se puede deducir de la figura 1.43, donde se advierte que el gradiente

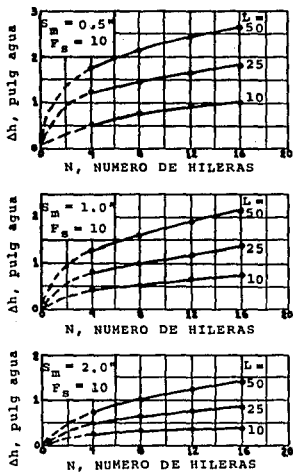


FIG. 1.44 EFECTO DEL NUMERO DE HILERAS DE CAPUCHAS

te hidráulico disminuye ligeramente a medida que se incrementa el espaciamento entre capuchas. Del análisis general anterior, se obtienen las siguientes conclusiones:

1.- El gradiente hidráulico puede aumentar o disminuir con un incremento del factor F_s .

2.- El gradiente hidráulico aumenta debido al incremento de la velocidad del líquido y del número de hileras de capuchas.

3.- El gradiente hidráulico disminuye debido al incremento de la profundidad del sello líquido, del claro de borde y del espaciamento entre capuchas.

En el diseño y operación de un plato con borboteadores se debe proporcionar un valor adecuado del gradiente hidráulico considerando la influencia de las variables mencionadas anteriormente, para garantizar la estabilidad de la operación en el plato, y consecuentemente en la columna.

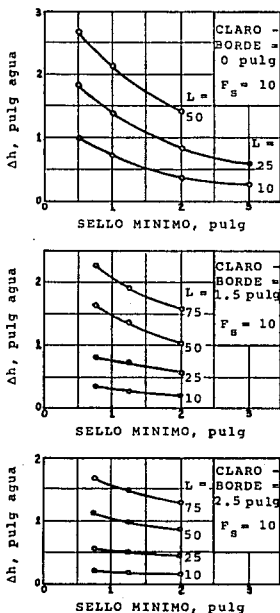


FIG. 1.45 EFECTO DEL SELLO - MINIMO

COMPARACION DE LOS PLATOS CON BORBOTEADORES, CON LOS PLATOS PERFORADOS.

La diferencia básica entre estos dos tipos de platos, es la forma de establecer el contacto líquido-vapor que tiene lugar en la superficie de los platos. El burbujeo del vapor en el líquido en un plato perforado ocurre en el seno del líquido y en la parte superior de éste a través de un gran número de perforaciones, mientras que el burbujeo en un plato con borbotadores ocurre a través de un gran número de ranuras que por su ubicación distribuyen más uniformemente el vapor dentro del líquido y proporcionan un mayor tiempo de residencia, favoreciendo de esta manera la transferencia de masa entre las fases.

Asimismo, los platos con borbotadores presentan otras ventajas de carácter operacional, respecto a los platos perforados. Por ejemplo, para cierta profundidad del líquido sobre un plato perforado, debe mantenerse necesariamente un determinado flujo de vapor a través del plato para evitar que el líquido escurra por las perforaciones del mismo. Sin embargo, es importante señalar que esta condición de escurrimiento puede reducirse empleando platos de válvula, que son platos perforados con aberturas variables para el flujo de vapor. En este tipo de platos, las perforaciones están cubiertas con capuchas móviles que se elevan cuando el flujo del vapor aumenta. A velocidades bajas, el vapor fluye por pequeñas aberturas y la tendencia al escurrimiento disminuye notablemente.

En relación a la velocidad de vapor, Pigford y Colburn²⁰ encontraron que para una operación estable, el factor F puede mantenerse en un amplio rango de valores (0.05 a 1.1) en columnas de -

Platos con borboteadores, mientras que en columnas de platos perforados, el factor F debe mantenerse en 0.4 para una proporción de espacio libre de 4% y en 0.9 para una proporción de 11%. Comparando estos datos se observa que la velocidad de vapor para un plato perforado, está mucho más limitada que para un plato con borboteadores.

Otro de los factores importantes que debe considerarse en la operación de columnas de platos, es la caída de presión. Los valores de caída de presión de los platos perforados y de los platos con borboteadores, se resumen en la tabla 1.9. Estos datos, obtenidos por Arnold, Plank y Schoenborn¹ para varios insertos perforados, y por Peavy y Baker¹⁷ para platos con borboteadores, se presentan a dos condiciones diferentes de flujo.

Comparando algunos valores de esta tabla, se observa que a una proporción de espacio libre de 9.4 % para platos con borboteadores y 10.5 % para platos perforados, la caída de presión es mayor para el plato con borboteadores en 0.4 pulg de agua para sellos de 1/2 pulg y 1 pulg, y en 0.1 pulg de agua para un sello de 2 pulg, con flujos de G y L de 720 y 700 lb/hr.pie² respectivamente. Para los mismos platos se observa que las diferencias de caída de presión aumentan en un promedio de 0.65 pulg de agua cuando ambos flujos son de 900 lb/hr.pie². Como era de esperarse, la caída de presión en los platos con borboteadores resulta mayor que en los platos perforados. Esta caída de presión mayor, que se traduce en costos de operación, constituye una gran desventaja de los platos con borboteadores. Cabe mencionar que a velocidades elevadas de vapor, la caída de presión del vapor en platos de válvula es ligeramente

TABLA 1.9 : COMPARACION DE DATOS DE CAIDA DE PRESION ENTRE PLATOS CON BORBOTEADORES Y PLATOS PERFORADOS.

VELOCIDAD DE VAPOR = 3 pie/s $G = 720 \text{ lb/hr.pie}^2$
 $L = 700 \text{ lb/hr.pie}^2$

PLATO	PROP. ESP. LIBRE, %	ΔP , pulg Agua		
		$S = \frac{1}{2}''$	$S = 1''$	$S = 2''$
Peavy-Baker	9.4	1.6	1.9	2.3
Inserto I-2	3.9	2.3	3.1	3.7
Inserto I-4	4.5	3.1	3.5	4.0
Inserto I-5	4.1	3.6	3.8	4.3
Inserto II-1	10.5	1.2	1.5	2.2
Inserto II-4	11.5	1.0	1.3	1.8

VELOCIDAD DE VAPOR = 3.75 pie/s $G = 900 \text{ lb/hr.pie}^2$
 $L = 900 \text{ lb/hr.pie}^2$

PLATO	PROP. ESP. LIBRE, %	ΔP , pulg Agua		
		$S = \frac{1}{2}''$	$S = 1''$	$S = 2''$
Peavy-Baker	9.4	1.9	2.4	2.6
Inserto I-2	3.9	3.5	3.8	4.2
Inserto I-4	4.5	4.2	4.5	4.8
Inserto I-5	4.1	4.9	5.0	5.4
Inserto II-1	10.5	1.25	1.55	2.2
Inserto II-4	11.5	1.07	1.35	1.9

mayor que la de los platos perforados ordinarios, pero siempre es menor que la caída de presión de los platos con borbotadores que tengan una misma proporción de espacio libre.

Otro inconveniente para el uso de los platos con borbotadores es que su costo, comparado con el de los platos perforados es más elevado debido a las características propias de los diseños.

No obstante, aún existe un gran número de columnas de platos con borboteadores en operación. Es importante señalar que el uso - de este tipo de columnas resulta muy efectivo en algunos procesos industriales donde es requerida una flexibilidad operacional eleva da o en procesos donde se lleva a cabo alguna reacción química que especifica un tiempo de residencia apreciable.

NOMENCLATURA

- a : Arrastre de líquido.
- A_0 : Área de la sección transversal de la columna.
- A_s : Área total de las ranuras por plato.
- C : Constante de la ecuación de Souders-Brown.
- C_a : Cantidad de líquido arrastrado por el vapor.
- C_1 : Cantidad de líquido que sale de un plato.
- Δh : Gradiente hidráulico.
- ΔP_0 : Caída de presión a sello cero.
- ΔP : Caída de presión de la fase vapor a través del plato.
- ΔP_{N_e} : Caída de presión de la fase vapor a través de la hilera de borboteadores próxima al ingreso de líquido al plato.
- ΔP_{N_s} : Caída de presión de la fase vapor a través de la hilera de borboteadores próxima al vertedero de salida.
- ΔP_1 : Caída de presión del vapor a través del plato cuando el sello líquido es S_1 .
- ΔP_2 : Caída de presión del vapor a través del plato cuando el sello líquido es S_2 .
- ΔP_d : Caída de presión a través de un plato perforado sin flujo de líquido

- ΔP_p : Caída de presión a través de un plato perforado con flujo de líquido.
- E_a : Eficiencia de un plato considerando el arrastre.
- E_G : Eficiencia del plato relativa a la fase vapor.
- E_L : Eficiencia del plato relativa a la fase líquida.
- E_p : Eficiencia local del vapor en cualquier punto del plato.
- F : Factor de la velocidad del vapor en relación a la sección transversal de la columna.
- F_s : Factor de la velocidad del vapor en relación al área total de las ranuras por plato.
- G : Flujo másico o volumétrico de la fase vapor.
- k : Coeficiente empírico adimensional para estimar la caída de presión de un plato perforado sin flujo de líquido.
- L : Flujo másico o volumétrico de la fase líquida.
- λ : Coeficiente de relación en la ecuación de Lewis.
- M : Pendiente de la línea de equilibrio en la ecuación de Lewis.
- N : Número de hileras de borboteadores sobre el plato.
- N_e : Hilera de borboteadores próxima al ingreso de líquido al plato.
- N_s : Hilera de borboteadores próxima al vertedero de salida.
- P_1 : Presión manométrica de entrada del vapor a un plato.
- P_2 : Presión manométrica de salida del vapor de un plato.
- Ψ : Factor de aereación.
- ρ_l : Densidad de la fase líquida.
- ρ_v : Densidad de la fase vapor.
- R : Relación de reflujo.
- S : Sello líquido.
- S_m : Sello mínimo o sello estático de líquido.
- S_1 : Profundidad del líquido sobre el tope superior de las ranuras a las condiciones iniciales.

- S_2 : Profundidad del líquido sobre el tope superior de las ranuras a las condiciones finales.
- S_p : Sello estático de líquido en un plato perforado.
- γ : Factor de corrección empírico para estimar la caída de presión de un plato perforado con flujo de líquido.
- U : Velocidad del vapor en relación a la sección transversal de la columna.
- U_s : Velocidad del vapor en relación al área total de las ranuras por plato.
- U_p : Velocidad del aire a través de un plato perforado.
- W : Velocidad-masa de aire permisible en relación a la sección transversal de la columna.
- x_{n-1} : Composición de la fase líquida del plato n-1.
- x_n : Composición de la fase líquida del plato n.
- x_n^* : Composición de la fase líquida en equilibrio con la composición de la fase vapor que abandona al plato n.
- y_n : Composición de la fase vapor del plato n.
- y_{n+1} : Composición de la fase vapor del plato n+1.
- y_n^* : Composición de la fase vapor en equilibrio con la composición de la fase líquida que abandona al plato n.

S E G U N D A P A R T E :

F A S E E X P E R I M E N T A L

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

CAPITULO 2

DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESTILACION EN LA COLUMNA EXPERIMENTAL

En este capítulo se explica con base en diagramas de flujo, - el proceso experimental que se lleva a cabo en la columna de platos del Laboratorio de Ingeniería Química, describiendo ampliamente sus características de diseño y los aspectos más importantes de la operación.

Se mencionan además, los antecedentes operacionales y los cambios de tipo mecánico justificados por una operación deficiente - que se manifestaba en la columna.

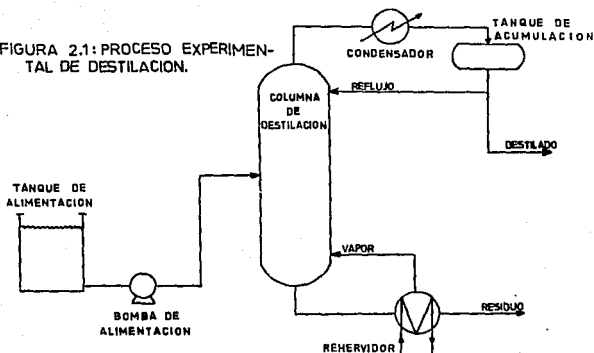
2.1 : PROCEDIMIENTO GENERAL DE OPERACION.

Para explicar algunos aspectos del proceso, es necesario conocer primero la forma experimental de operar la columna de platos.

Aunque el procedimiento de operación se describe detalladamente en el Manual de Operación de la Columna (ver apéndice B), se indican a continuación los pasos que deben seguirse, explicando de una manera muy general cada uno de ellos. Con referencia al diagrama de flujo mostrado en la figura 2.1, en donde se han representado las principales líneas de proceso y el equipo complementario básico, el procedimiento consiste en:

a) Preparar en el tanque de alimentación una cantidad considerable de solución a la concentración deseada.

FIGURA 2.1: PROCESO EXPERIMENTAL DE DESTILACION.



b) Empezar a introducir la mezcla a la columna de destilación por medio de la bomba de alimentación y poner en funcionamiento el rehevador para que se inicie el proceso de evaporación.

c) Recircular a la columna toda la cantidad de vapor generado en el rehevador, y poner en funcionamiento el condensador para que dé inicio la condensación de los vapores que alcanzan el domo de la columna

d) Recolectar continuamente el líquido obtenido de la condensación en el tanque de acumulación.

e) Suspender la alimentación de solución en el instante que se observen niveles al 50 % de líquido en la parte inferior de la columna y en el tanque de acumulación.

f) Mantener estas condiciones de operación hasta el momento - en que los niveles en la columna y en el tanque de acumulación empiecen respectivamente a disminuir y a aumentar rápidamente; entonces recircular el líquido del tanque de acumulación a la parte superior de la columna de manera que ambos niveles permanezcan fijos

g) Una vez controlados los niveles de líquido, conservar estas condiciones de reflujo total el tiempo necesario hasta que la operación se estabilice completamente.

h) Cuando se alcancen las condiciones de flujo estable, reiniciar lentamente la alimentación de la solución a la columna y empezar a obtener pequeñas cantidades de destilado y residuo en forma simultánea.

i) Realizar el proceso anterior incrementando paulatinamente los flujos hasta obtener las condiciones de operación que previamente se hayan elegido, entonces efectuar los muestreos y registrar los datos de la operación.

j) Si se desean establecer otras condiciones de operación, interrumpir los flujos de alimentación, destilado y residuo, y repetir los pasos descritos en los incisos f, g, h, i.

k) La secuencia de paro es la siguiente: Suspender el flujo de alimentación, obtener todas las cantidades posibles de destilado y residuo, y finalmente detener el funcionamiento del rehervidor y del condensador.

De esta manera se realizan experimentalmente diversas operaciones de destilación en la columna. Se reitera que en el Manual de Operación de la Columna se encuentra descrito ampliamente este

procedimiento.

2.2 : ANTECEDENTES OPERACIONALES Y ADAPTACION DE LA COLUMNA DE DESTILACION.

Antes de hacer la correspondiente descripción de las características de diseño y de comentar los aspectos de la operación, es importante mencionar a grandes rasgos los antecedentes operacionales y las modificaciones efectuadas que dieron lugar a la adaptación de la columna. Cabe señalar que tal adaptación fue necesaria puesto que originalmente, durante la realización de algún ensayo experimental, se presentaban serias dificultades para establecer las condiciones propicias de operación debido a que existían ciertos problemas e irregularidades de carácter mecánico en diferentes puntos del proceso.

A continuación se explican las distintas condiciones inoperantes que se manifestaban durante el desarrollo de la operación y se señalan los cambios de tipo mecánico que dieron lugar al funcionamiento adecuado de la columna y equipo en conjunto.

A) De acuerdo al procedimiento general, al tratar de estabilizar la operación en la columna, habiendo realizado previamente la alimentación de la mezcla e iniciado los procesos de evaporación y condensación, se observó que existían grandes fugas de líquido en muchas conexiones de tubería y prácticamente en todos los equipos, las fugas presentaban una turbidez excesiva causada por el óxido removido.

Estas irregularidades se corrigieron haciendo un lavado y lim

pieza general de la tubería y de los accesorios con agua a presión y efectuando un reajuste a las conexiones existentes. Las uniones se verificaron realizando posteriormente una prueba hidráulica.

También se manifestaron condiciones de inundación en la columna ya que el nivel del líquido en su parte inferior aumentaba rápidamente. La causa de esta condición inoperante es que el rehervidor no evaporaba eficientemente la cantidad de solución alimentada a la columna. Para analizar su mal funcionamiento, se desmontó y se desarmó para revisar sus características de diseño. Se observó que presentaba un alto grado de incrustación y se pudo determinar posteriormente que esta era la causa principal de la deficiencia en el proceso de evaporación. Después de su reinstalación, se comprobó mediante muestreos en las líneas de salida del rehervidor, que la evaporación de la mezcla se verificaba satisfactoriamente.

B) En otra serie de ensayos experimentales, se presentaron condiciones inoperantes en el sistema de condensación causadas por problemas de flujo; este sistema comprende al condensador, al tanque de acumulación y a las líneas de proceso correspondientes (ver diagrama de flujo en la figura 2.1).

Las irregularidades se manifestaron al observar que las muestras tomadas en la línea de destilado contenían esencialmente vapor. Del análisis de esta condición inoperante, se pudo determinar que la causa principal era la posición vertical en que originalmente se encontraba el condensador, ya que por sus características de diseño (ver figura 2.8), el condensado se recolectaba en el mismo condensador y no fluía hacia el tanque de acumulación, de manera

que no existía prácticamente líquido disponible para recircular al domo de la columna en el momento en que el nivel de ésta empezara a disminuir. Cabe señalar que nunca se apreció un nivel de líquido definido en el tanque de acumulación. Entonces el vapor proveniente del rehervidor ocupaba totalmente la línea superior de la columna generando un "sello de vapor" en el domo, y entonces empezaba a fluir a través del ducto destinado al reflujó y posteriormente por la línea de destilado; o bien, circulaba por la salida del condensador llenando de esta manera el tanque de acumulación. En realidad no se puede precisar la ruta que seguía la fase vapor. De acuerdo a lo anterior, resulta evidente que en la línea de destilado se obtuviese exclusivamente vapor en lugar de líquido.

Para corregir los flujos en el sistema de condensación y asegurar la recirculación de líquido a la columna, se varió la posición del condensador colocándolo en forma horizontal realizando los cambios necesarios en las líneas de proceso. En prácticas posteriores se comprobó que el cambio de posición fue acertado, ya que en las muestras tomadas en la línea de destilado se obtenía solamente la fase líquida.

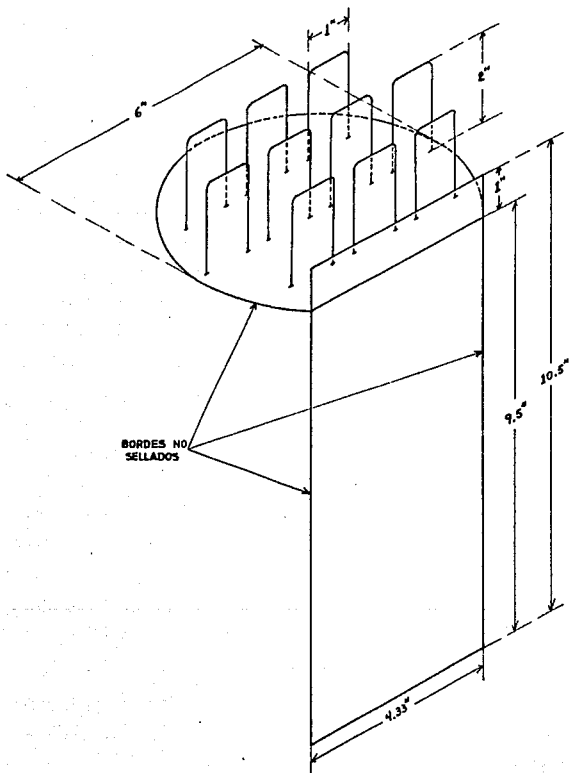
C) Al realizar otra serie de pruebas, se observó que los procesos de evaporación y condensación se verificaban satisfactoriamente, ya que se definían perfectamente los niveles de líquido en la parte inferior de la columna y en el tanque de acumulación. Sin embargo, nuevamente se presentaban condiciones de inundación debido a la formación de flujos azarosos de ambas fases dentro de la columna. Este funcionamiento irregular se manifestó por el contenido de las muestras tomadas en varios lugares de la columna: en los

bajantes de algunos platos, en lugar de líquido se obtenía vapor o una mezcla líquido-vapor; en la parte inmediata inferior de algunos platos se obtenía la fase líquida solamente y en otros una mezcla líquido-vapor. Las muestras que se pudieron obtener del destilado y del residuo tenían una composición química muy similar, indicando de esta manera un mínimo grado de separación y por lo tanto una eficiencia prácticamente nula. Es evidente que en el interior de la columna ocurría una mezcla de fases en algunos sitios que no son los previstos para que se lleve a cabo la transferencia de masa.

Del análisis de estas observaciones, se determinaron las rutas más probables que seguían las fases en el interior de la columna. Una cantidad considerable de vapor en algunos platos ascendía por los bajantes de los mismos en lugar de hacerlo a través de los borboteadores, y gran parte del líquido descendía por las paredes de la columna y por los elevadores en algunos platos en lugar de hacerlo por los bajantes de los mismos, como debe suceder en una operación normal. Estas condiciones inoperantes de flujo interno en la columna, generaban un "sello líquido" en algunos platos causando una resistencia mayor al paso del vapor a través de los borboteadores, incrementándose así el efecto del flujo de vapor a través de los bajantes y consecuentemente provocando un arrastre excesivo de líquido, simultáneamente aumentaba el flujo de líquido a través de los borboteadores del plato.

La principal causa de estas irregularidades se debía a que los bajantes de todos los platos y los bordes de algunos de ellos, no se encontraban completamente unidos a las paredes de la columna

FIGURA 2.2 : CARACTERISTICAS ORIGINALES DE UN PLATO DE LA COLUMNA EXPERIMENTAL.



permitiendo así que la mayor parte del líquido fluyera por esas zonas y posteriormente a través de las ranuras y de los elevadores a medida que aumentaban los flujos de ambas fases. En la figura 2.2 se muestran a escala las características mecánicas que presentaban originalmente los platos 1, 3, 5 y 7 de la columna (como referencia, ver la figura 2.4).

Para corregir los flujos de líquido y de vapor en el interior de la columna, se realizaron algunas modificaciones mecánicas en los platos; estas modificaciones se explican detalladamente en la sección 2.3.

D) Por último se mencionan los problemas adicionales causados por las diversas condiciones inoperantes ya explicadas.

Durante el desarrollo experimental de distintas pruebas de destilación, se tenía que alimentar una gran cantidad de solución debido a que se realizaban varios intentos para estabilizar la operación. Puesto que la capacidad del tanque de alimentación empleado era de 110 litros aproximadamente (suficiente para llevar a cabo una operación normal de destilación), en muchas ocasiones se tuvo que suspender la prueba ya que se consumía totalmente la mezcla del tanque de alimentación.

Por otra parte, debido a las condiciones de inestabilidad, se generaban fuertes vibraciones en diferentes líneas del proceso ocasionando grandes esfuerzos en los equipos e instrumentos y causando el daño de algunos de ellos.

En general, estas son las características de operación que presentaba la columna originalmente. Como se ha podido advertir, -

fue preciso realizar la adaptación de la columna efectuando los cambios importantes mencionados anteriormente. En prácticas experimentales posteriores se pudo observar el funcionamiento satisfactorio de la columna de platos.

2.3 : DESCRIPCION Y ESPECIFICACION DE LA COLUMNA DE DESTILACION Y EQUIPO COMPLEMENTARIO.

Puesto que el diseño mecánico de un equipo determina esencialmente su funcionamiento, resulta de gran importancia describir en detalle las características de diseño de la columna, de los platos y del equipo complementario utilizado en el proceso.

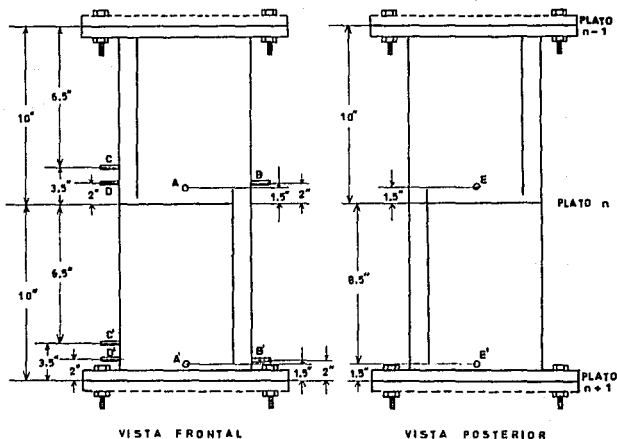
COLUMNA DE DESTILACION.

El cuerpo principal de la columna de platos se compone de 5 secciones de ducto de 6 pulg de diámetro interno, ensambladas entre sí por medio de bridas tipo slip-on de placa de 5/8 pulg. Cuatro secciones de la columna tienen una longitud efectiva de 20 -- pulg, y la otra que se localiza en la parte inferior, mide 15 pulg.

Cada una de las secciones cuenta con tomas de alimentación, a excepción de la sección inferior, para tener la opción de efectuar la alimentación en cualquier plato. La sección superior de la columna, además de la toma de alimentación, está provista con tomas de muestra, de reflujo de líquido, de salida de vapor y de presión. En la sección inferior se encuentran las tomas para entrada de vapor y salida de líquido de la columna.

Las secciones intermedias también cuentan con tomas de muestra de vapor y de líquido, de temperatura y de presión. En la figura

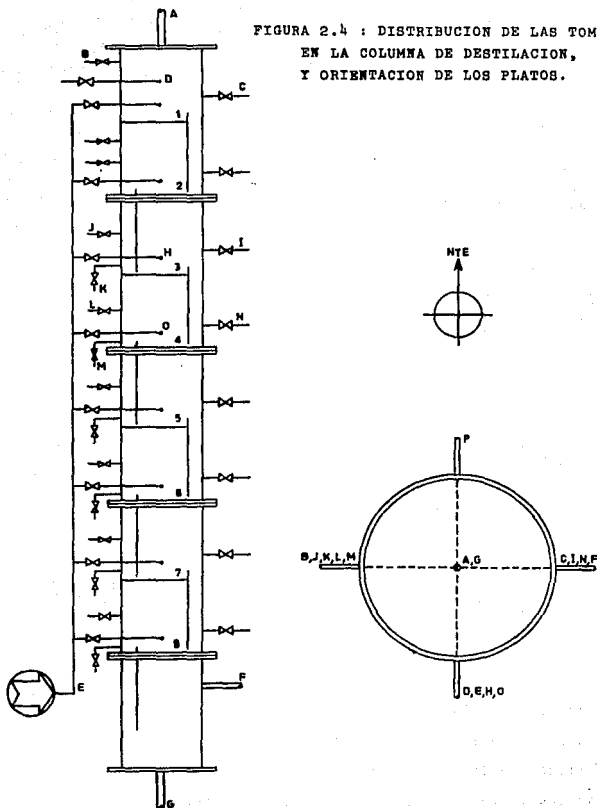
FIGURA 2.3 : REPRESENTACION DE UNA SECCION INTERMEDIA DE LA COLUMNA, Y DE LAS TOMAS EXISTENTES EN LA MISMA.



ra 2.3 se representa a escala una de las secciones intermedias de la columna con las diferentes tomas que contiene, la especificación de las tomas es la misma que la que se indica en la figura 2.4.

Aunque en la figura 2.3 se puede observar la localización de las tomas o boquillas de una sección intermedia, es necesario mostrar su distribución en toda la extensión de la columna, incluyendo las tomas en la sección superior y en la inferior, y la orientación de los platos. En la figura 2.4 se representa la distribución

FIGURA 2.4 : DISTRIBUCION DE LAS TOMAS EN LA COLUMNA DE DESTILACION, Y ORIENTACION DE LOS PLATOS.



completa de las tomas en la columna. A continuación se especifica la función de cada una de ellas.

ESPECIFICACION DE LAS TOMAS CORRESPONDIENTES A LA FIGURA 2.4.

TOMA	TIPO	FUNCION	DIAM. NOM. Céd. 40
A	Cople	Salida de vapor al condensador.	1
B	Cople	De presión del plato 1.	1/4
C	Unión	De muestra de vapor del plato 1.	1/4
D	Niple	Reflujo de líquido.	1/2
E	Tubo	Alimentación de la solución.	1/2
F	Cople	Entrada de vapor a la columna.	1
G	Cople	Salida de líquido al rehervidor.	3/4
H,O	Unión	Alimentación a los platos 3 y 4 respectivamente.	1/2
I	Cople	De presión del plato 3.	1/4
J	Cople	Muestra de líquido del plato 2.	1/4
K	Cople	De temperatura del plato 3.	1/4
L	Cople	De presión del plato 4.	1/4
M	Cople	De temperatura del plato 4.	1/4
N	Cople	Muestra de líquido del plato 3.	1/4
P	Cople	Muestra de vapor.	1/4

Las funciones de las otras boquillas y tomas representadas en la figura 2.4, son análogas a las descritas, de acuerdo a la localización que tienen en la columna.

Internamente la columna contiene 8 platos, como se puede advertir en la figura 2.4. La separación o espaciado que existe entre ellos es de 10 pulg. La base y el bajante de cada uno de los platos es de placa de acero al carbón de 1/8 pulg. El bajante de cada plato se extiende por encima de la superficie del mismo 1 pulg.

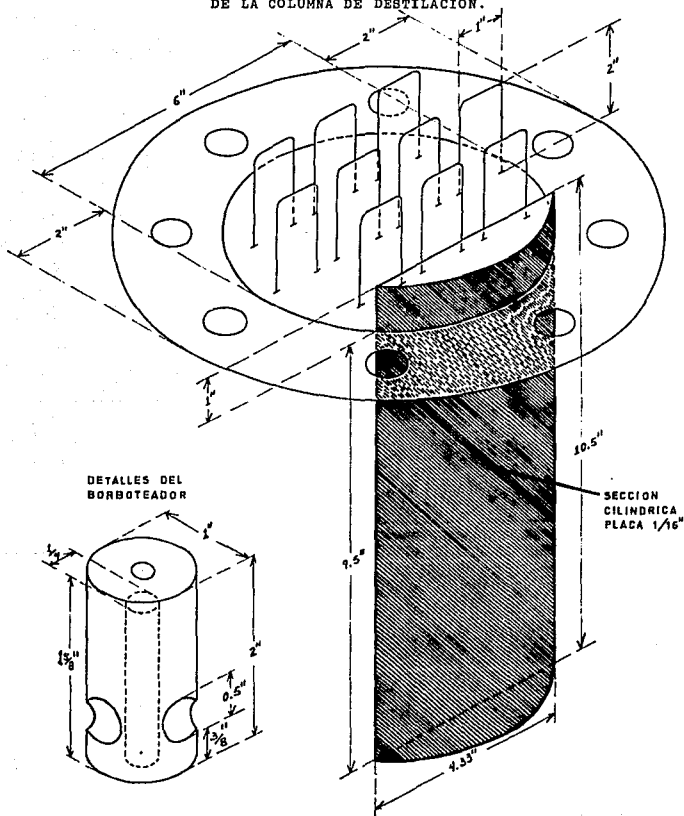
gada para formar el vertedero de salida del plato. La longitud total del bajante considerando la altura del vertedero, es de 10.5 pulg, de manera que existe un claro de 0.5 pulg entre el borde inferior del bajante y la base del plato siguiente.

Los platos 1, 3, 5 y 7 se localizan en la parte media de las secciones, como puede observarse; la placa de estos platos se encuentra atornillada a otra placa de acero al carbón de 1/16 pulg, la cual está soldada a las paredes de la sección. Entre la placa colocada en la parte inferior y la placa del plato existe un empaque térmico; este acoplamiento garantiza que toda la fase líquida presente en el plato, fluya por el vertedero de salida. Los bajantes de estos platos están sellados herméticamente a las paredes de la columna para evitar el escurrimiento de la fase líquida.

Las características de diseño de estos platos son básicamente las mismas que las presentadas en la figura 2.2, con la excepción de que actualmente contienen un empaque y una placa de 1/16 pulg en la parte inferior, y que los bordes del bajante se encuentran perfectamente unidos a las paredes de la sección, como ya se explicó.

Los platos 2, 4, 6 y 8 de la columna están colocados entre las bridas de unión de las secciones. Para evitar que la fase líquida se mezcle con la fase vapor en regiones no previstas, los bajantes de estos platos contienen una sección cilíndrica construida de placa de acero al carbón de 1/16 pulg que se ajusta perfectamente al contorno de la columna. En la figura 2.5 se representan a escala las características de diseño de estos platos, donde se puede apreciar la parte cilíndrica adaptada al bajante. Es importante -

FIGURA 2.5 : CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LOS PLATOS 2, 4, 6, 8
DE LA COLUMNA DE DESTILACION.

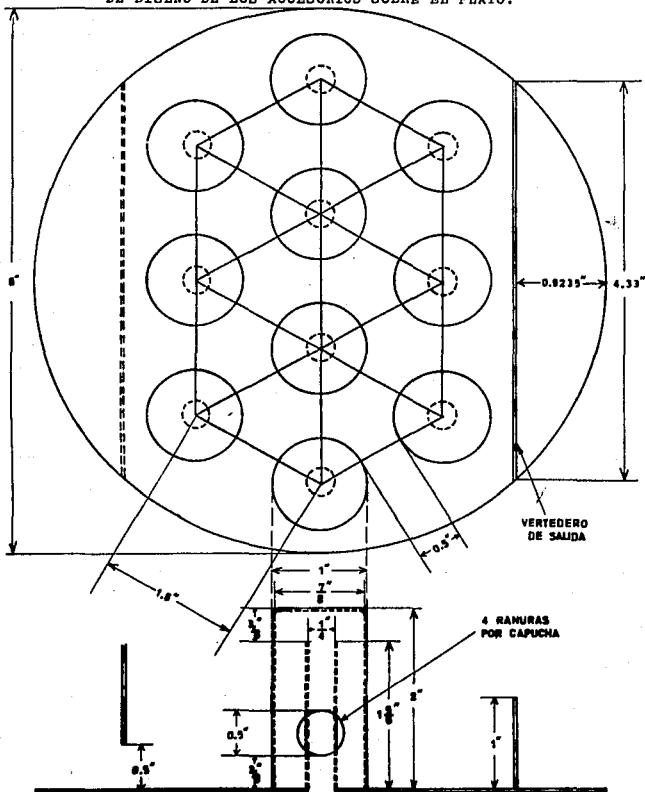


subrayar que los platos localizados entre las secciones, no presentan esta particularidad, ya que los bordes de los bajantes correspondientes se encuentran debidamente sellados a las paredes de la columna.

Cada plato contiene 10 borboteadores, el arreglo de éstos sobre el plato es en forma de triángulo equilátero, es decir, los borboteadores están dispuestos de tal manera que los centros de las capuchas se localizan en los vértices de un triángulo equilátero; la distancia entre los centros de dos capuchas adyacentes es de 1.5 pulg. Las capuchas y los elevadores que conforman el borboteador son de acero al carbón con un espesor del material de 1/16 pulg.

Las capuchas tienen 1 pulg de diámetro exterior por 2 pulg de altura, mientras que los elevadores tienen un diámetro externo de 3/8 pulg por 1 5/8 pulg de altura. Cada capucha contiene 4 ranuras circulares de 1/2 pulg de diámetro. Los bordes inferiores de las capuchas están unidos a la superficie del plato, y se mantienen en esta posición por medio de un tornillo que las sujeta a los elevadores correspondientes, los cuales se encuentran soldados a la base del plato. En la figura 2.6 se representan a escala las características de diseño y el arreglo de los borboteadores sobre el plato.

FIGURA 2.6 : DISTRIBUCION DE LOS BORBOTADORES Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LOS ACCESORIOS SOBRE EL PLATO.



EQUIPO COMPLEMENTARIO.

El equipo complementario empleado en el proceso es el siguiente: Rehervidor, condensador, tanque de alimentación, tanque de acumulación, tanque de almacenamiento de residuo, bomba de alimentación y bomba de recirculación. La ubicación de este equipo se puede apreciar en la figura 2.11 (diagrama de flujo de proceso, pág. 110). A continuación se describen las características de diseño del equipo mencionado.

Rehervidor EA-101.

El rehervidor del proceso es de tubos y coraza de tipo de flujo 1-2, y tiene la función de evaporar total o parcialmente, según los requerimientos de la operación, el líquido proveniente del fondo de la columna. Puesto que en la práctica el vapor de agua se introduce por los tubos y el líquido por la coraza, el rehervidor se encuentra en una posición casi horizontal, manteniendo una ligera inclinación para permitir el flujo de la fase líquida. Sus características de diseño son:

Número de pasos: 2, los tubos se encuentran en forma de U.

BWG 14. N° de tubos: 52 con un diámetro nominal de 1/2 pulg.

Diámetro de la coraza: 10 pulg.

Longitud efectiva del intercambiador: 44.5 pulg.

Arreglo de los tubos: Triangular.

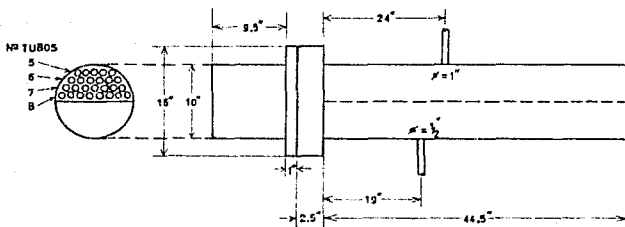
Distancia entre centros de dos tubos adyacentes: 1.25 pulg.

Longitud del cabezal: 9.5 pulg.

El espejo de tubos está sujeto por una brida de 16 pulg de diámetro soldada al cuerpo del rehervidor.

En la figura 2.7 se representan las características de este equipo.

FIGURA 2.7 : CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL REHERVIDOR DE TUBOS Y CORAZA.



Condensador EA-102.

El condensador del proceso es del tipo serpentín-coraza, y tiene la función de condensar totalmente el vapor proveniente del domo de la columna. Debido a las características de operación explicadas anteriormente, el condensador está colocado en forma horizontal. En la práctica el agua de enfriamiento fluye por el serpentín, mientras que el vapor ingresa en la coraza o cuerpo del condensador. Sus características de diseño son:

Diámetro del condensador: 6 pulg.

Longitud efectiva: 42 pulg.

Espesor de la coraza: 1/2 pulg.

Diámetro del serpentín: 3.5 pulg.

Número de vueltas del serpentín: 15

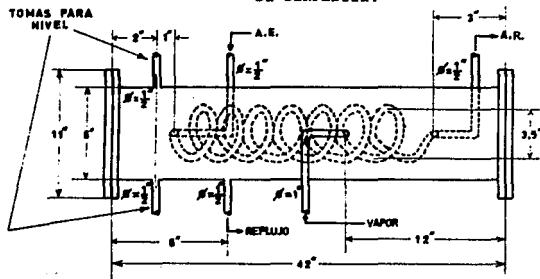
Material y medida del serpentín: Cobre de 1/2 pulg de diámetro nominal.

Diámetro de las bridas ciegas del condensador: 11 pulg.

El condensador cuenta con un tubo de nivel instalado con dos válvulas de bronce de 1/2 pulg.

En la figura 2.8 se representan las características de este equipo.

FIGURA 2.8 : CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL CONDENSADOR DE SERPENTIN.



Tanque de Alimentación FA-101.

El tanque de alimentación del proceso es cilíndrico, y tiene la función de preparar y contener la solución que se utilice en la operación. Sus características de diseño son:

Altura: 76 cm.

Diámetro: 44.5 cm.

Capacidad: 118.20 litros.

Material de fabricación: Placa de acero al carbón de 1/8 pulg.
Dos boquillas de entrada: Cople de 1/2 pulg Céd. 40.
Una boquilla para venteo: Cople de 1/2 pulg Céd. 40.
Una boquilla de salida: Cople de 1/2 pulg Céd. 40.
El tanque de alimentación cuenta con un tubo de nivel instalado con dos válvulas de bronce de 1/2 pulg.

En la figura 2.9 se representan las características del tanque.

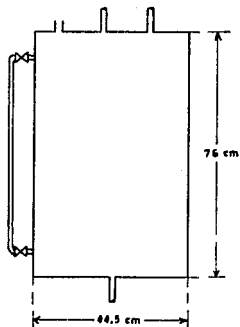


FIGURA 2.9 : CARACTERISTICAS DE DISEÑO DEL TANQUE DE ALIMENTACION.

Tanques de Almacenamiento FA-103, FA-102.

Los tanques, de acumulación FA-103 y de almacenamiento de residuo FA-102, son cilíndricos. La función principal de estos tanques es, respectivamente, recolectar los productos de mayor y menor concentración del componente más volátil obtenidos durante la operación. Las características de diseño de ambos tanques son:

Altura: 60 cm.

Diámetro: 35 cm.

Capacidad: 57.73 litros.

Material de fabricación: Placa de acero al carbón de 1/8 pulg.

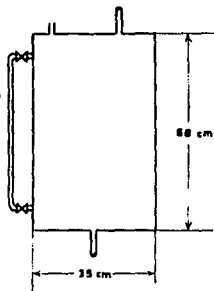
Dos boquillas de entrada: Cople de 1/2 pulg Céd. 40.

Una boquilla de salida: Cople de 1/2 pulg Céd 40.

Cada uno de los tanques de almacenamiento está provisto con un tubo de nivel instalado con dos válvulas de bronce de $\frac{1}{2}$ pulg.

En la figura 2.10 se representan las características de estos tanques.

FIGURA 2.10 : CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO.



Bomba de Alimentación GA-101.

La bomba de alimentación del proceso es una bomba centrífuga, y tiene la función de introducir la mezcla del tanque de alimentación a la columna de destilación. Su especificación es:

Marca: Jacuzzi.

Potencia: 1/3 HP.

Velocidad: 3450 RPM.

Bomba de Recirculación GA-102.

La bomba de recirculación en el proceso es una bomba centrífuga, y tiene la función de recircular total o parcialmente, según los requerimientos de la operación, el líquido del tanque de acumulación al primer plato de la columna. Su especificación es:

Marca: General Electric.

Potencia: 1/2 HP.

Velocidad: 3450 RPM.

Además del equipo complementario, es importante mencionar las características de los instrumentos implementados en el proceso.

Instrumentos.

Cinco indicadores de nivel, L-1 a L-5: Se utilizan para verificar el nivel de líquido en los diferentes equipos, todos los indicadores son de vidrio Pyrex.

Rotámetro Gilmont R-1, N° de serie E-1019: Registra el flujo de alimentación a la columna de destilación.

Rotámetro Gilmont R-2, N° de serie D-1104: Registra el flujo de recirculación del tanque de acumulación al primer plato de la columna.

Termómetro bimetalico T-3, de 0-100°C: Registra la temperatura del destilado proveniente del condensador.

Termómetro bimetalico T-1, de 0-150°C: Registra la temperatura de los vapores en el domo de la columna.

Termómetro bimetalico T-2, de 0-200°C: Registra la temperatu-

ra de los vapores que se recirculan del rehervidor a la parte inferior de la columna.

Manómetro tipo Bourdon P-1, de 0-2 kg/cm²: Registra la presión del vapor que se recircula del rehervidor a la parte inferior de la columna.

Manómetro tipo Bourdon P-2, de 0-1 kg/cm²: Registra la presión del vapor en el condensador.

Manómetro tipo Bourdon P-3, de 0-7 kg/cm²: Registra la presión de entrada del vapor de agua al rehervidor, que proviene de la caldera.

Válvulas y Accesorios.

Las válvulas y accesorios empleados en el proceso son de diferentes tipos y medidas; su aplicación está en función de los requerimientos del proceso. En esta clasificación se encuentran en forma general: válvulas de globo, de aguja, de cierre rápido y válvulas checks; codos de 90°, tuercas unión, coples, nipples y tubería. Las medidas varían desde 1/4 pulg hasta 1 pulg. Puesto que el uso específico de las válvulas y de los accesorios es exclusivamente operacional, su descripción se realiza en la sección 2.4.

Para complementar la descripción de las características de diseño, es conveniente especificar el valor numérico de otros parámetros que son esenciales para este estudio; tales como el área de la sección transversal de la columna, el sello mínimo del líquido denominado en algunas ocasiones cierre hidráulico estático, la altura del vertedero de salida, etc.

ESPECIFICACION DE LOS PARAMETROS DE DISEÑO DE LA COLUMNA.

Con base en los datos de la columna y de los platos presentados anteriormente, a continuación se hace la estimación de los parámetros de diseño más importantes:

1.- Area de la sección transversal de la columna, A_o :

$$A_o = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{donde } D : \text{diámetro interno de la columna de destilación; } D = 6 \text{ pulg}$$

$$A_o = \frac{\pi [(6)(2.54)]^2}{4} (0.01)^2 = 1.824 \times 10^{-2} \text{ m}^2.$$

2.- Area de la sección transversal del elevador, a_e :

$$a_e = \frac{\pi d_e^2}{4} \quad \text{donde } d_e : \text{diámetro interno del elevador; } d_e = 0.25 \text{ pulg}$$

$$a_e = \frac{\pi [(0.25)(2.54)]^2}{4} (0.01)^2 = 3.167 \times 10^{-5} \text{ m}^2.$$

3.- Area cilíndrica de flujo de vapor entre el borde superior del elevador y la parte superior interna de la capucha, a_{c11} :

$$a_{c11} = \pi(d_e)(h_{c11}) \quad \text{donde } h_{c11} : \text{distancia entre el borde superior del elevador y la parte superior interna de la capucha; } h_{c11} = 5/16 \text{ pulg}$$

$$a_{c11} = \pi(0.25)(0.3125)(2.54)^2(0.01)^2 = 1.583 \times 10^{-4} \text{ m}^2.$$

4.- Area anular entre el elevador y la capucha, a_a :

$$a_a = \frac{\pi(d_c^2 - d_e^2)}{4} \quad \text{donde } d_c : \text{diámetro interior de la capu}$$

cha; $d_c = 0.875$ pulg

d'_e : diámetro exterior del elevador;

$d'_e = 0.375$ pulg

$$a_a = \frac{\pi [(0.875)^2 - (0.375)^2] (2.54)^2}{4} (0.01)^2 = 3.167 \times 10^{-4} \text{ m}^2.$$

5.- Area de las ranuras en una capucha, a_s :

$$a_s = n_s \frac{\pi d_s^2}{4} \quad \text{donde } n_s : \text{número de ranuras por capucha;}$$

$$n_s = 4$$

d_s : diámetro de las ranuras;

$$d_s = 0.5 \text{ pulg}$$

$$a_s = \frac{4\pi [(0.5)(2.54)]^2}{4} (0.01)^2 = 5.067 \times 10^{-4} \text{ m}^2.$$

6.- Area de flujo del líquido a la entrada de un plato, A_v :

$$A_v = (l_v)(h_b) \quad \text{donde } l_v : \text{longitud del vertedero;}$$

$$l_v = 4.33 \text{ pulg}$$

h_b : distancia entre la base del plato

y el borde inferior del bajante;

$$h_b = 0.5 \text{ pulg}$$

$$A_v = (4.33)(0.5)(2.54)^2 (0.01)^2 = 1.397 \times 10^{-3} \text{ m}^2.$$

7.- Area de la sección transversal del bajante, A_b :

$$A_b = \frac{A_0}{360} 2 \arcsen \frac{4.33}{2(3)} - \frac{4.33 \sqrt{(3)^2 - \left(\frac{4.33}{2}\right)^2}}{2} (2.54)^2 (0.01)^2$$

donde $A_0 = 0.01824 \text{ m}^2$ (la expresión anterior se obtuvo de las relaciones geométricas de la figura 2.6). Substituyendo el valor numérico de A_0 en esta expresión, se obtiene $A_b = 1.780 \times 10^{-3} \text{ m}^2$.

RESUMEN DE LOS PARAMETROS DE DISEÑO DE LA COLUMNA
DE PLATOS CON BORBOTEADORES

- A_o = Area de la sección transversal de la columna = $1.824 \times 10^{-2} \text{ m}^2$.
 A_b = Area de la sección transversal del bajante = $1.780 \times 10^{-3} \text{ m}^2$.
 A_m = Area de la sección transversal mínima para el flujo de vapor =
 $n(a_e) = 3.167 \times 10^{-4} \text{ m}^2$.
 A_s = Area total de las ranuras por plato = $n(a_s) = 5.067 \times 10^{-3} \text{ m}^2$.
 A_v = Area de flujo del líquido a la entrada de un plato =
 $1.397 \times 10^{-3} \text{ m}^2$.
 a_a = Area anular entre el elevador y la capucha = $3.157 \times 10^{-4} \text{ m}^2$.
 a_{cil} = Area cilíndrica de flujo de vapor entre el borde superior
del elevador y la parte superior de la capucha =
 $1.583 \times 10^{-4} \text{ m}^2$.
 a_e = Area de la sección transversal del elevador = $3.167 \times 10^{-5} \text{ m}^2$.
 a_s = Area de las ranuras en un borboteador = $5.067 \times 10^{-4} \text{ m}^2$.
 c = Distancia entre los centros de las capuchas = 0.0381 m.
 D = Diámetro interior de la columna = 0.1524 m.
 d_c = Diámetro interior de las capuchas = $2.2225 \times 10^{-2} \text{ m}$.
 d'_c = Diámetro exterior de las capuchas = 0.0254 m.
 d_e = Diámetro interior del elevador = $6.35 \times 10^{-3} \text{ m}$.
 d'_e = Diámetro exterior del elevador = $9.525 \times 10^{-3} \text{ m}$.
 d_s = Diámetro de las ranuras = 0.0127 m.
 h_b = Distancia entre la base del plato y el borde inferior del
bajante = 0.0127 m.
 h_c = Altura de la capucha = 0.0508 m.
 h_e = Altura del elevador = $4.1275 \times 10^{-2} \text{ m}$.
 h_{cil} = Distancia entre el borde superior del elevador y la parte
superior interna de la capucha = $7.9375 \times 10^{-3} \text{ m}$.

- h_v = Altura del vertedero = 0.0254 m.
- L_b = Longitud del bajante = 0.2413 m.
- l = Longitud de recorrido del líquido = 0.1055 m.
- l_c = Claro de borde = 0 m.
- l_{e-1} = Longitud libre total normal al flujo del líquido entre los elevadores de la hilera central = 0.1143 m.
- l_{c-1} = Longitud libre total normal al flujo del líquido entre las capuchas de la hilera central = 0.0508 m.
- l_v = Longitud del vertedero = 0.11 m.
- N = Número de hileras de borboteadores = 3.
- n = Número de borboteadores sobre el plato = 10.
- n_s = Número de ranuras por capucha = 4.
- s_m = Sello mínimo o sello estático = 3.175×10^{-3} m.
- t = Espaciamiento entre platos = 0.254 m.

2.4 : ASPECTOS DE LA OPERACION EN LA COLUMNA Y DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

Como se ha observado en diversas prácticas de laboratorio posteriores a esta tesis profesional, la columna de platos con borboteadores opera satisfactoriamente. Aunque en la sección 2.2 se expusieron los antecedentes operacionales y el proceso de adaptación resulta oportuno comentar con base en el diagrama de flujo de proceso, los distintos aspectos de la operación que actualmente presenta la columna.

En la figura 2.11 se representa el diagrama de flujo de proceso de destilación de la columna; la descripción y especificación del equipo, instrumentos, accesorios y servicios utilizados, es la siguiente:

EQUIPO	REFERENCIAS
Columna de destilación DA-101.	Figuras 2.3 y 2.4.
8 Platos con 10 borboteadores cada uno.	Figuras 2.2, 2.5 y 2.6.
Rehervidor de la columna, EA-101.	Figura 2.7.
Condensador de la columna, EA-102.	Figura 2.8.
Tanque de alimentación FA-101. Cap. 118.20 l.	Figura 2.9.
Tanque de almacenamiento de residuo FA-102. Cap. 57.73 l.	Figura 2.10.
Tanque de acumulación FA-103. Cap. 57.73 l.	Figura 2.10.
Bomba de alimentación GA-101. Pot. 1/3 HP.	_____
Bomba de recirculación GA-102. Pot. 1/2 HP.	_____

INSTRUMENTOS

L-1 : Indicador de nivel del tanque de alimentación. Long. 0.65 m.
L-2 , L-4 : Indicadores de nivel de los tanques de almacenamiento. Long. 0.5 m.
L-3 : Indicador de nivel de la columna. Long. 0.3 m.
L-5 : Indicador de nivel del condensador. Long. 0.35 m.
R-1 : Indicador de flujo de alimentación. Rotámetro Gilmont E-1019 Rango de flujo de 0 a 2000 ml/min.
R-2 : Indicador de flujo de recirculación. Rotámetro Gilmont D-1104. Rango de flujo de 0 a 850 ml/min.
T-1 : Indicador de temperatura en el domo de la columna. Rango de operación 0-150°C.
T-2 : Indicador de temperatura en el rehervidor. Rango de opera- ción 0-200°C.
T-3 : Indicador de temperatura del destilado. Rango de operación 0-100°C.

P-1 : Indicador de presión en el rehervidor. Rango de operación
0-2 kg/cm².

P-2 : Indicador de presión en el condensador. Rango de operación
0-1 kg/cm².

P-3 : Indicador de presión en la línea de vapor que proviene de la
caldera. Rango de operación 0-7 kg/cm².

VALVULAS Y ACCESORIOS

13 Válvulas de globo de 1/2 pulg Céd. 40 : 2, 3, 13, 14, 15, 16, -
17, 18, 29, 30, 31, 33 y 35.

12 Válvulas de aguja de 1/2 pulg Céd. 40 : 1, 5, 6, 7, 8, 9, 10, -
11, 12, 20, 32 y 34.

2 Válvulas check de 1/2 pulg Céd.40 : 4 y 19.

4 Válvulas de globo de 1/4 pulg Céd. 40 : 21, 26, 27 y 28.

4 Válvulas de aguja de 1/4 pulg Céd. 40 : 22, 23, 24 y 25.

20 Tuercas unión de 1/2 pulg Céd. 40.

2 Tuercas unión de 1 pulg Céd. 40.

1 Reducción campana de 1 pulg a 1/2 pulg, Céd. 40.

2 Reducciones bushing de 3/4 pulg a 1/2 pulg, Céd. 40.

1 Filtro tipo "Yee" de 1/2 pulg.

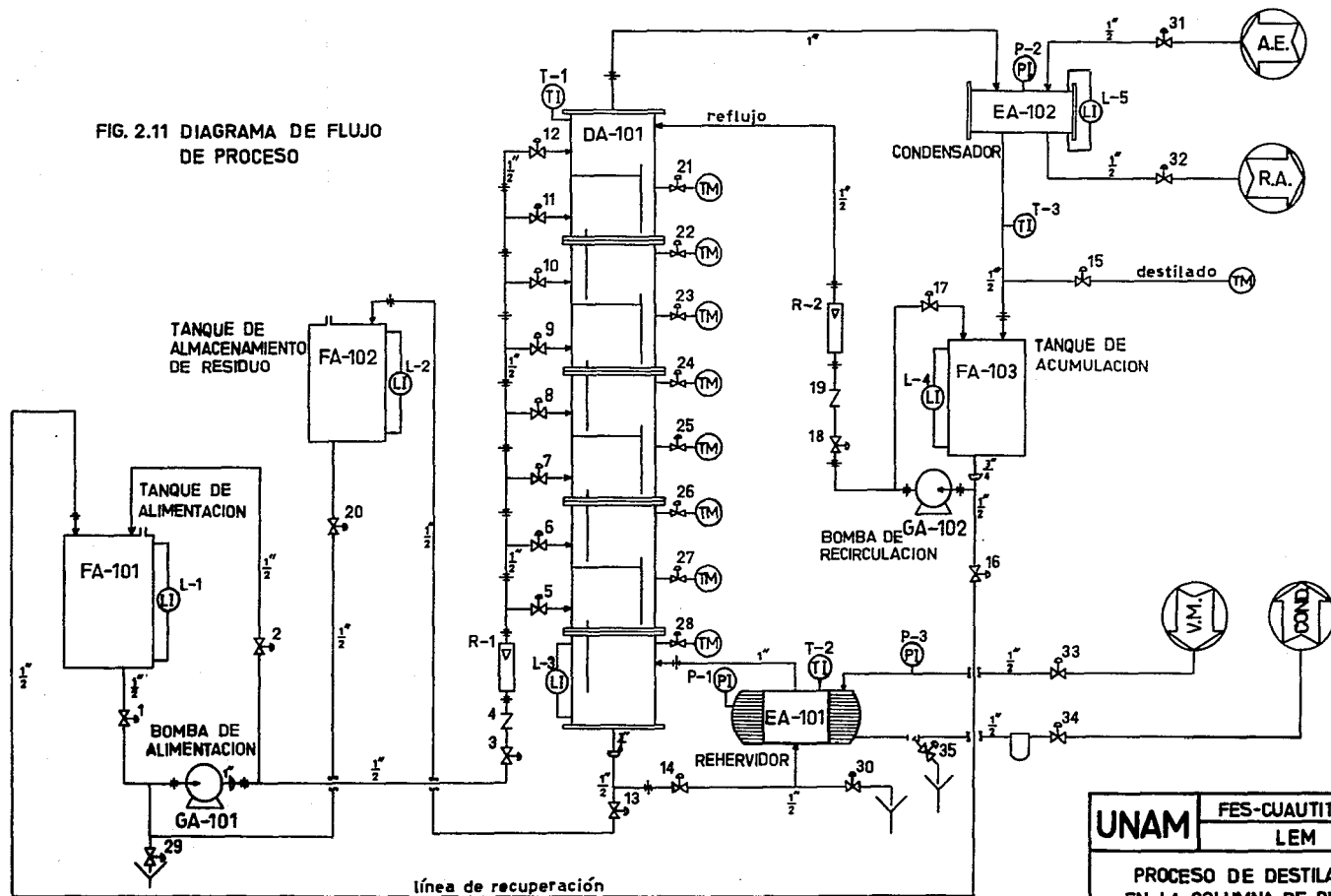
1 Trampa de vapor tipo "cubeta invertida" de 1/2 pulg.

SERVICIOS AUXILIARES

AGUA: El agua empleada en la operación es la procedente de -
los servicios municipales. Su uso específico es como agua de en --
fríamiento en el condensador EA-102. La temperatura es de aproxima
damente 15°C.

VAPOR DE AGUA: El vapor de agua empleado en la operación es -
el procedente de la caldera instalada en el laboratorio, la cual -

FIG. 2.11 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



UNAM	FES-CUAUTILAN
	LEM
PROCESO DE DESTILACION EN LA COLUMNA DE PLATOS CON BORBOTEADORES	
ELABORO: JESUS ALEJANDRO ARREOLA	

tiene una presión de trabajo de 5 kg/cm^2 . Su uso específico es para llevar a cabo la evaporación total o parcial en el rehervidor - EA-101, de la fase líquida proveniente del fondo de la columna.

En relación a la descripción anterior y al diagrama de flujo de la figura 2.11, se comentan a continuación los aspectos más relevantes de la operación.

INICIO DE LA OPERACION.

La preparación de la mezcla en el tanque FA-101 y su alimentación a la columna de destilación DA-101 por medio de la bomba GA-101 se llevan a cabo convenientemente; los procesos de evaporación y condensación se verifican satisfactoriamente como lo manifiestan las muestras tomadas a la salida del rehervidor EA-101 y del condensador EA-102 obteniendo sólo vapor y líquido respectivamente. Los niveles de líquido en el tanque de acumulación FA-103 y en la parte inferior de la columna quedan bien definidos.

Estas evidencias indican que la capacidad del rehervidor es la requerida. La capacidad del rehervidor se debe principalmente a dos razones: 1) el área de transferencia de calor es elevada, 20 pie^2 aproximadamente, y 2) el vapor procedente de la caldera que circula por los tubos del rehervidor, puede adquirir una temperatura hasta de 157°C correspondiente a la presión de trabajo de la caldera.

Por otra parte, la capacidad del condensador también es la requerida debido a que contiene un serpentín de tubo de cobre cuya conductividad térmica es elevada⁶, $218 \text{ Btu/hr pie}^2(^\circ\text{F/pe})$ a 100°C y además porque el área de transferencia es adecuada (1.8 pie^2 --

aproximadamente). El proceso de condensación también es favorecido por la baja temperatura del agua de enfriamiento (15°C aproximadamente) y por los flujos relativamente pequeños de las fases en el interior de la columna.

En cuanto a la disposición de flujo en el sistema de condensación, la posición horizontal que conserva el condensador permite el ingreso rápido de la fase líquida al tanque de acumulación FA-103, de manera que existe permanentemente líquido disponible para recircular a la columna; de esta forma se elimina la posibilidad de que se genere un "sello de vapor" en el domo de la columna que impida llevar a cabo la operación de destilación.

ESTABILIZACION DE LA COLUMNA.

La estabilidad de la operación se logra cuando la columna se ha sometido a condiciones de reflujo total durante un tiempo razonable.

En la práctica se observa que los niveles de líquido en el tanque de acumulación y en la parte inferior de la columna, L-4 y L-3 respectivamente, permanecen casi constantes. El control total de los niveles se efectúa suministrando las cantidades requeridas de agua de enfriamiento y vapor de agua al condensador EA-102 y al rehervidor EA-101 respectivamente. De esta manera los flujos de ambas fases quedan perfectamente definidos en el interior de la columna, como lo manifiestan los muestreos efectuados en distintos puntos.

OPERACION DE DESTILACION CON FLUJOS EXTERNOS.

Quando la columna trabaja con determinados flujos externos, - la estabilidad de la operación se conserva debido a que los flujos previamente elegidos, se establecen incrementando lentamente los - flujos de alimentación, destilado y residuo. De esta manera se garantiza que las muestras tomadas periódicamente, sean representativas de la destilación que se efectúa.

Cabe señalar que las muestras obtenidas en los bajantes con - tinen exclusivamente líquido, mientras que al abrir alguna válvula de toma de muestra de vapor, que se localizan en la parte inferior inmediata de los platos (ver fig. 2.4), se advierte la presencia única de la fase vapor. Estas observaciones indican que en el interior de la columna las rutas de flujo de las fases líquida y - vapor son las apropiadas, ya que el vapor fluye a través de los elevadores y de las ranuras circulares de las capuchas mientras el líquido fluye sobre los vertederos de salida y por los bajantes de los platos.

Asimismo, el análisis químico de las muestras indica una conlcentración de los componentes muy diferente en las líneas de destilado y residuo. Es evidente que se logra un grado de separación imlportante de los componentes, cumpliendo de esta forma con el objetivo fundamental de la destilación.

FIN DE LA OPERACION.

Quando concluye alguna operación de destilación y se suspenlden los flujos externos y los procesos de evaporación y condensal -

ción, el volumen de destilado obtenido en el tanque de acumulación FA-103 puede recuperarse y almacenarse en el tanque FA-101 con el objeto de ser reutilizado en operaciones posteriores. De esta forma se evita el desperdicio innecesario de una cantidad considerable de solución cuya concentración es relativamente alta.

Estos aspectos de la operación explicados con relación al diagrama de flujo, conjuntamente con las características de diseño, constituyen la descripción del proceso experimental de destilación que se desarrolla en la columna de platos con borboteadores del laboratorio.

DESARROLLO
EXPERIMENTAL

CAPITULO 3

CARACTERIZACION EXPERIMENTAL DE LA COLUMNA

En este capítulo se efectúa un estudio experimental en la columna de platos del laboratorio para comprender más objetivamente su funcionamiento en el proceso de destilación. Este estudio, que consiste en la realización de algunas pruebas experimentales y en el tratamiento de los resultados obtenidos, es trascendental por que nos permite conocer las características particulares de la columna, tales como el grado de separación que se puede alcanzar bajo ciertas condiciones de operación, la caída de presión de la fase vapor a determinados flujos de las fases, etc.

Es importante señalar que con este capítulo se cubre la etapa experimental de esta tesis profesional, ya que las características de diseño de la columna y los aspectos esenciales de su operación fueron ampliamente revisados en el capítulo anterior.

Por otra parte, en la nomenclatura del capítulo se dá el significado de los diferentes términos empleados, para su consulta.

3.1 : PROPOSITOS DE LA CARACTERIZACION.

Antes de precisar los propósitos de la caracterización experimental de la columna de platos, es conveniente hacer algunas observaciones de carácter operacional.

El objetivo fundamental en un proceso de destilación es lo --
grar la separación de los componentes de la mezcla que se introduce a la columna, el grado de separación que se consigue puede eva-

luarse y expresarse en términos del número de platos y de las eficiencias de los platos y de la columna. Evidentemente, para que la operación se desarrolle favorablemente, es indispensable manejar determinados flujos de ambas fases que aseguren una operación estable en la columna, evitando de esta forma que se presenten condiciones de inundación.

Por otra parte, puesto que los accesorios del plato y el sello líquido producen una resistencia al flujo de vapor, es importante estimar la caída de presión a distintas condiciones de operación. La caída de presión, además de ser un factor característico de cada columna, determina en gran parte la capacidad de evaporación que debe tener el rehervidor.

En relación a estas consideraciones generales, los propósitos u objetivos específicos de la caracterización experimental, son:

A) Evaluar las eficiencias individuales de los platos y de la columna de destilación a diferentes condiciones de operación.

B) Estimar las caídas de presión de la fase vapor a través de los platos y de la columna a diferentes condiciones de flujo de ambas fases.

C) Establecer un rango de flujos de las fases líquida y vapor que aseguren una operación estable en la columna de destilación.

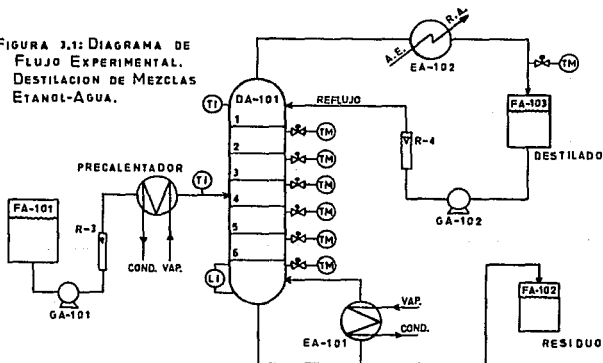
3.2 : METODOLOGIA EXPERIMENTAL Y RESULTADOS OBTENIDOS.

Experimentalmente se llevaron a cabo diversas pruebas de destilación, de caída de presión y de inundación.

A) PRUEBAS DE DESTILACION.

Las pruebas de destilación se realizaron empleando el sistema etanol-agua. Para el desarrollo de la experimentación se implementó un precalentador de horquilla de doble tubo de 50 pulg de longitud con diámetros de 1/4 pulg y 3/4 pulg Céd. 40; y se utilizaron: Un rotámetro de alimentación R-3, con un rango de flujo de 0-2000 ml/min (rotámetro Gilmont N°5), un rotámetro de reflujo R-4, con un rango de flujo de 0-1200 ml/min y un termómetro bimetálico de 0-100°C. En la figura 3.1 se muestra el diagrama de flujo de proceso para la verificación de estas pruebas, donde se puede observar la localización del precalentador cuya función era elevar la temperatura de la mezcla de alimentación antes de ingresar a la columna, El calentamiento se efectuó por medio de vapor de agua, proveniente-

FIGURA 3.1: DIAGRAMA DE FLUJO EXPERIMENTAL. DESTILACION DE MEZCLAS ETANOL-AGUA.



te de la caldera, que circulaba por el tubo exterior del intercambiador.

Es importante indicar que durante la caracterización experimental, la columna se operó solamente con 6 platos, como puede advertirse en la figura 3.1 (actualmente contiene 8), con la intención de lograr la estabilización de la operación en un tiempo menor del estimado. Aunque este cambio obviamente ocasionaba una menor concentración del destilado obtenido, se consideró que era apropiado para nuestros fines, ya que no se debe olvidar que los objetivos están orientados al estudio de las características particulares de la operación en la columna.

El equipo restante está descrito en la sección 2.3 del capítulo anterior.

Se efectuaron dos pruebas a diferentes condiciones de operación, a condiciones de reflujo total y a condiciones de flujos de alimentación, destilado y residuo. Estas pruebas se describen a continuación.

DESTILACION A CONDICIONES DE REFLUJO TOTAL.

El desarrollo experimental para establecer las condiciones de reflujo total se realizó de acuerdo al procedimiento general descrito en la sección 2.1 del capítulo anterior. Después de que se estabilizó la operación, se efectuaron los muestreos de la fase líquida en los bajantes de los 6 platos y en la línea de destilado,

en la figura 3.1 se indican las tomas de muestra correspondientes. Se realizaron otros muestreos en los mismos lugares después de 15 min manteniendo las mismas condiciones de reflujo total. Las muestras se tomaron en tubos de ensaye, el contenido de cada una fue de aproximadamente 40 ml de manera que los niveles de líquido en el tanque de acumulación y en la parte inferior de la columna, se conservaron prácticamente constantes. Las concentraciones de las muestras se determinaron utilizando un picnómetro. Finalmente se registró la temperatura del domo de la columna. Los datos de la operación a estas condiciones, fueron los siguientes:

Sistema líquido-vapor empleado : Solución de etanol-agua.

Temperatura de operación (temperatura en el domo de la columna) = 73°C.

Presión de operación (presión atmosférica) = 586 mm Hg.

Datos del procedimiento de muestreo:

Peso del picnómetro en base seca = 18.15 g.

Volumen del picnómetro = 25 ml.

Temperatura de las muestras durante el pesado = 25°C.

En la tabla 3.1 se muestran los resultados obtenidos.

DESTILACION A CONDICIONES DE FLUJOS EXTERNOS.

Para llevar a cabo la operación con flujos de alimentación, destilado y residuo, se eligieron previamente los flujos de alimentación a la columna y de recirculación en el domo de la misma, la composición de la mezcla de alimentación, la temperatura a la cual se introduciría la mezcla a la columna y el plato de alimentación.

TABLA 3.1 : RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA A CONDICIONES DE REFLUJO TOTAL.

MUESTRA	PRUEBA I	PRUEBA II
	PESO, g	PESO, g
Destilado	38.72	38.78
Plato 1	38.91	38.88
Plato 2	39.15	39.11
Plato 3	39.45	39.44
Plato 4	40.12	40.14
Plato 5	41.57	41.52
Plato 6	42.56	42.51

El desarrollo experimental se efectuó de acuerdo a los pasos descritos en el procedimiento general; en la verificación de los incisos 'h' e 'i' se ejecutó una manipulación adicional debido a la implementación del intercambiador de horquilla, y consistió en precalentar la mezcla de alimentación para introducirla a la columna a la temperatura deseada, con vapor de agua proveniente de la caldera. Los valores de flujo en los rotámetros R-3 y R-4 se determinaron de las curvas de calibración correspondientes, que se encuentran en el apéndice A.

Después de que se establecieron perfectamente las condiciones de operación en la columna, se registraron los datos de la operación (flujo de alimentación, flujo de recirculación, temperatura de alimentación, composición de la mezcla de alimentación, temperatura en el domo de la columna y plato de alimentación) y se efectuaron los muestreos de la fase líquida en cada uno de los bajantes de los 6 platos y en la línea de destilado. Se repitieron los muestreos en los mismos sitios después de 15 min manteniendo las -

mismas condiciones de operación. Posteriormente se analizaron las muestras tomadas en tubos de ensaye para determinar las concentraciones de etanol, empleando un picnómetro. Los datos de la operación a estas condiciones fueron los siguientes:

Sistema líquido-vapor : Solución de etanol-agua.
Temperatura de operación = 76°C. (Temperatura en el domo).
Presión de operación = 586 mm Hg.
Concentración de la mezcla de alimentación = 41% G.L.
Temperatura en el tanque FA-101 = 20°C.
Temperatura de alimentación = 78°C.
Flujo de alimentación = 800 ml/min.
Flujo de recirculación a la columna = 4.75 ml/seg.
Plato de alimentación : N° 4.
Datos del procedimiento de muestreo:
Peso del picnómetro en base seca = 18.15 g.
Volumen del picnómetro = 25 ml.
Temperatura de las muestras durante el pesado = 25°C.

En la tabla 3.2 se representan los resultados obtenidos a estas condiciones de operación.

B) PRUEBAS DE CAIDA DE PRESION.

Debido a que la caída de presión está determinada básicamente por las características de diseño de los accesorios sobre el plato y por los flujos de ambas fases, las pruebas de caída de presión a través de los platos y de la columna, se efectuaron empleando el sistema aire-agua ya que permite una relativa facilidad de manejo

TABLA 3.2 : RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA DE CONCENTPACION 41%G.L.

MUESTRA	PRUEBA III	PRUEBA IV
	PESO, g	PESO, g
Destilado	39.19	39.24
Plato 1	39.95	39.90
Plato 2	40.64	40.70
Plato 3	41.50	41.53
Plato 4	42.00	41.99
Plato 5	42.37	42.41
Plato 6	42.74	42.70

de los flujos respecto a otros sistemas.

En la figura 3.2 se muestra el montaje utilizado experimentalmente durante el desarrollo de estas pruebas.

En relación al diagrama de flujo de proceso de la columna presentado en la figura 2.11 del capítulo anterior, se puede observar que existe la instalación de algunas líneas e instrumentos adicionales. La instalación adicional corresponde al sistema de aire que se empleó para la caracterización experimental. La descripción del equipo principal se encuentra en la sección 2.3 del capítulo anterior; las especificaciones de las válvulas, accesorios e instrumentos correspondientes al sistema de aire representado en la figura 3.2, es la siguiente:

MD-1 , MD-2 : Manómetros diferenciales Dwyer de 16 pulg Hg cada uno.

T-4 : Termómetro bimetálico de 0-100°C.

P.O. : Placa de orificio concéntrica de ϕ 21/64 pulg de acero inoxidable.

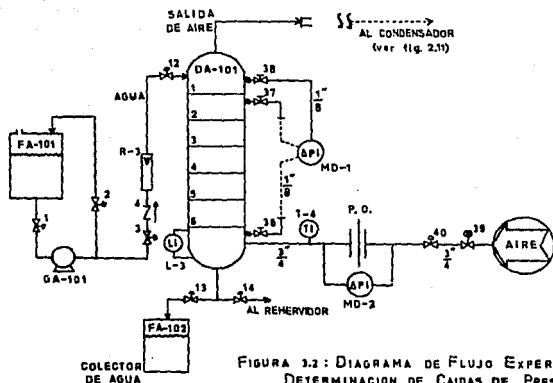


FIGURA 3.2: DIAGRAMA DE FLUJO EXPERIMENTAL.
DETERMINACION DE CAIDAS DE PRESION.

3 Válvulas de paso tipo laboratorio de 1/8 pulg : 36, 37 y 38.

1 Válvula reguladora de flujo de 3/4 pulg : 39.

1 Válvula de aguja de 3/4 pulg Céd. 40 : 40.

Tubería de cobre de 1/8 pulg.

Tubería de acero al carbón de 3/4 pulg Céd. 40.

Como se observa en la figura 3.2, la instalación del sistema de aire tiene la finalidad de determinar experimentalmente las caídas de presión de la fase gas a través del plato 1 y a través de toda la columna. En el Manual de Operación de la Columna (apéndice B), se incluye un método completo para evaluar experimentalmente las caídas de presión, con base en los diagramas de flujo de las figuras 2.11 y 3.2; sin embargo, es necesario describir a grandes -

rasgos el procedimiento experimental desarrollado durante la caracterización de la columna.

Se efectuaron 4 tipos diferentes de pruebas para estimar las caídas de presión a diferentes condiciones de flujo.

CAIDA DE PRESION DE UN PLATO SIN FLUJO DE AGUA.

En esta serie de pruebas se registró la caída de presión a través del plato superior de la columna (plato 1) a distintos flujos de aire. Obviamente, durante la verificación de estas pruebas no se alimentó agua a la columna; el procedimiento seguido fue el siguiente:

Manteniendo cerradas las válvulas 12, 13 y 14, se permitió el ingreso de aire procedente del compresor abriendo las válvulas 39 y 40. Para determinar la caída de presión del plato 1, se cerró completamente la válvula 36 y se mantuvieron abiertas las válvulas 37 y 38 acoplando las tomas de presión correspondientes al manómetro MD-1, como lo indica el Manual de Operación correspondiente; y posteriormente se estableció un determinado flujo de aire controlándolo y regulándolo con las válvulas 40 y 39 respectivamente. Cuando se alcanzaron las condiciones de operación estable se procedió al registro de las lecturas indicadas en los manómetros diferenciales MD-1 y MD-2, y en el termómetro bimetálico T-4. Cabe señalar que el flujo de aire se obtuvo de la curva de calibración de la placa de orificio mostrada en el apéndice A (Calibración de Instrumentos), empleando el valor numérico de la presión diferencial registrada en el manómetro MD-2.

El procedimiento anterior se repitió a distintos flujos de aire. Durante la realización de estas pruebas se varió el flujo de aire de 2.741 a 9.65 pie³/min evaluados a condiciones estándar, - la temperatura del aire fue de 20°C. En la tabla 3.3 se resumen - los resultados obtenidos.

TABLA 3.3 : RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CAIDA DE PRESION DEL PLATO 1 SIN FLUJO DE AGUA.

PRUEBA V

ΔP P.S., pulg H ₂ O	P.Dif. g, pulg H ₂ O	P.Dif. g* pulg Hg	Q, ** (pie ³ /min) _{STD}
0.20	5	0.369	2.741
0.28	10	0.738	3.897
0.38	15	1.107	4.770
0.54	20	1.476	5.500
0.66	25	1.845	6.200
0.80	30	2.214	6.750
0.98	35	2.583	7.300
1.08	40	2.952	7.900
1.18	45	3.321	8.300
1.32	50	3.690	8.800
1.40	55	4.059	9.200
1.52	60	4.428	9.650

* Datos obtenidos de la conversión: 1 pulg H₂O = 0.0738 pulg Hg.

** Datos obtenidos de la curva de calibración de la placa de orif.

CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA SIN FLUJO DE AGUA.

El procedimiento experimental para obtener los resultados correspondientes a estas condiciones, es muy similar al que se aplicó en las pruebas efectuadas de caída de presión de un plato sin flujo de agua; se siguieron los mismos pasos pero manteniendo ce -

rrada la válvula 37 y abierta la válvula 36, habiendo realizado -
previamente el cambio de la toma de alta presión del manómetro di-
ferencial MD-1 en las válvulas mencionadas.

Las caídas de presión a través de la columna se obtuvieron pa-
ra flujos de aire de 2.741 a 8.8 pie³/min evaluados a condiciones
estándar. La temperatura del aire se mantuvo en 20°C.

Este tipo de pruebas se realizaron 3 veces. En la tabla 3.4 -
se presentan los resultados correspondientes, y en la tabla 3.5 se
resumen estos mismos datos representando los promedios aritméticos
de los valores disponibles.

TABLA 3.4 : RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CAIDA DE PRESION DE LA
COLUMNA SIN FLUJO DE AGUA.

PRUEBA VI		PRUEBA VII		PRUEBA VIII	
$\Delta P_{C.S.},$ pulg H ₂ O	P.Dif. _g , pulg H ₂ O	$\Delta P_{C.S.},$ pulg H ₂ O	P.Dif. _g , pulg H ₂ O	$\Delta P_{C.S.},$ pulg H ₂ O	P.Dif. _g , pulg H ₂ O
1.1	5	1.6	10	1.1	5
1.6	10	3.4	20	1.7	10
2.2	15	5.2	30	2.3	15
3.1	20	6.8	40	3.2	20
4.0	25	7.8	50	4.0	25
4.9	30	—	—	5.0	30
5.9	35	—	—	5.9	35
6.6	40	—	—	6.4	40
7.2	45	—	—	7.0	45
7.9	50	—	—	7.8	50

TABLA 3.5 : PROMEDIO DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CAIDA DE PRESION DE LAS PRUEBAS VI, VII Y VIII.

$\Delta P_{C.S.}$, pulg H_2O	P.Dif. $_{\phi}$, pulg H_2O	P.Dif. $_{\phi}$, pulg Hg	Q , ** (pie ³ /min) _{STD}
1.10	5	0.369	2.741
1.63	10	0.738	3.897
2.25	15	1.107	4.770
3.23	20	1.476	5.500
4.00	25	1.845	6.200
5.03	30	2.214	6.750
5.90	35	2.583	7.300
6.60	40	2.952	7.900
7.10	45	3.321	8.300
7.83	50	3.690	8.800

* Datos obtenidos de la conversión: 1 pulg H_2O = 0.0738 pulg Hg.

** Datos obtenidos de la curva de calibración de la placa de orif.

CAIDA DE PRESION DE UN PLATO CON FLUJO DE AGUA.

En esta serie de pruebas se registraron los datos experimentales de caída de presión del plato superior a diferentes condiciones de flujo de aire y agua; la columna se operó a contracorriente introduciendo por la parte inferior el aire y por la parte superior el agua, como se puede advertir en el diagrama de flujo de la figura 3.2.

El procedimiento experimental que se aplicó para la realización de estas pruebas, de acuerdo al Manual de Operación de la Columna, fue el siguiente: Se preparó en el tanque de alimentación FA-101 una cantidad considerable de agua y se empezó a introducir a la columna controlando el flujo en un determinado valor por me -

dio de la válvula 3; cuando el nivel de la columna en su parte inferior alcanzó el 50 % de su altura, se abrió la válvula 13 lo suficiente para mantener fijo el nivel de líquido en la columna.

Con el objeto de evaluar las caídas de presión del plato 1 a distintas condiciones de flujo, se cerró completamente la válvula 36 y se ajustó la salida de la válvula 37 a la toma de alta presión del manómetro diferencial MD-1, y la toma de baja presión se acopló a la salida de la válvula 38. Posteriormente se suministró un flujo constante de aire a la columna abriendo las válvulas 39 y 40 a una cierta posición.

Cuando se alcanzaron las condiciones de operación estable, se llevó a cabo el registro de las lecturas de las presiones diferenciales indicadas en los manómetros MD-1 y MD-2, de la temperatura del aire indicada en el termómetro T-4, y del flujo de agua indicado en el rotámetro R-3. Con el fin de cubrir el mayor rango posible de flujo, la operación descrita se repitió para varios flujos de aire manteniendo constante el flujo de agua.

Este procedimiento se desarrolló íntegramente para distintos flujos de agua. Las pruebas se verificaron a las siguientes condiciones de flujo:

Flujo de agua, ml/min	Variación del flujo de aire, (pie ³ /min) _{STD}
560	De 3.897 a 9.65
1000	De 3.897 a 9.65
1450	De 3.897 a 9.65
1670	De 3.897 a 9.65

Los resultados de las caídas de presión del aire a través del

plato 1, se presentan en la tabla 3.6. La temperatura del aire se mantuvo en 20°C.

TABLA 3.6 : RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CAIDA DE PRESION DEL PLATO 1 CON FLUJO DE AGUA A CONTRACOPRIENTE.

FLUJO DE A GUA, ml/min	ΔP_p , pulg H ₂ O	P.Dif. _g , pulg H ₂ O	P.Dif. _g * pulg Hg	Q, (pie ³ /min) ^{STD}
PRUEBA IX				
560	2.0	10	0.738	3.897
	3.6	20	1.476	5.50
	5.2	30	2.214	6.75
	6.8	40	2.952	7.90
	8.4	50	3.690	8.80
	10.0	60	4.428	9.65
PRUEBA X				
1000	2.2	10	0.738	3.897
	3.8	20	1.476	5.50
	5.4	30	2.214	6.75
	7.0	40	2.952	7.90
	8.4	50	3.690	8.80
	10.0	60	4.428	9.65
PRUEBA XI				
1450	2.2	10	0.738	3.897
	4.0	20	1.476	5.50
	5.6	30	2.214	6.75
	7.0	40	2.952	7.90
	8.6	50	3.690	8.80
	10.2	60	4.428	9.65

(Continúa)

FLUJO DE A GUA, ml/min	ΔP_p , pulg H ₂ O	P.Dif. ϕ , pulg H ₂ O	P.Dif. ϕ , pulg Hg *	Q, ** (pie ³ /min) _{STD}
PRUEBA XII				
1670	2.2	10	0.738	3.897
	4.0	20	1.476	5.50
	5.6	30	2.214	6.75
	7.2	40	2.952	7.90
	8.6	50	3.690	8.80
	10.2	60	4.428	9.65

* Datos obtenidos de la conversi3n: 1 pulg H₂O = 0.0738 pulg Hg.

** Datos obtenidos de la curva de calibraci3n de la placa de orif.

CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA CON FLUJO DE AGUA.

En esta serie de pruebas se obtuvieron los datos de caida de presi3n del aire a trav3s de toda la columna operando a condiciones de flujos de agua y aire a contracorriente. El procedimiento experimental que se sigui3 para la realizaci3n de estas pruebas, es similar al que se emple3 para la estimaci3n de las caidas de presi3n de un plato con flujo de agua, descrito en el apartado anterior. La 3nica variante consisti3 en intercambiar la funci3n de las v3lvulas 36 y 37; es decir, se cerr3 completamente la v3lvula 37 y se abri3 la v3lvula 36 acoplando la salida de 3sta a la toma de alta presi3n del man3metro diferencial MD-1.

Durante la experimentaci3n, fue muy importante el control del nivel en la parte inferior de la columna por medio de la v3lvula 13, debido a que una ligera variaci3n en el nivel del lquido alteraba sensiblemente la presi3n est3tica en esa zona, provocando consecuentemente una lectura err3nea de la presi3n diferencial regis-

trada en el manómetro MD-1.

A estas condiciones las pruebas se desarrollaron completamente dos veces. Las condiciones de flujo a las que se efectuaron estas pruebas, fueron:

Flujo de agua, ml/min	Variación del flujo de aire, (pie ³ /min) _{STD}
560	De 1.211 a 6.20
1000	De 1.211 a 5.95
1450	De 1.211 a 6.20
1670	De 1.211 a 5.95

Los resultados de las caídas de presión a estas condiciones de flujo, se muestran en la tabla 3.7. La temperatura del aire permaneció constante en 20°C.

TABLA 3.7 : RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA CON FLUJO DE AGUA A CONTRACORRIENTE.

FLUJO DE A GUA, ml/min	P. Dif. d, pulg H ₂ O	ΔP_c , pulg H ₂ O	ΔP_c , pulg H ₂ O
PRUEBA XIII			
560	1.0	0.75	0.75
	5.0	6.0	6.2
	10.0	11.8	11.8
	13.0	15.2	15.0
	16.5	18.4	18.6
	19.5	21.8	21.6
	25.0	27.0	27.2
PRUEBA XIV			
1000	1.0	1.4	1.6
	4.0	5.8	5.6

(Continúa)

FLUJO DE A GUA, ml/min	P. Dif. ϕ , pulg H ₂ O	ΔP_C , pulg H ₂ O	ΔP_C , pulg H ₂ O
1000	8.0	10.4	10.4
	12.0	14.8	14.8
	15.0	17.8	18.0
	19.0	22.2	22.0
	23.0	26.2	26.2
PRUEBA XV			
1450	1.0	2.4	2.2
	4.0	6.4	6.4
	8.0	11.2	11.2
	13.0	16.8	16.6
	16.5	20.0	20.2
	20.0	24.0	24.0
	23.0	27.0	27.0
25.0	28.8	28.8	
PRUEBA XVI			
1670	1.0	2.6	2.4
	5.0	7.8	7.8
	8.0	11.4	11.4
	12.0	15.8	16.0
	18.0	22.0	22.2
	23.0	27.2	27.0

Los promedios aritméticos de los datos anteriores se representan en la tabla 3.8, donde se incluyen los valores de flujo de aire evaluados a condiciones estándar.

TABLA 3.8 : PROMEDIO DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CAIDA DE PRESION DE LAS PRUEBAS XIII, XIV, XV Y XVI.

FLUJO DE A GUA, ml/min	ΔP_C , pulg H ₂ O	P.Dif. _C , pulg H ₂ O	P.Dif. _{Hg} , pulg Hg	Q. (pie ³ /min) _{STD} **
560	0.75	1.0	0.0738	1.211
	6.1	5.0	0.3690	2.741
	11.8	10.0	0.7380	3.897
	15.1	13.0	0.9594	4.453
	18.5	16.5	1.2177	5.000
	21.7	19.5	1.4391	5.450
	27.1	25.0	1.8450	6.200
1000	1.5	1.0	0.0738	1.211
	5.7	4.0	0.2952	2.448
	10.4	8.0	0.5904	3.480
	14.8	12.0	0.8856	4.276
	17.9	15.0	1.1070	4.780
	22.1	19.0	1.4022	5.400
	26.2	23.0	1.6974	5.950
1450	2.3	1.0	0.0738	1.211
	6.4	4.0	0.2952	2.448
	11.2	8.0	0.5904	3.480
	16.7	13.0	0.9594	4.453
	20.1	16.5	1.2177	5.000
	24.0	20.0	1.4760	5.550
	27.0	23.0	1.6974	5.950
28.8	25.0	1.8450	6.200	
1670	2.5	1.0	0.0738	1.211
	7.8	5.0	0.3690	2.741
	11.4	8.0	0.5904	3.480
	15.9	12.0	0.8856	4.276
	22.1	18.0	1.3284	5.250
27.1	23.0	1.6974	5.950	

* Datos obtenidos de la conversión: 1 pulg H₂O = 0.0738 pulg Hg.

** Datos obtenidos de la curva de calibración de la placa de orif.

C) PRUEBAS DE INUNDACION.

Para establecer el rango de flujos de las fases líquida y vapor que puede manejar satisfactoriamente la columna de destilación sin que se manifiesten condiciones de inundación, se efectuaron una serie de ensayos experimentales con el objeto de definir el máximo flujo de vapor que ocasiona la inundación de la columna cuando ésta opera con un determinado flujo de líquido. Debido a que es necesario cuantificar con la mayor precisión posible los flujos de la fase vapor, se escogió el sistema agua-aire para la realización de estas pruebas, ya que es relativamente sencillo obtener el flujo de aire con la curva de calibración de la placa de orificio, o bien, con la ecuación de ajuste correspondiente. Las características de la placa de orificio se describieron con anterioridad. El montaje experimental empleado en el desarrollo de estas pruebas, se representa en la figura 3.3; se puede observar que básicamente es una simplificación del sistema de flujo experimental utilizado para la determinación de caídas de presión.

Puesto que los diagramas de flujo de las figuras 3.2 y 3.3 - presentan en esencia la misma estructura, el procedimiento experimental que se aplicó para la realización de las pruebas de inundación, tiene algunos aspectos semejantes al procedimiento empleado para la determinación de la caída de presión de la columna con flujo de agua, tales como la preparación de la operación, la alimentación y el control del flujo de agua a la columna, la forma de man-

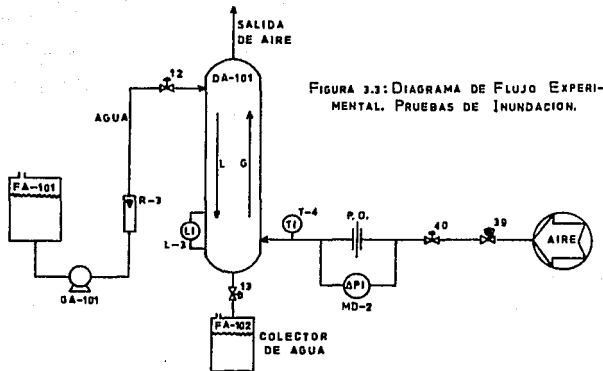


FIGURA 3.3: DIAGRAMA DE FLUJO EXPERIMENTAL. PRUEBAS DE INUNDACION.

tener constante el nivel de líquido en la parte inferior de la columna y la manera de introducir el aire procedente del compresor, a la columna.

Las pruebas de inundación se desarrollaron como a continuación se indica: Se introdujo un flujo de agua constante a la columna y en ésta se definió un nivel de líquido del 50 % en el indicador L-3, haciendo el control por medio de las válvulas 12 y 13; este nivel se conservó prácticamente fijo durante toda la operación. Se inició entonces, la alimentación de un flujo pequeño de aire y se mantuvieron estas condiciones durante 5 min para lograr la estabilidad de la operación. Se procedió a incrementar el flujo de aire lentamente a intervalos de 5 min hasta alcanzar las condiciones

de inundación que se manifestaron por un aumento rápido en el nivel de líquido en la parte inferior de la columna, y por el evidente arrastre de agua provocado por el flujo de aire. En el instante en que se presentaron las condiciones de inundación, se efectuaron los registros de las lecturas de presión diferencial indicada en el manómetro MD-2, de la temperatura de aire indicada en el termómetro T-4, y del flujo de agua indicado en el rotámetro R-3.

Este procedimiento se repitió para distintos flujos de agua efectuando entre las corridas el drenado total de la columna. En la práctica se realizaron las pruebas iniciando con flujos pequeños de agua que se fueron incrementando paulatinamente a medida que se avanzaba en la experimentación. Para cada flujo de agua se hicieron tres determinaciones experimentales.

En la práctica se manejaron flujos de agua de 180 a 2000 ml/min, y flujos de aire comprendidos entre los valores de 3.877 a 15.314 pie³/min evaluados a condiciones estándar. La temperatura del aire no varió y se mantuvo en 22°C.

Puesto que para estas pruebas se requieren flujos de aire relativamente altos, se utilizó mercurio como fluido manométrico en el indicador de presión diferencial MD-2. Los resultados experimentales obtenidos, se presentan en la tabla 3.9; y en la tabla 3.10 se muestran los promedios aritméticos de los valores de la presión diferencial correspondientes a cada flujo de agua, junto con los flujos de aire estimados a condiciones estándar.

TABLA 3.9 : RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LAS CONDICIONES DE INUNDACION EN LA COLUMNA DE PLATOS.

	PRUEBA XVII	PRUEBA XVIII	PRUEBA XIX
FLUJO DE \underline{A} GUA, ml/min	P.Dif. ϕ , pulg Hg	P.Dif. ϕ , pulg Hg	P.Dif. ϕ , pulg Hg
180	10.8	11.0	11.0
360	10.8	10.8	10.7
560	10.7	10.5	10.6
770	10.2	10.2	10.3
1000	8.6	8.5	8.5
1230	6.6	6.5	6.5
1450	4.6	4.7	4.7
1670	3.0	3.1	3.0
1890	1.4	1.4	1.4
2000	0.8	0.8	0.6

TABLA 3.10 : PROMEDIO DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES DE INUNDACION DE LAS PRUEBAS XVII, XVIII Y XIX.

FLUJO DE \underline{A} GUA, ml/min	P.Dif. ϕ , pulg Hg	Q_s^* (pie ³ /min) _{STD}
180	10.93	15.314
360	10.77	15.200
560	10.60	15.077
770	10.23	14.808
1000	8.53	13.503
1230	6.53	11.791
1450	4.67	9.946
1670	3.03	7.985
1890	1.40	5.396
2000	0.73	3.877

* Datos obtenidos a partir de la ecuación de calibración de la placa de orificio.

3.3 : TRATAMIENTO DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES.

Con el objeto de establecer y definir las características particulares del funcionamiento de la columna del laboratorio, en esta sección se realiza un tratamiento apropiado de los datos experimentales presentados anteriormente.

A) TRATAMIENTO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES DE DESTILACION.

El tratamiento de los datos de destilación está orientado a la evaluación de las eficiencias de la columna y de cada uno de los platos a diferentes condiciones de operación.

DESTILACION A CONDICIONES DE REFLUJO TOTAL.

Para estimar las eficiencias de la separación lograda a condiciones de reflujo total, se aplica el método gráfico de McCabe-Thiele. El procedimiento consiste en calcular las composiciones de la fase líquida en cada uno de los platos, y localizarlas en un diagrama 'x-y', para obtener posteriormente las composiciones correspondientes al equilibrio, y de esta manera evaluar las eficiencias de los platos y de la columna empleando las ecuaciones de Murphree.

Para calcular las composiciones de porcentaje en peso de etanol en las muestras tomadas, se hace referencia a la tabla 3-112 - pág. 3-84, Perry and Chilton, Chemical Engineer's Handbook 5ª Ed.; en la que se representa el % Peso de etanol en función de la densidad (ρ), a varias temperaturas. Los datos de equilibrio del sistema etanol-agua son tomados de la tabla C-2, apéndice C. Para la estimación de la eficiencia, se aplican las ecuaciones 1.8 y 1.9 de

finidas en la sección 1.3 del capítulo 1 (Ecuaciones de Murphree).

Composiciones de las muestras.

Composición del destilado:

De la tabla 3.1 de los resultados experimentales, el peso promedio de las muestras es 38.750 g y la densidad del destilado es

$$\rho_D = \frac{38.750 - 18.15}{25} = 0.8240 \text{ g/ml.}$$

A 25°C, de la tabla 3-112, % PESO	p
pág 3-84, Perry and Chilton;	
86	0.82405
87	0.82148

La interpolación entre estos valores indica;

$$0.8240 \text{ g/ml} = 86.019 \text{ \% Peso.}$$

Base: 100 g de solución, entonces;

$$\frac{86.019 \text{ g Etanol}}{46.07 \text{ g/mol}} + \frac{13.981 \text{ g Agua}}{18.02 \text{ g/mol}} =$$

$$1.8671 \text{ mol Etanol} + 0.7759 \text{ mol Agua} = 2.6430 \text{ mol Soln.}$$

$$\% \text{ Mol} = \frac{1.8671}{2.6430} \times 100 = 70.643 \text{ \%}.$$

Análogamente se calculan las composiciones de las demás muestras de la tabla 3.1, que corresponden a las composiciones de los platos 1 a 6. En la tabla 3.11 se resumen los valores que se obtienen.

TABLA 3.11 : COMPOSICIONES DE LA FASE LIQUIDA OBTENIDAS EN LA DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA, A REFLUJO TOTAL.

MUESTRA	PESO PRO MEDIO, g	ρ , g/ml	% PESO	% MOL
Destilado	38.750	0.8240	86.019	70.643
Plato 1	38.895	0.8298	83.733	66.815
Plato 2	39.130	0.8392	79.964	60.953
Plato 3	39.445	0.8518	74.810	53.738
Plato 4	40.130	0.8792	63.332	40.320
Plato 5	41.545	0.9358	37.880	19.258
Plato 6	42.535	0.9754	13.511	5.759

Composiciones en el diagrama de McCabe-Thiele.

En la figura 3.4 se representa la curva de equilibrio del sistema etanol-agua a 586 mm Hg (presión de operación). En este diagrama las composiciones 'x' e 'y' están expresadas en fracción mol

Debido a que a las condiciones de reflujo total, las líneas de operación de las zonas de enriquecimiento y agotamiento coinciden con la diagonal, sobre ésta se han localizado las composiciones de la fase líquida presentadas en la última columna de la tabla 3.11. A partir de este diagrama, se han determinado también las composiciones de las fases vapor y líquido en equilibrio, correspondientes a aquellas composiciones localizadas sobre la diagonal. En la tabla 3.12 se muestran los datos de las composiciones expresadas en fracción mol para la operación de destilación a condiciones de reflujo total.

FIGURA 3.4 : DIAGRAMA DE MCCABE-THIELE. OPERACION A CONDICIONES DE REFLUJO TOTAL.

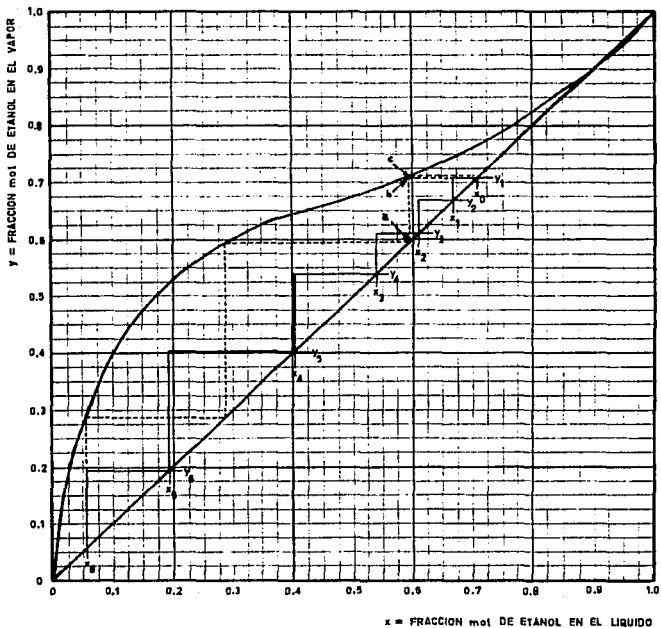


TABLA 3.12 : COMPOSICIONES REALES Y EN EQUILIBRIO DE AMBAS FASES A CONDICIONES DE REFLUJO TOTAL.

	x	y	x*	y*
Destilado	0.70643	0.70643	—	—
Plato 1	0.66815	0.70643	0.5675	0.7575
Plato 2	0.60953	0.66815	0.4775	0.7275
Plato 3	0.53738	0.60953	0.3325	0.6925
Plato 4	0.40320	0.53738	0.2150	0.6400
Plato 5	0.19258	0.40320	0.1025	0.5150
Plato 6	0.05759	0.19258	0.0300	0.2750
Residuo	0.05759	0.05759	—	—

Número de etapas teóricas.

El número de etapas teóricas se determina aplicando el método gráfico de McCabe-Thiele, que consiste en trazar alternativamente líneas verticales y horizontales de las rectas de operación a la curva de equilibrio. El límite inferior es la composición del residuo, $x_W = 0.05759$, y el límite superior es la composición del destilado, $x_D = 0.70643$.

Cada etapa teórica supone que la separación de los componentes se realiza con una eficiencia al 100 %. En la figura 3.4 se observa que se requieren aproximadamente tres etapas teóricas para lograr el grado de separación previsto (cada escalón representa una etapa teórica); el cálculo, de acuerdo a la figura, es el siguiente:

$$N.E.T._{R.T.} = 2 + \frac{\text{línea } \overline{ab}}{\text{línea } \overline{ac}}$$

donde $N.E.T._{R.T.}$ es el número de etapas teóricas a condiciones de

reflujo total, entonces:

$$N.E.T.R.T. = 2 + \frac{2.5}{2.6} = 2.962$$

Eficiencia global de la columna.

La eficiencia global de la columna es la relación existente entre el número de platos teóricos y el número de platos reales.

Es importante hacer notar que en este proceso específico de destilación experimental, el número de platos teóricos es igual al número de etapas teóricas, ya que como se puede advertir en los diagramas de flujo de las figuras 2.11 y 3.1, en el rehedidor no se lleva a cabo ninguna separación de componentes debido a que solamente se evapora el líquido para recircularse a la columna en forma de vapor, con la misma concentración.

Puesto que la columna cuenta con 6 platos, su eficiencia es:

$$E_{C.R.T.} = \frac{N.E.T.R.T.}{6}$$

donde $E_{C.R.T.}$ es la eficiencia de la columna a condiciones de reflujo total, entonces:

$$E_{C.R.T.} = \frac{2.962}{6} \times 100 = 49.367 \%$$

Eficiencias individuales de los platos.

La separación de los componentes que se logra en cada uno de los platos de la columna puede representarse adecuadamente por me-

dio de las eficiencias correspondientes. Idealmente la eficiencia de cada plato debe ser igual a la eficiencia de la columna (49.367 %), sin embargo existen variaciones de eficiencia de un plato a otro debido a la influencia de diversos factores; por tal motivo es necesario estimar las eficiencias individuales de los platos. Para un mismo plato, se puede evaluar la eficiencia en función de la fase vapor y de la fase líquida, sus valores numéricos no son congruentes ya que dependen de la curva de equilibrio.

Empleando los datos presentados en la tabla 3.12 y aplicando las ecuaciones de eficiencia de Murphree que a continuación se transcriben,

$$E_L = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*} ; \quad E_G = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

las eficiencias de los platos son las siguientes:

- Eficiencia del plato 1:

$$E_{L1} = \frac{0.70643 - 0.66815}{0.70643 - 0.5675} = 27.553 \%$$

$$E_{G1} = \frac{0.70643 - 0.66815}{0.7575 - 0.66815} = 42.843 \%$$

- Eficiencia del plato 2:

$$E_{L2} = \frac{0.66815 - 0.60953}{0.66815 - 0.4775} = 30.747 \%$$

$$E_{G2} = \frac{0.66815 - 0.60953}{0.7275 - 0.60953} = 49.690 \%$$

- Eficiencia del plato 3:

$$E_{L_3} = \frac{0.60953 - 0.53738}{0.60953 - 0.3325} = 26.044 \%$$

$$E_{G_3} = \frac{0.60953 - 0.53738}{0.6925 - 0.53738} = 46.512 \%$$

- Eficiencia del plato 4:

$$E_{L_4} = \frac{0.53738 - 0.40320}{0.53738 - 0.2150} = 41.622 \%$$

$$E_{G_4} = \frac{0.53738 - 0.40320}{0.6400 - 0.40320} = 56.664 \%$$

- Eficiencia del plato 5:

$$E_{L_5} = \frac{0.40320 - 0.19258}{0.40320 - 0.1025} = 70.043 \%$$

$$E_{G_5} = \frac{0.40320 - 0.19258}{0.5150 - 0.19258} = 65.325 \%$$

- Eficiencia del plato 6:

$$E_{L_6} = \frac{0.19258 - 0.05759}{0.19258 - 0.0300} = 83.030 \%$$

$$E_{G_6} = \frac{0.19258 - 0.05759}{0.2750 - 0.05759} = 62.090 \%$$

Las eficiencias estimadas en base a la fase líquida son más -
objetivas que las eficiencias en base a la fase vapor, puesto que -
sólo se determinaron experimentalmente las concentraciones -

del líquido de los platos. En la tabla 3.13 se resumen los valores de las eficiencias calculados anteriormente.

TABLA 3.13 : EFICIENCIAS DE LOS PLATOS EN LA DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA A CONDICIONES DE REFLUJO TOTAL.

PLATO	$E_{L_{RT}}, \%$	$E_{G_{RT}}, \%$
1	27.553	42.843
2	30.747	49.690
3	26.044	46.512
4	41.622	56.664
5	70.043	65.325
6	83.030	62.090

El subíndice RT indica condiciones de reflujo total.

DESTILACION A CONDICIONES DE FLUJOS EXTERNOS.

El tratamiento de los resultados experimentales obtenidos en la operación de destilación a condiciones de flujos de alimentación, destilado y residuo, también se dirige a la evaluación de las eficiencias de la columna y de los platos. Con este fin, se aplica nuevamente el método de McCabe-Thiele y se desarrollan los aspectos más importantes del método gráfico de Ponchon-Savarit, con el objeto de comparar los resultados obtenidos por ambos métodos.

En el método gráfico de McCabe-Thiele se trazan en un diagrama de composiciones de equilibrio 'x-y', las líneas de operación de las zonas de enriquecimiento y de agotamiento, y se localizan sobre éstas las composiciones de la fase líquida obtenidas experi-

mentalmente para calcular posteriormente las eficiencias de los platos, como se hizo en el apartado anterior.

En el método gráfico de Ponchon-Savarit, que es más preciso - por considerar la variación de los flujos de las fases líquida y vapor en el interior de la columna, se emplea un diagrama de entalpía-composición en el cual se localizan las composiciones de la fase líquida sobre la línea de líquido saturado y las de la fase gaseosa en la línea de vapor saturado; estas composiciones se relacionan entre sí por medio de trazos de líneas rectas, que son llamadas líneas de unión. Los valores de composición localizados en el diagrama son básicos para determinar las composiciones correspondientes al equilibrio.

Las composiciones y las eficiencias de los platos, se obtienen aplicando el mismo procedimiento que se utilizó anteriormente. De los datos de la operación a estas condiciones, y de los resultados expuestos en la tabla 3.2, se tienen los siguientes cálculos:

Composiciones de las muestras.

- Composición de la alimentación:

A 20°C, de la tabla 3-112, pág. 3-84, Perry and Chilton;

$$\rho_{\text{Agua}} = 0.99823 \text{ g/ml}$$

$$\rho_{\text{Etanol}} = 0.78934 \text{ g/ml}$$

Base: 100 ml de solución, entonces;

$$41 \text{ ml}(0.78934 \text{ g/ml}) + 59 \text{ ml}(0.99823 \text{ g/ml}) =$$

$$32.36294 \text{ g Etanol} + 58.89557 \text{ g Agua} = 91.25851 \text{ g Soln.}$$

$$\% \text{ Peso} = \frac{32.36294}{91.25851} \times 100 = 35.463 \%$$

$$\frac{32.36294 \text{ g Etanol}}{46.07 \text{ g/mol}} + \frac{58.89557 \text{ g Agua}}{18.02 \text{ g/mol}} =$$

$$0.7025 \text{ mol Etanol} + 3.2683 \text{ mol Agua} = 3.9708 \text{ mol Soln.}$$

$$\% \text{ Mol} = \frac{0.7025}{3.9708} \times 100 = 17.692 \%$$

- Composición del destilado:

De la tabla 3.2, el peso promedio de las muestras es 39.215 g; entonces la densidad del destilado es

$$\rho_D = \frac{39.215 - 18.15}{25} = 0.8426 \text{ g/ml.}$$

A 25°C, de la tabla 3-112; % PESO	p
78	0.84403
79	0.84158

la interpolación entre estos datos indica;

$$0.8426 \text{ g/ml} \Rightarrow 78.584 \% \text{ Peso.}$$

Base: 100 g de solución, entonces;

$$\frac{78.584 \text{ g Etanol}}{46.07 \text{ g/mol}} + \frac{21.416 \text{ g Agua}}{18.02 \text{ g/mol}} =$$

$$1.7058 \text{ mol Etanol} + 1.1884 \text{ mol Agua} = 2.8942 \text{ mol Soln.}$$

$$\% \text{ Mol} = \frac{1.7058}{2.8942} \times 100 = 58.938 \%$$

El cálculo de las composiciones para cada uno de los seis platos, se realiza de la misma forma. En la tabla 3.14 se resumen los valores obtenidos.

TABLA 3.14 : COMPOSICIONES DE LA FASE LIQUIDA OBTENIDAS EN LA DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA, A 17.692 % MOL.

MUESTRA	PESO PROMEDIO, g	ρ , g/ml	% PESO	% MOL
Destilado	39.215	0.8426	78.584	58.938
Plato 1	39.925	0.8710	66.806	44.046
Plato 2	40.670	0.9008	53.996	31.464
Plato 3	41.515	0.9346	38.473	19.652
Plato 4	41.995	0.9538	28.178	13.303
Plato 5	42.390	0.9696	17.734	7.775
Plato 6	42.720	0.9828	8.431	3.476

Balace de materia en la columna.

Para conocer los flujos molares del destilado, del residuo y de la fracción recirculada al domo de la columna durante la operación, es necesario efectuar un balance de materia general en la columna; este es:

$$F = D + W \quad ; \quad \text{de donde } D = F - W \quad (3.1)$$

el balance de materia para el componente más volátil (etanol), es

$$Fz_F = Dx_D + Wx_W \quad (3.2)$$

substituyendo la ecuación (3.1) en la ecuación (3.2), y haciendo los ajustes apropiados, se obtiene

$$W = \frac{F(x_D - z_F)}{x_D - x_W} \quad (3.3)$$

donde $z_F = 0.17692$, $x_D = 0.58938$ y $x_W = 0.03476$. F es el flujo molar de alimentación.

- Flujo molar de alimentación F :

De los datos experimentales, el flujo volumétrico de la alimentación es 800 ml/min. Anteriormente se determinó que en 100 ml existen 91.25851 g Soln., por lo tanto el flujo másico es:

$$\frac{800 \text{ ml/min}(91.25851 \text{ g})}{100 \text{ ml}} = 730.068 \text{ g/min.}$$

El peso molecular promedio de la mezcla de alimentación es:

$$\overline{PM}_F = 0.17692(46.07) + 0.82308(18.02) = 22.983 \text{ g/mol}$$

y el flujo molar de la alimentación es:

$$F = \frac{730.068 \text{ g/min}}{22.983 \text{ g/mol}} = 31.766 \text{ mol/min.}$$

- Flujo molar al domo de la columna, reflujo L :

Es necesario conocer el flujo molar de la porción de destilado que se recircula al domo de la columna, este flujo conocido comúnmente como reflujo, se emplea para determinar algunos parámetros importantes.

De los datos de la operación, el caudal volumétrico en la línea de reflujo es 4.75 ml/s. Evaluando la densidad a la máxima temperatura reportada en la tabla 3-112, pág. 3-84, Perry/Chilton¹⁸; para 78.584 % Peso:

% PESO	ρ
78	0.83074
79	0.82827

la interpolación entre estos valores indica que la densidad es de 0.8293 g/ml; entonces el flujo másico es,

$$4.75 \text{ ml/s}(0.8293 \text{ g/ml})(60 \text{ s/min}) = 236.350 \text{ g/min.}$$

El peso molecular promedio correspondiente es:

$$\overline{PM}_L = 0.58938(46.07) + 0.41062(18.02) = 34.552 \text{ g/mol}$$

y el flujo molar de retorno a la columna es:

$$L = \frac{236.350 \text{ g/min}}{34.552 \text{ g/mol}} = 6.840 \text{ mol/min.}$$

- Flujo molar del residuo W:

Substituyendo el valor numérico de las composiciones molares y del flujo de alimentación en la ecuación (3.3), se obtiene:

$$W = \frac{31.766(0.58938 - 0.17692)}{0.58938 - 0.03476} = 23.624 \text{ mol/min.}$$

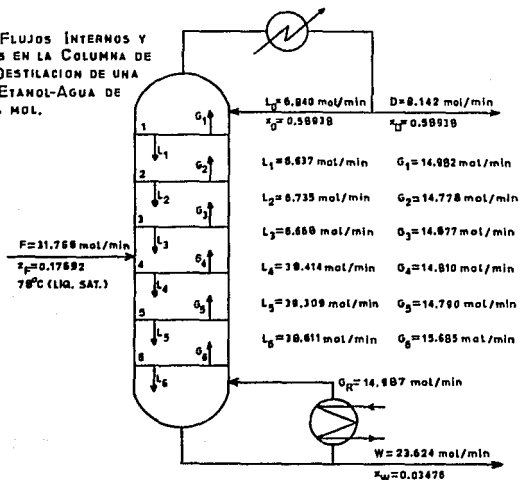
- Flujo molar del destilado D:

Substituyendo el valor de los flujos molares de la alimentación y del residuo en la ecuación (3.1), se obtiene:

$$D = 31.766 - 23.624 = 8.142 \text{ mol/min.}$$

En la figura 3.5 se representan los flujos y las composiciones estimadas anteriormente, aparte de los flujos internos cuyo cálculo se presenta posteriormente.

FIGURA 3.5: FLUJOS INTERNOS Y EXTERNOS EN LA COLUMNA DE PLATOS. DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA DE 17.892 % MOL.



Para evaluar las eficiencias de los platos y de la columna, se aplicarán por separado los dos métodos gráficos.

Líneas de operación en el diagrama de McCabe-Thiele.

Las líneas de operación trazadas en un diagrama de composición 'x-y' son totalmente rectas, ya que el método considera constantes los flujos internos de ambas fases en la columna.

La línea de operación en la zona de enriquecimiento tiene una pendiente igual a $R/(R + 1)$ y una ordenada al origen de $x_D/(R + 1)$

siendo R la razón de reflujo que se define como la relación del reflujo L, al flujo molar del destilado D. Esta línea de operación interseca a la diagonal en el punto $x_D = 0.58938$.

Los cálculos correspondientes son:

$$R = \frac{L}{D} = \frac{6.840}{8.142} = 0.8401$$

la pendiente es $\frac{R}{R + 1} = \frac{0.8401}{0.8401 + 1} = 0.4566$

y la ordenada al origen $\frac{x_D}{R + 1} = \frac{0.58938}{0.8401 + 1} = 0.3203$

La línea de alimentación (denotada comúnmente como línea q), que parte del punto $z_F = 0.17692$ localizado sobre la diagonal, es totalmente vertical ya que la mezcla de alimentación se introduce esencialmente como líquido saturado debido a que la temperatura de alimentación es de 78°C correspondiente a la temperatura de saturación (ver figura C-1, apéndice C).

Por otra parte, la línea de operación en la zona de agotamiento se obtiene uniendo la intersección de las líneas de alimentación y de operación de la zona de enriquecimiento con el punto $x_W = 0.03476$ situado sobre la diagonal.

La pendiente de la línea de operación en la zona de agotamiento tiene un valor igual a $\bar{L}/(\bar{L} - W)$, donde \bar{L} es el flujo de la fase líquida correspondiente a esta zona de operación. Puesto que la alimentación es un líquido a su temperatura de ebullición,

$\bar{L} = L + F$. Substituyendo los valores numéricos de los flujos correspondientes,

$$\bar{L} = 6.840 + 31.766 = 38.606 \text{ mol/min}$$

y el valor de la pendiente es,

$$\frac{\bar{L}}{\bar{L} - W} = \frac{38.606}{38.606 - 23.624} = 2.5768$$

En la figura 3.6 (diagrama 'x-y' de las composiciones en equilibrio) se muestran los trazos de la línea de alimentación y de las líneas de operación de la columna, correspondientes a la destilación de una mezcla etanol-agua de composición 17.692 % mol, a una presión de 586 mm Hg.

Composiciones de las fases en el diagrama de McCabe-Thiele.

Las composiciones de la fase líquida obtenidas experimentalmente, se localizan sobre las líneas de operación de la columna como puede observarse en el diagrama de la figura 3.6. Las composiciones en equilibrio correspondientes, se determinan en el mismo diagrama prolongando horizontal y verticalmente, hasta la curva de equilibrio, las líneas que forman los escalones sobre las líneas de operación.

De la figura 3.6 se obtienen los datos presentados en la tabla 3.15.

FIGURA 3.6 : DIAGRAMA DE MCCABE-THIELE. DESTILACION DE
UNA MEZCLA ETANOL-AGUA DE 17.692 % MOL.

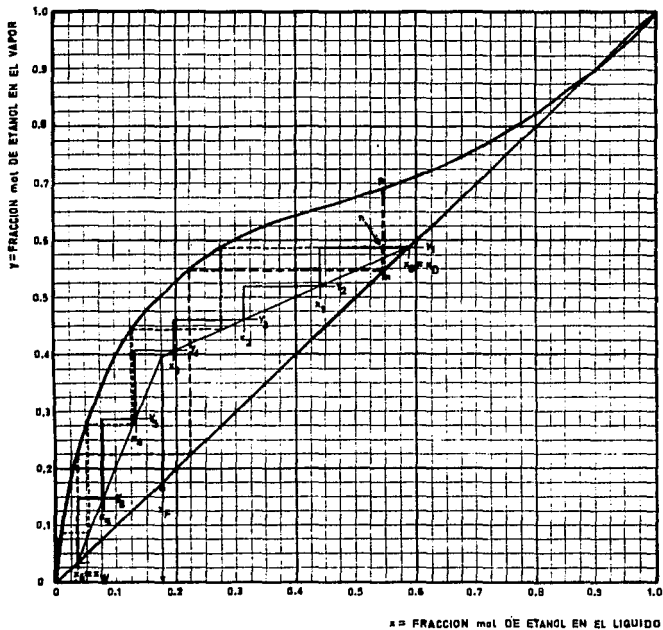


TABLA 3.15 : COMPOSICIONES REALES Y EN EQUILIBRIO OBTENIDAS DEL DIAGRAMA DE MCCABE-THIELE EN LA DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA DE COMPOSICION 17.692 % MOL.

	x	y	x*	y*
Destilado	0.58938	0.58938	—	—
Plato 1	0.44046	0.58938	0.2925	0.6550
Plato 2	0.31464	0.52138	0.1900	0.6075
Plato 3	0.19652	0.46393	0.1425	0.5250
Plato 4	0.13303	0.41000	0.1075	0.4525
Plato 5	0.07775	0.28798	0.0525	0.3475
Plato 6	0.03476	0.14554	0.0175	0.2275
Residuo	0.03476	0.03476	—	—

Con el propósito de tener una mayor precisión, los datos de 'y' expuestos en la tercer columna de la tabla anterior, se obtuvieron de las ecuaciones de las pendientes de las rectas, utilizando como referencia los puntos (x_0, y_1) y (x_6, y_R) en las zonas de enriquecimiento y de agotamiento respectivamente. Los valores numéricos de la abscisa y ordenada en cada uno de éstos puntos son iguales entre sí, e iguales a 0.58938 y 0.03476.

Método gráfico de Ponchon-Savarit.

Para estimar con mayor exactitud la eficiencia de la columna y de los platos, se aplica a continuación el método de Ponchon-Savarit, el cual considera la variación de los calores molares, latentes y sensibles de la mezcla, con la composición.

El cálculo gráfico se realiza en un diagrama en el que se representan las entalpías de mezclas de vapor saturado y las entalpías de mezcla de líquido saturado en función de la composición.

Las composiciones de vapor y líquido en equilibrio se relacionan entre sí mediante las líneas de unión o isoterms de equilibrio. En el diagrama superior de la figura 3.7 se muestra la gráfica de entalpía-composición para el sistema etanol-agua a una presión de 586 mm Hg. Los datos para la construcción del diagrama se tomaron de la tabla C-3, apéndice C. En la misma figura 3.7 se ha incluido en la parte inferior, el diagrama de composiciones 'x-y'.

Número de etapas teóricas.

De acuerdo al método gráfico de Ponchon-Savarit, el número de etapas teóricas corresponde al número de líneas de unión o isoterms de equilibrio. Para determinar este número, primero se localizan los puntos Δ_D y Δ_W (puntos de construcción) en el diagrama de entalpía-composición y posteriormente se efectúan los trazos indicados en la figura 3.7, donde las líneas punteadas representan las isoterms de equilibrio.

El punto Δ_D tiene las coordenadas (x_D , Q'), donde $x_D = 0.58938$ y Q' es la cantidad de calor extraído en la zona de enfriamiento, cuyo valor resulta de la ecuación (3.4) obtenida de los balances de materia y energía en la zona de rectificación.

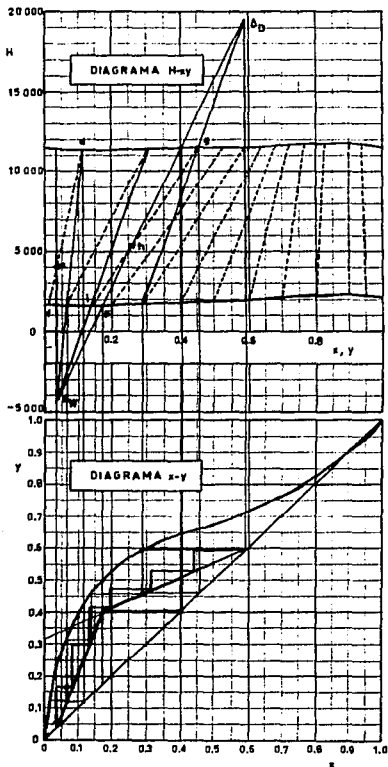
$$R = \frac{Q' - H_{G1}}{H_{G1} - H_{L0}} \quad (3.4)$$

Efectuando los despejes correspondientes;

$$Q' = R(H_{G1} - H_{L0}) + H_{G1}$$

y substituyendo los valores numéricos $R = 0.8401$, $H_{G1} = 11544.69$

FIGURA 3.7 : DIAGRAMAS 'H-xy' e 'x-y'. ESTIMACION DE LA EFICIENCIA DE LA COLUMNA.



cal/mol , $H_{L0} = 1989.38$ cal/mol ; donde los valores de entalpfa de vapor saturado H_G , y lfquido saturado H_L , se obtuvieron de la interpolación de los datos de equilibrio presentados en la tabla C-3 apéndice C.

$$Q' = 0.8401(11544.69 - 1989.38) + 11544.69$$

$$Q' = 19572.106 \text{ cal/mol.}$$

El punto Δ_W se encuentra prolongando la recta $\overline{\Delta_D F}$ hasta el valor de $x_W = 0.03476$. El punto F se localiza sobre la curva de lfquido saturado a una composición $z_F = 0.17692$.

Se observa en la figura 3.7 que el número de etapas teóricas es:

$$\text{N.E.T.} = 3 + \frac{\text{línea } \overline{de}}{\text{línea } \overline{df}}$$

$$\text{N.E.T.} = 3 + \frac{3.5}{4.9} = 3.714$$

Eficiencia global de la columna.

La eficiencia global para la columna de 6 platos es:

$$E_C = \frac{\text{N.P.T.}}{6}$$

donde N.P.T. es el número de platos teóricos, que en este caso es igual al número de etapas teóricas (N.E.T.). Entonces la eficiencia es:

$$E_C = \frac{3.714}{6} \times 100 = 61.90 \%$$

Plato de alimentación.

Aunque el cálculo del plato de alimentación no tiene un significado importante puesto que considera que la eficiencia de la separación es la misma en cada plato e igual a la eficiencia de la columna, es conveniente realizar su estimación solo para fines comparativos. De la figura 3.7:

$$\begin{aligned}\text{Plato teórico de alimentación} &= 1 + \frac{\text{línea } \overline{gh}}{\text{línea } \overline{gi}} \\ &= 1 + \frac{3.25}{5.85} = 1.556\end{aligned}$$

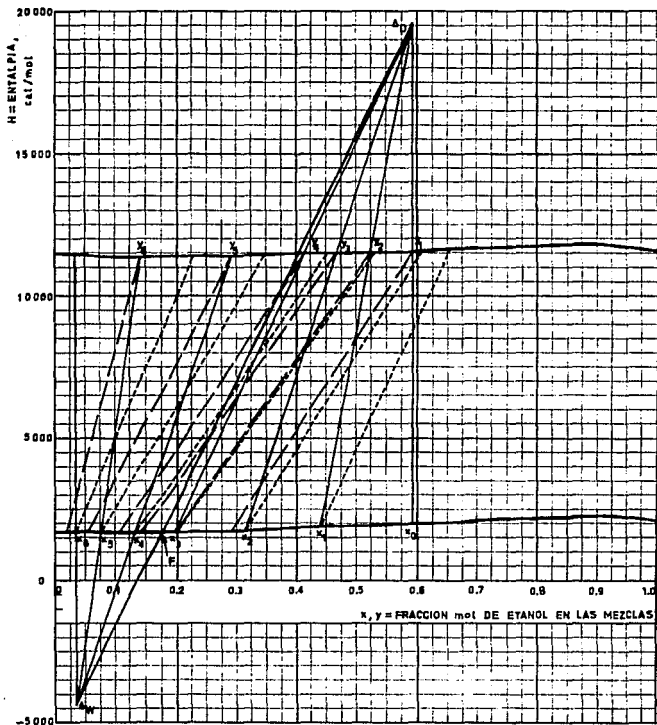
Para una eficiencia uniforme de 61.90 % , $1.556/0.6190 = 2.5$ y entonces el plato de alimentación es el N° 3.

Composiciones de las fases en el diagrama de Ponchon-Savarit.

Para determinar las composiciones de la fase vapor y de ambas fases en equilibrio, se localizan en el diagrama de entalpía-composición, las concentraciones obtenidas experimentalmente de la fase líquida sobre la curva de saturación correspondiente, y se trazan líneas rectas a los puntos Δ_D y Δ_W de acuerdo a la zona de operación que se considere. Las composiciones de la fase vapor se leen de la curva superior de saturación. En el diagrama mostrado en la figura 3.8 se pueden observar los trazos de línea gruesa referidos anteriormente.

Por otra parte, las composiciones de vapor y líquido en equilibrio, se obtienen trazando isoterms a partir de los valores de composición previamente determinados. En el diagrama de la figura

FIGURA 3.8 : DIAGRAMA DE PONCHON-SAVARIT. DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA DE 17.692 % MOL.



3.8 los trazos discontinuos se emplean para obtener las composiciones en equilibrio de la fase líquida, y las líneas punteadas para determinar las composiciones en equilibrio de la fase vapor. Los datos obtenidos se presentan en la tabla 3.16.

TABLA 3.16 : COMPOSICIONES REALES Y EN EQUILIBRIO OBTENIDAS DEL DIAGRAMA DE PONCHON-SAVARIT EN LA DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA DE COMPOSICION 17.692 % MOL.

	x	y	x*	y*
Destilado	0.58938	0.58938	—	—
Plato 1	0.44046	0.58938	0.2925	0.6550
Plato 2	0.31464	0.52250	0.1950	0.6075
Plato 3	0.19652	0.46500	0.1425	0.5250
Plato 4	0.13303	0.41250	0.1075	0.4525
Plato 5	0.07775	0.29000	0.0550	0.3475
Plato 6	0.03476	0.14250	0.0200	0.2275
Residuo	0.03476	0.03476	—	—

Una comparación rápida de estos datos con los presentados en la tabla 3.15, muestra una diferencia de valores muy pequeña.

Eficiencias individuales de los platos.

Debido a que la eficiencia de cada una de las etapas de separación varía con las condiciones de operación, es importante evaluar las eficiencias de los platos a las condiciones de flujo externo ya definidas.

Aplicando las ecuaciones de eficiencia de Murphree, a continuación se realiza la estimación de las eficiencias empleando los datos de las tablas 3.15 y 3.16, con el fin de establecer las diferencias de los dos métodos de cálculo.

Para los datos de la tabla 3.15 (Método de McCabe-Thiele):

- Eficiencia del plato 1:

$$E_{L_1} = \frac{0.58938 - 0.44046}{0.58938 - 0.2925} = 50.162 \%$$

$$E_{G_1} = \frac{0.58938 - 0.52138}{0.6550 - 0.52138} = 50.890 \%$$

- Eficiencia del plato 2:

$$E_{L_2} = \frac{0.44046 - 0.31464}{0.44046 - 0.1900} = 50.236 \%$$

$$E_{G_2} = \frac{0.52138 - 0.46393}{0.6075 - 0.46393} = 40.015 \%$$

- Eficiencia del plato 3:

$$E_{L_3} = \frac{0.31464 - 0.19652}{0.31464 - 0.1425} = 68.618 \%$$

$$E_{G_3} = \frac{0.46393 - 0.41000}{0.5250 - 0.41000} = 46.896 \%$$

- Eficiencia del plato 4:

$$E_{L_4} = \frac{0.19652 - 0.13303}{0.19652 - 0.1075} = 71.321 \%$$

$$E_{G_4} = \frac{0.41000 - 0.28798}{0.4525 - 0.28798} = 74.167 \%$$

- Eficiencia del plato 5:

$$E_{L5} = \frac{0.13303 - 0.07775}{0.13303 - 0.0525} = 68.645 \%$$

$$E_{G5} = \frac{0.28798 - 0.14554}{0.3475 - 0.14554} = 70.529 \%$$

- Eficiencia del plato 6:

$$E_{L6} = \frac{0.07775 - 0.03476}{0.07775 - 0.0175} = 71.353 \%$$

$$E_{G6} = \frac{0.14554 - 0.03476}{0.2275 - 0.03476} = 57.476 \%$$

Para los datos de la tabla 3.16 (Método de Ponchon-Savarit):

- Eficiencia del plato 1:

$$E_{L1} = \frac{0.58938 - 0.44046}{0.58938 - 0.2925} = 50.162 \%$$

$$E_{G1} = \frac{0.58938 - 0.52250}{0.6550 - 0.52250} = 50.475 \%$$

- Eficiencia del plato 2:

$$E_{L2} = \frac{0.44046 - 0.31464}{0.44046 - 0.1950} = 51.259 \%$$

$$E_{G2} = \frac{0.52250 - 0.46500}{0.6075 - 0.46500} = 40.351 \%$$

- Eficiencia del plato 3:

$$E_{L_3} = \frac{0.31464 - 0.19652}{0.31464 - 0.1425} = 68.618 \%$$

$$E_{G_3} = \frac{0.46500 - 0.41250}{0.5250 - 0.41250} = 46.667 \%$$

- Eficiencia del plato 4:

$$E_{L_4} = \frac{0.19652 - 0.13303}{0.19652 - 0.1075} = 71.321 \%$$

$$E_{G_4} = \frac{0.41250 - 0.29000}{0.4525 - 0.29000} = 75.385 \%$$

- Eficiencia del plato 5:

$$E_{L_5} = \frac{0.13303 - 0.07775}{0.13303 - 0.0550} = 70.844 \%$$

$$E_{G_5} = \frac{0.29000 - 0.14250}{0.3475 - 0.14250} = 71.951 \%$$

- Eficiencia del plato 6:

$$E_{L_6} = \frac{0.07775 - 0.03476}{0.07775 - 0.0200} = 74.442 \%$$

$$E_{G_6} = \frac{0.14250 - 0.03476}{0.2275 - 0.03476} = 55.899 \%$$

Las estimaciones anteriores se resumen en la tabla 3.17.

TABLA 3.17 : EFICIENCIAS DE LOS PLATOS EN LA DESTILACION DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA DE COMPOSICION 17.692 % MOL. ESTIMACION POR LOS DOS METODOS GRAFICOS.

PLATO	McCABE-THIELE		PONCHON-SAVARIT	
	E_L , %	E_G , %	E_L , %	E_G , %
1	50.162	50.890	50.162	50.475
2	50.236	40.015	51.259	40.351
3	68.618	46.896	68.618	46.667
4	71.321	74.167	71.321	75.385
5	68.645	70.529	70.844	71.951
6	71.353	57.476	74.442	55.899

Flujos internos en la columna.

Por último se calculan los flujos molares de las fases líquida y vapor en cada uno de los platos. Este cálculo de los flujos internos, se hace mediante la aplicación de las ecuaciones (3.6), (3.7), (3.8), (3.9) y (3.10); las cuales se han obtenido de los balances de materia realizados en ambas zonas de operación de la columna.

$$G_1 = D(R + 1) \quad (3.6)$$

$$\frac{L_n}{D} = \frac{x_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n} \quad (3.7)$$

$$\frac{L_n}{G_{n+1}} = \frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} \quad (3.8)$$

$$\frac{L_m}{W} = \frac{y_{m+1} - x_W}{y_{m+1} - x_m} \quad (3.9)$$

$$\frac{L_m}{G_{m+1}} = \frac{y_{m+1} - x_W}{x_m - x_W} \quad (3.10)$$

Los subíndices 'n' y 'm' se refieren a las zonas de enriquecimiento y agotamiento respectivamente. La nomenclatura correspondiente se puede consultar al final del capítulo.

Empleando los valores de flujo de destilado, de flujo de residuo, de la relación de reflujo y de los datos de composición expuestos en la tabla 3.16. los flujos molares internos son los siguientes:

- Flujos molares del plato 1:

$$\text{Ec. (3.6)} \quad G_1 = 8.142(0.8401 + 1) = 14.982 \text{ mol/min}$$

$$\text{Ec. (3.7)} \quad L_1 = 8.142 \left(\frac{0.58938 - 0.52250}{0.52250 - 0.44046} \right) = 6.637 \text{ mol/min}$$

- Flujos molares del plato 2:

$$\text{Ec. (3.7)} \quad L_2 = 8.142 \left(\frac{0.58938 - 0.46500}{0.46500 - 0.31464} \right) = 6.735 \text{ mol/min}$$

$$\text{Ec. (3.8)} \quad G_2 = 6.637 \left(\frac{0.58938 - 0.44046}{0.58938 - 0.52250} \right) = 14.778 \text{ mol/min}$$

- Flujos molares del plato 3:

$$\text{Ec. (3.7)} \quad L_3 = 8.142 \left(\frac{0.58938 - 0.41250}{0.41250 - 0.19652} \right) = 6.668 \text{ mol/min}$$

$$\text{Ec. (3.8)} \quad G_3 = 6.735 \left(\frac{0.58938 - 0.31464}{0.58938 - 0.46500} \right) = 14.877 \text{ mol/min}$$

- Flujos molares del plato 4:

$$\text{Ec. (3.9)} \quad L_4 = 23.624 \left(\frac{0.2900 - 0.03476}{0.2900 - 0.13303} \right) = 38.414 \text{ mol/min}$$

$$\text{Ec. (3.8)} \quad G_4 = 6.668 \left(\frac{0.58938 - 0.19652}{0.58938 - 0.41250} \right) = 14.810 \text{ mol/min}$$

- Flujos molares del plato 5:

$$\text{Ec. (3.9)} \quad L_5 = 23.624 \left(\frac{0.1425 - 0.03476}{0.1425 - 0.07775} \right) = 39.309 \text{ mol/min}$$

$$\text{Ec. (3.10)} \quad G_5 = 38.414 \left(\frac{0.13303 - 0.03476}{0.2900 - 0.03476} \right) = 14.790 \text{ mol/min}$$

- Flujos molares del plato 6:

$$\text{Ec. (3.10)} \quad G_6 = 39.309 \left(\frac{0.07775 - 0.03476}{0.14250 - 0.03476} \right) = 15.685 \text{ mol/min}$$

En el fondo de la columna, $L_6 = W + G_R$. Considerando un flujo promedio de vapor procedente del rehervidor, y que ingresa al plato 6, $G_R = 14.987 \text{ mol/min}$.

$$\text{Entonces; } L_6 = 23.624 + 14.987 = 38.611 \text{ mol/min.}$$

Los valores de flujo interno de ambas fases, que se acaban de estimar, son los que aparecen en la figura 3.5.

B) TRATAMIENTO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES DE CAIDA DE PRESION.

El tratamiento de los resultados experimentales de la caída de presión expuestos en la sección 3.2, tiene por objeto establecer alguna expresión empírica que permita evaluar la caída de presión de la columna y de los platos a distintas condiciones de operación, concretamente condiciones de flujo de líquido y vapor. Se debe tener presente que durante la verificación de estas pruebas, se utilizó el sistema agua-aire para hacer las determinaciones correspondientes.

CAIDA DE PRESION SIN FLUJO DE LA FASE LIQUIDA.

Puesto que las pruebas de caída de presión de la columna sin flujo de agua, se realizaron tres veces, sus datos experimentales son más representativos que los datos obtenidos en la única prueba realizada de caída de presión del plato 1 sin flujo de agua. Por esta razón, primero se efectúa el tratamiento a los datos de caída de presión de la columna sin flujo de agua, y que están resumidos en la tabla 3.5.

La caída de presión a través de la columna, cuando no existe flujo de agua, es una función directa del flujo de aire debido a que es provocada solamente por los platos y sus accesorios. Esta afirmación indica que la caída de presión se puede estimar por una expresión empírica de la forma:

$$\Delta P_{C.S.} = \alpha Q^n \quad (3.11)$$

donde $\Delta P_{C.S.}$: Caída de presión del aire a través de la columna -
sin flujo de agua, pulg H₂O

- Flujos molares del plato 4:

$$\text{Ec. (3.9)} \quad L_4 = 23.624 \left(\frac{0.2900 - 0.03476}{0.2900 - 0.13303} \right) = 38.414 \text{ mol/min}$$

$$\text{Ec. (3.8)} \quad G_4 = 6.668 \left(\frac{0.58938 - 0.19652}{0.58938 - 0.41250} \right) = 14.810 \text{ mol/min}$$

- Flujos molares del plato 5:

$$\text{Ec. (3.9)} \quad L_5 = 23.624 \left(\frac{0.1425 - 0.03476}{0.1425 - 0.07775} \right) = 39.309 \text{ mol/min}$$

$$\text{Ec. (3.10)} \quad G_5 = 38.414 \left(\frac{0.13303 - 0.03476}{0.2900 - 0.03476} \right) = 14.790 \text{ mol/min}$$

- Flujos molares del plato 6:

$$\text{Ec. (3.10)} \quad G_6 = 39.309 \left(\frac{0.07775 - 0.03476}{0.14250 - 0.03476} \right) = 15.685 \text{ mol/min}$$

En el fondo de la columna, $L_6 = W + G_R$. Considerando un flujo promedio de vapor procedente del rehervidor, y que ingresa al plato 6, $G_R = 14.987 \text{ mol/min}$.

$$\text{Entonces; } L_6 = 23.624 + 14.987 = 38.611 \text{ mol/min.}$$

Los valores de flujo interno de ambas fases, que se acaban de estimar, son los que aparecen en la figura 3.5.

B) TRATAMIENTO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES DE CAIDA DE PRESION.

El tratamiento de los resultados experimentales de la caída de presión expuestos en la sección 3.2, tiene por objeto establecer alguna expresión empírica que permita evaluar la caída de presión de la columna y de los platos a distintas condiciones de operación, concretamente condiciones de flujo de líquido y vapor. Se debe tener presente que durante la verificación de estas pruebas, se utilizó el sistema agua-aire para hacer las determinaciones correspondientes.

CAIDA DE PRESION SIN FLUJO DE LA FASE LIQUIDA.

Puesto que las pruebas de caída de presión de la columna sin flujo de agua, se realizaron tres veces, sus datos experimentales son más representativos que los datos obtenidos en la única prueba realizada de caída de presión del plato 1 sin flujo de agua. Por esta razón, primero se efectúa el tratamiento a los datos de caída de presión de la columna sin flujo de agua, y que están resumidos en la tabla 3.5.

La caída de presión a través de la columna, cuando no existe flujo de agua, es una función directa del flujo de aire debido a que es provocada solamente por los platos y sus accesorios. Esta afirmación indica que la caída de presión se puede estimar por una expresión empírica de la forma:

$$\Delta P_{C.S.} = \alpha Q^n \quad (3.11)$$

donde $\Delta P_{C.S.}$: Caída de presión del aire a través de la columna - sin flujo de agua, pulg H_2O

α, n : Coeficientes empíricos

Q : Flujo de aire a través de la columna, pie³/min evaluados a condiciones estándar.

Para determinar el valor numérico de los coeficientes empíricos, la expresión (3.11) se escribe en forma logarítmica:

$$\log \Delta P_{C.S.} = \log \alpha + n \log Q \quad (3.12)$$

que es la ecuación de una recta representada en coordenadas de $\log Q$ vs. $\log \Delta P_{C.S.}$. La pendiente es 'n' y la ordenada al origen es ' $\log \alpha$ '

Con los resultados experimentales de caída de presión en la columna, es posible efectuar un tratamiento estadístico adecuado para ajustar la ecuación (3.12) a una recta. Aplicando el método de "mínimos cuadrados" a los datos de la tabla 3.5 y estableciendo las igualdades de variables: $y = \log \Delta P_{C.S.}$; $x = \log Q$, se obtienen los datos presentados en la tabla 3.18. Es importante señalar que en este caso, las letras 'x' e 'y' no significan composiciones sino que son las variables empleadas por el método.

Las fórmulas para calcular la varianza de los valores 'x', S_x^2 ; la covarianza de la muestra S_{xy} ; el coeficiente de regresión C_R ; y los promedios de las variables 'x' e 'y', son las siguientes:

$$S_x^2 = \frac{1}{n-1} \left[\sum x_i^2 - \frac{1}{n} (\sum x_i)^2 \right] \quad C_R = \frac{S_{xy}}{S_x^2}$$
$$S_{xy} = \frac{1}{n-1} \left[\sum x_i y_i - \frac{1}{n} (\sum x_i)(\sum y_i) \right] \quad \bar{x} = \frac{\sum x_i}{n} \quad \bar{y} = \frac{\sum y_i}{n}$$

la ecuación de ajuste es: $y - \bar{y} = C_R(x - \bar{x})$

TABLA 3.18 : TRATAMIENTO ESTADISTICO A LOS DATOS EXPERIMENTALES DE CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA SIN FLUJO DE AGUA.

y_i (log $\Delta P_{C.S.}$)	x_i (log Q)	x_i^2	$x_i y_i$
0.04139	0.43791	0.19176	0.01812
0.21299	0.59073	0.34896	0.12582
0.35218	0.67852	0.46039	0.23896
0.50960	0.74036	0.54813	0.37729
0.60206	0.79239	0.62788	0.47707
0.70183	0.82930	0.68774	0.58203
0.77085	0.86332	0.74532	0.66549
0.81954	0.89763	0.80574	0.73564
0.85126	0.91908	0.84471	0.78238
0.89393	0.94448	0.89204	0.84430
<u>5.75563</u>	<u>7.69372</u>	<u>6.15267</u>	<u>4.84710</u>

De la aplicación de las fórmulas anteriores a los datos de la tabla 3.18, se obtiene:

$$S_x^2 = \frac{1}{10 - 1} \left[6.15267 - \frac{1}{10} (7.69372)^2 \right] = 0.025926$$

$$S_{xy} = \frac{1}{10 - 1} \left[4.8471 - \frac{1}{10} (7.69372)(5.75563) \right] = 0.046542$$

$$\bar{x} = \frac{7.69372}{10} = 0.769372 \quad \bar{y} = \frac{5.75563}{10} = 0.575563$$

$$C_R = \frac{0.046542}{0.025926} = 1.79519$$

substituyendo estos valores en la ecuación de ajuste;

$$y - 0.575563 = 1.79519 (x - 0.769372)$$

que puede escribirse como $y = 1.79519 x - 0.8056$

Mediante la interconversión de variables, la ecuación (3.12) adquiere la forma:

$$\log \Delta P_{C.S.} = 1.79519 \log Q - 0.8056$$

y los valores de los coeficientes empíricos son: $n = 1.79519$; $-\log \alpha = -0.8056 \rightarrow \alpha = 0.15646$. Substituyendo estos valores en la ecuación (3.11), resulta:

$$\Delta P_{C.S.} = 0.15646 Q^{1.79519} \quad (3.13)$$

Esta es la expresión empírica que representa el comportamiento de la caída de presión en la columna sin flujo de agua, en función del flujo de aire. En la tabla 3.19 se muestran los datos de caída de presión calculados mediante la expresión anterior.

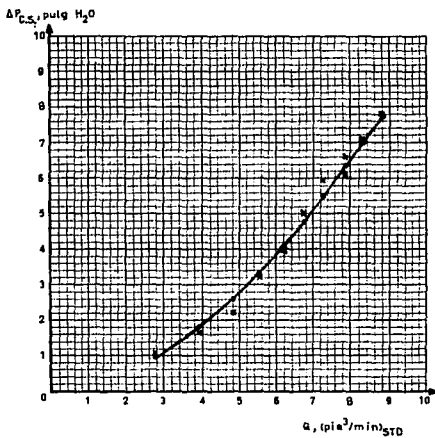
TABLA 3.19 : DATOS DE LA CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA SIN FLUJO DE AGUA, EVALUADOS CON LA EXPRESION (3.13).

$Q, (\text{pie}^3/\text{min})_{STD}$	$\Delta P_{C.S.}, \text{ pulg } H_2O$
2.741	0.9562
3.897	1.7984
4.770	2.5851
5.500	3.3381
6.200	4.1390
6.750	4.8213
7.300	5.5492
7.900	6.3946
8.300	6.9875
8.800	7.7612

La representación gráfica de estos datos se ilustra en la figura 3.9, donde también se encuentran graficados los datos prome -

FIGURA 3.9 : CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA SIN FLUJO DE AGUA,
EN FUNCION DEL FLUJO DE AIRE.

- DATOS EVALUADOS DE LA EXPRESION $\Delta P_{C.S.} = 0.15646 Q^{1.79519}$
- DATOS EXPERIMENTALES PROMEDIO TOMADOS DE LA TABLA 3.5



dio experimentales de la tabla 3.5.

Por otra parte, la caída de presión de un solo plato será la sexta parte de la caída de presión de la columna, puesto que cada plato contribuye en la misma medida debido a que todos tienen básicamente el mismo diseño mecánico. Entonces es evidente que:

$$\Delta P_{P.S.} = \frac{\Delta P_{C.S.}}{6} \quad (3.14)$$

donde $\Delta P_{P.S.}$: Caída de presión a través de un plato sin flujo de agua, pulg H_2O .

Aplicando directamente esta ecuación a los resultados experimentales de la tabla 3.3, se obtienen los datos presentados en la tabla 3.20.

TABLA 3.20 : DATOS DE LA CAIDA DE PRESION DEL PLATO 1, EVALUADOS MEDIANTE LA EXPRESION $\Delta P_{P.S.} = \Delta P_{C.S.}/6$.

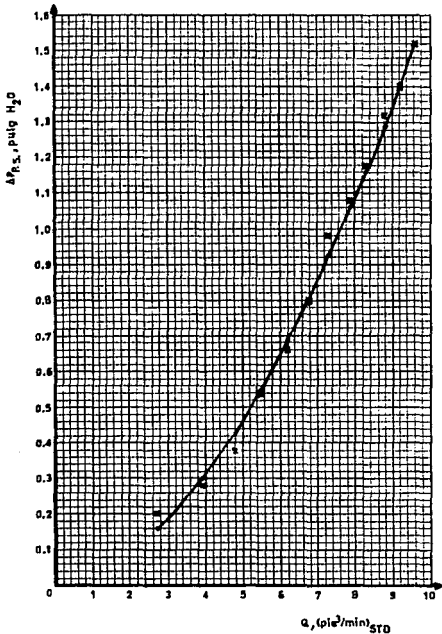
$Q, (\text{pie}^3/\text{min})_{STD}$	$\Delta P_{P.S.}, \text{ pulg } H_2O$
2.741	0.1594
3.897	0.2997
4.770	0.4308
5.500	0.5564
6.200	0.6898
6.750	0.8036
7.300	0.9249
7.900	1.0658
8.300	1.1646
8.800	1.2935
9.200	1.4010
9.650	1.5264

Los valores de esta tabla junto con los datos experimentales

correspondientes, se representan gráficamente en la figura 3.10.

FIGURA 3.10 : CAIDA DE PRESIÓN DEL PLATO 1 SIN FLUJO DE AGUA.

- DATOS EVALUADOS DE LA EXPRESION $\Delta P_{P.S.} = \Delta P_{C.S.}/6$
- * DATOS EXPERIMENTALES TOMADOS DE LA TABLA 3.3



CAIDA DE PRESION CON FLUJO DE LA FASE LIQUIDA.

Para las condiciones de flujo de ambas fases a contracorriente, la caída de presión del aire a través de los platos y de la columna, está en función del flujo de agua y de las características de diseño de los platos. A estas condiciones de operación, es evidente que la caída de presión tiene un comportamiento diferente al predicho por las ecuaciones (3.13) y (3.14).

La caída de presión del aire a través de un solo plato, con flujo de agua, puede evaluarse mediante una expresión empírica de la forma:

$$\Delta P_p = \beta Q^m + \xi \quad (3.15)$$

donde ΔP_p : Caída de presión del aire a través de un plato con flujo de agua, pulg H_2O

β , m : Coeficientes empíricos

ξ : Factor dependiente del flujo de agua sobre el plato, pulg H_2O

Q : Flujo de aire a través del plato, pie³/min evaluados a condiciones estándar.

Con la finalidad de realizar un tratamiento apropiado a los datos experimentales correspondientes para determinar los valores numéricos de β , m y ξ , la ecuación (3.15) puede escribirse como:

$$\Delta P_p = \overline{\Delta P_p} + \xi \quad (3.16)$$

de manera que;

$$\overline{\Delta P_p} = \beta Q^m \quad (3.17)$$

donde $\overline{\Delta P_p}$: Caída de presión promedio del plato, correspondiente a un mismo flujo de aire y calculada con los valores

de ΔP_p a los cuatro flujos de agua manejados, pulg H₂O.

Escribiendo la ecuación (3.17) en forma logarítmica;

$$\log \overline{\Delta P_p} = \log \beta + m \log Q \quad (3.18)$$

y haciendo un tratamiento estadístico a los datos experimentales - de la tabla 3.6, de la misma forma que se realizó para la caída de presión sin flujo de agua, es posible determinar los valores numéricos de β y m . Aplicando el método estadístico de "mínimos cuadrados", se obtienen los datos presentados en la tabla 3.21. Las definiciones de variables son: $y = \log \overline{\Delta P_p}$; $x = \log Q$.

TABLA 3.21 : TRATAMIENTO ESTADISTICO A LOS DATOS EXPERIMENTALES DE CAIDA DE PRESION DE UN PLATO CON FLUJO DE AGUA.

$Q,$ (pie ³ /min) _{STD}	$\overline{\Delta P_p}$ pulg H ₂ O	y_i ($\log \overline{\Delta P_p}$)	x_i ($\log Q$)	x_i^2	$x_i y_i$
3.897	2.15	0.33244	0.59073	0.34896	0.19638
5.500	3.85	0.58546	0.74036	0.54813	0.43345
6.750	5.45	0.73640	0.82930	0.68774	0.61070
7.900	7.00	0.84510	0.89763	0.80574	0.75859
8.800	8.50	0.92942	0.94448	0.89204	0.87782
9.650	10.10	1.00432	0.98453	0.96930	0.98878
		4.43314	4.98703	4.25191	3.86572

El cálculo de los parámetros empleados por el método para obtener la recta de ajuste, de acuerdo a las fórmulas escritas anteriormente, es el siguiente:

$$\text{Covarianza: } S_{xy} = \frac{1}{6-1} \left[3.86572 - \frac{1}{6} (4.98703)(4.43314) \right] =$$

$$S_{xy} = 0.036204$$

$$\text{Varianza: } s_x^2 = \frac{1}{6-1} \left[4.25191 - \frac{1}{6} (4.98703)^2 \right] = 0.021366$$

$$\text{Promedios: } \bar{x} = \frac{4.98703}{6} = 0.831172 ; \quad \bar{y} = \frac{4.43314}{6} = 0.738857$$

$$\text{Coeficiente de regresión: } C_R = \frac{0.036204}{0.021366} = 1.69447$$

$$\text{Ecuación de ajuste: } y - 0.738857 = 1.69447 (x - 0.831172)$$

que puede escribirse como; $y = 1.69447 x - 0.66954$

Efectuando la interconversión de variables, la ecuación ---
(3.18) adquiere la forma:

$$\log \overline{\Delta P_p} = 1.69447 \log Q - 0.66954$$

de donde se determinan los valores de los coeficientes empíricos.
Por analogía de términos: $m = 1.69447$; $\log \beta = -0.66954 \longrightarrow$
 $\beta = 0.21402$. Substituyendo estos valores en la ecuación (3.17):

$$\overline{\Delta P_p} = 0.21402 Q^{1.69447} \quad (3.19)$$

Para evaluar completamente la caída de presión del aire a través del plato, es necesario conocer el valor numérico del factor ξ que está en función del flujo de agua.

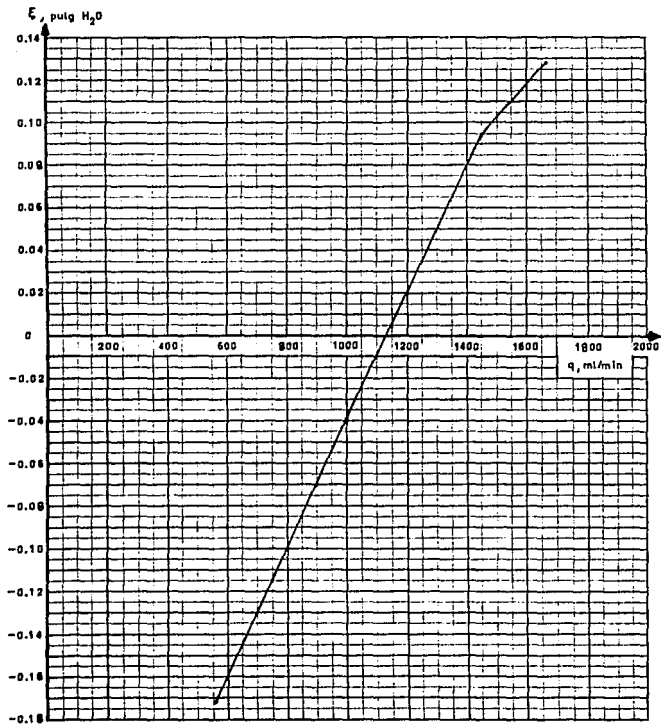
Puesto que el factor ξ contribuye en menor proporción que $\overline{\Delta P_p}$ se puede considerar su valor como el promedio de los valores obtenidos de la diferencia de ΔP_p y $\overline{\Delta P_p}$ a un determinado flujo de agua. En la tabla 3.22 se han representado estos valores conjuntamente -

con los datos experimentales de flujo de agua y aire tomados de la tabla 3.6. Los valores de $\overline{\Delta P_p}$ se determinaron a partir de la ecuación (3.19). La representación gráfica del factor ξ en función del flujo de agua se muestra en la figura 3.11.

TABLA 3.22 : DETERMINACION DE LOS VALORES DEL FACTOR ξ .

Q_s (pie ³ /min) _{STD}	3.897	5.500	6.750	7.900	8.800	9.650
$\overline{\Delta P_p}$, pulg H ₂ O	2.145	3.8457	5.4411	7.1032	8.5281	9.9702
Flujo de agua: q = 560 ml/min						
ΔP_p , pulg H ₂ O	2.0	3.6	5.2	6.8	8.4	10.0
ξ_1 , pulg H ₂ O	-0.1450	-0.2457	-0.2411	-0.3032	-0.1281	0.0298
$\xi_{560} = -1.0333/6 = -0.1722$						
Flujo de agua: q = 1000 ml/min						
ΔP_p , pulg H ₂ O	2.2	3.8	5.4	7.0	8.4	10.0
ξ_1 , pulg H ₂ O	0.055	-0.0457	-0.0411	-0.1032	-0.1281	0.0298
$\xi_{1000} = -0.2333/6 = -0.0389$						
Flujo de agua: q = 1450 ml/min						
ΔP_p , pulg H ₂ O	2.2	4.0	5.6	7.0	8.6	10.2
ξ_1 , pulg H ₂ O	0.055	0.1543	0.1589	-0.1032	0.0719	0.2298
$\xi_{1450} = 0.5667/6 = 0.0944$						
Flujo de agua: q = 1670 ml/min						
ΔP_p , pulg H ₂ O	2.2	4.0	5.6	7.2	8.6	10.2
ξ_1 , pulg H ₂ O	0.055	0.1543	0.1589	0.0968	0.0719	0.2298
$\xi_{1670} = 0.7667/6 = 0.1278$						

FIGURA 3.11 : REPRESENTACION DEL FACTOR ξ , EN FUNCION DEL FLUJO DE AGUA.



Substituyendo la ecuación (3.19) en la expresión (3.20), resulta:

$$\Delta P_p = 0.21402 Q^{1.69447} + \xi \quad (3.20)$$

De esta manera, para evaluar la caída de presión del aire a través de un plato, se estima la caída de presión promedio ($\overline{\Delta P_p}$) y se suma algebraicamente al valor del factor ξ que se determina de la figura 3.11.

De la aplicación directa de la ecuación (3.20) a los resultados experimentales de la tabla 3.6, se obtienen los valores presentados en la tabla 3.23.

TABLA 3.23 : CAIDA DE PRESION A TRAVES DEL PLATO 1 CON FLUJOS A CONTRACORRIENTE, EVALUADA MEDIANTE LA EXPRESION (3.20).

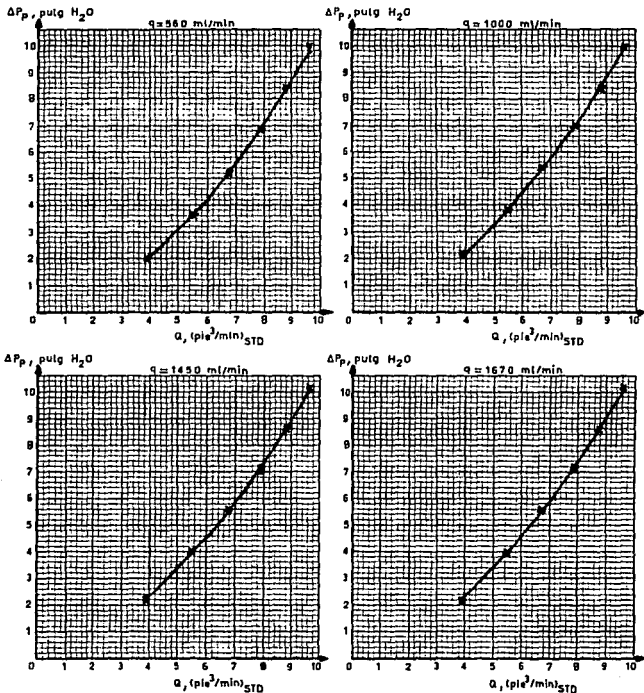
Q, (pie ³ /min) _{STD}	q = 560*	q = 1000*	q = 1450*	q = 1670*
	ΔP_p , pulg H ₂ O	ΔP_p , pulg H ₂ O	ΔP_p , pulg H ₂ O	ΔP_p , pulg H ₂ O
3.897	1.9728	2.1061	2.2394	2.2728
5.500	3.6735	3.8068	3.9401	3.9735
6.750	5.2689	5.4022	5.5355	5.5689
7.900	6.9310	7.0643	7.1976	7.2310
8.800	8.3559	8.4892	8.6225	8.6559
9.650	9.7980	9.9314	10.0646	10.0980

* Flujos de agua expresados en ml/min.

Los valores de la tabla anterior están representados gráficamente en la figura 3.12 junto con los datos experimentales correspondientes.

FIGURA 3.12 : CAIDA DE PRESION DEL PLATO 1 CON FLUJO DE AGUA.

• DATOS EVALUADOS DE LA EXPRESION $\Delta P_p = 0.21402 Q^{1.69447} + \xi$
 * DATOS EXPERIMENTALES TOMADOS DE LA TABLA 3.6



Puesto que los flujos de agua y aire a contracorriente, son - las condiciones que normalmente se presentan en la operación de una columna, debe establecerse alguna expresión empírica que evalúe la caída de presión del aire a través de la columna. Debido a que la caída de presión es causada por los platos, sus accesorios y el sello líquido existente, puede suponerse acertadamente que la caída de presión en la columna es seis veces la caída de presión de cada plato, es decir:

$$\Delta P_C = 6 \Delta P_p \quad (3.21)$$

donde ΔP_C : Caída de presión del aire a través de la columna con flujo de agua a contracorriente, pulg H₂O.

Combinando la ecuación anterior con la ecuación (3.20), se obtiene:

$$\Delta P_C = 1.28412 Q^{1.69447} + 6 \xi \quad (3.22)$$

Aplicando esta ecuación a los resultados experimentales de la tabla 3.8, se obtienen los valores presentados en la tabla 3.24.

TABLA 3.24 : CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LA COLUMNA CON FLUJOS A CONTRACORRIENTE, EVALUADA MEDIANTE LA EXPRESION (3.22).

Q, (pie ³ /min) _{STD}	q = 560*	q = 1000*	q = 1450*	q = 1670*
	ΔP_C , pulg H ₂ O	ΔP_C , pulg H ₂ O	ΔP_C , pulg H ₂ O	ΔP_C , pulg H ₂ O
1.211	0.7430	1.5428	2.3426	2.5430
2.448	4.8206	5.6204	6.4202	6.6206
2.741	6.0565	6.8563	7.6561	7.8565
3.480	9.5910	10.3908	11.1906	11.3910

(Continúa)

$Q,$ (pie ³ /min) _{STD}	$\Delta P_C,$ pulg H ₂ O	$\Delta P_C,$ pulg H ₂ O	$\Delta P_C,$ pulg H ₂ O	$\Delta P_C,$ pulg H ₂ O
3.897	11.8368	12.6366	13.4364	13.6368
4.276	13.9114	14.8285	15.6283	15.8287
4.453	15.1003	15.9001	16.6999	16.9003
4.780	17.1586	17.9584	18.7582	18.9586
5.000	18.5999	19.3997	20.1995	20.3999
5.250	20.2920	21.0918	21.8916	22.0920
5.400	21.3347	22.1345	22.9343	23.1347
5.450	21.6868	22.4866	23.2864	23.4868
5.550	22.3976	23.1974	23.9972	24.1976
5.950	25.3302	26.1300	26.9298	27.1302
6.200	27.2344	28.0342	28.8340	29.0344

* Flujos de agua expresados en ml/min.

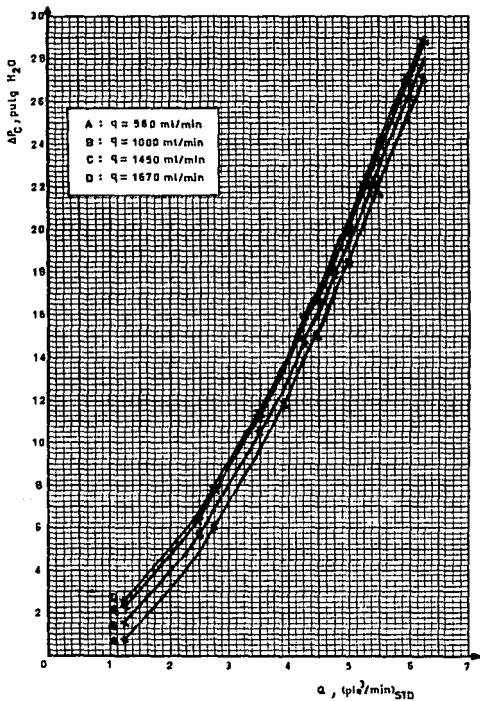
En la figura 3.13 se han representado gráficamente estos valores junto con los datos experimentales correspondientes.

C) TRATAMIENTO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES DE INUNDACION.

En virtud de la gran importancia que implica el hecho de definir los valores de flujo de ambas fases que debe manejar la columna - sin que se presenten condiciones de inundación, el tratamiento de los resultados experimentales correspondientes, se orienta a representar gráficamente los valores de los flujos para determinar los máximos caudales que aseguren una operación estable en la columna. En las gráficas características de inundación, es común representar el flujo de la fase líquida q , en función del factor $Q\sqrt{\rho_g}$ en papel doble logarítmico; Q y ρ_g son respectivamente, el flujo volumétrico y la densidad de la fase vapor a las condiciones de opera-

FIGURA 3.13 : CAIDA DE PRESION DE LA COLUMNA CON FLUJO DE AGUA.

- DATOS EVALUADOS DE LA EXPRESION $\Delta P_C = 6 \Delta P_P$
- × DATOS EXPERIMENTALES PROMEDIO TOMADOS DE LA TABLA 3.8



ción.

Puesto que los datos experimentales presentados en la tabla 3.9 muestran poca variación (pruebas XVII, XVIII y XIX), los promedios expuestos en la tabla 3.10, pueden utilizarse para hacer el tratamiento correspondiente. Debe recordarse que para la verificación de estas pruebas, se empleó el sistema aire-agua.

La estimación de la densidad del aire ρ_g a las condiciones de operación ($22^\circ\text{C} = 295^\circ\text{K}$, 586 mm Hg), es la siguiente:

A condiciones estándar (0°C , 1 atm); tabla 3-31, pág. 3-72, Perry and Chilton 5^a Ed.: $\rho_g = 1.2928 \text{ g/l}$. (aire seco)

Corrección por presión y temperatura:

$$\rho_g = 1.2928 \text{ g/l} \left(\frac{586}{760}\right) \left(\frac{273}{295}\right) = 0.92248 \text{ g/l} = 0.92248 \text{ kg/m}^3.$$

por consiguiente; $\sqrt{\rho_g} = \sqrt{0.92248} = 0.96046 \text{ (kg/m}^3\text{)}^{0.5}$

Por otra parte, para expresar cada uno de los flujos volumétricos del aire a las condiciones de operación, y en m^3/min , se debe multiplicar cada valor que aparece en la última columna de la tabla 3.10 por el siguiente factor:

$$\left(\frac{0.3048 \text{ m}}{1 \text{ pie}}\right)^3 \left(\frac{295^\circ\text{K}}{273^\circ\text{K}}\right) \left(\frac{760 \text{ mm Hg}}{586 \text{ mm Hg}}\right) = 0.03968 \text{ m}^3/\text{pie}^3$$

Asimismo, el resultado obtenido debe multiplicarse por el valor de 0.96046 que es constante puesto que la temperatura y presión de operación no variaron durante el desarrollo experimental.

En la tabla 3.25 se presentan los datos calculados de acuerdo

a este procedimiento; en esta tabla se incluyen los valores del flujo volumétrico del aire Q, a las condiciones de operación.

TABLA 3.25 : CONDICIONES DE INUNDACION EN LA COLUMNA. FLUJO DE AGUA q, EN FUNCION DEL FACTOR $Q\sqrt{\rho_g}$.

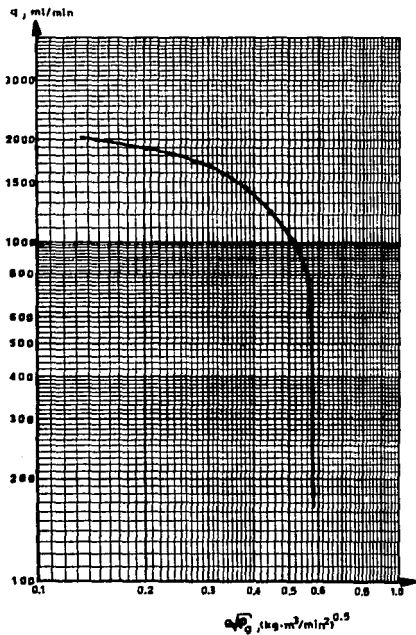
q, ml/min	Q, m ³ /min	$Q\sqrt{\rho_g}$, (kg.m ³ /min ²) ^{0.5}
180	0.60766	0.5836
360	0.60314	0.5793
560	0.59826	0.5746
770	0.58758	0.5643
1000	0.53580	0.5146
1230	0.46787	0.4494
1450	0.39466	0.3790
1670	0.31684	0.3043
1890	0.21411	0.2056
2000	0.15384	0.1478

La representación gráfica de los valores de las columnas, primera y tercera de la tabla anterior, se muestra en la figura 3.14.

Para obtener los flujos máxicos de aire a las condiciones de operación, los valores de la segunda columna de esta tabla deben multiplicarse por la densidad a estas condiciones (0.92248 kg/m³). La representación gráfica empleando los flujos máxicos proporciona obviamente una curva de forma análoga a la de la figura 3.14.

Por otra parte, si se desea referir el factor $Q\sqrt{\rho_g}$ a las condiciones estándar y expresado en (kg.m³/min²)^{0.5}, se deben multiplicar los valores de la tercer columna de la tabla 3.10 por el factor $(0.3048)^3 \sqrt{1.2928}$.

FIGURA 3.14 : CURVA DE INUNDACION DE LA COLUMNA DE PLATOS. FLUJO DE AGUA EN FUNCION DEL FACTOR $Q\sqrt{\rho_g}$.



NOMENCLATURA

- α, n : Coeficientes empíricos de la caída de presión de la fase gas a través de la columna sin flujo de líquido.
- B, m : Coeficientes empíricos de la caída de presión de la fase gas a través de un plato con flujo de líquido.
- C_R : Coeficiente de regresión, método estadístico.
- D : Flujo molar del destilado.
- Δ_D : Punto de coordenadas (x_D, Q') en el diagrama de entalpfa-composición.
- Δ_W : Punto de localización en el diagrama de entalpfa-composición.
- $\Delta P_{P.S.}$: Caída de presión de la fase gas a través de un plato sin flujo de líquido.
- $\Delta P_{C.S.}$: Caída de presión de la fase gas a través de la columna sin flujo de líquido.
- ΔP_P : Caída de presión de la fase gas a través de un plato con flujo de líquido.
- ΔP_C : Caída de presión de la fase gas a través de la columna con flujo de líquido.
- $\overline{\Delta P_P}$: Caída de presión promedio de un plato correspondiente a un mismo flujo de la fase gas, y evaluada con los valores de ΔP_P a los distintos flujos de líquido manejados.
- ρ_D : Densidad del producto destilado.
- ρ_g : Densidad de la fase gas a las condiciones de operación.
- ρ_n : Densidad del líquido en el plato n .
- $E_{C.R.T.}$: Eficiencia de la columna a condiciones de reflujo total.
- E_C : Eficiencia de la columna a condiciones de flujos externos.
- E_{L_n} : Eficiencia del plato n en función de las composiciones de la fase líquida.

- E_{G_n} : Eficiencia del plato n en función de las composiciones de la fase vapor.
- $E_{L_{RT}}$: Eficiencia estimada a condiciones de reflujo total, basada en las composiciones de la fase líquida.
- $E_{G_{RT}}$: Eficiencia estimada a condiciones de reflujo total, basada en las composiciones de la fase vapor.
- E : Factor adicional para estimar la caída de presión de la fase gas a través de un plato con flujo de líquido.
- F : Flujo molar de alimentación a la columna.
- G_n : Flujo molar de la fase vapor del plato n .
- G_{m+1} : Flujo molar de la fase vapor del plato $m+1$ en la zona de agotamiento.
- H_G : Entalpía del vapor saturado.
- H_L : Entalpía del líquido en el punto de ebullición.
- L : Flujo molar de recirculación al domo de la columna.
- L_n : Flujo molar de la fase líquida del plato n en la zona de enriquecimiento.
- \bar{L}_n : Flujo molar de la fase líquida del plato n en la zona de agotamiento.
- L_m : Flujo molar de la fase líquida del plato m en la zona de agotamiento.
- $N.E.T.R.T.$: Número de etapas teóricas a condiciones de reflujo total.
- $N.E.T.$: Número de etapas teóricas a condiciones de flujos externos.
- $N.P.T.$: Número de platos teóricos a condiciones de flujos externos.
- $P.Dif.$: Presión diferencial en la placa de orificio.
- Q : Flujo volumétrico de la fase gas a través de la columna.
- q : Flujo volumétrico de la fase líquida a través de la columna.

- Q' : Cantidad de calor extraído en la zona de enriquecimiento.
 R : Relación de reflujo.
 S_x^2 : Varianza de los valores de la variable 'x', método estadístico.
 S_{xy} : Covarianza de la muestra, método estadístico.
 W : Flujo molar del residuo de la columna.
 x : Composición real del líquido en el interior de la columna.
 x_W : Composición del residuo.
 x_D : Composición del producto destilado.
 x_n^* : Composición de la fase líquida en equilibrio con la composición del vapor que abandona el plato n.
 \bar{x} : Promedio de los valores de la variable 'x', método estadístico.
 y : Composición del vapor en el interior de la columna.
 y_n^* : Composición de la fase vapor en equilibrio con la composición del líquido que abandona el plato n.
 \bar{y} : Promedio de los valores de la variable 'y', método estadístico.
 z_F : Composición de la mezcla de alimentación.

T E R C E R A P A R T E :

F A S E A N A L I T I C A

CAPITULO 4

ANALISIS Y DISCUSION DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS

A partir de los resultados expuestos en el capítulo anterior, y del tratamiento efectuado a los mismos, se hace a continuación - un análisis de los distintos aspectos abordados, de acuerdo al orden en que se desarrollaron las pruebas experimentales.

4.1 : ANALISIS DE LOS RESULTADOS DE DESTILACION.

La eficiencia de la columna, que está determinada por el diseño mecánico de los platos y por las condiciones de operación, es menor cuando la destilación se realiza a condiciones de reflujo total debido a que se requiere menor número de etapas para lograr la separación deseada. Las eficiencias evaluadas a reflujo total y a $R = 0.8401$, que son respectivamente de 49.367 % y 61.90 %, explican este comportamiento. Asimismo, las eficiencias obtenidas para cada uno de los 6 platos, son en general mayores para la operación a $R = 0.8401$, que para la operación a reflujo total, como se puede apreciar en las tablas 3.17 y 3.13 respectivamente. Sin embargo debe señalarse que estos datos no corresponden a la misma separación; en efecto, en la operación a reflujo total se logró una separación de 5.759 a 70.643 % mol (tabla 3.11) y en la operación a $R = 0.8401$ la separación fue de 3.476 a 58.938 % mol (tabla 3.14). Como puede observarse, se obtiene una mayor pureza en el destilado a condiciones de reflujo total que a $R = 0.8401$; además la diferencia de concentraciones entre el destilado y el residuo es mayor a las con

diciones de reflujo total (64.884 % comparado con 55.462 %).

Para comparar objetivamente las eficiencias de una misma separación, pueden utilizarse los datos de la destilación a $R = 0.8401$. Para este caso, es necesario evaluar la eficiencia a condiciones de reflujo total; en la figura 3.6 se han trazado líneas discontinuas para determinar el número de platos teóricos (N.P.T.). Se observa que:

$$\text{N.P.T.}_{R.T.} = 2 + \frac{\text{línea } \overline{mn}}{\text{línea } \overline{mp}} = 2 + \frac{0.8}{2.85} = 2.2807$$

de esta manera la eficiencia es, $\frac{2.2807}{6} \times 100 = 38.01 \%$

Comparativamente este resultado es mucho menor a 61.90 %, confirmando lo expuesto anteriormente. La eficiencia de 38.01 % corresponde al mínimo número de platos teóricos, donde las cargas térmicas requeridas en el condensador EA-102 y en el rehornador EA-101, son mayores que las requeridas cuando la destilación se realiza a $R = 0.8401$.

Es importante aclarar que en el proceso experimental, el rehornador EA-101 no interviene como una etapa de separación debido a que la porción de líquido que ingresa a él, se evapora completamente para ser recirculado a la columna; este hecho puede deducirse al observar el diagrama de flujo de la figura 2.11. De esta manera, el producto residuo que se extrae de la columna para ser almacenado en el tanque FA-102, tiene la misma composición que el líquido proveniente del plato 6, como lo demuestran los datos resumidos en las tablas 3.12 y 3.16. Así, las composiciones x_G , y_R y z_W

son iguales entre sí.

Como se ha podido advertir, las eficiencias de los platos y de la columna experimental, son relativamente bajas. Para entender el por qué de estos valores, es necesario analizar algunos aspectos de la operación que están relacionados íntimamente con el diseño mecánico.

FLUJO DE VAPOR Y DISEÑO DE LOS BORBOTEADORES.

Para proporcionar un adecuado manejo del flujo de vapor, el diseño de los borbotadores debe ser tal que las relaciones del área de ranura (a_s) al área del elevador (a_e), y del área del elevador al área anular (a_a), se aproximen a la unidad, es decir:

$$\frac{a_s}{a_e} \approx \frac{a_e}{a_a} \approx 1$$

Los valores numéricos de estas áreas se encuentran en el resumen de los parámetros de diseño de la columna (sección 2.3, pág. 106), y son: $a_s = 5.067 \text{ cm}^2$; $a_e = 0.3167 \text{ cm}^2$; $a_a = 3.1669 \text{ cm}^2$. Las relaciones son las siguientes:

$$\frac{a_s}{a_e} = \frac{5.067}{0.3167} = 16 \qquad \frac{a_e}{a_a} = \frac{0.3167}{3.1669} = 0.1$$

Se observa que ambas relaciones son totalmente diferentes a la unidad. También se observa que el área de la sección transversal mínima para el flujo de vapor, es el área del elevador.

Para comparar el diseño del borbotador a este respecto, con otros diseños, se citan las áreas correspondientes para el borbo-

teador empleado por Peavy y Baker¹⁷ y para el borboteador Vulcan¹².

Borboteador de 3 pulg de acero prensado (espesor de 1/16 pulgadas) utilizado en la columna de Peavy-Baker. De la figura 1.14 - se obtienen los siguientes datos:

$$a_s = 2.375 \text{ pulg}^2$$

Elevador de 1 1/2 pulg STD. { O.D. = 1.9 pulg
I.D. = 1.61 pulg

$$a_e = \frac{\pi(1.61)^2}{4} = 2.036 \text{ pulg}^2$$

$$a_a = \frac{\pi}{4} [(3 - 0.125)^2 - (1.9)^2] = 3.656 \text{ pulg}^2$$

$$\frac{a_s}{a_e} = \frac{2.375}{2.036} = 1.166$$

$$\frac{a_e}{a_a} = \frac{2.036}{3.656} = 0.557$$

El área mínima para el flujo de vapor es el área del elevador. Se observa que la primera relación se aproxima a la unidad, mientras la segunda indica que el área del elevador es el 55.7 % del área anular.

Borboteador Vulcan. De la tabla 1.2, pág. 29 se tienen los siguientes datos:

$$a_s = 3.12 \text{ pulg}^2$$

$$a_e = 3.13 \text{ pulg}^2 \quad \frac{a_s}{a_e} = \frac{3.12}{3.13} = 0.997$$

$$\frac{a_e}{a_a} = \frac{3.13}{2.92} = 1.072$$

$$a_a = 2.92 \text{ pulg}^2$$

Se observa que ambas relaciones son prácticamente iguales a la unidad. Por esta razón, este tipo de borboteador se ha utilizado am -

pliamente en prácticas experimentales, e incluso en columnas a nivel industrial.

De los cálculos anteriores se deduce que los borboteadores de la columna del Laboratorio, no presentan un diseño adecuado, ya que puede inferirse que las ranuras circulares no proporcionan una acción de burbujeo eficiente del vapor en el líquido, debido a que su área (a_s) es muy grande, 16 veces más que el área del elevador y 1.6 veces mayor que el área anular. Esto significa que se forman burbujas demasiado grandes, de manera que se genera una área interfacial relativamente pequeña, que provoca una reducción en la transferencia de masa entre el líquido y el vapor, y consecuentemente una disminución en la eficiencia de la separación.

Sin embargo, pueden compararse las eficiencias evaluadas en la columna del Laboratorio, con las eficiencias obtenidas por Peavy y Baker, quienes también emplearon el sistema etanol-agua. Para hacer esta comparación, es necesario conocer las velocidades de vapor a través de la columna.

Las velocidades de vapor para la destilación a $R = 0.8401$, expresadas en pie/s, son las siguientes:

Para $G_R = 14.987$ mol/min (figura 3.5, pág. 153); $y_R = 0.03476$ (tabla 3.16) y $t = 92^\circ\text{C}$ (figura C-1 del apéndice).

$$\overline{M} = 46.07(0.03476) + 18.02(1 - 0.03476) = 18.995 \text{ g/mol}$$

$$P = 586 \text{ mm Hg} \quad ; \quad T = 92 + 273 = 365^\circ\text{K}$$

$$p = \frac{\left(\frac{586}{760}\right)(18.995)}{(0.082)(365)} = 0.4893 \text{ g/l}$$

$$\text{FLUJO VOL- LUMETRICO} = \frac{(14.987)(18.995)}{0.4893} \times \frac{1}{28.32} \times \frac{1}{60} = 0.3424 \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$U = \frac{\text{FLUJO VOL.}}{A_0} \quad \text{donde } A_0 = 182.4 \text{ cm}^2 \text{ (pág. 106)}$$

$$U = \frac{0.3424 \text{ pie}^3/\text{seg}}{182.4 \text{ cm}^2} \times \frac{929 \text{ cm}^2}{1 \text{ pie}^2} = 1.744 \text{ pie/s}$$

Análogamente, se obtienen las velocidades de vapor a los otros flujos presentados en la figura 3.5. En la tabla 4.1 se resumen estos cálculos.

TABLA 4.1 : VELOCIDADES DE VAPOR A TRAVES DE LA COLUMNA,
PARA LA DESTILACION A R = 0.8401

EFLUENTE	G, $\frac{\text{mol}}{\text{min}}$	y	t, °C	\overline{PW}	$\rho, \text{g/l}$	$\rho, \text{lb/pie}^3$	$U, \frac{\text{pie}}{\text{s}}$
Rehervidor	14.987	0.03476	92.0	18.995	0.4893	0.03055	1.744
Plato 6	15.685	0.14250	89.3	22.017	0.5714	0.03568	1.812
Plato 5	14.790	0.29000	85.0	26.154	0.6870	0.04289	1.688
Plato 4	14.810	0.41250	81.3	29.591	0.7853	0.04903	1.673
Plato 3	14.877	0.46500	79.5	31.063	0.8286	0.05173	1.672
Plato 2	14.778	0.52250	77.8	32.676	0.8759	0.05468	1.652
Plato 1	14.982	0.58938	75.8	34.552	0.9315	0.05816	1.666

Se puede observar que la velocidad de vapor a través de la columna es prácticamente constante. A estas velocidades, las eficiencias de los platos correspondientes son las presentadas en la última columna de la tabla 3.17 (50.475, 40.351, 46.667, 75.385, -- 71.951, 55.899), donde se observa que la máxima eficiencia es de 75.385 %, y la mínima es de 40.351 %. Es importante indicar que el sello mínimo o cierre hidráulico estático para los borboteadores del plato, es de 0.3175 cm = 1/8 pulg, y el espaciamiento entre -

platos es de 25.4 cm = 10 pulg (pág. 107).

Para comparar directamente estas eficiencias, puede observarse la curva 4 de la figura 1.28, pág. 48, la cual fue obtenida por Peavy y Baker manteniendo un sello estático de 0 pulg y un espaciamiento entre platos de 12 pulg. En el rango de velocidad de vapor considerado, la eficiencia del plato tiene un valor aproximadamente del 77 %, que es mayor a las eficiencias de los platos de la columna experimental. También en la curva 1 de la figura 1.30, pág. 51, se muestra este comportamiento, pero además se observa que al incrementar el sello estático a 1/2 pulg, la eficiencia aumenta notablemente a 88 % aproximadamente.

De estas observaciones se deduce que las eficiencias de los platos de la columna experimental, son significativamente bajas, puesto que no alcanzan en promedio el 60 % a pesar de que se mantiene un sello estático de 1/8 pulg.

La diferencia de los espaciamientos entre platos (10 pulg para la columna experimental y 12 pulg para la columna de Peavy y Baker), no invalida el análisis anterior, ya que el espaciamiento no tiene un efecto importante en la eficiencia del plato; sin embargo es conveniente mantener un espaciamiento lo suficientemente grande para prevenir el arrastre de líquido ocasionado por el flujo de vapor.

En la curva 1 de la figura 1.23, pág. 43, puede observarse que a una velocidad de vapor de 1.812 pie/s (valor máximo de velocidad de la tabla 4.1), puede presentarse un arrastre de aproximadamente 0.012 mol líquido/mol vapor seco; este valor corresponde

a la operación de un plato con un sello estático de 1 pulg y un espaciamiento entre platos de 12 pulg. En la curva 2 de la fig. 1.24 pág. 43, se observa que el arrastre a la velocidad de vapor mencionada, es de 0.065 mol líquido/mol vapor seco; este valor corresponde a la operación de un plato con un sello de 0 pulg y un espaciamiento entre platos de 6 pulg. Debido a que el arrastre de líquido es mayor a pequeños espaciamientos y a sellos estáticos mayores, - puede predecirse que el arrastre de líquido en la columna experimental, está comprendido entre los valores de 0.012 y 0.065. En la práctica se ha encontrado que el efecto del arrastre no es importante mientras no se exceda el valor de 0.1 mol líquido/mol vapor seco²¹. De esta manera, se puede afirmar que no existe una disminución en la eficiencia de los platos y de la columna experimental, por el arrastre de líquido.

Por otra parte, la velocidad de vapor permisible, que corresponde al límite máximo de una operación estable, puede estimarse a partir de la figura 1.33, pág. 55. Haciendo una interpolación entre las rectas 1 y 2, para un espaciamiento de 10 pulg y un sello estático de 0.125 pulg, se obtiene una velocidad permisible de 3.3 pie/s aproximadamente. Puesto que se recomienda tomar el 80 % de este valor, se obtiene finalmente una velocidad de $3.3(0.8) = 2.64$ pie/s. Como se observa, este valor es superior a 1.812 pie/s, que es la máxima velocidad de vapor que se manejó experimentalmente en la destilación a $R = 0.8401$.

FLUJO DE LIQUIDO Y DISEÑO DE LOS BAJANTES.

Con el fin de que el líquido tenga un tiempo de residencia a-

propósito sobre la superficie del plato, se ha recomendado que la velocidad lineal en las áreas de flujo sea menor de 0.1 pie/s. Puesto que el líquido se conduce a través de los bajantes, las áreas de flujo son la sección transversal del bajante (A_b) y el área a la entrada de un plato (A_v), cuyos valores numéricos son respectivamente 17.8011 cm^2 y 13.9677 cm^2 . Estos datos se tomaron del resumen de los parámetros de diseño de la columna, pág. 106.

Debido a que las mayores cargas de líquido tienen lugar en la zona de agotamiento de la columna (platos 4, 5 y 6), y dado que el flujo de líquido en cada zona es prácticamente constante, puede considerarse un solo valor para determinar la velocidad lineal del líquido.

Para el efluente del plato 4: $L_4 = 38.414 \text{ mol/min}$ (fig. 3.5); $\rho_4 = 0.9538 \text{ g/ml}$ (tabla 3.14); $x_4 = 0.13303$ (tabla 3.14).

$$\overline{PM} = 46.07(0.13303) + 18.02(1 - 0.13303) = 21.751 \text{ g/mol}$$

$$\text{FLUJO VOL-UMETRICICO} = \frac{(38.414 \text{ mol/min})(21.751 \text{ g/mol})}{0.9538 \text{ g/ml}} = 876.015 \text{ ml/min}$$

$$\text{Para } A_v: \text{ VELOCIDAD} = \frac{876.015}{13.9677} \times \frac{1}{60} \times \frac{1}{30.48} = 0.034 \text{ pie/s}$$

$$\text{Para } A_b: \text{ VELOCIDAD} = \frac{876.015}{17.8011} \times \frac{1}{60} \times \frac{1}{30.48} = 0.027 \text{ pie/s}$$

Estas velocidades lineales, mucho menores a 0.1 pie/s, demuestran que el bajante tiene una capacidad suficiente para manejar el flujo de líquido previsto en la operación.

También debe mencionarse que la velocidad del líquido a la en

trada del plato (0.034 pie/s) es mayor que la velocidad del líquido en el bajante (0.027 pie/s), debido a que $A_b > A_v$. Esta observación es muy importante porque indica que existe permanentemente un sello de líquido a la entrada del plato, de manera que no existe la posibilidad de que el vapor fluya a través del bajante.

Por otra parte, la longitud del vertedero cumple con los valores recomendados (0.6 a 0.75 veces el diámetro de la columna) es decir:

$$\frac{l_v}{D} = \frac{10.9982 \text{ cm}}{15.24 \text{ cm}} = 0.72$$

donde los valores de l_v y D se tomaron del resumen de los parámetros de diseño de la columna, pág. 107.

Del análisis anterior se deduce que el diseño de los borboteadores, es la causa principal de que se obtengan eficiencias relativamente bajas.

CARACTERISTICAS DEL SISTEMA ETANOL-AGUA.

Al comparar entre sí los datos presentados en las tablas 3.15 y 3.16, que se refieren principalmente a las composiciones al equilibrio determinadas por medio de los métodos gráficos de McCabe -- Thiele y Ponchon-Savarit respectivamente, se observa que existe una diferencia mínima de valores; por esta razón, las eficiencias evaluadas con estos datos, y que se encuentran resumidas en la tabla 3.17, son muy parecidas. Esta observación indica que puede aplicarse indistintamente cualquier método gráfico para calcular los diversos parámetros de una operación de destilación, en la que

se emplee el sistema etanol-agua.

La similitud de valores se debe a que las capacidades caloríficas del sistema etanol-agua son prácticamente constantes, y que los calores de disolución son despreciables; más aún, los calores latentes molares son casi iguales, a saber, $\lambda_{\text{Agua}} = 11450 - 1700 = 9750 \text{ cal/mol}$ y $\lambda_{\text{Etanol}} = 11600 - 2150 = 9450 \text{ cal/mol}$ (datos tomados de la tabla C-3). Debido a estas propiedades del sistema, las líneas de saturación son sustancialmente paralelas y rectas en un amplio intervalo de composiciones, como se puede apreciar en la figura C-4 (ver apéndice C).

El análisis anterior se confirma gráficamente al observar el diagrama xy de la figura 3.7, pág. 159, donde las líneas de operación, que son prácticamente rectas, se obtuvieron a partir de los trazos realizados en el diagrama H-xy.

4.2 : ANALISIS DE LOS RESULTADOS DE CAIDA DE PRESION.

La caída de presión es un factor característico de una columna, que depende básicamente de los flujos manejados y del diseño de los borboteadores empleados.

Las caídas de presión para los platos de la columna experimental y para la misma columna, pueden evaluarse por medio de las ecuaciones 3.13, 3.14, 3.20 y 3.22, que se obtuvieron a partir del tratamiento de los resultados experimentales. Estas ecuaciones son las siguientes; la nomenclatura es la misma que la utilizada en el capítulo 3.

$$\Delta P_{C.S.} = 0.15646 Q^{1.79519} \quad (3.13)$$

$$\Delta P_{P.S.} = \frac{\Delta P_{C.S.}}{6} \quad (3.14)$$

$$\Delta P_p = 0.21402 Q^{1.69447} + \xi \quad (3.20)$$

$$\Delta P_c = 1.28412 Q^{1.69447} + 6 \xi \quad (3.22)$$

Se observa que la caída de presión, cuando no existe flujo de líquido a través del plato, está sólo en función del flujo de la fase gas. Cuando existe flujo de líquido, la caída de presión depende de los flujos de ambas fases.

Estas ecuaciones se aplicaron en el capítulo anterior, a los datos experimentales expuestos en la sección 3.2, y se obtuvieron las gráficas presentadas en las figuras 3.9 (pág. 174), 3.10 (pág. 176), 3.12 (pág. 183) y 3.13 (pág. 186), en las cuales se observa que las caídas de presión evaluadas son ligeramente diferentes a los resultados experimentales cuando no existe flujo de líquido, y son prácticamente iguales a los resultados experimentales cuando existe flujo de líquido. Del análisis de estas figuras se deduce lo siguiente:

- En forma general, la caída de presión aumenta al incrementarse el flujo de la fase gas.
- Cada plato de la columna ocasiona la misma caída de presión, de manera que la caída de presión de la columna es 6 veces la caída de presión de un plato.
- La caída de presión aumenta al incrementarse el flujo de la -

fase líquida (fig. 3.13).

- La existencia de flujo de líquido a través del plato, tiene un efecto muy importante en la caída de presión. Por ejemplo, a un flujo de aire de $4 \text{ (pie}^3/\text{min)}_{\text{STD}}$, $\Delta P_{P.S.} = 0.32 \text{ pulg H}_2\text{O}$ (fig. 3.10) y $\Delta P_p = 2.1 \text{ pulg H}_2\text{O}$ para $q = 560 \text{ ml/min}$ (fig. -- 3.12), y para $q = 1670 \text{ ml/min}$, $\Delta P_p = 2.3 \text{ pulg H}_2\text{O}$. Estos valores indican que la sola presencia de líquido sobre el plato, con un nivel mínimo de 1 pulg (altura del vertedero), genera una elevada caída de presión.

Estas deducciones explican y confirman el comportamiento de la caída de presión, que fue discutido teóricamente en el capítulo 1; también muestran que las ecuaciones establecidas tienen una aplicabilidad total, ya que evalúan adecuadamente las caídas de presión a diferentes condiciones de flujo.

Es importante aclarar que la forma matemática de las ecuaciones mencionadas, se propuso inicialmente con base en expresiones similares que han sugerido varios investigadores. Por ejemplo, la ecuación $\Delta P_{C.S.} = \alpha Q^n$ (ec. 3.11, pág. 170) es análoga a la ecuación 1.14, pág. 65; y la ecuación $\Delta P_p = \beta Q^m + \xi$ (ec. 3.15, pág. 177) tiene cierta similitud con la ecuación 1.15, pág. 67. Cabe señalar que las ecuaciones 1.14 y 1.15, sugeridas por Arnold, Plank y Schoenborn¹, se aplican a platos perforados; sin embargo, es posible proponer ecuaciones semejantes que predigan el comportamiento de la caída de presión en una columna de platos con borboteadores, como en este caso.

COMPARACION DE CAIDAS DE PRESION.

Cálculo del factor F_s : Para un flujo de $9.65 \text{ (pie}^3/\text{min)}_{\text{STD}}$ y $q = 560 \text{ ml/min}$, $\Delta P_p = 10 \text{ pulg H}_2\text{O}$ (tabla 3.6, pág. 130).

A 586 mm Hg y 20°C :

$$Q = 9.65 \left(\frac{760}{586}\right)\left(\frac{293}{273}\right) = 13.432 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$U_s = \frac{Q}{A_s} \quad ; \quad A_s = 50.67 \text{ cm}^2 \quad (\text{pág. 106})$$

$$U_s = \frac{13.432 \text{ pie}^3/\text{min}}{50.67 \text{ cm}^2} \times \frac{929 \text{ cm}^2}{1 \text{ pie}^2} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 4.104 \text{ pie/s}$$

A condiciones estándar, $\rho_v = 0.0808 \text{ lb/pie}^3$ (tabla 3-31, pág. 3-72, Perry and Chilton¹³).

A 586 mm Hg y 20°C :

$$\rho_v = 0.0808 \left(\frac{586}{760}\right)\left(\frac{273}{293}\right) = 0.05805 \text{ lb/pie}^3$$

$$F_s = 4.104 \sqrt{0.05805} = 0.9888 \quad (\text{valor máximo que puede obtenerse}).$$

En la investigación realizada por Kemp-Pyle¹², quienes emplearon el sistema aire-agua, se obtuvieron las caídas de presión de un plato con borboteadores Vulcan, a diferentes niveles de líquido y a varias velocidades de aire (tabla 1.6, pág. 60). Se observa que a un nivel de 1.37 pulg y un valor de F_s igual a 2.4 (valores mínimos de la tabla), la caída de presión es de 1.05 pulg H_2O .

Este valor comparado con la caída de presión del plato de la columna, que es de 10 pulg H_2O , indica que el borboteador Vulcan -

causa una caída de presión 10 veces menor a la ocasionada por el borboteador empleado en la columna experimental.

También puede compararse la caída de presión del plato, con los datos obtenidos por Sherwood-Jenny²¹. Para hacer esta comparación, primero debe expresarse el flujo de aire en g/(min)(cm ancho ranura).

De la tabla 3.6, pág. 130, $Q = 3.897 \text{ (pie}^3/\text{min)}_{\text{STD}}$, $q = 560 \text{ ml/min}$ y $\Delta P_p = 2 \text{ pulg H}_2\text{O}$.

Para obtener el ancho de ranura, se puede suponer una ranura de forma cuadrada con la misma área; entonces $\sqrt{5.06774} = 1.1255 \text{ cm}$.

A 586 mm Hg y 20°C:

$$Q = 3.897 \left(\frac{760}{586}\right)\left(\frac{293}{273}\right) = 5.424 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$\begin{aligned} \text{FLUJO DE AIRE} &= \frac{(5.424 \text{ pie}^3/\text{min})(0.05805 \text{ lb/pie}^3)}{1.1255 \text{ cm}} \times \frac{453.59 \text{ g}}{1 \text{ lb}} \\ &= 126.9 \text{ g/(min)(cm ancho ranura)} \end{aligned}$$

De acuerdo a la figura 1.37, pág. 58, a este flujo le corresponde una caída de presión de 3.8 cm H₂O = 1.49 pulg H₂O.

Puede observarse que este valor también es menor que la caída de presión del plato de la columna experimental, aunque en una proporción mucho menor.

Por último, se hace la comparación con los datos obtenidos por Peavy-Baker¹⁷, que están representados gráficamente en la figu

ra 1.36, pág. 58. Interpolando entre las curvas 1 y 2 de esta figura, para una velocidad de vapor de 1.812 pie/s y un sello estático de 0.125 pulg, se obtiene una caída de presión para dos platos, de aproximadamente 2.6 mm Hg; entonces para un plato, la caída de presión es 1.3 mm Hg = 0.6935 pulg H₂O. Este valor debe compararse con la caída de presión del plato a condiciones de operación similares.

Determinación de ΔP_p : Para aplicar la ecuación 3.20, se deben conocer los flujos de ambas fases.

De la tabla 4.1, para $U = 1.812$ pie/s : $G = 15.685$ mol/min, $\overline{PM} = 22.017$ g/mol, $\rho = 0.5714$ g/l, $t = 89.3^\circ\text{C}$.

$$Q = \frac{(15.685 \text{ mol/min})(22.017 \text{ g/mol})}{0.5714 \text{ g/l}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{28.32 \text{ l}} = 21.34 \text{ pie}^3/\text{min}$$

A condiciones estándar:

$$Q = 21.34 \left(\frac{586}{760}\right) \left(\frac{273}{362.3}\right) = 12.399 \text{ (pie}^3/\text{min)}_{\text{STD}}$$

$L = 876.015$ ml/min (valor tomado del cálculo del flujo de líquido a través de los bajantes, pág. 202).

Para este flujo de líquido, y utilizando la tabla 3.11, pág. 181, resulta $\xi = -0.075$ pulg H₂O.

$$\Delta P_p = 0.21402(12.399)^{1.69447} - 0.075 = 15.17 \text{ pulg H}_2\text{O}.$$

Este valor es comparativamente mucho mayor al obtenido por Peavy y Baker, aproximadamente 20 veces mayor.

De las comparaciones anteriores, puede afirmarse que la caída de presión del plato de la columna experimental, es excesivamente

elevada. Se puede inferir de los cálculos y de los análisis realizados, que el diseño del borboteador, aparte de producir eficiencias relativamente bajas, provoca grandes caídas de presión debido a que el vapor fluye por un espacio extremadamente reducido, donde se pierde una gran cantidad de energía de flujo; este espacio es específicamente el área de la sección transversal de los elevadores.

4.3 : ANALISIS DE LOS RESULTADOS DE INUNDACION.

Las condiciones de inundación de una columna, que se manifiestan por un aumento repentino en el nivel de líquido, deben evitarse manejando flujos inferiores a los indicados en la figura 3.14, pág. 189. Esta figura muestra la curva de inundación de la columna experimental; se observa que el rango de flujos que permiten desarrollar una operación estable es muy limitado, debido principalmente a que existe una alta caída de presión.

Por esta elevada caída de presión, el nivel del líquido que abandona un plato con una presión relativamente baja e ingresa a otro con una presión mayor, ocupa evidentemente una posición elevada en el bajante. Al aumentar la caída de presión debido al incremento del flujo de líquido o vapor, el nivel en el bajante aumentará más, para permitir que el líquido entre al plato inferior. Si se incrementa el flujo de cualquier fase, el líquido puede llenar todo el espacio entre los platos, y entonces la columna quedará inundada.

De la misma manera, también pueden presentarse condiciones de

inundación por el efecto del arrastre, ya que el líquido transportado de un plato inferior a otro superior, representa una carga adicional, de tal forma que la caída de presión puede incrementarse aún más, propiciado la inundación de la columna.

Por estas razones, es muy importante no sobrepasar los valores de flujo delimitados por la curva de inundación de la columna experimental.

CAPITULO 5

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El análisis efectuado en el capítulo anterior, permite obtener las siguientes conclusiones acerca del funcionamiento de la columna experimental.

Las eficiencias de los platos y de la columna son pequeñas debido a que la relación a_s/a_e es muy grande.

La sección transversal que limita el flujo del vapor, es el área de los elevadores. La relación $a_e/a_a = 0.1$ indica que el vapor pasa de un espacio reducido a otro considerablemente mayor. - El resultado total es una elevada caída de presión del gas o vapor a través de los platos.

La elevada caída de presión en la columna ($\Delta P_c = 6(15.17) = 91.02$ pulg $H_2O = 170.62$ mm Hg), definitivamente altera las propiedades del equilibrio del sistema líquido-vapor empleado, factor que debe ser considerado en el cálculo de los parámetros de operación.

Al efectuar pruebas de destilación o absorción, la columna puede operarse satisfactoriamente con cualquier sistema líquido-vapor.

La columna presenta cierta flexibilidad de operación, ya que puede manejar flujos de gas o vapor cercanos a 15 (pie^3/min)_{STD}, y flujos de líquido de hasta 2000 ml/min debido a la adecuada capacidad de los bajantes.

RECOMENDACIONES.

Con el fin de disminuir la caída de presión y elevar simultáneamente la eficiencia de la columna, se recomiendan a continuación algunos cambios al diseño de los platos

Aumentar el diámetro de la sección transversal de los elevadores a 1/2 pulg, y disminuir el diámetro de cada ranura circular a 3/8 de pulg. Con estas modificaciones, las áreas son : $a_e = 1.2668 \text{ cm}^2$, $a_a = 1.9002 \text{ cm}^2$ y $a_s = 2.8502 \text{ cm}^2$; y las relaciones son: $a_s/a_e = 2.25$, $a_e/a_a = 0.667$.

Disminuir la longitud del vertedero a 4 pulg para prolongar el tiempo de residencia del líquido sobre el plato. Con este cambio, $A_b = 13.5154 \text{ cm}^2$ y $A_v = 12.9032 \text{ cm}^2$, de forma que se conserva el sello líquido a la entrada del plato.

Por otra parte, para prácticas experimentales de destilación en la columna, se recomienda emplear el sistema etanol-agua debido a que sus datos de equilibrio son más accesibles que los datos de equilibrio de otros sistemas.

CONCLUSIONES GENERALES.

Los diferentes aspectos tratados teórica y experimentalmente en esta tesis profesional, constituyen en sí, una fuente importante de consulta e información, para ser considerada en prácticas y estudios experimentales de columnas de platos con borboteadores. - de esta manera, se cumple con uno de los objetivos planteados en este trabajo.

Por otra parte, se logró hacer la caracterización de la Columna de Platos con Borboteadores del Laboratorio, a partir de los estudios efectuados experimentalmente y del análisis realizado. Esta caracterización es trascendental porque permite conocer las eficiencias que pueden alcanzarse en operaciones de destilación, los flujos que aseguran una operación estable y las caídas de presión a diversas condiciones de flujo.

Asimismo, se elaboró el Manual de Operación de la Columna Experimental para realizar pruebas de destilación y hacer determinaciones de caída de presión.

Debe señalarse, que aparte de cumplir con los objetivos planteados, se trataron otros aspectos de igual importancia, tal como la calibración experimental de instrumentos.

A P E N D I C E S

APENDICE A : CALIBRACION DE INSTRUMENTOS

Entre los instrumentos implementados en la columna para efectuar su caracterización experimental, se empleó una placa de orificio de 21/64 pulg, un rotámetro de alimentación de 0-2000 ml/min y un rotámetro de recirculación de 0-1200 ml/min. Debido a que estos instrumentos registran datos de presión diferencial y porcentaje de flujo, es necesario presentar las gráficas de calibración correspondientes.

I.- CALIBRACION DE LA PLACA DE ORIFICIO P.O.

Con el objeto de determinar los flujos de operación de la fase gas, se utilizó una placa de orificio de 21/64 pulg. El procedimiento y equipo empleado para su calibración, es el siguiente:

Descripción del equipo.

- Placa de orificio de acero inoxidable con bordes biselados: - Diámetro del orificio, 21/64 pulg; espesor del material de fabricación, 3/64 pulg. La placa se instaló concéntricamente en un ducto de 3/4 pulg Céd. 40.
- Medidor de aire de paletas totalizadoras: Su uso específico es para medir gas L.P. La capacidad de registro es de 5 m³/hr de aire.
- Manómetro diferencial: Emplea mercurio como fluido manométrico. Registra una lectura máxima de 16 pulg Hg.
- Válvula reguladora V.R.: Diámetro nominal, 3/4 pulg Céd. 40.

Su función es la de mantener un flujo constante en la línea, debido a que el compresor del Laboratorio trabaja intermitentemente en un amplio rango de presión.

- Válvula de aguja V.A.: Diámetro nominal, 3/4 pulg Céd. 40. Establece un determinado flujo de aire en la línea.

- Termómetro bimetálico: Rango de operación, 0-100°C. Registra la temperatura del aire en la línea.

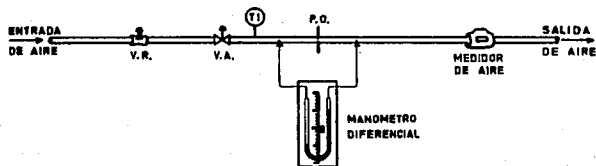
- Cronómetro: Registra el tiempo de duración de cada corrida.

Procedimiento de calibración.

a) Se realizó el montaje ilustrado en la figura A-1 utilizando las conexiones y los accesorios apropiados. Cerca del lugar donde se encontraba la placa de orificio, se evitó la colocación de instrumentos y accesorios que generasen turbulencia, siguiendo la recomendación de que antes y después de la placa existiera un tramo recto de tubería de ocho veces el diámetro nominal como mínimo.

b) Se puso en funcionamiento el compresor y se permitió la en -

FIGURA A-1: MONTAJE EXPERIMENTAL PARA LA CALIBRACION DE LA PLACA DE ORIFICIO P.O.



trada de aire al sistema para verificar el funcionamiento óptimo - del equipo, así como la no existencia de fugas de aire.

c) Se ajustaron los niveles del manómetro diferencial en la posición cero manteniendo cerrada la válvula de aguja.

d) Se permitió el paso de aire abriendo la válvula de aguja hasta una cierta posición; el flujo se controló con la válvula reguladora hasta obtener un valor único de la presión diferencial en el manómetro de mercurio.

e) Cuando se logró obtener un valor definido de la presión diferencial, se eligió un valor de referencia en el medidor y al instante se hizo funcionar el cronómetro hasta un determinado tiempo, en el cual se tomó el nuevo valor registrado en el medidor. Esta prueba se repitió tres veces para el mismo flujo de aire.

f) Para cada corrida se anotó, el tiempo de duración, la temperatura del aire en la línea, la presión diferencial en el manómetro y la diferencia de valores registrados en el medidor.

g) La operación descrita en el inciso 'd' se realizó a diferentes posiciones de la válvula de aguja para registrar distintos valores de presión diferencial. Para cada posición de la válvula, se repitieron los pasos indicados en los incisos 'e' y 'f'. Evidentemente, a cada posición de la válvula de aguja le corresponde una sola lectura en el manómetro diferencial.

Esta serie de pruebas se realizaron tratando de cubrir el mayor rango posible en la escala del manómetro. Los datos obtenidos se muestran en la tabla A-1.

TABLA A-1 : DATOS EXPERIMENTALES DE PRESION DIFERENCIAL EN LA
PLACA DE ORIFICIO P.O.

Temperatura de operación = 22°C (Constante)

P.Dif. μ , pulg Hg	V, m ³ de aire *	Tiempo, s
1.2	0.05	15.0
1.2	0.05	14.8
1.2	0.05	14.9
2.0	0.10	24.0
2.0	0.10	23.5
2.0	0.10	23.0
3.0	0.15	29.0
3.0	0.15	29.0
3.0	0.15	29.0
4.0	0.20	32.0
4.0	0.20	33.0
4.0	0.20	33.0
5.0	0.25	36.5
5.0	0.25	37.5
5.0	0.25	37.5
6.0	0.30	40.0
6.0	0.30	40.0
6.0	0.30	40.0
7.2	0.35	42.0
7.1	0.35	42.0
7.2	0.35	42.3
8.3	0.40	45.0
8.3	0.40	45.0
8.3	0.40	45.0
10.2	0.45	46.0
10.2	0.45	46.0
10.2	0.45	46.0
12.2	0.50	45.0
12.2	0.50	46.5
12.2	0.50	48.0
13.8	0.55	49.0
13.6	0.55	49.0
13.4	0.55	49.0
15.3	0.60	50.0
15.2	0.60	50.0
15.1	0.60	49.5

* V es el volumen de aire a las condiciones de operación.

El promedio de los datos anteriores para cada volumen de aire y el cálculo de los flujos correspondientes, se presentan en la tabla A-2, donde se ha incluido el cálculo de los flujos de aire a condiciones estándar (0°C , 760 mm Hg).

TABLA A-2 : SINTESIS DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DE LOS FLUJOS DE AIRE.

P.Dif. Δ , pulg Hg	V, m ³ aire*	T, s	Q, pie ³ /min	Q, (pie ³ /min) _{STD}
1.2	0.05	14.90	7.1103	5.0736
2.0	0.10	23.50	9.0165	6.4337
3.0	0.15	29.00	10.960	7.8205
4.0	0.20	32.67	12.971	9.2555
5.0	0.25	37.17	14.251	10.1688
6.0	0.30	40.00	15.892	11.3397
7.17	0.35	42.10	17.615	12.5692
8.3	0.40	45.00	18.834	13.4390
10.2	0.45	46.00	20.728	14.7905
12.2	0.50	46.50	22.784	16.2575
13.6	0.55	49.00	23.783	16.9704
15.2	0.60	49.83	25.513	18.2048

* V es el volumen de aire a las condiciones de operación.

Para obtener la gráfica de calibración de la placa de orificio, se aplicó un tratamiento estadístico a los datos de presión diferencial y flujo de aire a condiciones estándar (primera y quinta columnas de la tabla A-2).

Puesto que la variación de la presión diferencial P.Dif. Δ , con el flujo Q, es exponencial, se establecieron las siguientes igualdades de variables: $y = \log P.Dif. \Delta$; $x = \log Q$, y se obtuvieron los datos presentados en la siguiente tabla.

TABLA A-3 : REPRESENTACION DE DATOS PARA EL TRATAMIENTO ESTADISTICO

y_i (log P.Dif. ϕ)	x_i (log Q)	x_i^2	$x_i y_i$
0.0792	0.7053	0.4975	0.0559
0.3010	0.8085	0.6536	0.2433
0.4771	0.8932	0.7979	0.4261
0.6021	0.9664	0.9339	0.5819
0.6990	1.0073	1.0146	0.7041
0.7782	1.0546	1.1122	0.8207
0.8555	1.0993	1.2085	0.9404
0.9191	1.1284	1.2732	1.0371
1.0086	1.1700	1.3689	1.1801
1.0864	1.2110	1.4666	1.3156
1.1335	1.2297	1.5121	1.3939
1.1818	1.2602	1.5881	1.4893
<u>9.1215</u>	<u>12.5339</u>	<u>13.4271</u>	<u>10.1884</u>

De acuerdo al método estadístico de mínimos cuadrados, las fórmulas expuestas en la página 171 se aplican para calcular los diversos parámetros considerados en el método y para obtener la recta de ajuste. Con base en estas fórmulas, los cálculos son los siguientes:

$$\text{Varianza: } S_x^2 = \frac{1}{12 - 1} 13.4271 - \frac{1}{12} (12.5339)^2 = 0.03050$$

$$\text{Covarianza: } S_{xy} = \frac{1}{12 - 1} 10.1884 - \frac{1}{12} (9.1215)(12.5339) = 0.06010$$

$$\text{Promedios: } \bar{x} = \frac{12.5339}{12} = 1.04449 \quad ; \quad \bar{y} = \frac{9.1215}{12} = 0.76012$$

$$\text{Coeficiente de regresión: } C_R = \frac{0.06010}{0.03050} = 1.97049$$

Recta de ajuste: $y - 0.76012 = 1.97049 (x - 1.04449)$

que puede escribirse como; $y = 1.97049 x - 1.29804$

De acuerdo a las igualdades establecidas anteriormente, esta ecuación toma la forma:

$$\log P.\text{Dif.}_d = 1.97049 \log Q - 1.29804$$

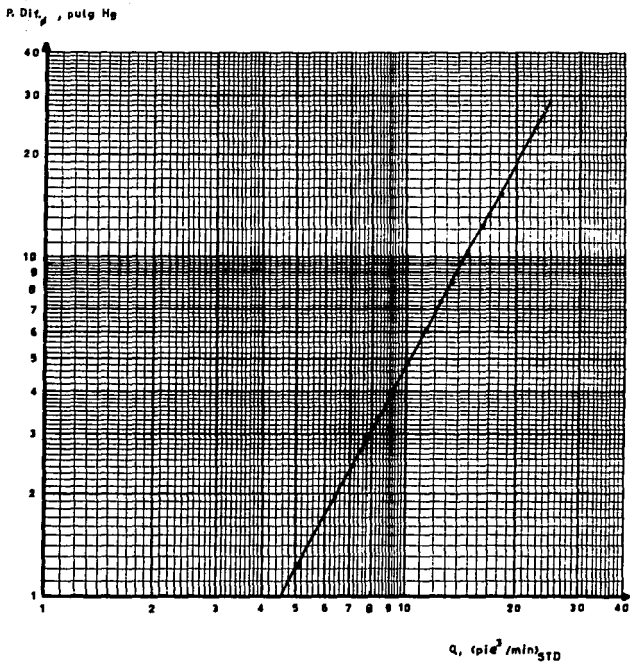
Los valores de $P.\text{Dif.}_d$ determinados a partir de esta expresión se indican en la tabla A-4.

TABLA A-4 : DATOS DE PRESION DIFERENCIAL Y FLUJOS DE AIRE EVALUADOS MEDIANTE LA ECUACION DE LA RECTA DE AJUSTE.

$Q, (\text{pie}^3/\text{min})_{\text{STD}}$	$P.\text{Dif.}_d, \text{ pulg Hg.}$
5.0736	1.2353
6.4337	1.9725
7.8205	2.8978
9.2555	4.0387
10.1688	4.8616
11.3397	6.0262
12.5692	7.3813
13.4390	8.4216
14.7905	10.1718
16.2575	12.2554
16.9704	13.3369
18.2048	15.3159

La representación gráfica de estos datos se muestra en la figura A-2. Esta es la gráfica de calibración de la placa de orificio.

FIGURA A-2 : GRAFICA DE CALIBRACION DE LA PLACA
DE ORIFICIO P. O.



II.- ROTAMETRO DE ALIMENTACION R-3.

Para determinar el flujo de alimentación de la solución a la columna, se implementó un rotámetro Gilmont N° 5, que tiene una capacidad de registro de flujo de 2000 ml/min. Su calibración no fue necesaria, ya que la gráfica correspondiente se obtuvo de las hojas de datos proporcionadas por el fabricante.

En la figura A-3 se muestra la gráfica de calibración del rotámetro de alimentación, en la cual se representa el flujo de la fase líquida expresado en ml/min en función del flujo expresado en porcentaje.

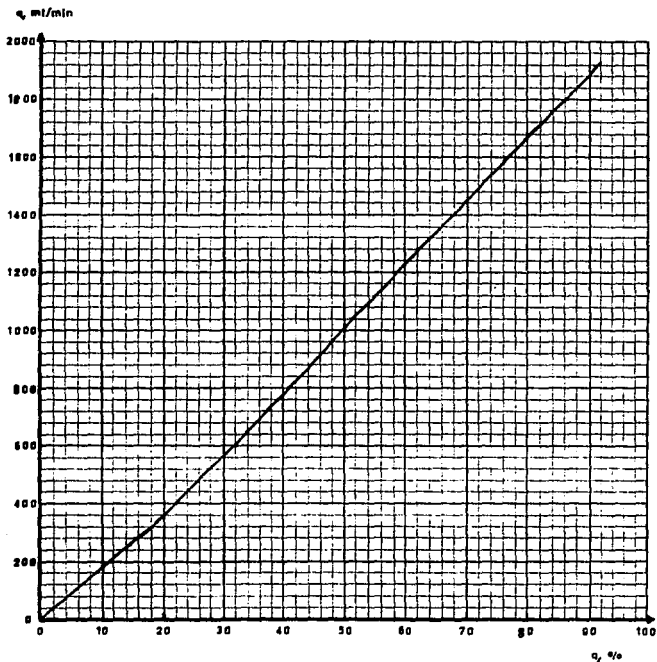
III.- CALIBRACION DEL ROTAMETRO DE REFLUJO R-4.

Para conocer el flujo del destilado líquido que se recircula a la columna, se instaló un rotámetro de flujo preciso que tiene una capacidad de registro de 1200 ml/min. El procedimiento y equipo empleado para su calibración, es el siguiente:

Descripción del equipo.

- Rotámetro R-4: Rango de operación, 0-1200 ml/min. Registra porcentajes de flujo.
- Tanque de almacenamiento: Es utilizado para preparar y almacenar la solución de etanol-agua. La capacidad es de 82.37 l.
- Válvula de aguja V.A.: Diámetro nominal, 3/4 pulg Céd. 40. Su función es controlar el flujo de solución al sistema.
- Densímetro Gay-Lussac: Es utilizado para medir la concentra -

FIGURA A-3 : GRAFICA DE CALIBRACION DEL ROTAMETRO
DE ALIMENTACION R-3.



ción de la solución etanol-agua.

- Dos probetas de vidrio, graduadas: La capacidad de estas probetas es de 500 y 1000 ml respectivamente, y se utilizan para cuantificar el volumen de solución que se obtiene en cada corrida.

- Recipiente de depósito: Se emplea para recuperar y regresar la solución recibida al tanque de almacenamiento. La capacidad es de 20 l.

- Cronómetro: Registra el tiempo de cada corrida.

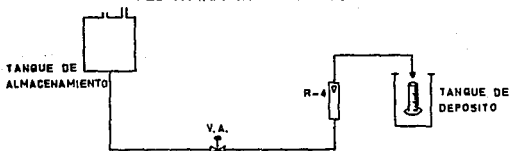
Procedimiento de calibración.

a) Se realizó el montaje ilustrado en la figura A-4 utilizando los accesorios y conexiones adecuados. Se efectuó una prueba hidráulica para verificar la no existencia de fugas en el sistema.

b) Se preparó en el tanque de almacenamiento la cantidad de 30 litros de una solución etanol-agua con una densidad de 0.83 g/ml, que es la concentración que se obtiene aproximadamente en la zona de rectificación durante una operación normal de destilación.

c) Se permitió el paso de solución al sistema abriendo la válvula

FIGURA A-4: MONTAJE EXPERIMENTAL PARA LA CALIBRACION DEL ROTAMETRO DE REFLUJO R-4.



la de aguja hasta una cierta posición, de manera que se definiera un flujo determinado en el rotámetro, haciendo el control total con la misma válvula de aguja.

d) Cuando se alcanzaron las condiciones de flujo estable, se empezó a llenar una de las probetas, y al instante se hizo funcionar el cronómetro para registrar el tiempo de la corrida. Después de cada prueba se regresaba la solución al tanque de almacenamiento.

e) Se repitió el paso anterior para distintas posiciones de la válvula de aguja. En cada una de las pruebas se anotó el tiempo de duración de la corrida, el volumen recibido y el valor del porcentaje de flujo.

Las pruebas se realizaron tratando de cubrir la mayor parte de la escala del rotámetro. Los resultados obtenidos son los siguientes:

TABLA A-5 : DATOS EXPERIMENTALES DE PORCENTAJE DE FLUJO EN EL ROTAMETRO DE RECIRCULACION R-4.

Flujo q, %	Tiempo, s	Volumen, ml
95	52.4	1000
90	27.8	500
90	27.6	500
85	28.6	500
85	29.6	500
85	29.4	500
80	31.2	500
80	31.2	500
75	33.6	500
75	33.8	500
70	35.4	500
70	35.2	500

(Continúa)

Flujo q, %	Tiempo, s	Volumen, ml
65	38.0	500
65	37.6	500
60	40.8	500
60	40.4	500
55	44.2	500
55	44.4	500
50	48.0	500
50	48.4	500
45	26.4	250
45	26.8	250
40	29.4	250
40	30.0	250
35	34.4	250
35	34.4	250
30	41.6	250
30	41.8	250
25	52.6	250
25	53.4	250
20	75.6	250
20	76.0	250
15	46.0	100
15	47.6	100

El promedio de los datos anteriores para cada valor de porcentaje de flujo, y los cálculos correspondientes a los flujos de la solución, se resumen en la tabla A-6.

La gráfica de calibración del rotámetro de recirculación se obtiene aplicando un tratamiento estadístico a los datos de porcentaje de flujo y flujo de solución presentados en la primera y cuarta columnas respectivamente, de la tabla A-6.

Para este caso la igualdad de variables es: $x = q$ (%); $y = q$ (ml/s).

TABLA A-6 : SINTESIS DE LOS DATOS EXPERIMENTALES Y DE LOS FLUJOS DE LA SOLUCION ETANOL-AGUA.

q, %	T, s	V, ml	q, ml/s
95	52.4	1000	19.0840
90	27.7	500	18.0505
85	29.2	500	17.1233
80	31.2	500	16.0256
75	33.7	500	14.8368
70	35.3	500	14.1643
65	37.8	500	13.2275
60	40.6	500	12.3153
55	44.3	500	11.2867
50	48.2	500	10.3734
45	26.6	250	9.3985
40	29.7	250	8.4175
35	34.4	250	7.2674
30	41.7	250	5.9952
25	53.0	250	4.7170
20	75.8	250	3.2982
15	46.8	100	2.1368
			<u>187.7180</u>

En la tabla A-7 se exponen los datos obtenidos del tratamiento estadístico.

Los valores de los parámetros del método estadístico se calculan siguiendo un procedimiento análogo al utilizado en la calibración de la placa de orificio. De esta manera, para los datos de la tabla A-7 se tiene:

$$\text{Varianza: } S_x^2 = \frac{1}{17 - 1} \left[61625 - \frac{1}{17} (935)^2 \right] = 637.5$$

TABLA A-7 : REPRESENTACION DE DATOS PARA EL TRATAMIENTO ESTADISTICO
Y CALIBRACION DEL ROTAMETRO R-4.

x_1 (q, %)	x_1^2	$x_1 y_1$	q, ml/s
95	9025	1812.98	19.2882
90	8100	1624.54	18.2574
85	7225	1455.48	17.2267
80	6400	1282.05	16.1960
75	5625	1112.76	15.1652
70	4900	991.50	14.1344
65	4225	859.79	13.1037
60	3600	738.92	12.0730
55	3025	620.77	11.0422
50	2500	518.67	10.0114
45	2025	422.93	8.9807
40	1600	336.70	7.9500
35	1225	254.36	6.9192
30	900	179.86	5.8884
25	625	117.92	4.8577
20	400	65.96	3.8270
15	225	32.05	2.7962
<u>935</u>	<u>61625</u>	<u>12427.24</u>	

$$\text{Covarianza: } S_{xy} = \frac{1}{17 - 1} \left[12427.24 - \frac{1}{17} (935)(187.718) \right] = 131.42225$$

donde el valor de 187.718 es la suma de los datos de la cuarta columna de la tabla A-6.

$$\text{Promedios: } \bar{x} = \frac{935}{17} = 55 \quad ; \quad \bar{y} = \frac{187.718}{17} = 11.0422$$

$$\text{Coeficiente de regresión: } C_R = \frac{131.42225}{637.5} = 0.20615$$

Recta de ajuste: $y - 11.0422 = 0.20615 (x - 55)$

que puede escribirse como; $y = 0.20615 x - 0.29605$

De acuerdo a la definición de variables, la ecuación anterior en función del flujo de la fase líquida, es:

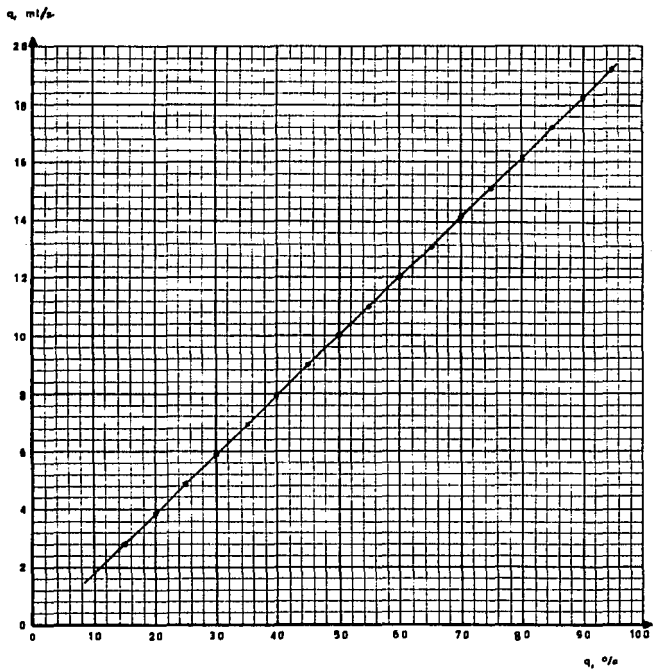
$$q = 0.20615 (q, \%) - 0.29605$$

donde q es el flujo del líquido destilado, en ml/s ; y $(q, \%)$ es el valor que registra la escala del rotámetro.

De la aplicación de la ecuación anterior a los datos experimentales, se obtuvieron los datos mostrados en la cuarta columna de la tabla A-7.

La representación gráfica de los datos de porcentaje de flujo y flujo de líquido, expuestos en la primera y cuarta columnas de la tabla A-7, se ilustra en la figura A-5. Esta es la gráfica de calibración del rotámetro de reflujo R-4.

FIGURA A-5 : GRAFICA DE CALIBRACION DEL ROTAMETRO
DE REFLUJO R-4.



APENDICE B : MANUAL DE OPERACION DE LA COLUMNA

En este Manual de Operación se explica en detalle el procedimiento experimental que debe seguirse para obtener un funcionamiento adecuado de la columna de platos. En la descripción correspondiente a las operaciones de destilación, se hace una constante referencia al diagrama de flujo de proceso mostrado en la figura 2.11 (Cap. 2, pág. 110). Asimismo, la descripción del método para la determinación de las caídas de presión, se apoya en el diagrama de flujo presentado en la figura 3.2 (Cap. 3, pág. 124).

1.- OPERACIONES DE DESTILACION.

a) Preparación de la solución de alimentación: La preparación de la solución se realiza a la composición deseada en un recipiente adecuado y libre de impurezas, pero preferentemente en el tanque de alimentación FA-101 que está provisto de boquillas en la parte superior y que pueden utilizarse para este fin. Se agregan en este tanque las cantidades de etanol a 96°G.L. y de agua de acuerdo a la composición previamente elegida.

La composición de la solución se verifica con un densímetro Gay-Lussac tomando una muestra del tanque FA-101 en una probeta de 500 ml a la salida de la válvula 29.

b) Suministro adecuado de los servicios: Se purga la línea de vapor abriendo la válvula 35 y se comprueba que el suministro de vapor de agua, agua de enfriamiento y energía eléctrica al proceso sea el apropiado.

c) Alimentación de la mezcla etanol-agua: Se pone en funcionamiento la bomba GA-101 para alimentar la solución a la columna; la cantidad alimentada debe ser la suficiente para llenar el rehervidor EA-101 y establecer un nivel de líquido del 60% en el indicador L-3 de la columna. Esta operación se logra abriendo las válvulas 1, 2, 3, 5 y 14; y manteniendo cerradas las válvulas 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 29 y 30.

Una vez establecido el nivel de 60%, se interrumpe el funcionamiento de la bomba para suspender la alimentación de la solución a la columna.

d) Evaporación de la solución alimentada: Se efectúa el suministro de vapor de agua al rehervidor EA-101 abriendo la válvula 33 y cerrando la válvula 35, la válvula 34 debe mantenerse abierta. Después de que se ha evaporado cierta cantidad de solución, se hace funcionar la bomba GA-101 para reestablecer el nivel en el indicador L-3 y mantenerlo en un intervalo de 50 a 60%.

e) Condensación de la fase vapor. Se abren las válvulas 31 y 32 para iniciar el proceso de condensación de los vapores que alcanzan el domo de la columna, el suministro de agua de enfriamiento se regula con la válvula 31. Las válvulas 15, 16 y 18 deberán permanecer cerradas. Debido a que el líquido generado en el condensador EA-102 fluye por gravedad al tanque de acumulación FA-103, debe apreciarse un nivel de líquido en el indicador L-4 de este tanque, con tendencia a aumentar.

Es importante aclarar que los pasos descritos en los incisos 'd' y 'e' se realizan en la práctica en forma casi simultánea, pero en el orden indicado.

f) Estabilización de la columna: Cuando el nivel de líquido en el indicador L-4 sea del 40%, se pone en funcionamiento la bomba de recirculación GA-102, se abre la válvula 18 para establecer las condiciones de reflujo total y se suspende el flujo de alimentación a la columna deteniendo el funcionamiento de la bomba GA-101 y cerrando la válvula 5.

Para lograr la estabilización de la operación, se controla el flujo de vapor de agua y agua de enfriamiento con las válvulas 33 y 31 respectivamente, de manera que los indicadores de nivel L-3 y L-4 permanezcan invariables. Si el nivel L-3 de la columna empieza a aumentar, se suministra mayor cantidad de vapor de agua abriendo la válvula 33, o bien, se hace disminuir la cantidad de agua de enfriamiento cerrando ligeramente la válvula 31; se procede en forma inversa si el nivel L-4 en el tanque de acumulación comienza a aumentar. El control de los flujos de vapor de agua y agua de enfriamiento, permite mantener niveles de líquido definidos en la columna y en el tanque de acumulación.

Por otra parte, la recirculación de la bomba GA-102 al tanque FA-103 debe ser constante, de manera que la válvula 17 debe mantenerse en una determinada posición de abertura.

g) Muestreo en la columna a condiciones de reflujo total: Una vez que se ha estabilizado la operación en la columna, se mantienen estas condiciones de reflujo total durante 20 min para asegurar que los flujos internos de las fases líquida y vapor, así como sus propiedades fisicoquímicas, sean constantes en cada punto del proceso. Entonces se procede a tomar muestras representativas de -

la fase líquida en cada plato utilizando las válvulas correspondientes, en el fondo de la columna y en la línea de destilado por medio de las válvulas 30 y 15 respectivamente. Se registran los valores de la temperatura y presión de operación indicados respectivamente en T-1 y P-2, así como la temperatura y presión en el rehervidor EA-101.

Para efectuar otro muestreo, se somete nuevamente la columna a condiciones de reflujo total un tiempo de 15 min, para que se reestablezcan los flujos y las composiciones de las fases en el interior de la columna, entonces se toman las muestras correspondientes de acuerdo al procedimiento anterior.

h) Destilación a condiciones preestablecidas: Se eligen previamente las condiciones de operación que son: la composición y el flujo de la solución de alimentación, el plato de alimentación y la relación de reflujo. Se procede de la siguiente manera: Se alimenta la solución a la columna DA-101 abriendo la válvula correspondiente al plato de alimentación elegido (válvulas 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11 ó 12) y manteniendo una recirculación constante al tanque de alimentación FA-101 fijando la abertura de la válvula 2 en una cierta posición. Para no alterar la estabilidad de la operación, el flujo de alimentación en un inicio debe ser pequeño regulándolo con la válvula 3.

En el instante en que se presenten los procesos de evaporación y condensación, se iniciará la extracción de pequeñas cantidades de residuo y destilado, y la recirculación de alguna porción de destilado a la columna, abriendo las válvulas 13, 15 y 18 respec

tivamente. Este proceso se realiza en forma simultánea vigilando constantemente que los niveles L-3 y L-4 varíen lo menos posible. Se prosigue esta operación incrementando lentamente el flujo de alimentación hasta el valor requerido, al mismo tiempo que se establece paulatinamente el flujo de recirculación a la columna indicado en el rotámetro R-2. En el momento en que se presente alguna variación de nivel en los indicadores L-3 y/o L-4, causada principalmente por los flujos externos, se debe suministrar la cantidad de vapor de agua y/o agua de enfriamiento necesaria para reestablecer los niveles de líquido manipulando correctamente las válvulas 33 y 31, como se ha indicado en el inciso 'f'.

i) Muestreo en la columna a las condiciones preestablecidas: Se mantienen por un espacio de 20 min las condiciones de operación estable en la columna. Se procede a tomar muestras representativas de la fase líquida en cada uno de los platos, del producto de fondos y de la línea de destilado, empleando las válvulas correspondientes. Para tener una mayor confiabilidad en el análisis de las composiciones, es conveniente tomar como mínimo dos muestras en cada lugar; los muestreos deben efectuarse cada 15 min por las razones expuestas en el inciso 'g'. Finalmente se registran las temperaturas y presiones de la operación, así como los flujos indicados en los rotámetros R-1 y R-2.

j) Término de la operación: La secuencia de paro es la siguiente: Se suspende la alimentación de la solución a la columna desconectando el motor de la bomba GA-101 y cerrando las válvulas 1, 3 y la correspondiente al plato de alimentación. Se interrumpe el suministro de vapor de agua cerrando la válvula 33 y purgando la lí-

nea con la válvula 35. Se cierra la válvula 15 y se suspende el flujo de recirculación al domo de la columna cerrando la válvula 18 y desconectando el motor de la bomba GA-102. Se interrumpe el suministro de agua de enfriamiento cerrando la válvula 31. Se recolecta en un recipiente adecuado todo el líquido existente en la columna DA-101 y en el rehervidor EA-101 cerrando la válvula 13 y abriendo la válvula 30.

Las cantidades de producto obtenidas en la operación y almacenadas en los tanques FA-102 y FA-103 pueden recuperarse completamente en el tanque FA-101 para ser reutilizadas en operaciones posteriores. Para la recuperación del producto residuo, se abren completamente las válvulas 2 y 20 y se pone en funcionamiento la bomba GA-101; cuando se agote el contenido del tanque FA-102, se interrumpe el funcionamiento de la bomba GA-101. Por último, se recupera el producto destilado almacenado en el tanque FA-103 abriendo completamente la válvula 16; es importante señalar que este producto tiene una concentración apreciable del componente más volátil.

OBSERVACION: En los incisos 'a' y 'c', se ha indicado respectivamente, la preparación de una solución etanol-agua y su alimentación a la columna. Sin embargo, pueden ser utilizados otros sistemas líquido-vapor en la columna siguiendo este mismo procedimiento de operación.

II.- DETERMINACION DE LAS CAIDAS DE PRESION.

En forma general, se cierran permanentemente las válvulas de proceso 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 14, 16, 17, 18, 21, 22, 23, 24, 25, 26, 27, 28 y las válvulas de las líneas de vapor de agua y agua de enfriamiento, ya que su uso es básicamente en operaciones de destilación.

CAIDA DE PRESION DEL GAS PARA EL FLUJO DE UNA SOLA FASE.

a) Preparación de la operación: Se cierran las válvulas 1, 2, 3 12 y 13 y se mantienen abiertas las válvulas 15 y 38. Se ajustan a la posición cero los niveles de los fluidos manométricos en las regletas de los manómetros diferenciales MD-1 y MD-2, y se verifica que el compresor suministre aire adecuadamente.

En la práctica, el manómetro diferencial MD-2 puede sustituirse por otro manómetro conocido como "ojo de águila", que tiene una escala mayor que los manómetros convencionales de mercurio. Las tomas de baja y alta presión de este manómetro deben conectarse con las correspondientes tomas de presión de la placa de orificio.

b) Determinación de la caída de presión en el plato N° 1: Se cierra la válvula 36 y se acopla la toma de alta presión del manómetro diferencial MD-1 a la salida de la línea de la válvula 37. Se abren completamente las válvulas 37 y 38.

c) Se pone en funcionamiento el compresor suministrando aire al sistema abriendo las válvulas 39 y 40 hasta una cierta posición. Se mantienen estas condiciones de operación durante 15 min para lograr un flujo estable de aire a través del sistema, el cual se ma-

nifesta al observar lecturas perfectamente definidas en ambos manómetros diferenciales.

d) Se procede a establecer un flujo constante de aire. Puesto que el compresor trabaja en forma intermitente, es necesario regular la cantidad de aire con la válvula 39, el control preciso del flujo se realiza con la válvula 40. Se registran las presiones diferenciales indicadas en los manómetros MD-1 y MD-2, y el valor de la temperatura del aire que se lee en el termómetro T-4. El flujo de aire se obtiene de la gráfica de calibración de la placa de orificio (ver figura A-2).

e) Se establece un nuevo flujo de aire haciendo su control con la válvula 40 y se registran nuevamente los datos de presión diferencial y temperatura indicados en los instrumentos correspondientes.

Se sigue este procedimiento para distintos flujos de aire, de manera que se cubra el mayor rango posible en la escala del manómetro diferencial MD-1. Para tener una mayor confiabilidad, es conveniente realizar cada prueba dos veces como mínimo, para el mismo flujo de aire.

f) Determinación de la caída de presión en la columna: Se cierra la válvula 40 para impedir la entrada de aire al sistema. Se cambia la toma de alta presión del manómetro diferencial MD-1 a la salida de la válvula 36, la cual se abre completamente.

Se cierra la válvula 37 y se repiten los pasos descritos en los incisos 'c', 'd' y 'e' registrando correctamente los datos de la operación.

g) Término de la operación: Se suspende el suministro de aire al sistema cerrando las válvulas 39 y 40, y finalmente se detiene el funcionamiento del compresor desconectando su interruptor.

CAIDA DE PRESION DEL GAS PARA EL FLUJO DE DOS FASES.

a) Preparación de la operación: Se llena completamente el tanque de alimentación FA-101 de agua utilizando las boquillas localizadas en su parte superior, y se abren totalmente las válvulas 2, 12, 15 y 38. Se ajustan a la posición cero los niveles de los flujos manométricos en las regletas de los manómetros diferenciales MD-1 y MD-2, y se verifica que exista suministro de energía eléctrica para el funcionamiento de los motores de la bomba GA-101 y del compresor.

b) Se abren las válvulas 1 y 3 y se hace funcionar la bomba GA-101 para alimentar cierta cantidad de agua a la columna en la parte superior.

c) Se establece un flujo constante de agua en el rotámetro R-3 haciendo su control con la válvula 3. Cuando el nivel L-3 de la columna sea de 50%, se abre la válvula 13 lo suficiente para conservar ese valor durante toda la operación. Es necesario que el nivel de líquido en la columna sea constante, ya que una pequeña variación provoca una alteración importante de la presión estática en el fondo de la columna.

d) Determinación de la caída de presión en el plato N° 1: Se cierra la válvula 36 y se abren completamente las válvulas 38 y 37,

la salida de esta última se acopla a la toma de alta presión del manómetro diferencial MD-1. Entonces se hace funcionar el compresor y se abren las válvulas 39 y 40 para suministrar aire al sistema; el flujo de aire se controla como ya se explicó en el inciso 'd' del apartado anterior.

Estas condiciones de operación de flujo a contracorriente de las fases gas y líquida, se mantienen durante 20 min para que se establezcan completamente los flujos y puedan observarse lecturas perfectamente definidas en los manómetros MD-1 y MD-2.

e) Se permite el ingreso de un flujo pequeño de aire abriendo ligeramente la válvula 40; las intermitencias de flujo se regulan con la válvula 39. Entonces se registran los valores de las presiones diferenciales de ambos manómetros y la temperatura del aire indicada en el termómetro T-4, correspondientes al flujo de agua que se indica en el rotámetro R-3.

f) Se permite un flujo mayor de aire al sistema abriendo un poco más la válvula 40 y se repite el paso explicado en el inciso anterior.

Se lleva a cabo este procedimiento para varios flujos de aire de manera que se cubra el mayor rango posible de caída de presión en el manómetro diferencial MD-1. Se reitera que es conveniente efectuar dos veces como mínimo cada prueba.

g) Se cierra la válvula 40 y se establece un nuevo flujo de agua en el rotámetro R-3 abriendo más la válvula 3, y se repite ordenadamente el procedimiento descrito en los incisos 'c', 'd', 'e' y 'f'.

La operación anterior se desarrolla íntegramente para distintos flujos de la fase líquida, de manera que se cubra el mayor rango posible en la escala del rotámetro R-3. En la práctica es recomendable efectuar estas determinaciones iniciando con flujos pequeños de ambas fases.

h) Determinación de la caída de presión en la columna: Para determinar la caída de presión de la fase gas a través de la columna a las condiciones de flujo de agua y aire a contracorriente, se desarrolla el mismo procedimiento descrito en los incisos anteriores haciendo un ligero cambio que consiste en cerrar la válvula 37 y acoplar la toma de alta presión del manómetro diferencial MD-1 a la salida de la válvula 36, la cual se abre completamente.

i) Término de la operación: La secuencia de paro es la siguiente: Se desconectan los interruptores del compresor y del motor de la bomba GA-101 para suspender los flujos de aire y agua a la columna. Se cierran las válvulas 1, 2, 3, 12, 36, 38, 39 y 40. Se drena la columna abriendo la válvula 13 para recolectar en el tanque FA-102, todo el volumen de agua que se haya empleado. El agua contenida en este tanque se transporta al tanque de alimentación FA-101 abriendo las válvulas 2 y 20 y haciendo funcionar la bomba GA-101; esta última operación es con el objeto de no desperdiciar el agua y poder utilizarla posteriormente. Finalmente se desconectan las tomas de los manómetros diferenciales MD-1 y MD-2, los cuales se retiran del sistema para que no sufran daño alguno.

APENDICE C : DATOS DE EQUILIBRIO

Los siguientes datos corresponden al sistema etanol-agua a una presión de 586 mm Hg.

TABLA C-1 : DATOS DE TEMPERATURA-COMPOSICION⁷.

<u>t, °C</u>	<u>x</u>	<u>y</u>
92.8	0.00	0.000
85.6	0.05	0.275
81.7	0.10	0.400
79.3	0.15	0.475
77.7	0.20	0.525
76.5	0.25	0.565
75.7	0.30	0.595
75.0	0.35	0.620
74.4	0.40	0.640
73.9	0.45	0.660
73.5	0.50	0.680
73.2	0.55	0.705
72.8	0.60	0.725
72.5	0.65	0.750
72.2	0.70	0.775
72.0	0.75	0.805
71.9	0.80	0.835
71.8	0.85	0.870
71.7	0.90	0.900
71.8	0.95	0.950
71.9	1.00	1.000

En $t = 71.7^{\circ}\text{C}$ se localiza el punto de azeotropía.

x,y : Fracciones mol del líquido y del vapor respectivamente.

En la figura C-1 están representados gráficamente los datos de esta tabla.

FIGURA C-1 : DIAGRAMA t-xy PARA EL SISTEMA
ETANOL-AGUA A 586 mm Hg.

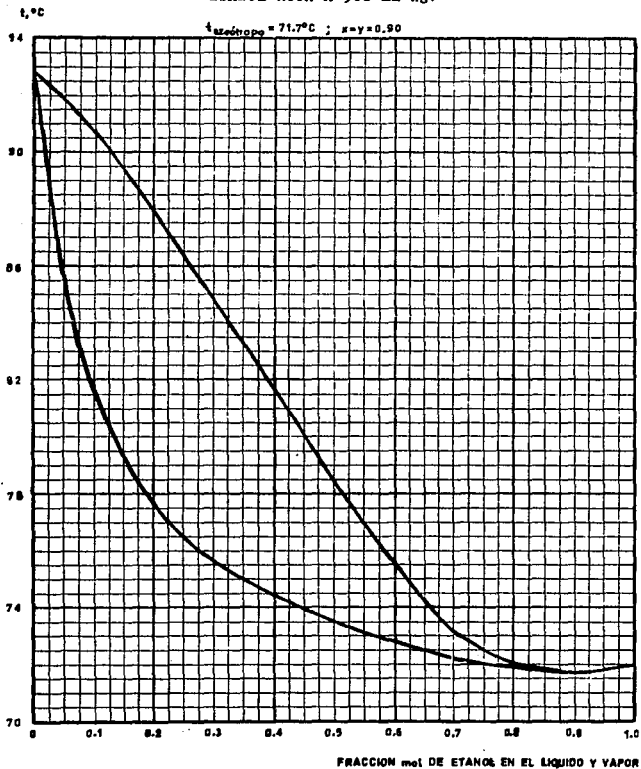


TABLA C-2 : DATOS DE COMPOSICIONES EN EQUILIBRIO⁷.

<u>x_{masa}</u>	<u>y_{masa}</u>	<u>x</u>	<u>y</u>
0	0	0	0
0.05	0.3325	0.02017	0.16307
0.10	0.4575	0.04165	0.24804
0.15	0.5400	0.06457	0.31468
0.20	0.6050	0.08908	0.37465
0.25	0.6550	0.11534	0.42615
0.30	0.6925	0.14357	0.46833
0.35	0.7225	0.17397	0.50455
0.40	0.7475	0.20683	0.53660
0.45	0.7700	0.24244	0.56700
0.50	0.7875	0.28117	0.59176
0.55	0.8025	0.32344	0.61380
0.60	0.8175	0.36977	0.63664
0.65	0.8250	0.42076	0.64838
0.70	0.8375	0.47717	0.66842
0.75	0.8500	0.53990	0.68910
0.80	0.8675	0.61007	0.71917
0.85	0.8875	0.68910	0.75524
0.90	0.9150	0.77878	0.80808
0.9583	0.9583	0.9	0.9
1	1	1	1

donde x_{masa} : Fracción masa de etanol en la fase líquida

y_{masa} : Fracción masa de etanol en la fase vapor

x : Fracción mol de etanol en la fase líquida

y : Fracción mol de etanol en la fase vapor.

Los valores de la fracción mol se obtuvieron a partir de la -
relación:

$$\text{fracción mol} = \frac{18.02 (\text{fracción masa})}{46.07 - 28.05 (\text{fracción masa})}$$

En las figuras C-2 y C-3 están representados los datos de esta tabla.

FIGURA C-2 : DIAGRAMA x_{masa} - y_{masa} PARA EL SISTEMA ETANOL-AGUA A 586 mm Hg.

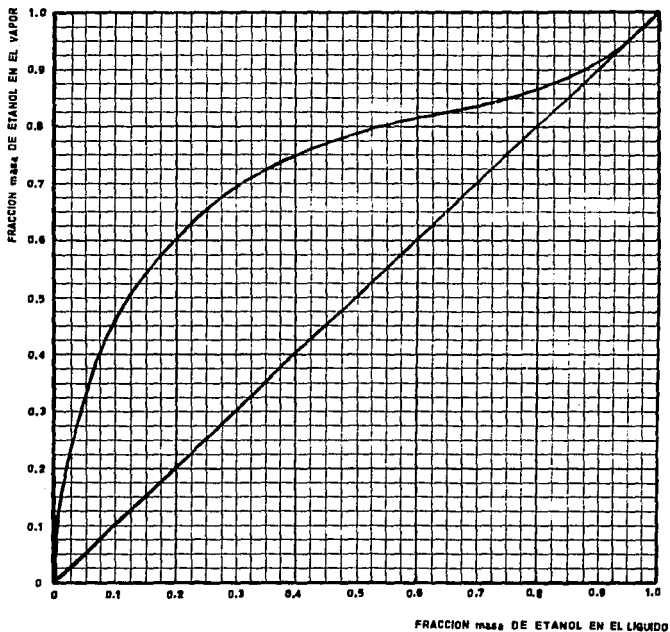


FIGURA C-3 : DIAGRAMA xy PARA EL SISTEMA
ETANOL-AQUA A 586 mm Hg.

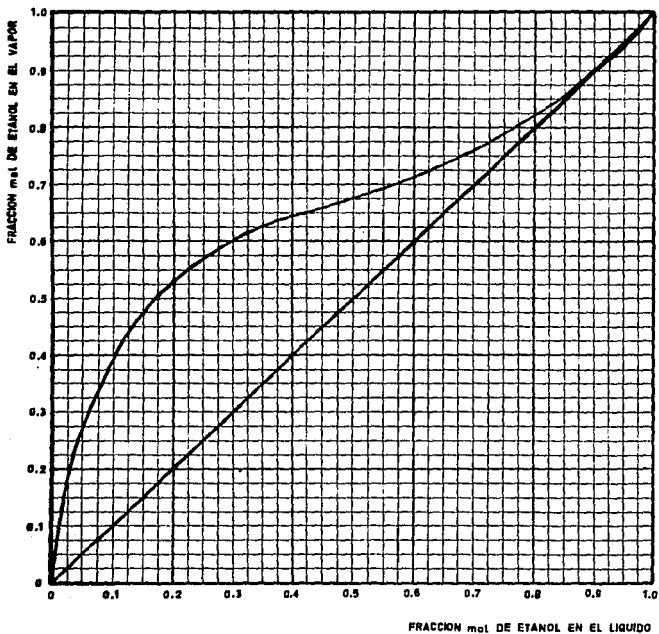


TABLA C-3 : DATOS DE ENTALPIA-COMPOSICION⁷.

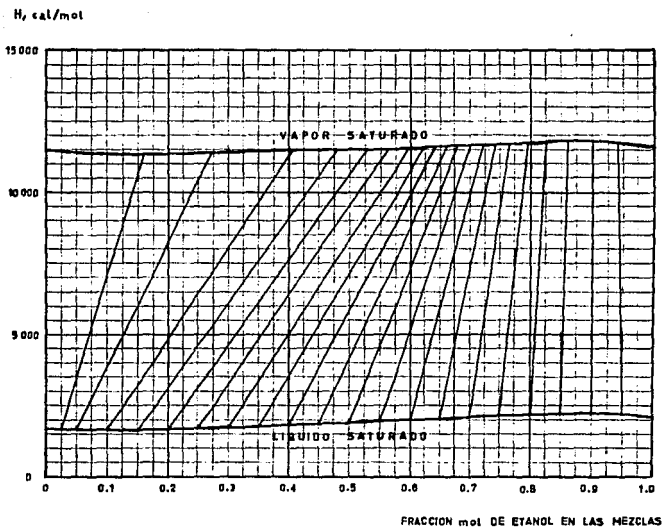
H_L , cal/mol	x	H_G , cal/mol	y
1700	0.00	11450	0.00
1675	0.05	11400	0.05
1650	0.10	11350	0.10
1650	0.15	11350	0.15
1700	0.20	11350	0.20
1725	0.25	11375	0.25
1750	0.30	11400	0.30
1775	0.35	11450	0.35
1800	0.40	11500	0.40
1850	0.45	11500	0.45
1900	0.50	11500	0.50
1950	0.55	11525	0.55
2000	0.60	11550	0.60
2025	0.65	11650	0.65
2100	0.70	11700	0.70
2150	0.75	11725	0.75
2200	0.80	11750	0.80
2225	0.85	11800	0.85
2250	0.90	11800	0.90
2225	0.95	11700	0.95
2150	1.00	11600	1.00

donde H_L : Entalpfa del lfquido en el punto de ebullición

H_G : Entalpfa del vapor saturado.

En la figura C-4 están representados gráficamente los datos - de esta tabla y los trazos correspondientes a las lfneas de unión.

FIGURA C-4 : DIAGRAMA H-xy PARA EL SISTEMA
ETANOL-AGUA A 586 mm Hg.



BIBLIOGRAFIA

1. Arnold, D. S., Plank, C. A. y Schoenborn, E. M.: "Performance of Perforated-Plate Distillation Columns"; Chem. Eng. Progr., North Carolina, 48(12), 633 (1952).
2. Ashraf, Cabbage y Huntington; Ind. Eng. Chem., 26, 1068 (1934).
3. Carey, J. S., Griswold, J., Lewis, W. K. y McAdams, W. H.; Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 30, 504-19 (1933-34).
4. Chillias y Weir; Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 22, 79 (1929).
5. Colburn, A. P.; Ind. Eng. Chem., 28, 526-30 (1936).
6. Foust, A. S., Wenzel, L. A., Clump, C. W., Louis Maus y Andersen, L. B.: Principios de Operaciones Unitarias; 14a. imp., Ed. C. E. C. S. A., México, 1982.
7. González, H., Angel M. y Valiente B., Antonio: Prácticas del Laboratorio de Transferencia de Masa; Facultad de Química, U. N. A. M., México.
8. Holbrook, G. E. y Baker, E. M.; Ind. Eng. Chem., 26, 1063 (1934).
9. Holland, Charles D.: Fundamentals of Multicomponent Distillation; Ed. McGraw-Hill, New York, 1981.
10. Hutchinson, M. H., Buron, A. G. y Miller, B. P.: "Aerated Flow Principle Applied to Sieve Plates"; Am. Inst. Chem. Engrs., Los Angeles, 1949.
11. Jordan, Donald G.: Chemical Process Development; 2a. ed., Robert E. Krieger Publishing Company, New York, 1979.
12. Kemp, Harold S. y Pyle, Cyrus: "Hydraulic Gradient Across Various Bubble-Cap Plates"; Chem. Eng. Progr., Delaware, 45(7), 435 (1949).
13. King, Cary Judson: Procesos de Separación; Ed. Reverté, Barcelona, 1980.
14. Kreyszig, Erwin: Introducción a la Estadística Matemática; 3a. imp., Ed. Limusa, México, 1978.
15. Lewis, W. K., Jr.: "Plate Efficiency of Bubble-Cap Columns"; Ind. Eng. Chem., 28, 399-402 (1936).
16. Ludwig, Ernest E.: Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants; vol. 2, 2a. ed., Gulf Publishing Company, Houston, 1977.

17. Peavy, Claude C. y Baker, Edwin M.: "Efficiency and Capacity of a Bubble Plate Fractionating Column"; Ind. Eng. Chem., Michigan, 29(9), 1056 (1937).
18. Perry, Robert H. y Chilton, Cecil H.: Chemical Engineers' Handbook., 5a. ed., McGraw-Hill, Nueva York, 1973.
19. Peters, W. A., Jr.; Ind. Eng. Chem., 14, 476-9 (1922).
20. Pigford, R. L. y Colburn, A. P.: "Plate Efficiencies for Distillation Columns"; en Chemical Engineers' Handbook de J. H. Perry, 3a. ed., McGraw-Hill Book Co., New York (1950).
21. Sherwood, T. K. y Jenny, F. J.: "Entrainment in Plate Columns"; Ind. Eng. Chem., Massachusetts, 27(3), 265 (1935).
22. Smith, W. y Sawistowski, H.: Métodos de Cálculo en los Procesos de Transferencia de Materia; 1a. ed., Alhambra, Madrid, 1967.
23. Souders, M. y Brown G. G.: "Design of Fractionating Columns. Entrainment and Capacity"; Ind. Eng. Chem., 26, 98 (1934).
24. Treybal, Robert E.: Operaciones de Transferencia de Masa; 2a. ed., McGraw-Hill, México, 1980.