



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

Comparativa entre métodos utilizados en el diseño de platos perforados para columnas de destilación, mediante programación en hojas de cálculo Excel

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A:

BEATRIZ GONZÁLEZ RAMÍREZ

ASESOR: I.Q. CARLOS OROZCO HERNÁNDEZ

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO, 2020



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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
SECRETARÍA GENERAL
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

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



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

ATN: I.A. LAURA MARGARITA CORTAZAR FIGUEROA
Jefa del Departamento de Exámenes Profesionales
de la FES 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.**

Comparativa entre métodos utilizados en el diseño de platos perforados para columnas de destilación, mediante programación en hojas de cálculo Excel.

Que presenta la pasante: **Beatriz González Ramírez**

Con número de cuenta: **311035618** para obtener el Título de la carrera: **Ingeniería Química**

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 09 de Diciembre de 2019.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	I.Q. Carlos Orozco Hernández	
VOCAL	I.Q. María Elena Quiroz Macías	
SECRETARIO	Dr. Arturo Ortega Díaz	
1er. SUPLENTE	M.E. María Teresa Ylizaliturri Gómez Palacio	
2do. SUPLENTE	Dra. Francisca Alicia Rodríguez Pérez	

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

LMCF/cga*

DEDICATORIAS

Agradezco a la Universidad Nacional Autónoma de México por abrirme las puertas dentro de la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán y permitirme completar mi licenciatura en Ingeniería Química.

Extiendo el agradecimiento a mi director de tesis el Ingeniero Químico Carlos Orozco Hernández por apoyarme a lo largo de este proceso por la confianza, el tiempo y asesorías brindadas, así mismo a cada uno de mis sinodales por el tiempo, observaciones y correcciones ofrecidas.

Dedico la presente tesis a mis padres Irma Ramírez Cristóbal e Isaías González Vázquez porque sin su esfuerzo y sacrificio no habría llegado a concluir esta meta de vida, gracias por las palabras de aliento y la confianza puesta en mí, agradezco a mis hermanos Karina y Luis Àngel por acompañarme siempre y enseñarme el valor del esfuerzo, a mis padrinos Álvaro Guzmán y Teresa Ramírez por ser como mis segundos padres y siempre cuidar de mí y a toda mi familia por estar siempre presente en mi vida, por enseñarme lo que la escuela no pudo y por ser parte fundamental en mi formación, debo extender mi dedicatoria a David Alejandro Arroyo por ser parte fundamental en este proceso y en mi vida, porque sin tus palabras de aliento y apoyo jamás podría haber llegado hasta aquí, también agradezco a tu familia por el apoyo brindado a lo largo de estos años.

Agradezco a todos y cada uno de mis compañeros, profesores y amigos con los cuales recorrí este camino a lo largo de los años, especialmente a Luis Erasmo, Emmanuel, Valeria y Rosario, por brindarme su amistad y apoyo incondicional esperando que este sea solo el inicio de una larga amistad juntos.

A todos y cada uno ustedes mi mayor reconocimiento y gratitud.

ÍNDICE

Nomenclatura-----	1
Listado de figuras-----	5
Listado de tablas-----	5
Objetivo general-----	7
Objetivos particulares-----	7
Introducción-----	8
CAPÍTULO 1. Generalidades-----	10
1.1 Destilación-----	10
1.1.1 Equipo utilizado en la destilación continua-----	12
1.2 Columna de platos-----	13
1.2.1 Componentes principales de los platos perforados-----	20
1.2.2 Conceptos utilizados en el diseño de platos perforados-----	21
1.3 Limitaciones hidráulicas-----	23
CAPÍTULO 2. Diseño de platos-----	25
2.1 Criterios iniciales de diseño-----	26
2.1.1 Arreglo geométrico-----	26
2.1.2 Diámetro de orificio-----	27
2.1.3 Espesor del plato-----	28
2.1.4 Espaciamiento entre platos-----	28
2.1.5 Área neta del plato y área transversal-----	29
2.1.6 Área activa-----	29
2.1.7 Longitud del derramadero-----	30
2.1.8 Inundación por choque en el canal de descenso-----	30
2.1.9 Diámetro de columna-----	31
2.2 Hidráulica del plato-----	31
2.2.1 Arrastre del líquido-----	32
2.2.2 Lloriqueo-----	33
2.2.3 Inundación por arrastre-----	35
2.2.4 Pérdida de presión en la fase gaseosa-----	36
2.2.4.1 Pérdida de presión del plato seco-----	36
2.2.4.2 Cabeza hidráulica-----	39
2.2.4.3 Pérdida de presión del gas residual-----	39

2.2.4.4 Pérdida de presión a la entrada del líquido -----	40
2.2.5 Retroceso en el vertedero -----	40
2.2.6 Derramadero -----	41
CAPÍTULO 3. Eficiencia del plato -----	42
3.1 Teorías de transferencia de masa -----	42
3.1.1 Teoría de la doble película -----	42
3.1.2 Teoría de penetración de Higbie -----	44
3.2 Determinación de la eficiencia -----	45
3.2.1 Modelo empírico -----	45
3.2.2 Modelo semi – empírico -----	45
3.2.2.1 Modelo para el cálculo de la eficiencia puntual -----	46
3.2.2.2 Modelo de mezclado -----	48
3.2.2.3 Efecto del arrastre -----	51
3.2.2.4 Efecto del lloriqueo -----	51
CAPÍTULO 4 Diseño de un plato perforado para el sistema Anilina -Agua -----	53
4.1 Métodos de diseño -----	54
4.1.1 Método de diseño de Robert E. Treybal -----	54
4.1.2 Método de diseño de Henry Kister -----	56
4.2 Ejemplo de diseño de un plato perforado -----	57
4.2.1 Método de diseño Robert E. Treybal -----	58
4.2.1.1 Velocidad de inundación -----	60
4.2.1.2 Velocidad de operación -----	60
4.2.1.3 Área neta del plato -----	60
4.2.1.4 Área transversal del plato -----	60
4.2.1.5 Diámetro de la torre -----	61
4.2.1.6 Recalculando por redondeado -----	61
4.2.1.7 Área activa -----	61
4.2.1.8 Velocidad del gas en el área activa -----	61
4.2.1.9 Área perforada -----	62
4.2.1.10 Velocidad del gas en el área perforada -----	62
4.2.1.11 Altura del líquido sobre el derramadero -----	62
4.2.1.12 Pérdida de presión en el gas -----	62
4.2.1.13 Pérdida de la carga del líquido -----	63

4.2.1.14 Retroceso en el vertedero-----	63
4.2.1.15 Pérdida de presión en el plato-----	63
4.2.1.16 Lloriqueo-----	63
4.2.1.17 Arrastre del líquido-----	64
4.2.1.18 Eficiencia-----	64
4.2.2 Método de diseño Henry Kister-----	65
4.2.2.1 Velocidad de inundación-----	65
4.2.2.2 Velocidad de operación-----	66
4.2.2.3 Área neta del plato-----	66
4.2.2.4 Área de la sección transversal del vertedero-----	66
4.2.2.5 Área neta del plato-----	67
4.2.2.6 Diámetro de la columna de destilación-----	67
4.2.2.7 Recalculando por redondeado-----	67
4.2.2.8 Área activa-----	67
4.2.2.9 Velocidad del gas en el área activa-----	68
4.2.2.10 Área perforada-----	68
4.2.2.11 Velocidad del gas en el área perforada-----	68
4.2.2.12 Altura del líquido sobre el derramadero-----	68
4.2.2.13 Caída de presión del gas-----	68
4.2.2.14 Pérdida de la carga del líquido-----	69
4.2.2.15 Retroceso en el vertedero-----	70
4.2.2.16 Pérdida de presión en el plato-----	70
4.2.2.17 Lloriqueo-----	70
4.2.2.18 Arrastre del líquido-----	70
4.2.2.19 Eficiencia-----	70
CAPÍTULO 5. Diseño de plato perforado mediante hojas de cálculo Excel-----	73
5.1 Recopilación de datos-----	73
5.2 Resumen de datos-----	80
5.3. Comparativa entre los métodos de diseño de platos perforados-----	81
CAPÍTULO 6. Discusión y análisis-----	88
6.1 Diferencias entre métodos reportados-----	88
6.2 Efecto de las variables de diseño-----	92
6.2.1 Eficiencia-----	92

6.2.2 Limitaciones hidráulicas -----	95
Conclusiones -----	98
Bibliografía -----	100
Anexos-----	102
Anexo 1. Factor de reducción para casos típicos en la industria petrolera y petroquímica -----	102
Anexo 2. Expresiones para el cálculo de la difusividad de remolino en la fase líquida -----	103
Anexo 3. Ecuaciones para el cálculo de densidad relativa de espuma-----	104
Anexo 4. Correlación gráfica de O' Connell para la destilación -----	105
Anexo 5. Cálculo de las propiedades físicas promedio de la mezcla Anilina–Agua-----	106

Nomenclatura

a'_i	Área interfacial específica por unidad de volumen total [L^2]
A_a	Área activa [L^2]
A_D	Área transversal del canal de descenso [L^2]
A_{DA}	La menor área entre el área de la sección transversal del vertedero y el área libre entre el faldón del vertedero y el plato [L^2]
A_f	Área transversal de masa aireada [L^2]
a_i	Área interfacial total [L^2]
A_N	Área neta [L^2]
A_L	Área libre entre el faldón del vertedero y el plato [L^2]
A_o	Área de orificio [L^2]
A_T	Área transversal de la columna [L^2]
C	Distancia del centro del plato a la compuerta [L]
$C_{H1,2}$	Constante de proporcionalidad en el modelo de penetración de Higbie [-]
C_o	Parámetro para el cálculo de la caída de presión en plato seco [-]
C_{SB}	Constante de inundación de Souders – Brown [L/θ]
C_{vo}	Coefficiente de orificio [-]
$D_{E,G}$	Coefficiente de difusión de remolino en la fase gaseosa [L^2/θ]
$D_{E,L}$	Coefficiente de difusión de remolino en la fase líquida [L^2/θ]
D_G	Coefficiente de difusión en la fase gaseosa [L^2/θ]
D_L	Coefficiente de difusión en la fase líquida [L^2/θ]
d_o	Diámetro de orificio [m]
d_p	Diámetro de partícula [m]
d_s	Ancho promedio de la ranura [L]
d_T	Diámetro de la columna [L]
D_σ	Número de tensión superficial [$\sigma\theta/\mu_L L$] [-]
e	Cantidad del líquido arrastrado por unidad de área [$M/M\theta$]
E	Eficiencia genérica [-]
E^L	Flujo molar del líquido arrastrado [mol/θ]
E_M	Flujo másico del líquido arrastrado [M/θ]
E_{MG}	Eficiencia de Murphree de plato con relación al gas [-]
E_{MGE}	Eficiencia de Murphree de plato aparente con relación al gas [-]
E_O	Eficiencia global de la columna o sección de esta [-]
E_{OG}	Eficiencia de punto de Murphree con relación a la fase gas [-]
E_s	Fracción másica de arrastre [M/M]
f	Factor de fricción del plato [-]
F_G	Parámetro de flujo de gas basado en el área neta [$M^{0.5}/L^{0.5}\theta$]
F_L	Fluidez promedio del líquido en el plato [$1/F\theta$]
F_{LG}	Parámetro de flujo [-]
Fr_{min}	Número de Froude correspondiente a la velocidad mínima requerida de gas para que no se presente lloriqueo [-]
F_{tt}	Factor para el cálculo de C_{SB} según la ecuación de Otto [-]
F_{va}	Relación entre el área de canal de descenso y el área total [-]
F_w	Factor de corrección de constricción en el vertedero [-]

f_w	Fracción de lloriqueo [-]
G	Flujo másico del gas [M/θ]
G'	Velocidad superficial de masa del gas [M/L ² θ]
g_c	Factor de conversión [ML/Fθ ²]
G_M	Flujo molar del gas [mol/θ]
h_c	Altura del líquido claro [L]
h_{cl}	Altura del líquido claro en transición espuma-aspersión corregida por la altura del vertedero [L]
h_{ct}	Altura del líquido claro en transición espuma-aspersión [L]
h_D	Pérdida de presión en el plato seco [L]
h_{Da}	Pérdida de presión en el plato seco corregida por arrastre [L]
h_{EL}	Pérdida de presión debido a la entrada del líquido al plato [L]
h_f	Altura de espuma en el plato [L]
h_G	Pérdida de presión total del gas en el plato [L]
h_L	Pérdida de presión a través de la masa aireada en el plato [L]
h_I	Pérdida de presión debido al vertedero de entrada [L]
h_{ow}	Altura del líquido sobre el vertedero [L]
h_R	Pérdida de presión residual debido a la formación de burbujas [L]
h_w	Altura del vertedero de salida [L]
h_σ	Pérdida de presión debido a la formación de burbujas, como frente del líquido claro [L]
K	Constante de proporcionalidad entre la fracción de vapor y de líquido en el equilibrio [-]
k_G	Coefficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa [L/θ]
k_L	Coefficiente de transferencia de masa en la fase líquida [L/θ]
K_{OG}	Coefficiente de transferencia de masa global basado en la fase gaseosa [L/θ]
L	Flujo másico del líquido [M/θ]
L'	Velocidad superficial de masa del líquido [M/L ² θ]
L_M	Flujo molar del líquido en el plato [mol/θ]
m	Pendiente de la ecuación de equilibrio [-]
M_G	Masa molecular promedio de gas [M/mol]
M_L	Masa molecular promedio del líquido [M/mol]
N_c	Velocidad de transferencia de masa del componente c [mol/θ]
N_G	Número de unidades de transferencia de masa referido a la fase gaseosa [-]
N_L	Número de unidades de transferencia de masa referido a la fase líquida [-]
N_o	Número de orificios [-]
N_{OG}	Número global de unidades de transferencia referido a la fase gaseosa [-]
P	Presión del sistema [P]
p'	Paso entre orificios [-]
P_{AF}	Parámetro del modelo de Asano-Fujita [-]
Pe_G	Número de Péclet referido a la fase gaseosa [-]
Pe_L	Número de Péclet referido a la fase líquida [-]
Q_G	Flujo volumétrico del gas [L ³ /θ]
Q_L	Flujo volumétrico del líquido [L ³ /θ]

q_L	Carga del líquido en el plato [$L^3/\theta L$]
Re_o	Número de Reynolds del orificio [-]
Re_p	Número de Reynolds modificado para el plato [-]
r_G	Rapidez del gas [M/θ]
r_L	Rapidez del líquido [M/θ]
R_w	Relación entre la longitud del vertedero y el diámetro de la columna [-]
S	Espaciamiento entre platos [L]
Sc_G	Número de Schmidt de la fase gaseosa [-]
Sc_L	Número de Schmidt de la fase líquida [-]
S_F	Factor de reducción [-]
t'_L	Tiempo de residencia del líquido [θ]
t_G	Tiempo de residencia del gas en la espuma [θ]
t_L	Tiempo de residencia del líquido en la espuma [θ]
u_a	Velocidad del gas basada en el área activa [L/θ]
u_L	Velocidad del líquido en el plato [L/θ]
u_N	Velocidad del gas basada en el área neta [L/θ]
u_o	Velocidad del gas basada en el área de orificio [L/θ]
u_{op}	Velocidad de operación [L/θ]
u_t	Velocidad del gas a través de las ranuras [L/θ]
W	Longitud del vertedero [L]
W_{eff}	Longitud efectiva del vertedero [L]
x_c	Fracción molar del componente c en la fase líquida [-]
x_i	Fracción molar del componente c de la fase líquida en la interfase [-]
y_c	Fracción molar del componente c en la fase gaseosa [-]
y_c^*	Fracción molar de la fase gaseosa en el equilibrio [-]
Z	Longitud lineal de recorrido de líquido en el plato [L]
z	Promedio aritmético entre el diámetro de la columna y el vertedero [L]

Letras griegas

α	Volatilidad relativa [-]
β	Factor de aireación del plato [-]
γ	Relación de similitud definida por Lockett [-]
δ	Gradiente hidráulico en el plato corregido por carga hidráulica [L]
δ_R	Gradiente hidráulico en el plato, sin corregir por carga hidráulica [L]
ϵ	Retención del líquido. Fracción del líquido en la espuma del plato [-]
Θ_L	Tiempo de residencia del líquido en la espuma [θ]
κ	Parámetro para el cálculo de la eficiencia de Murphree del plato [-]
λ	Relación entre las líneas de equilibrio y operación conocida como el inverso del factor de absorción [-]
Π	Número PI [-]
ρ_G	Densidad del gas [M/L^3]
ρ_L	Densidad del líquido [M/L^3]
μ_G	Viscosidad del gas [$M/L\theta$]
μ_L	Viscosidad del líquido [$M/L\theta$]

ρ_{MG}	Densidad molar del gas [mol/L ³]
ρ_{ML}	Densidad molar del líquido [mol/L ³]
σ	Tensión superficial [M/θ ²]
ψ	Fracción molar del líquido arrastrado [mol/mol]
Ω	Relación entre los factores F_G de operación y cuando existe un 20% de lloriqueo

Listado de figuras

Figura 1.1	Sección transversal de una columna de platos
Figura 1.2	Esquema general de un plato de capucha
Figura 1.3	Esquema típico de los componentes de un plato perforado
Figura 1.4	Esquema general de una válvula para plato perforado
Figura 1.5	Tres tipos de aperturas en los platos para el contacto líquido – vapor
Figura 2.1	Línea del tiempo de la investigación desarrollada sobre los platos perforados
Figura 2.2	Arrastre fraccional de platos perforados
Figura 4.1	Diseño de platos
Figura 4.2	Diagrama de flujo para el diseño de platos perforados por Robert E. Treybal
Figura 4.3	Diagrama de flujo para el diseño de platos perforados por Henry Kister
Figura 5.1	Pestaña principal para la recopilación de datos
Figura 5.2	Datos del proceso
Figura 5.3	Despliegue de la ventana para indicar la pendiente de la curva de equilibrio
Figura 5.4	Propiedades físicas de la mezcla
Figura 5.5	Compendio del factor de reducción
Figura 5.6	Diseño preliminar del plato
Figura 5.7	Espaciamiento entre platos
Figura 5.8	Espesor de plato
Figura 5.9	Diámetro de orificio
Figura 5.10	Porcentaje de área por derramadero
Figura 5.11	Altura de compuerta
Figura 5.12	Altura de sello del vertedero
Figura 5.13	Resumen de datos para el ejemplo presentado en el capítulo 3
Figura 5.14	Selección del método de diseño
Figura 5.15a	Valores de diseño obtenido mediante el método reportado por Robert E. Treybal
Figura 5.15b	Continuación de los valores de diseño obtenido mediante el método reportado por Robert E. Treybal
Figura 5.16a	Valores de diseño obtenidos mediante el método reportado por Henry Kister
Figura 5.16b	Continuación de los valores de diseño obtenidos mediante el método reportado por Henry Kister
Figura 5.17a	Comparación de los valores de diseño obtenidos mediante los métodos reportados por Robert E. Treybal y Henry Kister
Figura 5.17b	Continuación de la comparación de los valores de diseño obtenidos mediante los valores reportados por Robert E. Treybal y Henry Kister.

Listado de tablas

Tabla 2.1	Diámetros de orificio en platos perforados comerciales
Tabla 2.2	Relación entre el diámetro de orificios y el espesor del plato
Tabla 2.3	Criterios heurísticos para el espaciamiento entre platos
Tabla 2.4	Porcentaje del área activa de acuerdo con el diámetro de la torre
Tabla 2.5	Longitud del derramadero y porcentaje del área transversal de la torre ocupada por el vertedero

Tabla 2.6	Criterio de máxima velocidad en el derramadero
Tabla 2.7	Correlaciones para el arrastre fraccional del plato
Tabla 2.8	Correlaciones para el cálculo de la velocidad mínima de gas en el punto lloriqueo
Tabla 2.9	Correlación para la determinación de la constante de Souders -Brown para platos perforados
Tabla 2.10	Correlaciones para la caída de presión de plato seco
Tabla 2.11	Correlación para el cálculo de cabeza hidráulica
Tabla 2.12	Cálculo de la pérdida de presión residual
Tabla 2.13	Determinación del retroceso en el canal de descenso
Tabla 2.14	Cálculo de la altura del líquido en el vertedero
Tabla 3.1	Correlaciones para el cálculo de la eficiencia del plato
Tabla 3.2	Ecuaciones para el cálculo del número de unidades de transferencia en la fase gas y líquida para platos perforados

Objetivo general

Realizar el diseño hidráulico de un plato perforado para una columna de destilación mediante programación en hojas de cálculo Excel de dos metodologías, con la finalidad de conocer y analizar las diferencias, similitudes y limitantes que presentan cada una de ellas.

Objetivos particulares

- Proporcionar al estudiante de la licenciatura en ingeniería química una herramienta útil para las asignaturas de transferencia de masa I y laboratorio experimental multidisciplinario V.
- Explicar los componentes principales de una columna de platos perforados y su función principal.
- Mostrar las correlaciones, gráficos y fórmulas principales para el diseño de los diversos componentes de un plato perforado, así como las consideraciones para hacer uso de cada una de ellas.
- Explicar cómo un software ampliamente utilizado y de fácil acceso como Excel, puede ayudar a simplificar el diseño de platos perforados para columnas de destilación.
- Evaluar el efecto que tiene el modificar los parámetros de operación y los criterios de diseño, en el rendimiento del plato y su diseño final.

Introducción

La destilación es la operación unitaria más utilizada dentro de la ingeniería química, la cual consiste en separar dos o más componentes de una mezcla líquida aprovechando las diferencias en sus presiones de vapor, de esta manera al introducir un agente de separación (energía térmica) el componente con mayor volatilidad enriquecerá la fase gaseosa y, por lo tanto, el componente de menor volatilidad se encontrará en mayor concentración en la fase líquida.

La destilación puede llevarse a cabo como un proceso continuo o bien, de manera discontinua, siendo el primer tipo de destilación el de mayor uso a nivel industrial debido a su capacidad de destilar mayores volúmenes de mezcla líquida que en la destilación discontinua. Las columnas de destilación continua pueden ser clasificadas por la manera en cómo las fases gas - líquido se encuentran en contacto en columnas de contacto continuo o columnas empacadas y columnas de contacto por etapas o columnas de platos.

Dentro de las columnas de platos, la parte medular del sistema es aquella que proporciona el contacto íntimo entre las fases, a esta parte se le denomina plato de destilación, en gran medida la eficiencia del proceso, así como el grado de separación logrado depende de las características físicas de la mezcla líquida y del diseño hidráulico del plato. Existe una gran variedad de tipos de platos, este trabajo aborda únicamente el diseño de los componentes principales de los platos perforados y su impacto en la eficiencia del proceso, para este fin se desarrollarán cinco secciones principales.

La primera sección se explican los componentes principales de un plato perforado y su función, así como la introducción de los conceptos necesarios para comprender las limitaciones hidráulicas y el rendimiento de un plato.

La segunda sección muestra algunas de las correlaciones, gráficos y fórmulas que pueden ser encontrados en la literatura para el diseño de los diversos componentes del plato perforado, las consideraciones a realizar para hacer uso de cada una de ellas además de mostrar una breve recopilación de datos heurísticos presentes en diversas fuentes.

En la tercera sección se muestra los métodos de diseño de un plato perforado y la determinación de la eficiencia reportados por Robert E. Treybal y Henry Kister mediante diagramas de flujo en los cuales se indican las correlaciones y datos heurísticos utilizados por cada uno, así mismo, se desarrolla un ejemplo puntual de las dos metodologías para realizar el diseño de un plato perforado para un sistema anilina – agua.

Adicionalmente y como cuarta sección se muestra el diseño hojas de cálculo Excel que mediante programación son capaces de realizar el diseño de un plato perforado de las dos metodologías descritas anteriormente.

Finalmente, como quinta sección, se realiza un análisis detallado de las diferencias que presentan los métodos desarrollados y el impacto que estas tienen en el diseño del plato perforado y la eficiencia de este.

CAPÍTULO 1. Generalidades

1.1 Destilación

La destilación es un proceso de separación que consiste en el cambio de concentración de uno o más componentes de una mezcla líquida aprovechando las diferentes presiones de vapor que presentan cada uno de estos, de esta manera al introducir un agente de separación (energía térmica) el componente más volátil, es decir, el que posee mayor presión de vapor se encontrará en mayor concentración en la fase gaseosa la cual es recuperada por medio de enfriamiento y condensación posterior, mientras que la mezcla original quedará enriquecida con el o los componentes menos volátiles de la mezcla. La destilación puede ser distinguida del resto de las operaciones de separación, debido a que el vapor que puede ser creado a partir de un líquido, está compuesta únicamente por los componentes de la mezcla original (Treybal, 1988).

Podemos clasificar los tipos de destilación por la secuencia con la que el proceso es llevado a cabo en destilación continua y destilación discontinua.

- Destilación continua. En este proceso la corriente de alimentación es introducida al sistema continuamente sin interrumpir la recolección del destilado, separando físicamente los componentes de la mezcla de alimentación al introducir calor al sistema. Este proceso es utilizado cuando se requiere destilar grandes volúmenes de líquidos como en el caso del refinamiento del petróleo o el procesamiento del gas natural.
- Destilación discontinua o por lotes. Es una operación que no ocurre en estado estacionario, debido a que la composición del destilado varía respecto al tiempo y posición dentro de la columna. En la destilación por lotes se carga la alimentación en el hervidor y por medio de la introducción de calor se separa

los componentes por la parte superior de la columna, las primeras trazas del destilado obtenido son ricas en el componente más volátil, pero a medida que la destilación avanza el contenido de este va disminuyendo, cuando la destilación ha concluido el material que queda se retira del hervidor y es entonces cuando se puede iniciar un nuevo lote. Este tipo de destilación es empleada cuando se tiene pequeñas cantidades de mezcla a destilar, se requiere composiciones variables del producto a lo largo del tiempo y/o el producto principal posee pequeñas cantidades de impurezas, debido a estas características la destilación discontinua es comúnmente utilizada en la industria farmacéutica.

La destilación también puede ser clasificada por la forma en la cual se lleva a cabo el proceso, de la siguiente manera.

- Destilación simple. Es una operación en una sola etapa de vaporización - condensación, este tipo de destilación es utilizada para separar líquidos de impurezas no volátiles, o bien separar mezclas de líquidos miscibles cuyos puntos de ebullición sean menores a 150°C y difieran en al menos 25°C.
- Destilación fraccionada. Este tipo de destilación se utiliza principalmente cuando se desea separar mediante una sola destilación una mezcla homogénea de varios componentes cuyos puntos de ebullición son próximos. Para ello se hace uso de las columnas de fraccionamientos las cuales están provistas de un número determinado de platos, en cada plato se establece un equilibrio líquido – vapor distinto, por lo cual puede considerarse que cada plato funciona como una destilación simple.
- Destilación al vacío. Para realizar una destilación al vacío es necesario que la presión de operación sea inferior a la presión atmosférica para aprovechar el

hecho de que al reducir la presión también es reducido el punto de ebullición normal de los líquidos. Esto permite la destilación de líquidos que son sensibles a la temperatura y evita su degradación.

- Destilación azeotrópica y extractiva. Se utiliza en aquellas mezclas binarias muy difíciles o imposibles de separar mediante fraccionamiento ordinario (Treybal, 1988). Son destilaciones en las que se añade un tercer componente a una mezcla binaria de separación difícil, el cual modifica la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla. En la destilación extractiva se separa por cabeza de columna un componente y como residuo la mezcla del otro y el disolvente añadido. En esta destilación azeotrópica el tercer componente forma un azeótropo con uno de los componentes de la mezcla permitiendo la separación, el azeótropo puede romperse con diversos procedimientos (López, 1991).
- Destilación por arrastre de vapor. La solubilidad mutua de algunos líquidos es tan pequeña que pueden considerarse prácticamente insolubles, por lo cual la presión de vapor de cualquiera de los componentes no puede ser modificada (Treybal, 1988). Consiste en la inyección directa de vapor de agua recalentada a la mezcla a destilar, la presencia del vapor reduce la presión parcial de los componentes, por lo que la temperatura de vaporización puede ser inferior, lo cual es útil cuando algún componente a destilar es sensible al calor.

1.1.1 Equipo utilizado en la destilación continua

Las columnas de destilación continua son recipientes cilíndricos verticales con una entrada generalmente situada en un punto medio de la columna en la cual se introduce la mezcla líquida que se requiere destilar, dividiendo a la columna en dos

secciones, una superior llamada de enriquecimiento o rectificación y una zona inferior de agotamiento, esta mezcla es conocida como la corriente de alimentación.

La alimentación a la columna se realiza de forma continua, circulando hacia la parte inferior de la columna donde es dirigida hacia un calentador, el cual es el encargado de suministra la energía térmica (agente de separación), la fuente de calor puede ser cualquier fluido adecuado para la separación, aunque en la mayoría de las plantas químicas es utilizado el vapor de agua. El vapor generado en el calentador se introduce nuevamente en la columna por la parte inferior, el cual asciende para ser enfriado posteriormente por medio de un condensador para su recolección. Este tipo de columnas permite operar mayores cantidades de mezcla a destilar, por lo cual su uso es frecuente en la industria.

Estos equipos pueden ser clasificados de acuerdo con su estructura interna en:

- Columnas de contacto continuo entre vapor y líquido o columnas de relleno
- Columnas de contacto por etapas o columnas de platos

1.2 Columna de platos

Las columnas de platos son cilindros verticales en el cual el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas (Treybal, 1988), estas son superficies planas que dividen el interior de la columna en una serie de etapas. Tienen por objetivo retener una cierta cantidad de líquido en su superficie, a través de la cual se hace burbujear el vapor que asciende de la caldera, consiguiendo así un buen contacto entre el líquido y el gas (Gomis, 1998)

El líquido entra por la parte superior y fluye por medio de gravedad en forma descendente; cayendo de un plato al siguiente por un vertedero situado en el extremo del piso, el nivel del líquido en el plato se mantiene por medio del derramadero situado en el otro extremo, el área comprendida entre el vertedero y

el derramadero es la zona donde el gas y líquido entran en contacto y por lo tanto donde ocurre la transferencia de materia, dichas corrientes no se encuentran en equilibrio, siendo la fuerza impulsora la diferencia de composiciones entre las fases que llegan al plato y las correspondientes de equilibrio, en la figura 1.1 se muestra la sección transversal de una columna de platos con sus componentes principales.

El contacto gas-líquido puede llevarse a cabo en régimen espumado y aspersion. En el régimen espumado las burbujas del gas se dispersan en un líquido continuo, formando espuma, la espuma resultante fluye a través del derramadero hacia el siguiente plato, el diseño del vertedero debe permitir el tiempo suficiente para que el líquido y el vapor separen el exceso de espuma, es decir, que solo el líquido claro (sin espuma) sea el que descienda al siguiente plato, este tipo de régimen se produce a velocidades bajas de vapor y moderadas cargas de líquido. En el régimen de aspersion las gotas del líquido forman un rocío que se dispersan en un vapor continuo, este tipo de régimen usualmente ocurre a altas velocidades de vapor y bajas cargas del líquido.

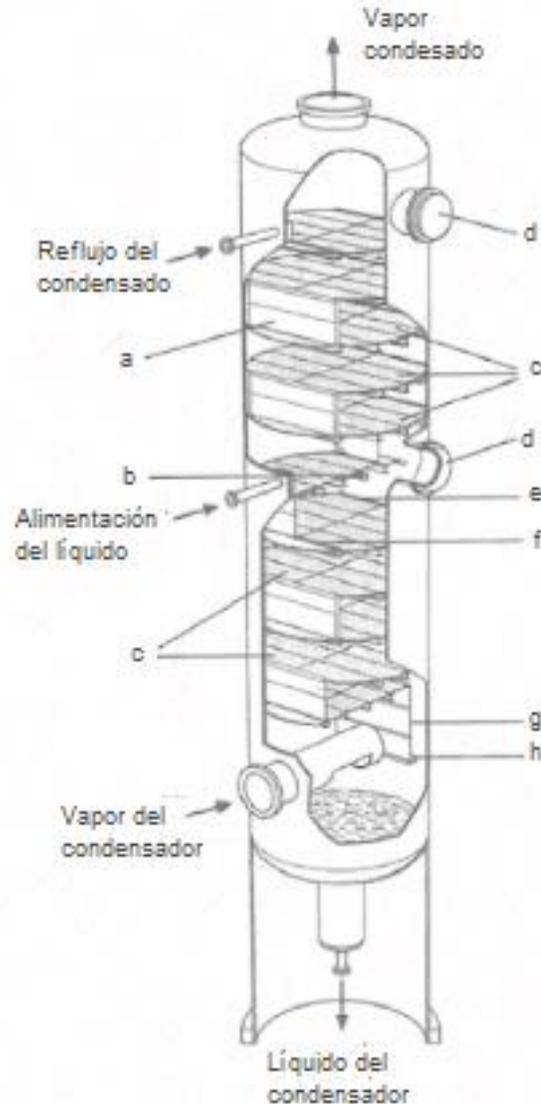


Figura 1.1 Sección transversal de una columna de platos (a) Derramadero, (b) soporte del plato, (c) platos perforados, (d) entrada de hombre, (e) vertedero de salida, (f) vertedero de entrada, (g) pared lateral del derramadero, (h) sello del líquido. (Gruyter Bosch, 2013)

Existen diferentes tipos de platos que pueden ser utilizados en las columnas de destilación, entre los platos más comunes se encuentran, el plato de capucha, válvula y perforado,

- Platos de capucha. En estos platos cada perforación del plato está rodeado por una chimenea o elevador que generalmente es una sección de tubería

sobre la cual se ubica la capucha de mayor diámetro con ranuras localizadas periféricamente cerca del borde inferior (Castellanos, 2011). En la figura 1.2 se encuentra esquematizada una capucha común.

Los platos de capucha fueron muy populares durante el periodo de 1920 a 1950, prácticamente todas las nuevas torres de destilación construidas en esos años las utilizaron, actualmente, las nuevas instalaciones han abandonado los platos de capucha debido a su alto costo de adquisición y mantenimiento, el cual es aproximadamente el doble que el de los platos perforados, de flujo a contracorriente y los platos de válvula (Treybal, 1988).

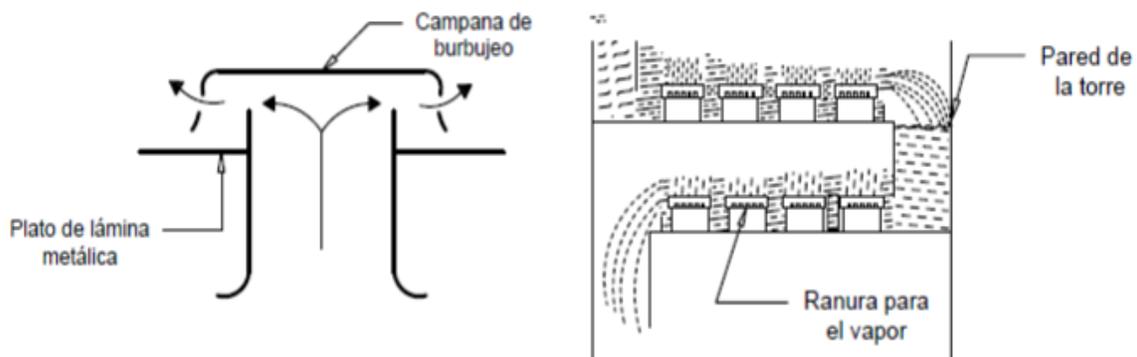


Figura 1.2 Esquema general de un plato de capucha (Chemical Technology Lab)

- Platos perforados. Este es el tipo más simple, el cual se constituye de una placa de flujo cruzado (Richardson's, 1993) . La parte principal del plato es una hoja horizontal de metal con perforaciones, colocada de forma transversal al flujo del líquido, el gas pasa en forma ascendente a través de las perforaciones, este tipo de platos se encuentra esquematizado en la figura 1.3.

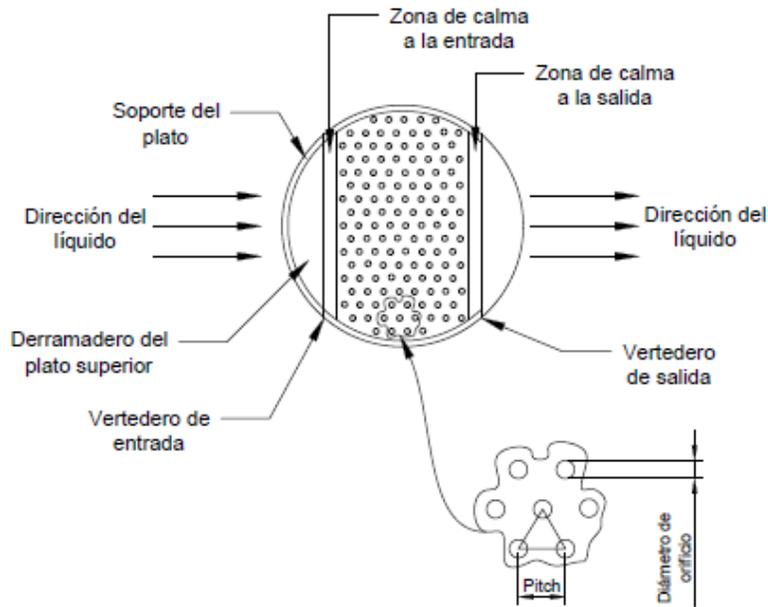


Figura 1.3. Esquema típico de los componentes de un plato perforado (Kister, Distillation Operation, 1990)

- Platos de válvulas. Estos son platos perforados con grandes aberturas variables de entre 35 – 40 mm de diámetro, para el flujo del gas. Las válvulas pueden ser paralelas o encajadas como se muestra en la figura 1.4. Al igual que ocurre con algunos platos perforados, las válvulas tienen orificios tipo Venturi para generar una menor caída de presión. Estos modelos se usan principalmente en columnas de vacío.

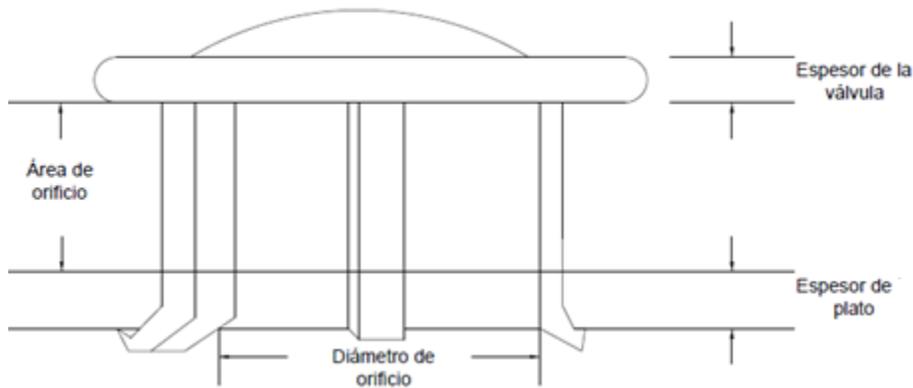


Figura 1.4 Esquema general de una válvula para plato perforado (Matther, 1967)

Cada uno de los platos descritos anteriormente proporcionan el contacto gas – líquido de forma diferente, en la figura 1.5 se encuentra ilustrado estas diferencias.

- a) Platos perforados. El gas, es dispersado por las perforaciones y se propaga a través del líquido, creando una espuma turbulenta que se caracteriza por tener una superficie interfacial muy grande. Los platos están sujetos a inundaciones debido a la elevación del líquido en los vertederos o a un excesivo arrastre del líquido en el gas dispersado.
- b) Platos de válvulas. Las perforaciones están cubiertas con capuchas móviles que se elevan cuando aumenta el flujo del gas (Treybal, 1988). El comportamiento de la válvula depende del flujo del gas. Por debajo de cierto flujo la válvula no se abre, y el área de la abertura corresponde a la mínima de diseño, es decir la válvula nunca se cierra completamente. A esta condición de operación se le denomina punto de balance de válvula cerrada (*BCP* por sus siglas en inglés). Por encima de cierto flujo la válvula queda completamente abierta y es retenida solo por el mecanismo propio del diseño. A esta condición se le denomina punto de balance de válvula abierta (*BOP* por sus siglas en inglés). Las válvulas se encuentran parcialmente abiertas cuando se operan a flujos intermedios (Castellanos, 2011).
- c) Platos de capucha. En una capucha común, el gas luego de ascender, cambia su sentido al chocar con el techo de la capucha, fluyendo a través del espacio anular, este espacio son ranuras las cuales están cortadas en el borde de cada capucha, y el gas pasa a través de éstas para ponerse en contacto con el líquido que fluye a través de las mismas, con lo cual se logra una mayor dispersión del gas, un tiempo de residencia más elevado y un contacto más eficiente. La profundidad del líquido es tal que las capuchas están semicubiertas o totalmente cubiertas; este tipo de platos ofrecen la ventaja de que pueden manejar rangos muy amplios de flujos del líquido y del gas.

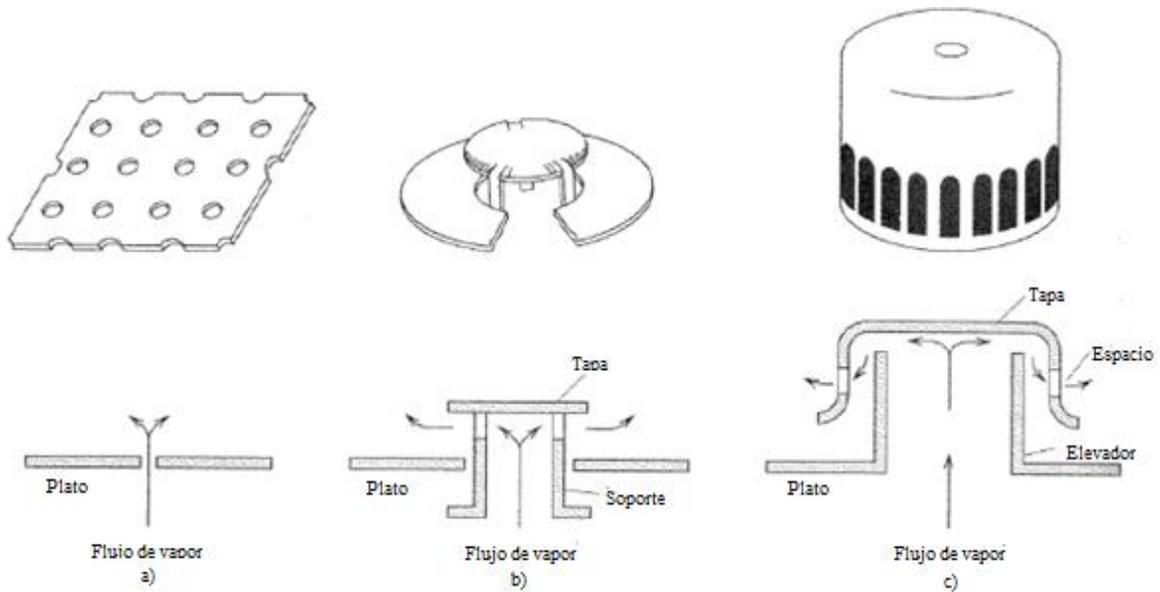


Figura 1.5 Tres tipos de aperturas en los platos para el contacto líquido – vapor: (a) plato perforado; (b) plato de válvula; (c) plato de capucha (Souders, 1998)

Existen también una gran variedad de platos utilizados para la destilación, los cuales son variantes de los platos descritos anteriormente, entre ellos se pueden mencionar:

- Platos linde. Es un plato “*acanalado*”, una innovación en el patrón de las perforaciones para modificar el flujo del líquido. Los canales distribuidos a través del plato no solo reducen el gradiente hidráulico en platos grandes. Por el contrario, están distribuidos de tal forma que también modifican la dirección del flujo para eliminar áreas estancadas de líquido. Además, cuentan con un promotor de burbujeo o un área perforada inclinada en la entrada del líquido, el cual reduce el lloriqueo excesivo (Treybal, 1988).
- Platos centrífugos. Son láminas perforadas de metal expandidas para formar una especie de tornillo, de manera que el líquido fluya en espiral mientras el gas asciende por los orificios del plato. El líquido entra por la parte central, se distribuye y se recolecta en una tubería central, para drenarlo al siguiente paquete (Castellanos, 2011).

- Platos segmentados. Conformados por uno o varios segmentos circulares, sin perforaciones, los espacios libres se utilizan para el flujo de las corrientes de gas y líquido. Tienen alta capacidad, pero poca eficiencia por lo cual son utilizados en sistemas de condensación directa (Castellanos, 2011).
- *Plato de flujo a contracorriente*. El líquido y el vapor fluyen a contracorriente a través del mismo orificio. Las rejillas de tipo turbo, son láminas metálicas marcadas con orificios de ranura para formar el plato, los orificios están colocados de tal forma que los platos alternados tienen orificios en ángulos rectos (Treybal, 1988).

1.2.1 Componentes principales de los platos perforados

- Cuerpo del plato. Corresponde a la lámina que constituye la estructura principal del plato, normalmente fabricado de metal, aunque ocasionalmente se utiliza vidrio, carbón impermeable o plástico.
- Vertedero o canal de descenso: El líquido se lleva de un plato al siguiente por medio de vertederos, estos son conductos que permiten el trasiego del líquido de un plato al otro, puede ser una tubería circular o comúnmente una parte de la sección transversal de la torre eliminada para que fluya por los platos de forma vertical, cuyo volumen se delimita generalmente con una o más láminas a manera de faldón. Estos se encuentran diseñados para proporcionar una capacidad adecuada del líquido para la columna de destilación y, al mismo tiempo, ocupar un mínimo del área de la sección transversal del plato, de modo que el área activa de este sea máxima, el diseño de los vertederos se realiza para la máxima carga de líquido, además que el borde del vertedero debe estar muy cerca del plato inferior ya que esto constituirá un sello que impide la entrada del gas al canal de descenso y controlara el tiempo de residencia en el mismo.

- Derramadero: Es una lámina que se instala con el fin de asegurar la profundidad requerida del líquido sobre el plato para el contacto con el gas, la cual puede ser una continuación del plato de descenso.

En algunas ocasiones el plato puede contener dispositivos adicionales que permitan una distribución mayor del líquido en el gas y/o impidan el arrastre del líquido en el gas, entre estos dispositivos podemos encontrar.

- Sellos mecánicos: Los sellos mecánicos se utilizan en el plato cuando el sello hidráulico no es suficiente para impedir que el gas ascienda por el canal de descenso.
- Baffles: Los baffles o mamparas son láminas metálicas que se instalan en el plato para facilitar su operación. Comercialmente se utilizan cuatro tipos los cuales son:
 - Baffles anti-salto: son láminas instaladas en el centro del área transversal del canal de descenso, para anular el golpe que puede causar el líquido a las paredes de la columna o para impedir su tránsito hacia pasos contiguos en platos de múltiples pasos.
 - Baffles anti-aspersión: Son láminas ubicadas en el rebosadero. Se usan para asegurar que el líquido que entra en el canal de descenso tenga un contenido de espuma mínimo y así mejorar su desempeño.
 - Baffles de redistribución: Se utilizan para generar turbulencia en los extremos del plato y mejorar la distribución del líquido.
 - Baffles con flujo de herradura: Aseguran que el líquido tenga un recorrido de herradura sobre el plato, un elevado tiempo de residencia y contacto con el gas en la totalidad del área activa.

1.2.2 Conceptos utilizados en el diseño de platos perforados

- Material. El cuerpo de un plato puede ser fabricado de diversos materiales los cuales varían de acuerdo con las condiciones de corrosión que presenta el

sistema. Los platos pueden ser fabricados de vidrio, metales vidriados, carbón impermeable, plásticos, siendo los metales los de mayor uso industrial.

- Área transversal de la columna, A_T . Es el área de la sección transversal de la columna vacía, es decir aquella que contempla vertederos y platos.
- Área neta, A_N . El área total de la sección transversal menos la ocupada por los vertederos, el área neta representa la menor área disponible para que el flujo del vapor atraviese entre los platos.
- Área perforada, A_o . Es el área total de perforaciones en el plato. El área perforada es la menor área por donde el vapor puede pasar.
- Área activa, A_a . Es la sección transversal del plato que contiene los promotores del contacto gas-líquido. Se encuentra rodeada por un área periférica, considerada como una zona de calma que no participa significativamente en la transferencia de masa.
- Área libre. Área mínima entre platos disponible para el flujo del vapor en la sección transversal.
- Promotores de contacto gas – líquido: Son orificios ubicados en el área activa del plato en filas normales al flujo del líquido.
- Diámetro de orificio. Los diámetros de orificio varían según la necesidad del proceso (respecto de las limitaciones hidráulicas) o la pericia del diseñador.
- Arreglo geométrico. El arreglo geométrico de los orificios en el área activa de un plato puede ser triangular o cuadrangular, siendo el primero el de mayor uso, debido a que permite un mayor número de promotores de contacto gas-líquido por unidad de área activa.
- Espaciamiento entre platos. Las placas están separadas por cierta distancia para permitir que las gotas de líquido y la espuma se separen del vapor antes de que llegue a la placa superior. Generalmente el espaciamiento se escoge con base en la facilidad para la construcción, mantenimiento y costos,

posteriormente se verifica para evitar cualquier inundación o arrastre excesivo del líquido.

- Longitud efectiva del derramadero. Debido a que la acción del derramadero es estorbada por los lados curvos de la torre circular, es recomendable que la longitud del derramadero sea representada como una cuerda de círculo de diámetro de la torre y una distancia más alejada del centro del derramadero real.

Para caracterizar un plato perforado además de las propiedades anteriores se debe tener en cuenta las propiedades de las sustancias y las variables de operación. Los parámetros de operación son, temperatura, presión y flujos de líquido y gas que la columna va a manejar sobre las dos primeras, el diseñador tiene dominio y serán las que modifiquen para generar condiciones satisfactorias de operación. Con respecto a los flujos los cambios están condicionados por la termodinámica y los requerimientos del equipo.

1.3 Limitaciones hidráulicas

Sobre los parámetros descritos anteriormente existen limitaciones hidráulicas las cuales son el arrastre del líquido por la fase gaseosa, el lloriqueo y las diferentes formas de inundación reconocidas (Castellanos, 2011).

- Arrastre: El arrastre del líquido sucede cuando a partir del flujo del gas, el líquido adyacente a la superficie es dividido en gotas de distintos tamaños. Las de menor tamaño son atrapadas por la corriente gaseosa y llevada al plato superior con lo cual parte de la fase líquida se desvía de la trayectoria deseada. Este fenómeno se favorece con flujos altos de gas y bajos de líquido. Se dice que este arrastre es por aspersion; además puede existir el arrastre por espuma en este caso la espuma formada por el contacto gas-líquido alcanza al plato siguiente.

- Lloriqueo: Esta limitante se produce cuando el líquido circula hacia el plato inferior a través de las perforaciones dispuestas para el flujo del gas, en el caso de los platos de flujo transversal el líquido no fluye por toda la longitud del plato inferior, lo anterior sucede cuando la presión que el gas debe superar para atravesar el líquido en las perforaciones es mayor que la caída de presión del gas. En consecuencia, se disminuye el tiempo de residencia y el contacto entre fases, este fenómeno se favorece a bajos flujos del gas y elevados flujos del líquido.
- Inundación: Es el llenado progresivo del plato a consecuencia de un arrastre excesivo, alta permanencia del líquido en el canal de descenso, choque debido a la caída del líquido en cascada desde el derramadero o elevada formación de espuma. Generalmente el flujo del gas es la variable que presenta la mayor incidencia sobre la inundación. Entre los tipos más comunes de inundación se tienen:
 - Inundación por arrastre: Cuando existe un arrastre excesivo del líquido hacia el plato superior, lo cual provoca el aumento en la carga y una acumulación en el vertedero.
 - Inundación por choque en vertedero: Cuando la velocidad del líquido al desplazarse por el canal de descenso es tal que la caída de presión generada por efecto de la fricción provoca una acumulación del líquido.

CAPÍTULO 2. Diseño de platos

La separación de mezclas líquidas mediante la destilación es uno de los procesos más importantes de la industria química y petroquímica. La constante demanda de productos más puros y con mayores rendimientos, ha provocado la búsqueda de una continua optimización del proceso por lo cual el diseño de la columna de destilación y sus constituyentes internos esenciales es fundamental para cumplir este objetivo. En el caso de la columna de platos perforados el diseño de los platos debe proporcionar un tiempo de contacto prolongado y una gran área interfacial que permita la difusión del gas en el líquido, las corrientes del proceso deben favorecer la generación de turbulencia y evitar el arrastre del líquido en las burbujas del gas, así como la inundación de la torre. Los diferentes arreglos, dimensiones y condiciones de operación son seleccionados para establecer un término medio entre el arrastre del líquido y la inundación de la torre.

Las correlaciones existentes dentro de la literatura para el diseño de platos perforados se complementan con ecuaciones formuladas a partir de gráficos y tablas de datos heurísticos que diversos autores han recopilado a través del tiempo, en la figura 2.1 se muestra una línea del tiempo de los principales estudios realizados para el diseño de los platos perforados y sus limitantes hidráulicas, este conjunto de ecuaciones forma la base para el análisis y desarrollo de los cálculos necesarios para su diseño.

Algunas de las correlaciones desarrolladas por estos autores son mostrados a lo largo de este capítulo.

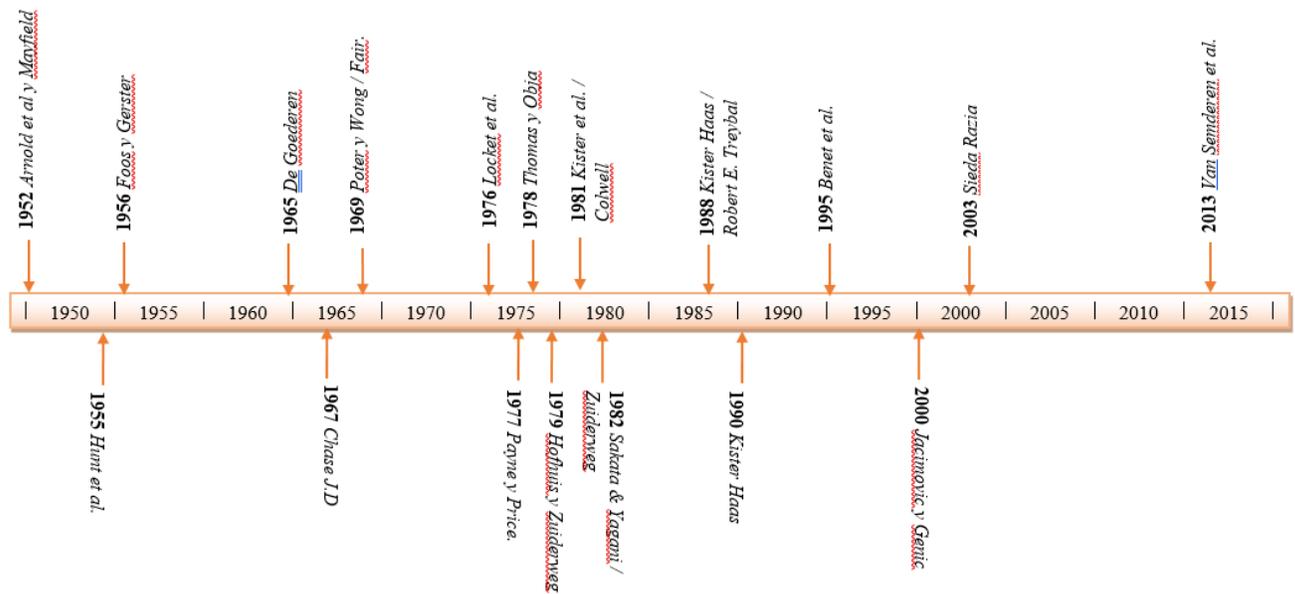


Figura 2.1 Línea de tiempo de las investigaciones desarrolladas respecto a los platos perforados

2.1 Criterios iniciales de diseño

El procedimiento general para el diseño de los diversos tipos de platos empleados en la destilación implica la aplicación de factores empíricos seguido por un cálculo de verificación para asegurar un adecuado funcionamiento. Entre los valores iniciales que el diseñador debe establecer para diseñar un plato perforado podemos destacar, el material del plato, diámetro de orificio, arreglo geométrico de los orificios, espaciamiento entre platos, longitud del vertedero y distancia entre platos. A continuación, se presentan algunos de datos heurísticos típicamente utilizados como guía para realizar la selección de estos valores.

2.1.1 Arreglo geométrico

Los promotores de contacto gas-líquido (perforaciones) se encuentran ubicados en filas normales al flujo del líquido; los arreglos típicos son triangular y cuadrangular, siendo el primero el de mayor uso debido a que permite un mayor número de

promotores por unidad de área activa. La relación entre el área perforada y el área activa puede ser expresado de acuerdo con el arreglo geométrico seleccionado.

- Arreglo triangular

$$\frac{A_o}{A_a} = 0.907 \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2 \quad (2.1)$$

- Arreglo cuadrangular

$$\frac{A_o}{A_a} = 0.708 \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2 \quad (2.2)$$

Los valores 0.907 y 0.708 son considerados típicos para este tipo de arreglos sin embargo su valor puede variar en ± 0.05 por ciento de acuerdo con el autor consultado.

2.1.2 Diámetro de orificio

El diámetro de las perforaciones en el plato puede ser seleccionado de acuerdo con el tipo de proceso que se desea llevar a cabo, lo anterior es mostrado en la tabla 2.1

Tabla 2.1 Diámetros de orificio en platos perforados comerciales		
Caso	d_o (mm)	Observaciones
Comercial	1.59 – 25.4	Intervalo comercial de diámetros de orificio. Depende de la aplicación y el espesor del plato.
Usual	3.175 – 9.525	Intervalo recomendado como base preliminar de diseño.
Impurezas (grasas, sólidos, etcétera)	19.05 – 9.525	Recomendados, debido a que no retiene sólidos en la superficie.
Valores pequeños	< 9.525	Es necesario utilizar láminas de acero inoxidable para evitar formación de colonias de hongos que afectarían sensiblemente el área del orificio.

2.1.3 Espesor del plato

Una forma típica de seleccionar el espesor del plato de manera preliminar es mediante datos heurísticos de la relación entre diámetro de orificio y el espesor del plato, esta relación depende del material con cual se encuentra fabricado el plato, en la tabla 2.2 se muestra dicha relación para el acero inoxidable y acero al carbón.

Diámetro de orificio (cm)	Espesor del plato / diámetro del orificio	
	Acero inoxidable	Acero al carbón
3.0	0.65	
4.5	0.43	
6.0	0.32	
9.0	0.22	0.50
12.0	0.16	0.38
15.0	0.17	0.30
18.0	0.11	0.25

2.1.4 Espaciamiento entre platos

La selección del espaciamiento de los platos debe considerar el mantenimiento y limpieza del plato, es decir, este espaciamiento debe ser grande para permitir la accesibilidad entre platos, pero no debe ser excesiva como para producir un retroceso en el vertedero y con ello una inundación prematura. En la tabla 2.3 se muestra algunos de los datos utilizados para seleccionar el espaciamiento entre platos.

Criterio	Valor(m)	Observaciones
General	0.152-1.37	Intervalo comercial
Más usado	0.45- 0.6	Más económico y típicamente utilizado
S>0.9m	>0.9	Espaciamientos superiores a 0.9 m no representan ganancias significativas en la eficiencia del plato y puede conducir a un costo excesivo
S<0.3m	<0.3	Espaciamientos inferiores a 0.3 m generalmente no son suficientes para permitir la separación entre fases.

D_T (m)	Espaciamiento de platos (m)
< 1.0	0.50
1.0 – 3.0	0.60
3.0 – 4.0	0.75
4.0 – 8.0	0.90
> 8.0	0.90

2.1.5 Área neta del plato y área transversal

El área total o neta del plato puede ser obtenida mediante la relación entre el caudal de entrada del gas y la velocidad de operación del líquido.

$$A_N = \frac{Q_G}{(u_{op})(SF)} \quad (2.3)$$

Mientras que el área transversal del plato puede ser obtenida mediante la suma del área neta del plato más el área trasversal del vertedero

$$A_T = A_N + A_D \quad (2.4)$$

Y también puede ser expresada en función del área transversal de la torre que es ocupada por el vertedero.

$$A_T = \frac{A_N}{1 - F_{VA}} \quad (2.5)$$

2.1.6 Área activa

El área activa ocupa generalmente entre el 60% y el 70% del área transversal del plato.

En la tabla 2.4 se muestran el porcentaje del área transversal del plato que es ocupada por área activa en función del diámetro de la columna de destilación.

d_T (m)	A_a/A_T (%)
< 1.0	65
1.0 – 1.25	70
1.25 – 2.0	74
2.0 – 2.5	76
> 2.5	78

2.1.7 Longitud del derramadero

La longitud del derramadero puede ser adaptado de acuerdo con las necesidades del sistema, en la tabla 2.5 se muestran algunos datos heurísticos para la determinación de la longitud en función del diámetro que tiene la torre, así como el porcentaje del área transversal de la torre que es ocupada por el vertedero.

También es importante señalar que la altura recomendada para el derramadero se encuentra en un intervalo de entre 50 y 100 milímetros, esto para evitar que la carga del líquido que el plato tenga que soportar sea excesiva.

Longitud del derramadero	Distancia desde el centro de la torre	Porcentaje del área trasversal de la torre utilizada por el vertedero (%)
$0.55d_T$	$0.4181d_T$	3.877
$0.60d_T$	$0.3993d_T$	5.257
$0.65d_T$	$0.2516d_T$	6.899
$0.70d_T$	$0.3562d_T$	8.808
$0.75d_T$	$0.3211d_T$	11.255
$0.80d_T$	$0.1991d_T$	14.145

2.1.8 Inundación por choque en el canal de descenso

Kister reporta intervalos de velocidades del líquido claro en el derramadero apropiados para evitar la inundación de acuerdo con la separación entre platos y la tendencia a formar espuma.

Tabla 2.6 Criterios de máxima velocidad en el derramadero			
Tendencia a formar espuma	Velocidad del líquido claro en el derramadero (m/s)		
	Espaciamiento entre platos (m)		
	0.457	0.610	0.760
Baja	0.122 – 0.152	0.152 – 0.183	0.183 – 0.213
Media	0.091 – 0.122	0.122 – 0.152	0.152 – 0.183
Alta	0.061 – 0.076		0.076 -0.091

2.1.9 Diámetro de columna

El método utilizado usualmente para la determinación del diámetro de la columna es por medio de la ecuación de Souders Brown, la cual se encuentra sujeta al flujo del gas para determinar la capacidad de la columna.

La ecuación calcula la velocidad de inundación del gas por arrastre excesivo. El diseño del diámetro consiste en fijar una velocidad de operación del gas menor que la calculada y con esta determinar el diámetro.

Generalmente la velocidad de inundación se encuentra dada en función del área neta.

$$A_N = \frac{Q_G}{u_N} = \frac{Q_G}{u_{LF_L}} \quad (2.6)$$

2.2 Hidráulica del plato

Uno de los aspectos más importantes del diseño de platos perforados es la determinación de las características hidráulicas debido a su influencia en el desempeño global y en los costos de operación.

Las características hidráulicas del plato comprenden aspectos como caídas de presión del gas y el líquido, regímenes de flujo y limitaciones hidráulicas de operación, velocidades a través de los diferentes dispositivos, tiempo de residencia y desempeño mecánico de los elementos de contacto.

2.2.1 Arrastre del líquido

Matemáticamente, el arrastre fraccional del líquido puede ser definido como una fracción de flujo de la siguiente manera.

$$e = \frac{E^L}{L+E^L} \quad (2.7)$$

Fair presentó el arrastre fraccional del líquido en el gráfico mostrado en la figura 2.2 relacionando el parámetro de flujo y la función del factor de inundación, con una exactitud de ± 20 por ciento, por su parte Economopoulos formulo la misma relación mediante la ecuación 2.11; adicionalmente a este, varios autores han desarrollado correlaciones para el cálculo del arrastre fraccional en el plato, los cuales son mostrados en la Tabla 2.7

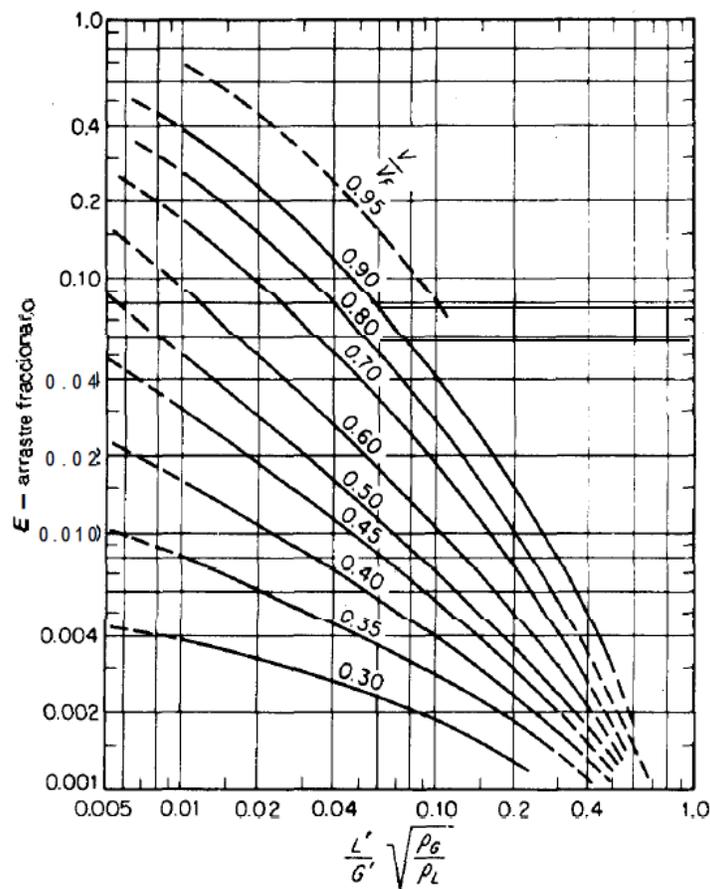


Figura 2.2 Arrastre fraccionario de platos perforados (Fair, 1998)

2.2.2 Lloriqueo

La mayoría de las correlaciones del punto de lloriqueo se basan en un balance de presión entre la cabeza estática del líquido claro y la caída de presión del plato.

$$h_D + h_R \geq f(h_L) \quad (2.8)$$

De acuerdo con el modelo de Fair el cálculo del balance de fuerzas de empuje para definir el punto de lloriqueo se puede expresar de la siguiente manera:

$$h_D + h_\sigma = h_w + h_{ow} \quad (2.9)$$

Donde h_σ se encuentra dado por:

$$h_\sigma = \frac{0.04}{\rho_L d_o} \quad (2.10)$$

Si el lado izquierdo es mayor al lado derecho, el vapor mantendrá al líquido el plato; si ocurre lo contrario el líquido “llorará”.

En la tabla 2.8 se muestran algunas correlaciones obtenidas con información experimental para determinar la velocidad del flujo mínimo del gas a partir del cual se presenta el fenómeno de lloriqueo.

Tabla 2.7 Correlaciones para el arrastre fraccional en el plato			No.
Autor	Correlación	Observaciones	
Economopoulos	$\psi = \exp \left[- \left(6.692 + 1.956 \frac{u_{op}}{u_N} \right) F_{LG}^{-0.132 + 0.654 \frac{u_{op}}{u_N}} \right]$ $F_{LG} = \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$		(2.11)
Hunt	$\frac{E_M}{G} = 7.75 \times 10^{-5} \left(\frac{7.3 \times 10^{-4}}{\sigma} \right) \left(\frac{u_A}{S - h_f} \right)^{3.2}$		(2.12)
Kister – Haas	$E_S = 4.742 \left(\frac{0.3162277}{\sqrt{\sigma}} \right)^{1.64} K \left(\frac{0.3162277}{\sqrt{\sigma}} \right)$ $K = 0.04308 \left(\frac{u_A h_{cL}}{(d_o S)^{0.5}} \right)^4 \left(\frac{\rho_G}{q \rho_L} \right) \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\sigma} \right)^{0.25}$ $h_{cL} = \frac{h_{ct}}{1 + 2.62 h_w}$	<ul style="list-style-type: none"> • Régimen de aspersión, presión (20 y 1240 kPa) • velocidad del gas (0.4 y 4.6 m/s), carga de líquido por longitud de rebosadero (0.012-0.011 m³/s*m) • Tensión superficial (0.005 – 0.08 N/m), viscosidad de líquido (5*10⁻⁵ – 2*10⁻⁴ Pa/s); S (0.38 – 0.91 in); d_o (3.175 – 19 mm); área fraccional de orificio (0.0127 y 0.0762 in) • h_{ct} calculada con la relación de Jerónimo-Sawistowski 	(2.13)
Kister - Pinczewski	$E_s \left(\frac{0.017\sigma}{73\mu_G} \right)^{1.17} = 10 \left[\frac{u_A}{q^{0.25}} \left(\frac{h_L}{\sqrt{d_o S}} \right) \right]^{4.68}$	<ul style="list-style-type: none"> • Sistemas distintos a aire- agua • d_o (6.35 – 25.4 mm); A_f (5 – 16%), S (305-914 mm) y q_L (4-134 m³/mh) 	(2.14)

Fuente: Adaptación de (Kister, Distillation design, 1992), (Economopoulos, 1978), (Ludwing, 1997) y (Treybal, 1988)

Tabla 2.8 Correlaciones para el cálculo de la velocidad mínima de gas en el punto de lloriqueo			
Autor	Correlación	Observación	No.
Treybal	$\frac{u_o \mu_G}{\sigma g_c} = 0.0229 \left(\frac{\mu_G^2 \rho_L}{\sigma g_c \rho_G d_o \rho_G} \right)^{0.379} \left(\frac{l}{d_o} \right)^{0.293} \left(\frac{2A_a d_o}{\sqrt{3} p'^3} \right) \left(\frac{R}{d_o} \right)^{\frac{2.8}{0.724}}$		(2.15)
Hugh-Mark.O'Connell	Para $d_o < 0.125$ in y baja tensión superficial $u_o \sqrt{\rho_G} = 4.1 h_L + 3.7$ Para $d_o < 0.376$ in y alta tensión superficial $u_o \sqrt{\rho_G} = 3.4 h_L + 3.2$	Áreas netas mayores al 18% en relación con el área transversal de la columna	(2.16)
Mayfeld	$u_o = \left(\frac{Fr_{min} g h_c (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G} \right)^{0.5}$ $Fr_{min} = 0.45 \left(\frac{2}{C_{ow}} \right)^{0.5}$	$d_o = 0.0048$ m	(2.17)
Eduljee	$u_o \rho_G^{0.5} = 6.71 + (336 d_o + 0.305)(39.4 h_c + 1.1)$	d_o entre 0.002 y 0.008 m	(2.18)

Fuente: Adaptación de (Treybal, 1988), (Johnson, Ablin, & Ernst, USA) y (Georgia Institute of Technology, 1987)

2.2.3 Inundación por arrastre

La inundación por arrastre ocurre a partir del punto en el que el vapor es capaz de mantener en suspensión una gota de líquido. Esto sucede cuando la resultante de las fuerzas que actúan sobre las gotas son anuladas. Lo anterior puede ser expresado de la siguiente manera:

$$\frac{Q}{A_N} = u_N = C_{SB} \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (2.19)$$

Donde C_{SB} representa teóricamente $\sqrt{\frac{4d_p g}{3C_D}}$

Sin embargo, en la práctica este valor de esta constante es determinada de forma experimental. En la tabla 2.9 se muestran diferentes correlaciones para calcular la constante de Souders-Brown (C_{SB}). Es importante mencionar que la velocidad de inundación no debe tomarse como referencia para el diseño debido a que esto provocaría que la torre se inunde prematuramente, para evitar este fenómeno es recomendable diseñar el plato perforado tomando como velocidad de operación entre 80% - 70% de la velocidad de inundación.

2.2.4 Pérdida de presión en la fase gaseosa

Generalmente en el diseño de columnas de platos perforados, las pérdidas de presión se expresan como cabeza de líquido claro de una densidad constante. La simple suposición de que la pérdida de presión total del gas en el plato es igual a la suma de pérdida de presión por efecto del paso del gas a través del plato seco (h_D), la pérdida de presión resultante de la profundidad del líquido en el plato (h_L) y la pérdida de presión residual (h_R), la cual es atribuida al hecho de que el gas debe vencer la tensión superficial al salir del orificio, ha demostrado ser confiable para el diseño. Lo anterior puede ser expresado por la siguiente ecuación.

$$h_G = h_D + h_L + h_R \quad (2.20)$$

En ocasiones el término h_R es omitido debido a que en su efecto se incluye en el cálculo de la pérdida de presión hidráulica, h_L .

2.2.4.1 Pérdida de presión del plato seco

Este concepto hace referencia a la caída de presión que sufre el gas al atravesar los promotores de contacto, sin la presencia del líquido. En la tabla 2.10 se muestra las correlaciones existentes para calcular la pérdida de presión del plato seco en platos perforados.

Tabla 2.9 Correlación para la determinación de la constante de Souders-Brown para platos perforados

Autor	Correlación	Observaciones	No.
Fair	$C_{SB} = \left[C_1 \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'}\right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5}} + C_2 \right] \left(\frac{\sigma}{0.020}\right)^{0.2}$ $C_1 = 0.0744S + 0.01173$ $C_2 = 0.0304S + 0.015$	<ul style="list-style-type: none"> • d_o menor a 6 mm • Relación de A_o/A_a >0.1 y F_{LG} entre 0.1 y 1 (aunque también se aplica para valores moderadamente menores) • Si la relación de A_o/A_a es menor a 0.1 C₁ y C₂ se multiplican por 5 A_o/A_a + 0.5 • Recomendado para diámetros inferiores a 1m 	(2.22)
Kirschbaum	$C_{SB} = 0.035745 \frac{S^{0.5}}{d_o^{0.2}}$	<ul style="list-style-type: none"> • Área fraccional perforada cercada a 0.08 	(2.23)
Kister-Hass	$C_{SB} = 0.36876 \left(\frac{d_o^2 \sigma}{\rho_L}\right)^{0.125} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.1} \left(\frac{S}{h_{ct}}\right)^{0.5}$ $h_{ct} = h_{ct_{H_2O}} \left(\frac{996.4}{\rho_L}\right)^{19.7(0.0254 - njs)}$ $njs = 0.0231 \frac{d_o A_a}{A_o}$ $h_{ct_{H_2O}} = \frac{0.15704 \left(\frac{A_o}{A_a}\right)^{-0.791} d_o^{0.833}}{1 + 1.0457 \times 10^{-4} q^{-0.59} \left(\frac{A_o}{A_a}\right)^{-1.79}}$	<ul style="list-style-type: none"> • h_{ct} con fórmula de Jerónimo-Sawistowski, • Si σ > 25 dinas/cm, tomar σ = 25 • Basada en el área neta • Espaciamiento entre platos mayores a 14 in • Sistemas baja tendencia a formar espuma • Presión entre 1.5 y 500 psia. Precaución sobre 150 psia por choque de rebosadero • Velocidad de gas entre 1.5 y 13 ft/s • Carga del líquido 0.5 y 12 GPM/in de presa. El mínimo debido a la ecuación de h_{ct} • Tensión superficial de 5 a 80 dinas/cm • S entre 14- 36 in, d_o 1/8 y 1 in, áreas fraccionales perforadas entre 0.06 y 0.2, h_w entre 0 y 3 in 	(2.24)
Otto	$C_{SB} = F_{tt} \left(\frac{\rho_L \rho_G}{\rho_L - \rho_G}\right)^{0.5}$ $F_{tt} = [(8 \times 10^{-4} S^2 - 0.013 + 2 \times 10^{-4}) P + (-1.3005 S^2 + 3.4026 S + 0.3015)]$	<ul style="list-style-type: none"> • Presión en kPa 	(2.25)

Fuente: Adaptación de (Kister, Distillation design, 1992), (Castellanos, 2011) y (Treybal, 1988)

El uso de cualquiera de las correlaciones enlistadas en la tabla 2.10 presentan una desviación apreciable en relación con el valor real cuando el arrastre es significativo ($\Psi > 0.10$). Esta desviación fue corregida por Fair mediante la siguiente expresión

$$h_{Da} = h_D \left[1.5 \left(\frac{\Psi}{1-\Psi} \right) F_{LG} + 1.0 \right] \quad (2.21)$$

Tabla 2.10 Correlaciones para la caída de presión de plato seco		
Autor	Correlación	No.
Hunt	$h_D = \left\{ C_o \left[0.40 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_N} \right) + \frac{4lf}{d_o} + \left(1 - \frac{A_o}{A_N} \right)^2 \right] \right\} \left(\frac{V_o^2 \rho_G}{2g\rho_L} \right)$ $C_o = 1.09 \left(\frac{d_o}{l} \right)^{0.25}$	(2.26)
Economopoulos	$h_D = K_o \frac{\rho_G}{\rho_L} u_o^2$ $K_o = \frac{0.050853}{C_{vo}^2}$ $C_{vo} = \left(0.836 + 0.273 \frac{d_T}{d_o} \right) \left(0.674 + 0.717 \frac{A_o}{A_a} \right)$	(2.27)
Hughmark-O'Connell	$h_D = \frac{0.003q_G^2 \left[1 - \left(\frac{A_o}{A_a} \right)^2 \right]}{C_o^2}$ $C_o = 0.0022 \left(\frac{d_o}{d_T} \right)^2 - 0.0464 \left(\frac{d_o}{d_T} \right) + 0.8526$	(2.28)
Cevenka Kolar	$h_D = K_o \frac{\rho_G}{\rho_L} u_o^2$ $K_o = \frac{A_T \left[1 - \left(\frac{A_o}{A_a} \right)^2 \right]}{\left(\frac{A_o}{A_a} \right)^{0.2} \left(\frac{d_o}{d_T} \right)^{0.2}}$	(2.29)

Fuente: Adaptación de (Ludwing, 1997), (Economopoulos, 1978) y (Castellanos, 2011)

2.2.4.2 Cabeza hidráulica

Las correlaciones más importantes para el cálculo de cabeza hidráulica se encuentran expresadas en la tabla 2.11

Tabla 2.11 Correlación para el cálculo de cabeza hidráulica			
Autor	Correlación	Observaciones	No.
Foss y Gerster	$h_L = 6.10 \times 10^{-3} + 0.725 h_w - 0.238 h_w u_a \rho_G^{0.5} + 1.225 \frac{q}{z}$ $z = \frac{(d_T + W)}{2}$	Se considera que la espuma coalesce	(2.30)
Fair	$h_L = \beta h_c$ $h_c = h_w + h_{ow} + \frac{\delta}{2}$	En general, el cambio de profundidad se desprecia, excepto para platos muy grandes	(2.31)
Hughmark O'Connell	$h_L = 0.0262 h_c^3 - 0.2688 h_c^2 + 1.151 h_c + 0.3329$ $h_L = 0.0201 h_c^3 - 0.1922 h_c^2 + 0.8959 h_c + 0.4076$	$q_G < 14 \text{ ft/s}$ $q_G > 14 \text{ ft/s}$ Respectivamente	(2.32)

Fuente: Adaptación de (Georgia Institute of Technology, 1987) y (Kister, Distillation design, 1992)

2.2.4.3 Pérdida de presión del gas residual

La caída de presión del gas residual puede evaluarse con las correlaciones mostradas en la tabla 2.11

Tabla 2.12 Cálculo de la pérdida de presión residual			
Autor	Correlación	Observaciones	No
Madigan	$h_R = \frac{\Delta P_R g_c}{\rho_L g} = \frac{6 \sigma g_c}{\rho_L g d_o}$		(2.33)
Fair	$h_R = \frac{0.41375 \sigma}{\rho_L d_o}$		(2.34)
Bennet	$h_R = \frac{1.0272}{\rho_L} \left[\frac{\sigma^2 (\rho_L - \rho_G)}{d_o} \right]^{\frac{1}{3}}$	Régimen de espuma	(2.35)

Fuente: Adaptación de (Kister, Distillation design, 1992), (Treybal, 1988) y (Castellanos, 2011)

2.2.4.4 Pérdida de presión a la entrada del líquido

La caída de presión debido al flujo del líquido que se encuentra debajo del vertedero cuando entra al plato se calcula con la siguiente expresión atribuida a Cicalese.

$$h_{EL} = \frac{3}{2g} \left(\frac{q}{A_{DA}} \right)^2 \quad (2.36)$$

Cuando el faldón del canal de descenso es curvo, el coeficiente de 3/2 es intercambiado por 1/2.

2.2.5 Retroceso en el vertedero

El retroceso en el canal de descenso es una medida directa del grado de inundación existente en el plato. Se define como la suma de cabeza hidráulica. En la tabla 2.13 se muestran algunas expresiones para la determinación de este parámetro.

Tabla 2.13 Determinación del retroceso en el canal de descenso		
Autor	Correlación	No
Treybal	$h_v = h_G + h_{EL}$	(2.37)
Smith- Van Winkle	$h_v = \left(h_G + h_w + h_{ow} + \frac{\delta}{2} + h_l \right) \frac{1}{\phi_v}$	(2.38)

Fuente: (Kister, Distillation design, 1992) y (Treybal, 1988)

2.2.6 Derramadero

Algunas de las diferentes correlaciones existentes para la determinación de la altura del líquido en el rebosadero (h_{ow}) se muestra en la tabla 2.13

Tabla 2.14 Cálculo de la altura del líquido en el vertedero			
Autor	Correlación	Observaciones	No.
Francis (ecuación mejorada)	$h_{ow} = 0.666 \left(\frac{q}{W}\right)^{2/3} \left(\frac{W}{W_{eff}}\right)^{2/3}$ $\left(\frac{W_{eff}}{W}\right)^2 = \left(\frac{d_T}{W}\right)^2 - \left\{ \left[\left(\frac{d_T}{W}\right)^2 - 1 \right]^{0.5} + \frac{2h_{ow} d_T}{d_T W} \right\}^2$	Rebosaderos rectos si $W/T=0.7$ y $h_{ow}/W < 0.055$ y $W_{eff}=W$ con error máximo del 2%. Considera líquido claro sobre el rebosadero	(2.39)
Bolles	$h_{ow} = 0.6648 F_w q_L^{2/3}$ $\frac{q_L}{W^{5/2}} = 0.5965 \left(\frac{\sqrt{1 - \frac{R_w^2}{F_w^3}} \sqrt{1 - R_w^2}}{R_w F_w} \right)^{3/2}$ $R_w = \frac{w}{d_T}$	Rebosaderos rectos con ranuras rectangulares. F_w depende de la longitud total y se calcula con la expresión empleada en la ecuación empírica de Bolles.	(2.40)
Bolles (ecuación empírica)	$h_{ow} = 0.6648 F_w q_L^{2/3}$ $F_w = \left[14 \left(\frac{w}{d_T}\right)^2 - 39.273 \left(\frac{w}{d_T}\right) + 25.742 \right] \left(\frac{q_L}{W^{2.5}}\right) + \left[-0.2444 \left(\frac{w}{d_T}\right)^3 + 0.5282 \left(\frac{w}{d_T}\right)^2 - 0.3794 \left(\frac{w}{d_T}\right) + 1.0956 \right]$	Rebosaderos rectos con ranuras rectangulares, se aplica cuando la primera ecuación de Bolles no converge.	(2.41)
Kister	$0.1016 - h_{ow} - 0.5\delta_R \geq h_w \geq (0.0508 - h_{ow} - 0.5\delta_R)$	Rebosaderos rectos. Genera un intervalo de valores	(2.42)

Fuente: Adaptación de (Treybal, 1988), (Kister, Distillation design, 1992) y (Castellanos, 2011)

CAPÍTULO 3. Eficiencia del plato

El concepto de eficiencia hace referencia a la relación entre la capacidad de operación y la capacidad máxima, en un proceso dado. Este cálculo tiene gran importancia en el diseño y el costo del plato y, en consecuencia, en el diseño de la columna.

3.1 Teorías de transferencia de masa

Existen muchas teorías disponibles para explicar el comportamiento del coeficiente de transferencia de masa, como la teoría de película y la teoría de penetración, las teorías se basan tanto en la difusión molecular como en la turbulencia, ambas teorías son explicadas a continuación.

3.1.1 Teoría de la doble película

La teoría de la doble película fue la primera teoría seria que intento representar las condiciones de la transferencia de materia desde la corriente de un fluido hacia otro. Aunque esta teoría no reproduce exactamente las condiciones de operación a lo largo de todo el equipo, nos conduce a ecuaciones que se pueden aplicar a los datos experimentales existentes.

La teoría postula que la resistencia a la transferencia de masa existe tanto en la película del líquido como en la de gas, en las cercanías de la interfase. Las composiciones de las dos fases se encuentran en equilibrio con la interfaz y, en consecuencia, la diferencia entre la composición en el seno del fluido y en la interfase constituye la fuerza impulsora para la transferencia de masa.

La velocidad de transferencia de masa de cada componente puede definirse para cada fase y para el proceso global mediante la siguiente expresión,

$$N_c = k_G a_i \rho_{MG} (y_i - y_c) = k_L a_i \rho_{ML} (x_c - x_i) = K_{OG} a_i \rho_{MG} (y_{ic} - y_c) \quad (3.1)$$

El área interfacial total puede expresarse en función del área interfacial específica y el volumen de espuma.

$$a_i = a'_i A_f h_f \quad (3.2)$$

Combinando la ecuación (3.1) y (3.2) y evaluando en un elemento diferencial de espuma, bajo la suposición que los coeficientes de transferencia de masa no varían con la altura de la espuma se obtiene,

$$dN_c = k_G a'_i \rho_{MG} (y_{ic} - y_c) A_f dh_f \quad (3.3)$$

El balance de materia con respecto al elemento diferencial da como resultado

$$dN_c = G_M A_f dy_c = L_M A_f dx_c \quad (3.4)$$

Al igualar las ecuaciones (3.3) y (3.4), si se considera únicamente la fase gaseosa se obtiene la definición de número de unidades de transferencia de masa en esta fase, N_G

$$N_G = \int \frac{dy_c}{y_i - y_c} = k_G a'_i t_G \quad (3.5)$$

De la misma manera se define el número de unidades de transferencia de masa en la fase líquida, N_L , así como el número global de transferencia de masa N_{OG} , este último referido a la fase gaseosa.

$$N_L = \int \frac{dx_c}{x_c - x_{ic}} = k_L a'_i t_L \quad (3.6)$$

$$N_{OG} = \int \frac{dy_c}{y_c^* - y_c} = \frac{K_{OG} a'_i h_f \rho_{MG}}{G_M} \quad (3.7)$$

Bajo el supuesto que en el plato el equilibrio en la interfase puede describirse de la siguiente manera,

$$y_c^* = mx_c + b \quad (3.8)$$

Es posible obtener ecuaciones que relacionen las resistencias a la transferencia de masa y el número de unidades de transferencia de cada fase con el número de unidades de transferencia globales.

$$\frac{1}{K_{OG}} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \frac{\rho_{MG}}{\rho_{ML}} \quad (3.9)$$

$$\frac{1}{N_{OG}} = \frac{1}{N_G} + \frac{\lambda}{N_L} \quad (3.10)$$

Donde λ , es el inverso del factor de absorción.

$$\lambda = m \frac{G_M}{L_M} \quad (3.11)$$

3.1.2 Teoría de penetración de Higbie

La teoría de penetración de Higbie, supone que la absorción tiene lugar mediante breves contactos entre fluidos y que todos los elementos del fluido tienen el mismo tiempo de exposición, esta teoría propone correlacionar los coeficientes de transferencia de masa para cada fase como se muestra a continuación:

$$k_G = C_{H1} \left(\frac{D_G}{t_G} \right)^{0.5} \quad (3.12)$$

$$k_L = C_{H2} \left(\frac{D_L}{t'_L} \right)^{0.5} \quad (3.13)$$

Las constantes C_{H1} y C_{H2} depende del sistema. Al remplazar las definiciones de número de unidades de transferencia para cada fase, el resultado es,

$$N_G = C_{H1} a_i (D_G t_G)^{0.5} \quad (3.14)$$

$$N_L = C_{H2} a_i (D_L t'_L)^{0.5} \left(\frac{M_G G_M}{M_M L_M} \right) \quad (3.15)$$

Donde

$$t_G = \frac{h_f \varepsilon}{u_a} \quad (3.16)$$

$$t_L = t'_L \left(\frac{M_G G_M}{M_M L_M} \right) \quad (3.17)$$

t'_L también puede ser calculada en términos de t_G

$$t'_L = t_G \frac{\rho_L}{\rho_G} \quad (3.18)$$

3.2 Determinación de la eficiencia

En la literatura existen modelos matemáticos que toman en cuenta las variables más representativas de las cuales depende la eficiencia. Los modelos propuestos se pueden clasificar como empíricos, semi – empíricos y de interpolación de datos, a continuación, se explicarán algunos de los modelos contenidos en los primeros dos.

3.2.1 Modelo empírico

Los modelos empíricos se basan en la correlación de un número representativo de datos obtenidos a escala industrial, con ciertos parámetros o grupos adimensionales, estos modelos son más fáciles de utilizar y generar buenas aproximaciones, sin embargo, no consideran los efectos sobre la eficiencia de fenómenos clave como el lloriqueo y el arrastre.

En la tabla 3.1 se muestran algunas de las principales correlaciones para la determinación de la eficiencia.

3.2.2 Modelo semi – empírico

Los modelos semi – empíricos surgen de la necesidad de entender la interacción de las diferentes variables que influyen en la eficiencia. A continuación, se presentan alguno de los modelos teóricos desarrollados.

3.2.2.1 Modelo para el cálculo de la eficiencia puntual

Los modelos de la eficiencia puntual desarrollan ecuaciones para el cálculo de las unidades de transferencia de masa de cada fase, que se relacionan a través de la teoría de la doble película.

Para obtener la relación entre el número global de unidades de transferencia y la eficiencia, se integra la ecuación 3.7, a partir de lo cual se establece, que:

$$N_{OG} = -\ln\left(\frac{y_{c,1}^* - y_{c,n}}{y_{c,n}^* - y_{c,n-1}}\right) \quad (3.27)$$

La eficiencia puntual se relaciona entonces, como:

$$E_{OG} = 1 - e^{-N_{OG}} \quad (3.28)$$

Se han desarrollado varios modelos para determinar el número de unidades de transferencia de masa de la fase gaseosa y líquida los cuales son mostrados en la tabla 3.2

Tabla 3.1 Correlaciones para el cálculo de la eficiencia del plato

Autor	Correlación	Observación	No.
Walter -Sherwood	$\kappa = \frac{E_{MG} = 1 - e^{-\beta}}{0.1995h_c} \frac{0.1995h_c}{\left(4.67 + \frac{1.11KM_L}{\rho_{ML}}\right) \mu_L^{0.68} d_s^{0.33}}$		(3.19)
Gilliland	$\kappa = \frac{E_{MG} = 1 - e^{-\beta}}{0.1995h_c} \frac{0.1995h_c}{\left(5.92 + \frac{14.1KM_L}{\rho_{ML}}\right) \mu_L^{0.68} d_s^{0.33} u_t^{0.2}}$		(3.20)
Drickamer - Bradford	$E_o = -1.678 - 0.616 \log(m\mu_L)$	Platos con medidas estándar y condiciones cercanas a la capacidad máxima	(3.21)
O'Connell	$E_{MG} = 0.09056(\mu\alpha)^{-0.245}$	(Anexo 3)	(3.22)
Englich – Van Winkle	$E_{MG} = 0.37 \left(\frac{A_o}{A_a}\right)^{-0.28} \left(\frac{L}{G}\right)^{0.024} h_w^{0.241} \left(\frac{G}{M_c}\right)^{-0.013} D_\sigma^{0.044} S_{CL}^{0.137} \alpha^{-0.028}$	(Anexo3)	(3.23)
MacFarland – Sigmund - Van Winkle	$E_{MG} = 0.07D_\sigma^{0.14} S_{CL}^{0.25} Re_P^{0.8}$ $E_{MG} = 0.068(D_\sigma S_{CL})^{0.115} (S_{CL} Re_P)^{0.1}$	Desviación del 14 y 10% respectivamente contra valores experimentales	(3.24)
Negahban	$E_o = 13.604 - 22.527 \log(\mu\alpha) + 3.07[\log(\mu\alpha) + 3]^2 - 11[\log(\mu\alpha) + 3]^3$		(3.25)
Douglas	$E_{MG} = 0.08899(\mu\alpha)^{-0.20}$	Modificación de la correlación de O'Connell	(3.26)

Fuente: (Marquez, 1999), (Binay K, 2009), (Ludwing, 1997), (Treybal, 1988) y (Kister, Distillation Operation, 1990)

Tabla 3.2 Ecuaciones para el cálculo del número de unidades de transferencia en la fase gas y líquida para platos perforados		
Autor	Correlación	No.
Gerster – AICHE	$N_G = \left[0.776 + 4.57h_w - 0.238u_a\rho_G + 104.6\frac{q_L}{z} \right] S_{CG}^{-0.5}$	(3.29)
	$N_L = 40000D_L^{0.5}(0.213u_a\rho_G^{0.5} + 0.15)\theta_L$ $\theta_L = \frac{h_L Z z}{Q_L}$	(3.30)
Harris	$N_G = (0.3 + 15t_G)S_{CG}^{0.5}$	(3.31)
	$N_L = \{5 + 10\theta_L[1 + 0.17(0.82F_G - 1)(39.4h_w + 2)]\}S_{CG}^{0.5}$	(3.32)
Asano – Fujita	$N_G = 5.855S_{CG}^{-0.5}Re_o^{-0.25}P_{AF}$	(3.33)
	$N'_L = 460 \left(\frac{N_o d_o}{d_T} \right) S_{CG}^{-0.5} \left(\frac{h_c}{d_o} \right)^{-0.5} P_{AF}$ $P_{AF} = \left(\frac{u_o^2 \rho_G}{d_o g \rho_L} \right)^{0.17} \left(\frac{h_c}{d_o} \right)^{0.15} E_o^{0.1}$	(3.34)
Jeronim et ál	$N_G = S_{CG}^{-0.5}(1.2 + 4.57h_w - 0.238F_G + 106q_L)$	(3.35)
	$N_L = 2.03 \times 10^4 (1 + \lambda^2) D_L^{0.5} (0.175F_G + 0.15)\theta_L$	(3.36)
Chan -Fair	$N_G = k_G a_i \theta_G$ $k_G a_i = \frac{5.5137 D_G^{0.5} (1030 F_F - 867 F_F^2)}{h_c^{0.5}} \quad \theta_G = \frac{(1 - \Phi) h_c}{\Phi u_a}$	(3.37)
	$N_L = k_L a_i \theta_L$ $k_L a_i = 40000 D_L^{0.5} (0.213 u_a \rho_G^{0.5} + 0.15) \quad \theta_L = \frac{h_L Z z}{Q_L}$	(3.38)

3.2.2.2 Modelo de mezclado

Las fases líquido y gas se encuentran en diferentes estados de mezcla a través del plato, debido a la velocidad de entrada del líquido y la distribución de las alturas de este. Se ha desarrollado diferentes tipos de aproximaciones al estado de mezcla real de un plato, entre los que destaca el modelo de Lewis.

Con el fin de cuantificar el grado de mezcla líquido-gas sobre el plato, debe considerarse los números de Péclet de las fases, definidos como,

$$Pe_L = \frac{Z^2}{D_{E,L}\theta_L} \quad (3.39)$$

$$Pe_G = \frac{u_A Z^2}{D_{E,G}(S-h_f)} \quad (3.40)$$

Las variables $D_{E,L}$ y $D_{E,G}$ son las difusividades de remolino del líquido y del gas que cuantifican el grado de retro mezclado de las sustancias de cada fase. La segunda es de difícil predicción, mientras que se encuentran múltiples estudios para predecir $D_{E,L}$, probablemente porque es la que ejerce mayor influencia sobre la eficiencia global de plato. En el Anexo 2 se muestran los principales métodos para la predicción de la difusividad de remolino en la fase líquida.

A partir de los modelos de mezclado se obtiene expresiones para la denominada eficiencia de Murphree, en la cual no se consideran los efectos de arrastre ni lloriqueo.

El modelo más simple es aquel en el que cada fase se encuentra perfectamente mezclada, de modo que las concentraciones son uniformes en todo el plato, por lo cual,

$$E_{MG} = E_{OG} \quad (3.41)$$

Lewis desarrollo modelos para flujo pistón del líquido (ausencia de mezclado), de los que surgieron tres casos, para los cuales se supone que el inverso del factor de absorción λ , es constante en todo el plato.

1. Gas perfectamente mezclado entre platos, sin importar la dirección del líquido.
2. Gas sin mezclar entre platos, el líquido fluye en la misma dirección entre platos sucesivos.
3. Gas sin mezclar entre platos, el líquido fluye en direcciones diferentes en platos sucesivos.

Una forma analítica de mirar el grado de mezclado en el plato es modelar la concentración local del líquido y usarlo en todo el plato.

Lockett desarrolló un modelo matemático para el elemento diferencial, en estado estable como se muestra a continuación,

$$\frac{1}{Pe_L} = \left(\frac{\delta^2 x_c}{\delta z^2} + \frac{\delta^2 x_c}{\delta w^2} \right) - \frac{\delta x_c}{\delta z} - \lambda \left(\frac{Wd_T}{Aa} \right) E_{OG} (x_c - x_{c,n-1}) + \frac{E_s G}{L} \left(\frac{Wd_T}{Aa} \right) (x_{c,n-1} - x_c) - \frac{LMV}{L_M} \left(\frac{Wd_T}{Aa} \right) (x_c - x_{c,n-1}) = 0 \quad (3.42)$$

Las condiciones fronteras son:

a) A la entrada del plato, el líquido, $z=0$ y $-W \leq w \leq W$

$$x_c = x_{c,n+1} + \frac{1}{Pe_L} \frac{\delta x_c}{\delta z} \quad (3.43)$$

b) A la salida del plato, el líquido, con $z=Z$ y $-W \leq w \leq W$

$$\frac{\delta x_c}{\delta z} = 0 \quad (3.44)$$

c) En las paredes, en vista de que no hay flujo, no existe gradiente de concentración, en estos lugares también aplica la ecuación 3.43

La ecuación 3.40 representa la transferencia por mezclado del líquido causado por el gas, flujo del líquido, transferencia de gas, arrastre y lloriqueo.

Gester, presenta la solución de la ecuación 3.40 basado en el caso 1 propuesto por Lewis, con líquido parcialmente mezclado, asumiendo una geometría de plato rectangular, sin los efectos del arrastre o lloriqueo.

$$\frac{E_{MG}}{E_{OG}} = \frac{1 - e^{-(n+Pe_L)}}{(n+Pe_L) \left[1 + \frac{n+Pe_L}{n} \right]} + \frac{e^{n-1}}{n \left(1 + \frac{n}{n+Pe_L} \right)} \quad (3.45)$$

$$n = \frac{Pe_L}{2} \left[\sqrt{1 + \frac{4\lambda E_{OG}}{Pe_L}} - 1 \right] \quad (3.46)$$

3.2.2.3 Efecto del arrastre

El arrastre no participa efectivamente en la transferencia de masa, disminuyendo la eficiencia. A continuación, se muestran dos métodos diferentes que toman en cuenta este cálculo de la eficiencia, tomado como eficiencia aparente.

1. Método de O'Connell

Este método supone que el líquido está perfectamente mezclado y que λ es cercano a la unidad.

$$E_{MGE} = \frac{E_{MG}}{1 + E_{MG} \left(\frac{E}{1-E} \right)} \quad (3.47)$$

2. Método de Bennett

$$\frac{E_{MG}}{E_{MGE}} = 1 - 0.8E_{OG}\lambda^{0.543} + \left(\frac{E}{1-E} \right) \frac{G}{L} \quad (3.48)$$

3.2.2.4 Efecto del lloriqueo

El lloriqueo, al igual que el arrastre disminuye la eficiencia del plato debido a que el líquido pasa a un plato inferior sin entrar en contacto íntimo con el gas.

A continuación, se presentan diversos métodos que consideran el efecto del lloriqueo sobre la eficiencia del plato. Es importante resaltar que los flujos con los que se calcula la eficiencia aparente son menores que los de operación.

1. Este método consiste en calcular la eficiencia a las condiciones de operación y corregirla por un factor.

$$R_W = -0.444 + 1.822\Omega - 0.578\Omega^3 + 0.087\Omega^5 + \frac{0.0015}{\Omega^3} \quad (3.49)$$

Ω es la relación entre los factores de capacidad del gas F_G , en condiciones reales y a 20% de lloriqueo. Este factor se puede estimar como se muestra en la ecuación

3.50

$$\Omega = \frac{0.22945}{f_w^{1.5} + 0.14675} \quad (3.50)$$

2. El segundo método se basa en la siguiente ecuación

$$E_{MG} = \frac{\left[\left(1 + \frac{f_w E_{MG}}{2} \right)^2 + 2f_w(m-1)E_{MG} \right]^{0.5} - \left[1 + \frac{f_w E_{MG}}{2} \right]}{f_w(m-1)} \quad (3.51)$$

3. Lockett desarrolla la ecuación 3.52, teniendo en cuenta los casos 2 y 3 de Lewis.

$$E_{MG} = \frac{\gamma - 1}{\lambda - 1} \quad (3.52)$$

CAPÍTULO 4 Diseño de un plato perforado para el sistema Anilina -Agua

Se han propuestos distintos métodos para diseñar platos perforados de contacto transversal, estos consideran las diversas variables del plato, así como datos heurísticos sugeridos a partir de la experiencia en el diseño de diversos autores, el diseño de estos tipos de platos se encuentra esquematizada de forma general en la figura 4.1

En esta sección se muestran dos métodos para el diseño de platos perforados de contacto transversal, estos métodos se diferencian esencialmente en el cálculo del diámetro de la torre, el cual se realiza a partir de la ecuación de Souders-Brown y de las modificaciones planteadas en el capítulo 2 para el diseño hidráulico del plato.

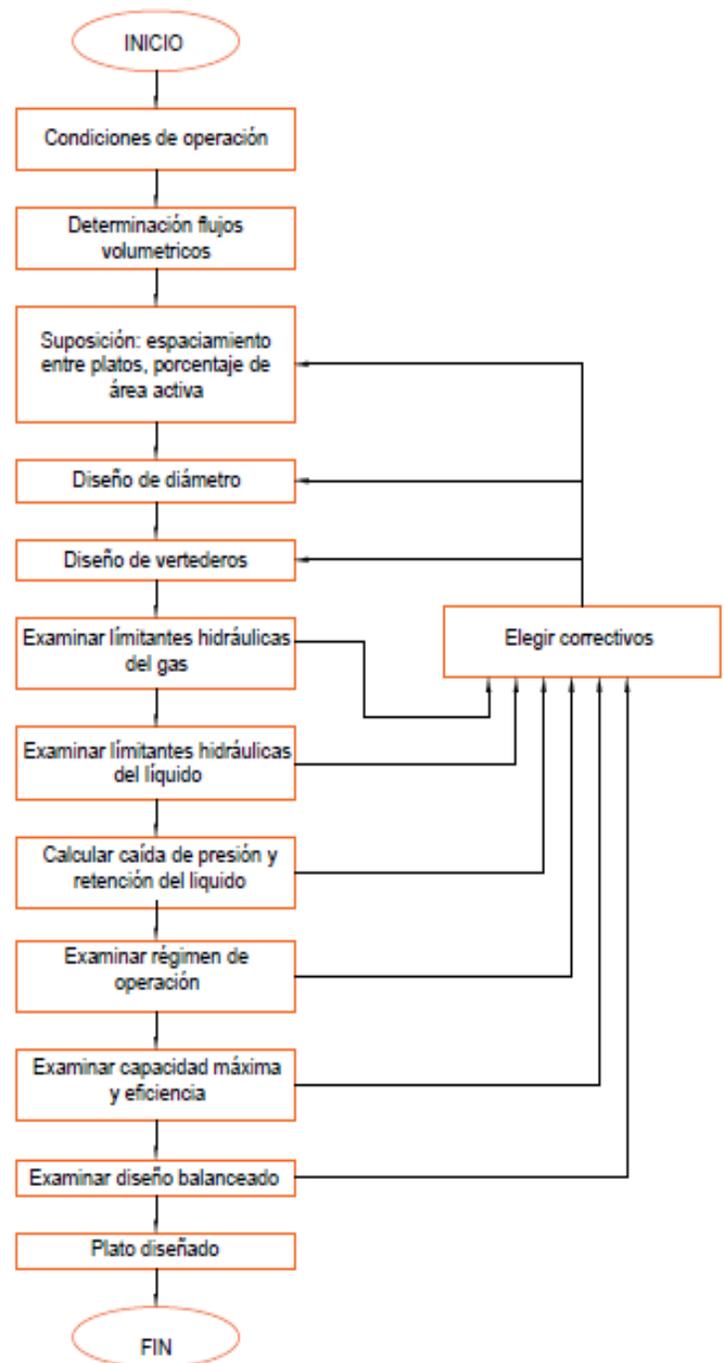


Figura 4.1 Diseño de platos

4.1 Métodos de diseño

4.1.1 Método de diseño de Robert E. Treybal

El método de diseño planteado por Robert E. Treybal en el libro Operaciones de transferencia de masa, 1988, se encuentra esquematizado en la figura 4.2, y el método planteado por Henry Kister en el libro Distillation design, 1992, se encuentra esquematizado en la figura 4.3.

De forma general ambos autores plantean el mismo procedimiento para el diseño de un plato perforado, estos procedimientos consisten en solicitar al diseñador un conjunto de datos preliminares los cuales servirán como base para iniciar el diseño del plato, posteriormente se calcula la velocidad de inundación mediante la constante de Souders-Brown, esta velocidad permitirá seleccionar la velocidad de operación de la columna para evitar su inundación prematura, una vez obtenidos los datos anteriores se puede determinar todas las áreas que comprenden el plato perforado y las cuales han sido descritas en la sección 1.2.2, después se determina la velocidad del gas y se diseña el derramadero, para establecer si los datos preliminares seleccionados conllevan a un diseño seguro se calculan la caída de presión de la fase gaseosa y las limitantes hidráulicas (retroceso en el vertedero, lloriqueo y arrastre) del plato, cuando los datos anteriores son conocidos se puede decidir si el diseño obtenido es seguro o si es necesario realizar algún correctivo. Una vez que el diseño se considera seguro se procede a determinar la eficiencia del plato diseñado.

Como se muestra en ambas figuras la diferencia fundamental entre los métodos consiste en las ecuaciones y datos heurísticos cada autor ha seleccionado y/o desarrollado para cada etapa de diseño.

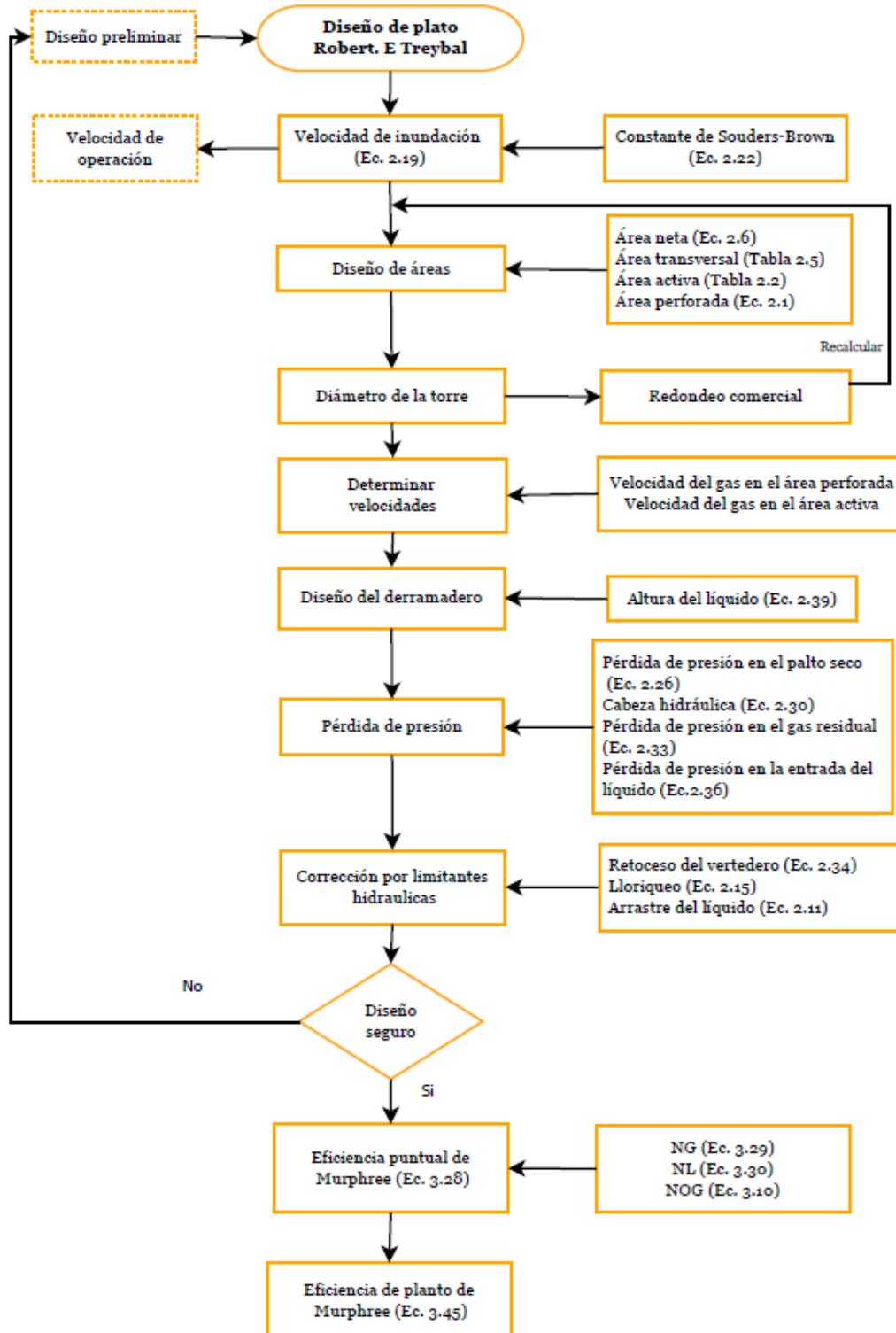


Figura 4.2 Diagrama de flujo para el diseño de platos perforados por Robert E. Treybal

4.1.2 Método de diseño de Henry Kister

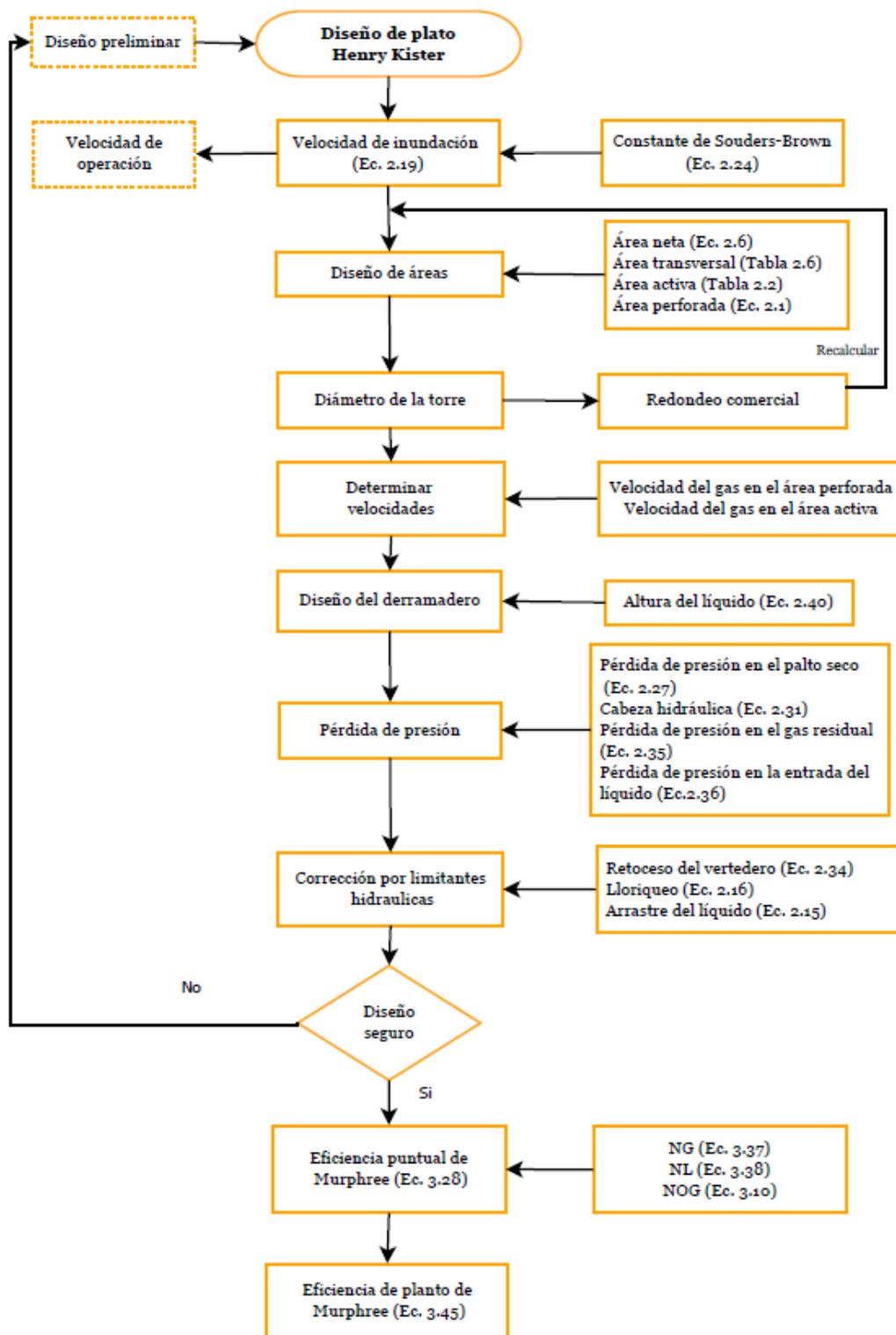


Figura 4.3 Diagrama de flujo para el diseño de platos perforados por Henry Kister

4.2 Ejemplo de diseño de un plato perforado

Bajo las siguientes condiciones de operación se plantea el diseño de un plato perforado de un solo paso para el sistema Anilina – Agua

Condiciones de operación		
Presión	0.98	atm
Temperatura	98.5	°C
Pendiente de la ecuación de equilibrio	0.0636	
Componente A	Anilina	
Componente B	Agua	

Condiciones del líquido		
Rapidez	6.3	Kg/s
Porcentaje mol	1.437	%
D_{AB}	52×10^{-10}	m^2/s

Condiciones del vapor		
Rapidez	3.15	Kg/s
Porcentaje mol	3.60	%
D_{AB}	1.26×10^{-5}	m^2/s

Propiedades físicas		
Masa molar A	93.13	Kg/Kmol
Masa molar B	18.02	Kg/Kmol
Viscosidad del gas	1.23×10^{-5}	Kg/ms
Viscosidad del líquido	3.00×10^{-3}	Kg/ms
Tensión superficial	0.058	N/m
Densidad del líquido	961.00	Kg/m ³

Como un diseño preliminar se ha decido seleccionar los siguientes parámetros.

Diseño preliminar		
Material	Acero inoxidable	
Arreglo de orificio	Triangular	
Pitch	$3d_o$	
Diámetro de orificio	0.0045	m
Espaciamiento entre platos	0.4	m
Longitud de vertedero	$0.65d_T$	
Altura del derramadero	0.05	m

4.2.1 Método de diseño Robert E. Treybal

Tomando como referencia el esquema presentado en la figura 4.2 y los datos proporcionados en la sección anterior se plantea el diseño del plato perforado como se muestra a continuación.

4.2.1.1 Velocidad de inundación

- Constante de Souders – Brown

$$C_1 = 0.0744(0.4) + 0.01173 = 0.04149 ; C_2 = 0.0304(0.4) + 0.015 = 0.02716$$

$$C_{SB} = \left[(0.04149) \log\left(\frac{1}{0.1}\right) + 0.02716 \right] \left(\frac{0.058 \frac{N}{m}}{0.020} \right)^{0.2} = 0.08494$$

$$u_N = (0.08494) \left(\frac{961 \frac{Kg}{m^3} - 0.6657 \frac{Kg}{m^3}}{0.6657 \frac{Kg}{m^3}} \right)^{0.5} = 3.23 \frac{m}{s}$$

4.2.1.2 Velocidad de operación

Para evitar la inundación de la columna de destilación se ha decidido tomar como velocidad de operación el 75% de u_N .

$$u_{op} = (0.75) \left(3.23 \frac{m}{s} \right) = 2.42 \frac{m}{s}$$

4.2.1.3 Área neta del plato

$$A_N = \frac{4.73 \frac{m^3}{s}}{\left(2.42 \frac{m}{s} \right) (0.85)} = 2.41 m^2$$

4.2.1.4 Área transversal del plato

Obteniendo la función F_{VA} de la tabla 2.5

Longitud del derramadero	Distancia desde centro de la torre	Porcentaje del área trasversal de la torre utilizada por el vertedero (%)
0.60d _T	0.3993d _T	5.257
0.65d _T	0.2516d _T	6.899
0.70d _T	0.3562d _T	8.808

$$A_T = \frac{2.41 m^2}{1 - 0.06899} = 2.47 m^2$$

4.2.1.5 Diámetro de la torre

$$d_T = \sqrt{4 \left(\frac{2.47m^2}{\pi} \right)} = 1.77m$$

Redondeando a valor comercial se tiene $d_T = 1.8m$

4.2.1.6 Recalculando por redondeado

- Longitud del derramadero

$$W = 0.65(1.8m) = 1.17m$$

- Área transversal

$$A_T = \frac{\pi (1.8m)^2}{4} = 2.54m^2$$

- Área de la sección transversal del vertedero

$$A_d = (2.54m^2)(0.06899) = 0.1755m^2$$

- Área neta del plato

$$A_N = 2.54m^2 - 0.1755m^2 = 2.37m^2$$

4.2.1.7 Área activa

De acuerdo con la tabla 2.2 para determinar la relación A_a/A_T para un $d_T = 1.8m$ se tiene;

Tabla 2.2 Porcentaje del área activa de acuerdo con el diámetro de la torre	
d_T (m)	A_a/A_T (%)
1.25-2.0	74

$$A_a = (0.74)(2.54m^2) = 1.88m^2$$

4.2.1.8 Velocidad del gas en el área activa

$$u_a = \frac{4.73 \frac{m^3}{s}}{1.88m^2} = 2.51 \frac{m}{s}$$

4.2.1.9 Área perforada

$$A_o = 0.907 \left(\frac{0.0045m}{0.0135m} \right)^2 (1.88m^2) = 0.19m^2$$

4.2.1.10 Velocidad del gas en el área perforada

$$u_o = \frac{4.73 \frac{m^3}{s}}{0.19m^2} = 24.92 \frac{m}{s}$$

4.2.1.11 Altura del líquido sobre el derramadero

$$h_{ow} = 0.666 \left(\frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{1.17m} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{1.17m}{W_{eff}} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$\left(\frac{W_{eff}}{1.17m} \right)^2 = \left(\frac{1.8m}{1.17m} \right)^2 - \left\{ \left[\left(\frac{1.8m}{1.17m} \right)^2 - 1 \right]^{0.5} + \frac{2h_{ow}}{1.8m} \frac{1.8m}{1.17m} \right\}^2$$

Resolviendo simultáneamente $W_{eff}=1.12 m$ y $h_{ow}=0.0216m$

4.2.1.12 Pérdida de presión en el gas

$$h_G = 0.040m + 0.023m + 0.008m = 0.07215m$$

- **Pérdida de presión en el plato seco**

- Cálculo del número de Reynolds para el gas en las perforaciones

$$Re = \frac{d_o u_o \rho_G}{\mu_G} = \frac{(0.0045m)(24.92 \frac{m}{s})(0.6657 \frac{Kg}{m^3})}{1.25 \times 10^{-5}} = 6,072.76$$

- Cálculo del factor de fricción. Considerando un sistema no rugoso.

$$f = (1.82 \log(Re) - 1.5)^{-2}$$

$$f = (1.82 \log(6,222.14) - 1.5)^{-2} = 0.034$$

- Cálculo del coeficiente de orificio

$$C_o = 1.09 \left(\frac{0.0045m}{0.0019m} \right)^{0.25} = 1.346$$

$$h_D = \left\{ 1.346 \left[0.40 \left(1.25 - \frac{0.19m^2}{2.37m^2} \right) + \frac{4(0.002m)(0.33)}{0.0045m} + \left(1 - \frac{0.19m^2}{2.37m^2} \right)^2 \right] \right\} \left(\frac{(24.92 \frac{m}{s})^2 (0.6657 \frac{Kg}{m^3})}{2(9.807 \frac{m}{s^2})(961 \frac{Kg}{m^3})} \right)$$

$$h_D = 0.040m$$

- **Cabeza hidráulica**

- Longitud de la trayectoria del líquido

$$z = \frac{(1.8m + 1.17m)}{2} = 1.485m$$

$$h_L = 6.10 \times 10^{-3} + 0.725(0.05m) - 0.238(0.05m) \left(2.51 \frac{m}{s}\right) \left(0.6657 \frac{Kg}{m^3}\right)^{0.5} + 1.225 \frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{1.485m}$$

$$h_L = 0.023m$$

- **Pérdida de presión en el gas residual**

$$h_R = \frac{6 \left(0.058 \frac{N}{m}\right) \left(1 \frac{m}{s^2}\right)}{\left(961 \frac{Kg}{m^3}\right) \left(9.807 \frac{m}{s^2}\right) (0.0045m)} = 0.0082m$$

4.2.1.13 Pérdida de la carga del líquido

- Área libre entre el faldón del vertedero y el plato

$$A_L = W(h_w - h_s) = 1.17m(0.05m - 0.025m) = 0.029m^2$$

- Selección entre el área de la sección transversal del vertedero y el área libre entre el faldón del vertedero y el plato

$$0.17m^2 < A_{Da} < 0.029m^2$$

$$h_{EL} = \frac{3}{2 \left(9.807 \frac{m}{s^2}\right)} \left(\frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{0.029m^2}\right)^2 = 7.68 \times 10^{-3}m$$

4.2.1.14 Retroceso en el vertedero

$$h_v = 0.071m + 7.68 \times 10^{-3}m = 0.079m$$

4.2.1.15 Pérdida de presión en el plato

$$\Delta h_{plato} = 7.62 \times 10^{-3}m + 0.023m = 0.031m$$

$$\Delta P_{plato} = (0.031m) \left(961 \frac{Kg}{m^3}\right) \left(9.807 \frac{m}{s^2}\right) = 292.60 \frac{N}{m^2}$$

4.2.1.16 Lloriqueo

- Cálculo de la distancia del centro del plato hasta la compuerta, de acuerdo con tabla 2.5

$$C = 2(0.2516)(1.8m) = 0.91m$$

$$\frac{u_{ow}(1.25 \times 10^{-5} \frac{Kg}{ms})}{(0.058 \frac{N}{m})(1 \frac{m}{s^2})}$$

$$= 0.0229 \left(\frac{(1.25 \times 10^{-5} \frac{Kg}{ms})^2}{(0.058 \frac{N}{m})(1 \frac{m}{s^2})(0.6657 \frac{Kg}{m^3})(0.0045m)} \frac{961 \frac{Kg}{m^3}}{0.6657 \frac{Kg}{m^3}} \right)^{0.379} \left(\frac{0.002m}{0.0045m} \right)^{0.293} \left(\frac{2(1.54m^2)(0.0045m)}{\sqrt{3}(0.0135)^3} \right)^{\frac{2.8}{(0.0045m)^{0.724}}}$$

$$u_{ow} = 11.04 \frac{m}{s}$$

4.2.1.17 Arrastre del líquido

$$\psi = \exp \left[- \left(6.692 + 1.956 \frac{2.42 \frac{m}{s}}{3.23 \frac{m}{s}} \right) 0.0527^{-0.132 + 0.654 \left(\frac{2.42 \frac{m}{s}}{3.23 \frac{m}{s}} \right)} \right] = 0.058$$

4.2.1.18 Eficiencia

- Número de transferencia de masa de la fase gaseosa

$$S_{CG} = \frac{\mu_G}{\rho_G D_{AB}} = \frac{1.23 \times 10^{-5} \frac{Kg}{ms}}{(0.6657 \frac{Kg}{m^3})(1.26 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s})} = 1.465$$

$$N_G = \frac{\left[0.776 + (4.57)(0.05m) - (0.238) \left(2.51 \frac{m}{s} \right) \left(0.6657 \frac{Kg}{m^3} \right) + (104.6) \left(\frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{0.9058m} \right) \right]}{[1.478]^{0.5}}$$

$$N_G = 1.12$$

- Número de transferencia de masa de la fase líquida

$$\theta_L = \frac{(0.023m)(1.485m)(0.9058m)}{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}} = 4.79s$$

$$N_L = \left[(40000) \left(5.2 \times 10^{-9} \frac{m^2}{s} \right)^{0.5} \right] \left[(0.213) \left(2.51 \frac{m}{s} \right) \left(0.6657 \frac{Kg}{m^3} \right)^{0.5} + 0.15 \right] [4.79s]$$

$$N_L = 8.11$$

- Factor de absorción

$$\lambda = (0.0636) \frac{\left(4.73 \frac{m^3}{s} \right) \left(0.6657 \frac{Kg}{m^3} \right) \left(19.10 \frac{Kg}{Kmol} \right)}{\left(6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s} \right) \left(961 \frac{Kg}{m^3} \right) \left(20.72 \frac{Kg}{Kmol} \right)} = 0.02931$$

- Número de unidades de transferencia de masa global

$$\frac{1}{N_{OG}} = \frac{1}{1.22} + \frac{0.02931}{8.11} = 0.8951$$

$$N_{OG} = \frac{1}{0.9335} = 1.1171$$

- Eficiencia del punto de Murphree

$$E_{OG} = 1 - e^{-1.1171} = 0.6728$$

- Eficiencia del plato de Murphree

$$D_{E,L} = \left[3.93 \times 10^{-3} + (0.0171) \left(2.51 \frac{m}{s} \right) + (3.67) \left(\frac{6.53 \times 10^{-3} m^3}{0.9058} \right) + 0.18(0.05m) \right]^2$$

$$D_{E,L} = 0.0068 \frac{m^2}{s}$$

$$Pe_L = \frac{(0.9058m)^2}{(0.0068 \frac{m^2}{s})(4.79s)} = 25.195$$

$$n = \frac{25.195}{2} \left[\sqrt{1 + \frac{(4)(0.02930)(0.6574)}{25.195}} - 1 \right] = 0.0197$$

$$\frac{E_{MG}}{0.6728} = \frac{1 - e^{-(0.0197+25.195)}}{(0.0197 + 25.195) \left[1 + \frac{0.0197+25.195}{0.0197} \right]} + \frac{e^{0.0197} - 1}{0.0197 \left(1 + \frac{0.0197}{0.0197+25.195} \right)}$$

$$E_{MG} = 0.6789$$

4.2.2 Método de diseño Henry Kister

Tomando como referencia el esquema presentado en la figura 4.2 y los datos proporcionados en la sección anterior se plantea el diseño del plato perforado como se muestra a continuación.

4.2.2.1 Velocidad de inundación

- Constante de Souders - Brown

$$njs = 0.0231 \frac{0.0045m}{0.10056} = 1.0337 \times 10^{-3} m$$

$$h_{ct_{H_2O}} = \frac{0.15704(0.10056)^{-0.791}(0.0045)^{0.833}}{1 + 1.0457 \times 10^{-4} (6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s})^{-0.59} (0.10056)^{-1.79}} = 9.5360 \times 10^{-3} m$$

$$h_{ct} = 9.5360 \times 10^{-3} \frac{m}{s} \left(\frac{996.4}{961 \frac{Kg}{m^3}} \right)^{19.7(0.0254 - 1.0337 \times 10^{-3} m)} = 9.7028 \times 10^{-3} m$$

$$C_{SB} = 0.36876 \left(\frac{(0.0045 m)^2 (0.058 \frac{m}{s^2})}{961 \frac{Kg}{m^3}} \right)^{0.125} \left(\frac{0.6658 \frac{Kg}{m^3}}{961 \frac{Kg}{m^3}} \right)^{0.1} \left(\frac{0.4 m}{9.7028 \times 10^{-3} m} \right)^{0.5}$$

$$C_{SB} = 0.0880$$

$$u_N = 0.08796 \left(\frac{961 \frac{Kg}{m^3} - 0.6658 \frac{Kg}{m^3}}{0.6658 \frac{Kg}{m^3}} \right)^{0.5} = 3.34 \frac{m}{s}$$

4.2.2.2 Velocidad de operación

Para evitar la inundación de la columna de destilación se ha decidido tomar como velocidad de operación el 75% de u_N .

$$u_{op} = (0.75) \left(3.34 \frac{m}{s} \right) = 2.50 \frac{m}{s}$$

4.2.2.3 Área neta del plato

$$A_N = \frac{4.73 \frac{m^3}{s}}{(2.50 \frac{m}{s})(0.85)} = 2.22 m^2$$

4.2.2.4 Área de la sección transversal del vertedero

- Velocidad del líquido claro en el vertedero

Considerando al sistema anilina como con una tendencia a formar espuma media-baja y haciendo uso de la tabla 2.6 podemos determinar la velocidad del líquido claro para un espaciamiento entre platos de 0.5m en aproximadamente de 0.091 m/s

Tabla 2.6 Criterios de máxima velocidad en el derramadero			
Tendencia a formar espuma	Velocidad del líquido claro en el derramadero (m/s)		
	Espaciamiento entre platos (m)		
	0.457	0.610	0.760
Media	0.091 – 0.122	0.122 – 0.152	0.152 – 0.183

Como factor de seguridad se recomienda utilizar el 75% de la velocidad leída en la tabla 2.6.

$$A_D = \frac{q}{u_D} = \frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{(0.091 \frac{m}{s})(0.75)} = 0.096 m^2$$

4.2.2.5 Área neta del plato

$$A_T = 2.22 m^2 + 0.096 m^2 = 2.31 m^2$$

4.2.2.6 Diámetro de la columna de destilación

$$d_T = \sqrt{4 \left(\frac{2.31 m^2}{\pi} \right)} = 1.72 m$$

Redondeando a valor comercial se tiene $d_T = 1.7 m$

4.2.2.7 Recalculando por redondeado

- Longitud del derramadero

$$W = (0.65)(1.70 m) = 1.105 m$$

- Área transversal

$$A_T = \frac{\pi (1.7 m)^2}{4} = 2.27 m^2$$

- Área neta del plato

$$A_N = 2.27 m^2 - 0.096 m^2 = 2.22 m^2$$

4.2.2.8 Área activa

De la tabla 2.2 se determinar la relación A_a/A_T para un $d_T = 1.7 m$

d_T (m)	A_a/A_T (%)
1.0 – 1.25	70
1.25-2.0	74

$$A_a = (0.74)(2.26 m^2) = 1.67 m^2$$

4.2.2.9 Velocidad del gas en el área activa

$$u_a = \frac{4.73 \frac{m^3}{s}}{1.67 m^2} = 2.82 \frac{m}{s}$$

4.2.2.10 Área perforada

$$A_o = 0.905 \left(\frac{0.0045 m}{0.0135 m} \right)^2 (1.67 m^2) = 0.17 m^2$$

4.2.2.11 Velocidad del gas en el área perforada

$$u_o = \frac{4.73 \frac{m^3}{s}}{0.17 m^2} = 28.00 \frac{m}{s}$$

4.2.2.12 Altura del líquido sobre el derramadero

$$Q_L = \frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{1.105 m} = 5.91 \times 10^{-3} \frac{m^3}{m s}$$

$$F_w = \left[14 \left(\frac{1.105 m}{1.7 m} \right)^2 - 39.273 \left(\frac{1.105 m}{1.7 m} \right) + 25.742 \right] \left(\frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{(1.105 m)^{2.5}} \right) \\ + \left[-0.2444 \left(\frac{1.105 m}{1.7 m} \right)^3 + 0.5282 \left(\frac{1.105 m}{1.7 m} \right)^2 - 0.3794 \left(\frac{1.105 m}{1.7 m} \right) + 1.0956 \right]$$

$$F_w = 1.036$$

$$h_{ow} = (0.6648)(1.036) \left(5.91 \times 10^{-3} \frac{m^3}{m s} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.022$$

4.2.2.13 Caída de presión del gas

$$h_G = 0.071 m + 0.039 m + 0.0095 m = 0.12 m$$

- **Pérdida de presión en el plato seco**

- Coeficiente de orificio

$$C_{vo} = \left(0.836 + 0.273 \frac{0.0045 m}{1.7 m} \right) \left(0.674 + 0.717 \frac{0.17 m^2}{1.68 m^2} \right)$$

$$C_{vo} = 0.6243$$

- Coeficiente de orificio para el cálculo de la caída de presión del plato seco

$$K_o = \frac{0.050853}{(0.6243)^2} = 0.1305$$

$$h_D = 0.1305 \left(\frac{0.6658 \frac{Kg}{m^3}}{961 \frac{Kg}{m^3}} \right) \left(28.00 \frac{m}{s} \right)^2 = 0.071m$$

- **Cabeza hidráulica**

- Factor del gas basada en el área neta

$$F_G = 2.82 \frac{m}{s} \sqrt{0.6658 \frac{Kg}{m^3}} = 2.30 \frac{1}{kPa s}$$

- Factor de aireación

$$\beta = (0.0721) \left(2.30 \frac{1}{kPa s} \right)^2 - (0.3632) \left(2.30 \frac{1}{kPa s} \right) + 1.0054$$

$$\beta = 0.5515$$

- Altura del líquido claro

Despreciando el cambio de profundidad en el plato.

$$h_c = 0.050m + 0.022m = 0.072m$$

$$h_L = (0.5515)(0.072m)0.040m$$

- **Pérdida de presión en el gas residual**

$$h_R = \frac{1.0272}{961 \frac{Kg}{m^3}} \left[\frac{(0.058 \frac{N}{m})^2 (961 \frac{Kg}{m^3} - 0.6658 \frac{Kg}{m^3})}{0.0045m} \right]^{\frac{1}{3}} = 0.0095m$$

4.2.2.14 Pérdida de la carga del líquido

- Área libre entre el faldón del vertedero y el plato

$$A_L = W(h_w - h_s) = 1.105m(0.05m - 0.025m) = 0.0276m^2$$

- Selección entre el área de la sección transversal del vertedero y el área libre entre el faldón del vertedero y el plato

$$0.097m^2 < A_{Da} < 0.027m^2$$

$$h_{EL} = \frac{3}{2(9.807 \frac{m}{s^2})} \left(\frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{0.0276m^2} \right)^2 = 8.61 \times 10^{-3}m$$

4.2.2.15 Retroceso en el vertedero

$$h_v = (0.12m + 8.61 \times 10^{-3}m) = 0.13m$$

4.2.2.16 Pérdida de presión en el plato

$$\Delta h_{plato} = 8.61 \times 10^{-3}m + 0.040m = 0.049$$

$$\Delta P_{Plato} = (0.049m) \left(961 \frac{Kg}{m^3}\right) \left(9.807 \frac{m}{s^2}\right) = 458.65 \frac{N}{m^2}$$

4.2.2.17 Lloriqueo

$$u_{ow} \left(0.6658 \frac{Kg}{m^3}\right)^{0.5} = 6.71 + [(336)(0.0045m) + 0.305][(39.4)(0.072) + 1.1]$$

$$u_{ow} = 17.04 \frac{m}{s}$$

4.2.2.18 Arrastre del líquido

$$h_{cL} = \frac{0.0097}{1 + (2.62)(0.05m)} 0.0084m$$

$$K = 0.04308 \left(\frac{u_A(0.0084m)}{[(0.0045m)(0.4m)]^{0.5}} \right)^4 \left(\frac{0.6658 \frac{Kg}{m^3}}{(6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s})(961 \frac{Kg}{m^3})} \right) \left(\frac{961 \frac{Kg}{m^3} - 0.6658 \frac{Kg}{m^3}}{0.058 \frac{N}{m}} \right)^{0.25}$$

$$K = 0.0054$$

$$E_S = 4.742 \left(\frac{0.3162277}{\sqrt{0.058 \frac{N}{m}}} \right)^{1.64} 0.0054 \left(\frac{0.3162277}{\sqrt{0.058 \frac{N}{m}}} \right) = 0.013 \frac{Kg \text{ liq}}{Kg \text{ gas}}$$

$$\psi = \left(0.013 \frac{Kg \text{ liq}}{Kg \text{ gas}}\right) \left(\frac{1 \text{ Kmol}}{19.10 \text{ Kg liq}}\right) \left(\frac{20.72 \text{ Kg gas}}{1 \text{ Kmol gas}}\right) = 0.1492 \frac{\text{Kmol liq}}{\text{Kmol gas}}$$

4.2.2.19 Eficiencia

- Número de transferencia de masa de la fase gaseosa

$$F_F = \frac{2.51 \frac{m}{s}}{3.34 \frac{m}{s}} = 0.75$$

$$k_G a_i = \frac{(5.5137)(1.23 \times 10^{-5} \frac{Kg}{ms})^{0.5} [(1030)(0.75) - (867)(0.75)^2]}{(0.072m)^{0.5}} = 20.691s^{-1}$$

$$F_C = u_a \sqrt{\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)}} = 2.82 \frac{m}{s} \sqrt{\frac{0.6658 \frac{Kg}{m^3}}{(961 \frac{Kg}{m^3} - 0.6658 \frac{Kg}{m^3})}} = 0.074$$

$$\Phi = e^{-12.55(0.074)^{0.91}} = 0.3080$$

$$\theta_G = \frac{(1 - 0.3080)(0.072m)}{(0.3080)(2.82 \frac{m}{s})} = 0.057s$$

$$N_G = (20.691s^{-1})(0.057s) = 0.99$$

- Número de transferencia de masa de la fase líquida

$$k_L a_i = \left[(40000) \left(5.2 \times 10^{-9} \frac{m^2}{s} \right)^{0.5} \right] \left[(0.213) \left(2.82 \frac{m}{s} \right) \left(0.6657 \frac{Kg}{m^3} \right)^{0.5} + 0.15 \right] = 1.187s^{-1}$$

$$\theta_L = \frac{(0.040m)(1.417m)(0.8642m)}{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}} = 7.5s$$

$$N_L = (1.187s^{-1})(7.5s) = 13.52$$

- Factor de absorción

$$\lambda = (0.0636) \frac{\left(4.73 \frac{m^3}{s} \right) \left(0.6657 \frac{Kg}{m^3} \right) \left(19.10 \frac{Kg}{Kmol} \right)}{\left(6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s} \right) \left(961 \frac{Kg}{m^3} \right) \left(20.72 \frac{Kg}{Kmol} \right)} = 0.02931$$

- Número de unidades de transferencia de masa global

$$\frac{1}{N_{OG}} = \frac{1}{0.99} + \frac{0.02931}{13.52} = 0.8445$$

$$N_{OG} = \frac{1}{0.8445} = 0.9892$$

- Eficiencia del punto de Murphree

$$E_{OG} = 1 - e^{-0.9892} = 0.6281$$

- Eficiencia del plato de Murphree

$$D_{E,L} = \left[3.93 \times 10^{-3} + (0.0171) \left(2.82 \frac{m}{s} \right) + (3.67) \left(\frac{6.53 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{0.8445m} \right) + 0.18(0.05m) \right]^2$$

$$D_{E,L} = 0.0080 \frac{m^2}{s}$$

$$Pe_L = \frac{(0.8445m)^2}{(0.0080 \frac{m^2}{s})(7.5s)} = 14.008$$

$$n = \frac{14.008}{2} \left[\sqrt{1 + \frac{(4)(0.02930)(0.8422)}{14.008}} - 1 \right] = 0.0247$$

$$\frac{E_{MG}}{0.6281} = \frac{1 - e^{-(0.0247+14.008)}}{(0.0247 + 14.008) \left[1 + \frac{0.0247+14.008}{0.0247} \right]} + \frac{e^{0.0247} - 1}{0.0247 \left(1 + \frac{0.0247}{0.0247+14.008} \right)}$$

$$E_{MG} = 0.6330$$

CAPÍTULO 5. Diseño de plato perforado mediante hojas de cálculo Excel

5.1 Recopilación de datos

Al ingresar al archivo Excel para realizar el diseño del plato perforado se muestra como pantalla de inicio la figura 5.1

The screenshot shows the main tab of an Excel spreadsheet used for data collection in the design of a perforated tray. The spreadsheet is titled "Diseño de plato p...". The interface includes a menu bar with options like "Archivo", "Inicio", "Insertar", "Disposición de", "Fórmulas", "Datos", "Revisar", "Vista", "Programador", and "Ayuda". The spreadsheet grid shows columns A through R and rows 2 through 54. The data entry area is divided into several sections:

- DATOS DE PROCESO:** Includes fields for "Presión" (atm), "Temperatura" (°C), "Pendiente de la curva de equilibrio" (Yes/No), and "Tendencia a formar espuma" (Low/Medium/High).
- Condiciones de vapor:** Includes fields for "Rapidez de vapor" (Kg/s), "Porcentaje mol" (%), and "Difusividad AB" (m²/s).
- Condiciones de líquido:** Includes fields for "Rapidez de líquido" (Kg/s), "Porcentaje mol" (%), and "Difusividad AB" (m²/s).
- PROPIEDADES FÍSICAS DE LA MEZCLA:** Includes fields for "Peso molecular A/B" (Kg/Kmol), "Viscosidad del gas/líquido" (Kg/ms), "Tensión superficial" (N/m), and "Densidad del líquido" (Kg/m³).
- Identificaciones de componentes:** Includes fields for "Componente A" and "Componente B".
- DISEÑO PRELIMINAR DEL PLATO:** Includes fields for "Material" (Acero Inoxidable), "Espaciamiento entre platos" (m), "Espesor de plato" (mm), "Diámetro de orificio" (m), "% de área por derramadero", "Pitch" (mm), "Altura de compuerta" (m), and "Altura de sello de vertedero" (m).

There are also two diagrams: one showing a tray with a grid of holes and a liquid flow pattern, and another showing a "Método de diseño" (Design Method) selection box with options: "Treybal", "Kister", and "Comparación".

Figura 5.1 Pestaña principal para la recopilación de datos

Esta hoja de Excel se encuentra en la pestaña identificada como “Principal” y en la cual se solicita al usuario ingrese los datos necesarios para realizar el diseño del plato, esta solicitud es dividida en tres secciones.

La primera corresponde a los datos del proceso, tales como la presión y temperatura, pendiente de la curva de equilibrio y la tendencia a formar espuma del sistema. También se solicita la rapidez, difusividad y porcentaje mol del vapor y líquido, es importante señalar que en cada uno de los datos solicitados se indican las unidades en las cuales el usuario debe ingresar los valores.

DATOS DE PROCESO			
Presión	<input type="text"/>	atm	Temperatura <input type="text"/> °C
Pendiente de la curva de equilibrio	<input checked="" type="radio"/> Si	<input type="radio"/> No	<input type="button" value="ACEPTAR"/>
Tendencia a formar espuma	<input type="radio"/> Baja	<input type="radio"/> Media	<input type="radio"/> Alta
			<input type="button" value="ACEPTAR"/>
<i>Condiciones de vapor</i>			
Rapidez de vapor	<input type="text"/>	Kg/s	Porcentaje mol <input type="text"/> %
Difusividad AB	<input type="text"/>	m ² /s	
<i>Condiciones de líquido</i>			
Rapidez de líquido	<input type="text"/>	Kg/s	Porcentaje mol <input type="text"/> %
Difusividad AB	<input type="text"/>	m ² /s	

Figura 5.2 Datos del proceso

En caso de indicar que la pendiente de la curva de equilibrio es conocida se despliega una ventana que solicita que se ingrese este valor, en caso contrario se considera que el valor de la pendiente de la curva de equilibrio es 1, sin embargo, este valor no será considerado para realizar la determinación de la eficiencia del plato.

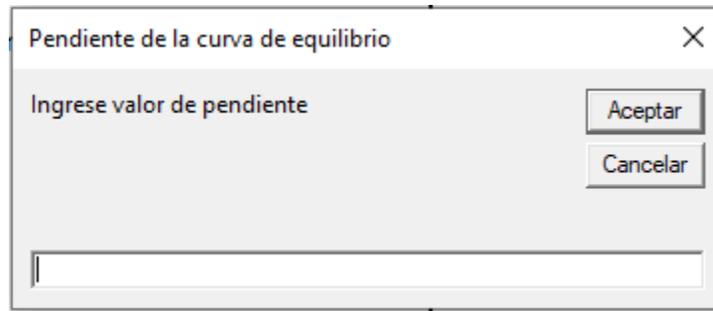


Figura 5.3 Despliegue de la venta para indicar la pendiente de la curva de equilibrio

En la segunda sección se solicita la identificación de los componentes y las propiedades físicas de la mezcla, como el peso molecular de cada componente, la viscosidad para ambas fases, la tensión superficial y densidad del líquido, así como el factor de reducción del sistema.

PROPIEDADES FÍSICAS DE LA MEZCLA					
Peso molecular A	<input type="text" value="93.136"/>	Kg/K _{mol}	Peso molecular B	<input type="text" value="18.02"/>	Kg/K _{mol}
Viscosidad del gas	<input type="text" value="0.000012"/>	Kg/ms	Viscosidad del líq.	<input type="text" value="0.003"/>	Kg/ms
Tensión superficial	<input type="text" value="0.058"/>	N/m	Densidad del líq.	<input type="text" value="961"/>	Kg/m ³
Factor de reducción	<input type="text" value="0.85"/>	<input type="button" value="Info"/>			
<i>Identificaciones de componentes</i>					
Componente A	<input type="text" value="Anilina"/>	Componente B	<input type="text" value="Agua"/>		

Figura 5.4 Propiedades físicas de la mezcla

Como información adicional se han proporcionado algunos valores reportador para el factor de reducción, esta información se muestra dando clic en el botón "Info" colocado a un costado de la celda donde se debe colocar dicho valor, en caso de no conocer el valor el factor de reducción del sistema se recomienda considerarlo como un sistema no espumante e indicar 1 como el factor de reducción.

Factor de reducción	
General	
No espumantes	1.0
Alta presión $pG > 1.8$	$1.21 / pG^{0.32}$
Baja tendencia a formar espuma	
De-propnizadores	0.9
Despojadores H ₂ S	0.9-0.85
Sistemas que maneja flúor	0.9
Regeneradores de carbonato caliente	0.9
Moderada tendencia a formar espuma	
De-etanizadores (absorción-cima)	0.85
De-etanizadores (absorción-fondos)	1.0-0.85
De-etanizadores (refrigeración-cima)	0.85-0.8
De-etanizadores (refrigeración-fondo)	1.0-0.85
De-metanizadores (absorción-cima)	0.85
De-metanizadores (absorción-fondos)	1.0-0.85
Absorbedores de aceites pesados ($T < -32^{\circ}\text{C}$)	0.85
Absorbedores de aceites pesados ($T > -32^{\circ}\text{C}$)	0.95-0.8
Columnas de crudo, atmosféricas	1.0-0.85
Columnas de crudo, a vacío	0.85-0.8
Sistema furfural	1.0-0.85
Sistema sulfolano	0.85
Regeneradores de amina	0.85-0.6
Regeneradores de glicol	0.85
Absorbedores de carbono caliente	0.65
Lavado caustico	0.65
Alta tendencia a formar espuma	
Absorbedores de amina	0.8 - 0.73
Absorbedores de glicol	0.73 - 0.5
Despojadores de agua ácida	0.7-0.5
Unidades de metil-etil cetona	0.6

Figura 5.5 Compendio del factor de reducción

Finalmente, en la tercera sección se solicita al usuario indicar valores preliminares de algunos componentes internos del plato, los cuales son, espaciamento entre platos, espesor del plato, diámetro del orificio, el porcentaje del área del derramadero, el valor del pitch multiplicado por el diámetro de orificio, la altura de la compuerta y la altura del sello del vertedero, para esto se ha decidido colocar como material de construcción del plato, acero inoxidable.

DISEÑO PRELIMINAR DEL PLATO

Material	<input type="text" value="Acero Inoxidable"/>		
Espaciamiento entre platos	<input type="text"/>	m	<input type="button" value="Info"/>
Espesor de plato	<input type="text"/>	l/d _o	<input type="button" value="Info"/>
Diámetro de orificio	<input type="text"/>	m	<input type="button" value="Info"/>
% de área por derramadero	<input type="text"/>	%	<input type="button" value="Info"/>
Pitch * d _o	<input type="text"/>	*d _o	
Altura de compuerta	<input type="text"/>	m	<input type="button" value="Info"/>
Altura de sello de vertedero	<input type="text"/>	m	<input type="button" value="Info"/>

Figura 5.6 Diseño preliminar del plato

Como guía para seleccionar los valores preliminares de los componentes internos del plato se proporcionan algunos datos heurísticos para el espaciamiento entre platos, el espesor del plato, diámetro de orificio, el porcentaje de área por derramadero, la altura de compuerta y la altura del sello del vertedero, para desplegar esta información es necesario dar clic en los botones de “Info” colocados a un costado de cada una de las celdas donde se deberán colocar los valores mencionados anteriormente. A continuación, se muestran cada una de las ventanas que se proporcionan como apoyo.

- Espaciamiento entre platos

Espaciamiento entre platos		
Criterio	Valor (m)	Observaciones
General	0.45 - 0.6	Intervalo comercial
Más usado	0.152 - 1.37	Más económico y típicamente utilizado
$S > 0.9m$	> 0.9	Espaciamientos inferiores a 0.3m generalmente no son suficientes para permitir la separación
$S < 0.3m$	< 0.3	Espaciamientos superiores a 0.9 m no representan ganancias significativas en la eficiencia de plato y conduce a un costo excesivo

Figura 5.7 Espaciamiento entre platos

- Espesor de plato

Diámetro de orificio(mm)	Espesor de plato / diámetro de orificio	
	Acero inoxidable	Acero al carbón
3.0	0.65	---
4.5	0.43	---
6.5	0.32	---
9.0	0.22	0.50
12.0	0.16	0.38
15.0	0.17	0.30
18.0	0.11	0.25

Figura 5.8 Espesor de plato

- Diámetro del orificio

Diámetro de orificio		
Caso	do (mm)	Observaciones
Comercial	1.59 - 25.4	Intervalo comercial de diámetros de orificio. Depende de la aplicación y el espesor
Usual	3.175 - 9.525	Intervalo recomendado como base preliminar de de diseño.
Impurezas	19.05 - 9.525	Recomendado debido a que no retiene sólidos en la superficie
Valores pequeños	< 9.525	Es necesario utilizar láminas de acero inoxidable para evitar formación de colonias de hongos que afectan sensiblemente el área de orificio

Figura 5.9 Diámetro de orificio

- Porcentaje de área por derramadero

Porcentaje de área por derramadero		
Longitud del derramadero	Distancia al centro de la torre	Porcentaje del área transversal de la torre utilizada por el vertedero
0.55(dT)	0.4181(dT)	3.877
0.60(dT)	0.3993(dT)	5.257
0.65(dT)	0.2516(dT)	6.899
0.70(dT)	0.3562(dT)	8.808
0.75(dT)	0.3211(dT)	11.255
0.80(dT)	0.1991(dT)	14.145

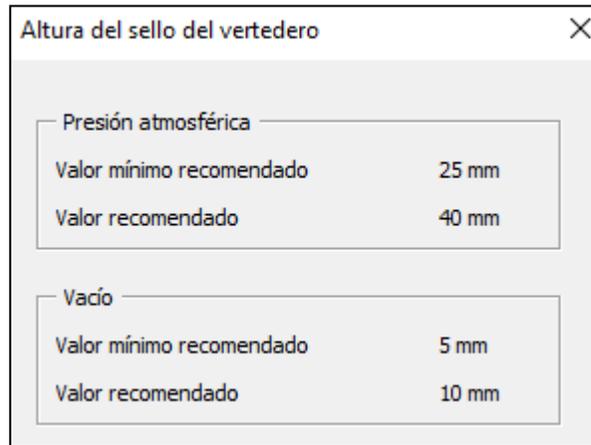
Figura 5.10 Porcentaje de área por derramadero

- Altura de compuerta

Altura de compuerta	
Altura de compuerta mínima	50 mm
Altura de compuerta máxima	100 mm

Figura 5.11 Altura de compuerta

- Altura del sello del vertedero



The image shows a dialog box titled "Altura del sello del vertedero" with a close button (X) in the top right corner. It contains two sections: "Presión atmosférica" and "Vacío". Each section lists a "Valor mínimo recomendado" and a "Valor recomendado".

Presión atmosférica	
Valor mínimo recomendado	25 mm
Valor recomendado	40 mm

Vacío	
Valor mínimo recomendado	5 mm
Valor recomendado	10 mm

Figura 5.12 Altura de sello del vertedero

Cuando todos los datos han sido proporcionados, se debe dar clic en el botón de “Aceptar” colocado en la parte inferior de esta hoja de cálculo para guardar todos los datos proporcionados o bien si lo que se desea es borrar los datos para comenzar un nuevo diseño se debe dar clic en la opción “Limpiar”.

5.2 Resumen de datos

Una vez ingresados todos los datos solicitados y habiendo dado clic en cada uno de los botones Aceptar de la pestaña “Principal”, se puede dirigir a la pestaña “Datos” donde se muestra un resumen de los datos ingresados y otros determinados a partir de estos, tales como la fracción mol del vapor y el líquido, el peso molecular promedio para el líquido y el vapor, la densidad del gas, el flujo volumétrico del gas y el líquido, la relación F_{LG} y el valor del pitch. A continuación, se muestra el resumen de estos datos para el caso presentado en el capítulo 3.

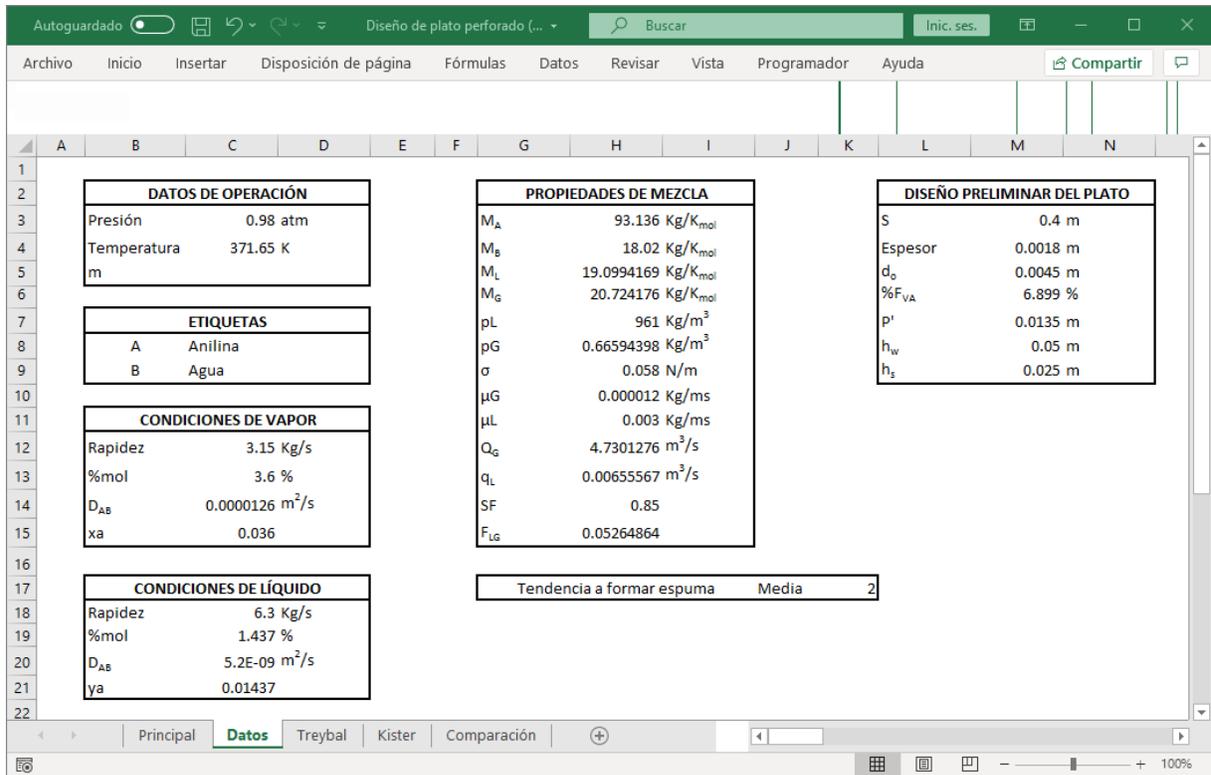


Figura 5.13 Resumen de datos para ejemplo presentado en el capítulo 3.

5.3. Comparativa entre los métodos de diseño de platos perforados

Cuando se ha comprobado que todos los datos ingresados son correctos, en la pestaña “Principal” el usuario puede elegir mediante que método desea realizar el diseño del plato perforado.

Método de diseño

Treybal

Kister

Comparación

Figura 5.14 Selección de método de diseño

En caso de seleccionar como método de diseño el de Robert E. Treybal, se debe indicar “Treybal” como método de diseño y al dar “Aceptar” automáticamente se redireccionará a la hoja de cálculo etiquetada como “Treybal” en donde se mostrará los valores de diseño obtenidos mediante los datos proporcionados.

	Propiedad	Valor	Unidad
	A_a	1.88307	m^2
	A_d	0.17556	m^2
	A_L	0.02925	m^2
	A_N	2.36913	m^2
	A_o	0.18977	m^2
	A_T	2.54469	m^2
M	C	0.90576	m
É	C_o	5.29186	
T	C_{SB}	0.08494	
O	$D_{E,L}$	---	m^2/s
D	d_T	1.80000	m
O	D_G	7.69663	
D	E_{MG}	0.59701	
E	E_{OG}	---	
D	f	0.03423	
I	h_D	0.15268	m
S	h_{EL}	0.00768	m
E	h_G	0.18425	m
Ñ	h_L	0.02336	m
O	h_{ow}	0.02168	m
D	h_R	0.00821	m
E	h_s	0.02500	m
D	h_v	0.19193	m
R	h_w	0.05000	m
O	n	---	
B	N_G	---	
E	N_L	---	
R	N_{OG}	---	
T			

Figura 5.15a Valores de diseño obtenido mediante el método reportado por Robert E. Treybal

	A	B	C	D	E	F	G
24	E	h_s	0.02500	m			
25		h_v	0.19193	m			
26	R	h_w	0.05000	m			
27	O	n	---				
28	B	N_G	---				
29	E	N_L	---				
30	R	N_{OG}	---				
31	T	$P_{E,L}$	---				
32	E	Re	6,224.58544				
33	.	Re_p	276.64824				
34		Sc_G	---				
35	T	Sc_L	600.33619				
36	R	u_a	2.51192	m/s			
37	E	u_N	3.22561	m/s			
38	Y	u_o	24.92536	m/s			
39	B	u_{op}	2.41921	m/s			
40	A	u_{ow}	2.23241	m/s			
41	L	W	1.17000	m			
42		W_{eff}	1.11633	m			
43		z	1.48500	m			
44		ΔP	292.60907	N/m ²			
45		θ_L	---	s			
46		λ	---				
47		ψ	0.05845				
48							
49		Francis (Ecuación mejorada)					
50		1/W	0.855457698				
51							
52		Comprobar diseño					
53							
54							

Figura 5.15b Continuación de los valores de diseño obtenido mediante el método reportado por Robert E. Treybal

En la parte inferior de esta hoja de cálculo se muestra la opción “Comprobar diseño” la cual realiza una determinación rápida para comprobar que los valores de caída de presión se encuentran dentro de lo recomendado, además de determinar si las

limitantes hidráulicas de lloriqueo e inundación están presentes en el diseño obtenido.

En caso de seleccionar como método de diseño el de Henry Kister se debe seleccionar la opción “Kister” como método de diseño y al dar “Aceptar” automáticamente se redireccionará a la hoja de cálculo etiquetada como “Kister”, donde se mostrará los valores de diseño obtenidos.

	A	B	C	D	E	F
2		Propiedad	Valor	Unidad		
3		A_{ca}	1.67965	m^2		
4		A_{cd}	0.09605	m^2		
5		A_{cl}	0.02763	m^2		
6		A_{cl}		m^2		
7		A_{co}	0.16890	m^2		
8		A_{cr}	2.26980	m^2		
9		C		m		
10		C_{co}	0.62428			
11	M	C_{SB}	0.08795			
12	É	$D_{\text{e,L}}$	---	m^2/s		
13	T	d_{r}	1.70000	m		
14	O	D_{co}	6.86520			
15	D	E_{MG}	0.59612			
16	O	E_{DG}	---			
17	D	f	---			
18	E	h_{D}	0.07092	m		
19		h_{EL}	0.00861	m		
20	D	h_{G}	0.12054	m		
21	I	h_{L}	0.04005	m		
22	S	h_{ow}		m		
23	E	h_{R}	0.00957	m		
24	Ñ	h_{s}	0.02500	m		
25	O	h_{v}	0.12916	m		
26	D	h_{w}	0.05000	m		
27	E	n	---			
28	H	N_{G}	---			
29	E	N_{L}	---			
30	N	N_{DG}	---			
31	R	n				

Figura 5.16a Valores de diseño obtenido mediante el método reportado por Henry Kister.

	A	B	C	D	E	F
22	E	h_{ow}		m		
23	Ñ	h_R	0.00957	m		
24	O	h_s	0.02500	m		
25	D	h_v	0.12916	m		
26	E	h_w	0.05000	m		
27		n	---			
28	H	N_G	---			
29	E	N_L	---			
30	N	N_{OG}	---			
31	R	$P_{E,L}$	---			
32	Y	Re	---			
33	K	Re_p	310.83777			
34	I	Sc_G	---			
35	S	Sc_L	600.33619			
36	T	u_a	2.81613	m/s		
37	E	u_N	3.33978	m/s		
38	R	u_o	28.00576	m/s		
39		u_{op}	2.50483	m/s		
40		u_{ow}	17.04378	m/s		
41		W	1.10500	m		
42		W_{eff}	---	m		
43		z		m		
44		ΔP	458.64782	N/m^2		
45		θ_L	---	s		
46		λ	---			
47		ψ	0.01492			
48						
49		Comprobar diseño				
50						
51						
52						

Figura 5.16b Continuación de valores de diseño obtenidos mediante el método reportado por Henry Kister.

Al igual que en el caso anterior se tiene la opción de comprobar diseño, el cual cumplirá la misma función que se descubrió anteriormente.

Finalmente, si lo que se desea es obtener la comparación entre ambos métodos se debe seleccionar la opción “Comparación”, la cual redirecciona automáticamente a la hoja de cálculo etiquetada como Comparación, donde se mostrará los valores de diseño obtenidos para ambos métodos, esto ayudará al usuario a realizar una comparación rápida entre ambos métodos, adicionalmente en esta hoja se muestra la nomenclatura utilizada para cada variable como fin informativo.

Propiedad	TREYBAL	KISTER	Unidad
	Valor	Valor	
A_a Área activa	1.88307	1.67965	m^2
A_d Área transversal del canal de descenso	0.17556	0.09605	m^2
A_L Área libre entre el fadón del vertedero y el plato	0.02925	0.02763	m^2
A_N Área neta	2.36913	2.22165	m^2
A_o Área de orificio	0.18977	0.16890	m^2
A_T Área transversal de la columna	2.54469	2.26980	m^2
C Distancia del centro del plato a la compuerta	0.90576		m
C_o Parámetro para el cálculo de la caída de presión del plato seco	5.29186	0.62428	
C_{SB} Constante de inundación de Souders -Brown	0.08494	0.08795	
$D_{E,L}$ Coeficiente de difusividad de remolino en la fase líquida	---	---	m^2/s
d_T Diámetro de la columna	1.80000	1.70000	m
D_o Número de tensión superficial	7.69663	6.86520	
E_{MG} Eficiencia de Murphree del plato con relación al gas	0.59701	0.59612	
E_{OG} Eficiencia de punto de Murphree con relación a la fase gas	---	---	
f Factor de fricción	0.03423	---	
h_D Pérdida de presión en el plato seco	0.15268	0.07092	m
h_{EL} Pérdida de presión debido a la entrada del líquido en el plato	0.00768	0.00861	m
h_G Pérdida de presión total del gas en el plato	0.18425	0.12054	m
h_L Pérdida de presión a través de la masa aireada en el plato	0.02336	0.04005	m
h_{ow} Altura del líquido sobre el vertedero	0.02168	0.02264	m
h_R Pérdida de presión residual debido a la formación de burbujas	0.00821	0.00957	m
h_s Altura del sello del vertedero	0.02500	0.02500	m

Figura 5.17a Comparación de los valores de diseño obtenidos mediante los métodos reportados por Robert E. Treybal y Henry Kister

	A	B	C	D	E	F	G
25	MÉTODOS REPORTADOS	h_v	Altura del sello del vertedero	0.02500	0.02500	m	
26		h_w	Retroceso del líquido en el vertedero	0.19193	0.12916	m	
27		h_u	Altura del vertedero a la salida	0.05000	0.05000	m	
28		n	Contador representativo del número de plato	---	---		
29		N_G	Número de unidades de transferencia de masa referido a la fase gaseosa	---	---		
30		N_L	Número de unidades de transferencia de masa referido a la fase líquida	---	---		
31		N_{OG}	Número global de unidades de transferencia referido a la fase gaseosa	---	---		
32		$P_{E,L}$	Número de Péclet referido a la fase líquida	---	---		
33		Re	Número de Reynolds	6,224.58544	---		
34		Re_p	Número de Reynolds modificado para el plato	276.64824	310.83777		
35		Sc_G	Número de Schmidt de la fase gaseosa	---	---		
36		Sc_L	Número de Schmidt de la fase líquida	600.33619	600.33619		
37		u_a	Velocidad del gas basada en el área activa	2.51192	2.81613	m/s	
38		u_N	Velocidad del gas basada en el área neta	3.22561	3.33978	m/s	
39		u_o	Velocidad del gas basada en el área de orificio	24.92536	28.00576	m/s	
40		u_{op}	Velocidad de operación	2.41921	2.50483	m/s	
41		u_{ou}	Velocidad del líquido antes del punto de fliriqueo	2.23241	17.04378	m/s	
42		W	Longitud del vertedero	1.17000	1.10500	m	
43		W_{eff}	Longitud efectiva del vertedero	1.11633	---	m	
44		z	Promedio aritmético entre el diámetro de la columna y el vertedero	1.48500	---	m	
45		ΔP	Pérdida de presión en el plato	292.60907	458.64782	N/m ²	
46		θ_L	Tiempo de residencia del líquido en la espuma	---	---	s	
47		λ	Relación entre las líneas de equilibrio y operación (inverso de factor de absorción)	---	---		
48		ψ	Fración molar del líquido arrastrado	0.05845	0.01492		
49							

Figura 5.17b Continuación de la comparación de los valores de diseño obtenidos mediante los métodos reportados por Robert E. Treybal y Henry Kister

CAPÍTULO 6. Discusión y análisis

Es importante analizar cada uno de los métodos desarrollados en las secciones anteriores, así como el efecto que tiene la modificación de los parámetros preliminares de diseño en el diseño final del plato, su eficiencia y las limitantes hidráulicas que el proceso pueda presentar.

6.1 Diferencias entre métodos reportados

Entre las diferencias existentes para el diseño de un plato perforado de los métodos reportados, podemos mencionar.

Velocidad de inundación. La diferencia en el cálculo de la velocidad de inundación consiste en la correlación empleada para calcular la constante de Souder -Brown.

- Treybal plantea el uso la correlación 2.22 (Fair) para el cálculo de la C_{SB} , esta correlación ha sido el estándar dentro de la industria para la predicción de la inundación por arrastre y fue recomendada por la mayoría de los diseñadores, indistintamente del sistema y condiciones que se tengan, sin embargo otros autores, han reportado que dicha correlación presenta mejores resultados cuando el sistema es no espumante o tiene baja tendencia a formar espuma, así como cuando el diámetro de orificio es de $\frac{1}{2}$ pulgada o menor.
- Kister desarrolló la correlación 2.24 (Kister – Hass) la cual intenta predecir la inundación por arrastre en aspersión, debido a que este tipo de inundación es más común que la inundación por arrastre de espuma, las variables que afectan el primer tipo de inundación difieren de aquellas que afectan el segundo tipo, entre las variables a considerar para esta correlación podemos mencionar las propiedades físicas de los componentes, las variables de operación y la geometría del plato.

Área transversal del plato. Para determinar el área transversal del plato ambos métodos calculan el área que es ocupada por los vertederos.

- Treybal hace uso de la tabla 2.5 para que el diseñador pueda seleccionar el porcentaje del área transversal de la columna que será ocupada por el vertedero, una vez que se ha seleccionado este porcentaje, a través de la ecuación 2.5 será relacionado con el área neta del plato para posteriormente calcular el área transversal de la columna.
- Kister presenta la tabla 2.6 en donde se relaciona la velocidad del líquido claro que fluye de a través del área transversal del plato superior al vertedero, la tendencia a formar espuma del sistema y el espaciamiento entre platos, el diseñador debe seleccionar la velocidad que mejor se adecue a las condiciones de su sistema, para posteriormente calcular el área que es ocupada por el vertedero mediante el flujo volumétrico del líquido y a través de la ecuación 2.4 poder calcular el área transversal.

Altura del líquido sobre el derramadero.

- Kister calcula la altura del líquido sobre el derramadero a partir de la correlación 2.41 (Bolles, empírica) la cual se encuentra basada en una relación entre el flujo volumétrico del líquido y factor F_w , este factor engloba una corrección por la distorsión del patrón del flujo de líquido a medida que este se acerca al derramadero.
- Treybal plantea el uso de la correlación 2.39 (Francis, mejorada) la cual muestra la relación entre la longitud del derramadero, flujo volumétrico del líquido y la longitud efectiva del derramadero, esta última se determina debido a que la función del derramadero es obstruida por los lados curvos de la columna, por lo cual la longitud del vertedero puede ser representada como una cuerda del círculo de diámetro d_T la cual se encuentra alejada centro del derramadero real por la cresta del mismo.

Pérdida de presión del plato seco.

- Treybal hace uso de la correlación 2.26 (Hunt) la cual está basada en las pérdidas de presión del gas a la entrada y salida, así como en las pérdidas de presión debido a la fricción que produce el paso del gas en las perforaciones, de esta correlación se puede ver que la caída de presión del plato seco depende de la velocidad del gas en las perforaciones y de la relación entre el área perforada y el área neta del plato.
- Por su parte Kister hace uso de la correlación 2.27 (Economopoulos) la cual se ve afectada principalmente, por el área fraccional perforada y la relación entre el diámetro de las perforaciones y de la columna.

Cabeza hidráulica. En la región perforada del plato, el líquido se encuentra en forma de espuma, la cabeza hidráulica es por lo tanto la altura que el líquido tendría si la espuma coalesciera. Para ambos métodos esta altura depende de un factor de aireación, sin embargo, Treybal presenta la correlación 2.30 (Foss y Gerster) la cual engloba este factor mediante variables que lo modifican, mientras Kister hace uso de la correlación 2.31 (Fair) la cual obliga a realizar la determinación directa de este factor.

Pérdida de presión del gas residual. Se considera que esta pérdida se debe principalmente al resultado de vencer la tensión superficial cuando el gas sale a través de las perforaciones.

- En el caso de la correlación 2.33 (Madigan) utilizada por Treybal se basa en el exceso de presión en las burbujas que crecen durante un tiempo finito mientras fluye el gas.
- Kister hace uso de la correlación 2.35 (Bennet) la cual no sólo toma en cuenta lo mencionado anteriormente, sino que además considera que se encuentra en un sistema con tendencia a formar espuma, si el sistema se encontrará en

régimen de roció, Kister señala que es mejor hacer uso de la correlación 2.34 (Fair).

Lloriqueo. En ambos casos una de las variables fundamentales para la determinación de esta velocidad es la altura del líquido claro, sin embargo, la determinación de esta limitante hidráulica se realiza por diferentes correlaciones.

- Kister hace uso de la correlación 2.18 (Edujee) la cual es considerado por diversos autores como la correlación más simple para el cálculo de la velocidad mínima del gas antes del punto de lloriqueo.
- Treybal utiliza la correlación 2.15 (Treybal) esta es una adaptación de un estudio que de acuerdo con sus propios comentarios posee mejores resultados al momento de determinar la velocidad mínima del gas antes del punto de lloriqueo.

Arrastre.

- Treybal determina el arrastre por medio de la correlación 2.11 (Economopoulos), la cual se encuentra expresada como una fracción adimensional de los moles del líquido arrastrado por los moles del gas, para el autor el arrastre depende principalmente del parámetro de flujo, es decir, del factor de inundación y no de las propiedades del sistema.
- Kister determina el arrastre mediante la correlación 2.14 (Kister - Haas) la cual considera un arrastre en régimen de aspersion y se encuentra expresada como una fracción adimensional de la masa del líquido arrastrado por la masa de vapor, de esta correlación podemos observar que el arrastre en régimen aspersion depende de la velocidad del gas, la carga del líquido, el espaciamento entre platos y la geometría del plato. Los autores también observaron que la retención de la carga del líquido juega un papel importante en la predicción del arrastre, por lo cual, consideraron que dicha retención en el régimen de aspersion sería similar al presentado en el régimen de transición,

esta aseveración resulta errónea para diversos autores que han demostrado que el comportamiento no es similar, por otra parte, esta correlación también expresa la dependencia del arrastre por aspersion con algunas propiedades físicas de la mezcla a separar (tensión superficial, viscosidad del gas, densidad del líquido y el gas) entre ellas no se hace mención a la viscosidad del líquido debido a que un estudio realizado afirma que esta propiedad no afecta el arrastre del líquido si la viscosidad de este se encuentra en un intervalo de 0.89 - 2.42 cps.

Eficiencia. Para el caso de la determinación de la eficiencia ambos métodos hacen uso de la teoría de la doble película la cual es explicada en la sección 3.1 y el modelo de mezclado, la diferencia fundamental en la determinación de la eficiencia es la forma en cómo se calcula las unidades de transferencia de masa, en específico las unidades de transferencia de masa de la fase gaseosa, Treybal hace uso de las correlaciones presentadas por Gerster – Aiche donde se demuestra que la N_G dependen de las propiedades de la fase gaseosa, así como del diseño final del plato, Kister por su parte hace uso de las correlaciones presentadas por Chan – Fair en esta se muestra que el N_G es afectada por la relación de la energía cinética del gas comparada con la energía cinética del líquido (F_F), así como las densidades de espuma.

6.2 Efecto de las variables de diseño

En esta sección revisaremos los principales efectos de las variables de diseño en las limitantes hidráulicas del plato y especialmente en la eficiencia del plato.

6.2.1 Eficiencia

La eficiencia depende del equilibrio termodinámico del sistema, las propiedades de las sustancias, las condiciones de operación y las especificaciones del plato.

Propiedades de las sustancias

- Viscosidad: La eficiencia se incrementa en sistemas de baja viscosidad, debido a que el coeficiente de difusión aumenta, ocasionando una menor resistencia a la transferencia de masa en la fase líquida. Además, el área interfacial crece como consecuencia del menor tamaño de las burbujas formadas.
- Gradiente de tensión superficial: Se conoce que un gradiente de tensión superficial tiene un notorio efecto en la estabilidad de la espuma y en el tamaño de las burbujas.

Se define tres tipos de sistemas:

- Positivos, en los que el componente más volátil de la fase líquida presenta la menor tensión superficial.
- Negativos, si el componente más volátil de la fase líquida presenta la mayor tensión superficial.
- Neutros, cuando las tensiones superficiales de las sustancias en la fase líquida son similares.

De estos sistemas, los que presentan las mayores eficiencias son los positivos, en los que intervienen un fenómeno conocido como efecto Morangoni, por el cual el componente de la fase líquida, al que corresponde la menor volatilidad relativa, estabiliza las burbujas, favoreciendo el proceso de formación de espuma, puesto que la tensión superficial elevada impide que coalescan; en consecuencia, su tamaño es pequeño y se generan mayores áreas interfaciales.

Condiciones de operación.

- Patrones de flujo del líquido y gas y distribución deficiente. Al entrar el líquido en el plato pueden producirse diferentes patrones de flujo, que dependen de las velocidades del gas y el líquido, así como la configuración mecánica del plato.

Cuando se presenta el fenómeno de acanalamiento, se producen regiones estancadas en las fronteras curvas del plato. El líquido allí confinado alcanzará el equilibrio debido al elevado tiempo de residencia, por lo que el gas que cruza por estas regiones no participa en la transferencia de masa, con lo que disminuye la eficiencia del plato. El gas podría incluso viajar a través de toda la torre sin transferir masa, contaminando los platos superiores. Sin embargo, existen fenómenos en el plato que contrarresten este efecto, como la entrada de líquido fresco a las regiones de estancamiento por difusión transversal.

Por otra parte, el gas también sufre deficiencias en su distribución debido a gradientes hidráulicos en el plato, cuyos efectos sobre la eficiencia pueden ser significativos en platos grandes.

- Carga del líquido y el gas. Un incremento en la carga de gas reduce el tiempo de contacto con el líquido, pero aumenta el área interfacial. Generalmente domina el primer efecto y la eficiencia disminuye. Por otra parte, un aumento en la carga de líquido mejora la eficiencia, ya que existe mayor contacto con el gas.
- Presión. Al aumentar la presión, se incrementa la temperatura de equilibrio, por lo que disminuye la viscosidad y mejora la eficiencia.

Especificaciones mecánicas del plato

- Altura del vertedero. En la medida en que se incrementa la altura del canal de descenso aumenta el nivel del líquido en el plato, el tiempo de contacto entre las fases, el área interfacial y la eficiencia de plato, no sólo en regímenes de espuma y emulsión, sino en sistemas en los que la mayor resistencia a la transferencia de masa se presenta en la fase gaseosa. Sin embargo, si el canal de descenso es muy alto, el mayor nivel del líquido favorece el lloriqueo, que como se explicó anteriormente disminuye la eficiencia del plato.

- Área fraccional de flujo. Con un área fraccional de orificio baja, la hidráulica de plato comienza a ser regida por la formación cuasi-libre de burbujas, que generan áreas interfaciales que no son ideales para la transferencia de masa. Con áreas fraccionales altas, los orificios quedan muy cercanos y la interacción de las burbujas aumenta, favoreciendo el régimen de aspersion, pero generando áreas interfaciales que no son ideales. De esta manera, el área fraccionada de orificio tiene un valor óptimo, que por lo general es pequeño.
- Diámetro de orificio. El diámetro de orificio no modifica significativamente la eficiencia. Sin embargo, se ha reportado aumentos de eficiencia cuando se reduce el diámetro en sistemas de alta viscosidad y régimen de espuma, en régimen de aspersion presenta el efecto contrario.
- Longitud de trayectoria del líquido. Al aumentar el diámetro de columna, el tiempo de contacto es mayor y mejora la eficiencia, no obstante, largas trayectorias de flujo pueden acarrear zonas de estancamiento, que la disminuyen. Por lo tanto, se recomienda considerar ambos factores para establecer la conveniencia de utilizar platos con más pasos.

6.2.2 Limitaciones hidráulicas

Inundación por arrastre.

Entre las limitaciones hidráulicas, la más significativa respecto al flujo del gas, con la relación a la capacidad del plato diseñado, es el arrastre. Se sabe que factores bajos para la inundación producen tamaños grandes de platos y volúmenes crecientes de la torre, de esto se puede inferir que a mayor velocidad de inundación mayor será el área transversal del plato.

El arrastre máximo permisible es determinado por una combinación de factores hidráulicos (inundación por arrastre) y de la eficiencia (disminución por recirculación y cortocircuito del gas). Para disminuir la cantidad de líquido arrastrado entre platos se recomiendan las siguientes medidas, en orden de importancia.

- No operar en régimen de aspersión
- Incrementar el área de orificios
- Incrementar el diámetro de la columna
- Aumentar el espacio entre platos
- Disminuir la altura del derramadero.

Lloriqueo.

Generalmente es aceptable un lloriqueo de 20 a 25%, dado que no genera problemas significativos en la hidráulica y/o la eficiencia. Factores bajos de lloriqueo causan un aumento en la altura de la torre y/o caídas de presión indeseables. Para disminuir el lloriqueo se recomienda.

- Disminuir el área de orificios
- Disminuir el diámetro de los orificios
- Aumentar el paso entre orificios
- Aumentar el espesor del plato

El lloriqueo en las últimas filas puede evitarse aumentando la distancia entre los orificios respecto al derramadero a 0.1 – 0.2 m.

Inundación en el vertedero.

En caso de establecer que se presenta condiciones de inundación en el canal de descenso durante el diseño del plato, se recomienda aumentar el espacio entre el vertedero y el plato siguiente, aumentar el espaciamiento entre platos, el área de orificios y el diámetro de la columna.

Pérdida de presión.

La altura del vertedero, espesor del plato y diámetro de orificio, son los parámetros de construcción del plato que afectan la pérdida de presión del plato seco y la altura del líquido claro.

Para disminuir la caída de presión total puede procederse de la siguiente manera.

- Aumentar el área de orificios
- Incrementar el diámetro de la columna
- Disminuir el sello dinámico
- Utilizar orificios tipo boquilla en platos perforados, en esta práctica es poco usual ya que conlleva riesgos durante el mantenimiento.

Régimen de operación.

Por lo regular es deseable trabajar fuera del régimen de aspersion, porque genera eficiencias menores que bajo otros regímenes y favorece el arrastre del líquido.

Para evitar el régimen de aspersion es recomendable aumentar el área de orificios, el espaciado entre platos, el área activa o el diámetro de la columna. Puede acudirse también a la instalación de baffles anti - aspersion o al cambio de elementos promotores de contacto.

Formación de espuma estable.

La espuma estable en el plato es ocasionada por impurezas (sólidos), por sustancias de actividad superficial (Jabones, hidrocarburos en sistemas acuosos), por el manejo de múltiples fases líquidas o por operación bajo condiciones críticas. Los problemas para el manejo de este fenómeno están asociados con la dificultad para predecir su comportamiento y dinámica de formación. En la práctica, es necesario detectar el origen de la espuma para poder controlarla, en algunas ocasiones se puede recurrir al uso de agentes antiespumantes.

Conclusiones

Al diseñar los platos perforados para una columna de destilación se contaron con los datos de operación y las especificaciones del plato perforado (distribución de áreas, espaciado, diámetro y constituyentes internos) se realizó el diseño hidráulico y la determinación de su eficiencia, para la metodología presentada por Treybal y Kister según el análisis y modelamiento matemático presentado en el capítulo 2 y 3 respectivamente. También se diseñó una hoja de cálculo en Excel que mediante una programación sencilla con Visual Basic for Applications (VBA) permite realizar el diseño hidráulico y la determinación de la eficiencia para uno o ambas metodologías, es importante mencionar que ambas metodologías únicamente ofrecen la posibilidad de realizar un diseño preliminar del plato y los resultados obtenidos no deben utilizarse para realizar un diseño detallado del mismo, es decir aquellos diseños donde se consideran parámetros como número de pasos, variación en el tamaño y espaciamiento de los platos de la zona de enriquecimiento a la de agotamiento, etcétera, sin embargo, si proporcionan un buen acercamiento a un primer diseño con poco esfuerzo. Entre las ventajas de la hoja de cálculo diseñada se tiene, el despliegue de ventanas informativas que apoyan al usuario al momento de realizar la especificación del plato y el sistema, la opción de hacer un análisis rápido sobre las limitantes hidráulicas del diseño y la determinación de la eficiencia en aquellos casos donde la pendiente de la curva de equilibrio no es conocida evitando el uso de métodos gráficos, pero presentando una desviación estándar de $\pm 15\%$.

De acuerdo al análisis realizado en el capítulo 6 de este trabajo podemos concluir que para aquellos sistemas donde la formación de espuma sea importante, resulta conveniente utilizar el método reportado por Kister para realizar el diseño preliminar del plato, debido a que en la mayoría de las correlaciones empleadas y desarrolladas

por el autor el fenómeno de la formación de espuma tiene un efecto significativo en el diseño de los componentes internos del plato, sin embargo, si la tendencia a formar espuma no es significativa es recomendable hacer uso del método reportado por Treybal debido a la simplicidad que implica su desarrollo.

Bibliografía

- Anderson A. Ujile, L. A. (2013). Determination of plate efficiency of rectification column in refinery operations. *International Journal of Engineering and Technology*, 787 - 793.
- Binay K, D. (2009). *Principles of mass transfer and separation processes*. New Delhi: PHI Learning.
- Castellanos, O. (2011). *Análisis y diseño de platos y columnas de platos*. Colombia: UNAL.
- Coker, A. K. (1979). *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants (Vol 2.)*. United Kingdom: El sevier.
- Economopoulos, A. P. (1978). Computer design of sieve trays and tray columns. *Chemical Engineering*, 108-120.
- Georgia Institute of Technology. (1987). *Handbook of separation process technology*. USA: John Wiley & Sons.
- Gomis, A. M. (1998). *Introducción a las operaciones de separación. Cálculos por etapas al equilibrio*. Publicaciones Universitarias de Alicante.
- Gruyter Bosch, D. H. (2013). *Industrial Separation Processes*. Alemania: De gruyter.
- Iminabo, A. A. (2014). Evaluatin sieve tray flooding in a distillation column using Kister and Haas; and Fair's correlations. *Chemical and process engineering research Vol. 25*.
- Johann G. Stichlmair, J. R. (1998). *Distillation: Principles and Practices*. New York: Wiley - VCH.
- Johnson, J. A., Ablin, D. W., & Ernst, G. A. (USA). *Efficient petrochemical processes*. 2015: John Wiley & Sons, Inc.
- K.T. Chuang, K. N. (2000). Tray Columns: Design. *University of Alberta, Edmonton, Alberta Canada* , 1135 - 1140.
- Kister, H. Z. (1990). *Distillation Operation*. New York: McGraw-Hill Inc.
- Kister, H. Z. (1992). *Distillation design*. New York: McGraw Hill.
- López, J. C. (1991). *Introducción a los procesos, las operaciones unitarias y los fenómenos de transporte*. España: Reverté S. A.
- Ludwing, E. E. (1997). *Applied process design for chemical and petrchemical plants (Vol. 2)*. Houston, TX.: Butterworth - Heinemann.

- Marquez, J. A. (1999). *Fundamental Model for the prediction of distillation sieve tray efficiency*. University of Texas at Austin.
- Matther, V. W. (1967). *Distillation*. USA: McGraw-Hill.
- Richardson's, C. (1993). *Chemical Engineering*. New York: Elsevier.
- Robert Perry, D. G. (2008). *Perry's Chemical Engineering Handbook 8va. Edition*. McGraw Hill.
- Smith, D. (1963). *Design of equilibrium state processes*. McGraw Hill.
- Smith, W. L. (1973). *Unit Operations of Chemical Engineering*. New York: McGraw-Hill.
- Souders, J. D. (1998). *Separation Process Principles*. John Wiley & Sons, Inc.
- Thakore, S. B. (New York). *Introduction to Process Engineering and Design*. McGraw-Hill.
- Treybal, R. E. (1988). *Operaciones de transferencia de masa*. Estados Unidos: McGraw-Hill.
- Wankat, P. C. (2008). *Ingeniería de los procesos de separación*. México: Pearssn educación.
- Warren D. Seider, J. S. (2003). *Product & Process Design Principles (2° ed.)*. United State of America: Wiley.
- Winkle, M. V. (1962). *Distillation*. New York: McGraw-Hill.

Anexos

Anexo 1. Factor de reducción para casos típicos en la industria petrolera y petroquímica

Sistema	Factor (SF)
General	
No espumantes	1.0
Alta presión $\rho_G > 1.8$	$1.21 / \rho_G^{0.32}$
Baja tendencia a formar espuma	
De-propnizadores	0.9
Despojadores H ₂ S	0.9 - 0.85
Sistemas que manejan flúor (freones BF ₃)	0.9
Regeneradores de carbonato caliente	0.9
Moderada tendencia a formar espuma	
De-etanizadores (absorción-cima)	0.85
De-etanizadores (absorción-fondos)	1.0 - 0.85
De-etanizadores (refrigeración-cima)	0.85 - 0.8
De-etanizadores (refrigeración-fondos)	1.0 - 0.85
De-metanizadores (absorción-cima)	0.85
De-metanizadores (absorción-fondos)	1.0 - 0.85
De-metanizadores (refrigeración-cima)	0.8
De-metanizadores (refrigeración-fondos)	1.0
Absorbedores de aceites pesados (T < -32°C)	0.85
Absorbedores de aceites pesados (T > -32°C)	0.95 - 0.8
Columnas de crudo, atmosféricas	1.0 - 0.85
Columnas de crudo, a vacío	1.0 - 0.85
Sistema furfural	0.85 - 0.8
Sistema sulfolano	1.0 - 0.85

Regeneradores de amina	0.85
Regeneradores de glicol	0.85 - 0.6
Absorbedores de carbono caliente	0.85
Lavado caustico	0.65
Alta tendencia a formar espuma	
Absorbedores de amina	0.8 - 0.73
Absorbedores de glicol	0.73 - 0.5
Despojadores de agua ácida	0.7 - 0.5
Unidades de metil-etil cetona	0.6
Formación de espuma estable	
Regeneradores cáusticos	0.6 - 0.3
Absorbedores de síntesis de alcoholes	0.35

Anexo 2. Expresiones para el cálculo de la difusividad de remolino en la fase líquida

Autor	Expresión	Aplicación
Baker-Self	$D_{E,L} = \left(3.93 \times 10^{-3} + 0.0171 u_a + 3.67 \frac{q}{Z} + 0.18 h_w\right)^2$	
Zuiderweg	$D_{E,L} = 0.7711 \frac{\rho_G u_a^2}{\rho_L u_L} p h_c^2$	Régimen de aspersion
Zuiderweg	$D_{E,L} = 0.7711 h_c u_a \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5}$	Régimen de emulsión
Bennett	$D_{E,L} = 4(0.02366) [g h_{e\phi}]^{0.5}$	
Gilbert	$D_{E,L} = 0.0025 h_f^3 h_c^{-2}$	Platos perforados
Barker-Self	$D_{E,L} = 3.58 \times 10^{-4} \left(\frac{q_L}{h_c}\right)^{-0.02} h_c \left(\frac{h_c}{h_f}\right)^{-3.02}$	Platos perforados con $h_w=0.025$
Barker-Self	$D_{E,L} = 1.66 \times 10^{-3} \left(\frac{q_L}{h_c}\right)^{0.09} h_c \left(\frac{h_c}{h_f}\right)^{-2.91}$	Platos perforados con h_w entre 0.05 y 0.1

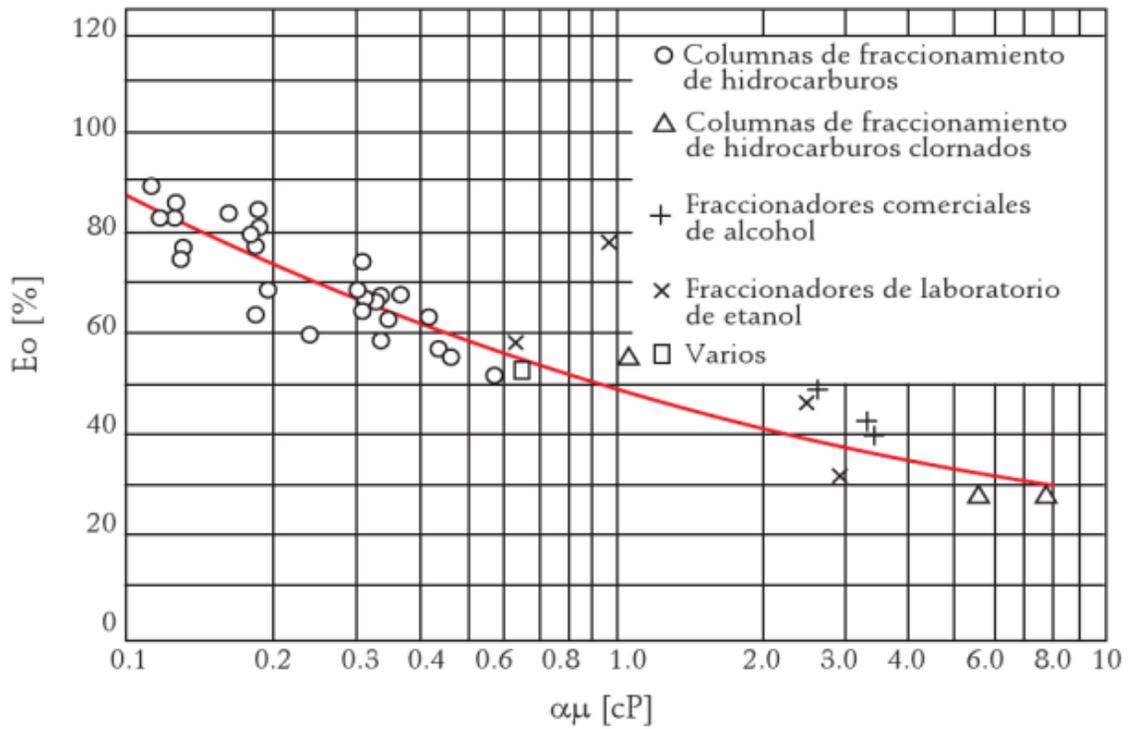
Harada	$D_{E,L} = 0.0036h_f u_a (u_o d_o)^{-0.37} \varepsilon^{-1}$	Platos perforados
Sterbacek	$D_{E,L} = \frac{0.6 \left(\frac{q_L}{h_c}\right) \left[0.57 \left(1 - \left(\frac{A_o}{A_a}\right)^2\right) u_o^2 \rho_G + \rho_L h_c g\right]}{42.1 \left[\left(\frac{h_c}{h_f}\right) \rho_L + \left(1 - \frac{h_c}{h_f}\right) \rho_G\right] g h_c}$	Platos perforados con Z=0.6
Shore-Haselden	$D_{E,L} = 0.31h_f \left[u_s \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5} \right]^{0.63}$	Platos perforados
Sohlo-Kinnunen	$D_{E,L} = 6.95 \times 10^{-3} \left(\frac{q_L}{h_c}\right)^{0.14} h_c \left(\frac{h_c}{h_f}\right)^{-2.86}$	Platos perforados

Anexo 3. Ecuaciones para el cálculo de densidad relativa de espuma

Autor	Expresión	Observaciones
Foss-Gerster	$\phi = 0.0859F_G^3 + 0.5165F_G^2 - 1.0863F_G + 0.9937$	Aunque el estudio se basó en el sistema aire agua, se ha aplicado con éxito en otros sistemas
Bolles	$\phi \geq 0.5$	Cuando no se tiene más información sobre las características hidráulicas del sistema.
Colwell	$\phi = \frac{1}{n + 1}$ $n = 12.6Fr^{0.4} \left(\frac{A_o}{A_a}\right)^{-0.25}$	
Bennett	$\phi = e^{-12.55F_c^{0.91}}$	Régimen de espuma
Azbel	$n = Fr^{0.5}$	
Takahashi	$n = \left[\frac{86}{5} Fr'\right]^{0.5}$	
Kawagoe	$n = 1.6Fr^{1/3} + 0.22Fr'$	
Kim	$n = \left[R \frac{Fr'}{2}\right]^{1/3}$	

$$R = 1 + \frac{Fr'}{6} + \left[\frac{\frac{Fr'}{2} + \frac{Fr'^2}{6} + \frac{Fr'^3}{108} + \left(\frac{Fr'^2}{4} + \frac{Fr'^3}{54} \right)^{0.5}}{2} \right]^{1/3}$$

Anexo 4. Correlación gráfica de O' Connell para la destilación



Anexo 5. Cálculo de las propiedades físicas promedio de la mezcla Anilina–Agua

- Peso molecular promedio del líquido

$$\overline{M}_L = \sum M_i x_i = \left(93.13 \frac{Kg A}{Kmol}\right) (0.01437) + \left(18.02 \frac{Kg B}{Kmol}\right) (1 - 0.01437)$$

$$\overline{M}_L = 19.10 \frac{Kg}{Kmol}$$

- Peso molecular promedio del gas

$$\overline{M}_G = \sum M_i y_i = \left(93.13 \frac{Kg A}{Kmol}\right) (0.036) + \left(18.02 \frac{Kg B}{Kmol}\right) (1 - 0.036)$$

$$\overline{M}_G = 20.72 \frac{Kg}{Kmol}$$

- Densidad del gas

$$\rho_G = \frac{P}{RT} \overline{M}_G = \frac{0.98 atm}{(0.08206 \frac{atm m^3}{Kmol k})(371.65 K)} \left(20.72 \frac{Kg}{Kmol}\right) = 0.6658 \frac{Kg}{m^3}$$

- Flujo del gas

$$Q = \frac{r_G * RT}{P * \overline{M}_G} = \frac{\left(3.15 \frac{Kg}{s}\right) \left(0.08206 \frac{atm m^3}{Kmol k}\right) (371.65 K)}{(0.98 atm) \left(20.72 \frac{Kg}{Kmol}\right)} = 4.73 \frac{m^3}{s}$$

- Flujo del líquido

$$q = \frac{r_L}{\rho_L} = \frac{\left(6.3 \frac{Kg}{s}\right)}{961 \frac{Kg}{m^3}} = 6.56 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

- Relación de flujos

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5} = \left(\frac{6.56 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{4.73 \frac{m^3}{s}}\right) \left(\frac{961 \frac{Kg}{m^3}}{0.6657 \frac{Kg}{m^3}}\right)^{0.5} = 0.0527$$