



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

***DISEÑO HIDRÁULICO DE PLATOS
PARA COLUMNA DE DESTILACIÓN
DE LEM***

T E S I S

**PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

P R E S E N T A

TEÓDULO JAVIER SUÁREZ GARCÍA

ASESOR:

DR. ELIGIO PASTOR RIVERO MARTÍNEZ

CUAUTITLAN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO 2014



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLÁN
ASUNTO: VOTO APROBATORIO



M. en C. JORGE ALFREDO CUELLAR ORDAZ
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLÁN
PRESENTE

ATN: M. EN A. ISMAEL HERNÁNDEZ MAURICIO
Jefe del Departamento de Exámenes Profesionales
EXAMENES PROFESIONALES Cuautitlán.

Con base en el Reglamento General de Exámenes, y la Dirección de la Facultad, nos permitimos comunicar a usted que revisamos el: Trabajo de Tesis

Diseño Hidráulico de platos para columna de destilación de LEM

Que presenta el pasante: Teódulo Javier Suárez García
Con número de cuenta: 072311006 para obtener el Título de: Ingeniero Químico

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Cuautitlán Izcalli, Méx. a 21 de Febrero de 2014.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	Dr. Eligio Pastor Rivero Martínez	
VOCAL	Q. Celestino Silva Escalona	
SECRETARIO	Dra. Abigail Martínez Estrada	
1er. SUPLENTE	I.Q. Elvia Mayen Santos	
2do. SUPLENTE	I.Q. Paula Álvarez Fernández	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional (art. 127).

DEDICATORIA

Doy gracias a Dios primero que nada por permitirme tener vida y salud.

Doy gracias a mi Padre Eliseo Suárez Moreno y a mi Madre Angelina García Zapata, que con su esfuerzo y dedicación hicieron posible que yo tuviera los estudios que ellos no alcanzaron.

Doy gracias a mi esposa Estela Cervantes y mis hijos Zaira, Damara y Javier; que me apoyaron y motivaron para terminar lo que había dejado inconcluso.

Doy gracias al jurado que efectuó la revisión y aprobación de éste trabajo de tesis por sus observaciones y ayuda brindada para estructurar de la mejor manera el tema desarrollado.

Teódulo Javier Suárez García

ÍNDICE

CAPÍTULO I: DESCRIPCIÓN DEL FUNCIONAMIENTO HIDRÁULICO DE PLATOS CON BORBOTEADORES Y PLATOS PERFORADOS EN COLUMNAS DE DESTILACIÓN

1. Nomenclatura empleada	6
2. Plato en equilibrio	11
3. Flexibilidad del plato	11
4. Estabilidad del plato	12
5. Inundación	12
6. Vibraciones	13
7. Soplado	13
8. Vórtices o remolinos	13
9. Arrastre	14
10. Escurrimiento y vaciado	14
11. Sobrediseño	15

CAPÍTULO II: FUNDAMENTOS PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DE PLATOS CON BORBOTEADORES

12. Estandarización	16
13. Requisitos de diseño	16
14. Diámetro de una columna de destilación	16
15. Guía tentativa de selección para elegir un plato	18
16. Guía de dimensiones y tolerancias que debe cumplir un plato con borboteadores	20

CAPÍTULO III: CORRELACIONES EMPÍRICAS DE DISEÑO PARA PLATOS CON BORBOTEADORES

17. Caída de presión total a través del plato	23
18. Guía de valores operacionales	23
19. Caída de presión en los elevadores	25
20. Caída de presión a través de las ranuras en las capuchas	25
21. Capacidad máxima de las ranuras	26
22. Sello estático de líquido	27
23. Altura de líquido sobre la compuerta de rebozadero	27
24. Gradiente de líquido	27
25. Caída de presión en el bajante	28
26. Altura del líquido en el bajante	29
27. Espaciamiento de platos	29
28. Estimación del arrastre (método de Simkn, Strand & Olney)	29
29. Eficiencia del plato	30
30. Factores que afectan la eficiencia del plato y de la columna	30
31. Correlaciones para estimar la eficiencia del plato	31

CAPÍTULO IV: DISEÑO HIDRÁULICO DE PLATO CON BORBOTEADORES PARA COLUMNA DE LEM

32. Bases de diseño	34
33. Cálculo de la velocidad máxima de inundación	36
34. Cálculo de caída de presión en los elevadores	36
35. Cálculo de caída de presión a través de las ranuras	37
36. Determinación del sello estático de líquido	37
37. Cálculo del nivel de líquido en el rebozadero	37
38. Estimación del gradiente de líquido	38
39. Caída de presión en el plato	39
40. Caída de presión en el bajante	39
41. Cálculo de la altura de líquido en el bajante	40
42. Cálculo del espaciamiento de platos	40
43. Uso de la metodología de Treybal	42
44. Funcionamiento ideal del plato con borboteadores nuevo	45
45. Comentarios del arreglo y dimensiones de los borboteadores de la columna original	46
46. Cálculo del arrastre	47
47. Estimación de la eficiencia de la correlación de O'Connell	47

CAPÍTULO V: FUNDAMENTOS Y CORRELACIONES EMPÍRICAS DE DISEÑO PARA PLATO PERFORADO CON BAJANTES

48. Similitudes entre platos con borboteadores y perforados	49
49. Regímenes de flujo	49
50. Diámetro de la torre	52
51. Espaciamiento entre platos	53
52. Tamaño y espaciamiento de perforaciones	53
53. Área de perforaciones	53
54. Altura de líquido en la compuerta de salida	54
55. Caída de presión del plato seco	54
56. Velocidad de vapor a través de las perforaciones	55
57. Sello estático de líquido	55
58. Sello dinámico de líquido	55
59. Caída de presión a través del plato húmedo	56
60. Caída de presión a través del bajante	56
61. Altura del líquido en el bajante	56
62. Gradiente de líquido	56
63. Velocidad mínima de vapor. Punto de escurrimiento	57
64. Velocidad máxima en las perforaciones. Inundación	58

CAPÍTULO VI: DISEÑO HIDRÁULICO DE UN PLATO PERFORADO CON BAJANTES PARA COLUMNA DE LEM

65. Bases de diseño	59
66. Cálculo del diámetro de la torre	59
67. Área de perforaciones	60
68. Cálculo del número de perforaciones	60
69. Cálculo del nivel de líquido sobre la compuerta de salida	60
70. Cálculo de la caída de presión del plato seco	61
71. Cálculo de la velocidad de vapor a través de las perforaciones	61
72. Cálculo de la caída de presión a través del plato húmedo	61
73. Cálculo de la altura del líquido en el bajante	61
74. Cálculo del espaciamiento entre platos	62
75. Comprobación de resultados por metodología de Treybal	64
76. Cálculo de la velocidad de lagrimeo ó escurrimiento	68
77. Cálculo del espaciamiento para la columna original	69

CAPÍTULO VII: CONCLUSIONES	70
----------------------------	----

APÉNDICE

Tabla A: cálculo de la velocidad másica en un rango de 71.9 a 92.8 °C	73
Tabla B: cálculo de densidades de mezcla etanol-agua en fase vapor	74
Tabla C: cálculo de densidades de mezcla etanol-agua en fase líquida	75
Tabla D: cálculo de tensión superficial de mezcla etanol-agua	76
Tabla E: cálculo de viscosidades de la mezcla etanol-agua en fase líquida	77
Tabla F: conversión fracción mol-fracción masa	78
Tabla G: cálculo de la volatilidad relativa mezcla OH-AGUA a 586 mm Hg	79
Gráficas empleadas de Ludwig (fig. 14-24)	80
Gráficas empleadas de Timmerhaus (fig. 25-26)	89
Gráficas empleadas de Treybal (fig. 27)	91
Gráfica del factor de Fanning (fig. 28)	92
Fotografías de platos originales	93
BIBLIOGRAFÍA	96

INTRODUCCIÓN

La destilación es uno de los procesos más ampliamente usado como medio de separación en química y todas las industrias relacionadas con ella, su aplicación va desde la rectificación de alcohol practicada desde la antigüedad hasta el fraccionamiento de petróleo crudo.

El diseño de una columna de destilación puede incluir los siguientes pasos:

- a. Especificar el grado de separación requerido*
- b. Seleccionar el tipo de destilación que puede ser: continua o por lote*
- c. Selección de la presión de operación*
- d. Estimación del número de etapas de equilibrio y el reflujo*
- e. Dimensionamiento del diámetro de la columna*
- f. Diseño del interior de la columna*
- g. Diseño mecánico de la columna*

Este trabajo de tesis comprende siete capítulos con un apéndice y enfoca solamente el aspecto del diseño interior de la columna. Utiliza como punto de partida los datos de equilibrio de la mezcla etanol-agua en un rango de temperaturas de 71.9 °C a 92.8°C para evaluar las densidades del alcohol etílico y agua en fase vapor y líquido mezclados a las concentraciones especificadas, de la misma manera se estiman la tensión superficial y la viscosidad. Los resultados obtenidos se presentan en las tablas A-E del apéndice. De la tabla A se tomaron las propiedades para efectuar el diseño hidráulico propiamente dicho que se desarrolla en el capítulo IV y VI. En el capítulo I se da una breve descripción gráfica de la nomenclatura más utilizada por diferentes autores, principalmente Ludwig y Timmerhaus lo que nos permite familiarizarnos con la terminología empleada y entender las correlaciones utilizadas. El capítulo II, introduce el cálculo del diámetro de la columna para platos con borboteadores y perforados, presentando la metodología de Ludwig y Treybal, las cuales se complementan al momento de efectuar el diseño hidráulico en los capítulos IV y VI. El capítulo III presenta una descripción gráfica de los factores que causan la caída de presión en los borboteadores y se establece una rutina simple para calcular los principales parámetros hidráulicos (caída de presión en los elevadores, caída de presión en las ranuras, sello estático de líquido, altura de líquido en el rebosadero, gradiente de líquido, caída de presión en el bajante, caída de presión en el plato, altura de líquido en el bajante y espaciamiento del plato). El capítulo IV presenta el plano de una campana estándar de borboteo y aborda el diseño hidráulico de un plato con borboteadores, se efectúa un cálculo comparativo con la metodología de Treybal para comprobar el flujo másico requerido y se presenta un esquema ideal del funcionamiento teórico esperado. En el capítulo V se introducen los fundamentos de

diseño para un plato perforado y en el capítulo VI se efectúa el diseño del mismo; se presenta un esquema del funcionamiento ideal de un plato perforado donde muestra el uso de manómetros que permiten cuantificar la caída de presión del plato y del cabezal hidráulico que se puede alcanzar en éste durante su operación. Se presenta el plano del plato con el número de perforaciones requeridas y su arreglo. Por último, en el capítulo VII se presentan las conclusiones de los resultados obtenidos y en el apéndice se pueden encontrar algunas fotos del plato con borboteadores y del plato perforado que tenía la columna original.

CAPÍTULO I: DESCRIPCIÓN DEL FUNCIONAMIENTO HIDRÁULICO DE PLATOS CON BORBOTEADORES Y PLATOS PERFORADOS EN COLUMNAS DE DESTILACIÓN

1. NOMENCLATURA EMPLEADA

La figura 1 muestra dos tipos de platos: el superior donde se puede observar un doblez en el lado izquierdo sobre el plato llamado sello de cubeta que se utiliza para evitar que el gas que burbujea a través de las ranuras de las capuchas logren ascender por el bajante, solo que éste tipo de sello se recomienda en casos de mezclas que no contengan residuos sólidos que puedan provocar sedimentos que terminen obstruyendo el flujo de líquido e incrementen el gradiente líquido identificado como Δ .

En el plato inferior se observa un sello normal que se recomienda no tenga una separación mayor de 0.5 pulgadas entre el extremo del faldón del bajante y el piso del plato, en ambos platos se observa la variante en cuanto a dos tipos de faldones de bajantes, uno recto y uno inclinado; éste último se usa en sistemas donde la presión es de moderada a alta con altas cargas de líquido en los que se genera mucha espuma. Se presenta también el uso de una compuerta de entrada, cuya función es la de bloquear las burbujas que salen de la primera hilera de capuchas, para que no entren al bajante y estabilizar el nivel de líquido sobre el plato. Se observa también una compuerta deslizante que sirve para aumentar el nivel de líquido sobre el plato en caso de ser necesario y reducir también el gradiente. A estos platos se les conoce como platos de flujo cruzado, compuestos de dos partes principales: la zona de burbujeo donde se realiza la transferencia de masa, que abarca el área de borboteadores y/o las perforaciones, y el bajante. Se le llama flujo cruzado porque el líquido desciende a través del bajante entrando a la zona de burbujeo y hace contacto con el vapor que asciende a través de los borboteadores ó de las perforaciones formando espuma, spray ó emulsión; la compuerta mantiene el nivel de líquido y derrama hacia el bajante donde el gas es separado del líquido. Los términos adicionales mostrados en el dibujo se definen a continuación:

h_{ow} = cresta de líquido que se forma sobre la compuerta de salida antes de entrar al bajante (pulgadas)

h_w = altura de la compuerta de salida (pulgadas)

S_t = Espaciamiento entre platos, es la distancia que va desde la altura del plato superior hasta el piso del plato inferior (pulgadas)

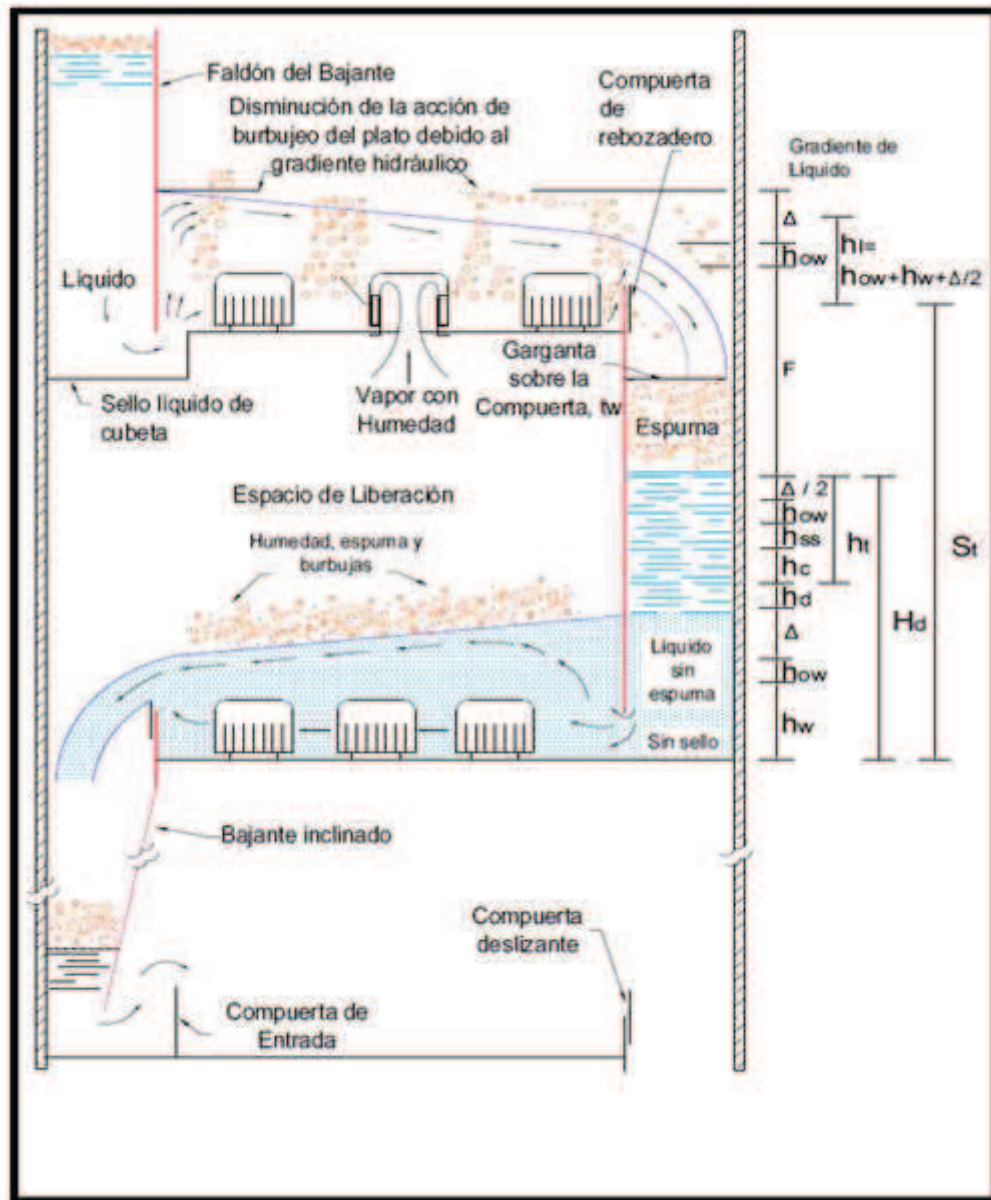


FIGURA 1

ESQUEMA DE OPERACIÓN DINÁMINA DE PLATO CON BORBOTEADORES

H_d = Es la altura de líquido acumulado, libre de espuma en el bajante (pulgadas)

F = altura sobre el nivel de líquido limpio acumulado en el bajante que sirve como zona de liberación de la espuma formada (pulgadas)

h_l = altura de líquido limpio sobre el piso del plato, matemáticamente hablando se define como la suma de:

$$h_l = h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}$$

h_{ss} = sello estático de líquido: es la distancia entre el domo de las ranuras y la superficie de líquido a nivel de la compuerta, se le conoce también como sello estático de sumersión (pulgadas).

h_c = altura o cabezal de líquido en la zona de burbujeo, caída de presión de capucha húmeda, tomada como pulgadas de líquido libre de espuma sobre el plato.

h_t = caída de presión total a través del plato húmedo (pulgadas de líquido)

h_d ó h_{du} = pérdida de cabezal total en el bajante (pulgadas de líquido)

Según se muestra en la figura 1

$$h_t = h_c + h_{ss} + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}$$

En la figura 2 se pueden identificar los términos:

H_s = altura de la ranura completa o totalmente abierta (pulgadas)

h_s = altura de la ranura parcialmente abierta (pulgadas), esto quiere decir que en una operación normal el vapor no alcanza a abrir totalmente la ranura al pasar por ella

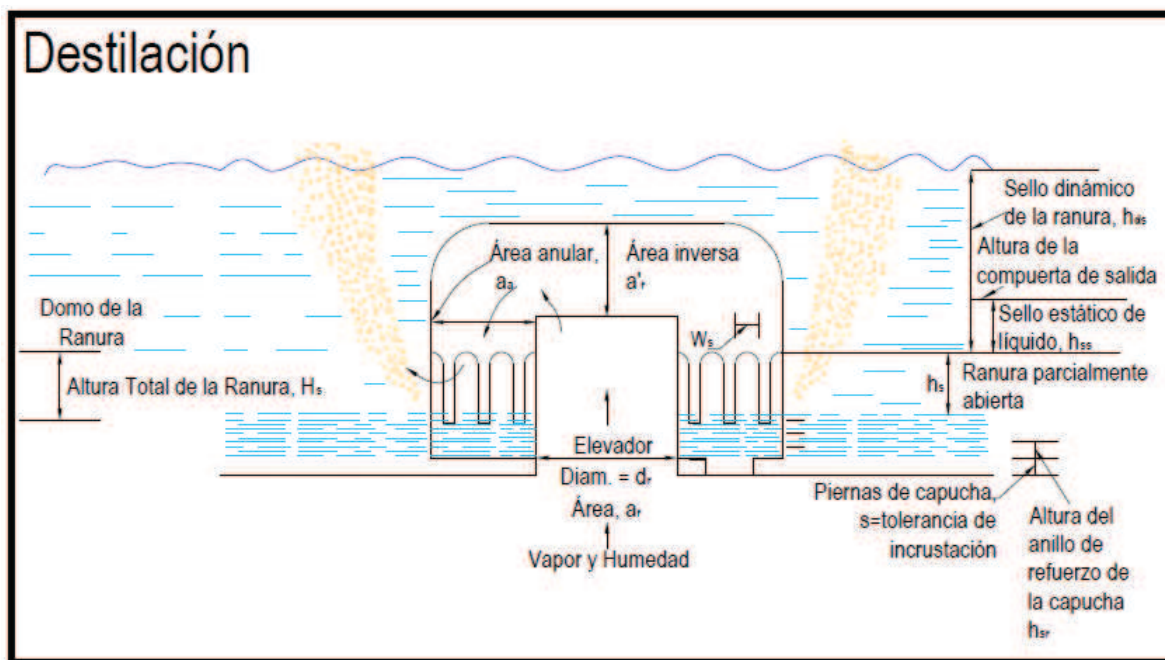


FIGURA 2

FUNCIONAMIENTO IDEAL DE PLATO CON BORBOTEADORES

a'_r = área inversa ó reversa, es el área del anillo que se proyecta desde el domo del elevador al fondo de la campana de borboteo = in^2 (véase figura 6 capítulo IV)

a_r = área interior de la sección transversal del elevador = in^2

d_r = diámetro interior del elevador = in

h_{ds} =sello dinámico de la ranura, es la altura de líquido que va del domo de las ranuras hasta el nivel de líquido formado sobre el piso del plato.

a_a = área anular, es el área de la dona formada entre el elevador y la campana = πr^2

A_s =Área total de ranuras por plato = $f t^2$

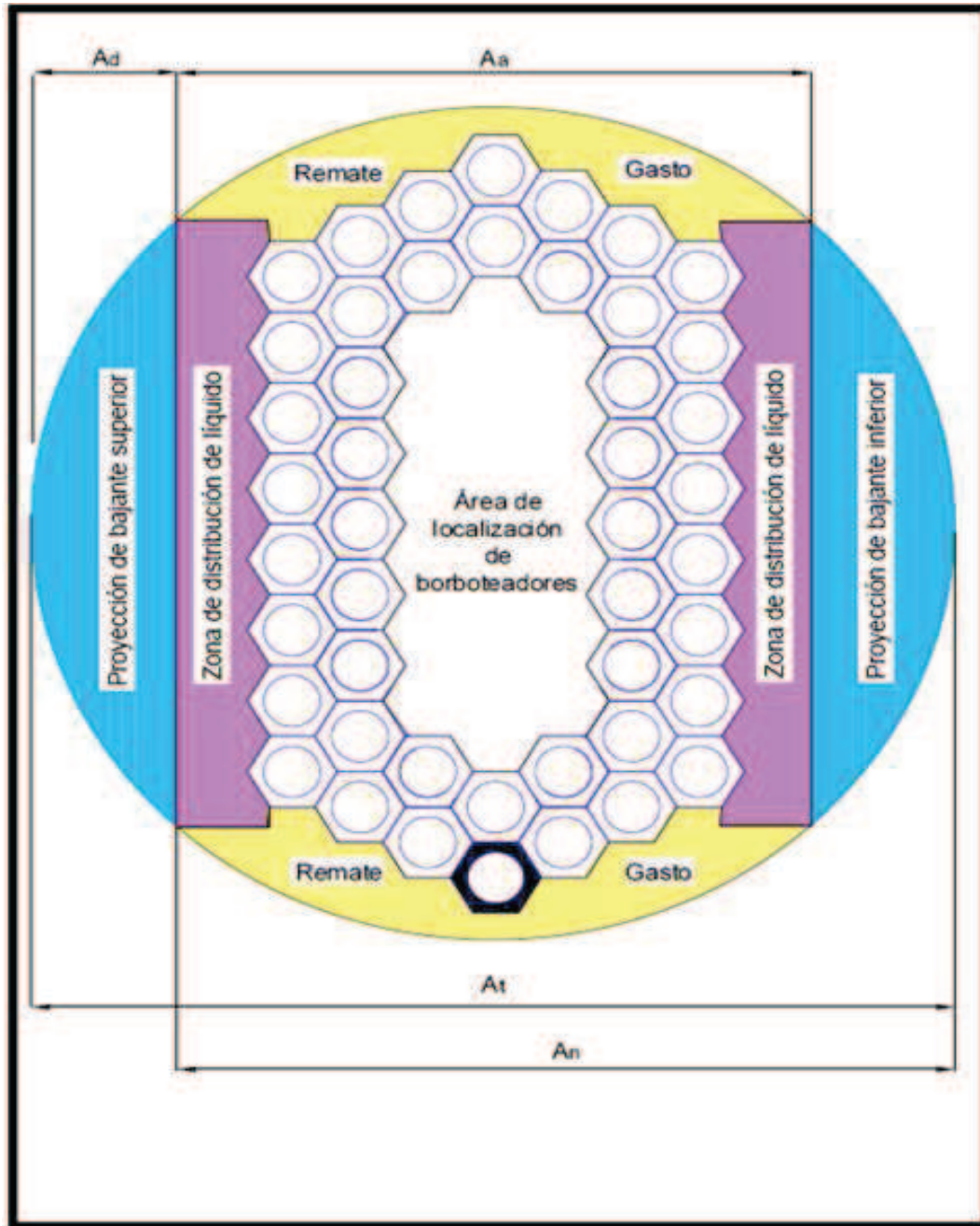


FIGURA 3
DISTRIBUCIÓN DE ÁREAS DEL PLATO

En la figura 3 podemos ver las diferentes áreas que se manejan:

A_t = Área de sección transversal de la columna o del plato = ft^2

A_d = Área de sección transversal del bajante = ft^2

A_n = Área neta = $A_t - A_d = ft^2$

A_a = Área activa ó de burbujeo = $A_t - 2A_d = ft^2$

En ésta figura se puede observar la proyección de las dos áreas de bajantes, el de llegada del plato superior y el de salida al plato inferior. Se observan también dos áreas de distribución de líquido que son normales al flujo del mismo y que deben tener la separación necesaria para que las burbujas de la hilera de capuchas a la entrada del plato no penetren al bajante y produzcan acumulación de espuma en el mismo perjudicando con ello la operación del plato.

En el extremo de salida sucede lo mismo, dichas áreas también son conocidas como zonas de calma, que sirven para que el líquido sea liberado de la espuma formada por el borboteo. La parte central del plato se conoce también como área activa y es la parte en donde se encuentran distribuidos los borboteadores y/o las perforaciones en caso de un plato perforado. Por último se observa una zona de tolerancia en los extremos redondeados de la columna que también deberán mantener cierta distancia para evitar mayor turbulencia y espuma por el efecto de proyección de burbujas sobre las paredes del equipo en caso de estar muy cercanas.

La siguiente tabla presenta los porcentajes de área recomendados que debe cubrir un plato con borboteadores de acuerdo al diámetro elegido, mientras que el área de capuchas permitidas se determina por diferencia.

TABLA I
PORCENTAJES DE ÁREA RECOMENDADOS

Diámetro de la torre	Área del bajante (PORCENTAJE)		Área de distribución de líquido (PORCENTAJE)			
	Flujo cruzado	Doble paso	Flujo cruzado	Doble paso	Cascada doble	Gasto extremo
3	10-20		10-25			10-30
4	10-20		8-20			7-22
6	10-20	20-30	5-12	15-20		5-18
8	10-20	18-27	4-10	12-16		4-15
10	10-20	16-24	3-8	9-13	20-30	3-12
12	10-20	14-21	3-6	8-11	15-25	3-10
15	10-20	12-18	2-5	6-9	12-20	2-8
20		10-15		5-7	9-15	2-6

2. PLATO EN EQUILIBRIO

Desde un punto de vista teórico un plato en equilibrio se describe como aquel que puede ser identificado en una curva de equilibrio $x - y$ en la que para una concentración de fase líquida corresponde una concentración en fase vapor a una temperatura determinada y a presión constante. En una columna de destilación un plato n en equilibrio es aquel cuyo flujo de líquido de salida L_n esta en equilibrio termodinámico con el flujo de vapor de salida G_n . Si la volatilidad relativa se mantiene constante y la mezcla líquida se comporta de manera ideal, la relación de equilibrio entre las fases líquido-vapor queda descrita por:

$$y_A = \frac{\alpha_{AB}x_A}{1+(\alpha_{AB}-1)x_A} \quad 1.1$$

Esta ecuación permite calcular la composición del vapor en equilibrio y_A con el líquido de composición x_A ya que además permite graficar la curva de equilibrio, pues representa todos los pares posibles de las composiciones líquido-vapor saliendo de cada una de las etapas de la columna. La concentración del vapor que está ascendiendo en el mismo plato y que interactúa con el líquido que está descendiendo puede ser calculada por medio de la ecuación de la línea de operación correspondiente, en este caso suponemos la sección de rectificación:

$$y_n = \frac{R_D}{R_D+1}x_n + \frac{x_D}{R_D+1} \quad 1.2$$

Desde el punto de vista hidráulico, un plato en equilibrio es un plato que presenta estabilidad al operar con eficiencia aceptable bajo condiciones de flujo muy cercanas a las de diseño. Esto implica tiempos de contacto entre fases suficientemente altos para permitir que ocurra la difusión, la superficie interfacial deberá ser grande y la turbulencia deberá ser muy intensa para obtener altos coeficientes de transferencia de masa. Para ello la velocidad de gas tiene que ser relativamente alta de modo que genere dispersión y espuma favoreciendo grandes áreas de contacto interfacial. La figura 2 representa muy bien el funcionamiento ideal de lo que equivaldría a una etapa teórica en equilibrio.

3. FLEXIBILIDAD DE UN PLATO

Un plato es flexible cuando opera con una eficiencia aceptable bajo condiciones que se desvían significativamente de las establecidas por el diseño. Los cambios en las cargas de líquido y vapor son las que afectan la flexibilidad del plato. En base a esto un plato puede operar hasta un 50% abajo y hasta 120% arriba de su carga de vapor y en el caso de líquido puede operar hasta un 15% abajo y hasta un 130% arriba y su eficiencia se mantendrá fija. Los porcentajes mencionados están referidos a los flujos de diseño.

4. ESTABILIDAD DEL PLATO

Se dice que un plato es estable cuando tiene la capacidad de mantener características de operación satisfactorias bajo condiciones inestables de flujo. La distribución de vapor y líquido sobre el plato son los principales factores que determinan la estabilidad del plato. Por ello un plato estable es aquel en el que todas las capuchas están burbujeando y dado que el flujo de vapor se encuentra totalmente distribuido entre ellas, se tienen las mejores eficiencias. Por ello un plato ideal, es el que tiene todas sus capuchas trabajando aún cuando ocurren variaciones en las velocidades de flujo. Pero en una columna real, el vapor no se distribuye de manera uniforme debido al gradiente de líquido a través del plato (véase figura 4). Para obtener un plato operando establemente se deben considerar las reglas de diseño:

- La caída de presión causada por las capuchas con sus ranuras y la sumersión estática deberán ser lo suficientemente altas de modo que garanticen la operación estable del plato.
- El gradiente de líquido a través del plato deberá ser de 0.5 y no más de 1 pulgada.
- La relación adimensional del gradiente de líquido entre el cabezal de presión causado por las capuchas de borboteo deberá ser menor de 0.4.
- La tendencia hacia una operación estable se incrementa por el incremento del claro para incrustación de la capucha, disminuyendo la velocidad de flujo de líquido por pie de ancho de plato ó incrementando el pitch entre las capuchas.

5. INUNDACIÓN.

Una columna operando de manera estable es la que se observa con los perfiles de flujo mostrados en la figura 5 del capítulo III. Para que el vapor del plato 2 pase a través de las capuchas y el nivel de líquido sobre el plato 1, debe tener una presión diferencial $P_2 - P_1$. Por otro lado, para que el líquido en el plato 1 pueda pasar a través del bajante al plato 2, debe haber un cabezal de líquido en el bajante 1, arriba del nivel de líquido sobre el plato 2 suficiente para balancear la presión diferencial del flujo de vapor y favorecer el flujo de líquido hacia el siguiente bajante. Cuando se rebasa la capacidad de flujo de líquido de la columna, se incrementa la caída de presión del plato y aumenta el nivel de espuma del bajante, hasta alcanzar el plato superior. Si el bajante se llena de líquido, cualquier incremento en el flujo de líquido o de vapor, incrementa el nivel de líquido sobre el plato. El incremento de nivel de líquido sobre el plato, incrementa la presión diferencial a través del plato y esto causa que más líquido quede acumulado en el bajante produciendo un incremento adicional de nivel de líquido sobre el plato. El resultado de este efecto acumulativo es que la columna se llena de líquido y cesa su función como unidad de fraccionamiento. Este fenómeno se conoce como inundación. La inundación se asocia generalmente con altos flujos de líquido sobre un amplio rango de velocidades de vapor. La tendencia a formar espuma de parte del líquido influye sobre este efecto. Los límites de

diseño referentes al nivel de líquido libre de espuma en el bajante que fijan las condiciones de inundación son de 0.6 a 0.8 el valor de $(S_t + h_w)$. Como medida de solución se puede optar por aumentar el espaciamiento entre platos, disminuir la altura de la compuerta de salida, disminuir la caída de presión ó incrementar el tamaño del cuello del bajante.

6. VIBRACIONES

Un plato con borboteadores vibra cuando la velocidad del vapor es baja e inestable, cuando la abertura de ranura es pequeña (usualmente menor de $\frac{1}{2}$ ") y cuando el sello dinámico del líquido es pequeño. Con flujos irregulares de vapor entrando en las capuchas, el líquido vibra y se agita hasta el punto de ser empujado hacia el elevador. El remedio para esto, es estabilizar las velocidades de vapor y tener buenas aberturas de ranura para absorber las vibraciones. Este fenómeno también se presenta como efecto de la inundación; cuando la columna se ha llenado de líquido la presión diferencial entre los platos desaparece, mientras que la presión en el depósito del calderin se incrementará como consecuencia del calentamiento excesivo. La presión se incrementa a tal grado que empuja líquido al domo de la columna a través de la línea de vapor en forma de espasmos violentos debido a que en el fondo de la columna se forman también grandes burbujas de vapor dando lugar a que la columna vomite.

7. SOPLADO

Un plato con borboteadores sopla cuando la velocidad del vapor es extremadamente alta, sin importar la velocidad del líquido, provocando un flujo continuo de burbujas formadas a través del líquido. La eficiencia por contacto interfacial entre las fases disminuye y el arrastre se incrementa. Aquí también un bajo sello de líquido sobre las ranuras contribuye a la sensibilidad del plato para tal acción (Véase última hilera figura 4).

8. VÓRTICES O REMOLINOS

Un plato con borboteadores forma vórtices cuando el sello de líquido sobre la ranura es bajo y la velocidad del vapor es tan alta que empuja al líquido lejos de la capucha, alejándose de él completamente sin favorecer el contacto interfacial con la consecuente disminución de la eficiencia (véase hilera de capuchas en el extremo derecho, figura 4). Ludwig presenta una tabla de sellos de líquido recomendados para evitar tal acción

TABLA II
SELLOS DE RANURA RECOMENDADOS

Presión de operación de la torre	Sello estático de la ranura in	Sello dinámico de la ranura In
Vacio de 30-200 mm Hg abs	0.0-0.25	0.5-0.15
Atmosférica	0.5	1.0-2.0
50-100 psig	1.0	1.5-3.0
300 psig	1.5	2.0-4.0
500 psig	1.5	2.0-4.0

9. ARRASTRE

Conforme el gas pasa a través de las ranuras de la capucha y sobre el nivel de líquido en el plato, se produce una gran turbulencia y algunas partículas de líquido son arrastradas con el gas. El transporte de esas partículas de líquido de un plato al superior inmediato se llama arrastre y se cuantifica como la cantidad de líquido arrastrado por unidad de peso de vapor seco. La altura de la espuma o del spray formado en el plato se eleva con la velocidad de gas y al aproximarse al plato superior el líquido es aspirado por el plato de arriba dando lugar al arrastre. Si se incrementa la velocidad de gas la espuma se convierte en spray causando acumulación de líquido e inundación del plato. El arrastre a su vez, se clasifica como arrastre por espuma y por spray, de los cuales el segundo es el más común. El arrastre por espuma se da en espaciamentos pequeños de platos (menores de 18"). En espaciamentos más grandes la espuma se rompe y cambia a spray dando lugar al arrastre por spray. En sistemas de baja presión o vacío el arrastre es significativo aún si el plato opera debajo de su punto de inundación. El cálculo de la velocidad de inundación de Souders & Brown está basado en éste tipo de arrastre. Como regla general un arrastre del 10% disminuye la eficiencia en un 10%.

10. ESCURRIMIENTO Y VACIADO (WEEPING/DUMPING)

Puede observarse en la figura 4 que en el caso de platos con borboteadores una baja velocidad de gas ó un gradiente de líquido elevado provoca que el borboteador no funcione y que el líquido que debe escurrir por el bajante lo haga a través de las ranuras del borboteador; esto se puede ver en la primer hilera de campanas del plato. También para platos perforados el caso contrario a las altas velocidades de vapor, es un vapor de baja velocidad que es incapaz de mantener el nivel de líquido sobre el plato, debido a ello el líquido tiende a escurrir a través de las perforaciones produciendo un efecto de vaciado del plato y acumulándose en la parte inferior de la columna. Como consecuencia de esto se reduce la eficiencia de la columna. Cuando el escurrimiento es tan excesivo al grado de que el nivel de líquido sobre el plato no es suficiente para llegar a escurrir por el bajante se produce

el efecto de escurrimiento conocido como *dumping*, esto es el paso completo de líquido a través de las ranuras o de las perforaciones como si el bajante no existiera. Como regla general un 20% de escurrimiento reduce la eficiencia en un 10%.

11. SOBREDISEÑO

Frecuentemente es necesario sobrediseñar un plato, pero se debe tener cuidado de no provocar un efecto acumulativo de factores de seguridad que arrojen resultados irreales. Factores de seguridad de 10-15% sobre las velocidades de líquido y vapor son aceptables, pero su efecto sobre la capacidad de la capucha, el arrastre, el gradiente de líquido y la acumulación en el bajante deberán ser revisados.

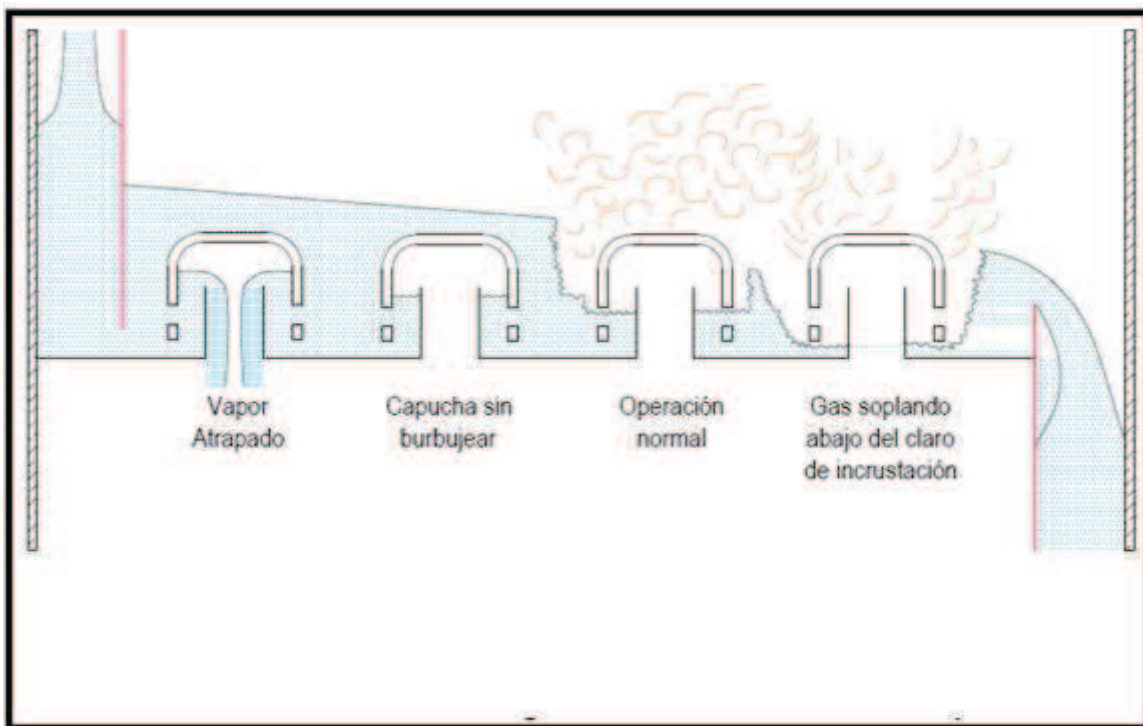


FIGURA 4

PLATO CON BORBOTEADORES MOSTRANDO EL EFECTO DEL GRADIENTE DE LÍQUIDO

NOMENCLATURA ADICIONAL

y_A = fracción mol de vapor del componente A
 x_A = fracción mol de líquido del componente A
 α_{AB} = volatilidad relativa de A con respecto a B
 R_D = relación de reflujo

CAPITULO II: FUNDAMENTOS PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DE PLATOS CON BORBOTEADORES

12. **ESTANDARIZACIÓN:** Los platos perforados fueron los primeros en ser desarrollados para aplicaciones industriales, pero fueron rápidamente reemplazados por los de capucha a causa de los problemas de escurrimiento y baja eficiencia. Por ello los primeros en ser utilizados fueron los platos de caperuza en los años 50 del siglo pasado. A raíz de la segunda guerra mundial, aumentó a tal grado la demanda de productos industriales, en especial los derivados del petróleo, por lo que resurgió el interés por los platos perforados mejorando su desarrollo al grado de ser los más utilizados como sucede en la actualidad. Sin embargo los platos con borboteadores lograron dejar un desarrollo tecnológico bien establecido de modo que en la actualidad el diseño rutinario de un plato para cada aplicación resulta innecesaria y antieconómica. Por ello los diseñadores emplean referencias estándar de arreglos de platos y tamaños de cachuchas para checarlos en un sistema determinado y si los resultados de los estudios de la hidráulica del plato no arrojan una operación satisfactoria para el modelo estándar elegido, entonces se procede a cambiarlo y revisarlo hasta ajustarse a nuestras necesidades.
13. **REQUISITOS DE DISEÑO.** Cada diseño de platos deberá cumplir lo siguiente:
- **Capacidad:** debe cumplir con una alta capacidad de flujo de vapor o de líquido y esto deberá arrojarlos el diámetro más pequeño requerido. Solo cuando los flujos de vapor varían mucho de un extremo a otro de la columna y cuando los materiales de construcción son muy caros se permite el uso de dos diámetros en una columna de destilación.
 - **Caída de presión:** Se requiere una baja caída de presión para evitar altos gradientes de temperatura entre el domo y el fondo de la columna. Altas caídas de presión por lo general se asocian a diseños no económicos.
 - **Eficiencia:** Tener una alta eficiencia es el objetivo del funcionamiento del plato. Un buen contacto interfacial sobre un amplio rango de capacidades permitirá una alta eficiencia.
 - **Costos de fabricación e instalación:** Estos tendrán que ser los más bajos para incentivar la inversión.
 - **Costos de operación y mantenimiento:** De acuerdo a los detalles mecánicos y las características de los fluidos que se manejen deberán planearse bien los requisitos de drenaje, limpieza, corrosión, etc. para bajar los costos de operación a un mínimo.
14. **DIÁMETRO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN:** El diámetro de la torre y consecuentemente su sección transversal, deberá ser lo suficientemente grande para manejar las velocidades de gas y líquido que no causen inundación ó arrastre excesivo.

Treybal presenta la ecuación de Souders & Brown para platos con borboteadores y platos perforados (donde, calcula la velocidad de inundación en términos de velocidad lineal) distinguiendo a ambos por el valor del coeficiente de inundación C_F .

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2} [=] \frac{ft^3 gas}{s.ft^2 de sección transversal neta} = \frac{ft}{s} \quad 2.1$$

Para ello toma como base el área neta del plato: $A_n = A_t - A_d$. Para platos con borboteadores, el coeficiente de inundación (C_F) ha sido correlacionado para sistemas no espumosos, para casos donde la compuerta de rebosadero es menor del 15% del espaciamiento del plato y para espaciamientos de platos de 12 a 36 pulgadas. Su valor queda expresado por la ecuación:

$$C_F = \left[a \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}} + b \right] \left(\frac{\sigma'}{20} \right)^{0.2} \quad 2.2$$

Donde los valores de a y b son escogidos de acuerdo a la tabla siguiente:

TABLA III
CONSTANTES PARA PLATO CON BORBOTEADORES

Rango de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$	a	b
0.01 – 0.03 usar valores de 0.03		
0.03 – 0.2	0.0041t+0.0135	0.0047t+0.068
0.2 - 1.0	0.0068t+0.049	0.0028t +0.044

Para platos perforados, la siguiente expresión queda limitada a diámetros de perforaciones no mayores de $\frac{1}{4}$ ", alturas de compuertas que no excedan el 15% del espaciamiento y sistemas no espumosos.

$$C_F = \left[a \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}} + b \right] \left(\frac{\sigma'}{20} \right)^{0.2} \left(5 \frac{A_h}{A_a} + 0.5 \right) \quad 2.3$$

Mientras que los valores de a y b se escogen de acuerdo a la siguiente tabla:

TABLA IV
CONSTANTES PARA PLATOS PERFORADOS

Rango de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$	a	b
0.01 – 0.1 usar valores de 0.1		
0.1 – 1.0	0.0062t+0.0385	0.00253t +0.05

Ludwig usa la misma ecuación de Souders & Brown pero en términos de velocidad de masa por unidad de área de sección transversal como:

$$W = V_F \rho_G = C_F [\rho_v (\rho_L - \rho_v)]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{Lb}{h \cdot ft^2 \text{ sección transversal}} \right] \quad 2.4$$

Donde el área de sección transversal la toma como el área completa del plato (A_t).

Para evaluar C_F Ludwig recurre al empleo de la gráfica 14 (ver apéndice) para lo cual hace uso de la tensión superficial del líquido y de un valor de espaciamiento entre platos supuesto. Recomienda la evaluación de C_F en el domo, fondo y al centro de la columna para encontrar la posición de máximo diámetro requerido. La velocidad W obtenida en esta solución es la máxima permitida y corresponde al diámetro mínimo para operar sin arrastre de un plato a otro.

Los diámetros basados en el flujo de vapor en la región de mayor flujo están dados por

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{V'}{W} \right) \right]^{0.5} \quad 2.5$$

Como ya se ha mencionado anteriormente, en el caso de altas cargas de líquido y si el fluido es espumoso la tendencia a la inundación se incrementa con la cercanía entre el espaciamiento de los platos, por ello, si la altura del líquido en el bajante excede en un medio el espaciamiento entre los platos, implica que el espaciamiento no es el adecuado y tendrá que incrementarse, reestimando los parámetros hidráulicos ya calculados hasta ajustarse de manera adecuada.

15. GUÍA TENTATIVA DE SELECCIÓN PARA ELEGIR UN PLATO.

Existen tres tipos de plato de flujo cruzado:

- a. Con campanas de borboteo
- b. De perforaciones
- c. Con válvulas fijas y flotantes

De estos el plato perforado resulta ser el más económico, ofrece alta capacidad y eficiencia, baja caída de presión, facilidad de limpieza pero tiene el "turdown" más bajo. (El "turdown" se define como la relación de máximo flujo de vapor calculada a condiciones de inundación entre el flujo de vapor que permite el escurrimiento, sin afectar seriamente la eficiencia del plato). Aunque el procedimiento de diseño resulta similar para los tres tipos de plato, solamente en el caso de los platos perforados se encuentra una gran cantidad de datos en literatura de tipo académico, mientras que en el caso de platos de válvula y de borboteo los

datos de diseño están protegidos por patentes y los datos de funcionamiento solo pueden ser proporcionados por fabricantes y proveedores.

Los platos con campana de borboteo presentan una excelente relación de “turdown”, son los más caros de los tres tipos de plato y tienen la desventaja de ser más propensos a la corrosión, incrustaciones y taponamiento debido a lo cual se encuentran en columnas muy antiguas.

Los platos de válvula generalmente son diseños patentados. Se pueden considerar como platos perforados de grandes agujeros con tapas móviles que se elevan o se cierran dependiendo del caudal de vapor. Su costo es intermedio entre los de campana de borboteo y los perforados. Su relación de “turdown” es muy buena.

TABLA V
COMPARACIÓN DE LOS TRES TIPOS DE PLATO CON FLUJO CRUZADO

Tipo de plato	Capacidad	Eficiencia	Caída de presión	Arrastre	Turdown	Costo
Campana	Media alta	Media alta	Alta	3 veces la del plato perforado	Excelente	100 a 200% veces más caro que el perforado
Válvula	Alta a muy alta	Alta	Media a alta	Media	4 a 10.1	20 a 50% más caro que el perforado
Perforado	Alta	Alta	Media	Media	2.1	Más barato de los tres

En el caso de platos con borboteadores existe toda una lista de recomendaciones y tablas con diferentes dimensiones de borboteadores que describen a detalle el pitch entre elevadores y campanas, diámetros de elevadores, diámetros de campanas, áreas de elevadores, áreas anulares, dimensiones y número de ranuras por campana, etc. Datos que nos ahorran mucho tiempo en tratar de determinar el tipo de borboteador más adecuado y nos permite enfocar más la atención al cálculo de los parámetros hidráulicos que nos dirán si el modelo elegido es adecuado o no. Esto es parte de lo que anteriormente se menciona como estandarización ya que estamos partiendo de modelos establecidos por la experiencia y permite remitirnos de manera inmediata a los cálculos correspondientes de diseño hidráulico en general. Sin embargo de todas las recomendaciones que se pueden encontrar en el diseño podemos establecer algunas de las que saltan a la vista de manera más importante como:

- El área del elevador, el área total de ranuras y el área anular del espacio entre el cuerpo exterior del elevador con el cuerpo interior de la campana, deberán ser aproximadamente iguales para evitar pérdidas de presión por expansión y contracción del vapor en su paso a través de la capucha completa; esto puede ser expresado en forma de la relación:

$$\frac{\text{área anular}}{\text{área del elevador}} \approx 1 \text{ a } 1.1$$

- Dado que las burbujas de gas que salen de las ranuras son proyectadas más allá de 1 pulgada, se recomienda una separación entre cuerpos de capuchas de 1 a 3 pulgadas para evitar el choque de burbujas.

- La separación entre la coraza de la columna y las capuchas de borboteo debe ser de al menos 2 pulgadas para evitar que el líquido se desvíe de la zona de contacto gas-líquido.

- La longitud de la compuerta de rebosadero para flujo cruzado, debe tener una longitud de 0.6d -0.8d.

- Para platos de flujo cruzado, el flujo de líquido no debe rebasar $0.165 \frac{ft^3}{s * ft \text{ diámetro}}$

- La relación adimensional: gradiente total / caída de presión causado por la capucha debe ser menor de 0.4.

- En cuanto al espaciamiento entre platos se toman como base las empleadas en la industria petrolera para columnas de diferente diámetro y así tenemos:

TABLA VI
ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS CON CAMPANAS DE BORBOTEOS

Diámetro en pies	Espaciamiento en pulgadas
4 ó menos	18 a 20
6 a 10	24
12 a 24	36

16. GUÍA DE DIMENSIONES Y TOLERANCIAS PARA UN PLATO CON BORBOTEADORES

- *Materiales de construcción*

Tipo

material ligero

Material

determinado por las condiciones de corrosión

- *Tipo de plato*

Uso general

flujo cruzado

Baja relación L/V

flujo reverso

Alta relación L/V o grandes torres

doble paso

Muy alta L/V o torres muy grandes

doble paso, en cascada

- *Bajantes y compuertas*

<i>Tipo de bajante</i>	<i>segmentado</i>
<i>Tipo de bafle</i>	<i>vertical</i>
<i>Compuertas para cargas normales</i>	<i>recta</i>
<i>Compuertas para cargas bajas</i>	<i>dentadas</i>
<i>Compuerta</i>	<i>1 a 3 pulgadas</i>
<i>Longitud de compuerta para flujo cruzado</i>	<i>60-70% el diámetro de la torre</i>
<i>Longitud de compuerta para doble paso</i>	<i>50-60% el diámetro de la torre</i>
<i>Bajante para platos de doble paso</i>	<i>8-12 pulgadas</i>

- *Tamaño Nominal de capuchas de burbujeo para:*

<i>Torres de 2.5 a 3.0 ft de diámetro</i>	<i>4 pulgadas</i>
<i>Torres de 4 a 10 ft de diámetro</i>	<i>4 pulgadas</i>
<i>Torres de 10 a 20 ft de diámetro</i>	<i>6 pulgadas</i>
<i>Diseño</i>	<i>usar los estándares sugeridos</i>
<i>Pitch</i>	<i>equilátero con hileras normales al flujo</i>
<i>Espaciamiento</i>	<i>1 a 3 pulgadas</i>
<i>Tolerancia por incrustación</i>	<i>0.25 a 1.5 pulgadas</i>
<i>Sujeción</i>	<i>diseño removible</i>

- *Tolerancias*

<i>Capucha a pared de la torre</i>	<i>1.5 pulgadas mínimo</i>
<i>Capucha a la compuerta</i>	<i>3.0 pulgadas mínimo</i>
<i>Capuchas al bajante o bafle de bajante</i>	<i>3.0 pulgadas mínimo</i>

- *Dinámica del plato*

<i>Amplitud media de las ranuras</i>	
<i>Máxima</i>	<i>100% la altura de la ranura</i>
<i>Mínima</i>	<i>0.5 pulgadas</i>

- *Sumersión dinámica media de las ranuras*

<i>Para operación a vacío</i>	<i>0.25-1.5 pulgadas</i>
<i>Para presión atmosférica</i>	<i>0.50-2.0 pulgadas</i>
<i>Para 50 a 100 psig</i>	<i>1.0-3.0 pulgadas</i>
<i>Para 200-500 psig</i>	<i>1.5-4.0 pulgadas</i>
<i>Relación de distribución de vapor (Δ/h_c)</i>	<i>0.5 máximo</i>

<i>Altura de líquido claro en el bajante</i>	<i>50% la altura del bajante</i>
<i>Tiempo de residencia en el bajante</i>	<i>5 segundos mínimo</i>
<i>Líquido sobre la garganta de la compuerta</i>	<i>60% el espesor de la compuerta mínimo</i>

- *Arrastre*

<i>Como mol de líquido/mol de vapor seco</i>	<i>0.10 máximo</i>
<i>Caída de presión</i>	<i>conforme a los límites del proceso</i>

- *Espaciamiento de platos*

<i>Para torres de 2.5 – 10 ft de diámetro</i>	<i>18 pulgadas</i>
<i>Para torres de 4 – 20 ft de diámetro</i>	<i>24 pulgada</i>

NOMENCLATURA

V_F = *Velocidad lineal de vapor en la columna a condiciones de inundación, ft/s*

C_F = *Coeficiente de inundación o de arrastre, para sistemas no espumosos, adimensional*

ρ_L = *Densidad de la mezcla de líquido, Lb/ft³*

ρ_G = *Densidad de la mezcla gaseosa, Lb/ft³*

σ' = *Tensión superficial de la mezcla líquida, dina/cm*

Q = *Flujo volumétrico de vapor, ft³/s*

q = *Flujo volumétrico de líquido, ft³/s*

L' = *Velocidad másica de líquido, Lb/h ft²*

G' = *Velocidad másica de gas, Lb/h ft²*

V' = *Flujo másico de vapor, Lb/h*

D = *Diámetro interior de la torre, ft*

W = *Velocidad másica máxima de vapor admitida a condiciones de inundación, Lb/h ft²*

a = *Constante estimada a partir de las tablas II y III*

b = *Constante estimada a partir de las tablas II y III*

CAPÍTULO III: CORRELACIONES EMPIRICAS DE DISEÑO PARA PLATOS CON BORBOTEADORES

17. CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL A TRAVÉS DEL PLATO.

Según se observa en la figura 5, conforme el gas pasa a través del plato con capuchas de burbujeo, su presión disminuye debido a su paso a través de la capucha y a su paso a través del nivel de líquido sobre el plato. La pérdida de presión a través de la capucha es causada por: 1) la contracción del gas al pasar por el elevador, 2) la fricción causada por el elevador y 3) el espacio anular de la capucha, 4) la fricción causada por el cambio de dirección del flujo de gas al salir del elevador y entrar en el área anular y 5) el paso de gas a través de las ranuras.

Debido a que la presión es uniforme en el espacio arriba y abajo del plato, la caída de presión para un plato dado debe ser igual sin importar la región del plato que se considera. En el diseño, la caída de presión se estima sobre la base de un promedio del conjunto de cachuchas de borboteo. Debido al gradiente líquido, el flujo volumétrico de gas a través de las cachuchas individuales varía desde la entrada hasta la salida del plato. Para un plato estable, un conjunto promedio de capuchas se localiza en el punto medio del gradiente líquido. La velocidad de gas a través de estas capuchas, puede suponerse que es la velocidad de flujo por capucha, suponiendo además que cada capucha libera la misma cantidad de gas.

La ecuación de Bolles para el cálculo de la caída de presión total a través del plato es:

$$h_t = (h_{pc} + h_s) + h_{ss} + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} [=]in \quad 3.1$$

El término entre paréntesis puede ser sustituido por h_c y Ludwig la presenta como ecuación de Dauphine

$$h_t = h_c + h_{ss} + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} [=]in \quad 3.2$$

Una tabla de valores normales de caídas de presión para equipos operando a presión y a vacío es:

TABLA VII

18. GUÍA DE VALORES DE CAÍDA DE PRESIÓN POR PLATO PARA OPERACIONES NORMALES

PRESIÓN	Vacio (500 mm de Hg y abajo)
2 a 4 pulgadas de agua	2 a 4 mm Hg

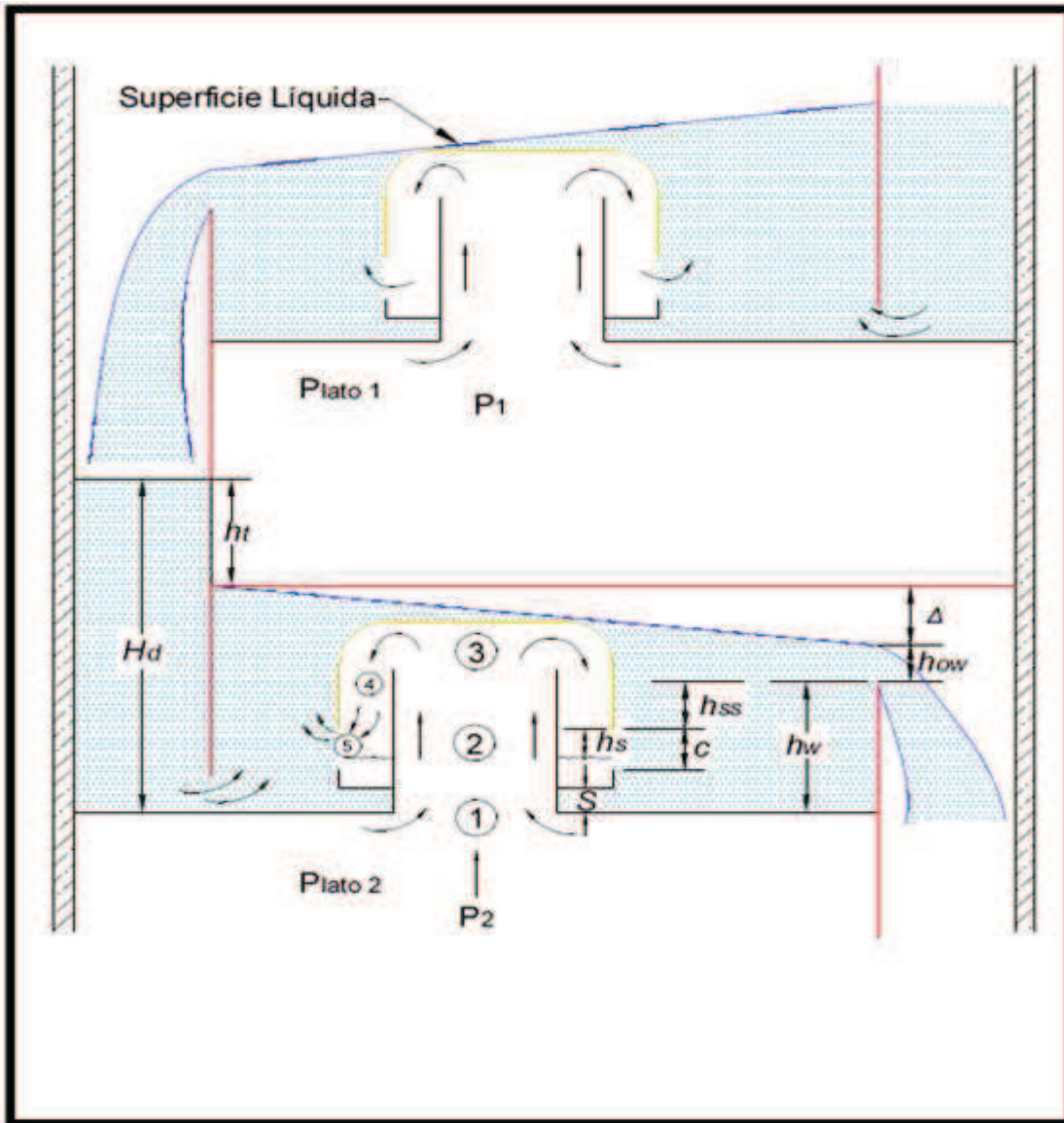


FIGURA 5

FACTORES QUE PROVOCAN LA CAÍDA DE PRESIÓN EN EL PLATO CON BORBOTADORES

19. CAÍDA DE PRESIÓN EN LOS ELEVADORES. Continuando con la ecuación de Bolles, el término h_{pc} incluye la caída de presión a través del elevador, el área inversa, el área anular y las ranuras.

$$h_{pc} = K_c \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right) \left(\frac{V}{A_r} \right)^2 [=] \text{in} \quad 3.3$$

Donde K_c es evaluada de la gráfica 18 presentada en el apéndice y para ello solo requerimos establecer el valor de la relación área anular/ área del elevador.

20. CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DE LAS RANURAS DE LA CAPUCHA.

El segundo término dentro del paréntesis de la ecuación 3.1, es la abertura de la ranura ó caída de presión a través de la ranura, expresada en pulgadas de líquido. Esto es para ranuras rectangulares. La caída de presión a través de las ranuras de la campana es una función directa de la distancia del líquido que es empujado abajo del domo de las ranuras por la corriente de gas que esta emergiendo como se puede observar en la figura 2 y 5. En estas figuras dicha distancia se representa por h_s . La diferencia de presión entre el líquido al interior de la campana y el líquido al exterior de la misma con respecto al domo de las ranuras se define como caída de presión de las ranuras. A bajas velocidades de gas se produce un burbujeo intermitente debido a los efectos de la tensión superficial de líquido y entonces la caída de presión para las ranuras es función de la tensión superficial y de las dimensiones de la ranura. Cuando la velocidad se incrementa lo suficiente para que el gas salga de las ranuras en forma de una corriente estable, el efecto de la tensión superficial se hace despreciable. Por lo tanto, cuando se opera bajo condiciones normales de modo que el vapor salga en forma de una corriente estable, Cross & Ryder presentaron la siguiente ecuación para estimar tanto la abertura promedio de la ranura como su caída de presión. (Tomado de Peters S.M. & Timmerhaus D.K: Plant Design And Economics for Chemical Engineers, Cuarta Edición 1991)

$$A. \quad h_s = 1.5 \left(\frac{Q_s}{b} \right)^{2/3} \left[\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3}$$

En caso de tener ranuras triangulares se presenta la opción B.

$$B. \quad h_s = 1.85 \left(\frac{cQ_s}{b} \right)^{2/3} \left[\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/5}$$

En este caso:

Q_s = Flujo volumétrico de gas por ranura = ft^3 / s

b = Ancho de la base de la ranura = ft

c = Altura de la ranura = ft

Ambas ecuaciones son aplicables cuando $h_s < c$ y el valor de diseño frecuentemente recomendado para $h_s = 0.5c$

Las ecuaciones anteriores se han presentado como una alternativa más de ilustración, sin embargo tomaremos como base la ecuación presentada por Ludwig, para dicho caso.

$$h_s = 32 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right)^{1/3} \left(\frac{V}{N_c N_s w_s} \right)^{2/3} \quad 3.4$$

En esta ecuación:

V = Flujo total de vapor a través del plato = ft/s

N_c = Número de capuchas por plato

N_s = Número de ranuras por capucha

w_s = Ancho de la ranura rectangular = in

21. CAPACIDAD MÁXIMA DE LAS RANURAS.

Cuando se ha definido la dimensión y arreglo de la capucha, el siguiente paso es definir el número de ellas que deberán ser usadas en cada plato. Este número se fija en base a la velocidad de gas que pasa por las ranuras. Como ya se ha dicho, si la velocidad de gas es muy alta, la caída de presión puede ser excesiva y el líquido puede ser soplado lejos de la capucha, resultando una baja eficiencia de operación del plato. Si la velocidad del gas es baja, las burbujas tendrán poca oportunidad de dispersarse a través del líquido y la eficiencia también será baja. Davies, recomendó las siguientes ecuaciones para usarlas en la estimación preliminar de la velocidad de ranura en las capuchas de columnas de destilación. (Datos tomados de Timmerhaus)

$$C. \text{ Velocidad lineal máxima de ranura} = \frac{12}{\rho_G^{0.5}} = \frac{ft}{s}$$

$$D. \text{ Velocidad lineal mínima de ranura} = \frac{3.4}{\rho_G^{0.5}} = \frac{ft}{s}$$

Ludwig presenta dos ecuaciones para ranuras rectangulares y trapezoidales en las que evalúa solamente la capacidad máxima de la ranura.

$$V_m = 0.79 A_s \left[H_s \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right) \right]^{1/2} \quad \text{Para ranura rectangular}$$

$$V_m = 2.36 A_s \left[\frac{2}{3} \left(\frac{R_s}{1+R_s} \right) + \frac{4}{15} \left(\frac{1-R_s}{1+R_s} \right) \right] \left[H_s \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right) \right]^{1/2} \quad \text{Para ranura trapezoidal}$$

Donde:

V_m = Carga máxima de vapor por plato = ft³/s

A_s = Área total de ranuras por plato = ft²

H_s = Altura de la ranura = in

$$R_s = \frac{\text{ancho de la ranura en el domo}}{\text{ancho de la ranura en la base}}$$

22. SELLO ESTÁTICO DE LÍQUIDO: h_{ss} este valor queda definido de manera directa por las condiciones de diseño del plato según se definió al principio.
23. ALTURA DEL LÍQUIDO SOBRE LA COMPUERTA DE REBOSADERO h_{ow} . Para estimar la cresta de líquido que se forma cuando éste rebosa sobre la compuerta de salida para entrar al bajante, Timmerhaus presenta la ecuación de Francis:

$$E. h_{ow} = \left(\frac{1.7Q_L}{l_w \sqrt{g}} \right)^{2/3}$$

Donde $Q_L = \text{Flujo volumétrico de líquido} = \frac{ft^3}{s}$

Ludwig presenta la ecuación de Francis para una compuerta recta, de la siguiente manera:

$$h_{ow} = 0.092 F_w \left(\frac{L_g}{l_w} \right)^{2/3} \quad 3.5$$

En este caso F_w es un factor de corrección de Bolles debido a la restricción que produce la sección segmentada del bajante y que se evalúa de acuerdo a la gráfica de la figura 15 y para ello hay que determinar $Q/(l_w)^{2.5} = \frac{\text{GPM de carga de líquido}}{\text{FT de longitud de la compuerta}}$ y la relación $\frac{\text{longitud de la compuerta}}{\text{Diámetro de la torre}}$.

$$L_g = Q = \text{velocidad de flujo de líquido} = \text{GPM}$$

$$l_w = \text{Longitud de la compuerta de rebosadero} = ft$$

24. GRADIENTE DE LÍQUIDO.

La resistencia que ofrece el arreglo de las diferentes hileras de capuchas al paso de líquido da lugar a la formación de un desnivel de líquido según se puede observar en la figura 4 del capítulo I. En este caso se muestra como la acumulación excesiva de líquido en la entrada bloquea el paso de vapor al grado de presentar escurrimiento a través del elevador mientras que en la segunda hilera se bloquea al grado de no operar y estar a punto del escurrimiento; la tercer hilera es la que opera de manera normal ya que el nivel de líquido es el adecuado y contrabalancea la velocidad de vapor dando lugar a una operación estable; la hilera de salida presenta un nivel de líquido tan bajo que la velocidad de vapor lo supera en fuerza al grado de dejar la ranura completamente abierta y salir por el claro de tolerancia para incrustación formando un vórtice que empuja al líquido fuera de todo contacto con el vapor y favoreciendo que el líquido se acumule aún más en la entrada, dando lugar a la formación de un gradiente de líquido estable, que en el caso de la figura 4, reduce en gran manera la

eficiencia de operación del plato y de la columna en general. Este efecto del gradiente ha dado lugar a la aparición de platos con diferentes perfiles de flujo para resolver dicha situación, dentro los cuales, el más empleado para diámetros pequeños es el de flujo cruzado; para diámetros de más de 4 ft aparecen platos con flujo dividido, radial, cascada, etc. En general la relación adimensional = gradiente total/ caída de presión causada por la capuchas, debe ser menor de 0.4, para asegurar una adecuada distribución de vapor. Para platos de flujo cruzado de un simple paso, el flujo de líquido a través del plato debe ser menor de $0.22 \frac{ft^3}{s.ft \text{ de diámetro}}$.

Por otro lado, un gradiente de líquido de 0.5 in sobre un plato es aceptable, pero si este aumenta a 1 pulgada deberán considerarse diferentes perfiles de flujo aumentando el número de pasos. El gradiente puede disminuirse reduciendo el número de capuchas por las que fluye el líquido ó bajando la velocidad de flujo líquido que pasa por las capuchas. Otro remedio puede ser aumentar el claro de tolerancia por incrustación que implica la disminución del sello de líquido para favorecer el paso de vapor ó en su defecto aumentar el tamaño de la compuerta para reducir el gradiente a valores aceptables. Ludwig, presenta la recomendación de Bolles basada en el trabajo de Davies que menciona que para un diseño promedio se mantenga una relación: diámetro interior de la capucha/ diámetro interior del elevador = 0.7 ya que esta se ha observado en el 85% de las instalaciones industriales. En el cálculo de la caída de presión algunos diseñadores utilizan $\Delta/5$ a $\Delta/3$ en lugar de $\Delta/2$. Ludwig presenta un conjunto de gráficas (figura 16) basadas en la ecuación de Davies, para lo que se debe determinar la carga de líquido en GPM/ ancho medio del plato en ft, y buscar el claro de tolerancia por incrustación requerido, lo que nos permite estimar el gradiente de líquido sin corregir por hilera de capuchas, en centésimas de pulgada.

25. CAÍDA DE PRESIÓN EN EL BAJANTE.

Según se observa en las figuras 1, 3 y 5, el bajante es el encargado de conducir el líquido descendente de un plato a otro arrastrando con el algo de vapor por lo que debe establecerse un tiempo de residencia adecuado para permitir que el vapor sea eliminado en el cuerpo del bajante. Para ayudar a la eliminación de vapor, el plato deberá contar con una sección de calma antes de que el líquido entre al bajante e incluso si es necesario se debe eliminar las ranuras de la cara de las capuchas que dan hacia la compuerta. Se ha estimado que un tiempo de 5 segundos es suficiente para dicho propósito y puede ser evaluado por la relación:

$$\frac{\text{volumen del bajante}}{\text{flujo volumetrico de líquido que desciende}} [=]t \text{ (residencia) } [=]s$$

La caída de presión en el bajante puede ser evaluada a partir de:

$$h_{du} = h_d = 0.56 \left[\frac{L_g}{449A_d} \right]^2 = in \quad 3.6$$

26. ALTURA DE LÍQUIDO EN EL BAJANTE.

Si el cabezal de líquido en el bajante es mayor que el espaciamiento del plato más la altura de la compuerta, ocurrirá la inundación y el líquido se acumulará sobre los platos. En la práctica, la altura de líquido libre de espuma en el bajante deberá ser menor al 50% del espaciamiento del plato. El cabezal de líquido en el bajante esta compuesto de cinco cabezales individuales:

$$H_d = h_w + h_{ow} + h_d + h_t + \Delta \quad 3.7$$

Cada uno de ellos ya se ha establecido como evaluarse

27. ESPACIAMIENTO DEL PLATO. Para lograr una óptima operación del plato debe haber un espaciamiento adecuado para permitir que se puedan absorber los efectos de vibración, pulsación, espuma y neblina, por lo que el espaciamiento entre platos deberá ser aproximadamente el doble de la altura de líquido limpio en el bajante. Esto es:

$$S_t \geq 2H_d \quad 3.8$$

S_t =Espaciamiento del plato= in

28. ARRASTRE DE LÍQUIDO EN PLATOS CON BORBOTEADORES

Ludwig presenta el resultado de la correlación efectuada por Simkin, Strand & Olney acerca de los trabajos de otros investigadores, para estimar el probable arrastre que se puede dar en platos con borboteadores lo cual se materializa en la gráfica de la figura 19. Para ello necesitamos calcular el valor de la abscisa dado por:

$$\begin{aligned} &\text{➤} \quad \frac{273}{S_t} + 10.75V_f \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}} \\ &\text{➤} \quad V_f = \frac{V}{A_n} = \frac{\text{flujo de vapor en el plato} = ft^3/s}{\text{Área neta del plato} = A_t - 2A_d} \end{aligned}$$

Entramos a la gráfica e interceptamos la línea de tensión superficial correspondiente para evaluar la ordenada:

$$\begin{aligned} &\text{➤} \quad \frac{W_e}{h_{ow} + h_{ss} + h_s} \\ &\text{Donde } W_e = \text{velocidad másica de arrastre} = \frac{Lb}{ft^2 \cdot min} \end{aligned}$$

$$W_e = A_n (h_{ow} + h_{ss} + h_s) [=] \frac{Lbs}{min} \quad 3.9$$

La relación de arrastre se obtiene dividiendo $\frac{W_e}{V}$

Otro método sugerido es la correlación de Eduljee's que ofrece una ruta para evaluar el efecto del arrastre sobre el espaciamiento del plato y la eficiencia y se concreta en la gráfica de la figura 20 con la que se procede de manera similar a la anterior.

29. **EFICIENCIA DEL PLATO.** En el diseño de equipo de transferencia de masa, frecuentemente se requiere la evaluación del número de etapas teóricas necesarias para acompañar la separación deseada. Para completar el diseño se debe tener información disponible que muestre la relación entre los valores ideales y el funcionamiento real del equipo. La conversión de etapas ideales a etapas reales finitas debe ser acompañada por el uso de la eficiencia de los platos o de la columna. Se conocen tres clases de eficiencia que pueden usarse para expresar la relación entre el funcionamiento teórico y las etapas reales a saber:

- **Eficiencia total de la columna o eficiencia total del plato.** Aunque este tipo de eficiencia no tiene fundamentos de transferencia de masa, por su simplicidad se aplica al número total de etapas y se define como el número de etapas teóricas requeridas para efectuar una separación dividida por el número de etapas reales para lograr esa misma separación.

- **Eficiencia del plato de Murphree:** Esta se aplica a un solo plato y se define como la relación del cambio real de composición promedio de vapor que sale de un plato entre el cambio de la composición promedio si los vapores que salen del plato están en equilibrio con el líquido que sale del mismo. Aunque esta eficiencia es más fundamental que la eficiencia total el inconveniente es que debe ser evaluada para cada plato.

- **Eficiencia puntual o eficiencia local.** Es similar a la eficiencia de Murphree con la diferencia de que esta aplica solo a una región del plato. Aunque ésta es de gran interés teórico rara vez se utiliza en la práctica ya que requiere el conocimiento de las variaciones de la composición de líquido a través del plato y la integración de las eficiencias puntuales sobre el plato entero.

30. **FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DEL PLATO Y DE LA COLUMNA.** La figura 25 muestra una comparación en cuanto a la eficiencia para columnas con borboteadores, platos perforados y platos de válvula y muestra los efectos de la velocidad superficial del vapor y la densidad del gas. Se observa que en general los tres tipos de contactores dan eficiencias de plato en el rango de 80 a 90% cuando la columna se opera en un rango de condiciones apropiado, donde se observa que los platos perforados y de válvula dan eficiencias ligeramente mayores que los platos con borboteadores.

- **Velocidad de vapor.** Peavy & Baker mostraron que la eficiencia del plato aumenta con el incremento en la velocidad superficial de vapor (basada en el área total del plato), alcanza un valor aproximadamente constante en un rango de velocidades (0.3 a 0.6)

correspondientes a una operación normal aceptable y al seguir aumentando la velocidad la eficiencia disminuye. La velocidad de las ranuras parece no afectar la eficiencia si ésta se mantiene dentro del rango de velocidades marcado por las ecuaciones:

$$v_{\text{máxima de ranura}} = \frac{12}{\rho_G^{0.5}} \quad 3.10$$

$$v_{\text{mínima de ranura}} = \frac{3.4}{\rho_G^{0.5}} \quad 3.11$$

- *Altura del nivel de líquido arriba de las aberturas generadas por el vapor en las ranuras. El incremento del nivel de líquido arriba de la abertura creada por el vapor en la ranura tiende a incrementar la eficiencia en especial si éste nivel es menor de 1 pulgada.*
- *Espaciamiento del plato. Debido al arrastre que se produce, el espaciamiento esta relacionado a la velocidad superficial del vapor. Para pequeños espaciamientos la eficiencia disminuye si la velocidad del vapor es mayor que el valor permitido de inundación.*
- *Longitud del camino de líquido. La longitud del camino que tiene que recorrer el líquido es un factor importante en la dimensión del gradiente de concentración de líquido que se puede formar en el plato. Así, si la longitud es grande se establece un gradiente de concentración de líquido bastante apreciable y la eficiencia de Murphree se hace mayor que la eficiencia puntual. En general si el camino de líquido se incrementa, la eficiencia total de la columna se incrementa. El efecto de la longitud del camino se hace despreciable si la longitud es menor de 5 ft; pero un incremento en la longitud de 10 a 15 ft, incrementa la eficiencia de la columna de un 20 a 40%.*
- *Resistencia del líquido a la transferencia de masa en la interfase. La viscosidad del líquido, la solubilidad del gas en los absorbedores y la volatilidad relativa en la rectificación son factores importantes en la resistencia de líquido a la transferencia de masa en la interfase. Un incremento en la viscosidad del líquido, disminuye la solubilidad de gas en los absorbedores y un incremento en la volatilidad relativa en una columna de rectificación causa un incremento en la resistencia para transferencia de masa en la interfase dando como resultado una disminución de la eficiencia. La relación de velocidad de líquido/ velocidad de gas influye en la resistencia de transferencia de masa en la interfase. Un incremento en la relación velocidad de líquido/velocidad de gas, reduce la influencia de la resistencia de líquido y causa un incremento en la eficiencia del plato.*

31. *CORRELACIONES PARA ESTIMAR LA EFICIENCIA DEL PLATO. Se han desarrollado muchas correlaciones generalizadas y se usan para hacer estimados cuando no se dispone de datos experimentales.*

Para columnas de borboteadores estándar operadas en un rango de velocidades admisibles donde la eficiencia de la columna total es constante, O'Connell correlacionó los datos de eficiencia sobre la base de viscosidad de líquido y volatilidad relativa (ó solubilidad de gas).

Los resultados para fraccionadores y absorbedores se presentan en la figura 26 (ver apéndice). Esta correlación esta basada principalmente en datos experimentales obtenidos de columnas con borboteadores donde el camino de líquido era menor de 5 ft y fueron operadas en una relación de reflujo cercano al mínimo. Aunque la figura 26 es adecuada para hacer estimaciones en equipo y mezclas de uso comercial, es mejor emplear las condiciones de operación del equipo que se esta trabajando.

Chu extendió las correlaciones empleadas en la figura 26 para incluir el efecto de la sumersión estática (h_{ss}) y la relación velocidad de líquido/velocidad de gas. El presentó las siguientes ecuaciones simplificadas, para estimar la eficiencia total de la columna:

Para fraccionadores:

$$\text{Log}E_o = 1.67 - 0.25\log(\mu F_{\text{promedio}}\alpha_{\text{promedio}}) + 0.3\log\frac{L'_M}{V'_M} + 0.09\left(h_{ss} + \frac{c}{2}\right) \quad 3.12$$

Para absorbedores:

$$\text{Log}E_o = 1.60 - 0.38\log\frac{m_{\text{avg}}M_A\mu_{A,\text{avg}}}{\rho_{A,\text{avg}}} + 0.25\log\frac{L'_M}{V'_M} + 0.9\left(h_{ss} + \frac{c}{2}\right) \quad 3.13$$

Donde:

α =Volatilidad relativa del componente clave

μ_F = viscosidad molal promedio del alimento = cp

μ_A =Viscosidad molal promedio de líquido = cp

M_A =Peso molecular promedio de líquido.

ρ_A =Densidad de líquido, $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

$m = \frac{\text{fracción mol de soluto en el gas en equilibrio con el líquido}}{\text{fracción mol de soluto en el líquido}}$

Avg= a las condiciones promedio de temperatura y presión de la columna

E_o =Eficiencia total de la columna en porcentaje

h_{ss} = Sumersión estática de líquido

c = Altura de la ranura, ft

L'_M =Velocidad molar de líquido, lbmol/hr

V'_M =Velocidad molar de vapor, lbmol/hr

El uso de las ecuaciones anteriores están limitadas para condiciones en las que la relación $\frac{L'M}{V'M}$ esta en el rango de 0.4 a 8 y la sumersión estática más un medio de la altura de la ranura es menor de 1.5 pulgadas ($h_{ss} + \frac{1}{2}c < 1.5 \text{ in}$).

Una ecuación simplificada para columnas de borboteadores operando en refinerías de petróleo y con hidrocarburos fue presentada por Drickamer & Bradford. Sus resultados están basados en pruebas de columnas de 54 refinerías usadas para destilación ó absorción de hidrocarburos. Las columnas fueron de borboteadores ó de platos perforados bajo condiciones típicas de una refinería. Los resultados fueron correlacionados sobre la base de una simple variable, la viscosidad de líquido, para dar:

$$E_o = 17 - 61.1 \log \mu_{F,avg} \quad 3.14$$

El uso de esta ecuación se limita a columnas comerciales para las que no hay datos disponibles. Proporciona resultados adecuados para la fraccionacion de petróleo e hidrocarburos similares, pero no se recomienda si la volatilidad relativa del componente clave es mayor de 4.0 ó si el valor de $\mu_{F,avg}$ esta fuera del rango de 0.07 a 1.4 centipoise.

CAPÍTULO IV: DISEÑO HIDRÁULICO DE PLATO CON BORBOTEADORES PARA COLUMNA DE LEM

32. BASES DE DISEÑO

- a) Mezcla a utilizar: etanol-agua
- b) Presión de operación: atmosférica
- c) Diámetro interior de plato seleccionado 6"
- d) Espaciamiento entre platos 10"
- e) Material de construcción propuesto: acero inoxidable T-304
- f) La figura 6 indica la forma y dimensiones del elevador, de la campana y las ranuras en de un borboteador estándar de 1" de diámetro, tomada como base de diseño.
- g) $N_C = 10$: número de campanas de borboteo propuesto

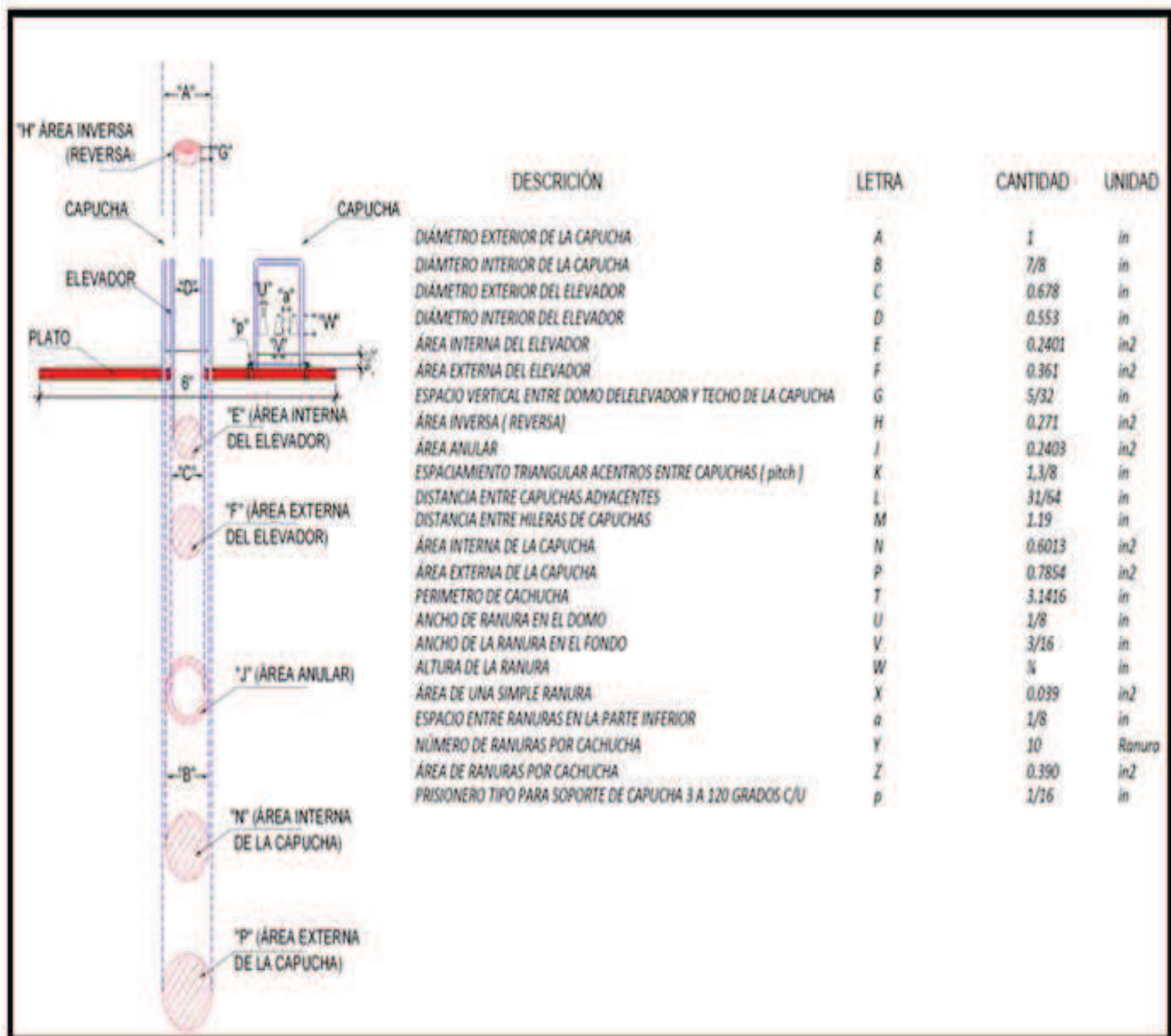


FIGURA 6

DIMENSIONES DE BORBOTEADOR ESTÁNDAR SELECCIONADO PARA EL DISEÑO DE PLATO

h) Datos de equilibrio de la mezcla etanol-agua a 586 mm Hg (Las concentraciones de líquido y vapor están dadas en fracción mol, tabla VIII). Tomados de referencia 9, bibliografía.

TABLA VIII

$t \text{ } ^\circ\text{C}$	x	y
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	1.0	1.000

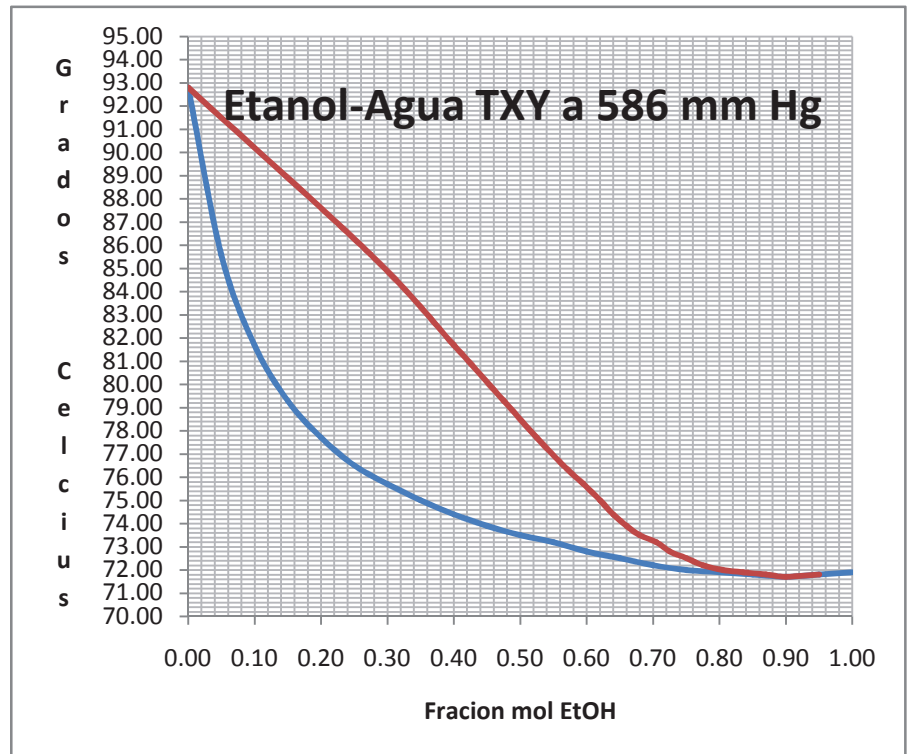


FIGURA 7

Los datos de equilibrio de la mezcla etanol agua, se utilizaron para elaborar las tablas A-E, de densidades, tensión superficial y viscosidad de la mezcla en fase líquida y vapor en un rango de temperaturas de 71.90 a 92.80 °C que es el rango de operación en la curva de equilibrio para una presión de 586 mm de Hg, reportadas en el apéndice. Se evaluó el factor de arrastre C_F para el rango de temperaturas manejadas en función de la tensión superficial y del espaciado del plato tomado como parámetro fijo. Se calculó W (de la ecuación 2.4, capítulo II) a una temperatura promedio de operación de 75.70 °C y en base a ésta temperatura se han fijado las propiedades que se manejarán en nuestros cálculos, de las cuales se presenta el siguiente resumen de propiedades.

TABLA IX

RESUMEN DE CONDICIONES DE OPERACIÓN, TOMADAS DE TABLAS A-E DEL APÉNDICE

T	y_{OH}	σ_{mezcla}	ρ_v	ρ_L	$\rho_L - \rho_v$	C_F	W	Área plato	V'
$^{\circ}C$	Fración mol	Dinas/cm	Lb/ft ³	Lb/ft ³	Lb/ft ³	Factor de arrastre	Lb/hft ²	ft ²	Lb/h
75.70	0.595	38.97	0.054	53.37	53.32	179	303.72	0.1964	59.65

33. CÁLCULO DE LA VELOCIDAD MÁXIMA DE INUNDACIÓN

Ésta velocidad se calcula en base a la ecuación 2.4 del capítulo II, que se reproduce a continuación y cuyo resultado esta registrada en la tabla de resumen IX.

$$W = C_F[\rho_v(\rho_L - \rho_v)]^{1/2} \quad 4.1$$

$W = 179[0.054(53.37 - 0.054)]^{1/2} = 303.72 \text{ Lbs/h.ft}^2$. Ésta es la máxima velocidad másica de flujo de vapor por ft² de sección transversal del plato completo. De la ecuación 2.5, calculamos el flujo másico V' .

$$V' = \frac{\pi}{4} D^2 W = \text{Lbs/h} \quad 4.2$$

$$V' = \frac{\pi}{4} \left(\frac{6}{12} \text{ft} \right)^2 \left(303.72 \frac{\text{Lbs}}{\text{h.ft}^2} \right) = 59.65 \frac{\text{Lbs}}{\text{h}}$$

El flujo volumétrico total de vapor $V = V_o$ que fluye a través de cada plato en ft³/s es:

$$V = V_o = 59.65 \frac{\text{Lbs}}{\text{h}} \left(\frac{\text{ft}^3}{0.054 \text{Lbs}} \right) \left(\frac{\text{h}}{3600 \text{s}} \right) = 0.3068 \text{ ft}^3/\text{s} \quad 4.3$$

34. CÁLCULO DE CAÍDA DE PRESIÓN EN LOS ELEVADORES

De la ecuación 3.3, capítulo III

$$h_{pc} = K_c \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right) \left(\frac{V}{A_r} \right)^2 \quad 4.4$$

De la figura 6, el área interna de un elevador $a_r = 0.2401 \text{ in}^2$

El área total de elevadores es $A_r = (10)0.2401 \text{ in}^2 \left(\frac{\text{ft}}{12 \text{in}} \right)^2 = 0.0167 \text{ ft}^2$

Nuevamente de la figura 6, el área anular $= a_a = 0.2403 \text{ in}^2$

$$\text{➤ Relación} = \frac{\text{área anular}}{\text{área del elevador}} = \frac{0.2403}{0.2401} = 1.0008$$

Con el valor de esta relación entramos en la gráfica de la figura 18 del apéndice y encontramos $K_c = 0.66$

Sustituyendo datos en la ecuación 4.4, tenemos:

$$h_{pc} = 0.66 \left(\frac{0.054}{53.37 - 0.054} \right) \left(\frac{0.3068}{0.0167} \right)^2 = 0.2256 \text{ in} \quad 4.4$$

35. CÁLCULO DE CAÍDA DE PRESIÓN EN LAS RANURAS DE LA CAPUCHA

De la ecuación 3.4, capítulo III

$$h_s = 32 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right)^{1/3} \left(\frac{V}{N_C N_S W_S} \right)^{2/3} \quad 4.5$$

$N_C = 10$ (Número de campanas de borboteo)

$N_S = 10$ Número de ranuras por campana; tomadas de la figura 6

$W_S = 0.125 \text{ in}$ = Ancho de la ranura en el domo; tomado de la figura 6

Sustituyendo datos en la ecuación 4.5, queda:

$$h_s = 32 \left(\frac{0.054}{53.37 - 0.054} \right)^{1/3} \left(\frac{0.3068}{10 \times 10 \times 0.125} \right)^{2/3} = 0.2714 \text{ in}$$

36. DETERMINACIÓN DEL SELLO ESTÁTICO DE LÍQUIDO h_{ss}

La altura de la ranura esta tomada de la figura 6 = $1/4$ "

La tolerancia por incrustación se ha tomado como $3/16$ "

h_{ss} = Altura de la compuerta – tolerancia por incrustación – altura de la ranura

$$h_{ss} = 1 - \frac{3}{16} - \frac{1}{4} = 0.5625 \text{ in}$$

37. CÁLCULO DE NIVEL DE LÍQUIDO SOBRE LA COMPUERTA DE REBOSADERO.

De la ecuación 3.5, capítulo III

$$h_{ow} = 0.092 F_w \left(\frac{L_g}{l_w} \right)^{2/3} \quad 4.6$$

De un balance de masa en la sección de rectificación de la columna que incluye el condensador encontramos que:

$$D = V' - L$$

Pero a condiciones de reflujo total sabemos que $D = 0$ lo que implica que $V' = L$, por ello podemos establecer que

$L_g = Q = \text{Carga de líquido o flujo de líquido en GPM}$

$$Q = 59.65 \frac{\text{Lbs}}{\text{h}} \left(\frac{\text{ft}^3}{53.37 \text{Lbs}} \right) \left(\frac{0.3048 \text{m}}{\text{ft}} \right)^3 \left(\frac{1000 \text{l}}{\text{m}^3} \right) \left(\frac{\text{h}}{60 \text{min}} \right) \left(\frac{\text{gal}}{3.785 \text{l}} \right) = 0.1394 \text{ GPM}$$

$l_w = 0.3412 \text{ft}$ Longitud de la compuerta de rebozadero (tomada como: $0.68D$, sección 16 capítulo II)

$$\text{➤ relación} = \frac{Q}{(l_w)^{2.5}} = \frac{0.1394}{(0.3412)^{2.5}} = 2.049 \frac{\text{gpm}}{\text{ft}^2}$$

$$\text{➤ relación} = \frac{\text{longitud de la compuerta}}{\text{diámetro de la torre}} = \frac{0.3412}{0.5} = 0.6824$$

Con estos dos valores entramos a la gráfica de la figura 15 del apéndice y encontramos $F_w = 1.02$. Sustituyendo datos en la ecuación 4.6, nos queda:

$$h_{ow} = 0.092(1.02) \left(\frac{0.1394}{0.3412} \right)^{2/3} = 0.05167 \text{ in}$$

38. ESTIMACIÓN DEL GRADIENTE LÍQUIDO

Para efectuar dicha estimación emplearemos la gráfica de la figura 16 del apéndice con un claro por incrustación de 0.5 que es el más pequeño reportado y una altura promedio de líquido de 2" que también es el más pequeño aún cuando nuestro valores de diseño son de 3/16" para nuestro claro por incrustación y de 1" la altura del nivel de líquido. Para entrar a la gráfica requerimos:

$$\text{➤ Ancho medio del plato} = \frac{\text{diámetro del plato} + \text{longitud de la compuerta}}{2} = \frac{0.5 + 0.3740}{2} = 0.4370 \text{ft}$$

$$\text{➤ Carga de líquido/ancho medio del plato} = \frac{0.1394 \text{gpm}}{0.4370 \text{ft}} = 0.3190 \frac{\text{gpm}}{\text{ft}}$$

Se ha escogido esta gráfica ya que el espaciamiento entre capuchas es del 37.5% el diámetro de las capuchas. Al entrar a la gráfica se observa que la carga de líquido/ancho medio del plato más pequeña es de 2 y al interceptar el nivel del líquido sobre el plato de 2" nos reporta un gradiente de 0.05" por hilera de capuchas; ya que tenemos tres hileras de capuchas nuestro gradiente sin corregir es: $\Delta' = 3(0.05) = 0.15"$

Para evaluar el factor de corrección requerimos efectuar la evaluación de:

$V_o\sqrt{\rho_v} = 0.3068\sqrt{0.054} = 0.07129$ Con este valor entramos a la gráfica de la figura 17 donde el valor de $C_V = 0.4$ que es el valor que más se aproxima, ya que el valor más pequeño de la línea inferior que representa $V_o\sqrt{\rho_v} = 0.5$

Por lo tanto el valor del gradiente corregido resultaría ser:

$$\Delta = C_V\Delta' = 0.4(0.15) = 0.06" = 1.47 \text{ mm}$$

Se observa entonces que el gradiente es muy pequeño y que a pesar de haber empleado ecuaciones para equipo de uso industrial su valor es aceptable dado el tamaño de nuestro equipo de laboratorio. (Respecto del método empleado Ludwig hace el siguiente comentario: Aunque el método es conservador para el promedio de los casos, éste no es estrictamente correcto para equipos donde el líquido fluye sobre las capuchas, por ello cuando el gradiente sobrepasa 1" deberán recheckarse nuestros cálculos ó compararse los resultados con otros métodos).

39. CAÍDA DE PRESIÓN EN EL PLATO

De la ecuación 3.1, capítulo III

$$h_t = (h_{pc} + h_s) + h_{ss} + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \quad 4.7$$

Sustituyendo los resultados de cada uno de los términos en la ecuación 4.7, queda:

$$h_t = (0.2256 + 0.2714) + 0.5625 + 0.05167 + \frac{0.06}{2} = 1.141 \text{ in}$$

$$h_t = 1.141 \text{ in H}_2\text{O} \left(\frac{760 \text{ mmHg}}{406.92 \text{ in H}_2\text{O}} \right) = 2.131 \text{ mmHg}$$

Este valor queda dentro del rango de valores para equipo operando a presiones menores de una atmosfera que es de: 2 a 4 mm Hg. (tabla VII, capítulo III)

40. CAÍDA DE PRESIÓN EN EL BAJANTE

Estimación del área del bajante (A_d). Cálculos preliminares:

$A_d = \text{área del sector circular} - \text{área del triángulo}$

$$A_d = \frac{n}{360} \pi r^2 - \frac{0.3740(0.1673)}{2} = \frac{95.25}{360} \pi \left(\frac{3}{12} \right)^2 - 0.03129 = 2.066 \times 10^{-2} \text{ ft}^2$$

De la ecuación 3.6, capítulo III

$$h_d = 0.56 \left[\frac{L_g}{449A_d} \right]^2 = 0.56 \left[\frac{0.1394}{449(2.066 \times 10^{-2})} \right]^2 = 1.265 \times 10^{-4} \text{ in} \quad 4.8$$

41. ALTURA DE LÍQUIDO EN EL BAJANTE

De la ecuación 3.7, capítulo III

$$H_d = h_w + h_{ow} + h_d + h_t + \Delta \quad 4.9$$

Sustituyendo datos nos queda:

$$H_d = 1 + 0.05167 + 1.265 \times 10^{-4} + 1.141 + 0.06 = 2.253 \text{ in}$$

42. CÁLCULO DEL ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS

Haciendo uso de la ecuación 3.8 del capítulo III

$$S_t = 2H_d = 2(2.253) = 4.506 \text{ in} \quad 4.10$$

Según se observa el resultado obtenido indica dos cosas:

- A. El espaciamiento elegido es de 10" y el resultado obtenido indica que podría bajarse a 5".
- B. Dado que el espaciamiento de referencia es de 10", la otra es determinar el flujo máximo que nos justifique dicho espaciamiento.

Eligiendo la opción B, por prueba y error, se procede a encontrar el flujo que nos justifique el espaciamiento de 10 pulgadas y después de varios intentos encontramos $V' = 190 \frac{\text{Lbs}}{\text{h}}$. Repitiendo los cálculos anteriores llegamos a los resultados que se presentan en la tabla X.

TABLA X
RESULTADOS PARA UN FLUJO MASICO DE 190 Lb/h

V_o	$0.9794 \text{ft}^3/\text{s}$
V'	$190 \text{Lb}/\text{h}$
$W = V'/A$	$967.7 \text{Lb}/\text{hft}^2$
K_c	0.66
h_{pc}	2.289 in
h_s	0.5876 in
h_{ss}	0.5625 in
L_g	0.4439gpm
$\frac{Q}{(l_w)^{2.5}}$	6.528
F_w	1.05
h_{ow}	0.1151 in
$L_g/0.4370$	1.016
$V_o\sqrt{\rho_v}$	0.2271
C_V	0.4
Δ'	0.15 in
Δ	$0.4 \times 0.15 = 0.06 \text{ in}$
h_t	$2.289 + 0.5876 + 0.5625 + 0.1151 + 0.03 = 3.584 \text{ in}$ $= 6.7 \text{ mm Hg}$
h_d	0.0013 in
H_d	$1 + 0.1151 + 0.0013 + 3.584 + 0.06 = 4.760 \text{ in}$
S_t	$2 \times 4.760 = 9.521 \text{ in}$

Como se puede observar una velocidad másica de 190 Lb/h nos permite usar un espaciamiento de plato de 10 pulgadas pero la caída de presión rebasa en un 67% el valor del límite superior presentado en la tabla VI del capítulo III, recomendado para operaciones de baja presión.

Haciendo uso de los parámetros de referencia mencionados en la sección 21 del capítulo III incisos C y D, tenemos que los límites de velocidad de ranura son:

$$\text{Velocidad lineal máxima de ranura} = \frac{12}{\rho_G^{0.5}} = \frac{12}{\sqrt{0.054}} = 51.64 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \quad 4.11$$

$$\text{Velocidad lineal mínima de ranura} = \frac{3.4}{\rho_G^{0.5}} = \frac{3.4}{\sqrt{0.054}} = 14.63 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \quad 4.12$$

En el primer intento encontramos que $V' = 59.65 \frac{\text{Lb}}{\text{h}}$

Donde $V_o = 0.3068 \frac{ft^3}{s}$. De la figura 6, $a_s = 0.039 \frac{in^2}{ranura}$

$$A_s = 0.039 \frac{in^2}{ranura} \left(10 \frac{ranura}{capucha}\right) \left(10 \frac{capucha}{plato}\right) = 3.9 in^2 \left(\frac{ft}{12in}\right)^2 = 0.0278 ft^2$$

Efectuando la división $\frac{V_o}{A_s} = \frac{0.3068 ft^3/s}{0.0278 ft^2} = 11.33 \frac{ft}{s}$ esto nos muestra que con el flujo másico indicado nuestra velocidad de ranura esta abajo del límite inferior. Al utilizar el flujo másico de $190 \frac{Lbs}{h}$ nos resulta una $V_o = 0.9794 \frac{ft^3}{s}$ y al calcular

$$\frac{V_o}{A_s} = \frac{0.9794 ft^3/s}{0.0278 ft^2} = 37.23 \frac{ft}{s}$$

Este resultado queda entre los dos límites y justifica el flujo másico de $190 \frac{Lb}{h}$ para el espaciamiento de 10".

De la tabla IX, se observa que $W = 967.7 Lb/hft^2$ no se encuentra y tampoco dentro del rango de coeficientes de arrastre registrados en la tabla A del apéndice y se puede pensar que estamos fuera de proporción y que no tiene justificación alguna, sin embargo al hacer uso de las ecuaciones de Treybal del inciso c) capítulo II, para platos con borboteadores encontramos los resultados que se reportan a continuación:

43. USO DE LA METODOLOGÍA DE TREYBAL

Cálculo de la velocidad de vapor a condiciones de inundación:

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}\right)^{1/2} \quad 4.13$$

$$\text{Donde } C_F = \left[a \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'}\right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5}} + b \right] \left(\frac{\sigma'}{20}\right)^{0.2} \quad 4.14$$

Los valores de a y b se evalúan de acuerdo al valor de la relación, de la tabla III

$t =$ espaciamiento entre platos = 10 in

$\sigma' =$ tensión superficial = 38.97 dinas/cm

$\rho_G = 0.054 Lbs/ft^3$

$\rho_L = 53.37 Lbs/ft^3$

De nuestra tabla de cálculos tomamos como referencia $V' = 190 Lbs/hora$ y de aquí tenemos que;

$$Q = 190 \frac{Lbs}{hora} \left(\frac{ft^3}{0.054 Lbs}\right) \left(\frac{hora}{3600 seg}\right) = 0.9794 ft^3/seg$$

$$q = 190 \frac{\text{Lbs}}{\text{hora}} \left(\frac{\text{ft}^3}{53.37 \text{ Lbs}} \right) \left(\frac{\text{hora}}{3600 \text{ seg}} \right) = 9.889 \times 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{q \rho_L}{Q \rho_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{q}{Q} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} = \frac{9.889 \times 10^{-4}}{0.9794} \left(\frac{53.37}{0.054} \right)^{0.5} = .03181$$

Este resultado también se puede obtener partiendo del hecho que en la zona de rectificación, para reflujo total $L' = G' \Rightarrow$ que $L'/G' = 1$ y todo lo anterior se reduce a:

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = (1) \left(\frac{0.054}{53.37} \right)^{0.5} = 0.03181$$

De acuerdo a este punto de referencia los valores de las constantes a y b son:

$$a = 0.0041t + 0.0135 = 0.0041(10) + 0.0135 = 0.0545$$

$$b = 0.0047t + 0.068 = 0.0047(10) + 0.068 = 0.1150$$

Sustituyendo datos en la ecuación 4.14

$$C_F = \left[0.0545 \log \frac{1}{0.03181} + 0.1150 \right] \left(\frac{38.97}{20} \right)^{0.2} = 0.2247$$

Sustituyendo datos en la ecuación 4.13 nos queda:

$$V_F = 0.2247 \left(\frac{53.37 - .054}{0.054} \right)^{0.5} = 7.060 \text{ ft}/\text{seg}$$

$$\text{Área neta de la torre } A_n = A_{\text{total}} - A_{\text{bajante}} = 0.1964 - 0.02551 = 0.1709 \text{ ft}^2$$

$$V = 7.060 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \left(\frac{0.1709 \text{ ft}^2}{1} \right) = 1.207 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$V' = 1.207 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}} \left(\frac{0.054 \text{ Lbs}}{\text{ft}^3} \right) \left(\frac{3600 \text{ seg}}{\text{h}} \right) = 234.5 \text{ Lbs}/\text{hora}$$

Siguiendo la recomendación de usar solo el 80% de la velocidad de inundación $V' = 234.5 \times 0.80 = 187.6 \text{ Lbs}/\text{hora}$.

Puede observarse que este resultado es bastante cercano al valor reportado en la tabla X. Se confirma con ello que para el plato con borboteadores el flujo másico de vapor requerido para cumplir con las dimensiones de la columna de fraccionamiento de LEM, establecidas en las bases de diseño debe ser de alrededor de 190 Lb/hora. El arreglo de plato encontrado que cumple con estos resultados es el que se muestra en la figura 8. Ésta figura presenta una vista de planta del plato con borboteadores nuevo en la que se observa la distribución de los mismos, que es idéntica al plato original (ver fotos en el apéndice). Las dimensiones a detalle de la campana y sus ranuras ya se han presentado en la figura 6. La figura 9, presenta un comparativo para hacer notar la diferencia entre el tipo de borboteadores que tenía la columna original y el borboteador propuesto para un plato nuevo.

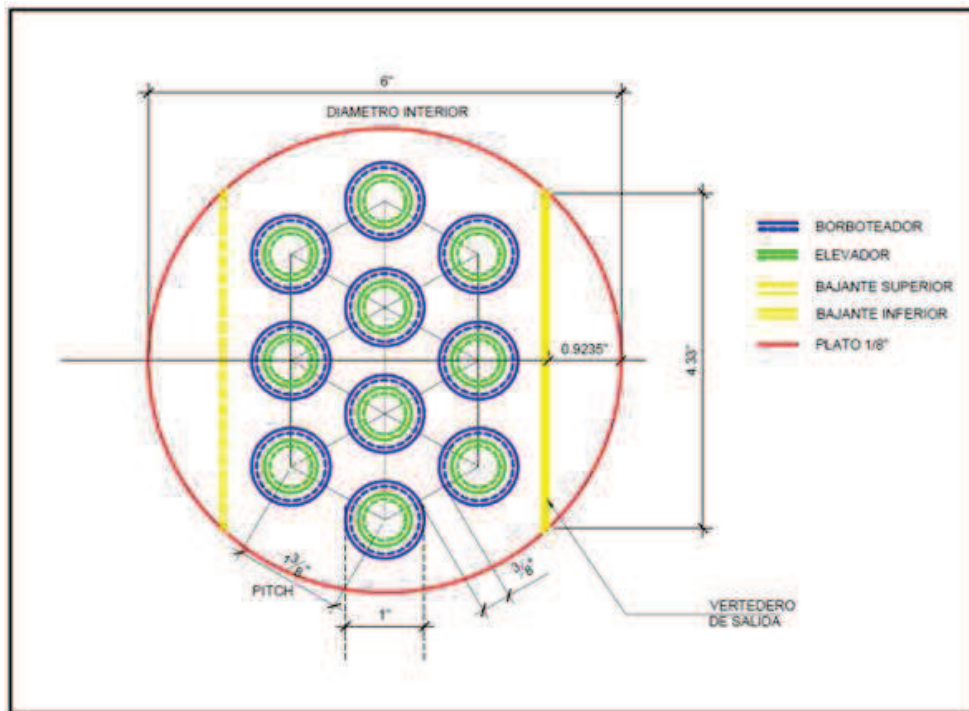


FIGURA 8
ARREGLO DE PLATO NUEVO CON BORBOTEADORES

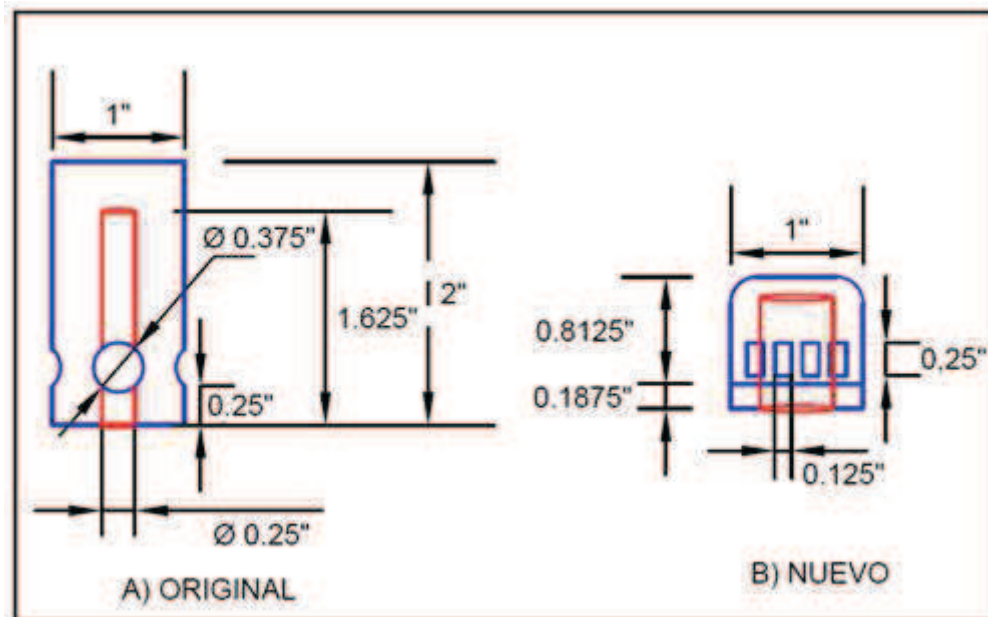


FIGURA 9
COMPARACIÓN DE BORBOTEADORES

44. FUNCIONAMIENTO IDEAL DEL PLATO CON BORBOTEADORES NUEVO

De acuerdo a los resultados obtenidos, la figura 10 que se muestra a continuación, presenta un corte frontal de una columna de fraccionamiento que bosqueja el funcionamiento ideal que se debe esperar del plato ya diseñado, de acuerdo a los regímenes de flujo que se pueden presentar en función de la presión de operación y la carga de líquido. Se puede ver que el nivel de líquido en el área activa del plato prácticamente se reduce a la mitad del nivel de la compuerta y es en las zonas de calma de la entrada y salida de los bajantes donde se forman altos niveles de líquido que permiten la circulación del mismo en el plato (Si se tuviera una perspectiva de planta, se observaría un anillo de líquido en la periferia del plato). Se puede observar que la altura de la campana de borbotado es igual a la altura de la compuerta. Se muestra el uso de dos manómetros de nivel, el de la izquierda que permite medir la caída de presión del plato y el de la derecha que nos indica la altura de líquido claro que se puede formar sobre el plato durante su funcionamiento.

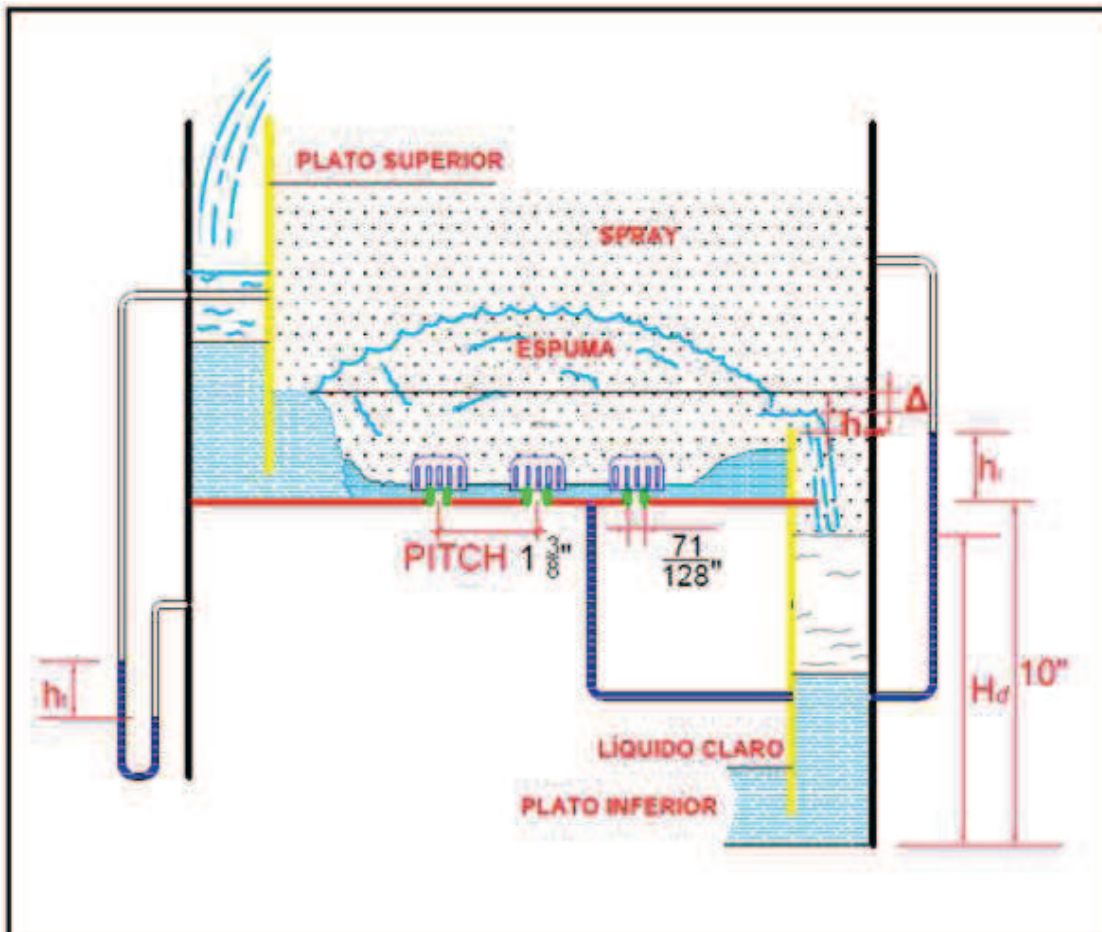


FIGURA 10

FUNCIONAMIENTO IDEAL DE PLATO NUEVO CON BORBOTEADORES

45. COMENTARIOS DEL ARREGLO Y DIMENSIONES DE LOS BORBOTEADORES DE LA COLUMNA ORIGINAL

La columna original tiene el diámetro de plato de 6" interior con las mismas dimensiones de compuerta y longitud ya utilizadas en nuestros cálculos. Se observa un diámetro de campana de 1" (figura 9) mientras que los elevadores son de 1/4" de diámetro interior; en vez de presentar ranuras para el flujo de vapor, presenta cuatro perforaciones de 3/8" en los costados del faldón de la campana situados a 1/4" sobre la base de la campana que hace contacto directo con el plato sin tener tolerancia para la incrustación. La altura de la campana observada es de 2" y la del elevador es de 1,5/8". De acuerdo a estos datos el área de la sección transversal de la campana es de $5.454(10)^{-3} ft^2$ y la del elevador es de $3.409(10)^{-4} ft^2$ y esto nos arroja un área anular de $5.113(10)^{-3} ft^2$. De la sección 15, capítulo II, la relación:

➤ $\frac{\text{área anular}}{\text{área del elevador}} = \frac{5.113(10)^{-3}}{3.409(10)^{-4}} = 15$ este valor está fuera de proporción ya que el valor recomendado debe ser ≈ 1

➤ El sello estático de líquido de acuerdo a estas dimensiones es: $h_{ss} = 0.375"$

En lo que respecta al área total de ranuras circulares tenemos $A_s = \frac{(0.375)^2(3.1416)}{4}(4)(10) \frac{1}{144} = 3.068(10)^{-2} ft^2$ y con éste resultado la velocidad de ranura es $\frac{0.3068 ft^3/s}{3.068(10)^{-2} ft^2} = 10.00 ft/s$ que resulta estar debajo de límite inferior de 14.63 ft/s reportado en la ecuación 4.12. El área de ranuras resulta ser 13.21% más grande que la del diseño nuevo.

Al estimar h_t , H_d y S_t para un flujo másico de 59.65 Lb/h siguiendo la metodología de Ludwig, para el plato original se obtiene:

$$h_t = 0.4274 \text{ in}$$

$$H_d = 1.482 \text{ in}$$

$$S_t = 2(1.482) = 2.964 \text{ in}$$

Como se puede observar, estos resultados están muy debajo de los valores establecidos en las bases de diseño.

46. ESTIMACIÓN DEL ARRASTRE

Método de Simkin, Strand & Olney

$$\text{Cálculo de } \frac{27.3}{S_t} + 10.75V_f \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}}$$

$$\text{Donde } V_f = \frac{V_o}{A_n} = \frac{0.9794 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.1562 \text{ ft}^2} = 6.270 \text{ ft/s}$$

Sustituyendo datos:

$$\frac{27.3}{10.0} + 10.75(6.270) \sqrt{\frac{0.054}{53.37 - 0.054}} = 4.875$$

Al entrar a la gráfica de la figura 19 se observa que la ordenada $\frac{W_e}{h_{ow} + h_{ss} + h_s} = 0.5$

$$\text{Sustituyendo datos nos queda } W_e = (0.5)(0.1151 + 0.5625 + 0.5876) = 0.6236 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{min}}$$

El valor anterior resulta ser la velocidad másica de arrastre, mientras que el arrastre es:

$$\frac{W_e}{V'} = \frac{0.6236 \text{ Lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{min} (0.1562 \text{ ft}^2)}{190 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} \left(\frac{\text{h}}{60 \text{ min}} \right)} = 5.2 \times 10^{-4} < 0.1$$

Según esto, el arrastre es mínimo, ya que el límite es de 0.1 mol líquido/mol vapor seco

47. ESTIMACIÓN DE LA EFICIENCIA, DE LA CORRELACIÓN DE O'CONNELL

Haciendo uso de la ecuación 3.12 de la sección 31, capítulo III

$$\text{Log } E_o = 1.67 - 0.25 \log(\mu_F \text{ avg } \alpha_{\text{avg}}) + 0.30 \log \frac{L'_M}{V'_M} + 0.09 \left(h_{ss} + \frac{c}{2} \right) \quad 4.15$$

$$\mu_F = 0.815 \text{ cp}$$

$$\alpha_{\text{avg}} = 2.8 \text{ (Volatilidad relativa a 586 mm Hg, tabla G del apéndice)}$$

$$\frac{L'_M}{V'_M} \cong 1 \text{ Esto nos indica operación a reflujo total}$$

$$h_{ss} = 0.5625 \text{ in}$$

$$c = \frac{1}{4} \text{ in}$$

Sustituyendo datos nos queda:

$$\text{Log } E_o = 1.67 - 0.25 \log(0.815 \times 2.8) + 0.3 \log(1) + 0.09 \left(0.5625 + \frac{1}{8} \right) = 1.642$$

$$E_o = 10^{1.642} = 43.88\%$$

Ya que la primera estimación de la eficiencia de 43.88 se ha efectuado considerando reflujo total, la tabla XI nos muestra que al ir disminuyendo el reflujo de líquido la eficiencia de la columna disminuye. Esto puede explicarse debido a que al aumentar el flujo de vapor y disminuir el flujo de líquido se favorece la generación del régimen de spray aumentando con ello el arrastre de líquido, menguando así la eficiencia

TABLA XI
VARIACION DE LA EFICIENCIA DE LA COLUMNA AL VARIAR $\frac{L'_M}{V'_M}$

1.67- $0.25 \log(0.815 \times 2.8)$	L'_M	V'_M	$0.3 \log \frac{L'_M}{V'_M}$	$\log E_o$	$E_o = 10^{\log E_o}$
1.5804	1	1	0.00000	1.642	43.88
1.5804	0.9	1.1	-0.02615	1.616	41.32
1.5804	0.8	1.2	-0.05283	1.589	38.86
1.5804	0.7	1.3	-0.08065	1.562	36.45
1.5804	0.6	1.4	-0.11039	1.532	34.03
1.5804	0.5	1.5	-0.14314	1.499	31.56
1.5804	0.4	1.6	-0.18062	1.462	28.95
1.5804	0.3	1.7	-0.22600	1.416	26.08
1.5804	0.2	1.8	-0.28627	1.356	22.70
1.5804	0.1	1.9	-0.38363	1.259	18.14
1.5804	0	2			

NOMENCLATURA ADICIONAL

L'_M = Velocidad molar de líquido, lbmol/h

V'_M = Velocidad molar de gas, lbmol/h

V_f = Velocidad de vapor a través del área neta del plato, ft/s

$V = V_0$ = Flujo volumétrico de vapor a través del área completa del plato, ft³/s

L = Velocidad de líquido, $\frac{Lb}{h \cdot ft^2 \text{ de área activa del plato}}$

$L_g = Q$ = Flujo de líquido en gpm

F_w = Factor de corrección; figura 13.43 del apéndice

E_o = Eficiencia de la columna en %

CAPÍTULO V: FUNDAMENTOS Y CORRELACIONES EMPÍRICAS DE DISEÑO PARA PLATO PERFORADO CON BAJANTES

48. SIMILITUDES ENTRE PLATOS CON BORBOTEADORES Y PERFORADOS:

El análisis de estos platos es bastante similar al de los platos con borboteadores. La diferencia estriba en que los borboteadores son cambiados por perforaciones en los platos para permitir la entrada de gas y líquido al plato. Los platos perforados se seleccionan para aplicaciones en las que se puede operar desde un 50 a 100% de su capacidad sin tener cambios súbitos de una velocidad a otra de manera significativa. Cuando se opera dentro del rango de diseño la eficiencia de esos platos para muchos sistemas es mucho mejor que en el caso de los platos de capuchas, aunque sin datos específicos de prueba es difícil cuantificar de cuanto es la ventaja de estos platos.

En algunos platos perforados la capacidad puede ir desde 1.5 hasta 3 veces la de un plato con borboteadores. Un buen diseño de plato debe tomar en cuenta tres aspectos fundamentales: arrastre, inundación y escurrimiento.

Los platos perforados producen menos chorros de líquido espumoso que un plato con borboteadores. El arrastre desde la superficie de líquido espumoso es menor hasta en 1/3 que el de un plato de cachuchas con la misma velocidad de vapor y espaciamiento de platos.

49. REGÍMENES DE FLUJO

Existen tres regímenes de flujo que pueden presentarse en ambos platos como consecuencia de la presión de operación de la columna ya que la relación de densidades líquido/vapor varía en gran manera. Para tener idea, una columna de procesamiento de hidrocarburos a presión atmosférica puede presentar una relación de densidades líquido/vapor arriba de 100, mientras que para una aplicación de alta presión, la relación de densidades líquido/vapor es menor de 10. Estos regímenes de flujo, pueden presentarse juntos en el mismo plato bajo diferentes condiciones de velocidades de flujo líquido-gas:

a) *Régimen de espuma: Éste es el que más se presenta en la práctica. Cada perforación burbujea de modo vigoroso y las burbujas circulan a través del líquido rápidamente sin forma ni tamaño definido y a diferentes velocidades. La superficie espumosa se mueve sin un nivel definido y está cubierta de gotas que forman la fase continua. Conforme la velocidad de gas se incrementa se producen chorros que remplazan el burbujeo en los hoyos y ésta dispersión cambia el régimen de espuma a spray.*

b) Régimen de emulsión: Para altas cargas de líquido y cargas de gas relativamente bajas, da como resultado que el líquido a alta velocidad absorba las burbujas que salen de las perforaciones en forma de finas gotas, formando una emulsión dentro del líquido. La mezcla se comporta como un fluido uniforme en dos fases que obedece la fórmula de Francis de la compuerta. En la práctica industrial éste régimen se da en operaciones de presiones elevadas y grandes velocidades de líquido.

c) Régimen de Spray: A altas velocidades de gas y bajos niveles de líquido sobre el plato, el líquido es atomizado por el gas a alta velocidad, produciéndose una nube turbulenta de finas gotas de diferentes tamaños que siguen una trayectoria libre y se mantienen muy arriba del nivel del plato. Algunas gotas son arrastradas al plato de arriba mientras que otras son retornadas a la parte inferior y se reatomizan. A diferencia de los regímenes anteriores donde el líquido es la fase continua, en este caso el gas es la fase continua y el líquido es la fase dispersa. Éste régimen se puede observar cuando se opera a bajas presiones con bajas cargas de líquido. (Tomada de H.Z.Kister, *Distillation Design*, McGraw-Hill, 1992). La figura 11 presenta una gráfica donde se observan los tres regímenes en función del rango de flujo de líquido y en la parte inferior las fotos correspondientes que ilustran tales fenómenos.

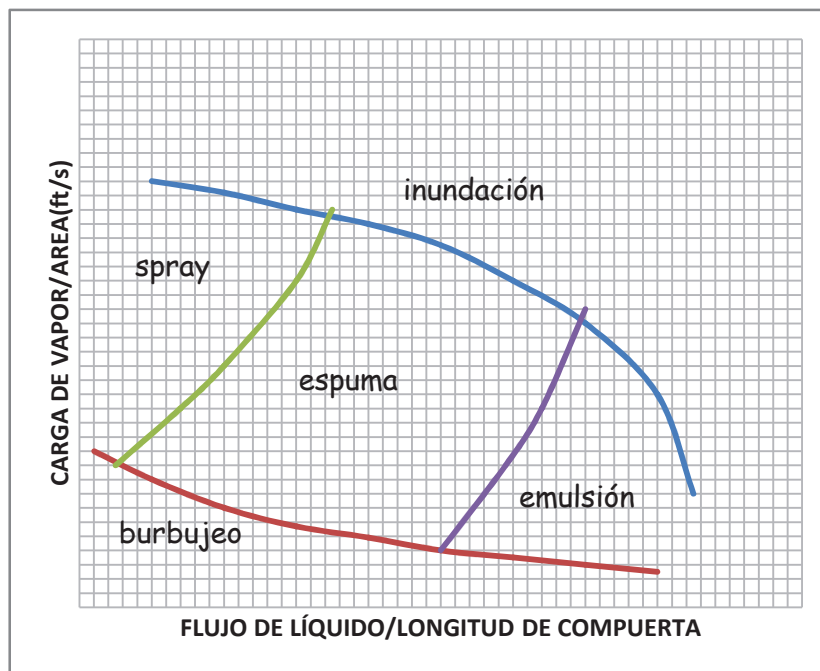
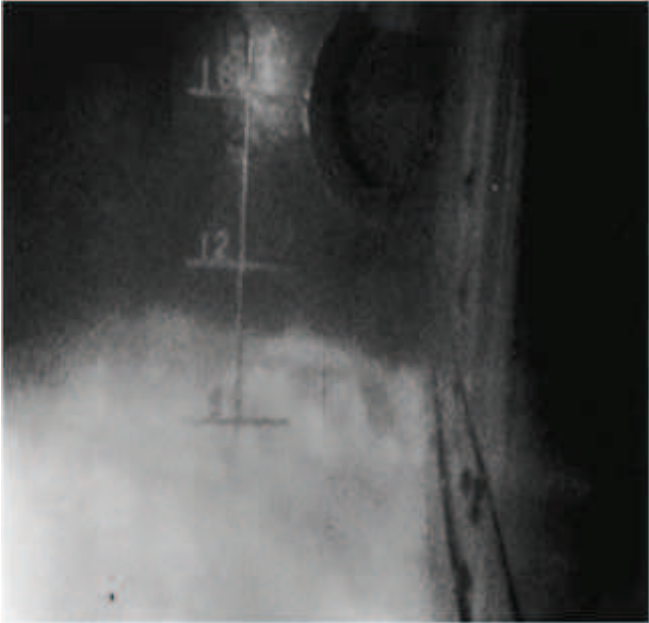


FIGURA 11
RÉGIMENES DE FLUJO POR EFECTO DE LA PRESION DE OPERACIÓN

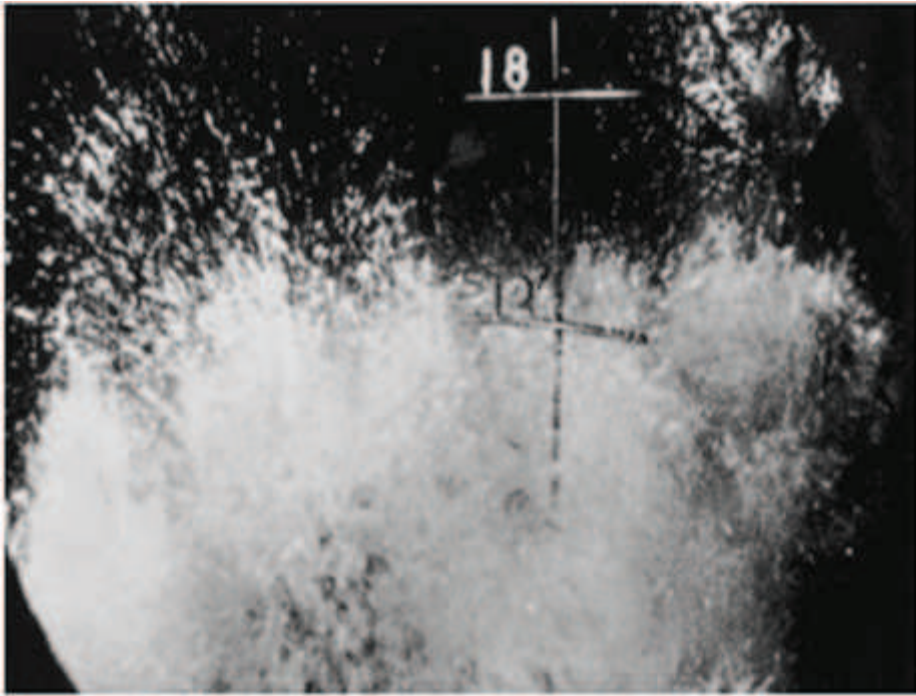
Las siguientes fotografías ilustran el aspecto físico de los regímenes descritos en la figura 11



(a) Espuma



(b) Emulsión



(c) Spray

50. DIÁMETRO DE LA TORRE

El diámetro puede ser calculado de manera similar si se desea, por la ecuación de Souders & Brown ya mencionada en el capítulo II, estimando para ello la velocidad de vapor en la sección de mayor flujo, de acuerdo a Treybal ó Ludwig, con la aclaración de que es muy conservativa ya que no toma en cuenta el arrastre. Aún cuando existen otros métodos patentados de índole industrial como los del Fractionation Research Institute que solo están al alcance de aquellos que tienen membresía como proveedores o fabricantes industriales; en éste caso Ludwig emplea la gráfica de la figura 21 presentada en el apéndice para obtener una aproximación del diámetro a través de la estimación de V_c . Para ello hace uso de los siguientes datos:

e_w =Peso de líquido arrastrado/unidad de vapor fluyendo en la columna de platos perforados.

σ =Tensión superficial de líquido, dinas/cm

V_c =Velocidad del vapor basado en la sección transversal de la columna completa, ft/s

S' =Espaciamiento efectivo del plato; distancia entre el domo de la espuma y el próximo plato de arriba, pulgadas.

h_c =Altura de líquido claro en la zona de burbujeo, pulgadas

$$S' = S_t - 2.5h_c$$

$$e_w = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{V_c}{S'} \right)^{3.2} \quad 5.1$$

Todo esto esta basado en una densidad de la mezcla espumosa de 0.4 la del líquido claro sobre el plato, la cual se ha encontrado bastante razonable para el promedio de varias mezclas. Los limites de arrastre están entre 0.001 a 0.5 lb líquido/lb de vapor, por lo que un valor de 0.05 puede ser aceptable. De la velocidad de vapor estimada (V_c) de la figura 21 podemos calcular el diámetro a partir de

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{V}{V_c} \right) \right]^{1/2} \quad 5.2$$

$V = V_o$ =Flujo volumétrico de vapor

El arrastre se convierte en un problema cuando el plato opera en un rango de 85 a 100% de la velocidad de inundación.

51. ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS.

El espaciamiento para platos perforados, usualmente es de 6 pulgadas menor que para un plato con borbotadores y se pueden operar con espaciamientos en un rango de 9 a 30 pulgadas, siendo el último más empleado en servicios de alto vacío. El espaciamiento comúnmente empleado está en el rango de 12 a 16 pulgadas. El espaciamiento mínimo es el mismo que se recomienda para platos con borbotadores, $S_t = 2H_d$

52. TAMAÑO Y ESPACIAMIENTO DE PERFORACIONES.

La mayor parte de literatura presenta datos de platos con hoyos que van de 1/8 hasta 1/4 de diámetro. El trabajo de Hunt incluye hoyos de 1/2. Algunas unidades comerciales usan hoyos desde 3/4 hasta 1 pulgada, aunque esos tamaños deben ser usados con cuidado a falta de datos disponibles. El tamaño de hoyo recomendado para el uso promedio con servicio de limpieza es de 3/16. Hoyos de 1/2 pueden ser usados para cualquier servicio incluyendo incrustación y fluidos con contenido de sólidos sin pérdida de eficiencia. Los hoyos de 1/8 son frecuentemente usados en servicios de vacío.

En cuanto a la relación existente entre el diámetro del hoyo y el espesor del plato para hoyos de diámetro pequeño, hay quienes afirman que para acero al carbón el tamaño del hoyo debe ser igual al espesor del plato y no menor que éste y para acero inoxidable puede ir de 1.25 al doble de su espesor. En la práctica los espesores mínimos de plato recomendados son calibre 10 para acero al carbón y calibre 12 a 14 para acero inoxidable. En general tamaños pequeños de perforaciones reducen el arrastre y favorecen la capacidad en el régimen de spray cuando se opera a bajas cargas de líquido.

Los hoyos espaciados a menos del doble del diámetro conducen a operaciones inestables. El espaciamiento recomendado es $2.5d_o$ hasta $5d_o$ con $3.8d_o$ como promedio. Los hoyos se colocan en arreglo triangular a 60° con el fluido fluyendo de manera normal a las hileras de perforaciones.

53. ÁREA DE PERFORACIONES

El porcentaje de área perforada varía de acuerdo a las necesidades del diseño. El rango usual promedio va de 4 a 15% del área de sección transversal de la torre.

54. ALTURA DE LÍQUIDO EN LA COMPUERTA DE SALIDA, h_{ow}

Ésta se calcula de la misma manera que se indicó para el caso de platos con borboteadores

$$h_{ow} = 0.092F_w \left(\frac{L_g}{l_w} \right)^{2/3} \quad 5.3$$

55. CAÍDA DE PRESIÓN DEL PLATO SECO

La caída de presión del plato seco se da cuando el vapor pasa a través de los hoyos del plato. La relación que sigue correlaciona los datos de varios de los mejores investigadores con una desviación máxima menor del 20% y una desviación promedio del 10%.

$$h_{dt} = 0.003[v_o^2 \rho_v] \left(\frac{\rho_{agua}}{\rho_L} \right) \frac{(1-\beta^2)}{C_o^2} \quad 5.4$$

$F_s = V_o \rho^{1/2}$ = factor de velocidad del hoyo

$F^2 = V_o^2 \rho_v$

h_{dt} = caída de presión a través del plato perforado seco, in de líquido

V_o = velocidad de vapor a través de los hoyos perforados, ft/seg

β = fracción de área de hoyos perforados en el área del plato solamente

C_o = Coeficiente de orificio de la figura 22

ρ_L = densidad de líquido, Lb/ft³

ρ_v = densidad del vapor, Lb/ft³

Otro método conocido es el de Fair que además de calcular la caída de presión permite la corrección del efecto de flujo en dos fases a varias relaciones de arrastre.

$$h_h = \frac{6V_o^2 \rho_v}{g C_o^2 \rho_L} = 0.186 \left[\rho_v \left(\frac{V_o}{C_o} \right)^2 \right] / \rho_L \quad 5.5$$

Donde:

h_h = Pérdidas de cabezal del flujo de vapor a través de las perforaciones, in de líquido.

C_o es función de la velocidad de aproximación, la relación diámetro/espesor del plato, número de Reynolds a través del hoyo, condiciones o diseño del borde o filo del hoyo y algunas otras variables menos prominentes.

56. VELOCIDAD DE VAPOR A TRAVÉS DE LAS PERFORACIONES, ft/s

La ecuación 5.4 puede ser acomodada para nuestros cálculos posteriores, después de haber evaluado cada uno de los diferentes términos para estimar h_{dt} en función de v_o , para ello hacemos:

$$J = 0.003\rho_V \left(\frac{\rho_{agua}}{\rho_L} \right) \frac{(1 - \beta^2)}{C_o^2}$$

La ecuación 5.4 queda convertida en:

$$h_{dt} = J V_o^2 \tag{5.6}$$

57. SELLO ESTÁTICO DE LÍQUIDO O SUMERSIÓN

La aereación de líquido por las burbujas de gas reduce la densidad. Sin embargo la recomendación usual es despreciar este efecto. Muchas torres exitosas operan sobre esta base de diseño. Se presentan dos métodos a saber:

➤ MÉTODO A

$$h_{sl} = (f)h_w + h_{ow} \tag{5.7}$$

Donde $f = 1$, es el factor de aereación

h_{sl} = sello estático de líquido sobre el plato perforado en in

➤ MÉTODO B

Un segundo método exitoso toma en cuenta cierta extensión del efecto de aereación basado en datos de pruebas de muchas referencias. Se emplea el concepto de cabezal efectivo h_e de Hughmark. Este cabezal efectivo es la suma del cabezal hidrostático mas el cabezal requerido para formar las burbujas y forzarlas a salir de la mezcla aereada. La figura 23 muestra la correlación de h_e graficada contra h_{sl} .

58. SELLO DINÁMICO DEL LÍQUIDO.

Cuando el gradiente de líquido es un factor en el diseño del plato, se usara el concepto de sello dinámico de líquido h_{dl} en lugar de h_{sl} para la determinación del cabezal efectivo h_e

$$h_{dl} = (f)h_w + h_{ow} + \Delta/2 \tag{5.8}$$

h_e = cabezal efectivo de líquido tomando en cuenta la aireación de líquido = in

59. CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DEL PLATO HÚMEDO

Ludwig presenta dos métodos a saber:

➤ **MÉTODO A:** Es el método conservativo

$$h_t = (f)h_w + h_{ow} + h_{dt} + \Delta/2 \quad 5.9$$

Éste procedimiento arroja caídas de presión más altas que en el método B

➤ **MÉTODO B:** Hughmark & O'Connell; Los resultados de éste método concuerdan con un gran número de reportes de pruebas en un amplio rango de operaciones.

$$h_t = h_{dt} + h_e \quad 5.10$$

60. CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DEL BAJANTE

Se calcula de la misma forma que para los platos con borboteadores:

$$h_{du} = h_d = 0.56 \left[\frac{L_g}{449A_d} \right]^2 = in \quad 5.11$$

61. ALTURA DEL LÍQUIDO EN EL BAJANTE

$$H_d = h_t + h_w + h_{ow} + \Delta + h_d \quad 5.12$$

62. GRADIENTE DE LÍQUIDO

Para que el líquido fluya desde la entrada hasta la salida del plato debe haber un gradiente de líquido en esa dirección (véase figura 4, capítulo I). Un plato perforado tiene menos problemas que uno de borboteo ó de válvula.

Las pruebas indican que el gradiente hidráulico es despreciable ó muy pequeño para muchos diseños de platos. En la práctica de diseño se omite este efecto, a menos que el valor de Δ sea de 0.75 in. Si el gradiente hidráulico es apreciable, entonces los hoyos cercanos a la entrada del plato tenderán a escurrir antes que el líquido llegue a la salida del mismo generando una distribución impropia de flujo. Para el caso de gradientes excesivos Ludwig presenta la recomendación de Hughmark & O'Connell para efectuar una corrección en el factor de fricción de Klein y otras ecuaciones más que no serán presentadas aquí.

63. VELOCIDAD MÍNIMA DE VAPOR: PUNTO DE ESCURRIMIENTO.

El punto de inundación es considerado como la velocidad de vapor mínima en la que el plato opera en una condición estable impidiendo que el líquido pase a través de los hoyos y se desvíe de la compuerta de rebosadero y del bajante, logrando mantener una eficiencia aceptable. Se sabe que algunos sistemas operan bajo una ligera reducción de la eficiencia mientras que las velocidades de vapor están muy abajo del punto de inundación. La inundación es la condición límite en el diseño con bajas velocidades de vapor en sistemas con altas velocidades de líquido. Los factores que afectan el punto de inundación de cualquier sistema son:

- El escurrimiento aumenta si la tensión superficial del líquido disminuye
- El escurrimiento disminuye si el tamaño del hoyo disminuye
- El escurrimiento aumenta si el espesor del plato disminuye
- El escurrimiento se incrementa si el porcentaje de área libre se incrementa
- El escurrimiento se incrementa para espaciamientos de hoyos cercanos a $2d_o$ y más pequeños. Espaciamientos de $3d_o$ y $4d_o$ presentan mejoría en la operación. Solamente los hoyos de $1/8''$ de Hunt indican que un espaciamiento de $2d_o$ es aceptable si los hoyos son tan pequeños.
- El escurrimiento disminuye con el incremento de la capacidad de humectación de líquido sobre la superficie del plato. El keroseno, el hexano, el tetra-cloruro de carbono, el alcohol butílico y mezclas de agua-glicerina, todas humedecen los platos de prueba mejor que el agua. Ludwig presenta una tabla de datos críticos de estabilidad de un plato obtenidos por Hunt para un sistema aire agua, que permiten ser usados como guía para establecer las primeras estimaciones de los límites inferiores de las velocidades de vapor.

TABLA XII

ESTABILIDAD DEL PLATO CON CABEZALES DE LÍQUIDO VARIABLE, EN UN SISTEMA AIRE AGUA

	Velocidad crítica de gas calculada en los hoyos en ft/s			
	$h_{dl} = h_w + h_{ow} + \Delta/2$			
Diámetro de hoyo x espaciamiento	1.0 in	1.8 in	2.8 in	3.8 in
$1/8 \times 4d_o$	5	25	32	35
$1/4 \times 4d_o$	20	30	45	55
$1/4 \times 3d_o$	27	40	55	70
$1/2 \times 4d_o$	25	27	27	30
$1/2 \times 6d_o$	30	35	40	45

Los valores reales se calculan según se bosqueja a continuación:

A. *Diseño conservativo:*

- Suponer una velocidad de vapor mínima a través de los hoyos
- Calcular h_{dt} de la ecuación 5.4
- Comparar el valor de h_{dt} con el valor de caída de presión del plato seco dado por $h_{dt(\text{escurrimiento})} = 0.2 + 0.067(h_w + h_{ow})$. Esto se basa en la correlación de Mayfeld donde:

$h_{dt(\text{escurrimiento})}$ = Caída de presión del plato seco en el punto de inundación, in de líquido.

- Fijar el diseño mínimo de la caída de presión del plato seco un 30% arriba del valor de $h_{dt(\text{escurrimiento})}$

B. *Diseño normal:*

- Suponer una velocidad de vapor mínimo a través de los hoyos. Calcular $v_{om}(\rho_v)^{1/2}$ mínimo.
- Calcular la caída de presión del plato húmedo, determinando el cabezal efectivo de la figura 23
- Leer el factor de escurrimiento, $V_{om}(\rho_v)^{1/2}$ de la figura 24

El valor supuesto de v_{om} debe ser más grande que el valor leído de la curva para $V_{om}(\rho_v)^{1/2}$.

- La velocidad de vapor de diseño mínima a través de los hoyos puede ser usada en los cálculos o si se prefiere, aumente en un 20% su valor para mayor seguridad.

64. VELOCIDAD MÁXIMA EN LAS PERFORACIONES: INUNDACIÓN

La velocidad máxima en el hoyo deberá permitir una acumulación de líquido en el bajante de un 50% el espaciamiento del plato. Para determinar ésta velocidad hay que:

- Suponer la velocidad del hoyo
- Calcular la altura de líquido en el bajante, H_d a partir de la ecuación 6.12
- Si $H_d = 1/2 S_t$ entonces la velocidad supuesta es aceptada, en caso contrario reiniciar el cálculo hasta obtener un valor aceptable

CAPÍTULO VI: DISEÑO HIDRÁULICO DE PLATO PERFORADO CON BAJANTES PARA COLUMNA DE LEM

65. BASES DE DISEÑO

Las bases de diseño son las mismas que se tomaron para el caso del plato con borboteadores, con excepción de la figura 6. En este caso no tenemos un modelo estándar de plato, pero establecemos un diámetro de perforación de 1/8" y un pitch de $3.8d_o$

66. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA TORRE.

En nuestro caso tenemos ya definido que el diámetro de la torre es de 6", por ello procedemos a estimar el flujo volumétrico máximo de vapor a través de la torre, pero antes debe efectuarse la estimación de la velocidad de vapor en la columna en ft/s para lo cual haremos uso de la gráfica de la figura 21 a partir de los siguientes datos:

➤ Tensión superficial = 38.97 dinas/cm

$$S' = S_t - 2.5h_c = 10 - 2.5(0) = 10" \quad 6.1$$

Con los dos valores anteriores entramos a la gráfica de la figura 21 y encontramos

$$V_c = 5.6 \text{ ft/s} \text{ al interceptar } S' \text{ con la línea de } \sigma = 25 \text{ a } 50 \frac{\text{dinas}}{\text{cm}} \text{ y la escala } e_w = 0.05.$$

Haciendo uso de la ecuación 5.2, despejando V se obtiene:

$$V = V_c \pi \frac{D^2}{4} \quad 6.2$$

Sustituyendo datos:

$$V = 5.6 \pi \frac{0.5^2}{4} = 1.100 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Transformando este flujo volumétrico a flujo másico, tenemos:

$$V = \frac{1.100 \text{ft}^3}{\text{s}} \left(\frac{0.054 \text{Lb}}{\text{ft}^3} \right) \left(\frac{3600 \text{s}}{1 \text{h}} \right) = 213.8 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} \quad 6.3$$

Dividiendo por el área del plato nos da:

$$W = \frac{213.8 \text{Lb/h}}{0.1964 \text{ft}^2} \cong 1090 \frac{\text{Lb}}{\text{hft}^2}$$

El flujo volumétrico constituye nuestra base para la determinación de los demás parámetros que definirán nuestro plato perforado y a partir de éste dato continuamos con nuestro diseño.

67. ÁREA DE PERFORACIONES

Datos de referencia:

- Diámetro de perforación seleccionado: 1/8"
- Porcentaje de perforaciones supuesto: 6% de A_t
- Área de un hoyo de $= \pi \frac{\left(\frac{1/8}{12}\right)^2}{4} = 8.522(10^{-5})ft^2$
- Área del plato $= \pi \frac{0.5^2}{4} = 0.1964ft^2$
- Área de un bajante $= A_d = 0.0207ft^2$
- Área de perforaciones $= (0.1964 - 0.0207 \times 2)(0.06) = 1.054(10)^{-2}ft^2$

68. CÁLCULO DEL NÚMERO DE PERFORACIONES

$$\text{Número estimado de hoyos requeridos} = \frac{\text{Área de perforaciones}}{\text{Área de un hoyo}} = \frac{0.01054}{8.522(10^{-5})} = 124$$

Efectuando un dibujo del plato, respetando el área de bajantes, considerando el pitch a $3.8 d_o$ en arreglo triangular con $\alpha = 60^\circ$, se obtiene un arreglo de 96 hoyos que representan un 5% del área del plato, con un espacio libre en el perímetro de 12 mm desde la coraza de la torre hasta el centro de la primer perforación. Al efectuar los cálculos correspondientes se obtiene un $h_t = 6.531 \text{ in}$; un $H_d = 7.562 \text{ in}$ y un $S_t = 15.31 \text{ in}$, lo cual nos obliga a reconsiderar el pitch y buscar un nuevo arreglo. Al cambiar el pitch a $3.149 d_o$ encontramos un arreglo de 134 perforaciones que representan un 7% del área del plato, con un espacio libre en el perímetro de las mismas de 10 mm. Los cálculos realizados se presentan en seguida:

69. CÁLCULO DEL NIVEL DE LÍQUIDO SOBRE LA COMPUERTA DE SALIDA

$$L = L_g = Q = 213.8 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} \left(\frac{\text{ft}^3}{53.37 \text{Lb}} \right) \left(\frac{7.4813 \text{gal}}{\text{ft}^3} \right) \left(\frac{\text{h}}{60 \text{min}} \right) = 0.5002 \text{GPM} \quad 6.4$$

$$\frac{Q}{l_w^{2.5}} = \frac{0.5002}{(0.3412)^{2.5}} = 7.355 \quad 6.5$$

$$\frac{l_w}{D} = \frac{0.3412}{0.5} = 0.6824 \quad 6.6$$

De la figura 15 de Ludwig $F_w = 1.05$

$$h_{ow} = 0.092F_w \left(\frac{L_g}{l_w}\right)^{\frac{2}{3}} = 0.092(1.05) \left(\frac{0.5002}{0.3412}\right)^{\frac{2}{3}} = 0.1247 \text{ in} \quad 6.7$$

70. CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN DEL PLATO SECO

$$h_{dt} = 0.003[V_o^2 \rho_v] \left(\frac{\rho_{agua}}{\rho_L}\right) \frac{(1-\beta^2)}{C_o^2} \quad 6.8$$

$$\text{Fracción de área perforada, } \beta = \frac{A_p}{A_a} = \frac{134 \times 8.522(10^{-5})}{(0.1964 - 2 \times 0.0207)} = \frac{1.142(10^{-2})}{0.1550} = 0.07367 \cong 0.07$$

$$\frac{\text{Diámetro del hoyo}}{\text{Espesor del plato}} = \frac{1/8}{1/8} = 1 \quad \text{De la figura 22 encontramos } C_o = 0.82$$

71. CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DE VAPOR A TRAVÉS DE LAS PERFORACIONES

$$V_o = \frac{V}{A_p} = \frac{1.100 \text{ ft}^3/\text{s}}{\text{área de perforaciones}} = \frac{1.100}{1.142(10)^{-2}} = 96.32 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \quad 6.9$$

$$\frac{\rho_{agua}}{\rho_L} = \frac{62.4}{53.37} = 1.169$$

$$\frac{(1-\beta^2)}{C_o^2} = \frac{1-0.07^2}{0.82^2} = \frac{0.9951}{0.6724} = 1.480$$

$$J = 0.003 \rho_v \left(\frac{\rho_{agua}}{\rho_L}\right) \frac{(1-\beta^2)}{C_o^2} = 0.003(0.054)(1.169)(1.480) = 2.803(10)^{-4}$$

Sustituyendo datos en 6.8, la caída de presión del plato seco es:

$$h_{dt} = J V_o^2 = 2.803(10)^{-4} (96.32)^2 = 2.6 \text{ in} \quad 6.10$$

72. CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DEL PLATO HÚMEDO

$$h_t = (f)h_w + h_{ow} + h_{dt} + \Delta/2 \quad 6.11$$

$$h_t = 1 + 0.1247 + 2.6 + 0 = 3.725 \text{ in}$$

73. CÁLCULO DE LA ALTURA DE LÍQUIDO EN EL BAJANTE

$$H_d = h_t + h_w + h_{ow} + \Delta + h_{du} \quad 6.12$$

$$h_{du} = 0.56 \left[\frac{L_g}{449A_d}\right]^2 = 0.56 \left[\frac{0.5002}{449 \times 0.0207}\right]^2 = 1.622 \times 10^{-3} \text{ in}$$

Sustituyendo datos en la ecuación 6.12 nos queda:

$$H_d = 3.725 + 1 + 0.1247 + 0 + 1.622 \times 10^{-3} = 4.851 \text{ in}$$

74. CÁLCULO DEL ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS

$$S_t = 2H_d = 2 \times 4.851 = 9.703 \text{ in}$$

Este espaciamiento se acerca bastante al espaciamiento propuesto en las bases de diseño, lo cual nos permite establecer que el número requerido de perforaciones del plato es de 134, pudiendo manejar un flujo de vapor a condiciones de inundación de 214 Lb/h. El arreglo de plato que resulta es el que se muestra a continuación:

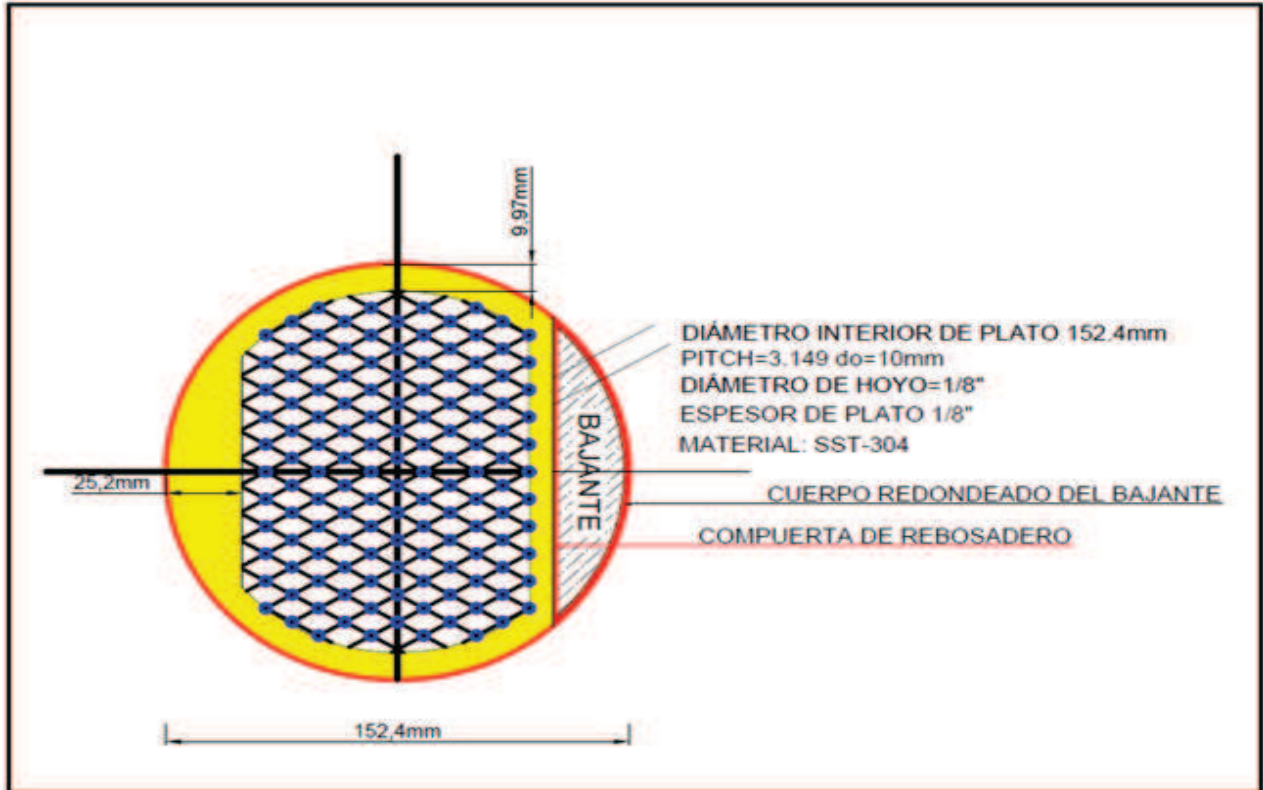


FIGURA12
ARREGLO DE PERFORACIONES DE PLATO NUEVO

El perfil esperado que debe presentarse en el funcionamiento ideal del plato perforado nuevo es el que se observa en la figura 12.

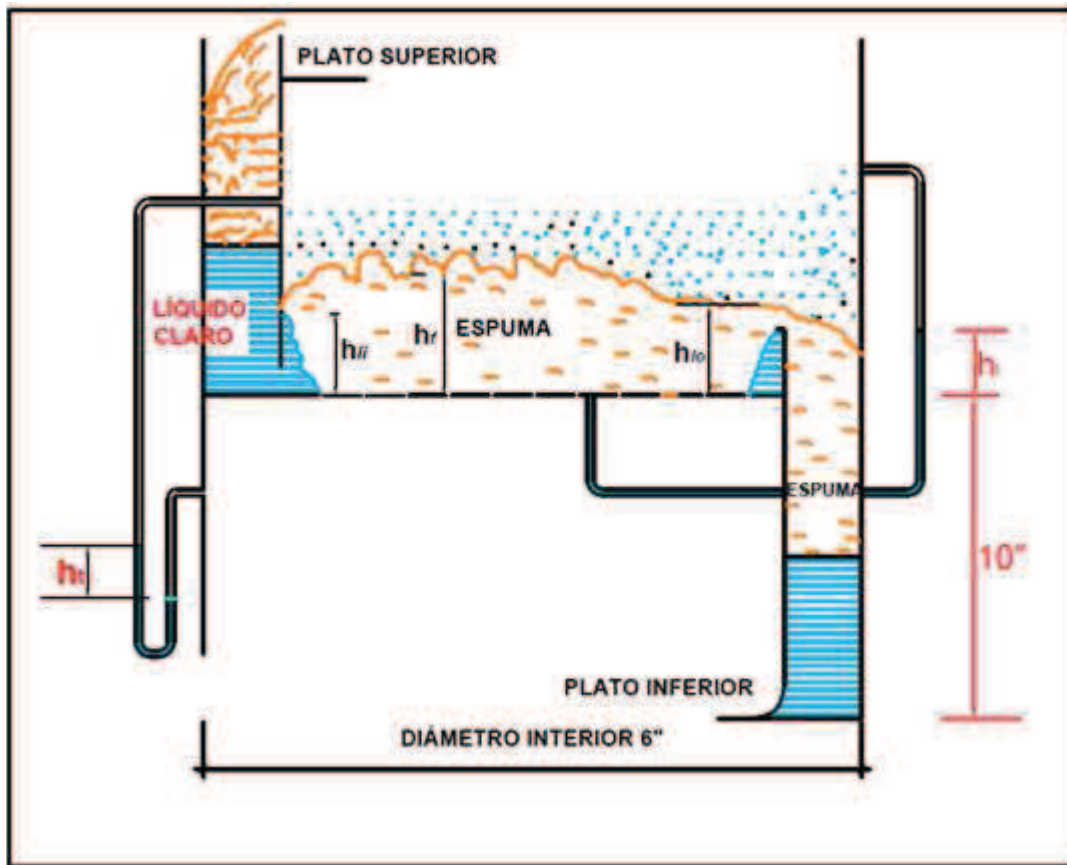


FIGURA 13

FUNCIONAMIENTO IDEAL DE PLATO PERFORADO NUEVO

Esta figura muestra el área activa del plato llena de espuma sin presencia de líquido limpio y en el perímetro del plato se forma un anillo de líquido mezclado con espuma en proceso de separación. Se muestra el uso de dos manómetros que permiten medir la caída de presión del plato y el cabezal de líquido limpio que puede formarse.

75. COMPROBACIÓN DE RESULTADOS POR LA METODOLOGÍA DE TREYBAL

A manera de comprobación recurrimos a las ecuaciones de Treybal presentadas en el capítulo II, con el objeto de confirmar el flujo másico obtenido

$$\text{Para este caso } C_F = \left[a \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'}\right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5}} + b \right] \left(\frac{\sigma'}{20}\right)^{0.2} \left(5 \frac{A_h}{A_n} + 0.5\right) \quad 6.13$$

Para evaluar las constantes a y b utilizamos la tabla IV

Rango de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5}$	a	b
0.01 a 0.1 usar valores de 0.1		
0.1 a 1.0	0.0062t+0.0385	0.00253+0.05

CÁLCULO DEL ÁREA DEL BAJANTE

A_d = área del sector circular – área del triángulo

$$A_d = \frac{n}{360} \pi r^2 - \frac{0.3740(0.1673)}{2} = \frac{95.25}{360} \pi \left(\frac{3}{12}\right)^2 - 0.03129 = 0.02067 \text{ ft}^2$$

$$A_a = \text{área activa del plato} = A_t - 2A_d = \pi(0.5)^2 \frac{1}{4} - 0.02067(2) = 0.1550 \text{ ft}^2$$

$$A_h = \text{área de perforaciones del plato} = \frac{\text{ft}^2}{\text{plato}} = 0.01142 \text{ ft}^2$$

$$\rho_G = 0.054 \text{ Lb/ft}^3 \quad \rho_L = 53.37 \text{ Lb/ft}^3 \quad \sigma' = 38.97 \text{ dinas/cm}$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5} = (1) \left(\frac{0.054}{53.37}\right)^{0.5} = 0.03181$$

De acuerdo a la tabla IV el valor de las constantes es:

$$a = 0.0062t + 0.0385 = 0.0062(10) + 0.0385 = 0.1005$$

$$b = 0.00253t + 0.05 = 0.07530$$

Sustituyendo datos en 6.13 nos queda

$$C_F = \left[0.1005 \log \frac{1}{0.03181} + 0.07530 \right] \left(\frac{38.97}{20}\right)^{0.2} \left(5 \frac{0.01143}{0.1550} + 0.5\right) = 0.2241 \quad 6.14$$

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}\right)^{0.5} = 0.2242 \left(\frac{53.37 - 0.054}{0.054}\right)^{0.5} = 7.043 \text{ ft/seg} \quad 6.15$$

Obsérvese que V_F calculado de modo analítico es mayor que V_c estimada gráficamente por el método de Ludwig.

$$A_n = \text{área neta del plato para flujo de gas} = A_t - A_d = 0.1964 - 0.02067 = 0.1757 \text{ ft}^2$$

El flujo volumétrico V, es:

$$V = 7.043 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} (0.1757 \text{ ft}^2) = 1.237 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}} \quad 6.16$$

El flujo másico es:

$$V' = 1.237 \frac{ft^3}{seg} \left(\frac{0.054 Lbs}{ft^3} \right) \left(\frac{3600 seg}{h} \right) = 240.6 \frac{Lbs}{h} \quad 6.17$$

Nuevamente el flujo másico obtenido por 6.17 es mayor que el obtenido en 6.3

CÁLCULO DE CRESTA DE LÍQUIDO SOBRE EL VERTEDERO= h_1

$$h_1 = 5.38 \left(\frac{W}{W_{eff}} \right)^{2/3} \left(\frac{q}{W} \right)^{2/3} \quad 6.18$$

W = longitud del vertedero o compuerta de rebosamiento=ft=0.3740

$$\frac{W}{d} = \frac{0.3740}{0.5} = 0.7480 \quad \text{Partimos suponiendo un valor de } h_1 = 0.1126 \text{ in}$$

$$\frac{h_1}{d} = \frac{0.1126}{0.5} = 0.2251 \quad \text{Con el valor de estas dos relaciones de la figura 27 (Apéndice)}$$

encontramos

$$\left(\frac{W}{W_{eff}} \right)^{2/3} = 1.04$$

$$q = 240.6 \frac{Lbs}{h} \left(\frac{ft^3}{53.37 Lbs} \right) \left(\frac{h}{3600 seg} \right) = 1.252(10)^{-3} \frac{ft^3}{seg}$$

Sustituyendo en 6.18 nos queda

$$h_1 = 5.38(1.04)^{2/3} \left(\frac{1.252(10)^{-3}}{0.3740} \right)^{2/3} = 0.1236 \text{ in}$$

La diferencia entre el valor supuesto de h_1 y el valor encontrado es de 0.01, por lo cual damos por válido dicho valor

Caída de presión del gas o vapor = h_G

$$h_G = h_D + h_L + h_R \quad 6.19$$

h_D = caída de presión a través del plato seco = in

h_L = caída de presión debida al nivel de líquido sobre el plato = in

h_R = caída de presión residual = in

h_D es el resultado de las pérdidas de presión a la entrada y salida de las perforaciones y de la fricción que se da en el pequeño tubo formado por la perforación con el espesor del plato.

$$h_D = 12C_o \frac{V_h^2 \rho_G}{2g\rho_L} \left[0.40 \left(1.25 - \frac{A_h}{A_n} \right) + \frac{4lf}{d_h} + \left(1 - \frac{A_h}{A_n} \right)^2 \right] \quad 6.20$$

V_h = velocidad del vapor a través de las perforaciones = ft/seg

d_h = diámetro de los hoyos = 0.125 in

$$d'_h = \text{diámetro de los hoyos en ft} = \frac{0.125}{12} = 0.1042 \text{ ft}$$

l = espesor del plato = 0.125 in

f = factor de fricción de Fanning

$$C_o = 1.09 \left(\frac{d_h}{l} \right)^{0.25} = 1.09 \left(\frac{0.125}{0.125} \right)^{0.25} = 1.09$$

$$A_h = 134 \text{ hoyos} \left(\frac{8.522 \times 10^{-5} \text{ ft}^2}{\text{hoyo}} \right) = 0.01142 \text{ ft}^2$$

$$V_h = \frac{VA_n}{A_h} = \frac{0.8V_F A_n}{A_h} = \frac{0.8(7.043)(0.1757)}{0.01142} = 86.69 \text{ ft/seg}$$

Del Perry 5ª Edición, McGraw – Kogakusha, P – 210 a 211

Para una temperatura de 75.7 °C encontramos

TABLA XIII

VISCOSIDADES DE ETANOL Y AGUA PUROS

	X	Y	Centipoise
agua	8	16	0.015
Etanol	9.2	14.2	0.0105

En la fase vapor $y_{OH} = 0.595$

$$\mu_G = 0.595(0.0105) + 0.405(0.0115) = 1.091(10)^{-2} \text{ Centipoise}$$

$$\text{Reynolds de los hoyos } R_e = \frac{d_h V_h \rho_G}{12(6.72(10)^{-4}) \mu_G} = \frac{(0.1042)(86.69)(0.054)}{(80.64(10)^{-4})(1.091(10)^{-2})} = 5.544 \times 10^3$$

$f = 0.009$ de la figura 28 del apéndice

Sustituyendo datos en la ecuación 6.20 nos queda:

$$h_D = 12(1.09) \frac{(86.69)^2 (0.054)}{2(32.2)(53.37)} \left[0.4 \left(1.25 - \frac{0.01142}{0.1757} \right) + \frac{4(0.125)(0.009)}{0.125} + \left(1 - \frac{0.01142}{0.1757} \right)^2 \right]$$

$$= 2.139 \text{ in}$$

$$\text{Cabezal hidráulico} = h_L = 0.24 + 0.725 h_W - 0.29 h_W V_a \rho_G^{0.5} + 4.48 \frac{q}{z} \quad 6.21$$

Este cabezal hidráulico es el nivel de líquido libre de espuma sobre el plato y es ó debe ser menor que la altura de la compuerta de salida, el cual, disminuye con el aumento de la velocidad del vapor.

V_a = velocidad de vapor a través del área activa (A_a) del plato = ft/seg

$$V_a = \frac{VA_n}{A_a} = \frac{0.8V_F A_n}{A_a} = \frac{(0.8)(7.043)(0.1757)}{0.1550} = 6.387 \text{ ft/seg}$$

$$z = \frac{d + W}{2} = \frac{0.5 + 0.3740}{2} = 0.4370 \text{ ft}$$

Sustituyendo datos en 6.21 nos queda:

$$h_L = 0.24 + 0.725(1) - 0.29(1)(6.387)(0.054)^{0.5} + 4.48 \frac{1.252(10)^{-3}}{0.4370} = 0.5474 \text{ in}$$

Caída de presión residual del vapor = h_R se considera que esta es el resultado de la necesidad de parte de la burbuja de vapor de vencer la tensión superficial cuando esta sale de la perforación.

$$h_R = 12 \frac{\Delta P_R g_C}{\rho_L g} = 144(6) \frac{\sigma g_C}{\rho_L d_h g} = 0.06 \frac{\sigma'}{\rho_L d_h} \quad 6.22$$

$$h_R = 0.06 \frac{38.97}{(53.37)(0.125)} = 0.3505 \text{ in}$$

$$h_G = h_D + h_L + h_R = 2.139 + 0.5473 + 0.3505 = 3.037 \text{ in}$$

h_2 = Caída de presión a través del bajante. El líquido en el bajante al entrar al plato por el conducto de descenso, sufre una caída de presión estimada por:

$$h_2 = \frac{(12)(3)}{2g} \left(\frac{q}{A_{da}} \right)^2 = 0.558 \left(\frac{q}{A_{da}} \right)^2 \quad 6.23$$

$$A_{da} = \frac{1.5W}{12} = \frac{1.5(0.3740)}{12} = 0.04675 \text{ ft}^2 > A_d = 0.02067 \text{ ft}^2$$

Tomamos $A_d = 0.02067 \text{ ft}^2$, para ser sustituida en 6.23 y nos queda:

$$h_2 = 0.558 \left(\frac{1.252(10)^{-3}}{0.02067} \right)^2 = 2.047(10)^{-3} \text{ in}$$

El nivel de líquido en el bajante, está dada por: la caída de presión del vapor a través del plato mas la caída de presión del líquido al salir del bajante

$$h_3 = h_G + h_2 = 3.037 + 0.00247 = 3.039 \text{ in}$$

Un diseño seguro exige que el nivel de líquido limpio en el bajante no sea mayor que la mitad del espaciamiento entre platos

$$h_W + h_1 + h_3 \leq \frac{t}{2} \quad 6.24$$

$$\text{Sustituyendo datos nos queda: } 1 + 0.1236 + 3.039 = 4.163 < \frac{10}{2}$$

Este resultado nos muestra un espaciamiento entre platos $S_t = 8.32 \text{ in}$ que resulta ligeramente menor que el obtenido por el método de Ludwig, pero que sin embargo puede considerarse correcto.

76. CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DE VAPOR PARA EVITAR EL ESCURRIMIENTO, LAGRIMEO O DRENADO EN EL PLATO.

Si la velocidad del vapor es pequeña a través de los agujeros, el líquido pasara a través de ellos y pondrá en corto circuito parte de la bandeja. Se presenta en seguida la mejor relación para determinar la velocidad mínima de vapor por debajo de la cual el plato tendrá escurrimiento.

Tomando las ecuaciones de Treybal, (referencia 2 de la bibliografía) tenemos:

$$\frac{V_{hW}(\mu_G)}{\sigma(g_c)} = 2.92(10)^{-4} \left(\frac{\mu_G^2}{\sigma g_c \rho_G d'_h \rho_L} 10^5 \right)^{0.379} \left(\frac{l}{d_h} \right)^{0.293} \left(\frac{2A_a d'_h}{\sqrt{3} p'^3} \right) \left(\frac{Z}{d'_h} \right)^{0.724}$$

V_{hW} = Velocidad de vapor en las perforaciones al inicio de escurrimiento

$$\mu_G = 1.091(10)^{-2} (6.72(10)^{-4}) = 7.332(10)^{-6} \frac{Lb}{ft \text{ seg}}$$

$$\sigma = 38.97(6.85 \times 10^{-5}) = 2.669 \times 10^{-3} \frac{Lb}{ft}$$

$$g_c = 32.2 \frac{Lb_{masa} ft}{Lb_{fuerza} h^2}$$

$$\rho_G = 0.054 Lb/ft^3$$

$$\rho_L = 53.37 Lb/ft^3$$

$$l = \frac{1}{8} in = d_h$$

$$d'_h = \frac{0.125}{12} = 0.01042 ft \text{ (Diámetro del hoyo en ft)}$$

$$p' = 3.149 d_o = 3.149 \times 0.125 = \frac{0.3936 in}{12} = 0.03280 ft$$

$$p'^3 = 3.529 \times 10^{-5} ft^3$$

$$A_a = 0.1550 ft^2$$

$$Z = 2 \times 0.1673 = 0.3346 ft \quad \left(\frac{Z}{d'_h} \right)^{0.724} = \left(\frac{0.3346}{0.01042} \right)^{0.724} = 12.33$$

$$\left(\frac{l}{d_h} \right)^{0.293} = \left(\frac{0.125}{0.125} \right)^{0.293} = 1$$

$$\left(\frac{(7.332 \times 10^{-6})^2}{2.669 \times 10^{-3} (32.2) (0.054) (0.01042) 0.054} 10^5 \right)^{0.379} = 5.936$$

$$\left(\frac{2A_a d'_h}{\sqrt{3} p'^3} \right)^{2.8/12.33} = \left(\frac{2 \times 0.1550 \times 0.01042}{\sqrt{3} \times 3.529 \times 10^{-5}} \right)^{0.2271} = 2.462$$

$$V_{hW} = \frac{2.92 \times 10^{-4} (5.936) (1) (2.462) (2.669 \times 10^{-3}) (32.2)}{7.332 \times 10^{-6}} = 50.02 ft/seg$$

La velocidad de inundación obtenida en 6.9 es de $96.32 ft/s > V_{hW}$

Por debajo de 50.02ft/s el plato empezará a lagrimear o presentar escurrimiento

Relación de turdown= velocidad de inundación/velocidad de escurrimiento

$$\text{Relación de turdown} = \frac{96.32}{50.02} = 1.926 < 2.1 \Rightarrow \text{que es aceptable}^*$$

*Ver tabla V capítulo II.

77. CÁLCULO DEL ESPACIAMIENTO PARA LA COLUMNA ORIGINAL

La columna actual cuenta con 79 perforaciones de 3/16". Tomando los siguientes datos:

$$S' = 10in \quad V_c = 5.6 ft/s \quad V = 1.100 ft^3/s \quad C_o = 0.82 \quad h_{du} = 1.622(10)^{-3}in$$

$$A_{hoyo} = \frac{\left(\frac{3}{16}/12\right)^2 \pi}{4} = 1.917(10)^{-4} ft^2$$

$$A_p = 79 \times 1.917(10)^{-4} = 1.515(10)^{-2} ft^2$$

$$\beta = \frac{1.515(10)^{-2}}{0.1550} = 0.09773$$

$$\frac{1-\beta^2}{C_o} = 1.473 \quad \frac{\rho_{agua}}{\rho_L} = \frac{62.4}{53.37} = 1.169$$

$$V_o = \frac{V}{A_p} = \frac{1.100}{1.515(10)^{-2}} = 72.61 ft/s$$

$$h_{dt} = 0.003[72.61^2 \times 0.054](1.169)(1.473) = 1.471in$$

$$h_t = h_w + h_{ow} + h_{dt} + \frac{\Delta}{2} = 1 + 0.1247 + 1.471 + 0 = 2.595in$$

$$H_d = h_t + h_w + h_{ow} + h_{du} + \Delta = 2.595 + 1 + 0.1247 + 1.622(10)^{-3} = 3.721"$$

Si tenemos que calcular el espaciamiento de acuerdo a estos resultados encontramos que:

$S_t = 2(3.721) = 7.443in$ el cual se aproxima bastante al espaciamiento de 10"tomado como base de diseño.

El área de perforaciones del plato original con 79 perforaciones es de $1.515 \times 10^{-2} ft^2$ mientras que la del plato nuevo con el mismo régimen de espuma con 134 perforaciones es de $1.142 \times 10^{-2} ft^2$, por lo que el plato original excede al plato nuevo en un 33%.

CAPÍTULO VII: CONCLUSIONES

1. Los parámetros de los que hemos partido para el diseño hidráulico de ambos platos es un diámetro de 6 pulgadas y un espaciamiento entre platos de 10 pulgadas.
2. Para el caso particular del plato con borboteadores, se observa que si partimos de las ecuaciones de Ludwig, no se puede justificar el espaciamiento establecido en base a los coeficientes de arrastre calculados en la tabla A del apéndice, ya que nos reporta un flujo de 59.65 Lb/h y un espaciamiento menor de 5 pulgadas, lo que nos hace recurrir a las ecuaciones de Treybal con las que se puede determinar un flujo de 190 Lb/h y con ello se puede estimar un espaciamiento de 9.708 pulgadas. Sin embargo el tipo de campana para lograr esto es completamente diferente a la original ya que esta última presenta un diseño que se aleja de lo recomendado para un buen funcionamiento de campanas de borboteo. Ver fotos 1 y 2 del apéndice.
3. En base a la sección 14, capítulo II, Treybal establece que sus correlaciones están aplicadas para sistemas no espumosos y espaciamiento entre platos de 12 a 36 pulgadas y tal vez esto hace que se alcancen mejores aproximaciones en la estimación de los flujos máxicos que en el caso de Ludwig para el plato con borboteadores. En nuestro caso el espaciamiento establecido como base de diseño, esta muy cercano al límite inferior mencionado y por otro lado el sistema ó régimen de flujo presente en nuestro equipo no es espumoso ya que la presión de operación es baja y se tiene una $\frac{\rho_L}{\rho_G} = \frac{53.37}{0.054} = 988.3$ que resulta ser muy elevado comparado con el parámetro reportado en la sección 48 del capítulo V. Esto indica que nuestro equipo opera bajo un régimen de spray y justifica la baja eficiencia reportada en la tabla XI.
4. En cuanto al plato perforado el flujo estimado es de $V' = 214$ Lb/h con el cual se alcanza un espaciamiento de 9.7 pulgadas, valor muy cercano al espaciamiento elegido, la velocidad de vapor en los hoyos es de $V_o = 96.32$ ft/s y la velocidad de vapor de columna de $V_c = 5.6$ ft/s. Apoyándonos en Treybal se obtienen resultados muy cercanos con un flujo de 240.6 Lb/h, un espaciamiento de 8.32 pulgadas, con una velocidad de vapor en los hoyos de $V_h = V_o = 86.69$ ft/s y una velocidad de vapor en la columna de $V_c = V_F = 7.043$ ft/s.
5. La velocidad de vapor en los hoyos a la cual se inicia el escurrimiento de acuerdo a Treybal es de 50.02 ft/s. Por ello la columna deberá operar correctamente arriba de una velocidad de 50.02 ft/seg pero debajo del 80% de la velocidad de inundación (96.32 ft/s).

6. El turdown estimado de acuerdo a esto es de 1.9 el cual se considera aceptable por estar cerca del límite recomendado en la tabla V del capítulo II.
7. En el caso del plato perforado original al aplicar el flujo de 214 Lb/h al arreglo que presenta éste y efectuar los cálculos correspondientes, se puede observar que el nivel de líquido en el bajante y el espaciamiento, son muy cercanos al del plato nuevo.
8. La eficiencia de columna más alta para el plato de borboteo es de 44% a condiciones de reflujo total, que disminuye al momento de disminuir el reflujo ya que se aumenta el flujo de vapor y disminuye el flujo de líquido favoreciendo con ello un régimen de spray .
9. Aplicando la misma ecuación 3.12, capítulo III, para la eficiencia de los platos perforados resulta ser de 38%, sin embargo éste resultado es incierto ya que la ecuación empleado no es específica para platos perforados.
10. En el artículo “Choosing Trays and Packings for Distillation” de Pilling M. & Holden S.B; referencia 13, se anota que el uso de platos en una columna se recomienda cuando se manejan flujos de líquido arriba de $30 \frac{m^3}{m^2h} = 98.43 \frac{ft^3}{ft^2h} \left(\frac{53.37 Lb}{ft^3} \right)$ esto nos arroja un valor de $W = 5253 \frac{Lb}{hft^2}$. Éste resultado es muy grande comparado con los flujos 967.7 y 1090 Lb/hft^2 obtenidos de nuestros cálculos. Si consideramos que el valor recomendado esta indicado para columnas de uso industrial, esto podría explicar la variación en cuanto a los resultados obtenidos en nuestros cálculos.
11. Por último, de acuerdo al punto número diez y dadas las dimensiones de la columna de laboratorio no se puede negar que las ecuaciones utilizadas presenten cierta incertidumbre, por lo que el diseño hidráulico realizado puede ser utilizado como material de laboratorio para comprobar los flujos ya indicados y las caídas de presión obtenidas, pudiéndose recurrir a aumentar la presión de operación y determinar de qué manera repercute en todas las propiedades físicas de la mezcla y en el diseño hidráulico de los platos.

APÉNDICE

TABLA A

Cálculo de la velocidad máxima (W) de vapor permitida a través
columna de platos con borboteadores en Lbs/hora ft2

T= grados centígrados

σ mezcla = dinas/ cm

ρ_v = densidad vapor

lb/ft3

ρ_L = densidad liquido

lb/ft3

C_F = factor de Souders & Brown figura 13.20

A= área del plato = 0.1964ft2

T	Y _{OH}	σ mezcla	ρ_v	ρ_L	$\rho_L - \rho_v$	$[\rho_v(\rho_L - \rho_v)]^{1/2}$	C_F	W	ÁREA	Lbs/hora
71.90	1.000	17.53	0.078	46.06	45.98	1.894	130.00	246.20	0.1964	48.35
71.80	0.950	18.46	0.077	46.40	46.32	1.889	135.00	254.96	0.1964	50.07
71.70	0.900	19.48	0.076	46.77	46.69	1.884	140.00	263.73	0.1964	51.80
71.80	0.870	20.52	0.075	47.15	47.08	1.879	150.00	281.85	0.1964	55.36
71.90	0.835	21.62	0.073	47.54	47.47	1.861	150.00	279.22	0.1964	54.84
72.00	0.805	22.81	0.072	47.96	47.89	1.857	160.00	297.10	0.1964	58.35
72.20	0.775	24.12	0.071	48.41	48.34	1.853	165.00	305.68	0.1964	60.03
72.50	0.750	25.47	0.069	48.88	48.81	1.835	170.00	311.98	0.1964	61.27
72.80	0.725	26.95	0.068	49.39	49.32	1.831	170.00	311.33	0.1964	61.15
73.20	0.705	28.56	0.066	49.94	49.87	1.814	170.00	308.43	0.1964	60.58
73.50	0.680	30.27	0.064	50.51	50.45	1.797	170.00	305.46	0.1964	59.99
73.90	0.660	32.20	0.062	51.16	51.10	1.780	171.00	304.36	0.1964	59.78
74.40	0.640	34.25	0.060	51.84	51.78	1.763	175.00	308.46	0.1964	60.58
75.00	0.620	36.51	0.057	52.57	52.51	1.730	176.00	304.50	0.1964	59.80
75.70	0.595	38.97	0.054	53.37	53.32	1.697	179.00	303.72	0.1964	59.65
76.50	0.565	41.74	0.051	54.26	54.21	1.663	180.00	299.29	0.1964	58.78
77.70	0.525	44.76	0.048	55.22	55.17	1.627	184.00	299.43	0.1964	58.81
79.30	0.475	48.12	0.044	56.27	56.23	1.573	188.00	295.70	0.1964	58.08
81.70	0.400	51.82	0.040	57.44	57.40	1.515	190.00	287.90	0.1964	56.54
85.60	0.275	55.78	0.035	58.73	58.70	1.433	195.00	279.49	0.1964	54.89
92.80	0.000	59.82	0.029	60.22	60.19	1.321	200.00	264.24	0.1964	51.90

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

$$V' = AREA * W$$

NOTA: SOLAMENTE EN ESTA TABLA LA CONCENTRACIÓN DE ALCOHOL EN FASE VAPOR ESTA INDICADA EN FRACCIÓN MOL, EN TODAS LAS DEMAS TABLAS LA CONCENTRACIÓN ESTA INDICADA EN FRACCIÓN MASA

TABLA B

Densidad Promedio de la mezcla Etanol-Agua										
en fase Vapor										
T en C	ρ_{OH}	ρ_{H2O}	YoH	YH2O	$\rho_{OH} * Y_{OH}$	$\rho_{H2O} * Y_{H2O}$	$\Sigma \rho_{OH} * Y_{OH}$	lb/pe3		
	Kg/M3	Kg/M3	Kg/M3					0.062*Kg/M3		
71.90	1.253	0.489	1.000	0.000	1.253	0.000	1.253	0.078	1.000	
71.80	1.254	0.489	0.980	0.020	1.228	0.010	1.238	0.077	0.950	
71.70	1.254	0.489	0.958	0.042	1.201	0.021	1.222	0.076	0.900	
71.80	1.254	0.489	0.935	0.065	1.172	0.032	1.204	0.075	0.870	
71.90	1.253	0.489	0.911	0.089	1.142	0.044	1.185	0.073	0.835	
72.00	1.253	0.489	0.885	0.115	1.109	0.056	1.165	0.072	0.805	
72.20	1.252	0.489	0.856	0.144	1.072	0.070	1.142	0.071	0.775	
72.50	1.251	0.488	0.826	0.174	1.033	0.085	1.118	0.069	0.750	
72.80	1.250	0.488	0.793	0.207	0.991	0.101	1.092	0.068	0.725	
73.20	1.248	0.487	0.757	0.243	0.945	0.118	1.063	0.066	0.705	
73.50	1.247	0.487	0.719	0.281	0.897	0.137	1.034	0.064	0.680	
73.90	1.246	0.486	0.676	0.324	0.842	0.158	1.000	0.062	0.660	
74.40	1.244	0.485	0.630	0.370	0.784	0.180	0.963	0.060	0.640	
75.00	1.242	0.485	0.579	0.421	0.719	0.204	0.923	0.057	0.620	
75.70	1.240	0.484	0.523	0.477	0.648	0.231	0.879	0.054	0.595	
76.50	1.237	0.483	0.460	0.540	0.569	0.261	0.829	0.051	0.565	
77.70	1.232	0.481	0.390	0.610	0.481	0.293	0.774	0.048	0.525	
79.30	1.227	0.479	0.311	0.689	0.382	0.330	0.711	0.044	0.475	
81.70	1.219	0.475	0.221	0.779	0.269	0.370	0.640	0.040	0.400	
85.60	1.205	0.470	0.119	0.881	0.143	0.414	0.558	0.035	0.275	
92.80	1.182	0.461	0.000	1.000	0.000	0.461	0.461	0.029	0.000	
75.61	PROMEDIOS							0.060		

$$\rho_{OH} = \frac{P}{0.1804T + 49.2702}$$

$$\rho_{H2O} = \frac{P}{0.465T + 126.0676}$$

TABLA C

Densidad de la mezcla Etanol-Agua en fase líquida
para un rango de 0 a 80 Celcius

T= Celsius

X₁=Concentración de etanol

T en C	X ₁	X ₁ ²	TX ₁	TX ₁ ²	0.062*Kg/M3			
					Kg/M3	Lb/Ft3		
71.90	1.000	1.0000	71.90	71.90	742.88	46.06	1.000	
71.80	0.980	0.9604	70.36	68.96	748.38	46.40	0.950	
71.80	0.958	0.91776	68.78	65.90	754.29	46.77	0.900	
71.80	0.935	0.8742	67.13	62.77	760.43	47.15	0.850	
71.90	0.911	0.8299	65.50	59.67	766.71	47.54	0.800	
72.00	0.885	0.7832	63.72	56.39	773.47	47.96	0.750	
72.20	0.856	0.7327	61.80	52.90	780.88	48.41	0.700	
72.50	0.826	0.6823	59.89	49.47	788.39	48.88	0.650	
72.80	0.793	0.6288	57.73	45.78	796.61	49.39	0.600	
73.20	0.757	0.5730	55.41	41.95	805.43	49.94	0.550	
73.50	0.719	0.5170	52.85	38.00	814.75	50.51	0.500	
73.90	0.676	0.4570	49.96	33.77	825.14	51.16	0.450	
74.40	0.630	0.3969	46.87	29.53	836.06	51.84	0.400	
75.00	0.579	0.3352	43.43	25.14	847.97	52.57	0.350	
75.70	0.523	0.2735	39.59	20.71	860.86	53.37	0.300	
76.50	0.460	0.2116	35.19	16.19	875.16	54.26	0.250	
77.70	0.390	0.1521	30.30	11.82	890.59	55.22	0.200	
79.30	0.311	0.0967	24.66	7.67	907.62	56.27	0.150	
81.70	0.221	0.0488	18.06	3.99	926.50	57.44	0.100	
85.60	0.119	0.0142	10.19	1.21	947.32	58.73	0.050	
92.80	0.000	0.0000	0.00	0.00	971.28	60.22	0.000	
75.62	PROMEDIOS						51.43	

$$\rho_{mezcla} = 1.00398 - 0.3524T - 96.7916X_1^2 - 100.0610X_1 - 1.3996TX_1 + 0.8585X_1^2T$$

TABLA D

**TENSIÓN SUPERFICIAL MEZCLA
ETANOL -AGUA**

T en C	ETANOL	AGUA	XOH	XH2O	$\sigma_{OH}X_{OH}$ N/m	$\sigma_{H2O}X_{H2O}$ N/m	σ_{mezcla} N/m	$\sigma_{mezcla} * 1000$ dynas/cm	
71.9	0.0175	0.063	1.000	0.00	0.0175	0.0000	0.0175	17.53	
71.8	0.0175	0.064	0.980	0.02	0.0172	0.0013	0.0185	18.46	
71.7	0.0175	0.064	0.958	0.04	0.0168	0.0027	0.0195	19.48	
71.8	0.0175	0.064	0.935	0.06	0.0164	0.0041	0.0205	20.52	
71.9	0.0175	0.063	0.911	0.09	0.0160	0.0057	0.0216	21.62	
72.0	0.0175	0.063	0.885	0.12	0.0155	0.0073	0.0228	22.81	
72.2	0.0175	0.063	0.856	0.14	0.0150	0.0091	0.0241	24.12	
72.5	0.0175	0.063	0.826	0.17	0.0144	0.0110	0.0255	25.47	
72.8	0.0175	0.063	0.793	0.21	0.0138	0.0131	0.0270	26.95	
73.2	0.0174	0.063	0.757	0.24	0.0132	0.0154	0.0286	28.56	
73.5	0.0174	0.063	0.719	0.28	0.0125	0.0178	0.0303	30.27	
73.9	0.0174	0.063	0.676	0.32	0.0117	0.0205	0.0322	32.20	
74.4	0.0173	0.063	0.630	0.37	0.0109	0.0233	0.0342	34.25	
75.0	0.0173	0.063	0.579	0.42	0.0100	0.0265	0.0365	36.51	
75.7	0.0172	0.063	0.523	0.48	0.0090	0.0300	0.0390	38.97	
76.5	0.0172	0.063	0.460	0.54	0.0079	0.0338	0.0417	41.74	
77.7	0.0171	0.062	0.390	0.61	0.0067	0.0381	0.0448	44.76	
79.3	0.0169	0.062	0.311	0.69	0.0053	0.0428	0.0481	48.12	
81.7	0.0168	0.062	0.221	0.78	0.0037	0.0481	0.0518	51.82	
85.6	0.0165	0.061	0.119	0.88	0.0020	0.0538	0.0558	55.78	
92.8	0.0159	0.060	0.000	1.00	0.0000	0.0598	0.0598	59.82	
75.6	PROMEDIOS								33.3

NOTA:

Las concentraciones indicadas son en fracción masa

$$\sigma = 0.0244 * e^{-0.0046T}$$

$$\sigma = 0.0761 - 0.1754 * 10^{-3} T$$

$$\sigma_{mezcla} = (\sigma_{OH} X_{OH} + \sigma_{H2O} X_{H2O})$$

TABLA E

VISCOSIDAD DE LA MEZCLA ETANOL-AGUA FASE LIQUIDA
 Estimación de la viscosidad de la mezcla en función de la
 concentración de alcohol para un rango de temperatura 25 -70 C

μ =MiliPascal = Centipoise
 T= temperatura en Celcius
 X₁ = Concentración de alcohol en
 masa

x	Temperatura	X ₁ ²	T ²	CENTIPOISE
				μ_{MEZCLA}
1.000	71.70	1.000	5140.89	0.733
0.980	71.80	0.960	5155.24	0.747
0.958	71.80	0.918	5155.24	0.761
0.935	71.90	0.874	5169.61	0.775
0.911	71.90	0.830	5169.61	0.788
0.885	72.00	0.783	5184.00	0.802
0.856	72.20	0.733	5212.84	0.816
0.826	72.50	0.683	5256.25	0.828
0.793	72.80	0.629	5299.84	0.839
0.757	73.20	0.573	5358.24	0.849
0.719	73.50	0.517	5402.25	0.856
0.676	73.90	0.457	5461.21	0.861
0.630	74.40	0.397	5535.36	0.863
0.579	75.00	0.335	5625.00	0.862
0.523	75.70	0.274	5730.49	0.856
0.460	76.50	0.212	5852.25	0.846
0.390	77.70	0.152	6037.29	0.831
0.311	79.30	0.097	6288.49	0.816
0.221	81.70	0.049	6674.89	0.809
0.119	85.60	0.014	7327.36	0.844
0.000	92.80	0.000	8611.84	1.033
Temperatura promedio	75.61	VISCOSIDAD PROMEDIO		0.829

$$\mu_{mezcla} = 1.9405 - 0.0469T + 6.1067X_1 + 0.0004T^2 - 5.9790X_1^2 - 0.0729TX_1 + 0.0725TX_1^2$$

TABLA F

TABLA DE CONVERSIÓN FRACCIÓN MOL A FRACCIÓN MASA DE OH

fracción mol OH	PM OH	PM H2O	A	B	fracción masa
1.000	46.05	18.02	46.050	0.000	1.000
0.950	46.05	18.02	43.748	0.901	0.980
0.900	46.05	18.02	41.445	1.802	0.958
0.850	46.05	18.02	39.143	2.703	0.935
0.800	46.05	18.02	36.840	3.604	0.911
0.750	46.05	18.02	34.538	4.505	0.885
0.700	46.05	18.02	32.235	5.406	0.856
0.650	46.05	18.02	29.933	6.307	0.826
0.595	46.05	18.02	27.400	7.298	0.790
0.550	46.05	18.02	25.328	8.109	0.757
0.500	46.05	18.02	23.025	9.010	0.719
0.450	46.05	18.02	20.723	9.911	0.676
0.400	46.05	18.02	18.420	10.812	0.630
0.350	46.05	18.02	16.118	11.713	0.579
0.300	46.05	18.02	13.815	12.614	0.523
0.250	46.05	18.02	11.513	13.515	0.460
0.200	46.05	18.02	9.210	14.416	0.390
0.150	46.05	18.02	6.907	15.317	0.311
0.100	46.05	18.02	4.605	16.218	0.221
0.050	46.05	18.02	2.302	17.119	0.119
0.000	46.05	18.02	0.000	18.020	0.000

$$A + B = PM_{OH}x_{OH} + PM_{H_2O}(1 - x_{OH})$$

$$A = PM_{OH}x_{OH}$$

$$B = PM_{H_2O}(1 - x_{OH})$$

$$MASA = \frac{A}{A + B}$$

TABLA G

CÁLCULO DE VOLATILIDAD RELATIVA MEZCLA ETANOL-AGUA A 586 mm Hg

T en °C	X	Y*	1-X	1-Y*	Y*(1-X)	X(1-Y*)	α
92.80	0.000	0.000	1.000	1.000	0.0000	0.0000	
85.60	0.050	0.275	0.950	0.725	0.2613	0.0363	7.2
81.70	0.100	0.400	0.900	0.600	0.3600	0.0600	6.0
79.30	0.150	0.475	0.850	0.525	0.4038	0.0788	5.1
77.70	0.200	0.525	0.800	0.475	0.4200	0.0950	4.4
76.50	0.250	0.565	0.750	0.435	0.4238	0.1088	3.9
75.70	0.300	0.595	0.700	0.405	0.4165	0.1215	3.4
75.00	0.350	0.620	0.650	0.380	0.4030	0.1330	3.0
74.40	0.400	0.640	0.600	0.360	0.3840	0.1440	2.7
73.90	0.450	0.660	0.550	0.340	0.3630	0.1530	2.4
73.50	0.500	0.680	0.500	0.320	0.3400	0.1600	2.1
73.20	0.550	0.705	0.450	0.295	0.3173	0.1623	2.0
72.80	0.600	0.725	0.400	0.275	0.2900	0.1650	1.8
72.50	0.650	0.750	0.350	0.250	0.2625	0.1625	1.6
72.20	0.700	0.775	0.300	0.225	0.2325	0.1575	1.5
72.00	0.750	0.805	0.250	0.195	0.2013	0.1463	1.4
71.90	0.800	0.835	0.200	0.165	0.1670	0.1320	1.3
71.80	0.850	0.870	0.150	0.130	0.1305	0.1105	1.2
71.70	0.900	0.900	0.100	0.100	0.0900	0.0900	1.0
71.80	0.950	0.950	0.050	0.050	0.0475	0.0475	1.0
71.90	1	1.000	0.000	0.000	0	0.0000	2.8

NOTA: LAS CONCENTRACIONES INDICADAS ESTAN EN FRACCIÓN MOL

$$\alpha = \frac{Y^*(1-X)}{X(1-Y^*)} = 2.8$$

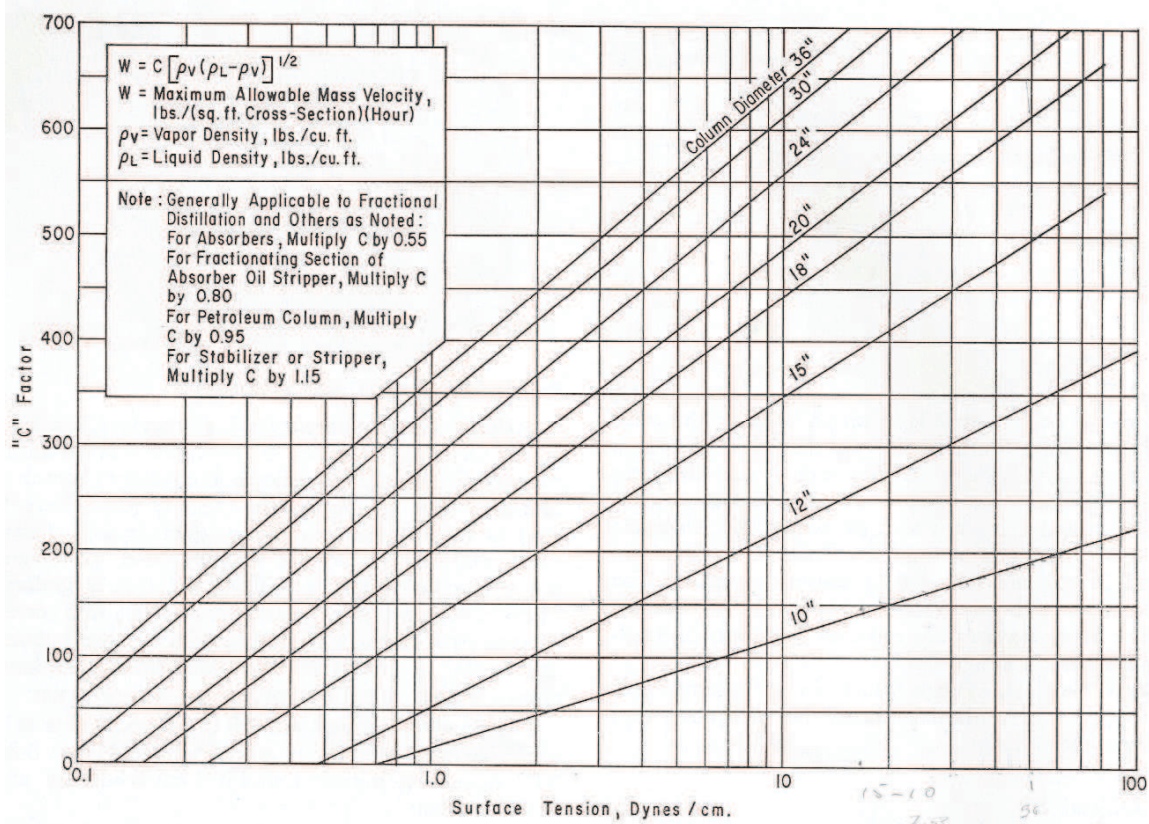


FIGURA 14
ESTIMACIÓN DEL FACTOR DE ARRASTRE C_F

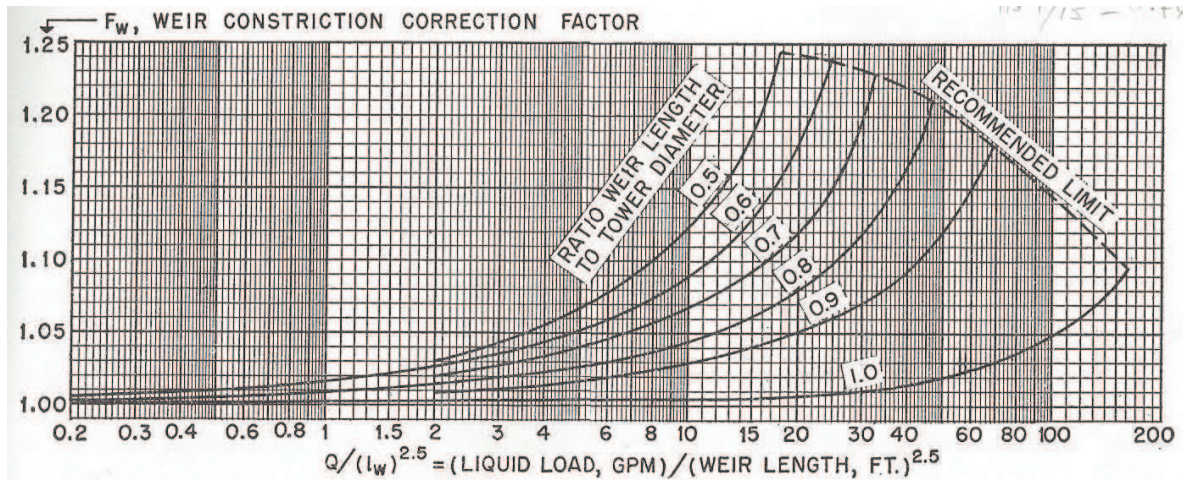


FIGURA 15
FACTOR DE CORRECIÓN PARA EL TIPO DE COMPUERTAS SEGMENTADAS

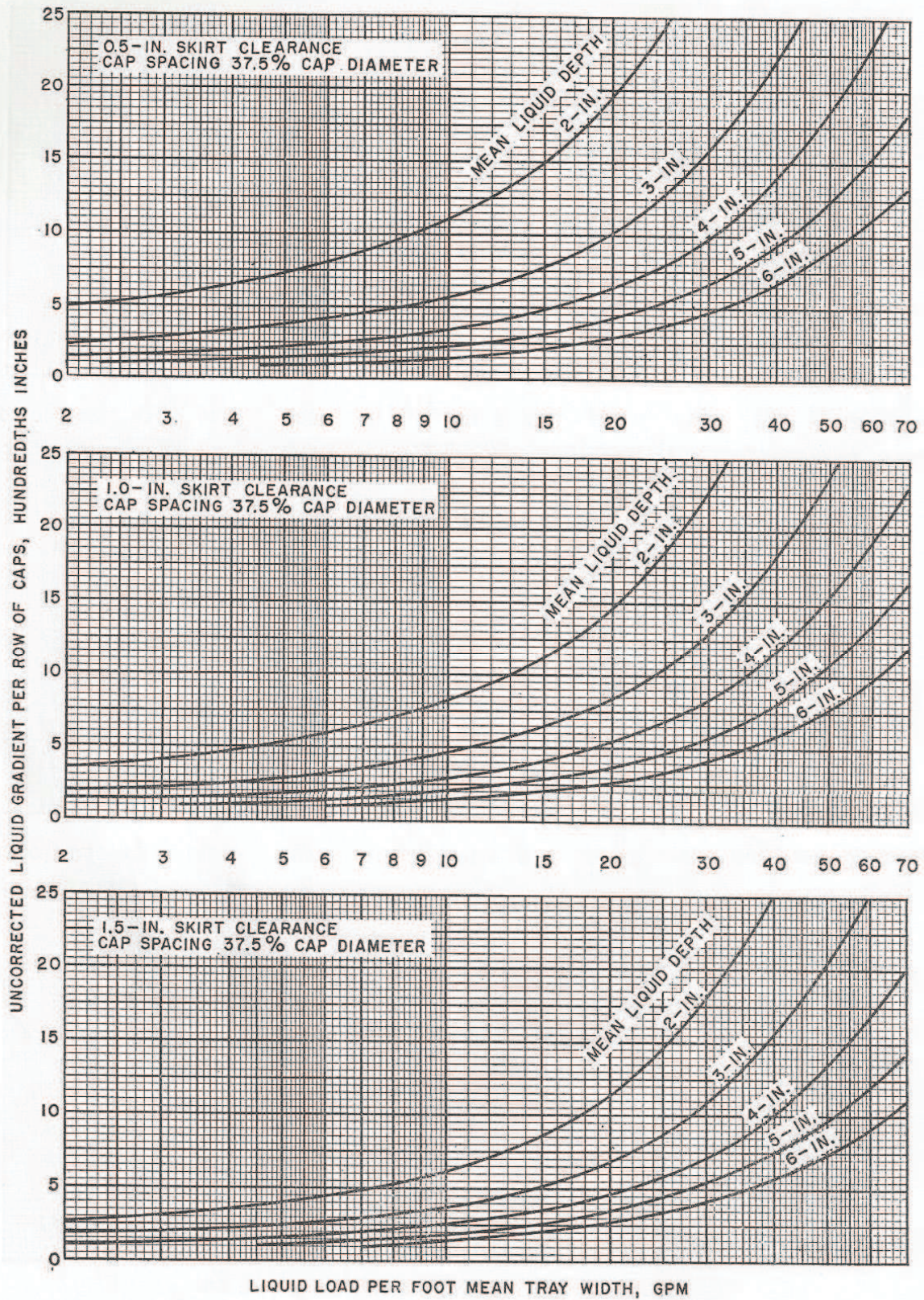


FIGURA 16

CARTA DE GRADIENTE LÍQUIDO PARA UN ESPACIAMIENTO ENTRE CAMPANAS DEL 37.5%

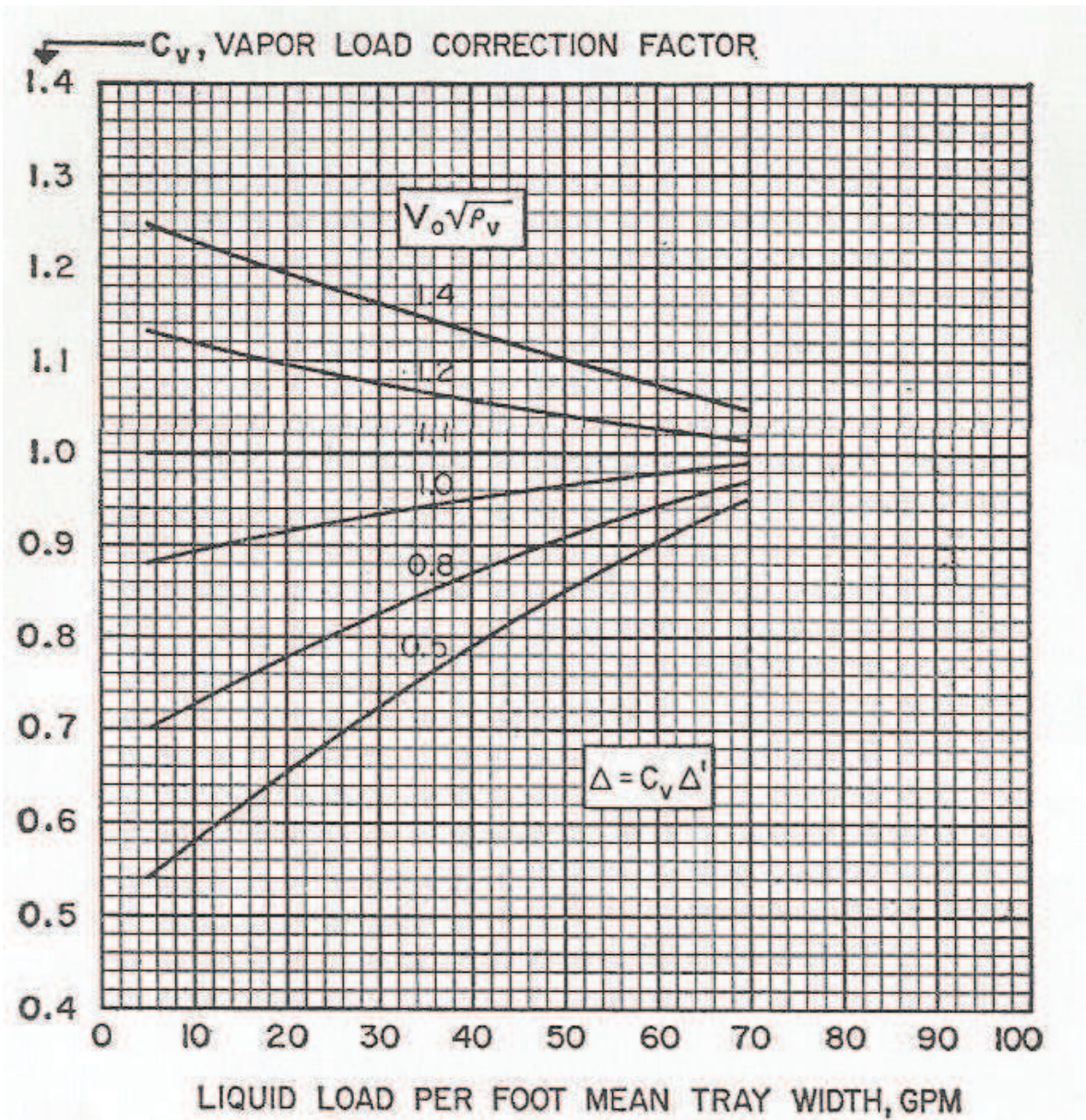


FIGURA 17

ESTIMACIÓN DEL FACTOR DE CORRECCIÓN PARA GRADIENTE LÍQUIDO

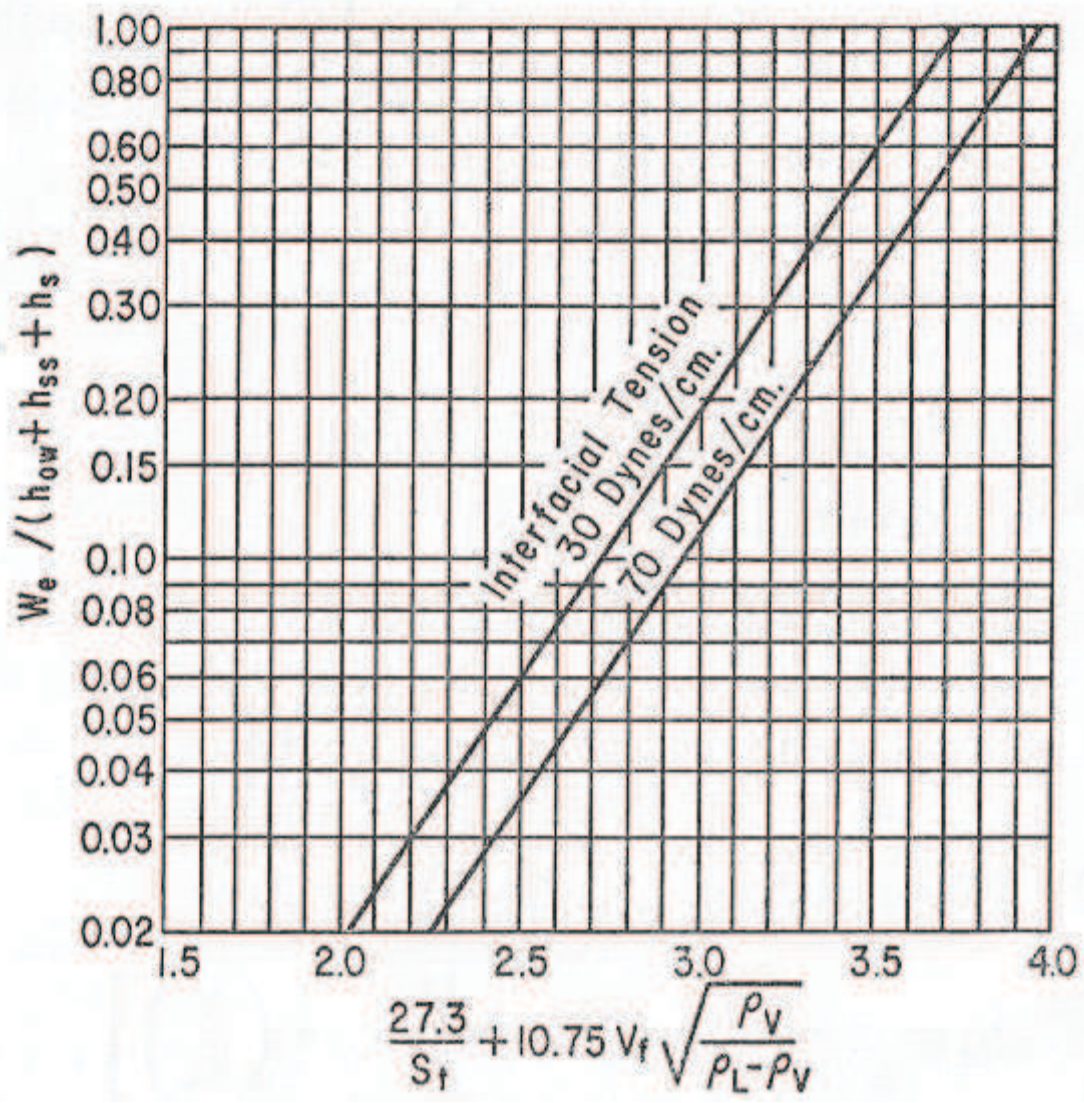


FIGURA 19
ESTIMACIÓN DE LA CORRELACIÓN DE ARRASTRE

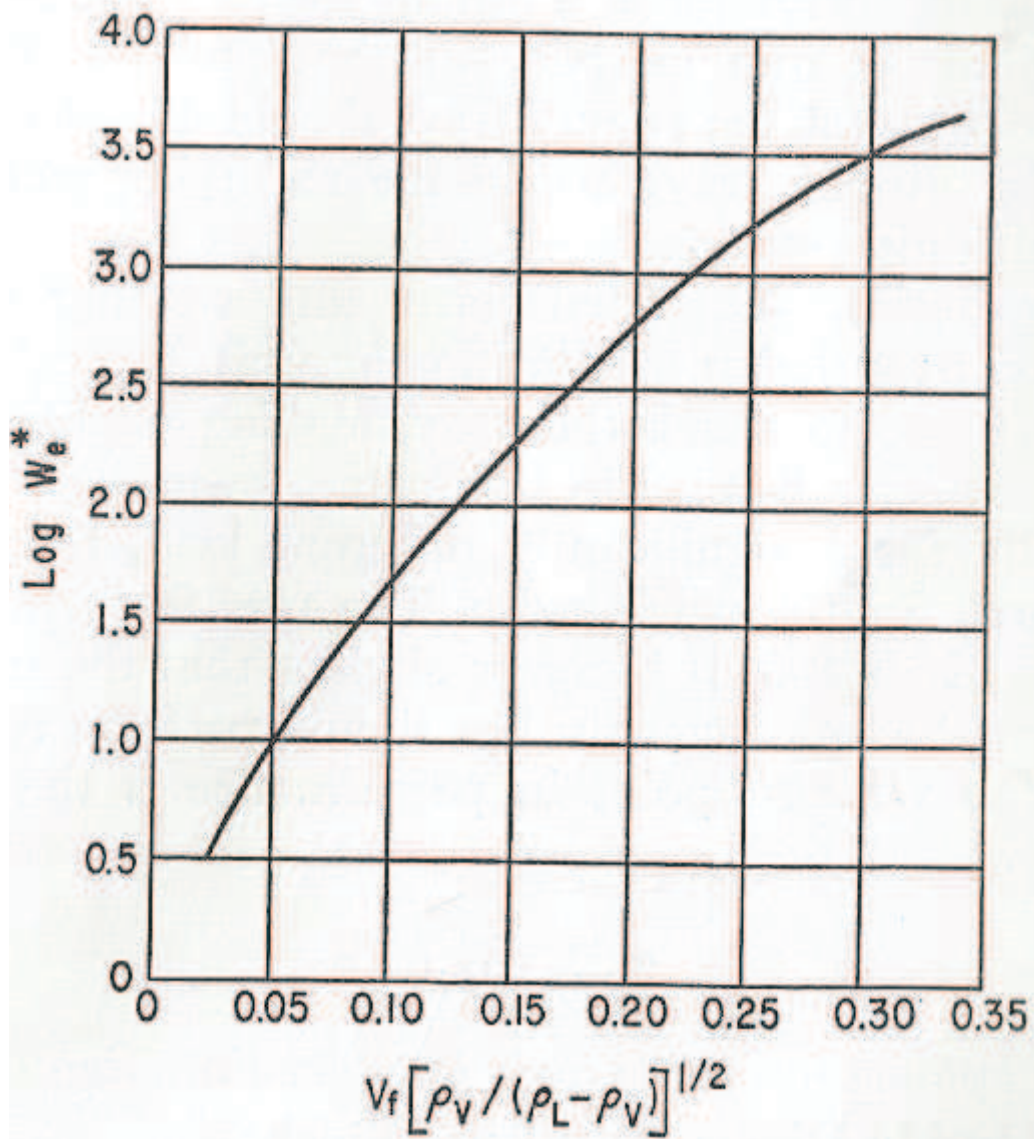


FIGURA 20

ESTIMACIÓN DE LA CORRELACIÓN DE ARRASTRE POR EL MÉTODO DE Eduljee's.

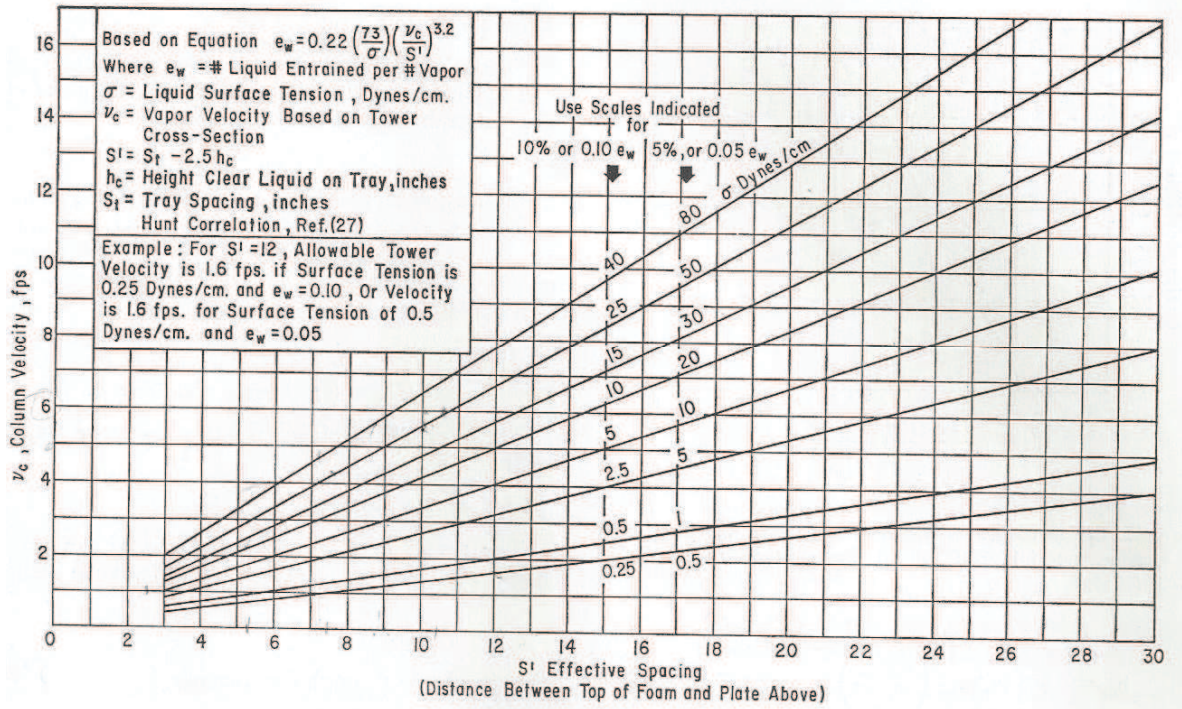


FIGURA 21
 ESTIMACIÓN DE V_c PARA PLATOS PERFORADOS

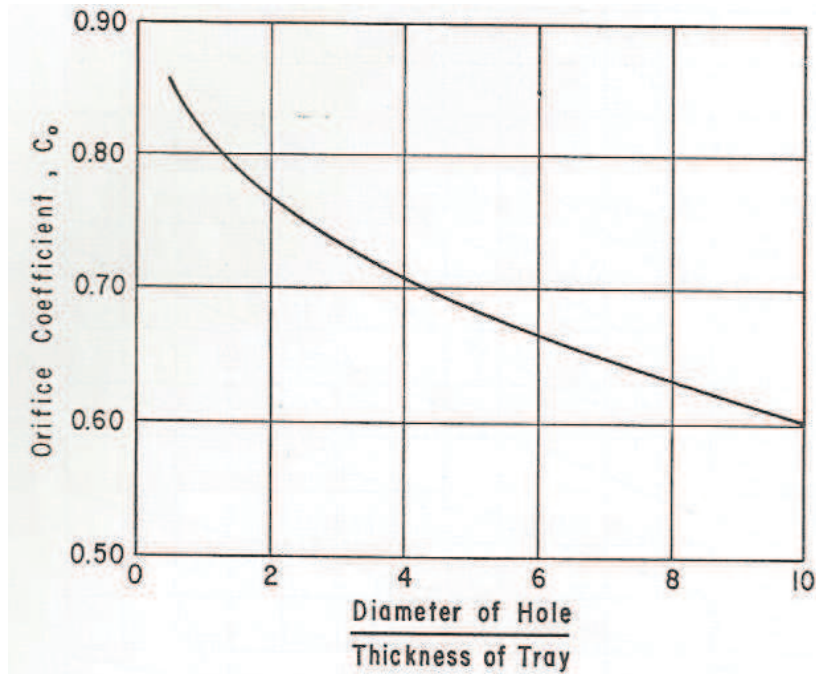


FIGURA 22
 ESTIMACIÓN DEL COEFICIENTE DE ORIFICIO PARA PLATOS PERFORADOS

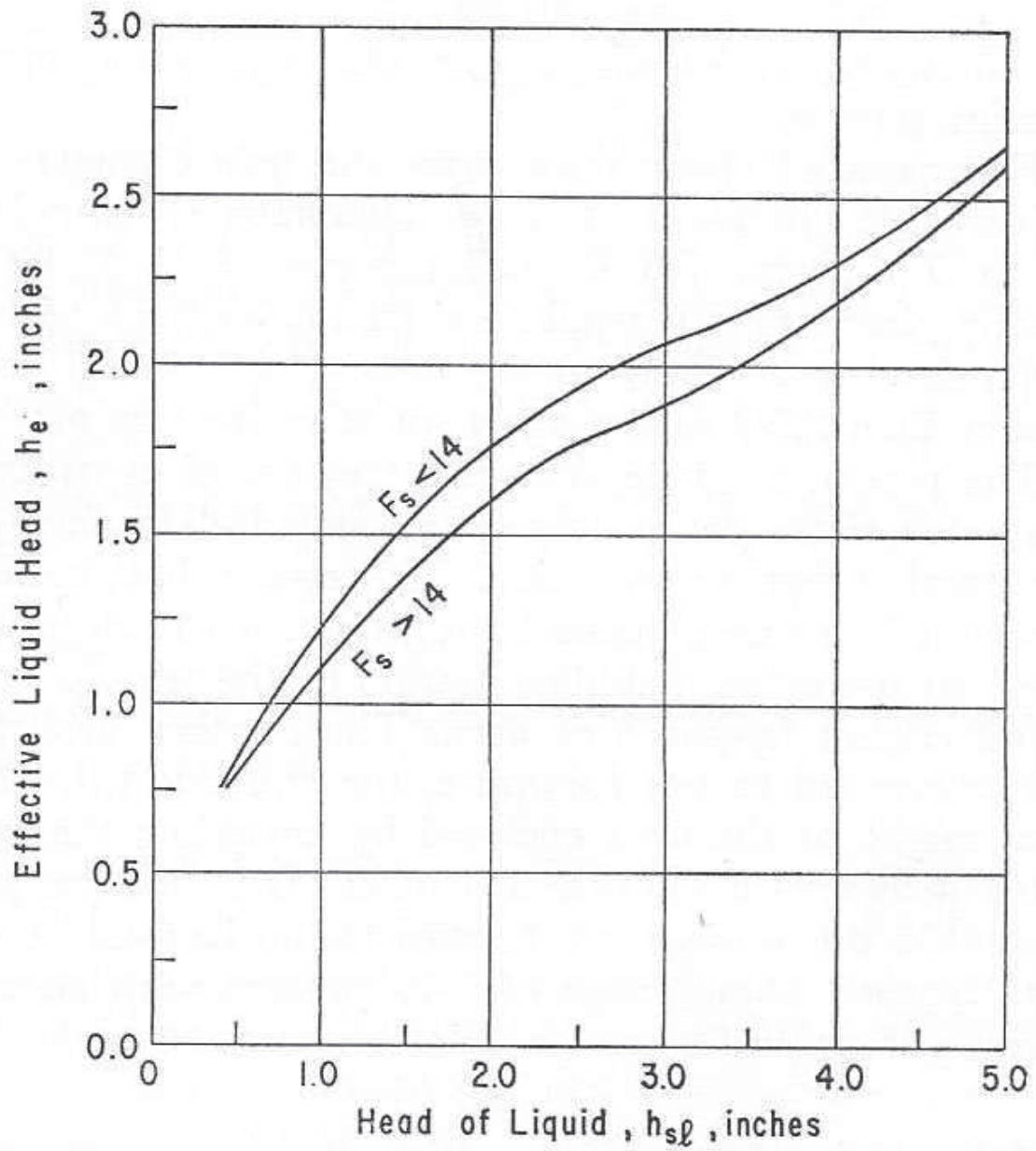


FIGURA 23

CABEZAL EFECTIVO PARA PLATOS PERFORADOS CON BAJANTES (MÉTODO B)

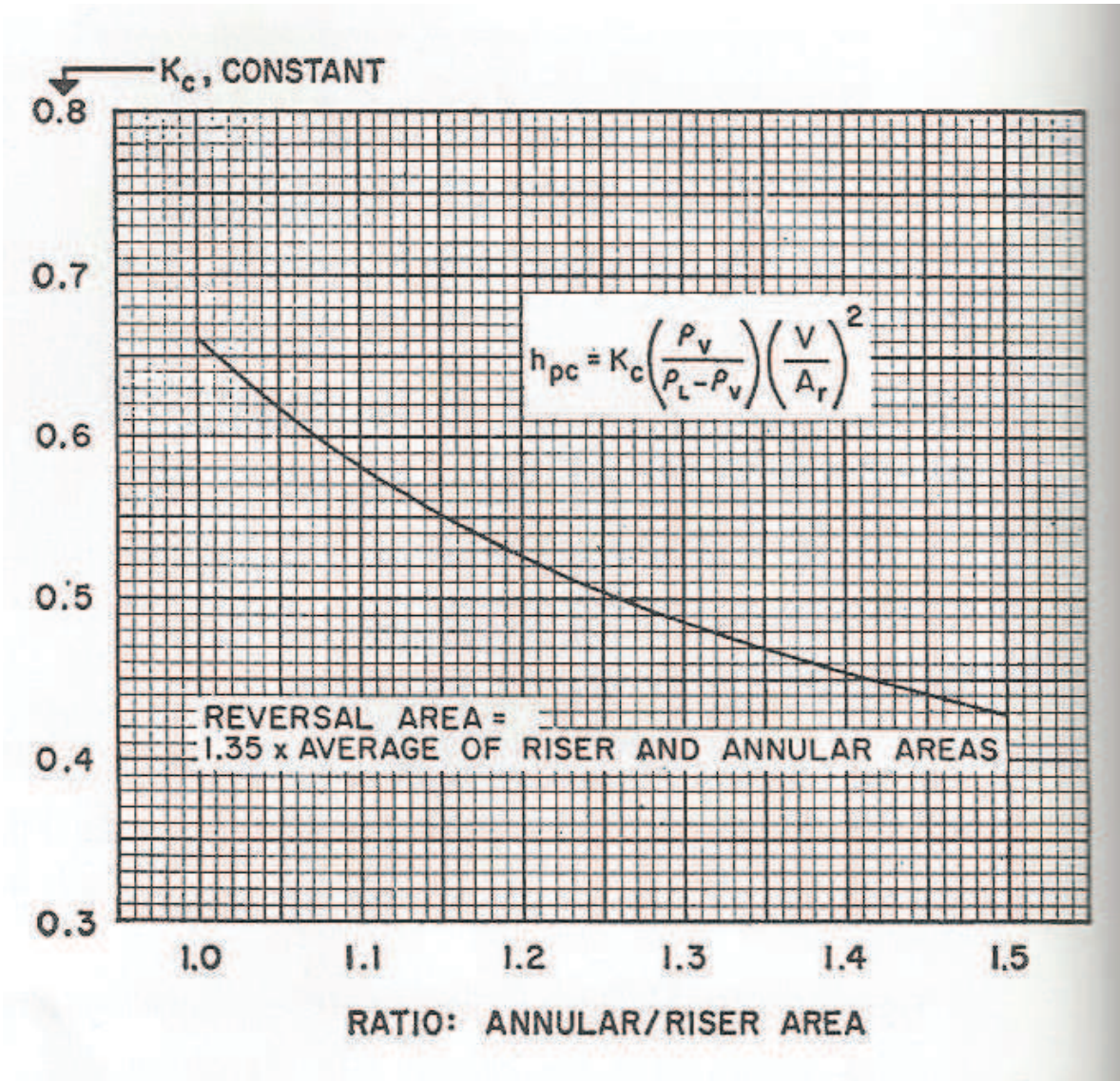


FIGURA 18
ESTIMACIÓN DE LA CONSTANTE K_c PARA EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESION EN LAS CAMPANAS DE BORBOTE.

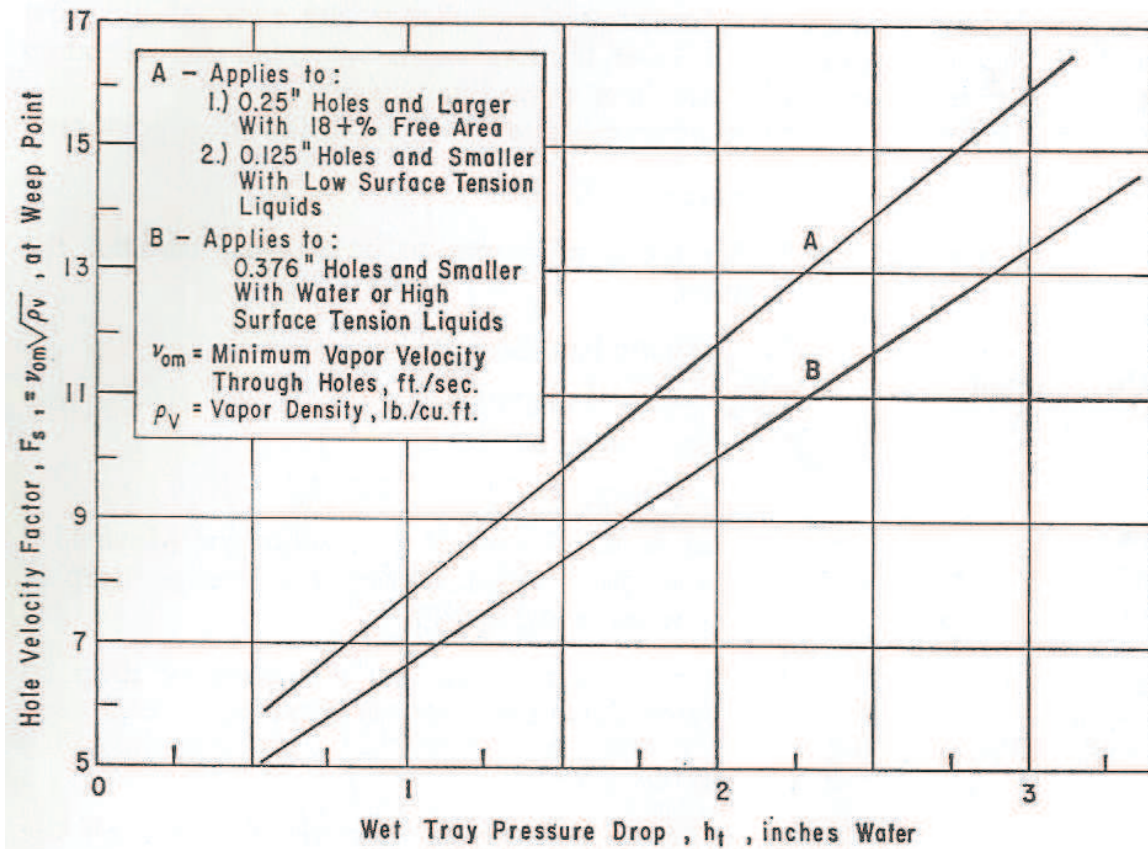
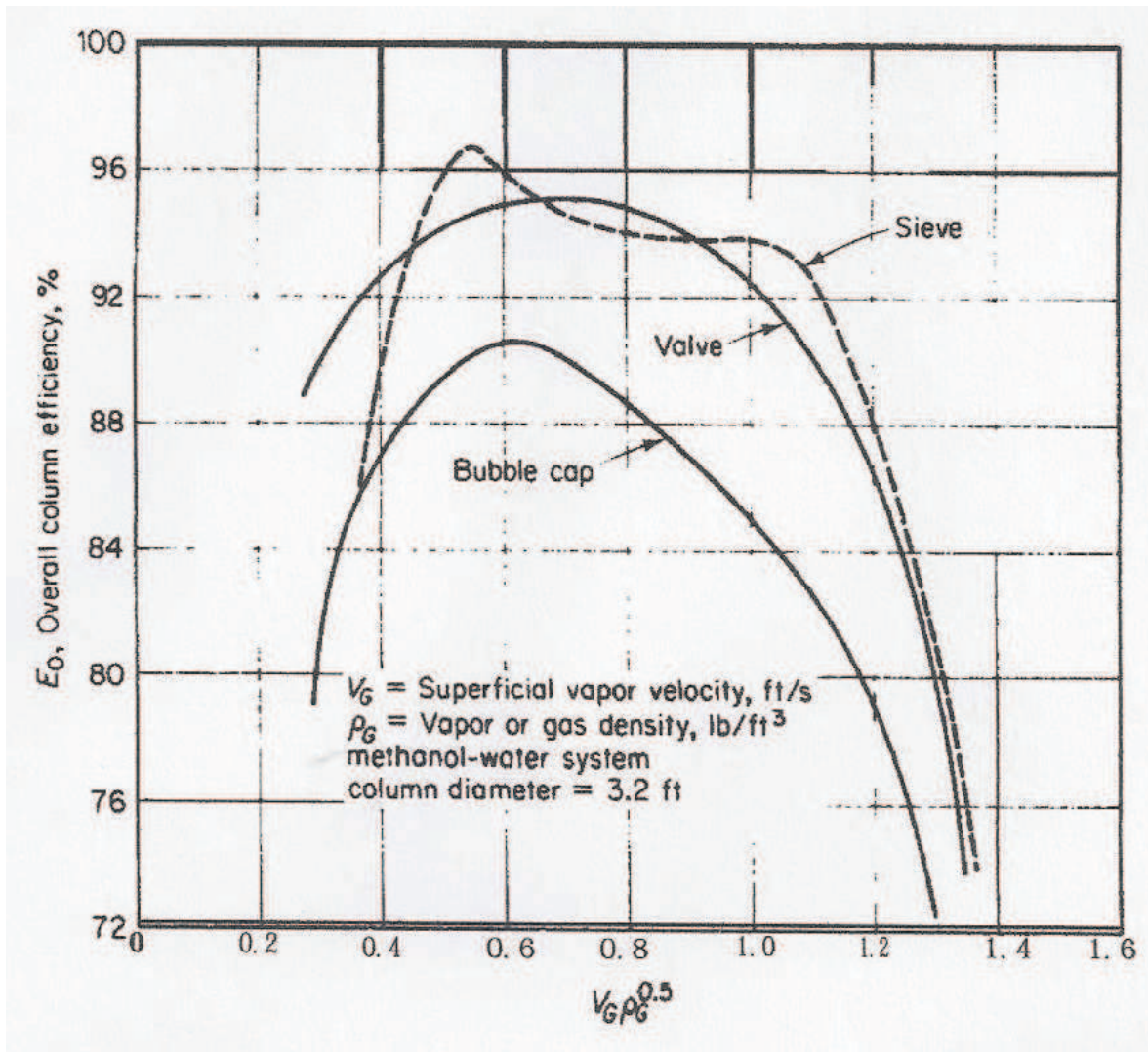


FIGURA 24

CORRELACIÓN DE ESCURRIMIENTO PARA PLATOS PERFORADOS CON BAJANTES



FUGURA 25

COMPARACIÓN DE EFICIENCIA DE COLUMNAS CON PLATOS PERFORADOS, DE VALVULA Y CON BORBOTEADORES (Muestra el efecto de la velocidad superficial del gas y la densidad del mismo, basada en el área de sección transversal de la columna vacía).

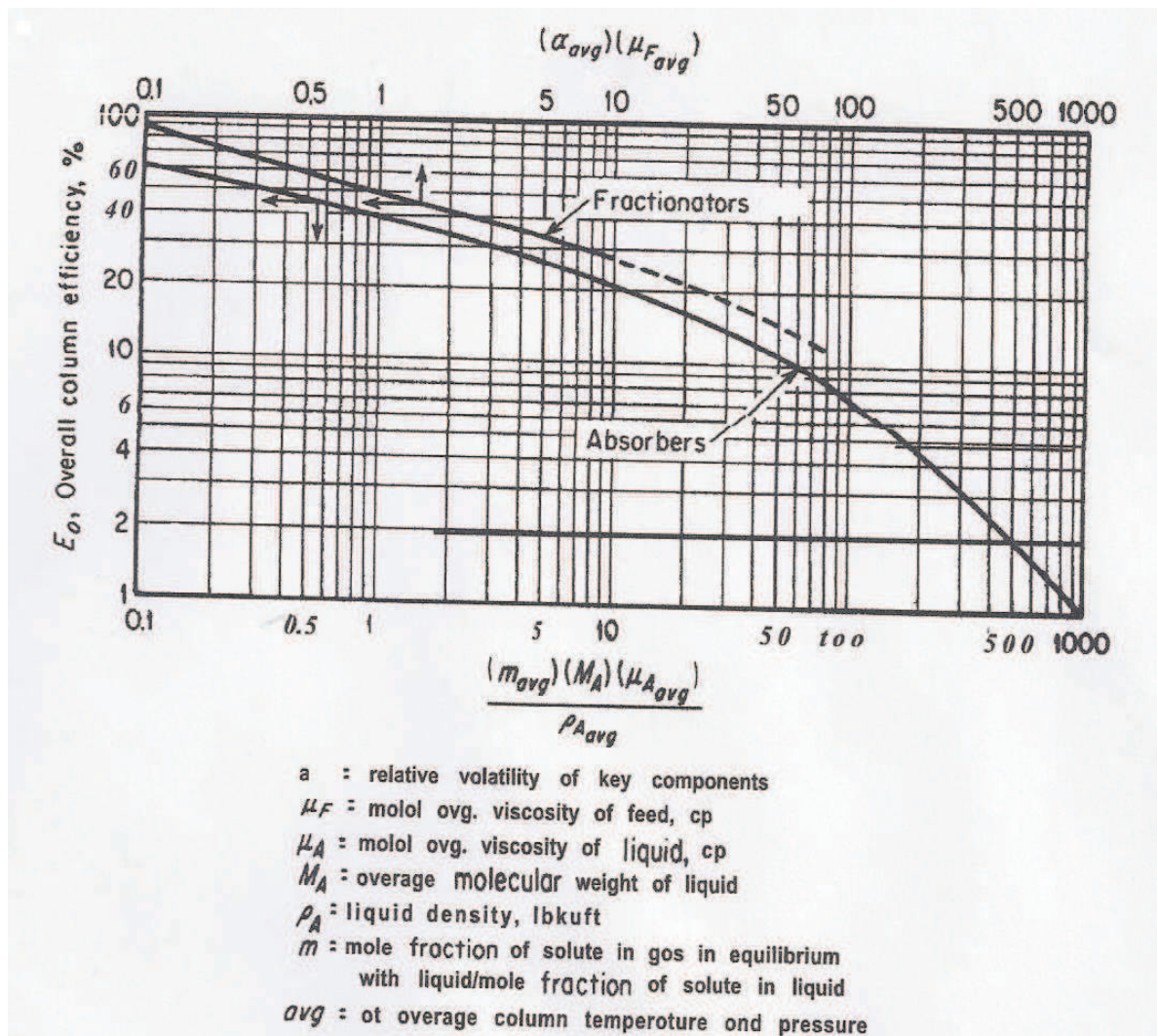


FIGURA 26
EFICIENCIA TOTAL PARA COLUMNAS DE ABSORCIÓN Y FRACCIONAMIENTO

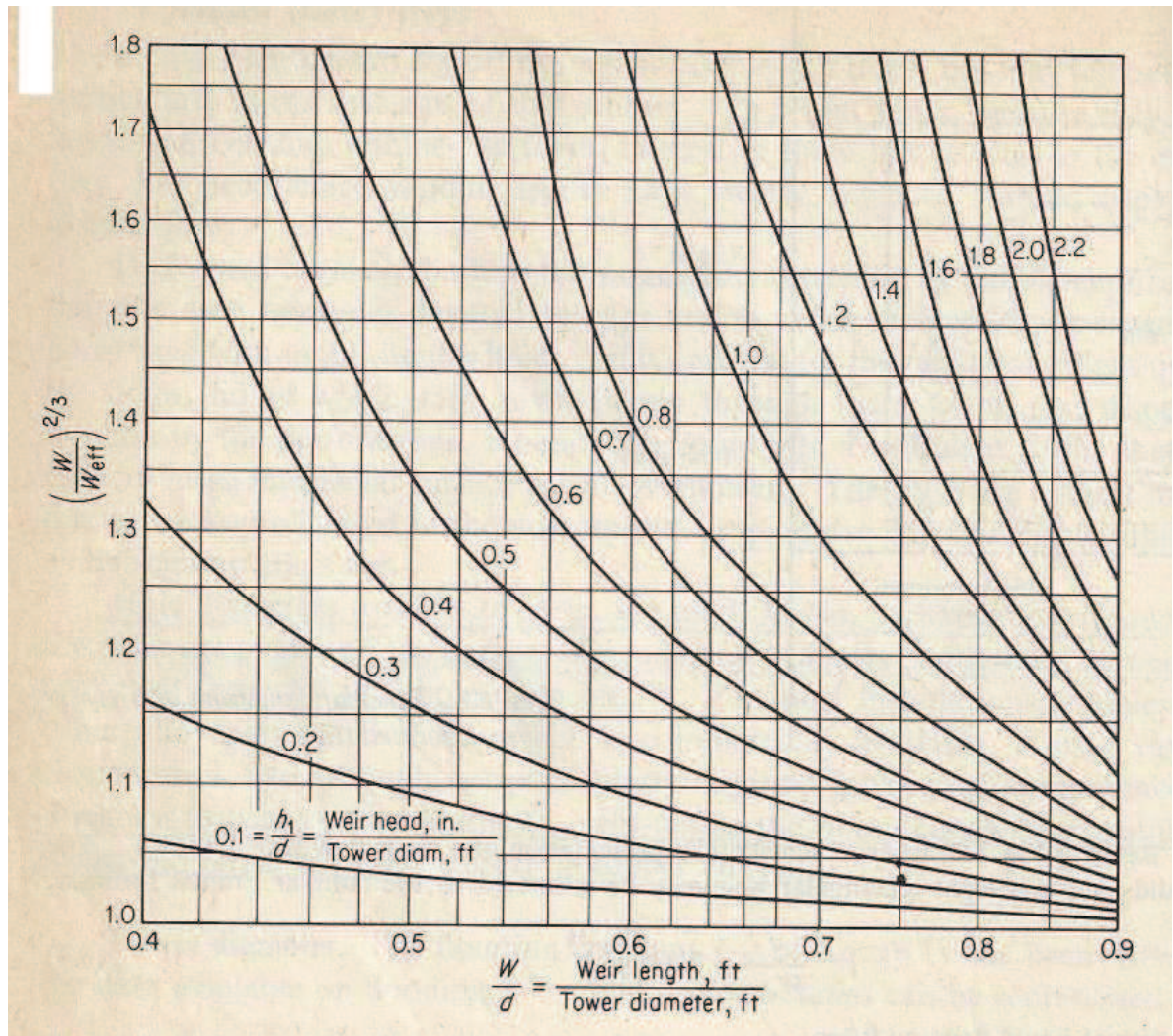


FIGURA 27
CORRECCIÓN DE LA LONGITUD EFECTIVA DE LA COMPUERTA

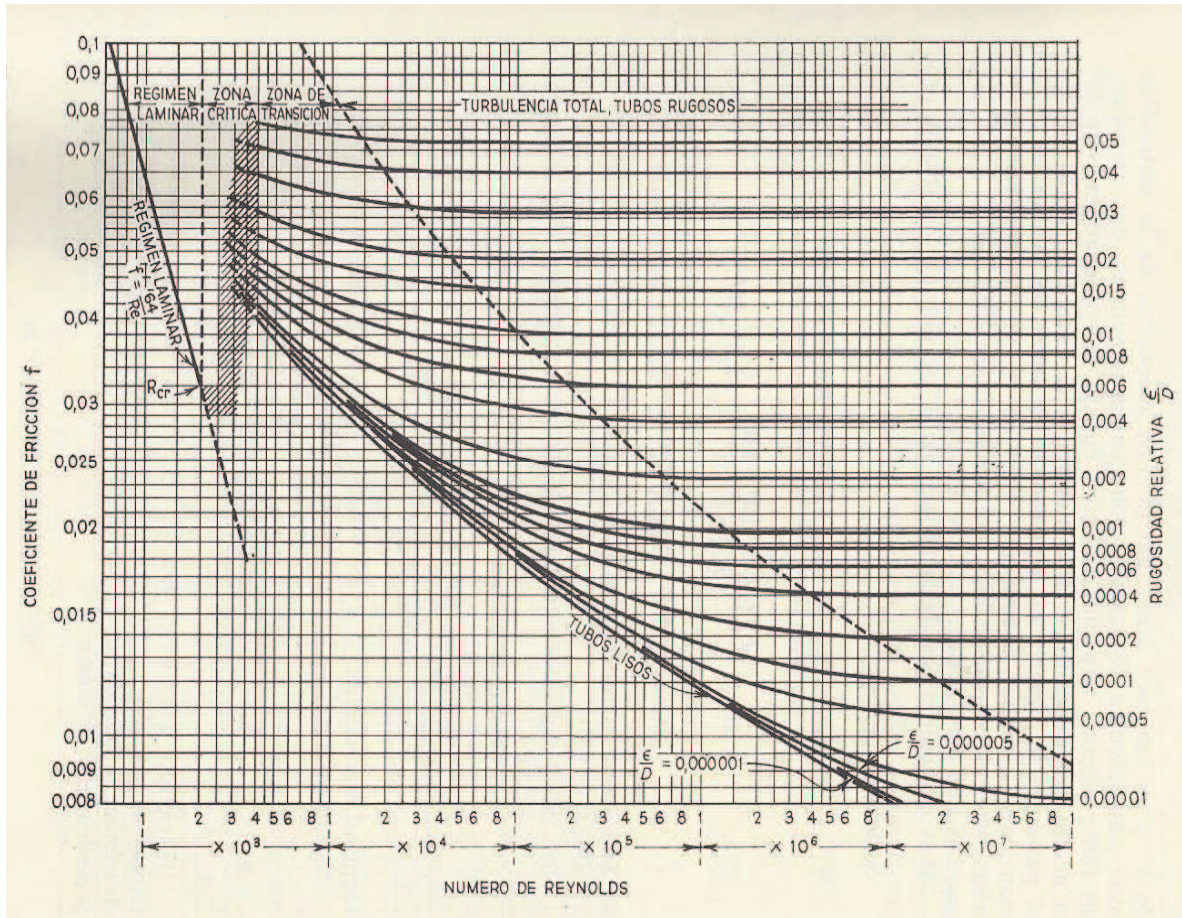


FIGURA 28
 FACTOR DE FANNING



FOTO No. 1
MUESTRA DE TAMAÑO DE RANURAS



FOTO No. 2
MUESTRA ARREGLO DE CAMPANAS DE BORBOTEO



FOTO No. 3
MUESTRA ARREGLO DE PLATO PERFORADO

BIBLIOGRAFÍA

1. Ludwig E. E; *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2. Fourth Edition 201. Gulf Publishing Company. Houston Texas.*
2. Treybal E. R.; *Mass Transfer Operations. McGraw-Hill International Editions. Third Edition 1980. Tokyo, Japan.*
3. Peters S. M. and Timmerhaus D.K; *Plant Design and Economics for Chemical Engineers; Fourth Edition 1991; International Student Edition, McGraw-Hill KogaKusha Tokio*
4. Sinnott R & Towler G; *Chemical Engineering Design. Fifth Edition 2009; ELSEVIER; San Diego, California. USA.*
5. Bernal B.D.G, Castellanos D.O., Bejarano. P.J., Rodríguez NG., *Análisis y Diseño de Platos y Columnas de Platos, Primera Edición 2011; Editorial Universidad Nacional de Colombia. Bogotá, Colombia*
6. Coulson M.J & Richardson F.J.; *Ingeniería Química: Operaciones Básicas, Tomo II; Versión española de la Tercera Edición Original, 2003; Editorial Reverte, Barcelona España.*
7. McCabe L.W. & Smith C.J.; *Unit Operations of Chemical Engineering, McGraw-Hill, Fifth Edition 1993. Tokyo, Japan.*
8. Foust S.A., Katz L.D., Schneidewind R., White R.R., Wood P.W., Brown M.G., Brownell E.L., Martin J.J., Williams B. G., Banchemo T.J., Jesse Louis York; *Unit Operations; Seventh edition 1960; John Wiley & Sons. USA.*
9. Hernández A. J.A.; *Estudio y Análisis de Columnas Experimentales de Destilación de Platos Con Borboteadores; Tesis UNAM 1993;*
10. Pérez O. O., Rodríguez D.J., Zumalacarregui L., León O.G.; *Artículo: Evaluación de Propiedades físicas de mezclas etanol-agua (II). www.scielo.org.co/pdf/rfiua/n52/n52a06.pdf*
11. Weiland R., Hatcher N. & Nava J.: *Tray Hydraulic Operating Regimes and Selectivity. www.oqtrt.com/files/publications/PTQ_Gas.pdf (consultado 28 Marzo 2014)*
12. Thomas J.W. & Ogboja O.: *Hydraulic Studies in Sieve Tray Columns: pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260068a008 (consultado 28 Marzo 2014)*
13. Pilling M. & Holden S.B.: *Choosing Trays and Packings for Distillation: www.chemengr.ucsb.edu/~ceweb/courses/che128/pdf/1r-column-intern.pdf-Google...*
14. Chuang T.K. and Nandakumar K. *Tray Columns Design. razifar.com/cariboost_files/Tray_20Columns_20Design.pdf (consultado 28 Marzo 2014)*