



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO
FACULTAD DE CIENCIAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**“DISEÑO Y SIMULACIÓN DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA DE
ETANOL-AGUA PARA LA EMPRESA HETWEEN”**

**TESIS DE GRADO PREVIA A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICA**

**PRESENTADO POR:
DANIEL ANTONIO CHUQUÍN VASCO**

RIOBAMBA-ECUADOR

2013

AGRADECIMIENTO

Agradezco en primer lugar a Dios, quien me da la oportunidad de llegar a este punto en mi vida donde estoy cumpliendo uno de mis objetivos. Gracias a mis Padres: Nelson y Laurita porque han sido un pilar muy importante en mi vida, y al mismo tiempo gracias a Lidia porque estuvieron a mi lado cuando más los necesite para levantarme y seguir adelante. De igual manera gracias a mis dos hermanos que han sido mi ejemplo tanto en el deporte como en el estudio, a mis tíos (ñaña Nelson y ñaña Tere) mis primos Calin, Jorge, Gato que han sido como mis hermanos y me han guiado juntos por un buen camino.

Por otra parte agradezco al Ing. Mario Villacrés, Ing. Mabel Parada y al Ing. Paúl Manobanda, gracias a su ayuda ha sido posible el desarrollo de este proyecto y han sido quienes me han sabido orientar y compartir sus conocimientos para hacer realidad este sueño anhelado.

Expreso una inmensa gratitud a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO, por haberme abierto sus puertas y por haberme recibido en sus aulas del saber.

Muchas Gracias

NOMBRE

FIRMA

FECHA

Dr. Silvio Álvarez

.....

.....

DECANO DE LA FAC. CIENCIAS

Ing. Mario Villacrés

.....

.....

DIRECTOR DE LA ESC. ING. QUIM ICA

Ing. Mario Villacrés

.....

.....

DIRECTOR DE TESIS

Ing. Mabel Parada

.....

.....

ASESOR DE TESIS

Sr. Carlos Rodríguez

.....

.....

DIRECTOR CENTRO DE DOC

HOJA DE RESPONSABILIDAD

Yo, Daniel Antonio Chuquín Vasco, soy responsable de las ideas y resultados expuestos en esta Tesis de Grado; y el patrimonio intelectual de la Tesis de Grado pertenece a la “ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO”

ÍNDICE DE ABREVIATURAS

| | |
|------------------|---|
| G: | Energía libre de Gibbs |
| T: | temperatura |
| P: | presión |
| n: | moles , número de componentes |
| i: | especie |
| m: | fase del sistema |
| x: | composición del líquido |
| y: | composición del vapor |
| H _v : | entalpía de la alimentación al punto de rocío |
| H _L : | entalpía de la alimentación al punto de ebullición |
| H _F : | entalpía de la alimentación |
| q: | número de moles de líquido saturado producido en el plato de alimentación por cada mol de alimentación que penetra a la torre |
| HTU: | altura de relleno equivalente a una unidad de transferencia |
| HETP: | altura de empaquetado equivalente a un plato teórico |
| G _m : | flujo molar del gas por unidad de superficie |
| L _m : | flujo molar del líquido por unidad de superficie |

HTU_G : Altura de una unidad de transferencia de fase gaseosa

Ψ : Parámetro para el material de relleno

$SC_G = \mu_G / \rho_G D_G$ Número de Schmidt para fase gaseosa

Z = Altura del empaquetado

D_G = coeficiente de difusión gaseosa.

K_1, k_2, k_3 constantes

μ_L : Viscosidad del líquido

ρ_L : Densidad del líquido

F : Flujo de alimentación (Kg/h)

D : Flujo del Destilado (Kg/h)

W : Flujo en la Corriente de Fondo (Kg)

X_F : Fracción molar de la alimentación

X_D : Fracción molar del destilado

X_w : Fracción molar en la corriente de fondo

M_F : Peso molecular medio de la mezcla de alimentación etanol-agua

V : Flujo de Vapor (kg/h)

M_D : Peso molecular del producto destilado (kg/kmol)

R : Reflujo

L: Flujo de líquido (kg/h)

λ_o : Relación de Flujo en el punto de inundación

$h_{L,FI}^o$: Líquido retenido en el Punto de Inundación (m^3m^{-3})

ϵ : Fracción de vacío relativo al empaque empleado (Pall Rings 25 mm x 25mm)

dh: Diámetro hidráulico (m)

a: Área de la superficie geométrica del empaque por unidad de volumen (m^2m^{-3})

dT: Diámetro de las gotas (m)

σ : tensión superficial del líquido para sistemas de gas / líquido (mNm^{-1})

$\Delta\rho$: variación de la densidad líquido-vapor (kg/m^3)

g: gravedad (m/s^2)

$\mu_{v,FI}$: velocidad del vapor den el Punto de Inundación, basado en la sección del área transversal de una columna vacía. (m/s)

Ψ_{FI} : Coeficiente de resistencia para un flujo de fase gaseosa en el Punto de Inundación.

$\frac{F_v}{F_{v,FI}}$: Capacidad relativa de vapor

ρ_v : Densidad de vapor (Kg/m^3)

μ_v : Velocidad de vapor (m/s)

As: Área de la Sección Transversal (m^2)

π : Constante

F_V : Factor de capacidad de vapor ($m/s \cdot \sqrt{kg/m^3}$)

μ_V : Velocidad de vapor (m/s)

μ_L : Carga específica del Líquido (m^3/m^2h)

η_L : Viscosidad Cinemática del Líquido (kg/ms)

K: Factor de pared

d_p : Diámetro de la partícula (m)

Rev: Número de Reynolds modificado de vapor

ν_V : Viscosidad dinámica del vapor (m^2/s)

μ : Factor de Forma del empaque irrigado

$\frac{\Delta p_o}{H}$: Caída de presión a través de una columna empacada seca (bar)

Rev: Número de Reynolds modificado de vapor

ϕ_p : Factor de forma del empaque seco

$\frac{\Delta p}{H}$: Caída de Presión a través de una columna empacada irrigada (Pa/m)

h_L : Líquido retenido (m^3m^{-3})

H: Altura de la columna empacada (m)

Δp : Caída de presión esperada (Pa)

m: Cantidad del producto (mezcla etanol-agua), lb

c_p : Calor específico de la mezcla etanol-agua, BTU/lb h

To: Temperatura final del producto en el tanque, °F,

| | |
|----------------|--|
| T_i : | Temperatura inicial del producto en el tanque, °F |
| \bar{h} : | Coefficiente de Transferencia de Calor (BTU/h* ft ² * °F) |
| K_c : | Conductividad Térmica del fluido a la temperatura promedio (BTU/h*ft**°F) |
| ρ_c : | Densidad del fluido a la temperatura promedio (lb/ft ³) |
| λ : | Calor latente de vaporización del vapor (BTU/lb) |
| g : | Gravedad (ft/h ²) |
| μ_{bc} : | Viscosidad del fluido a la temperatura promedio (lb/ft**°F) |
| L_1 : | Longitud vertical de la camisa (ft) |
| ΔT_f : | Variación de la temperatura de la película (°F) |
| t_{ic} : | Temperatura de ingreso del fluido a la camisa (°F) |
| t_i : | Temperatura inicial de la mezcla etanol-agua en el tanque (°F) |
| t_o : | Temperatura final de la mezcla etanol-agua en el tanque (°F) |
| m : | Cantidad del producto (mezcla etanol-agua), lb |
| C_p : | Calor específico del fluido a temperatura promedio (BTU/lb°F) |
| U_d : | Coefficiente de calor global de diseño (BTU/ h*ft ² *°F) |
| A_t : | Área de transferencia en la camisa. (ft ²) |
| h_j : | coeficiente de transferencia de calor lado de la camisa (BTU/ h*ft ² *°F) |
| h_b : | coeficiente de transferencia de calor lado del producto (BTU/ h*ft ² *°F) |

TABLA DE CONTENIDOS

Pp:

| | |
|---------------------------|-----|
| PORTADA | |
| AGRADECIMIENTO | |
| HOJA DE FIRMAS | |
| RESPONSABILIDAD DEL AUTOR | |
| ÍNDICE DE ABREVIATURAS | |
| INDICE DE TABLAS | |
| INDICE DE FIGURAS | |
| TABLA DE ECUACIONES | |
| INDICE DE ANEXOS | |
| RESUMEN..... | i |
| SUMARY..... | ii |
| INTRODUCCIÓN..... | iii |
| ANTECEDENTES..... | iv |
| JUSTIFICACIÓN..... | v |
| OBJETIVOS..... | vi |

CAPÍTULO I

| | | |
|----------|---|----------|
| 1 | MARCO TEÓRICO | 2 |
| 1.1 | ETANOL..... | 2 |
| 1.1.1 | <i>Características y aplicaciones del etanol</i> | <i>2</i> |
| 1.1.2 | <i>Etanol como combustible.....</i> | <i>3</i> |
| 1.2 | DESTILACIÓN | 3 |
| 1.2.1 | <i>Destilación extractiva de etanol.....</i> | <i>6</i> |
| 1.2.2 | <i>Equilibrio de fases</i> | <i>7</i> |
| 1.2.3 | <i>Especificaciones de la separación etanol-agua.....</i> | <i>7</i> |
| 1.3 | COLUMNAS EMPACADAS | 11 |

| | | |
|-----------|--|----|
| 1.3.1 | <i>Tipos de empaque</i> | 11 |
| 1.3.1.1 | Objetivos de los empaques..... | 12 |
| 1.3.2 | <i>Materiales de los empaques (empaques al azar)</i> | 13 |
| 1.3.3 | <i>Tamaño del empaque</i> | 14 |
| 1.3.4 | <i>Descripción general</i> | 16 |
| 1.3.5 | <i>Hidráulica de lechos empacados</i> | 17 |
| 1.3.5.1 | Flujo de dos fases | 17 |
| 1.3.5.1.1 | Regímenes de Flujo | 17 |
| 1.3.5.2 | Caída de Presión..... | 20 |
| 1.3.5.3 | Determinación del Punto de Inundación | 20 |
| 1.3.5.4 | Capacidad Máxima de Operación..... | 21 |
| 1.3.5.5 | Punto de Carga..... | 21 |
| 1.3.5.6 | Retención de Líquido..... | 21 |
| 1.3.5.7 | Humedecimiento..... | 22 |
| 1.3.5.8 | Altura del lecho empacado | 23 |
| 1.3.5.8.1 | Eficiencias del empaquetado (HTU Y HETP) | 24 |

CAPITULO II

| | | |
|----------|---|-----------|
| 2 | MARCO METODOLÓGICO | 28 |
| 2.1 | MÉTODOS..... | 28 |
| 2.1.1 | <i>METODO INDUCTIVO</i> | 29 |
| 2.1.2 | <i>METODO DEDUCTIVO</i> | 29 |
| 2.2 | TÉCNICAS..... | 29 |
| 2.2.1 | <i>NORMA TECNICA: Código ASME</i> | 29 |
| 2.2.1.1 | Sección VIII, División I, Subsección A..... | 30 |

| | | |
|-----------|--|-----------|
| 2.2.1.1.1 | Sección VIII, División I, Subsección B | 31 |
| 2.2.1.1.2 | Sección VIII, División I, Subsección C | 32 |
| 2.2.1.2 | Normas del TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) | 33 |
| 2.3 | LEYES O CORRELACIONES A UTILIZAR PARA DETERMINAR LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN | 43 |
| | <i>Altura de Transferencia de Masa de Vapor.....</i> | <i>44</i> |
| | <i>Altura de Transferencia de Masa de Líquido.....</i> | <i>44</i> |
| 2.4 | LEYES O CORRELACIONES A UTILIZAR PARA DETERMINAR LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DE LA CÁMARA DE EBULLICIÓN | 45 |
| 2.5 | LEYES O CORRELACIONES A UTILIZAR PARA DETERMINAR LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DEL CONDENSADOR (INTERCAMBIADOR DE TUBOS Y CORAZA) | 47 |

CAPITULO III

| | | |
|----------|---|-----------|
| 3 | CÁLCULOS Y RESULTADOS..... | 50 |
| 3.1 | DISEÑO CONCEPTUAL..... | 50 |
| | 3.1.1 <i>Descripción general del proceso de obtención de etanol.....</i> | <i>50</i> |
| | 3.1.2 <i>SISTEMA DE DESTILACIÓN.....</i> | <i>51</i> |
| 3.2 | DISEÑO PRELIMINAR O BASICO | 52 |
| | 3.2.1 <i>DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN</i> | <i>52</i> |
| | 3.2.2 <i>Especificaciones para el Diseño de la Columna de Destilación</i> | <i>53</i> |
| 3.3 | BALANCE DE MASA DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN | 54 |
| | 3.3.1 <i>Balace de Masa General</i> | <i>54</i> |
| 3.4 | CÁLCULO DE LOS FLUJOS Y VELOCIDADES DE FLUJO EN LA PARTE SUPERIOR DE COLUMNA..... | 55 |
| | 3.4.1 <i>Flujo de Alimentación (Mezcla etanol-agua) (Kmol/h)</i> | <i>55</i> |
| | 3.4.2 <i>Flujo de Destilado (Etanol)</i> | <i>55</i> |
| | 3.4.3 <i>Flujo de Fondo.....</i> | <i>56</i> |

| | | |
|-------|---|----|
| 3.4.4 | <i>Flujo de vapor en la parte superior de la columna</i> | 56 |
| 3.4.5 | <i>Flujo de condensado en la parte superior de la columna</i> | 57 |
| 3.5 | DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA EMPACADA..... | 57 |
| 3.5.1 | <i>Punto de Inundación</i> | 57 |
| 3.5.2 | <i>Líquido Retenido $h_{L^0,FI}$ en el Punto de Inundación</i> | 58 |
| 3.5.3 | <i>Líquido Retenido h_L basado en una columna vacía</i> | 58 |
| 3.5.4 | <i>Diámetro Hidráulico del lecho empacado</i> | 59 |
| 3.5.5 | <i>Diámetro de las gotas formadas</i> | 59 |
| 3.5.6 | <i>Velocidad del vapor en el Punto de Inundación</i> | 60 |
| 3.5.7 | <i>Velocidad de vapor</i> | 61 |
| 3.5.8 | <i>Área de la Sección Transversal</i> | 61 |
| 3.5.9 | <i>Diámetro de la Columna Empacada</i> | 62 |
| 3.6 | DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE VAPOR..... | 62 |
| 3.6.1 | <i>Factor de Capacidad de Vapor en el Punto de Inundación</i> | 62 |
| 3.6.2 | <i>Factor de Capacidad de Vapor</i> | 63 |
| 3.7 | DETERMINACIÓN DE LA CARGA ESPECÍFICA DEL LÍQUIDO | 63 |
| 3.8 | NÚMERO DE REYNOLDS DEL LÍQUIDO | 64 |
| 3.9 | DETERMINACIÓN DE LA ALTURA DE LA COLUMNA | 64 |
| 3.9.1 | <i>Diámetro de la Partícula</i> | 64 |
| 3.9.2 | <i>Factor de Pared</i> | 65 |
| 3.9.3 | <i>Número de Reynolds modificado de vapor</i> | 65 |
| 3.9.4 | <i>Caída de Presión a través de una columna empacada irrigada</i> | 66 |
| 3.9.5 | <i>Cálculo de la Altura de la Torre empacada en función de la Caída de presión a través de una columna empacada irrigada.</i> | 67 |
| 3.9.6 | <i>Determinación de HTEP (Height of Packing Equivalent to one Transfer Unit)</i> | 67 |

| | | |
|----------|--|----|
| 3.9.7 | <i>Altura de Transferencia de Masa de Vapor</i> | 69 |
| 3.9.8 | <i>Altura de Transferencia de Masa de Líquido</i> | 72 |
| 3.10 | DISEÑO DE LA CÁMARA DE EBULLICIÓN | 74 |
| 3.10.1 | <i>Especificaciones para el Diseño de la Cámara de Ebullición</i> | 74 |
| 3.10.2 | <i>Volumen de Alimentación al cilindro de ebullición</i> | 77 |
| 3.10.3 | <i>Altura del Cilindro</i> | 77 |
| 3.10.4 | <i>Cálculo Diferencia Media Logarítmica de temperatura</i> | 78 |
| 3.10.5 | <i>Balace de Energía</i> | 79 |
| 3.10.5.1 | <i>Calor Requerido para calentar la mezcla etanol-agua en el tanque</i> | 79 |
| 3.10.5.2 | <i>Número de REYNOLDS</i> | 80 |
| 3.10.5.3 | <i>Número de PRANDLT</i> | 81 |
| 3.10.5.4 | <i>Coefficiente de Transferencia de Calor (Lado del Producto (Mezcla Etanol-Agua))</i> | 81 |
| 3.10.6 | <i>Cálculos para el lado de la camisa</i> | 82 |
| 3.10.6.1 | <i>Flujo másico de fluido en la camisa</i> | 82 |
| 3.10.6.2 | <i>Flujo volumétrico de fluido en la camisa</i> | 83 |
| 3.10.6.3 | <i>Temperatura de pared</i> | 83 |
| 3.10.6.4 | <i>Temperatura de la película</i> | 84 |
| 3.10.6.5 | <i>Variación de la Temperatura de la Película</i> | 84 |
| 3.10.6.6 | <i>Coefficiente de Transferencia de Calor (Lado de la camisa)</i> | 84 |
| 3.10.7 | <i>Cálculo del coeficiente de pared del tanque</i> | 85 |
| 3.10.7.1 | <i>Coefficiente de Pared del Tanque</i> | 85 |
| 3.10.8 | <i>Cálculos del coeficiente de calor global</i> | 86 |
| 3.10.8.1 | <i>Coefficiente Global de Calor</i> | 86 |
| 3.10.9 | <i>Cálculos del coeficiente de calor de diseño</i> | 86 |
| 3.10.9.1 | <i>Coefficiente Global de calor de diseño</i> | 86 |
| 3.10.10 | <i>Tiempo requerido para el calentamiento</i> | 87 |
| 3.11 | DISEÑO DEL CONDENSADOR | 88 |

| | | |
|----------|--|-----|
| 3.11.1 | <i>Calor Requerido para la condensación</i> | 89 |
| 3.11.2 | <i>Cálculo del caudal másico de agua requerido</i> | 90 |
| 3.11.3 | <i>Cálculo del LMTD</i> | 91 |
| 3.11.4 | <i>Cálculo del número de tubos</i> | 93 |
| 3.11.5 | <i>Cálculos para el lado del tubo</i> | 94 |
| 3.11.5.1 | Número de Prandtl..... | 94 |
| 3.11.5.2 | Número de Reynolds del lado del tubo (Agua) | 94 |
| 3.11.5.3 | Factor de Fricción dado por el número de Reynolds | 94 |
| 3.11.5.4 | Número de Nusselt (Correlación de Petukhov- Kirililov para flujos turbulentos)..... | 94 |
| 3.11.5.5 | Coeficiente de calor del lado de los tubos | 95 |
| 3.11.6 | <i>Cálculos para el lado de la carcaza</i> | 96 |
| 3.11.6.1 | Diámetro Equivalente (Triángulo Pitch) | 96 |
| 3.11.6.2 | Radio del Tubo de paso | 96 |
| 3.11.6.3 | Diámetro Estimado de la Coraza | 97 |
| 3.11.6.4 | Área de flujo total de los tubos | 97 |
| 3.11.6.5 | Paquete de Flujo cruzado (Bundle Crossflow)..... | 98 |
| 3.11.6.6 | Número de Reynolds del lado de la Coraza (Vapor de Etanol)..... | 98 |
| 3.11.6.7 | Número de Prandtl..... | 99 |
| 3.11.7 | <i>Transferencia de Calor del lado de la Coraza por la Correlación de Kern</i> | 99 |
| 3.11.8 | <i>COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR</i> | 100 |
| 3.11.8.1 | Área de la Superficie Exterior-Coeficiente de transferencia de calor limpio..... | 100 |
| 3.11.8.2 | Área de Superficie del intercambiador de calor para condiciones limpias..... | 100 |
| 3.11.8.3 | Área de Superficie del intercambiador de calor considerando un 30% más por factores de ensuciamiento. | 100 |
| 3.11.9 | <i>CÁLCULO DE LA CAIDA DE PRESIÓN</i> | 101 |
| 3.11.9.1 | CAÍDA DE PRESIÓN EN EL TUBO..... | 101 |
| 3.12 | RESULTADOS DE DISEÑO | 102 |

| | | |
|----------|---|-----|
| 3.13 | SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN | 105 |
| 3.13.1 | <i>Aspen Hysis</i> | 105 |
| 3.13.2 | <i>Simulación</i> | 105 |
| 3.13.2.1 | Diseño de la Columna de Destilación | 107 |
| 3.13.3 | <i>Variables del Proceso</i> | 115 |
| 3.13.4 | <i>Diseño del Condensador (Intercambiador de Calor)</i> | 116 |
| 3.13.4.1 | Especificaciones del Intercambiador..... | 116 |
| 3.13.4.2 | Detalles Térmicos..... | 117 |
| 3.14 | INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS | 117 |

CAPITULO IV

| | | |
|----------|--|------------|
| 4 | CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... | 123 |
| 4.1 | CONCLUSIONES | 123 |
| 4.2 | RECOMENDACIONES | 124 |

INDICE DE TABLAS

| | |
|---|-----|
| <i>Tabla 1.3.1.1-1 Características de los Empaques al Azar</i> | 15 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-1 Datos de Concentración en la Alimentación, Destilado, Fondos</i> | 53 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-2 Condiciones de Operación</i> | 53 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-3 Propiedades Física de la Mezcla</i> | 53 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-4 Especificaciones Técnicas Anillos Pall Ring</i> | 54 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-1 Propiedades la mezcla Etanol-Agua</i> | 74 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-2 Propiedades del fluido en la camisa</i> | 75 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-3 Factores de Obstrucción</i> | 75 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-4 Propiedades del tanque y del agitador</i> | 76 |
| <i>Tabla 2.2.1.2-5 Propiedades de la Chaqueta</i> | 76 |
| <i>Tabla 3.10.9.1-1 Datos del Proceso</i> | 88 |
| <i>Tabla 3.10.9.1-2: Datos del lado caliente, Carcaza (Etanol: 20%, Agua: 80%)</i> | 88 |
| <i>Tabla 3.10.9.1-3 Datos del lado frío, Tubo (Agua: 100%)</i> | 88 |
| <i>Tabla 3.10.9.1-4 Variables Esenciales</i> | 89 |
| <i>Tabla 3.10.9.1-5 Geometría y Orientación del Tubo</i> | 89 |
| <i>Tabla 3.11.9.1-1 parámetros operacionales generales de diseño de la columna de destilación</i> | 102 |
| <i>Tabla 3.11.9.1-2 parámetros físicos de la columna de destilación</i> | 102 |
| <i>Tabla 3.11.9.1-3 Parámetros operacionales de diseño de la cámara de ebullición</i> | 103 |
| <i>Tabla 3.11.9.1-4 Parámetros físicos de diseño de la cámara de ebullición</i> | 103 |
| <i>Tabla 3.11.9.1-5 Parámetros operacionales de diseño del condensador (intercambiador de tubos y coraza)</i> | 103 |
| <i>Tabla 3.11.9.1-6 Parámetros físicos del diseño del intercambiador de calor (tubos y coraza)</i> | 104 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-1 Valoración de la Columna de Destilación (Sección de las Bandejas)</i> | 111 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-2 Hoja de Cálculo (Condiciones)</i> | 111 |

| | |
|--|-----|
| <i>Tabla 3.13.2.1-3 Rendimiento (Alimentación y Productos)</i> | 112 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-4 Rendimiento (Condensador y Re hervidor)</i> | 112 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-5 Especificaciones Dinámicas (Condensador y Rehervidor)</i> | 113 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-6 Parámetros Torre Empacada</i> | 113 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-7 Rendimiento de las Torres Empacadas</i> | 114 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-1 Flujo de las corrientes</i> | 115 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-2 Corrientes de la columna de destilación</i> | 115 |
| <i>Tabla 3.13.2.1-3 Subdiagrama de flujo de la columna</i> | 115 |
| <i>Tabla 3.13.4.1-1 Especificaciones del Intercambiador de calor</i> | 116 |
| <i>Tabla 3.13.4.1-2 Parámetros de Construcción de la Coraza y del lado de los tubos</i> | 116 |
| <i>Tabla 3.13.4.2-1 Detalle térmicos del intercambiador de calor</i> | 117 |
| <i>Tabla 3.13.4.3-1 Datos operacionales de diseño de la columna de destilación obtenidos</i> | 118 |
| <i>Tabla 3.13.4.3-2 Datos físicos de la columna de destilación</i> | 118 |
| <i>Tabla 3.13.4.3-3 resultados de diseño del condensador (intercambiador de calor de tubos y coraza)</i> | 118 |
| | 118 |

INDICE DE FIGURAS

| | |
|---|-----|
| <i>Figura 1.3.1.1-1 Esquema de la Columna de Destilación</i> | 4 |
| <i>Figura 1.3.1.1-2 Sección Esquemática a través de una torre de platos perforados</i> | 5 |
| <i>Figura 1.3.1.1-1 Diagrama a T-xy para el sistema a binario etanol-agua</i> | 9 |
| <i>Figura 1.3.1.1-2 Diagrama a T-xy para el sistema binario etanol-agua (Azeótropo)</i> | 9 |
| <i>Figura 1.3.1.1-3 Diagrama McCabe- Thiele para el sistema a binaria etanol-agua (Azeótropo)</i> | 10 |
| <i>Figura 1.3.4-1 Sección Esquemática a través de una torre de platos perforados</i> | 16 |
| <i>Figura 1.3.5.1-1 Curva característica de caída de presión</i> | 18 |
| <i>Figura 1.3.5.1-2 Región de Operación de una Torre de Empacada</i> | 19 |
| <i>Figura 2.2.1.2-1 Descripción General del Proceso</i> | 50 |
| <i>Figura 3.10.9.1-1 Variación de Temperatura del Condensador</i> | 91 |
| <i>Figura 3.11.9.1-1 Diagrama de la Columna de Destilación Etanol-Agua</i> | 106 |
| <i>Figura 3.13.2.1-1 Componentes de la Mezcla</i> | 107 |
| <i>Figura 3.13.2.1-2 Condiciones de la Mezcla Etanol-Agua</i> | 108 |
| <i>Figura 3.13.2.1-3 Diagrama xy para la mezcla Etanol-Agua</i> | 108 |
| <i>Figura 3.13.2.1-4 Diagrama McCabe Thiele para la mezcla Etanol-Agua</i> | 109 |
| <i>Figura 3.13.2.1-5 Diseño de la Columna de Destilación (Conexiones)</i> | 110 |
| <i>Figura 3.13.2.1-6 Parámetros de Convergencia en cada una de la etapas</i> | 110 |

TABLAS DE ECUACIONES

| PARÁMETROS GENERALES DE LA COLUMNA EMPACADA DE DESTILACIÓN | | |
|---|--|---|
| SIMBOLOGÍA | PARÁMETROS | ECUACIÓN |
| Ec. 3.4.1-1 | Flujo de Alimentación (Mezcla Etanol-Agua) | $\dot{F} = \frac{F}{M_F}$ |
| Ec. 3.4.2-1 | Flujo de Destilado (Etanol) | $\dot{D} = \dot{F} * \frac{X_F - X_W}{X_D - X_W}$ |
| Ec. 3.4.3-1 | Flujo de Fondo (Agua) | $\dot{W} = \dot{F} - \dot{D}$ |
| Ec. 3.4.4-1 | Flujo de vapor | $V = [(R + 1) * \dot{D}] * M_D$ |
| Ec. 3.4.5-1 | Flujo de líquido | $L = (R * \dot{D}) * M_D$ |
| Ec. 3.5.1-1 | Relación de flujo en el punto de Inundación | $\lambda_o = \frac{L * \rho_v}{\rho_L * V}$ |
| Ec. 3.5.2-1 | Líquido Retenido en el punto de inundación | $h_{L,Fl}^o = \frac{\sqrt{1,44 \lambda_o^2 + 0,8 \lambda_o (1 - \lambda_o)} - 1,2 \lambda_o}{0,4 (1 - \lambda_o)}$ |
| Ec. 3.5.3-1 | Líquido Retenido basado en una columna vacía | $h_L = h_{L,Fl}^o * \epsilon$ |
| Ec. 3.5.4-1 | Diámetro Hidráulico | $dh = 4 * \frac{\epsilon}{a}$ |
| Ec. 3.5.5-1 | Diámetro de las gotas formadas | $dT = \sqrt{\frac{\sigma}{\Delta \rho g}}$ |
| Ec. 3.5.6-1 | Velocidad del vapor en el punto de inundación | $\mu_{V,Fl} = 0,056 \psi_{Fl}^{-1/6} \left[\frac{dh}{dT} \right]^{1/4} * \epsilon^{6/5} \left[\frac{dT * \Delta \rho * g}{\rho_v} \right]^{1/2} [1 - h_{L,Fl}^o]^{3,5}$ |
| Ec. 3.5.7-1 | Velocidad del Vapor | $U_v = U_{V,Fl} * \frac{F_v}{F_{v,Fl}}$ |
| Ec. 3.5.8-1 | Área de la Sección Transversal | $As = \frac{V}{3600 \rho_v \mu_v}$ |
| Ec. 3.5.9-1 | DIAMETRO DE LA COLUMNA EMPACADA | $d_s = \sqrt{\frac{4As}{\pi}}$ |
| Ec. 3.6.1-1 | Factor de Capacidad de Vapor en el punto de inundación | $F_{V,Fl} = \mu_{V,Fl} * \sqrt{\rho_v}$ |
| Ec. 3.6.1-2 | Factor de Capacidad de Vapor | $F_V = \mu_V * \sqrt{\rho_v}$ |
| Ec. 3.7-1 | Carga Específica de Líquido | $\mu_L = \frac{L}{3600 \rho_L * As}$ |
| Ec. 3.8-1 | Número de Reynolds del líquido | $Re_L = \frac{\mu_L * \rho_L}{\eta_L * a}$ |

| | | |
|-------------|---|---|
| Ec. 3.9.1-1 | Diámetro de la partícula | $d_p = 6 * \frac{1 - \varepsilon}{a}$ |
| Ec. 3.9.2-1 | Factor de pared | $K = \left(1 + \frac{2}{3} * \frac{1}{1 - \varepsilon} * \frac{d_p}{d_s} \right)^{-1}$ |
| Ec 3.9.3-1 | Número de Reynolds de vapor | $Rev = \frac{\mu_V * d_p}{(1 - \varepsilon) * \nu_V} * K$ |
| Ec 3.9.4-1 | Caída de Presión a través de la columna | $\frac{\Delta p_o}{H} = \left(\frac{725,6}{Rev} + 3.203 \right) * (1 - \varphi_p) * \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} * \frac{F_V^2}{d_p * K}$ |
| Ec 3.9.5-1 | Altura de la columna empacada | $H = \frac{\Delta p}{376,49}$ |
| Ec 3.9.6-2 | HETP (Heigh Packing Equivalent to one transfer unit) | $HETP = \frac{(4,82 * (\rho_L - \rho_G)^{0,5} * \mu_r^{-0,06})}{\alpha}$ |
| Ec 3.9.7-1 | Altura de transferencia de masa de vapor | $H_V = \frac{\psi S_{cv}^{0,5}}{(G_L * f_1 * f_2 * f_3)} * \left(\frac{d_c}{12} \right)^m * \left(\frac{Z}{10} \right)^{1/3}$ |
| Ec 3.9.8-1 | Altura de transferencia de masa de líquido | $H_L = \phi * \left(\frac{G_L}{\mu_L} \right)^n * S_{CL}^{0,5}$ |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DE LA CÁMARA DE EBULLICIÓN | | |
|--|--|--|
| SIMBOLOGIA | PARÁMETROS | ECUACION |
| Ec. 3.10.2-1 | Volumen de Alimentación al cilindro de ebullición | $V = \frac{m}{\rho}$ |
| Ec. 3.10.3-1 | Altura del cilindro | $h = \frac{V * 4}{\pi * \theta^2}$ |
| Ec. 3.10.4-3 | Diferencia Media Logarítmica de Temperatura | $DMLT = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$ |
| Ec. 3.10.5-3 | Calor requerido para calentar la mezcla | $Q = m * c_p * (T_o - T_i)$ |
| Ec. 3.10.5.2-1 | Número de Reynolds | $Nre = \frac{L^2 * N * \rho}{\mu}$ |
| Ec. 3.10.5.3-1 | Número de Prandlt | $NPr = \frac{c_p * \mu}{k}$ |
| Ec. 3.10.5.4-1 | Coeficiente de transferencia de calor, lado del producto | $\frac{hD_i}{k} = a \left(\frac{L^2 * N * \rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{3/2} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^m$ |
| Ec. 3.10.6.1-1 | Flujo másico de fluido en la camisa | $m_c = \frac{Q}{H_{fg}}$ |
| Ec. 3.10.6.2-1 | Flujo volumétrico de fluido en la camisa | $V_c = \frac{m_c}{\rho_c}$ |
| Ec. 3.10.6.3-1 | Temperatura de la pared | $T_p = \frac{(T_m + T_{mc})}{2}$ |

| | | |
|----------------|--|---|
| Ec. 3.10.6.4-1 | Temperatura de la película | $T_f = \frac{(T_{mc} + T_p)}{2}$ |
| Ec. 3.10.6.6-1 | Coeficiente de transferencia de calor, lado de la camisa | $\bar{h}_j = 0.94 \left(\frac{kc^3 * \rho_c^2 * \lambda * g * \text{sen } \alpha}{\mu_c * L_1 * \Delta t_f} \right)^{1/4}$ |
| Ec. 3.10.7.1-1 | Coeficiente de transferencia de calor de la pared del tanque | $h_w = \frac{k_w}{e}$ |
| Ec. 3.10.8.1-1 | Coeficiente Global de calor | $U_c = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_j}\right) + \left(\frac{1}{h_b}\right) + \left(\frac{1}{h_w}\right)}$ |
| Ec. 3.10.9.1-1 | Coeficiente Global de calor de diseño | $U_d = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_j}\right) + \left(\frac{1}{h_b}\right) + \left(\frac{1}{h_w}\right) + \left(\frac{1}{h_D}\right)}$ |
| Ec. 3.10.10 -1 | Tiempo requerido para el calentamiento | $t_{req} = \ln \left(\frac{t_{ic} - t_i}{t_{ic} - t_o} \right) * \frac{m * Cp}{U_d * A_t}$ |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL CONDENSADOR | | |
|--------------------------------------|--------------------------------------|--|
| SIMBOLOGÍA | PARÁMETROS | ECUACIÓN |
| Ec. 3.11.1-1 | Calor requerido para la condensación | $q_c = m_v C_{p,v}(T_{v1} - T_{v2}) + m_v (h_v)$ |
| Ec. 3.11.2-3 | Caudal másico de agua requerido | $m_w = \frac{q_c}{C_{p(H2O)} * \Delta T}$ |
| Ec. 3.11.3-2 | LMTD para la condensación | $LMTD_c = \frac{\Delta T A - \Delta T B}{\ln \frac{\Delta T A}{\Delta T B}}$ |
| Ec. 3.11.4-1 | Numero de tubos por cada paso | $N_t = \frac{4m_w * N_p}{\rho_w v_w \pi d_i^2}$ |
| LADO DEL TUBO | | |
| Ec. 3.11.5.1-1 | Número de Prandt | $Pr_t = \frac{C_{p_w} * u_w}{k_t}$ |
| Ec. 3.11.5.2-1 | Número de Reynolds | $Re_w = \frac{\rho_w * v_w * d_i}{u_w}$ |
| Ec. 3.11.5.3-1 | Factor de Fricción | $f_t = (1.58 \ln Re_t - 3.28)^{-2}$ |
| Ec. 3.11.5.4-1 | Número de Nusselt | $Nu_t = \frac{\frac{f}{2} * Re_t * Pr_t}{1.07 + 12.7 \left(\frac{f}{2}\right)^{\frac{1}{2}} (Pr_t^{2/3} - 1)}$ |
| LADO DE LA CORAZA | | |
| Ec. 3.11.6.1-1 | Diámetro Equivalente | $D_E = \frac{8 * [(1.73 * (0.078)^2) - (0.3927 * (0.062)^2)]}{3.1416 * 0.062}$ |
| Ec. 3.11.6.2-1 | Radio del tubo de paso | $P_R = \frac{P_t}{d_e}$ |

| | | |
|-------------------------|--|---|
| Ec. 3.11.6.3-1 | Diámetro estimado de la coraza | $D_s = 0.637 \sqrt{\frac{CL}{CTP}} * (\pi * d_e^2 * P_R^2 N_t)^{0.5}$ |
| Ec. 3.11.6.4-1 | Área Total de los tubos | $A_t = \frac{\pi d_i^2 N_t}{4}$ |
| Ec. 3.11.6.5-1 | Paquete de Flujo Cruzado (Bundle Crossflow) | $A_s = \frac{D_s * (P_t - d_e) * (B_e)}{P_t}$ |
| Ec. 3.11.6.6-1 | Número de Reynolds | $Re_s = \left(\frac{m_v}{A_s}\right) * \left(\frac{D_E}{\mu_v}\right)$ |
| Ec. 3.11.6.7-1 | Número de Prandt | $Pr_s = \frac{Cp_v * u_v}{k_v}$ |
| Ec. 3.11.7-1 | Transferencia de Calor del lado de la coraza | $h_o = \frac{0.36 * k_v}{D_E} * Re_s^{0.55} * Pr_s^{0.33}$ |
| Ec. 3.11.8.1-1 | Coefficiente de transferencia de calor | $U_f = \frac{1}{h_o} + \frac{d_e}{d_i h_i} + \frac{d_e * \ln\left(\frac{d_e}{d_i}\right)}{2 k_t}$ |
| Ec. 3.11.8.2-1 | Área de Superficie de Transferencia | $A_c = \frac{q}{U_f * LMTD}$ |
| Ec. 3.11.8.4-1 | Longitud Efectiva del tubo para el área de transferencia | $L = \frac{A_c}{N_t \pi d_o}$ |
| CAIDA DE PRESIÓN | | |
| Ec. 3.11.9.1-1 | Caída de presión en el tubo | $\Delta P_t = N_p \left(8 * \frac{f_t * L}{d_i} + 2,5\right) * \frac{(v_w)^2}{2} * \rho_w$ |

INDICE DE ANEXOS

ANEXO I: Propiedades de la Mezcla Etanol-Agua

ANEXO II: Datos Técnicos de los Empaques (Pall Ring, Metal)

ANEXO III: Dimensiones de la columna de Destilación

ANEXO IV: Conexiones de la Columna de Destilación

ANEXO V: Intercambiador de Calor (Condensador)

ANEXO VI: Disposición de los Tubos en el intercambiador de calor

ANEXO VII: Variables del Proceso (Simulador Hysys)

RESUMEN

El Diseño y Simulación de una columna de destilación binaria de etanol-agua, para la empresa Hetwen. Los objetivos consisten en recopilar la información para diseñar y simular la columna de destilación así como predecir los cambios ante variaciones en las condiciones de operación.

Se utilizaron los métodos inductivo y deductivo los cuales se basaron en 3 etapas fundamentales que son: la Selección del tipo y tamaño del empaque, determinación del diámetro y altura de la columna, para la separación especificada.

El software empleado para la simulación fue Aspen Hysys, el mismo que facilitó la comprensión de la operación en un entorno más real.

Como resultados obtenidos tenemos que: La columna está diseñada para tratar 400 kg/h de mezcla etanol-agua. Se optó por columnas empacadas dado que el diámetro de la columna es relativamente pequeño 0,3048m. El sistema cuenta con un tanque de ebullición enchaquetado y con un sistema de agitación, para el proceso de condensación del vapor de etanol se emplea un intercambiador de calor de tubos y coraza, a través de los tubos circulará agua helada a 5°C aproximadamente la misma que condensará el vapor de etanol.

A partir del diseño concluyo que el sistema de destilación etanol-agua producirá un destilado al 85-90% en concentración de etanol partiendo de una mezcla de concentración inicial en etanol de 20%.

La recomendación a la Escuela de Ing. Química es implementar un área específica para la simulación de procesos debido a la importancia que tiene la misma a nivel industrial.

SUMARY

The Design and Simulation of a column of water-ethanol binary distillation, for the Hetwen enterprise. The objectives are to gather information for designing and simulating the distillation column as well as predict changes to variations in operating conditions.

Deductive and inductive methods were used, which were based in three essential stages that are: the selection of type and size of packaging, determination the diameter and the column height of the specified separation.

The software used for the simulation was Aspen Hysys, which facilitated the understanding of the operation in a more real environment.

As obtained result, we have: The column is designed to handle 400 kg / hr of ethanol-water mixture. Packed columns was chosen since the diameter of the column is relatively small 0.3048m. The system has a boiling tank jacketed with a stirring system for the condensation process is used ethanol vapor heat exchanger shell and tube through the tubes circulate chilled water at 5 ° C approximately same as ethanol vapor condenses.

From the design I conclude that the water-ethanol distillation system will produce a distilled of 85-90% ethanol concentration from a mixture of initial ethanol concentration of 20%.

A suggestion to the Chemical Engineering School is to install a specific area for the simulation of processes due to the importance of the same industrial level.

INTRODUCCIÓN

La destilación es una técnica común para la separación de corrientes líquidas con dos o más componentes y es una de las operaciones unitarias más importantes en la industria química. El diseño y control de una columna de destilación es de gran importancia, ya que permite obtener corrientes de producto con la pureza requerida, ya sea para la venta o para su utilización en otros procesos químicos. En la gran mayoría de las industrias las columnas de destilación presentan esquemas de control lineal y generalmente corresponden a controles lineales tipo cascada, los cuales deben de ser replanteados debido a la dinámica no lineal presentada por este tipo de sistemas.

El proceso de destilación permite fraccionar los diferentes componentes de una mezcla en función de las volatilidades relativas de los mismos, con el fin de obtener composiciones específicas en el proceso para los productos de destilado y de fondos.

El presente estudio para el diseño de la columna de destilación consta de 4 capítulos importantes: **Marco Teórico** en el cual se describe la operación unitaria de destilación, los principios hidráulicos operacionales de las torres empacadas y en general se recopila toda la información necesaria para el desarrollo de la presente investigación, **Marco Metodológico**, en este punto se describe la metodología empleada, la correlaciones y leyes consideradas para el diseño de la columna de destilación, cámara de ebullición e intercambiador de calor, **Cálculos y Resultados** en el mismo que se desarrollan los cálculos de ingeniería indispensables para el diseño de la columna empacada de destilación, y finalmente **Conclusiones y Recomendaciones** los cuales determinan el cumplimiento con los objetivos y la hipótesis planteados en el presente trabajo.

ANTECEDENTES

El etanol es un compuesto químico conocido como alcohol etílico, es un alcohol que se presenta en condiciones normales de presión y temperatura como un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de 78°C. Este compuesto químico es mezclable con agua en cualquier proporción, a la concentración de 95% en peso se forma una mezcla azeotrópica.

Las aplicaciones de este alcohol son muy variadas pero de forma general y además de usarse con fines culinarios (bebida alcohólica), el etanol se utiliza ampliamente en muchos sectores industriales y en el sector farmacéutico, como excipiente de algunos medicamentos y cosméticos (es el caso del alcohol antiséptico 70° GL y en la elaboración de ambientadores y perfumes).

La industria química lo utiliza como compuesto de partida en la síntesis de diversos productos, como el acetato de etilo (un disolvente para pegamentos, pinturas, etc.), el éter dietílico, etc. También se aprovechan sus propiedades desinfectantes. Es un buen disolvente, y puede utilizarse como anticongelante. También es un desinfectante. Su mayor potencial bactericida se obtiene a una concentración de aproximadamente el 70%.

Se emplea como combustible industrial y doméstico. En el uso doméstico se emplea el alcohol de quemar. Estudios del Departamento de Energía de EUA dicen que el uso en automóviles reduce la producción de gases de invernadero en un 85%.

Para obtener etanol libre de agua se aplica la destilación azeotrópica en una mezcla con benceno o ciclohexano.

JUSTIFICACIÓN

El Gobierno Ecuatoriano a través del Ministerio de Producción está impulsando la implantación de columnas de destilación con el objetivo de modernizar y expandir las destilerías tradicionales de etanol a nivel del país en un corto o mediano plazo, por la importancia del uso del mismo como biocombustible que puede ser utilizado en diferentes sectores industriales.

La empresa HETWEN lleva a cabo proyectos para sin número de empresas por medio de contratación directa, la misma que, se especializa en diseño, simulación y estudios de pre factibilidad de proyectos.

La empresa HETWEN está llevando a cabo el diseño del proceso de una Biorefinería para la purificación de etanol por medio de una destilación binaria, para lo cual me han propuesto integrarme al grupo de ingenieros de la empresa, con los cuales tenemos la responsabilidad de realizar el diseño y simulación del proceso específico de destilación binaria etanol-agua, del cual se obtendrá un informe de cálculos de ingeniería, planos y todos los estudios necesarios para la ejecución del mismo.

Tanto el diseño como los reportes de pruebas de la simulación para su posterior validación se pretende que estén listos para el primer trimestre del año 2013.

Por medio de este trabajo, pretendo aportar con una guía en el campo del diseño y simulación para los futuros estudiantes de la carrera de Ingeniería Química de la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, permitiéndoles familiarizarse con el proceso de destilación en particular.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Diseñar y simular una columna de destilación binaria etanol-agua para la empresa HETWEEN.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- ✓ Recopilar los datos necesarios para el diseño de la columna de destilación etanol agua.
- ✓ Simular la columna de destilación mediante el software Aspen Hysis.
- ✓ Analizar los efectos producidos en las composiciones del destilado y colas ante cambios en las condiciones de operación del sistema.
- ✓ Predecir el equilibrio de la mezcla Etanol-Agua mediante el uso de Aspen Hysis.

HIPÒTESIS

Partiendo de una concentración del 20% de etanol en la mezcla binaria etanol-agua, la concentración final de etanol a ser obtenida mediante el diseño y simulación será del 80 al 90%, para una carga de 400 kg/h de mezcla de ingreso a la columna de destilación.

CAPÍTULO I

MARCO TEÓRICO

1 MARCO TEÓRICO

1.1 ETANOL

“El compuesto químico etanol, o alcohol etílico, es un alcohol que se presenta como un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de 78 °C. Al mezclarse con agua en cualquier proporción, de una mezcla azeotrópica. Su fórmula química es $\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH}$, principal producto de las bebidas alcohólicas.”¹

1.1.1 Características y aplicaciones del etanol

Es un líquido inflamable, incoloro y es el alcohol de menor toxicidad. Es usado como desinfectante o solvente.

Posee un alto octanaje y una mayor solubilidad en gasolina que el metanol.

Puede ser utilizado como un combustible alternativo.

Además es usado como un aditivo que se le añade a la gasolina para oxigenarla, el cual ayuda a que se produzca una mejor y limpia combustión.

Además de usarse con fines culinarios (Bebida alcohólica), el etanol se utiliza ampliamente en muchos sectores industriales y en el sector farmacéutico, como principio activo de algunos medicamentos y cosméticos (es el caso de alcohol antiséptico 70° GL y en la elaboración de ambientadores y perfumes).

La industria química lo utiliza como compuesto de partida en la síntesis de diversos productos, como el acetato de etilo (un disolvente para pegamentos, pinturas, etc.), el éter di etílico, etc.

Etanol, usos del etanol:

¹ <http://dspace.epoch.edu.ec/bitstream/123456789/289/4/15T00430.pdf>

Se emplea como combustible industrial y doméstico. En el uso doméstico, se emplea el alcohol de quemar.

1.1.2 Etanol como combustible²

“Combustible biológico que puede emplearse como combustible para vehículos, tanto sustituyendo totalmente a otros combustibles como añadido a la gasolina.

Al poder mezclarse en cantidades variables, el etanol puede jugar un papel decisivo en la transición del empleo de derivados del petróleo a combustibles alternativos.

El etanol puede mezclarse con la gasolina en cantidades variables. El combustible resultante se distribuye en mezclas comunes, como la llamada E10 (un 10% de etanol y un 90% de gasolina, también conocida como gasohol) o la cada vez más usada E85 (un 85% de etanol y un 15% de gasolina).

El etanol puro (E100) también puede ser empleado en motores de combustión modificados para poder emplear gasolina o etanol, tanto puro como en mezclas variables.

El etanol mezclado con gasolina puede emplearse incluso en motores sin modificar, mientras que la modalidad pura reacciona o se disuelve con ciertos materiales de goma y plásticos y debe emplearse en motores modificados.”

1.2 DESTILACIÓN³

La destilación es un proceso físico que sirve para separar una mezcla líquida en sus componentes. Cuando una mezcla líquida es vaporizada, el vapor tiene una composición

² Etanol como combustible:

<http://faircompanies.com/news/view/etanol-un-combustible-que-genera-gases-contaminantes/>

³ Destilación

<http://www.cenidet.edu.mx/subaca/web-mktr/submenus/investigacion/tesis/44%20Rosendo%20Maria%20Jose%20Vargas%20Valle.pdf>

diferente a la del líquido residual. En la parte superior de la columna el vapor es condensado y el producto líquido es llamado Destilado y el producto residual es llamado Fondos.

En la Figura 1.2-1 se presenta un esquema básico del modelo de una columna de destilación. Las columnas de destilación de platos convencionales, son las columnas más utilizadas a nivel industrial, en ellas el líquido y el vapor se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos, tal como se muestra en la Figura 1.2-2.

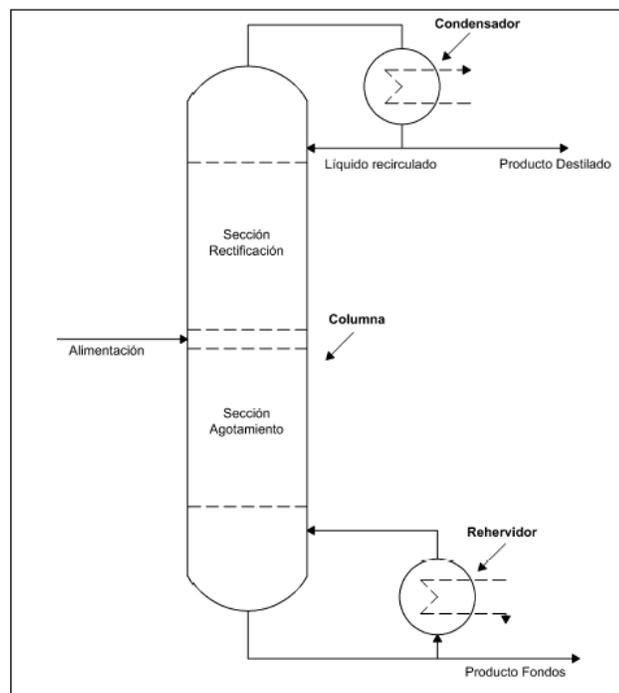


Figura 1.3.1.1-1 Esquema de la Columna de Destilación

El líquido entra por la parte superior de la columna y fluye en forma descendente por gravedad, a través de todas las etapas bajando por un conducto a la etapa inmediatamente inferior. El vapor sube pasando por los orificios de los platos, burbujeando en el líquido retenido para formar una espuma. Posteriormente el vapor se separa de la espuma y pasa al plato superior. A lo largo de la columna se presenta un contacto múltiple

a contracorriente entre el vapor y el líquido, y en cada etapa de contacto ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan.

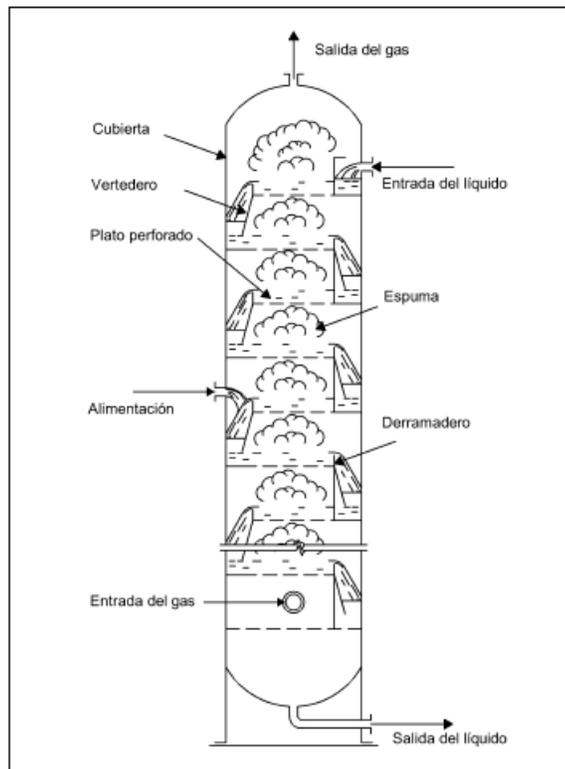


Figura 1.3.1.1-2 Sección Esquemática a través de una torre de platos perforados

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio de la columna depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y solo está determinado por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio termodinámico.

Por otra parte, el diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y vapor que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo. Una vez que se ha determinado el número de etapas en el equilibrio o platos teóricos requeridos, el problema principal en el diseño de la torre es escoger las dimensiones y arreglos óptimos. La columna debe ser diseñada de forma tal que no exista arrastre de líquido por parte del vapor, evitando de

esta forma la reducción de la concentración que se realiza mediante la transferencia de masa, y que la caída de presión no sea alta ya que esto conduce a inundaciones.

1.2.1 Destilación extractiva de etanol⁴

La destilación extractiva es una de las principales técnicas utilizadas para separar mezclas binarias azeotrópicas. En esta operación se adiciona un tercer componente también conocido como agente de separación o solvente, el cual se caracteriza por ser no-volátil, miscible, de alto punto de ebullición y no forma azeótropos adicionales. El solvente afecta el coeficiente de actividad en fase líquida de los componentes, de tal forma que la mezcla puede ser eficientemente separada en los productos puros.

Una de las principales aplicaciones de la destilación extractiva está en la separación de la mezcla azeotrópica etanol-agua. Esta separación presenta un gran interés industrial, debido a la potencial fuente de energía renovable del etanol, siendo usado como aditivo o sustituto completo de la gasolina o como materia prima para el alcohol-químico.

En la columna extractiva se adiciona el solvente en una etapa cercana a la cima de la columna y se obtiene normalmente como producto de cima el componente con mayor volatilidad con una elevada pureza, para este caso el etanol, y como producto de fondos se obtiene el componente menos volátil junto con el solvente.

Entre los solventes empleados para dicha separación se encuentran el etilenglicol, glicerina, tetra etilenglicol, benceno, CaCl_2 disuelta, otros.

⁴ Destilación Extractiva del Etanol: http://www.bdigital.unal.edu.co/5094/1/299977.2011_pte._1.pdf

1.2.2 Equilibrio de fases

La base fundamental de la destilación es el equilibrio físico existente entre las fases de vapor y líquido del sistema. En un sistema multicomponente y multifase, la energía libre de Gibbs (G) para cada fase viene dada por la función:

$$G = G(T, P; n_1, n_2, \dots, n_i) \quad \text{Ec. 1.2.2-1}$$

Donde T es la temperatura del sistema, P es la presión del sistema y n_i son las moles de la especie i del sistema. La diferencial total de la energía libre de Gibbs es:

$$dG = \left(\frac{\partial G}{\partial T}\right)_{P, n_i} dT + \left(\frac{\partial G}{\partial P}\right)_{T, n_i} dP + \sum_{i=1}^i \left(\frac{\partial G}{\partial n_i}\right)_{P, T, n_j} dn_i \quad \text{Ec. 1.2.2-2}$$

De acuerdo a la termodinámica clásica la ecuación Ec. 1.2.2-2, se puede escribir como:

$$G = -SdT + v dP + \sum_{i=1}^i \mu_i dn_i \quad \text{Ec. 1.2.2-3}$$

Donde, S es la entropía, T la temperatura, v el volumen, P la presión, μ_i es el potencial químico de la especie i del sistema y n_i las moles de la especie i del sistema.

1.2.3 Especificaciones de la separación etanol-agua

La primera etapa para la obtención de alcohol anhidro es la destilación convencional que eleva la concentración de etanol en el caldo hasta un 45-50%(p/p), posteriormente, se obtiene un destilado con una concentración de 90-92 %(p/p) mediante una columna de rectificación. Debido a las propiedades físico - químicas de las mezclas alcohol-agua, es

imposible retirar completamente el agua a presión atmosférica como consecuencia de la formación de una mezcla azeotrópica que implica la obtención de mezclas con un máximo de 95,6% en peso de etanol, por lo que son necesarios procesos de separación no convencionales.

La obtención del producto final corresponde al proceso de separación simple en la columna de rectificación, es decir que es una separación de una alimentación en dos productos, destilado y fondos. Las especificaciones corresponden a una sola variable relacionada con la calidad del destilado y una variable relacionada con el fondo. Con base en lo reportado por (Sánchez and Cardona, 2005, Wooley et al., 1999), es considerada una alimentación de 25% mol de etanol y 75% mol de agua, siendo el etanol el componente más volátil.

La composición de etanol deseada en el destilado es de 82% mol de etanol y en fondos de 1% mol de etanol.

El modelo propuesto por McCabe y Thiele⁵ fue empleado para el análisis del sistema binario no lineal (etanol-agua). En las Figuras 1.2.3.-1 y 1.2.3.-2 se puede observar el comportamiento de equilibrio para la mezcla etanol-agua, la curva se traza con las fracciones molares del vapor (y) y del líquido de etanol en equilibrio (x).

El comportamiento de la curva corresponde a un sistema con un azeótropo homogéneo, el azeótropo indica que el etanol es más volátil a bajas composiciones y es menos volátil a altas concentraciones (por encima del azeótropo) como se observa:

⁵ Mezcla Etanol-Agua: Método Mc Cabe Thiele
<http://www.ingenieriaquimica.es/files/pdf/iq/471/08ARTICULOMAY-09.pdf>

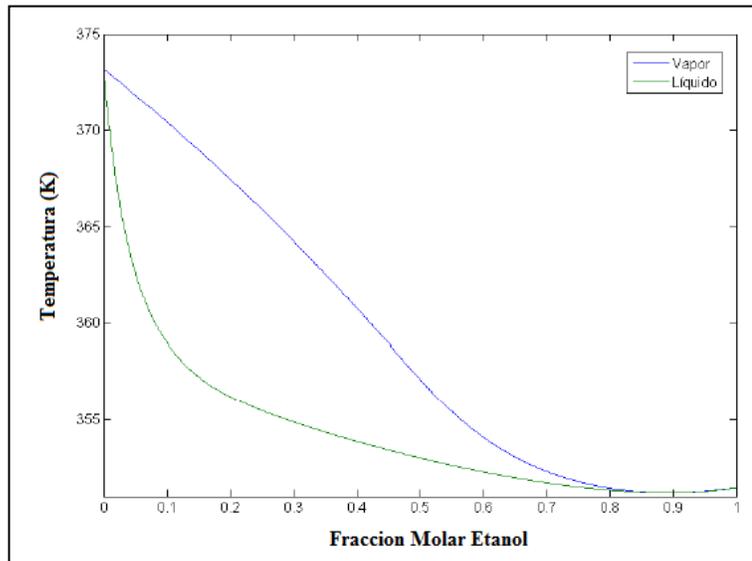


Figura 1.3.1.1-1 Diagrama a T-xy para el sistema a binario etanol-agua

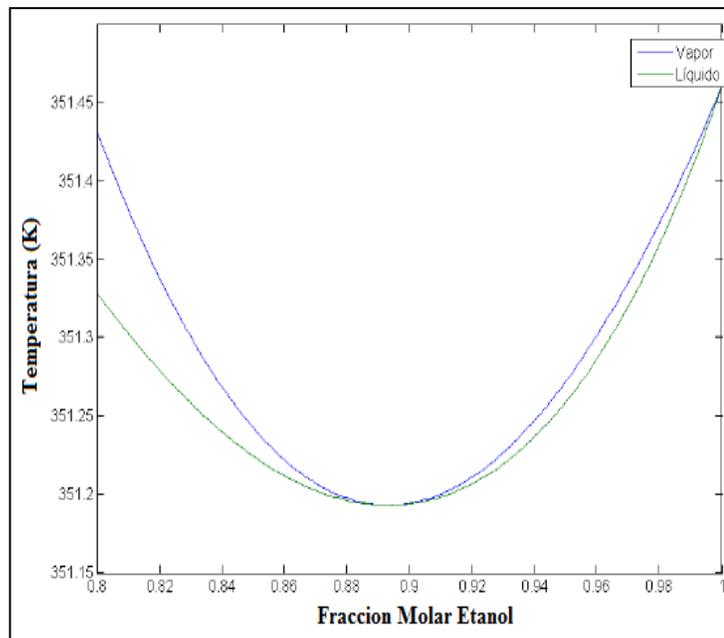


Figura 1.3.1.1-2 Diagrama a T-xy para el sistema binario etanol-agua (Azeótropo)

Una vez que se tiene la curva de equilibrio se ubican las composiciones de alimentación, destilado y fondos en la diagonal (Línea de 45°). Como la alimentación corresponde a líquido saturado ($T_{b,urb} = 355,18\text{K}$) la línea q es vertical. La línea de operación de la sección de rectificación se traza desde la composición del destilado con una pendiente determinada para una relación de reflujo de 1,6. La línea de la sección de agotamiento se

grafica desde el punto de la composición del fondo hasta la intersección de la línea-q y la línea de rectificación.

Los balances empleados para el cálculo de las líneas de operación se dividen en dos secciones:

- 1) Balance para la sección de rectificación

$$y_{i+1} = \frac{R}{R+1} x_i + \frac{x_D}{R+1} \quad \text{Ec. 1.2.3 -1}$$

- 2) Balance para la sección de agotamiento

$$y_{i+1} = \frac{\bar{L}}{L+B} x_i + \frac{B}{L+B} x_B \quad \text{Ec. 1.2.3 -2}$$

Finalmente, las etapas de equilibrio se calculan como se indica en la figura 1.2.3-2, para este caso en particular el número necesario de etapas de equilibrio son 14.

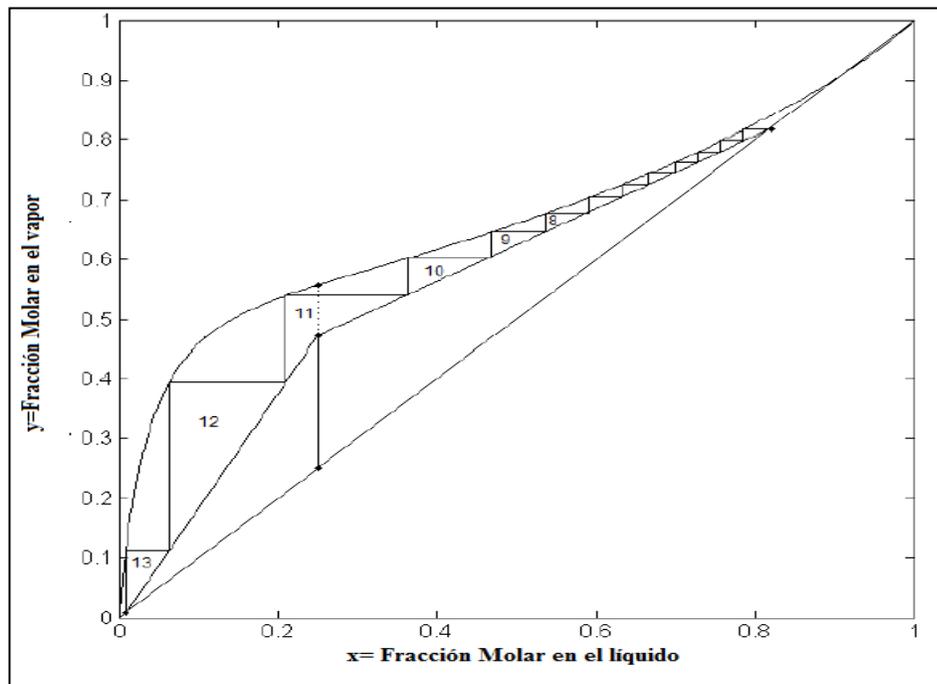


Figura 1.3.1.1-3 Diagrama McCabe- Thiele para el sistema a binaria etanol-agua (Azeótropo)

1.3 COLUMNAS EMPACADAS⁶

Las columnas empacadas son junto con las de platos, los equipos de transferencia de masa más empleados en la industria de transformación físico-química. Inicialmente su uso estaba restringido casi exclusivamente a laboratorios, plantas piloto y columnas industriales de diámetro pequeño o servicios con requerimientos de muy baja caída de presión y alta resistencia a la corrosión. Sin embargo, hoy día su aplicación se considera en todas las operaciones que implican transferencia de masa y de calor y requieren el contacto directo entre fases.

1.3.1 Tipos de empaque

Los principales requerimientos de los empaques son:

- **Proporcionar un área grande:** Un área interfacial entre el gas y el líquido grande.
- **Tener una estructura abierta:** Baja resistencia al flujo de gas.
- Promover distribución uniforme de líquido sobre la superficie del empaque.
- Promover un flujo de gas o vapor uniforme a través de la sección transversal de la columna.

Diversos tipos y formas de empaques han sido desarrollados para satisfacer estos requerimientos los cuales generalmente son divididos en tres clases.

1. **Empaques vaciados o al azar:** Estas son piezas discretas de empaques de una forma geométrica específica las cuales son vaciadas o colocadas al azar en la columna.

⁶ Columnas Empacadas
<http://es.scribd.com/doc/36913492/COLUMNAS-EMPACADAS>

2. **Empaques estructurados o arreglados:** Estos se hacen en capas de malla de alambre u hojas corrugadas. Secciones o partes de estos empaques son colocados dentro de la columna.
3. **Parrillas:** Estas también son colocadas sistemáticamente dentro de la columna.

1.3.1.1 Objetivos de los empaques

Objetivos para maximizar eficiencia

- **Maximizar el área específica (área por unidad de volumen):** Esto maximiza el área de contacto líquido-vapor, y por lo tanto la eficiencia. Para empaques al azar, la eficiencia generalmente se incrementa a medida que la partícula disminuye; para empaques estructurados, la eficiencia generalmente se incrementa a medida que el espacio entre capas adyacentes disminuye, y para parrillas, la eficiencia generalmente aumenta a medida que disminuyen los espacios.
- Extender el área uniformemente: esto mejora el contacto líquido vapor, y por lo tanto la eficiencia
- **Proporcionar distribución uniforme de líquido y vapor a lo largo del lecho empacado:** La distribución uniforme mejora la eficiencia. Los empaques estructurados dan mejor distribución.
- **Minimizar la retención de líquido:** la retención de líquido disminuye la eficiencia.
- **Maximizar la irrigación de las superficies de empaque:** No irrigar las superficies de empaque a velocidades bajas, disminuye la eficiencia

Objetivos para maximizar la capacidad

- **Maximizar el espacio vacío por unidad de volumen:** Esto minimiza la resistencia al flujo de vapor, y entonces aumenta la capacidad.

- **Minimizar la fricción:** Disminuye los costos de operación
- Conseguir una resistencia uniforme para el flujo de vapor y líquido a lo largo del lecho empacado.
- Conseguir fácil desprendimiento del vapor desde el líquido.

Otros objetivos

- Maximizar la resistencia a la deformación mecánica y /o rotura y, especialmente, a la deformación debido al peso del lecho.
- Minimizar el costo.
- **Evitar la formación de incrustaciones:** Se evita a medida que el tamaño del relleno aumenta
- Minimizar retención de líquido (cuando se produce polimerización o degradación).
- **Minimizar el deterioro del servicio:** La geometría y el tamaño de los empaques afectan la sensibilidad de los empaques a la corrosión, erosión, ataque químico, y migración a través de las mallas de soporte.

1.3.2 Materiales de los empaques (empaques al azar)

Metales: Empaques de acero al carbono son usualmente la primera elección para servicios con fluidos no corrosivos. Comparados a cerámica y plásticos, estos normalmente ofrecen alta capacidad y eficiencia, y un amplio rango de geometrías, y son resistentes a la compresión. Para servicios con fluidos corrosivos se recomienda el acero inoxidable.

Cerámica: Los empaques de cerámica han declinado su popularidad. Comparados a los plásticos, los empaques de cerámica son rompibles, tienen baja capacidad y no están

disponibles en muchas de las geometrías populares. Los empaques de cerámica son frecuentemente especificados en operaciones donde se pueda aprovechar su alta resistencia a los ataques químicos y altas temperaturas como el caso de absorción de ácido sulfúrico.

Plásticos: El polipropileno es barato y es el más popular cuando la temperatura no exceda los 250° F. Otros plásticos se pueden usar para altas temperaturas, pero estos tienden a ser más costosos.

1.3.3 Tamaño del empaque

En general el tamaño más grande de empaque que es conveniente para el tamaño de columna que debe usarse, es de 50 mm. Pequeños tamaños son apreciablemente más caros que los tamaños grandes. Por sobre los 50 mm el menor costo por metro cúbico normalmente no compensa la baja eficiencia de transferencia de masa. Uso de grandes tamaños en pequeñas columnas puede causar una mala distribución de líquido.

Los rangos de tamaño recomendados son:

| Diámetro de la columna | Tamaño de empaque a usar |
|-------------------------------|---------------------------------|
| < 0,3 m (1 pie) | < 25 mm (1 pulg.). |
| 0,3 a 0,9 m (1 a 3 pies) | 25 a 38 mm (1 a 1,5 pulg.) |
| > 0,9 m | 50 a 75 mm (2 a 3 pulg.) |

Tabla 1.3.1.1-1 Características de los Empaques al Azar

| Tipo de empaque | Tamaño nominal | | Peso aprox. por m ² , kg (densidad) | Area superficial aprox. m ² /m ² | Espacio vacío, % | Factor de empaque F _p , m ⁻¹ |
|---|----------------|-------|--|--|------------------|--|
| | mm | pulg | | | | |
| Monturas Berl , cerámica | 6 | 0,25 | 900 | 900 | 60 | 900 |
| | 13 | 0,50 | 865 | 465 | 62 | 240 |
| | 25 | 1,0 | 720 | 250 | 68 | 110 |
| | 38 | 1,5 | 640 | 150 | 71 | 65 |
| | 51 | 2,0 | 625 | 105 | 72 | 45 |
| Monturas Intalox, cerámica | 6 | 0,25 | 865 | 625 | 75 | 725 |
| | 13 | 0,50 | 737 | 480 | 78 | 200 |
| | 25 | 1,0 | 673 | 255 | 77 | 92 |
| | 38 | 1,5 | 625 | 195 | 80 | 52 |
| | 51 | 2,0 | 609 | 118 | 79 | 40 |
| | 76 | 3,0 | 577 | 92 | 80 | 22 |
| Monturas Intalox, metal | (No. 25) | | | | 97 | 41 |
| | (No. 40) | | | | 97 | 25 |
| | (No. 50) | | | | 98 | 15 |
| | (No. 70) | | | | 98 | 13 |
| Monturas intalox, plástico (polipropileno) | 25 | 1,0 | 76 | 206 | 91 | 32 |
| | 51 | 2,0 | 64 | 108 | 93 | 21 |
| | 76 | 3,0 | 60 | 88 | 94 | 15 |
| Anillos Pall, metal | 16 | 0,625 | | 341 | 92 | 70 |
| | 25 | 1,0 | 480 | 210 | 94 | 48 |
| | 38 | 1,5 | 415 | 130 | 95 | 28 |
| | 51 | 2,0 | 385 | 105 | 96 | 20 |
| | 89 | 3,5 | 270 | 66 | 97 | 16 |
| Anillos Pall, plástico (polipropileno) | 16 | 0,625 | 116 | 340 | 87 | 97 |
| | 25 | 1,0 | 88 | 205 | 90 | 52 |
| | 38 | 1,5 | 76 | 130 | 91 | 40 |
| | 51 | 2,0 | 72 | 100 | 92 | 25 |
| | 89 | 3,5 | 68 | 85 | 92 | 16 |
| Anillos Rasching, cerámica | 6 | 0,25 | 960 | 710 | 62 | 1680 |
| | 13 | 0,50 | 880 | 370 | 64 | 640 |
| | 16 | 0,625 | 800 | 240 | 72 | 270 |
| | 25 | 1,0 | 670 | 190 | 74 | 160 |
| | 38 | 1,5 | 740 | 120 | 68 | 95 |
| | 51 | 2,0 | 660 | 92 | 74 | 65 |
| | 76 | 3,0 | 590 | 62 | 75 | 36 |
| | 89 | 3,5 | 580 | 46 | 80 | 25 |
| Anillos Rasching, acero | 13 | 0,5 | 1 500 | 417 | 80 | 222 |
| | 25 | 1,0 | 1 140 | 207 | 86 | 137 |
| | 38 | 1,5 | 785 | 130 | 90 | 82 |
| | 51 | 2,0 | 590 | 102 | 92 | 57 |
| | 76 | 3,0 | 400 | 72 | 95 | 32 |
| Hy-pac (acero) | (No. 1) | | 300 | 117 | 96 | 43 |
| | (No.2) | | 225 | 95 | 97 | 18 |

1.3.4 Descripción general

Una torre empacada consiste en una coraza cilíndrica, o columna, equipada con sistemas de alimentación y distribución de las fases, así como con dispositivos para la salida, en el fondo y en la cima. Cuenta con un lecho de sólidos inertes que constituye el empaque. El fluido menos denso, usualmente un gas o vapor, ingresan por el fondo de la columna y asciende a través del área transversal libre, en tanto que el fluido más denso se dirige hacia abajo desde la cima de la torre.

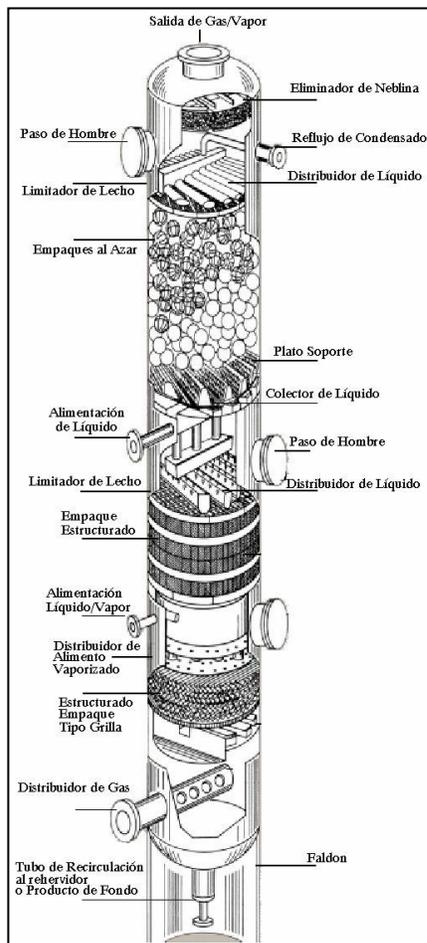


Figura 1.3.1.14-1 Sección Esquemática a través de una torre de platos perforados

1.3.5 Hidráulica de lechos empacados⁷

Un lecho empacado, a través del cual usualmente fluyen a contracorriente una fase líquida y una gaseosa, facilita el contacto requerido para la transferencia de masa y de calor. La presencia de elementos de empaque en la torre aumenta el área interfacial y provee una resistencia al flujo mayor que la que se presentaría en una coraza vacía.

1.3.5.1 Flujo de dos fases

La hidráulica del flujo de dos fases en torres empacadas puede abordarse de diferentes formas. Una primera aproximación es considerarlo como una extensión del flujo en una sola fase, también puede abordarse como una modificación al flujo de dos fases en tuberías o como una combinación de las dos. Una opción más reciente, especialmente para el flujo a través de empaques estructurados, consiste en el modelamiento de los caminos de flujo para ambas fases y en la solución de las expresiones de transporte de cantidad de movimiento a micro escala y posterior evaluación de los fenómenos presentes en meso y macro escala por medio de técnicas de fluido-dinámica computacional.

1.3.5.1.1 Regímenes de Flujo

En una torre empacada que opera a contracorriente pueden identificarse diferentes regímenes de operación presenta los siguientes regímenes de flujo con relación a la gráfica velocidad del gas en función de la caída de presión (Figura 1.3.5.1-1):

⁷ **Hidráulica Lechos Empacados**

<http://es.scribd.com/doc/73222349/disenio-torres-empacadas>

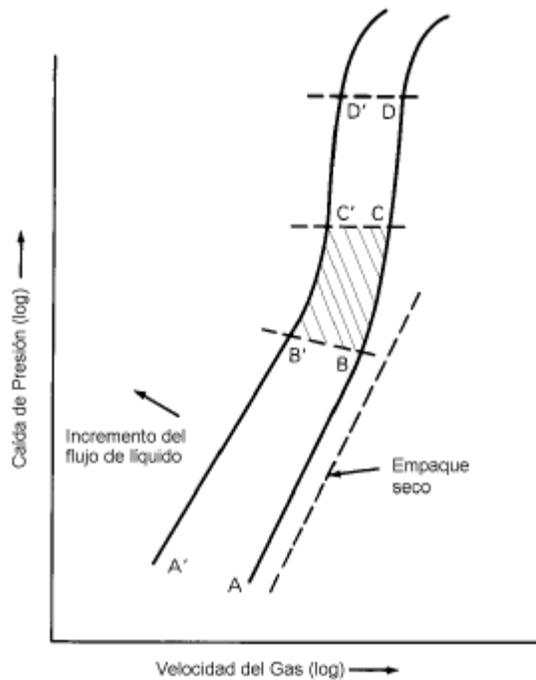


Figura 1.3.5.1-1 Curva característica de caída de presión

a) Régimen de carga insuficiente

A bajas velocidades de líquido, la torre se comporta esencialmente como si el empaque estuviera seco: esto es. La caída de presión en la columna es casi la misma que en el flujo de una sola fase (región a la derecha de A). Por supuesto, no se logra una distribución adecuada del líquido sobre el empaque, ni el humedecimiento total de su superficie. Adicionalmente como muestran Stichlniair y Fair la región de operación del distribuidor de líquido es mucho menor que la del empaque. Figura 1.3.2.2-2 con lo cual se restringe el intervalo de operatividad de la torre.

También se ha establecido que existe una velocidad mínima de flujo de líquido, por debajo de la cual la película de líquido no es estable, y por consiguiente la eficiencia de transferencia de masa es muy baja.

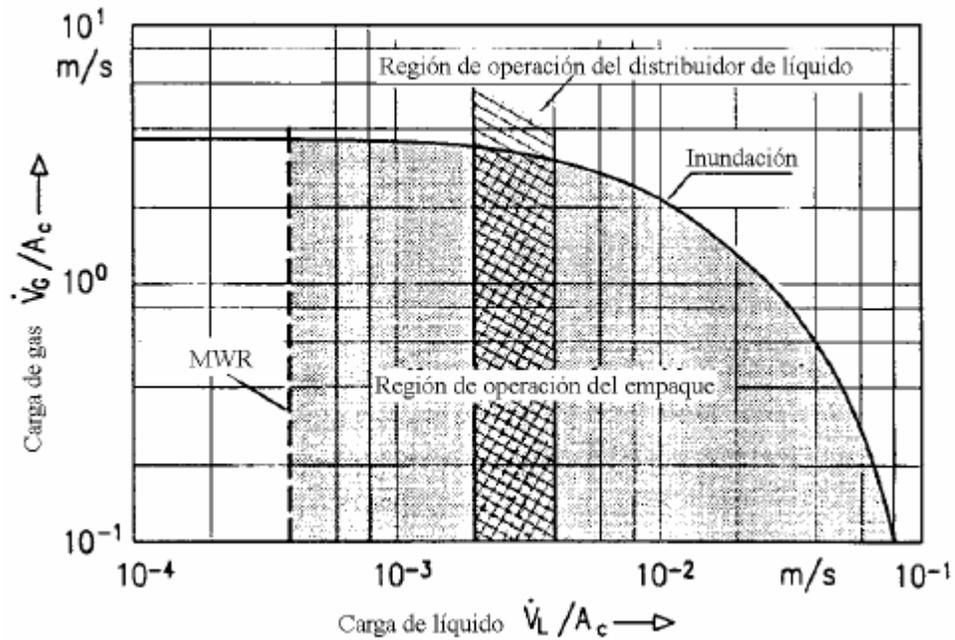


Figura 1.3.5.1-2 Región de Operación de una Torre de Empacada

b) Régimen de precarga

La mayoría de los empaques se diseñan para operar en esta región, en la cual la eficiencia de la columna es independiente de la velocidad de flujo del gas y la caída de presión se incrementa uniformemente con la misma t región entre (A-B y A'-B').

c) Régimen de carga

Cuando las columnas operan bajo este régimen (región sombreada entre B-C y B'-C') alcanzan la máxima eficiencia; sin embargo se recomienda diseñar con las debidas precauciones, ya que algunas formas de inestabilidad podrían conducir fácilmente a la condición de inundación, dada la vecindad existente entre estos dos regímenes.

d) Régimen de inundación

Esta región se caracteriza por la inestabilidad, la conversión del líquido en la fase continua, el arrastre excesivo de líquido por el gas ascendente y una pobre eficiencia. Se considera el límite superior de operación de la columna, (línea C-C´ hacia arriba).

Adicionalmente se ha reportado la existencia de un punto de operación estable por encima de la región de inundación (línea D-D´) en el cual la torre opera básicamente como una columna de burbujeo. Sin embargo, este punto es de poco interés práctico.

1.3.5.2 Caída de Presión

Este es uno de los parámetros más empleados para especificar la capacidad de una torre empacada. En particular la caída de presión del fluido ascendente (generalmente gas o vapor) se considera como el parámetro más importante del flujo en dos fases.

La caída de presión puede determinarse mediante correlaciones empíricas o modelos teóricos del flujo de dos fases en lechos empacados.

1.3.5.3 Determinación del Punto de Inundación

Aun cuando no existe un consenso general sobre la definición del punto de inundación ésta se considera uno de los fenómenos físicos asociados con las torres empacadas más influyentes en su diseño y operación. La inundación solo se observa, no se mide, circunstancia que explica en parte la falta de consenso.

Se han presentado varias recopilaciones de definiciones del punto de inundación, que coinciden en la posibilidad de dividir las en dos grandes categorías: La primera incluye aquellas definiciones que enfatizan en la observación visual de la inundación, mientras la segunda apunta a la determinación de la inundación de forma inferencial a partir de las gráficas de la caída de presión y de la retención de líquido en función del flujo de gas.

Una propuesta reciente para la determinación de la condición de inundación se basa en el ajuste, mediante redes neuronales de una extensa base de datos experimentales. Por supuesto, su debilidad radica en la variedad de defunciones del punto de inundación mencionado.

1.3.5.4 Capacidad Máxima de Operación

Capacidad máxima de operación como la máxima velocidad de vapor que asegura un comportamiento normal del empaque desde el punto de vista de la eficiencia. Sin embargo, localizar esta capacidad es difícil no solo por el grado de subjetividad que implica, sino porque su determinación depende de la precisión en la medida de la eficiencia, la cual, a su vez, es afectada por factores como la distribución de las fases, los procedimientos de muestreo y los efectos terminales en la columna.

1.3.5.5 Punto de Carga

La transición entre los regímenes de precarga y de carga se denomina punto de carga. Aunque inicialmente se propuso la existencia de un punto en el cual la curva de caída de presión contra la velocidad de gas presentaba un cambio de pendiente brusco al pasar del régimen de precarga al de carga, hoy el consenso general es que la pendiente cambia de manera gradual y que no existe un punto de carga definido para la mayoría de las aplicaciones comerciales.

1.3.5.6 Retención de Líquido

La retención de líquido es la cantidad de líquido presente en el espacio libre del empaque. En la condición de inundación todo este espacio es ocupado por líquido o espuma. Para asegurar una buena transferencia de masa se necesita una retención de líquido razonable, dado que si se pasa de cierto límite la eficiencia empieza a decaer. Una

retención alta incrementa la caída de presión, el peso del lecho, la carga soportada en el fondo de la torre y el tiempo de drenaje de la columna.

El líquido retenido se clasifica como retención estática, entendida como la cantidad de líquido que permanece en el lecho luego de suspender su alimentación y permitir el drenaje durante un periodo apropiado y como retención operacional. que es el líquido retenido como consecuencia de la operación dinámica de la columna y se define como la diferencia entre la retención total y la retención estática.

Para empaques de primera generación (anillos Raschig de carbón y cerámica y monturas Berl de cerámica) las retenciones estática y operacional pueden determinarse a partir de las correlaciones desarrolladas por Shullman (1955). La correlación de Buchanan (1967) permite calcular la retención operacional para empaques con geometría de anillos. Con las propuestas de Mersmann y Derder, Miyahara ,Stichniair ,Engel .Piche y Billet es posible evaluar la retención total en empaques al azar, aunque la última puede también emplearse con empaques estructurados.

1.3.5.7 Humedecimiento

La velocidad mínima de humedecimiento (MWR de las siglas en inglés) es la carga de líquido por debajo de la cual la película de este se rompe. Constituye por lo tanto el límite inferior que asegura un comportamiento estable del empaque.

Schmidt describe esta velocidad mínima en términos de un balance de fuerzas. Mientras la gravedad y los esfuerzos viscosos favorecen la conservación de la película de líquido descendente, la tensión superficial y el esfuerzo cortante del gas tienden a destruirla. Por lo tanto la velocidad mínima será mayor si aumenta la tensión superficial y la densidad del líquido y disminuye su viscosidad. Un tamaño mayor del empaque y pobres características

de humedecimiento también contribuyen a una mayor MWR. El efecto del flujo de gas comienza a ser importante cerca del punto de carga, cuando los esfuerzos cortantes se vuelven significativos.

Las características de humectabilidad del empaque afectan fuertemente la velocidad mínima de humedecimiento.

1.3.5.8 *Altura del lecho empacado*⁸

Para el diseño de columnas empacadas esto se simplifica al tratar la separación como un proceso por etapas, y usar el concepto de la altura equivalente a una etapa de equilibrio para convertir el número requerido de etapas ideales a una altura de empaque. Los métodos para estimar el número de etapas ideales dadas en las secciones previas pueden aplicarse para columnas empacadas.

La altura equivalente a una etapa de equilibrio, usualmente se denomina altura equivalente de un plato teórico (HETP), es la altura de empaque que dará la misma separación que una etapa de equilibrio. Ha sido demostrado por Eckert (1975) que en destilación la HETP para un tipo y tamaño dado de empaque es esencialmente constante, e independiente de las propiedades físicas del sistema; siempre y cuando se prevea y mantenga una buena distribución de líquido, y la caída de presión sea menor a 17 mm de agua por metro de altura de empaque. Los siguientes valores para anillos Pall pueden usarse para hacer un estimado aproximado de la altura de empaque requerida.

⁸ Altura del Lecho empacado: Distillation Design, KISTER, Henry

| Tamaño, mm | HETP, m |
|----------------|------------|
| 25 (1 pulg.) | 0,4 – 0,5 |
| 38 (1 ½ pulg.) | 0,6 – 0,75 |
| 50 (2 pulg.) | 0,75 – 1,0 |

1.3.5.8.1 Eficiencias del empaquetado (HTU Y HETP)

La eficiencia de una columna de relleno se expresa en función de la altura de relleno necesaria para realizar el intercambio definido, se puede expresar como:

HTU (Height of Packing Equivalent to One Transfer Unit) Altura de relleno equivalente a una unidad de transferencia.

HETP (Height of Packing Equivalent to One Theoretical Plate) Altura de empaquetado equivalente a un plato teórico.

El concepto de HEPT se utiliza en operaciones de destilación, donde se puede calcular de modo sencillo en número de etapas teóricas. El concepto de HTU se utiliza en operaciones de absorción, aunque puede utilizarse en destilación si aplicamos la siguiente relación entre ambos.

$$HETP = \frac{HTU \ln\left(\frac{mG_m}{L_m}\right)}{\frac{mG_m}{L_m} - 1}$$

Ec. 1.3.5.8.1 -1

Donde

m : pendiente de la recta de operación

G_m : Flujo molar del gas por unidad de superficie

L_m : Flujo molar del Líquido por unidad de superficie

1.3.5.8.1.1 Determinación de HTU

Las ecuaciones desarrolladas por Cornell nos dan el valor empírico de HTU_G basado en datos publicado para rellenos del tipo anillos Raschig y sillas Berl HTUG

Para anillos Raschig

$$HTU_G = \frac{\Psi SC_G^{0,5}}{(L f_1 f_2 f_3)^{0,6}} \left(\frac{D'}{12}\right)^{1,24} \left(\frac{Z}{10}\right)^{1/3}$$

Ec. 1.3.5.8.1-2

Para Sillas Berl

$$HTU_G = \frac{\Psi SC_G^{0,5}}{(L f_1 f_2 f_3)^{0,5}} \left(\frac{D'}{12}\right)^{1,11} \left(\frac{Z}{10}\right)^{1/3}$$

Ec. 1.3.5.8.1-3

Dónde:

HTU_G : Altura de una unidad de transferencia de fase gaseosa

Ψ : Parámetro para el material de relleno

$SC_G = \mu_G / \rho_G D_G$ Número de Schmidt para fase gaseosa

L = Flujo de másico superficial de líquido, lb/hrft²

$$f_1 = (\mu_L / 2.42)^{0.16} \quad f_2 = (62.4 / \rho_L)^{1.25} \quad f_3 = (72.8 / \sigma)^{0.8}$$

D' = Diámetro de la columna, in.

Z = Altura del empaquetado, ft

$\mu_G \mu_L$ = viscosidad del gas y líquido lb/ft hr

$\rho_G \rho_L$ = densidad del gas y líquido lb/ft³

σ = tensión superficial dyn/cm

D_G = coeficiente de difusión gaseosa.

1.3.5.8.1.2 Determinación de HETP

El valor de HETP puede estimarse por la ecuación de Murch siguiente:

$$HETP = K_1 G^{K_2} D'^{K_3} Z^{1/3} \frac{\alpha \mu'_L}{\rho'_L}$$

Ec. 1.3.5.8.1.2 -1

Dónde:

K_1, k_2, k_3 constantes

Z : altura del empaquetado

μ'_L : Viscosidad del líquido, cp

ρ'_L : Densidad del líquido g/cm³

G : Flujo másico superficial del gas, lb/hr ft²

α : Volatilidad relativa

CAPÍTULO II

MARCO

METODOLÓGICO

2 MARCO METODOLÓGICO

Los estudios de investigación realizados para el Diseño de la Columna de Destilación Empacada están basados en 3 etapas fundamentales que son:

- La Selección del tipo y tamaño del empaque a emplear.
- Determinación del diámetro de la columna (capacidad), para manipular los flujos de líquido y vapor.
- Determinación de la altura de la columna para la separación especificada.

Una vez realizado el diseño de forma manual, se procederá a ejecutar la simulación del proceso de destilación a través de HYSYS el cual es un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos, este simulador cuenta con una interfaz de fácil comprensión y además nos permitirá variar las condiciones de operación del proceso con lo cual nos facilitará la comprensión del mismo en un entorno más real simplificando los cálculos numéricos y a su vez permitiendo el desarrollo de aspectos más conceptuales que posibilitan la verificación cualitativa y cuantitativa de la hipótesis planteada.

2.1 MÉTODOS

Para el desarrollo del presente proyecto se trabajó en forma ordenada y sistemática, se inició con la recopilación de fuentes bibliográficas específicas al tema, normas, manuales y guías técnicas, de reconocimiento internacional, para definir conceptos, teorías, condiciones y variables de proceso. Escenario donde se desarrollará el diseño de la columna de destilación, para esto se empleó un prototipo de un sistema de destilación,

que aportó datos de vital importancia que fueron tabulados e interpretados para el desarrollo del proyecto.

2.1.1 METODO INDUCTIVO

Mediante las propiedades físicas de la mezcla etanol-agua, así como la curva de equilibrio líquido-vapor se determinaron las condiciones específicas requeridas, así como las variables que involucra dicho proceso. Estos requerimientos se convirtieron en el punto de partida para el desarrollo de los cálculos de ingeniería correspondientes y de esta manera realizar el dimensionamiento de la Columna de Destilación Empacada la cual será apta para obtener etanol del 85 al 90% partiendo de una muestra que tiene una concentración inicial de 20 % en peso de etanol.

2.1.2 METODO DEDUCTIVO

El dimensionamiento del equipo, se basó en fundamentos y principios de Cálculos Básicos, Transferencia de Calor y Operaciones Unitarias, lo cual, es de vital importancia para la realización de los cálculos necesarios y la determinación de las variables del proceso con el fin de cumplir con los objetivos propuestos.

2.2 TÉCNICAS

2.2.1 NORMA TECNICA: Código ASME

Esta norma describe el diseño y operación de calderas, y recipientes a presión, se compone de 11 secciones, de las cuales la 8 están dedicadas exclusivamente a los recipientes a presión.

A continuación se hace una descripción de la sección VII, división I:

Consta de tres subsecciones:

Requisitos generales

Requisitos concernientes a los métodos de diseño y fabricación de los recipientes sujetos a presión.

Requisitos concernientes a las clases de materiales.

2.2.1.1 Sección VIII, División I, Subsección A

Esta subsección también se conoce como la parte UG y trata de los requisitos mínimos concernientes a materiales, diseño, aberturas y refuerzos, superficies reforzadas y apoyadas, ligamentos, fabricación, inspección y prueba, estampado de reportes y dispositivos de alivio de presión.

Materiales: UG-4 a UG-15; hace referencia que deben cumplir los diferentes tipos de materiales empleados en los recipientes sujetos a presión.

Diseño: UG-16 a UG-35; Establece que el espesor mínimo para las carcasas y las tapas debe ser de 1/16" sin considerar lo correspondiente a la corrosión; también aclara que las condiciones de diseño deben ser la más críticas que se esperen en operación normal. Proporciona las ecuaciones para el diseño de carcasas y tubos bajo condiciones de presión interna y externa. También proporciona las ecuaciones para el diseño de tapas.

Aberturas y refuerzos: UG-36 a UG-46; trata lo referente a los refuerzos que deben colocarse a las aberturas que se necesiten para las boquillas en las coraza y cabezas.

Superficies reforzadas y apoyadas: UG-36 a UG-46; trata lo referente a los refuerzos que deben colocarse a las aberturas que se necesiten para las boquillas en las carcazas y cabezas.

Ligamentos: UG-53 a UG-55 se presentan las eficiencias de los ligamentos de los diferentes tipos de placas perforadas.

Fabricación: UG-75 a UG-85 trata lo referente a la fabricación, como es la identificación de materiales, reparación de defectos de materiales, formado de carcazas y tapas, la redondez permitida para las carcazas, pruebas Charpy y tratamiento térmico.

Inspección y prueba: UG-90 a ug-103 se define lo que es un inspector y las inspecciones que deben realizar durante la construcción; trata también sobre los diferentes tipos de pruebas.

Estampado y reportes: UG-115 a UG-120; se señala los requisitos a cumplir por el fabricante para que el elemento fabricado reciba el estampado correspondiente; también indica los datos que debe contener la placa y por último se indica el tipo de reporte que debe ser llenado por el fabricante y que debe ser firmado por el inspector.

Dispositivos de alivio de presión: UG-125 a UG-136; se indica las características que deben cumplir estos dispositivos.

2.2.1.1.1 Sección VIII, División I, Subsección B

Esta subsección trata sobre los requisitos mínimos para los diferentes métodos de fabricación.

Parte UW: En esta parte se tratan los requisitos para la fabricación por soldadura de los recipientes sujetos a presión.

En las generalidades especifican los diferentes tipos de juntas soldadas. Con respecto a los materiales, se establecen las diferentes clases y cualidades que deben para la construcción de los recipientes sujetos a presión.

En la parte de diseño se trata el diseño de juntas soldadas, tratamiento térmico al que deben someterse los exámenes por radiografía y por ultrasonido que deben realizarse, las eficiencias de las juntas, los detalles de los diferentes tipos de juntas, aberturas cercanas a soldaduras y conexiones soldadas.

En la fabricación se tratan los procesos de soldadura y su calibración, las pruebas a los soldadores, las temperaturas permisibles de soldadura, los tipos de cortes, la limpieza de la superficie a soldar, tolerancias y reparación de defectos de soldadura.

En la inspección y prueba, se trata la supervisión del procedimiento de soldadura, la calificación de soldadores, supervisión del tratamiento térmico, pruebas no destructivas, exámenes radiográficos, exámenes ultrasónicos y el estampado y reportes.

Parte UF: Trata lo referente a la fabricación por forja de recipientes sujetos a presión.

Parte UB: Presenta los requisitos de fabricación por soldadura no ferrosa para los recipientes sujetos a presión.

2.2.1.1.2 Sección VIII, División I, Subsección C

En esta subsección, el código trata lo referente a los materiales de construcción de los recipientes sujetos a presión.

Parte UCS: Señala los requisitos a cumplir con los recipientes sujetos a presión construidos en aceros al carbón y aceros de baja aleación. Esta parte se completa con sus respectivas tablas de valores de esfuerzos admisibles para el diseño.

Parte UNF: Se refiere a los requisitos para recipientes a presión construidos de materiales no ferrosos. Su complemento se encuentra en las tablas de valores de esfuerzos admisibles para el diseño.

Parte UMA: Trata los requisitos a cubrir por los recipientes sujetos a presión construidos de aceros de alta aleación. Se complementa con sus tablas de valores admisibles para el diseño.

Parte UCI: Trata los requisitos a cubrir por los recipientes construidos de hierro fundido.

Parte UTH: Se refiere a los requisitos para recipientes sujetos a presión construidos de acero férrico con propiedades de alta resistencia a la tensión, se complementa con las tablas de valores de esfuerzos admisibles para el diseño.

2.2.1.2 Normas del TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association)

Trata lo relacionado a los Intercambiadores de calor de carcaza y tubos. Su contenido es el siguiente:

Parte N: Nomenclatura

Presenta de manera normalizada, una nomenclatura para los diferentes tipos de intercambiadores de calor.

Parte F: Tolerancias de fabricación

Establece las tolerancias admisibles en la construcción y en términos generales van de $\pm 1/8"$ a $\pm 5/8"$.

Parte G: Fabricación en general e información de funcionamiento

Inicia con una hoja de datos necesarios que deben suministrarse para lograr el diseño adecuado. Posteriormente cubre lo relacionado a inspección, a datos de placa, a dibujos y reportes, a garantías, a la preparación para embarque y a las características generales de construcción.

Parte E: Instalación, operación y mantenimiento

Se señala que la correcta instalación y el mantenimiento preventivo son responsabilidades del usuario.

Con respecto a la instalación se trata sobre las características del sitio de instalación así como la limpieza que debe efectuarse antes de la instalación.

Con respecto a la operación, se debe tener la información suficiente para ese propósito. Se recomienda secuencias de arranques y paros.

Para el mantenimiento se recomiendan los intervalos de inspección, los procedimientos de limpieza, de reemplazo de juntas y de partes.

Parte RCB: Normas mecánicas del TEMA para Intercambiadores de calor RCB

Define tres clases de intercambiadores, R, C y B especificando que deben cumplir con la sección VIII, división I del ASME. Señala la presión de diseño, las pruebas, las temperaturas del metal, las normas admisibles de corrosión. Con respecto a los tubos,

especifica sus longitudes, sus diámetros y sus calibres, los espaciamentos y los tipos de sus arreglos.

Para las carcazas y las tapas se tratan los diámetros, las tolerancias así como los espesores mínimos.

Muestra los diferentes tipos de deflectores, sus espesores, sus espaciamentos, protecciones contra la erosión en las áreas de entrada y salida y las características de los separadores.

Parte V: Vibración inducida por flujo

Aquí se indica que el problema de la inducción de vibraciones por el flujo es muy complejo y que todavía no se tiene una solución del tipo analítico.

Se describen los diferentes daños por vibración y las regiones de falla. Se tratan las características de la frecuencia natural, los esfuerzos axiales en los tubos, el amortiguamiento y proporciona el método de cálculo de la velocidad crítica de flujo.

Parte T: Relaciones térmicas

Se hace un estudio del problema térmico, mediante la relación básica de transmisión de calor y de la determinación del coeficiente global de transmisión de calor. Se trata el problema de ensuciamiento y de la diferencia media de temperatura. También se presentan las relaciones que permiten el cálculo de las temperaturas medias de la coraza y los tubos.

Parte P: Propiedades físicas de fluidos

Se proporciona un amplio conjunto de datos en forma gráfica y tabular de fluidos muy importantes, principalmente hidrocarburos.

Parte D: Información general

Se encuentra información general sobre dimensiones de tubos de conexiones y de bridas. También se proporcionan tablas de conductividades térmicas de metales y de coeficientes medios de expresión.

Parte RGP: Recomendaciones Prácticas

Aquí se proporciona información adicional y guía relativa al diseño de intercambiadores de calor, no incluida en las partes principales de la norma.

2.3 LEYES O CORRELACIONES A UTILIZAR PARA DETERMINAR LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

| AUTOR | LEY O CORRELACIÓN | PARÁMETRO A DETERMINAR |
|-----------------|---|---|
| LAVOISER | <p>Ley de la conservación de la masa.</p> <p>Entrada (entra a través de las fronteras del sistema) + Producción (producida dentro del sistema) – Salida (sale a través de las fronteras del sistema) – Consumo (consumida dentro del sistema) = Acumulación (acumulada dentro del sistema)</p> | <p>F: Flujo de alimentación (Mezcla etanol-agua)</p> <p>D: Flujo del Destilado</p> <p>W: Flujo de fondo</p> <p>V: Flujo de vapor en la parte superior de la columna</p> <p>L: Flujo de líquido en la parte superior de la columna.</p> |
| BUCHANAN | $h_{L,F1}^o = \frac{\sqrt{1,44 \lambda o^2 + 0,8 \lambda o (1 - \lambda o)} - 1,2 \lambda o}{0,4 (1 - \lambda o)}$ | Líquido retenido en el punto de inundación. |
| Sherwood | $\mu_{V,F1} = 0,056 \psi_{F1}^{-1/6} \left[\frac{dh}{dT} \right]^{1/4} * \varepsilon^{6/5} \left[\frac{dT * \Delta \rho * g}{\rho_v} \right]^{1/2} [1 - h_{L,F1}^o]^{3.5}$ | Velocidad del vapor en el punto de inundación |

| | | |
|------------------------|--|--|
| Millet | $F_{V,Fl} = \mu_{V,Fl} * \sqrt{\rho_v}$ | Factor de capacidad del vapor |
| Mackowiak | $\frac{\Delta p_o}{H} = \left(\frac{725,6}{Re_v} + 3.203 \right) * (1 - \varphi_P) * \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} * \frac{F_V^2}{d_P * K}$ | Caída de Presión a través de la columna |
| Strigle, Whaley | $HETP = \frac{(4,82 * (\rho_L - \rho_G)^{0,5} * \mu_r^{-0,06})}{\alpha}$ | Height of Packing Equivalent to one Transfer Unit) |
| Cornell | $H_V = \frac{\psi S_{cv}^{0,5}}{(G_L * f_1 * f_2 * f_3)} * \left(\frac{d_c}{12} \right)^m * \left(\frac{Z}{10} \right)^{1/3}$ | Altura de Transferencia de Masa de Vapor |
| Cornell | $H_L = \phi * \left(\frac{G_L}{\mu_L} \right)^n * S_{CL}^{0,5}$ | Altura de Transferencia de Masa de Líquido |

2.4 LEYES O CORRELACIONES A UTILIZAR PARA DETERMINAR LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DE LA CÁMARA DE EBULLICIÓN

| AUTOR | LEY O CORRELACIÓN | PARÁMETRO A DETERMINAR |
|---|---|---|
| <p>Lavoiser, Joule James</p> | <p>LEY DE LA CONSERVACIÓN DE LA ENERGIA</p> <p>Entrada + Producción – Consumo = Salida</p> $\left[\begin{array}{c} \text{Energía que} \\ \text{entra del exterior} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Energía que} \\ \text{sale al exterior} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Energía acumulada} \\ \text{en el sistema} \end{array} \right]$ $dU = dQ - dW$ $Q = m \cdot c_p \cdot (T_o - T_i)$ | <p>Calor Requerido para calentar la mezcla etanol-agua</p> |
| <p>Prandtl</p> | $Pr_t = \frac{Cp_w \cdot u_w}{k_t}$ | <p>Número de Prandtl: Número adimensional proporcional al cociente entre la difusividad de momento (viscosidad) y la difusividad térmica</p> |
| <p>Kern, Donald</p> | $\frac{hD_i}{k} = a \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{3/2} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^m$ | <p>Coefficiente de transferencia de calor (lado del producto)</p> |

| | | |
|---------------------|---|---|
| Kern, Donald | $\bar{h}_j = 0.94 \left(\frac{kc^3 * \rho_c^2 * \lambda * g * \text{sen } \alpha}{\mu_c * L_1 * \Delta t_f} \right)^{1/4}$ | Coeficiente de Transferencia de Calor (lado de la camisa) |
| Fourier | $U_d = \frac{1}{\left(\frac{1}{\bar{h}_j}\right) + \left(\frac{1}{\bar{h}_b}\right) + \left(\frac{1}{\bar{h}_w}\right) + \left(\frac{1}{\bar{h}_D}\right)}$ | Coeficiente Global de Calor de diseño |

2.5 LEYES O CORRELACIONES A UTILIZAR PARA DETERMINAR LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DEL CONDENSADOR (Intercambiador de tubos y coraza)

| AUTOR | LEY O CORRELACIÓN | PARÁMETRO A DETERMINAR |
|---|---|--|
| <p>Lavoiser, Joule James</p> | <p>LEY DE LA CONSERVACIÓN DE LA ENERGIA Entrada + Producción – Consumo = Salida $\left[\begin{array}{c} \text{Energía que} \\ \text{entra del exterior} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Energía que} \\ \text{sale al exterior} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Energía acumulada} \\ \text{en el sistema} \end{array} \right]$ Ley de la Termodinámica $dU = dQ - dW$ $Q = m \cdot c_p \cdot (T_o - T_i)$</p> | <p>Calor Requerido para calentar la mezcla etanol-agua</p> |
| <p>Prandtl</p> | $NPr = \frac{c_p \cdot \mu}{k}$ | <p>Número de Prandtl: Número adimensional proporcional al cociente entre la difusividad de momento (viscosidad) y la difusividad térmica</p> |
| <p>Petukhov & Popov's</p> | $Nu_t = \frac{\frac{f}{2} \cdot Re_t \cdot Pr_t}{1.07 + 12.7 \left(\frac{f}{2}\right)^{\frac{1}{2}} (Pr_t^{2/3} - 1)}$ | <p>Número de Nusselt: mide el aumento de la transmisión de calor por convección comparada con la transferencia de calor si ésta ocurriera solamente por conducción.</p> |

| | | |
|---------------------|--|---|
| Sieder, Tate | $h_i = \frac{Nu_t * k_t}{d_i}$ | Coeficiente de calor del lado de los tubos |
| Kern, Donald | $h_o = \frac{0.36 * k_v}{D_E} * Re_s^{0,55} * Pr_s^{0,33}$ | Transferencia de calor (lado de la coraza) |
| Fourier | $A_c = \frac{q}{U_f * LMTD}$ | Área de superficie del intercambiador de calor |
| Kern, Donald | $\Delta P_t = N_p \left(8 * \frac{f_t * L}{d_i} + 2,5 \right) * \frac{(v_w)^2}{2} * \rho_w$ | Caída de Presión en el tubo |

CAPÍTULO III

CÁLCULOS Y

RESULTADOS

3 CÁLCULOS Y RESULTADOS

3.1 CALCULOS DE INGENIERIA: DISEÑO CONCEPTUAL

3.1.1 Descripción general del proceso de obtención de etanol.

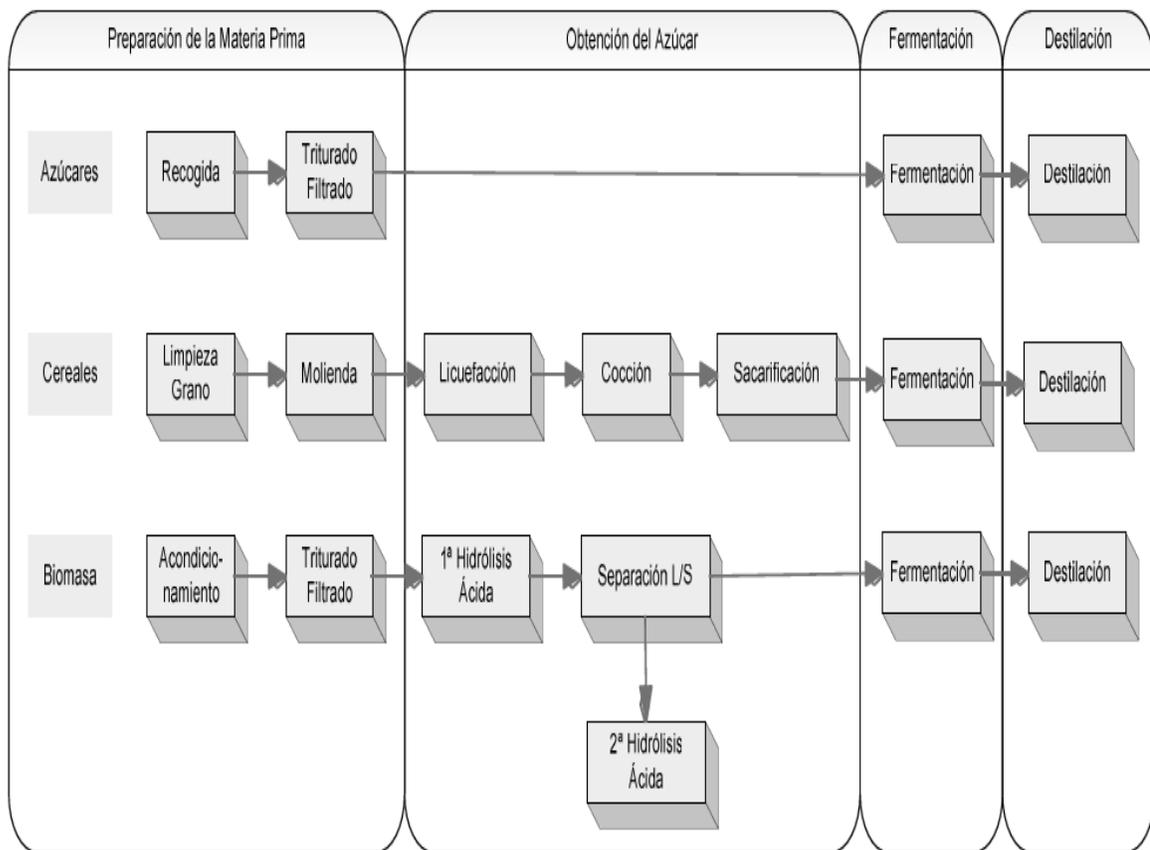


Figura 2.2.1.2-1 Descripción General del Proceso

Una biorefinería para la producción de etanol debe comprender la instalación completamente automatizada de los siguientes procesos:

1. **Recepción de la materia prima:** se pesará la biomasa o la materia prima a emplear para la producción de etanol en una balanza electrónica.
2. **Clasificación:** Se empleara una banda mecánica, donde se seleccionará el material apto para el proceso

3. **Tratamientos físicos:** Los cuales incluyen el picado y molienda de la materia prima o biomasa.
4. **Pretratamiento físico-químico:** El cual permitirá preparar la biomasa o la materia prima para su descomposición, que se realizará en un reactor a presión.
5. **Destoxificación:** Se eliminarán compuestos inhibidores de la hidrólisis enzimática y la fermentación alcohólica.
6. **Hidrólisis Enzimática:** Los polímeros de azúcares se romperán en sus componentes básicos, lo que se logrará en bioreactores.
7. **Preparación de Mostos:** Se añadirán nutrientes necesarios a los caldos azucarados.
8. **Fermentación:** Se produce el cambio de azúcares a etanol y CO₂ la cual se realizará en fermentadores especiales.
9. **DESTILACIÓN:** Se separa el etanol de la vinaza hasta obtener etanol de más de 95% de pureza. Se emplea una columna de destilación hecha en acero inoxidable.
10. **Deshidratación:** Se elimina por medio de tamices moleculares el agua restante, dejando como producto un etanol de 99,9% de pureza.

3.1.2 SISTEMA DE DESTILACIÓN

El destilador deberá constar de un control de temperatura que no debe arrancar si es que no existe producto dentro del destilador, este se controlará con un switch de nivel bajo, hay que asegurarse que el sistema de calentamiento con agua (Caldero) debe estar habilitado con anterioridad.

No se habilitará el proceso de destilado si es que el agua helada a emplear en el proceso de condensado se encuentra por encima de 10°C.

Cuando el producto (mezcla etanol-agua) empieza a evaporarse, la mezcla ascenderá por la columna de destilación y pasará las distintas etapas de rectificación. Al salir de la columna de destilación el vapor final generado pasará por el condensador condensando al producto que caerá por gravedad al tanque acumulador ya en fase líquida.

3.2 DISEÑO PRELIMINAR O BASICO

3.2.1 DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

El diseño de una columna empaceta usando estructuras randómicas se basa en las determinaciones del diámetro de la columna d_s , la altura del paquete, la caída de presión en el punto de operación y en el punto de inundación.

Para este propósito deberán ser conocidos los siguientes parámetros:

- Rango de operación, el punto de inundación
- Caída de presión de la torre empacada por metro de lecho empacado
- Altura de relleno equivalente a la unidad de transferencia para la fase vapor o para la fase líquida.

Para el correcto diseño de columnas empacadas se requiere un conocimiento de las características hidráulicas de los elementos respectivos del empaque a través del rango de operación. La velocidad del gas en el punto de inundación $U_{v,FI}$ es un parámetro importante en este contexto, este es requerido para el cálculo de la capacidad máxima de carga dado a la carga específica del líquido u_L . Cuando diseñamos una columna empacada es también importante calcular la caída de presión del empaque irrigado $\Delta p/H$ por metro cúbico de lecho empacado y la respectiva carga de líquido retenido h_L . La caída de presión también depende de la dimensión y forma del empaque y es

directamente proporcional a la altura del paquete. En flujos de dos fases, una vez que el gas ha alcanzado una cierta velocidad, la velocidad de formación adicional de gotas puede ocurrir a través de la separación de las capas. El líquido total retenido hL tales como gotas y películas reduce la sección transversal disponible para el flujo de gas.

3.2.2 Especificaciones para el Diseño de la Columna de Destilación

Tabla 2.2.1.2-1 Datos de Concentración en la Alimentación, Destilado, Fondos

| Representación | Parámetro | Unidades | Valor |
|----------------|------------------------------------|----------|--------|
| F | Mezcla Etanol-Agua | Kg/h | 400 |
| XF | Concentración inicial | % Etanol | 0,20 |
| XD | Concentración en el destilado | % Etanol | 0,85 |
| XW | Concentración en el fondo | % Etanol | 0,0015 |
| MD | Masa molar del producto destilado) | Kg/kmol | 41,86 |
| MF | Masa molar de la alimentación | Kg/kmol | 23,63 |

Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 2.2.1.2-2 Condiciones de Operación

| Representación | Parámetro | Valor |
|----------------|---------------------------------|---------|
| R | Razón de Reflujo | 2,3 |
| Fv/Fv,FI | Capacidad relativa de vapor (%) | 0,75 |
| Δp | Caída de Presión Esperada (Pa) | 3447,35 |

Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 2.2.1.2-3 Propiedades Físicas de la Mezcla (Ver ANEXO I)

| Representación | Parámetro | Unidades | Valor |
|----------------|------------------------------------|-------------------|-----------------------|
| Pv | Densidad de vapor | Kg/m ³ | 1,21 |
| PI | Densidad del líquido | Kg/m ³ | 786 |
| σ_L | Tensión Superficial | N/m | 0,025 |
| η_L | Viscosidad Cinemática del líquido | Kg/ms | $4,95 \times 10^{-4}$ |
| Hv | Viscosidad Cinemática de la mezcla | Kg/ms | $1,05 \times 10^{-5}$ |
| Nv | Viscosidad Dinámica de la mezcla | m ² | $9,0 \times 10^{-6}$ |

Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 2.2.1.2-4 Especificaciones Técnicas Anillos Pall Ring (Ver ANEXOII)

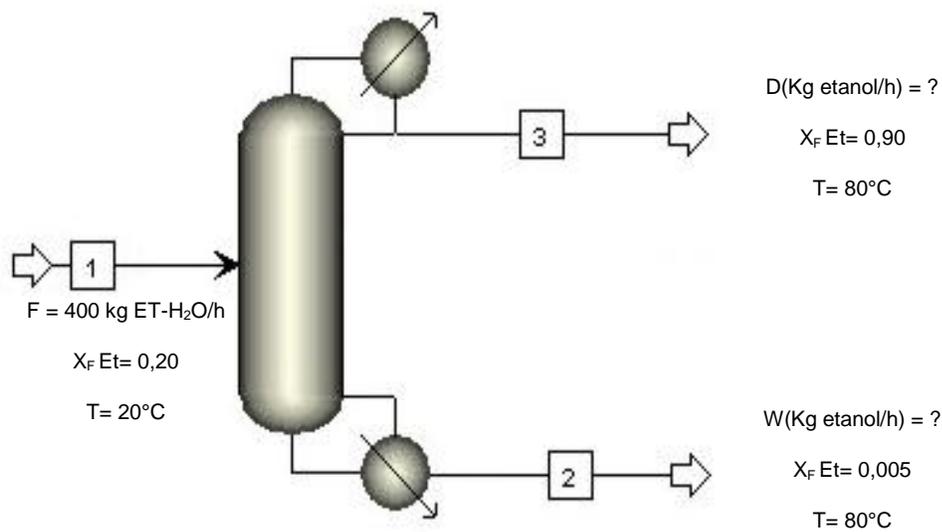
| Representación | Parámetro | Unidades | Valor |
|----------------|--|----------------|-----------------------------------|
| D | Diámetro Nominal | m | 0,025 |
| H | Altura del empaque | m | 0,025 |
| A | Área Geométrica | m ² | 215m ² m ⁻³ |
| E | Fracción de vacío | - | 0,956 |
| Ψ_{Fl} | Coficiente de resistencia flujo de 2 fases | m | 2,42 |
| μ | Factor de Forma empaque seco | - | 0,5 |
| ϕ_P | Factor de Forma empaque irrigado | - | 0,28 |

Fuente: Fluid Package

Elaborado por: Daniel Chuquín

3.3 Balance de masa de la columna de destilación

3.3.1 Balance de Masa General



$$F = D + W$$

Ec. 3.3.1-1

Dónde:

F: Flujo de alimentación (Kg/h)

D: Flujo del Destilado (Kg/h)

3.4 Cálculo de los flujos y velocidades de flujo en la parte superior de columna.

3.4.1 Flujo de Alimentación (Mezcla etanol-agua) (Kmol/h)

$$\dot{F} = \frac{F}{M_F}$$

Ec. 3.4.1-1

Dónde:

F: Flujo de alimentación (Kg/h)

M_F: Peso molecular medio de la mezcla de alimentación etanol-agua

$$\dot{F} = \frac{400 \frac{kg}{h}}{23,63 \frac{Kg}{Kmol}}$$

$$\dot{F} = 16,93 \frac{kmol}{h}$$

3.4.2 Flujo de Destilado (Etanol)

$$\dot{D} = \dot{F} * \frac{X_F - X_W}{X_D - X_W}$$

Ec. 3.4.2-1

Dónde:

\dot{D} : Flujo del destilado (Kmol/h)

$$\dot{D} = 16,93 \frac{kmol}{h} * \frac{0,20 - 0,0015}{0,85 - 0,0015}$$

$$\dot{D} = 3,96 \text{ kmol/h}$$

$$\dot{D} = 3,96 \frac{Kmol}{h} * \frac{41,86 kg}{1kmol}$$

$$\dot{D} = 165,76 \text{ Kg/h}$$

3.4.3 Flujo de Fondo

$$\dot{W} = \dot{F} - \dot{D}$$

Ec. 3.4.3-1

Dónde:

W: Flujo de Fondo (kmol/h)

F: Flujo de Alimentación (Mezcla Etanol - Agua) kmol/h

D: Flujo de Destilado (Etanol) kmol/h

$$\dot{W} = 16,93 - 3,96$$

$$\dot{W} = 12,97 \text{ kmol/ h}$$

$$\dot{W} = 12,97 \frac{kmol}{h} * \frac{18,07kg}{1kmol}$$

$$\dot{W} = 234,2 \text{ kg/h}$$

3.4.4 Flujo de vapor en la parte superior de la columna

$$V = [(R + 1) * \dot{D}] * M_D$$

Ec. 3.4.4-1

Dónde:

V: Flujo de Vapor (kg/h)

M_D : Peso molecular del producto destilado (kg/kmol)

R: Reflujo

$$V = (2,3 + 1) * 3,96 \frac{kmol}{h} * 41,86 \frac{kg}{kmol}$$

$$V = 547,02 \frac{kg}{h}$$

3.4.5 Flujo de condensado en la parte superior de la columna

$$L = (R * \dot{D}) * M_D$$

Ec. 3.4.5-1

Dónde:

L: Flujo de líquido (kg/h)

$$L = 2,3 * 3,96 \frac{kmol}{h} * 41,86 \frac{Kg}{Kmol}$$

$$L = 381,27 \frac{kg}{h}$$

3.5 Determinación del Diámetro de la Columna Empacada

3.5.1 Punto de Inundación

La relación de flujo en el punto de inundación λ_o está dado como:

$$\lambda_o = \frac{L * \rho_v}{\rho_L * V}$$

Ec. 3.5.1-1

Dónde:

λ_o : Relación de Flujo en el punto de inundación

$$\lambda_o = \frac{381,27 \frac{kg}{h} * 1,21 \frac{kg}{m^3}}{786 \frac{kg}{m^3} * 547,02 \frac{kg}{h}}$$

$$\lambda_o = 0,001073$$

3.5.2 Líquido Retenido $h_{L,FI}^o$ en el Punto de Inundación

$$h_{L,FI}^o = \frac{\sqrt{1,44 \lambda_o^2 + 0,8 \lambda_o (1 - \lambda_o)} - 1,2 \lambda_o}{0,4 (1 - \lambda_o)}$$

Ec. 3.5.2-1

Dónde:

$h_{L,FI}^o$: Líquido retenido en el Pto. Inundación

$$h_{L,FI}^o = \frac{\sqrt{1,44 (1,07 \times 10^{-3})^2 + 0,8 * (1,07 \times 10^{-3}) * (1 - 1,07 \times 10^{-3})} - (1,2 * 1,07 \times 10^{-3})}{0,4 (1 - 1,07 \times 10^{-3})}$$

$$h_{L,FI}^o = 0,0701 m^3 m^{-3}$$

3.5.3 Líquido Retenido h_L basado en una columna vacía

$$h_L = h_{L,FI}^o * \epsilon$$

Ec. 3.5.3-1

Dónde:

$h_{L,FI}^o$: Líquido retenido en el Punto de Inundación ($m^3 m^{-3}$)

ϵ : Fracción de vacío relativo al empaque empleado (Pall Rings 25 mm x 25mm)

$$h_L = 0,0701 * 0,956$$

$$h_L = 0,0670 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3}$$

3.5.4 Diámetro Hidráulico del lecho empacado

$$dh = 4 * \frac{\varepsilon}{a}$$

Ec. 3.5.4-1

Dónde:

d_h : Diámetro hidráulico (m)

ε : Fracción de vacío relativo al empaque empleado ($\text{m}^3 \text{m}^{-3}$) (Pall Rings 25 mm x 25mm)

a : Área de la superficie geométrica del empaque por unidad de volumen ($\text{m}^2 \text{m}^{-3}$)

$$dh = 4 * \frac{0,956}{215}$$

$$dh = 0,0178$$

3.5.5 Diámetro de las gotas formadas

$$dT = \sqrt{\frac{\sigma}{\Delta\rho g}}$$

Ec. 3.5.5-1

Dónde:

d_T : Diámetro de las gotas (m)

σ : tensión superficial del líquido para sistemas de gas / líquido (mNm^{-1})

$\Delta\rho$: Variación de la densidad líquido-vapor (kg/m^3)

g : Gravedad (m/s^2)

$$dT = \sqrt{\frac{0,025}{(786 - 1,210) \times 9,81}}$$

$$dT = 1,80 \times 10^{-3} \text{ m}$$

3.5.6 Velocidad del vapor en el Punto de Inundación

$$\mu_{V,Fl} = 0,056 \psi_{Fl}^{-1/6} \left[\frac{dh}{dT} \right]^{1/4} * \epsilon^{6/5} \left[\frac{dT * \Delta\rho * g}{\rho_v} \right]^{1/2} [1 - h_{L,Fl}^o]^{3.5}$$

Ec. 3.5.6-1

Dónde:

$\mu_{V,Fl}$: Velocidad del vapor en el Punto de Inundación, basado en la sección del área transversal de una columna vacía. (m/s)

Ψ_{Fl} : Coeficiente de resistencia para un flujo de fase gaseosa en el Punto de Inundación.

$$U_{V,Fl} = 0,566 (2,42)^{-1/6} \left[\frac{0,0178}{1,80 \times 10^{-3}} \right]^{1/4} * 0,960^{6/5} \left[\frac{1,80 \times 10^{-3} * (786 - 1,210) * 9,81}{1,210} \right]^{1/2} [1 - 0,0701]^{3.5}$$

$$U_{V,Fl} = 2,1547 \text{ m/s}$$

3.5.7 Velocidad de vapor

$$U_v = U_{v,Fl} * \frac{F_v}{F_{v,Fl}}$$

Ec. 3.5.7-1

Dónde:

$\frac{F_v}{F_{v,Fl}}$: Capacidad relativa de vapor

$$\mu_v = 2,1547 \frac{m}{s} * 0,8$$

$$\mu_v = 1,74 \frac{m}{s}$$

3.5.8 Área de la Sección Transversal

$$As = \frac{V}{3600 \rho_v \mu_v}$$

Ec. 3.5.8-1

Dónde:

V: Es el flujo de vapor en la parte superior de la columna (Kg/h)

ρ_v : Densidad de vapor (Kg/m³)

μ_v : Velocidad de vapor (m/s)

$$As = \frac{547,02}{3600 (1,21)(1,74)}$$

$$As = 0,072 \text{ m}^2$$

3.5.9 Diámetro de la Columna Empacada

$$d_s = \sqrt{\frac{4As}{\pi}}$$

Ec. 3.5.9-1

Dónde:

As: Área de la Sección Transversal (m²)

π : Constante

$$d_s = \sqrt{\frac{4 \times 0.072}{\pi}}$$

$$d_s = 0,3048 \text{ m}$$

3.6 Determinación de la Capacidad de Vapor

3.6.1 Factor de Capacidad de Vapor en el Punto de Inundación

$$F_{V,Fl} = \mu_{V,Fl} * \sqrt{\rho_v}$$

Ec. 3.6.1-1

Dónde:

$\mu_{V,Fl}$: Velocidad de Vapor en el Punto de Inundación (m/s)

ρ_v : Densidad de Vapor (kg/m³)

$$F_{V,Fl} = 2,1547 * \sqrt{1,21}$$

$$F_{V,Fl} = 2,467 \frac{m}{s} \sqrt{kg/m^3}$$

3.6.2 Factor de Capacidad de Vapor

$$F_V = \mu_V * \sqrt{\rho_v}$$

Ec. 3.6.2-1

Dónde:

F_V : Factor de capacidad de vapor ($m/s * \sqrt{kg/m^3}$)

μ_V : Velocidad de vapor (m/s)

ρ_v : Densidad de vapor (kg/m^3)

$$F_V = 1,5054 * \sqrt{1,21}$$

$$F_V = 1,65 \frac{m}{s} \sqrt{kg/m^3}$$

3.7 Determinación de la Carga Específica del Líquido

$$\mu_L = \frac{L}{3600 \rho_L * A_s}$$

Ec. 3.7-1

Dónde:

L: Flujo de líquido (kg/h)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m^3)

A_s : Área de la Sección Transversal (m^2)

$$\mu_L = \frac{381,27}{3600 * 786 * 0,085}$$

$$\mu_L = 0,0018 \text{ (m}^3\text{/m}^2\text{h)}$$

3.8 Número de Reynolds del Líquido

$$Re_L = \frac{\mu_L * \rho_L}{\eta_L * a}$$

Ec. 3.8-1

Dónde:

μ_L : Carga específica del Líquido (m³/m²h)

η_L : Viscosidad Cinemática del Líquido (kg/ms)

a: Área de la superficie geométrica del empaque por unidad de volumen (m²m⁻³)

$$Re_L = \frac{0,0018 * 786}{0,495 * 10^{-3} * 215}$$

$$Re_L = 13,65$$

3.9 Determinación de la Altura de la Columna

3.9.1 Diámetro de la Partícula

$$d_p = 6 * \frac{1 - \varepsilon}{a}$$

Ec. 3.9.1-1

Dónde:

ε : Fracción de vacío relativo al empaque empleado (m³m⁻³) (Pall Rings 25 mm x 25mm)

a: Área de la superficie geométrica del empaque por unidad de volumen (m^2m^{-3})

$$d_p = 6 * \frac{1 - 0,956}{215}$$

$$d_p = 0,001228 \text{ m}$$

3.9.2 Factor de Pared

$$K = \left(1 + \frac{2}{3} * \frac{1}{1 - \varepsilon} * \frac{d_p}{d_s} \right)^{-1}$$

Ec. 3.9.2-1

Dónde:

K: Factor de pared

d_p : Diámetro de la partícula (m)

d_s : Diámetro de la columna (m)

$$K = \left(1 + \frac{2}{3} * \frac{1}{1 - 0,956} * \frac{0,001228}{0,3048} \right)^{-1}$$

$$K = 0,9466$$

3.9.3 Número de Reynolds modificado de vapor

$$Rev = \frac{\mu_V * d_p}{(1 - \varepsilon) * \nu_V} * K$$

Ec. 3.9.3-1

Dónde:

Rev: Número de Reynolds modificado de vapor

μ_v : Velocidad de vapor (m/s)

d_p : Diámetro de la partícula (m)

K: Factor de Pared

ε : Fracción de vacío relativo al empaque empleado ($m^3 m^{-3}$) (Pall Rings 25 mm x 25mm)

ν_v : Viscosidad dinámica del vapor (m^2/s)

$$Rev = \frac{1,5084 * 0,001228}{(1 - 0,956) * 9 \times 10^{-6}} * 0,9466$$

$$Rev = 5222,67$$

3.9.4 Caída de Presión a través de una columna empacada irrigada

$$\frac{\Delta p_o}{H} = \left(\frac{725,6}{Rev} + 3.203 \right) * (1 - \phi_p) * \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} * \frac{F_V^2}{d_p * K}$$

Ec. 3.9.4-1

Dónde:

$\frac{\Delta p_o}{H}$: Caída de presión a través de una columna empacada seca (bar)

Rev: Número de Reynolds modificado de vapor

ϕ_p : Factor de forma del empaque seco

ε : Fracción de vacío relativo al empaque empleado ($m^3 m^{-3}$) (Pall Rings 25 mm x 25mm)

F_V : Factor de capacidad de vapor ($m/s * \sqrt{kg/m^3}$)

d_p : Diámetro de la partícula (m)

K: Factor de Pared

$$\frac{\Delta p_o}{H} = \left(\frac{725,6}{5222,67} + 3.203 \right) * (1 - 0,28) * \frac{1 - 0,956}{0,956^3} * \frac{1,659^2}{0,001228 * 0,9466}$$

$$\frac{\Delta p_o}{H} = 376,49 \text{ Pa/m}$$

3.9.5 Cálculo de la Altura de la Torre empacada en función de la Caída de presión a través de una columna empacada irrigada.

$$\frac{\Delta p}{H} = 376,49 \text{ Pa/m}$$

Ec. 3.9.5-1

Despejando H se tiene:

$$H = \frac{\Delta p}{376,49}$$

Dónde:

H: Altura de la columna empacada (m)

Δp : Caída de presión esperada (Pa)

$$H = \frac{3447,13}{376,49}$$

$$H = 12,87 \text{ m}$$

3.9.6 Determinación de HTEP (Height of Packing Equivalent to one Transfer Unit)

Varias correlaciones y reglas empíricas han sido desarrolladas para determinar HETP, la mayoría de los métodos empíricos. Entre los métodos empíricos hay una regla para rellenos tradicionales que dice:

$$\text{HETP} = \text{Diámetro de la Columna}$$

Ec. 3.9.6-1

Sin embargo Lockett (1998) propuso otra correlación para estimar el HETP en columnas que contienen en su estructura elementos de empaque, la cual establece que la relación entre HETP y el área de superficie del empaque, operando a 80% de la condición de inundación viene dado por:

$$HETP = \frac{(4,82 * (\rho_L - \rho_G)^{0,5} * \mu_r^{-0,06})}{\alpha}$$

Ec. 3.9.6-2

Dónde:

ρ_L : densidad del líquido (kg/m³)

ρ_v : densidad del vapor (kg/m³)

μ_r : Relación entre la viscosidad del líquido y la viscosidad del agua a temperatura de 20°C

$$\alpha = a \left[\left(1 + 0.78e^{0,00058 a} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,25} \right]^2$$

Ec. 3.9.6-3

Dónde:

a: Área de la superficie geométrica del empaque (m²/m³)

ρ_L : densidad del líquido (kg/m³)

ρ_v : densidad del vapor (kg/m³)

Resolviendo la Ec. 3.9.8-3 para determinar posteriormente HETP se tiene:

$$\alpha = 215 \left[\left(1 + 0.78e^{0,00058 * 215} \right) \left(\frac{1,21}{786} \right)^{0,25} \right]^2$$

$$\alpha = 215 * 0,138$$

$$\alpha = 29,6$$

Sustituyendo el valor de α de la Ec. 3.9.8-3 en la Ec. 3.9.8-2 para encontrar HETP se tiene:

$$HETP = \frac{\left(4,82 * (786 - 1,21)^{0,5} * \left(\frac{4,95x10^{-4}}{1,002x10^{-3}}\right)^{-0,06}\right)}{29,6}$$

$$HETP = 0,360 \text{ m}$$

3.9.7 Altura de Transferencia de Masa de Vapor

$$\checkmark H_V = \frac{\psi S_{cv}^{0,5}}{(G_L * f_1 * f_2 * f_3)} * \left(\frac{d_c}{12}\right)^m * \left(\frac{Z}{10}\right)^{1/3}$$

Ec. 3.9.7-1

Dónde:

Ψ : Parámetro para el material de relleno (Se determina gráficamente)⁹

d_c : Diámetro de la Columna (in)

Z: Altura del empaquetado (ft)

G_L : Flujo másico superficial del líquido (lb/hft²)

$$\checkmark G_L = \frac{L}{A_s}$$

Ec. 3.9.7-2

Dónde:

L: Flujo de líquido (lb/h)

A_s : Área de la Sección transversal (ft²)

Resolviendo la Ec. 3.9.9-2 se tiene:

$$G_L = \frac{859,74}{0,914}$$

⁹ Ψ : Parámetro para el material de relleno
http://web.usal.es/~tonidm/DEI_09_comp.pdf

$$G_L = 940,16 \frac{lb}{h * ft^2}$$

S_{cv} : Número de Schmidt para fase gaseosa

$$\checkmark S_{c_g} = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}$$

Ec. 3.9.7-3

Dónde:

μ_G : Viscosidad del gas (lb/ft*h)

ρ_G : densidad del gas (lb/ft³)

D_G : coeficiente difusividad gaseosa (ft²/h)

Resolviendo la Ec. 3.9.9-3 se tiene:

$$S_{c_g} = \frac{0,0254}{0,075 * 0,570}$$

$$S_{c_g} = 0,594$$

En los factores f, las propiedades del líquido están dadas en las mismas condiciones de la columna y las propiedades del agua son usadas a 20°C. Los parámetros m y n se refieren al tipo de empaque siendo 1,24 y 0,6 respectivamente para anillos Rashing.

$$\checkmark f_1 = \left(\frac{\mu_L}{2,42} \right)^{0,16}$$

Ec. 3.9.7-4

Dónde:

μ_L : viscosidad del líquido (lb/ft*h)

Resolviendo la Ec. 3.9.9-4 se tiene:

$$f_1 = \left(\frac{1,1979}{2,42} \right)^{0,16}$$

$$f_1 = 0,893$$

$$\checkmark f_2 = \left(\frac{62,4}{\rho_L}\right)^{1,25}$$

Ec. 3.9.7-5

Dónde:

ρ_L : densidad del líquido (lb/ft³)

Resolviendo la Ec 3.9.9-5 tenemos:

$$f_2 = \left(\frac{62,4}{49,07}\right)^{1,25}$$

$$f_2 = 1,35$$

$$\checkmark f_3 = \left(\frac{72,8}{\sigma}\right)^{1,25}$$

Ec. 3.9.7-6

Dónde:

σ : Tensión Superficial (dyn/cm)

$$f_3 = \left(\frac{72,8}{25}\right)^{1,25}$$

$$f_3 = \left(\frac{72,8}{25}\right)^{1,25}$$

$$f_3 = 3,80$$

Reemplazando los valores obtenidos de las Ecs.3.9.9-(2-6) en la Ec. 3.9.9-1 se tiene:

$$H_V = \frac{95 * 0,594^{0,5}}{(940,16 * 0,893 * 1,35 * 3,80)^{0,6}} * \left(\frac{0,329}{12}\right)^{1,24} * \left(\frac{7,38}{10}\right)^{1/3}$$

$$H_V = \frac{73,22}{151,54} * 0,011 * 0,90$$

$$H_V = 0,0048 \text{ ft o } 0,00146$$

3.9.8 Altura de Transferencia de Masa de Líquido

$$\checkmark H_L = \phi * \left(\frac{G_L}{\mu_L}\right)^n * S_{CL}^{0,5}$$

Ec. 3.9.8-1

Dónde:

ϕ, n : Parámetro para el material de relleno (Encontrado en tablas)¹⁰

G_L : Flujo másico superficial del líquido (kg/hm²)

Z : Altura del empaquetado (m)

S_{cv} : Número de Schmidt para fase líquida

$$\checkmark S_{CL} = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L}$$

Ec. 3.9.8-2

Dónde:

μ_L : Viscosidad del líquido (lb/ft*h)

ρ_L : densidad del líquido (lb/ft³)

D_L : coeficiente difusividad del líquido (ft²/h)

¹⁰ Valores de ϕ, n a utilizarse para rellenos colocados al azar
 ÑACATO, Problemas de Ing Química, Cap. 5 Destilación, pag 338

Resolviendo la Ec. 3.9.10-2 se tiene:

$$Sc_L = \frac{1,19}{49,01 * 0,000107}$$

$$Sc_L = 227,26$$

Reemplazando el resultado de la Ec. 3.9.10-2 y los demás valores obtenidos de tablas se tiene:

$$H_L = 29,3 \times 10^{-4} * \left(\frac{4581,36}{1,782} \right)^{0,22} * 227,26^{0,5}$$

$$H_L = 0,248 \text{ m}$$

3.10 DISEÑO DE LA CÁMARA DE EBULLICIÓN

El diseño de la cámara de ebullición se lo realizará en base a los siguientes requerimientos:

- Se desea un producción de 380 a 400 kg/h de etanol destilado por batch.
- Duración aproximada del proceso de destilado 110 minutos.
- La cámara de ebullición deberá procesar 400 kg de mezcla etanol-agua/h.

Por lo expuesto en los requerimientos se presenta a continuación los cálculos correspondientes para obtener los parámetros mencionados y estipulados para el diseño de la columna de destilación.

3.10.1 Especificaciones para el Diseño de la Cámara de Ebullición

Tabla 2.2.1.2-1 Propiedades la mezcla Etanol-Agua

| Parámetros | Fórmula | Nomenclatura | Valor | Unidades |
|---|-------------------|--------------|--------|--------------------|
| Masa de la mezcla el tanque | | M | 880,00 | Lb |
| Temperatura de ingreso de la mezcla al tanque | | Ti | 68 | °F |
| Temperatura de salida de producto del tanque | | To | 194 | °F |
| Temperatura promedio de la mezcla en el tanque | $T_m=(t_i+t_o)/2$ | Tm | 131 | °F |
| Densidad de la mezcla a temperatura promedio | | P | 57,72 | Lb/ft ³ |
| Calor específico de la mezcla a temperatura promedio | | C | 0.9338 | Btu/(lb-°f) |
| Viscosidad de la mezcla a temperatura promedio | | Mb | 0,6051 | Cp |
| Viscosidad de la mezcla a temperatura de la pared | | Mw | 0,6051 | Cp |
| Razón de viscosidad de la mezcla | μ_b/μ_w | | 1.0000 | Adim |
| Conductividad térmica de la mezcla a temperatura promedio | | K | 0.2935 | Btu/(h-pie-°f) |

Fuente: HYSYS
Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 2.2.1.2-2 Propiedades del fluido en la camisa

| Parámetros | Fórmula | Nomenclatura | Valor | Unidades |
|--|----------------------|--------------|------------|--------------------|
| Temperatura de ingreso del fluido a la camisa | | Tic | 316(70psi) | °F |
| Temperatura de salida del fluido de la camisa | | Toc | 316 | °F |
| Temperatura promedio del fluido en la camisa | $T_{mc}=(tic+toc)/2$ | Tmc | 316 | °F |
| Densidad del fluido a temperatura promedio (nota 1) | | Pc | 56,78 | Lb/ft ³ |
| Calor específico del fluido a temperatura promedio | | Cp | 1,03 | Btu/(lb-°F) |
| Calor latente vaporización del vapor | | Hfg | 894.00 | Btu/lb |
| Viscosidad del fluido a temperatura promedio | | μ_{bc} | 0,1728 | lb/h*ft |
| Viscosidad del fluido a temperatura de la pared | | μ_{wc} | 0,1728 | Cp |
| Razón de viscosidad del producto μ_b/μ_w | Mbc/μ_{wc} | | 1.00 | Adim |
| Conductividad térmica del fluido a temperatura promedio (nota 1) | | Kc | 0.3960 | Btu/(h-ft - °F) |

Fuente: <http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-tables/saturated-water.asp>

Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 2.2.1.2-3 Factores de Obstrucción

| Temperatura del medio calefactor | Hasta 240°F | | 240-400°F † | |
|--|----------------------------|---------------|-------------------------|---------------|
| | 125°F o menos | | Más de 125°F | |
| | Temperatura del agua | | | |
| Agua | Velocidad del agua, pps | | Velocidad del agua, pps | |
| | 3 pies o menos | Más de 3 pies | 3 pies o menos | Más de 3 pies |
| Agua de mar | 0.0005 | 0.0005 | 0.001 | 0.001 |
| Salmuera natural | 0.002 | 0.001 | 0.003 | 0.002 |
| Torre de enfriamiento y tanque con rocío artificial : | | | | |
| Agua de compensación tratada | 0.001 | 0.001 | 0.002 | 0.002 |
| Sin tratar | 0.003 | 0.003 | 0.005 | 0.004 |
| Agua de la ciudad o de pozo (como Grandes Lagos) | 0.001 | 0.001 | 0.002 | 0.002 |
| Grandes Lagos | 0.001 | 0.001 | 0.002 | 0.002 |
| Agua de río: | | | | |
| Mínimo | 0.002 | 0.001 | 0.003 | 0.002 |
| Mississippi | 0.003 | 0.002 | 0.004 | 0.003 |
| Delaware, Schykill | 0.003 | 0.002 | 0.004 | 0.003 |
| East River y New York Bay | 0.003 | 0.002 | 0.004 | 0.003 |
| Canal sanitario de Chicago | 0.008 | 0.006 | 0.010 | 0.008 |
| Lodosa o turbia | 0.003 | 0.002 | 0.004 | 0.003 |
| Dura (más de 15 granos/gal) | 0.003 | 0.003 | 0.005 | 0.005 |
| Enfriamiento de máquinas | 0.001 | 0.001 | 0.001 | 0.001 |
| Destilada | 0.0005 | 0.0005 | 0.0005 | 0.0005 |
| Alimentación tratada para calderas | 0.001 | 0.0005 | 0.001 | 0.001 |

Fuente: Kern Donald, *Procesos de Transferencia de calor*

Tabla 2.2.1.2-4 Propiedades del tanque y del agitador

| Propiedades del tanque y del agitador: | Fórmula | Nomenclatura | Valor | Unidades |
|---|----------------|---------------------|--------------|----------------------------------|
| Altura del tanque | | H | 4,16 | Pie |
| Diámetro interior del tanque | | Di | 2.45 | Pie |
| Espesor del cuerpo | | E | 0.23 | In |
| Diámetro del agitador | | L | 1.90 | Pie |
| Ancho del agitador (para agitadores de paletas) | | Y | 0.65 | Pie |
| Revoluciones por hora del agitador | | N | 3480.00 | Rph |
| Valor constante: a (ver tabla 3.14.1-3) | | A | 0.36 | Adim |
| Valor constante: b (ver tabla 3.14.1-3) | | B | 0.67 | Adim |
| Valor constante: m (ver tabla 3.14.1-3) | | M | 0.21 | Adim |
| Altura de la proporción húmeda del recipiente | | Z | 5.00 | Pie |
| Conductividad térmica de la pared del tanque | | Kw | 112.00 | (btu*in)/(hr*ft ² *f) |
| Factor de obstrucción (ver tabla 3.14.1-4) | 1/hd | Rd | 0010 | Adim |

Fuente: Kern Donald, *Procesos de Transferencia de calor*
Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 2.2.1.2-5 Propiedades de la Chaqueta

| Propiedades de la chaqueta | Fórmula | Nomenclatura | Valor | Unidades |
|---|----------------|---------------------|--------------|-----------------|
| Área de transferencia en la camisa | | At | 28,28 | ft ² |
| Longitud Vertical | | L1 | 3,47 | ft |
| Distancia entre centros de pupos | | W | 3,11 | In |
| Distancia entre centros de pupos paralelos al flujo | | X | 3,11 | In |
| Distancia d1 | | d1 | 1,02 | In |
| Distancia d2 | | d2 | 1,81 | In |
| Do | Do=(d1+d2)/2 | Do | 1,42 | In |
| Valor "z" | | Z | 0,39 | In |

Fuente: ACINDEC, *Aceros Industriales del Ecuador*
Elaborado por: Daniel Chuquín

3.10.2 Volumen de Alimentación al cilindro de ebullición

$$V = \frac{m}{\rho}$$

Ec. 3.10.2-1

Dónde:

V: Volumen de Alimentación (L)

m: flujo másico de la mezcla (lb/h)

ρ : densidad de la mezcla (kg/m³)

$$V = \frac{\frac{880 \text{ lb}}{h} * 1,73h}{59,57 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

$$V = 25,55 \text{ ft}^3$$

3.10.3 Altura del Cilindro

Con el objetivo de optimizar espacio, costo y material, se establece un diámetro de la cámara de ebullición igual a θ : 2,45 ft

V: 25,55 m³

$$V = \frac{\pi * \theta^2 * h}{4}$$

Ec. 3.10.3-1

Dónde:

θ : diámetro del cilindro (m)

V: volumen de mezcla a tratar (L)

h: altura del cilindro (m)

$$h = \frac{V * 4}{\pi * \theta^2}$$

$$h = \frac{(25,55 * 4)}{\pi * 2,45^2}$$

$$h = 5,42 \text{ ft}$$

3.10.4 Cálculo Diferencia Media Logarítmica de temperatura

$$\checkmark \Delta T_2 = T_{ic} - T_i$$

Ec. 3.10.4-1

Dónde:

T_{ic} =Temperatura de ingreso del fluido a la camisa (°F)

T_i =Temperatura de ingreso de la mezcla etanol-agua al tanque (°F)

$$\Delta T_2 = (316 - 68)^\circ F$$

$$\Delta T_2 = 248^\circ F$$

$$\checkmark \Delta T_1 = T_{oc} - T_o$$

Ec. 3.10.4-2

Dónde:

T_{oc} =Temperatura de salida del fluido a la camisa (°F)

T_o =Temperatura final del producto en el tanque (°F)

$$\Delta T_1 = (316 - 194)^\circ F$$

$$\Delta T_1 = 122^\circ F$$

✓ Diferencia media logarítmica

Ec. 3.10.4-3

$$DMLT = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$DMLT = \frac{(248 - 122)^\circ F}{\ln\left(\frac{248}{122}\right)}$$

$$DMLT = 177,61^\circ F$$

3.10.5 Balance de Energía

3.10.5.1 Calor Requerido para calentar la mezcla etanol-agua en el tanque

$$Q - W = \Delta U$$

Ec. 3.10.5-1

Y como el proceso se lleva a cabo a volumen constante se tiene:

$$Q - W = \Delta H$$

Ec. 3.10.5-2

La entalpía puede escribirse en función de la capacidad calorífica y del gradiente de temperatura, por lo que se tiene:

$$Q = m \cdot c_p \cdot (T_o - T_i)$$

Dónde:

m: Cantidad del producto (mezcla etanol-agua), lb

cp: Calor específico de la mezcla etanol-agua, BTU/lb h

To: Temperatura final del producto en el tanque, °F,

Ti: Temperatura inicial del producto en el tanque, °F

$$Q = 880 \text{ lb/h} * 0,9338 * \frac{\text{BTU}}{\text{lb} * ^\circ\text{F}} * (194-68) ^\circ\text{F}$$

$$Q = 1,03 \times 10^5 \text{ BTU/h}$$

3.10.5.2 Número de REYNOLDS

$$Nre = \frac{L^2 * N * \rho}{\mu}$$

Ec. 3.10.5.2-1

Dónde:

L: Diámetro del agitador (ft)

N: Revoluciones por hora del agitador (RPH)

ρ: Densidad de la mezcla etanol-agua a la temperatura promedio (°F)

μ: Viscosidad Dinámica de la mezcla etanol-agua a la temperatura promedio (lb/h*°F)

$$Nre = \frac{L^2 * N * \rho}{\mu}$$

$$Nre = \frac{(1,90 \text{ ft})^2 * 3480 \frac{\text{Rev}}{\text{h}} * 57,72 \text{ lb/ft}^3}{0,6051 * 2,42 \frac{\text{lb}}{\text{h} * \text{ft}}}$$

$$Nre = 4,95 \times 10^5$$

3.10.5.3 Número de PRANDLT

$$NPr = \frac{c_p * \mu}{k}$$

Ec. 3.10.5.3-1

Dónde:

c_p : Calor específico de la mezcla etanol-agua, BTU/lb h

μ : Viscosidad Dinámica de la mezcla etanol-agua a la temperatura promedio (lb/h°F)

k : Conductividad Térmica de la mezcla etanol-agua a la temperatura promedio (BTU/h*ft*°F)

$$NPr = \frac{0,9338 \frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F} * 0,6051 * 2,42 \frac{lb}{h \cdot ft}}{0,2935 \frac{BTU}{h \cdot ft \cdot ^\circ F}}$$

$$NPr = 4,66$$

3.10.5.4 Coeficiente de Transferencia de Calor (Lado del Producto (Mezcla Etanol-Agua))

$$\frac{hD_i}{k} = a \left(\frac{L^2 * N * \rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{3/2} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^m$$

Ec. 3.10.5.4-1

Escribiendo la Ec. 3.14.3-4 en términos del Número de Reynolds y el Número de Pratt se tiene:

$$h_b = \frac{a * (Nre)^b * (NPr)^{\frac{3}{2}} * \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^m * K}{D_i}$$

Dónde:

h_b : Coeficiente de transferencia de calor del lado del producto. (BTU/h* ft² * °F)

a, b, m: constantes de la paleta

Nre: Número de Reynolds

NPr: Número de Pratt

$\frac{\mu_b}{\mu_w}$: Razón de viscosidad

k: Conductividad Térmica de la mezcla etanol-agua a la temperatura promedio (BTU/h*ft*°F)

D_i = Diámetro interior del tanque (ft)

$$h_b = \frac{0,36 * (4,95 * 10^5)^{0,67} * (4,66)^{0,67} * (1)^{0,21} * 0,2935}{2,45}$$

$$h_b = 450,84 \frac{BTU}{h * ft^2 * °F}$$

3.10.6 Cálculos para el lado de la camisa

3.10.6.1 Flujo másico de fluido en la camisa

$$m_c = \frac{Q}{H_{fg}}$$

Ec. 3.10.6.1-1

Dónde:

Q: Calor requerido para calentar la mezcla (BTU/h)

H_{fg} : Calor latente de vaporización del vapor (BTU/lb)

$$m_c = \frac{1,03 \times 10^5 \text{ BTU/h}}{894 \text{ BTU/lb}}$$

$$m_c = 105,82 \text{ lb/h}$$

3.10.6.2 Flujo volumétrico de fluido en la camisa

$$V_c = \frac{m_c}{\rho_c}$$

Ec. 3.10.6.2-1

Dónde:

m_c : Flujo másico del fluido en la camisa (lb/h)

ρ_c : Densidad del producto en el tanque

$$V_c = \frac{105,82 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{56,78 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

$$V_c = 2,04 \text{ ft}^3/\text{h}$$

3.10.6.3 Temperatura de pared

$$T_p = \frac{(T_m + T_{mc})}{2}$$

Ec. 3.10.6.3-1

Dónde:

T_m : Temperatura promedio de la mezcla etanol-agua en el tanque (°F)

T_{mc} : Temperatura promedio del fluido en la camisa (°F)

$$T_p = \frac{(131 + 316)}{2}$$

$$T_p = 223,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3.10.6.4 Temperatura de la película

$$T_f = \frac{(T_{mc} + T_p)}{2}$$

Ec. 3.10.6.4-1

Dónde:

T_p : Temperatura de pared ($^\circ\text{F}$)

T_{mc} : Temperatura promedio del fluido en la camisa ($^\circ\text{F}$)

$$T_f = \frac{(316 + 223,5)}{2}$$

$$T_f = 269,75^\circ\text{F}$$

3.10.6.5 Variación de la Temperatura de la Película

$$\Delta T_f = T_f - T_p$$

Ec. 3.10.6.5-1

$$\Delta T_f = 269,75 \text{ } ^\circ\text{F} - 223,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_f = 46,25 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3.10.6.6 Coeficiente de Transferencia de Calor (Lado de la camisa)

$$\bar{h}_j = 0,94 \left(\frac{kc^3 * \rho_c^2 * \lambda * g * \text{sen } \alpha}{\mu_c * L_1 * \Delta t_f} \right)^{1/4}$$

Ec. 3.10.6.6-1

Dónde:

\bar{h} : Coeficiente de Transferencia de Calor (BTU/h* ft²* °F)

Kc: Conductividad Térmica del fluido a la temperatura promedio (BTU/h*ft*°F)

ρ_c : Densidad del fluido a la temperatura promedio (lb/ft³)

λ : Calor latente de vaporización del vapor (BTU/lb)

g: Gravedad (ft/h²)

μ_{bc} : Viscosidad del fluido a la temperatura promedio (lb/ft*°F)

L₁: Longitud vertical de la camisa (ft)

ΔT_f : Variación de la temperatura de la película (°F)

$$\bar{h}_j = 0.943 \left(\frac{1,03^3 * 56,78^2 * 894 * 4,17 * 10^8 * \text{sen} \left(\pi * \frac{45}{180} \right)}{0,6051 * 2.42 * 3,47 * 46,25} \right)^{1/4}$$

$$\bar{h}_j = 496,10 \frac{BTU}{h * ft^2 * °F}$$

3.10.7 Cálculo del coeficiente de pared del tanque

3.10.7.1 Coeficiente de Pared del Tanque

$$h_w = \frac{k_w}{e}$$

Ec. 3.10.7.1-1

Dónde:

K_w: Conductividad térmica de la pared del tanque (BTU*in) / (hr*ft²*F)

e: espesor del tanque (in)

$$h_w = \frac{112 \frac{BTU * in}{h * ft^2 * ^\circ F}}{0,23 in}$$

$$h_w = 486,95 \text{ BTU/ h*ft}^{2*\circ\text{F}}$$

3.10.8 Cálculos del coeficiente de calor global

3.10.8.1 Coeficiente Global de Calor

$$U_c = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_j}\right) + \left(\frac{1}{h_b}\right) + \left(\frac{1}{h_w}\right)}$$

Ec. 3.10.8.1-1

Dónde:

h_j : coeficiente de transferencia de calor lado de la camisa (BTU/ h*ft^{2*}°F)

h_b : coeficiente de transferencia de calor lado del producto (BTU/ h*ft^{2*}°F)

h_w : Coeficiente de pared del tanque(BTU/ h*ft^{2*}°F)

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{496,10} + \frac{1}{450,84} + \frac{1}{486,95}}$$

$$U_c = 159,04 \text{ BTU/ h*ft}^{2*\circ\text{F}}$$

3.10.9 Cálculos del coeficiente de calor de diseño

3.10.9.1 Coeficiente Global de calor de diseño

$$U_d = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_j}\right) + \left(\frac{1}{h_b}\right) + \left(\frac{1}{h_w}\right) + \left(\frac{1}{h_D}\right)}$$

Ec. 3.10.9.1-1

Dónde:

h_j : coeficiente de transferencia de calor lado de la camisa (BTU/ h*ft²*°F)

h_b : coeficiente de transferencia de calor lado del producto (BTU/ h*ft²*°F)

h_w : Coeficiente de pared del tanque(BTU/ h*ft²*°F)

$1/h_D$: (BTU/ h*ft²*°F)

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{496,10} + \frac{1}{450,84} + \frac{1}{486,95} + 0,0010}$$

$$U_d = 137.22 \text{ BTU/ h*ft}^2\text{*°F}$$

3.10.10 Tiempo requerido para el calentamiento

$$t_{req} = \ln\left(\frac{t_{ic} - t_i}{t_{ic} - t_o}\right) * \frac{m * Cp}{U_d * A_t}$$

Ec. 3.10.10 -1

Dónde:

t_{ic} : Temperatura de ingreso del fluido a la camisa (°F)

t_i : Temperatura inicial de la mezcla etanol-agua en el tanque (°F)

t_o : Temperatura final de la mezcla etanol-agua en el tanque (°F)

m : Cantidad del producto (mezcla etanol-agua), lb

C_p : Calor específico del fluido a temperatura promedio (BTU/lb°F)

U_d : Coeficiente de calor global de diseño (BTU/ h*ft²*°F)

A_t : Área de transferencia en la camisa. (ft²)

$$t_{req} = \left(\ln\left(\frac{316 - 68}{316 - 194}\right) \right) * \frac{880 * 0,9338}{137.22 * 28,28}$$

$$t_{req} = 0,24 \text{ h}$$

3.11 DISEÑO DEL CONDENSADOR

El diseño está basado en un intercambiador de calor de coraza y tubos (Ver ANEXO V), para lo cual serán necesarios los siguientes parámetros;

Tabla 3.10.9.1-1 Datos del Proceso

| Parámetro | Unidad | Lado Caliente | | Lado Frío | |
|----------------------------------|------------------------|-----------------|--------|-----------|--------|
| | | Vapor de Etanol | | Agua | |
| Fluido | - | Entrada | Salida | Entrada | Salida |
| Flujo Másico | lb/h | 366 | | - | |
| Temperatura | °F | 176,8 | 68,81 | 64,4 | 72,66 |
| Fracción másica de vapor | | 1 | 0 | 0 | 0 |
| Presión de Operación | Psi | 10,45 | 10,45 | 25 | 23,3 |
| Caída de Presión Estimada | Psi | 0 | | 1,7 | |
| Caída de Presión Permitida | Psi | 0,5 | | 5 | |
| Resistencia a las incrustaciones | ft ² hF/BTU | 0,001 | | 0,003 | |

Fuente: HYSYS

Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 3.10.9.1-2: Datos del lado caliente, Carcaza (Etanol: 20%, Agua: 80%)

| Propiedades a 176,8 °F | Unidad | Valor |
|---------------------------------------|--------------------|--------|
| Entalpía Específica | BTU/lb | -10,1 |
| Calor Específico del vapor c_{p_v} | BTU/ lb °F | 0,432 |
| Conductividad Térmica del vapor k_v | BTU/ ft h °F | 0,012 |
| Viscosidad del Vapor μ_v | lb/fth | 246,75 |
| Densidad del vapor ρ_v | lb/ft ³ | 0,054 |

Fuente: HYSYS

Elaborado por: Daniel Chuquín,

Tabla 3.10.9.1-3 Datos del lado frío, Tubo (Agua: 100%)

| Propiedades | Unidad | Valor |
|---|--------------------|--------|
| Entalpía Específica | BTU/lb | -65 |
| Calor Específico del líquido (c_{p_w}) | BTU/ kb °F | 1,0018 |
| Conductividad Térmica del líquido (k_i) | BTU/ ft h °F | 0,341 |
| Viscosidad del líquido (μ_w) | lb/fth | 0,025 |
| Densidad del líquido (ρ_w) | lb/ft ³ | 62,37 |

Fuente: HYSYS

Elaborado por: Daniel Chuquín,

Tabla 3.10.9.1-4 Variables Esenciales

| Propiedades a 64,4 °F | Unidad | Valor |
|---|-------------------------|--------|
| Velocidad del fluido en el Tubo (v_w) | ft/s | 3,64 |
| Diámetro exterior del Tubo (d_e) | Ft | 0,062 |
| Diámetro interior del Tubo (d_i) | Ft | 0,052 |
| Factor de ensuciamiento | ft ² h°F/BTU | 0,0036 |
| Velocidad del vapor en la Shell (v_v) | ft/s | 31,72 |

Fuente: Daniel Chuquín

Tabla 3.10.9.1-5 Geometría y Orientación del Tubo

| Propiedades a 64,4 °F | Unidad | Valor |
|------------------------|--------------------|-------|
| Número de Pases | - | 2 |
| Tubo de Paso (P_i) | Ft | 0,083 |
| Tubo de Diseño | Ft | 0,062 |
| Tube Count Layout | lb/ft ³ | 62,37 |

Fuente: HYSYS

Elaborado por: Daniel Chuquín,

3.11.1 Calor Requerido para la condensación

Calculamos el calor (q_c) en base a la ecuación de balance térmico para el fluido caliente:

$$q_c = m_v C_{p_v} (T_{v1} - T_{v2}) + m_v (h_v)$$

Ec. 3.11.1-1

Dónde:

m_v : Flujo másico de vapor de etanol (lb/h)

cp_v : Calor Específico del vapor (BTU/lb°F)

T_{v1} : Temperatura del vapor de etanol a la entrada (°F)

T_{v2} : Temperatura del vapor de etanol a la salida (°F)

H_v : Entalpía del vapor (BTU/lb)

$$q_c = 365,09 * 0,49895 * (176,8 - 68,81) + 365,09 (356,5)$$

$$q_c = 1,49 \times 10^5 \text{ BTU/h}$$

3.11.2 Cálculo del caudal másico de agua requerido

Ahora planteamos la ecuación de balance térmico para el fluido frío:

$$q_{\text{(agua)}} = m_w C_{p_w} (T_{w2} - T_{w1})$$

Ec. 3.11.2-1

Dónde:

m_w : Flujo másico de vapor de etanol (lb/h)

c_{p_w} : Calor Específico del agua (BTU/lb°F)

T_{w1} : Temperatura del agua a la entrada (°F)

T_{w2} : Temperatura del agua a la salida (°F)

Y por el balance general de entradas y salidas se tiene:

$$q_c = q_{\text{(agua)}}$$

$$q_c = m_{\text{agua}} * C_w * \Delta T$$

Ec. 3.11.2-2

Despejando el flujo másico de agua se tiene:

$$m_w = \frac{q_c}{C_{p(H_2O)} * \Delta T}$$

Ec. 3.11.2-3

$$m_w = \frac{1.5 \times 10^5 \text{ BTU/h}}{1,0014 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} * (72,66 - 64,4)^\circ\text{C}}$$

$$m_w = 18134,41 \text{ lb/h}$$

3.11.3 Cálculo del LMTD

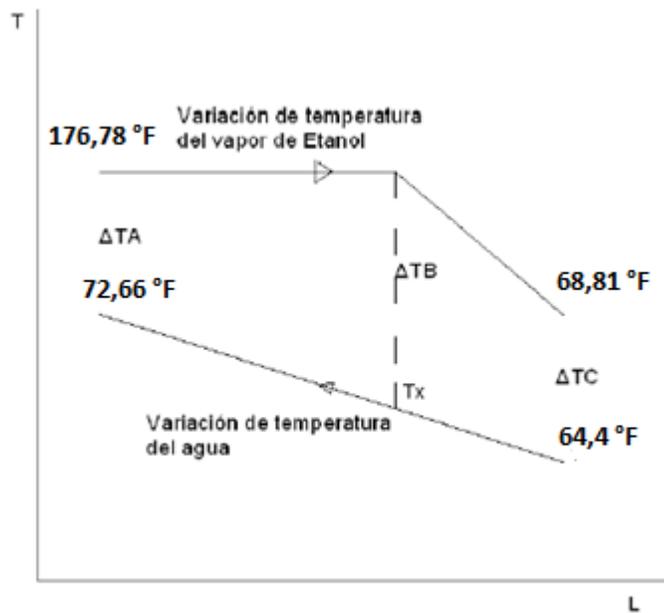


Figura 3.10.9.1-1 Variación de Temperatura del Condensador

Temperatura del Fluido Frío (Agua)

$$T_{\text{ent}} = 64,4 \text{ }^\circ\text{F} \text{ y } T_{\text{sal}} = 72,66 \text{ }^\circ\text{F}$$

Temperatura del fluido caliente (Vapor de Etanol)

$$T_{\text{ent}} = 176,8 \text{ }^\circ\text{F} \text{ y } T_{\text{sal}} = 68,81^\circ\text{F}$$

Cálculo de la Temperatura Tx

$$Q_c = Q_{\text{ganado (agua)}}$$

$$q_c = m_w * C_{p,w} * \Delta T$$

Ec. 3.11.3-1

Dónde:

Q_c : calor de condensación (kJ/h)

m_w : Caudal másico de agua (kg/h)

$C_{p,w}$: Calor Específico del agua (kJ/kg°C)

$$1,5 \times 10^5 \frac{BTU}{h} = 18134,42 \frac{lb}{h} * 1,0014 \frac{BTU}{lb^\circ F} * (72,66 - T_x)$$

$$T_x = 64,26 \text{ } ^\circ F$$

Cálculo del LMTD para condensación:

$$LMTD_c = \frac{\Delta TA - \Delta TB}{\ln \frac{\Delta TA}{\Delta TB}}$$

Ec. 3.11.3-2

$$LMTD_c = \frac{(176,78 - 72,66) - (176,78 - 64,26)}{\ln \frac{(176,78 - 72,66)}{(176,78 - 64,26)}}$$

$$LMTD_c = 108,26^\circ F$$

Cálculo del LMTD para enfriamiento:

$$LMTD_e = \frac{\Delta TB - \Delta TC}{\ln \frac{\Delta TB}{\Delta TC}}$$

Ec. 3.11.3-3

$$LMTD_e = \frac{(176,78 - 64,26) - (68,81 - 64,4)}{\ln \frac{(176,78 - 64,26)}{(68,81 - 64,4)}}$$

$$LMTD_e = 33,70 \text{ } ^\circ F$$

3.11.4 Cálculo del número de tubos

Se basa en el flujo de masa del fluido frío al interior del tubo, recomienda la velocidad bajo el número de pases especificados

$$N_t = \frac{4m_w * N_p}{\rho_w v_w \pi d_i^2}$$

Ec. 3.11.4-1

Dónde:

m_w =flujo másico de agua (lb/h)

N_p = Número de pases

v_w = Velocidad del agua en el tubo (ft/h)

ρ_w = Densidad del agua (lb/ft³)

D_i = Diámetro interno del tubo (ft)

$$N_t = \frac{4 * 18134,42 \frac{lb}{h} * 2}{62,37 \frac{lb}{ft^3} * 17316 \frac{ft}{h} * 3,14 * (0,052 ft)^2}$$

$$N_t = 15,81 = 16 \text{ Tubos: } 8 \text{ tubos por cada paso (Ver ANEXO VI)}$$

3.11.5 Cálculos para el lado del tubo

3.11.5.1 Número de Prandtl

$$Pr_t = \frac{Cp_w * u_w}{k_t}$$

Ec. 3.11.5.1-1

$$Pr_t = \frac{1,0018 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * 2.58 \frac{lb}{ft h}}{0,341 \frac{BTU}{ft h^{\circ}F}}$$

$$Pr_t = 7,6$$

3.11.5.2 Número de Reynolds del lado del tubo (Agua)

$$Re_w = \frac{\rho_w * v_w * d_i}{u_w}$$

Ec. 3.11.5.2-1

$$Re_w = \frac{62,37 \frac{lb}{ft^3} * 17316 \frac{ft}{h} * 0,052 ft}{2.58 \frac{lb}{ft h}}$$

$$Re_w = 2,17 \times 10^4$$

3.11.5.3 Factor de Fricción dado por el número de Reynolds

$$f_t = (1.58 \ln Re_t - 3.28)^{-2} = 0,006$$

3.11.5.4 Número de Nusselt (Correlación de Petukhov- Kirililov para flujos turbulentos)

Predicen resultados en el rango de $10^4 < Re_t < 5 \times 10^6$ y $0.5 < Pr_t < 200$

$$Nu_t = \frac{\frac{f}{2} * Re_t * Pr_t}{1.07 + 12.7 \left(\frac{f}{2}\right)^{\frac{1}{2}} (Pr_t^{2/3} - 1)}$$

Ec. 3.11.5.4-1

Dónde:

Nu_t : Número de Nusselt

$$Nu_t = \frac{\frac{0,006}{2} * 2.17 \times 10^4 * 7,60}{1.07 + 12.7 \left(\frac{0,006}{2}\right)^{\frac{1}{2}} (7,60^{2/3} - 1)}$$

$$Nu_t = 161,51$$

3.11.5.5 Coeficiente de calor del lado de los tubos

$$h_i = \frac{Nu_t * k_t}{d_i}$$

Ec. 3.11.5.5-1

Dónde:

h_i : coeficiente de calor (BTU/ft²h°F)

Nu_t : Número de Nusselt

k_t : Conductividad térmica (lado del tubo)(BTU/ft h °F)

d_i : diámetro interno del tubo (ft)

$$h_i = \frac{161,51 * \frac{0,341 \text{ BTU}}{\text{ft h } ^\circ\text{F}}}{0,052 \text{ ft}}$$

$$h_i = 1059,15 \frac{BTU}{ft^2 h^\circ F}$$

3.11.6 Cálculos para el lado de la carcaza

3.11.6.1 Diámetro Equivalente (Triángulo Pitch)

$$D_E = \frac{8 * [(0,433 Pt^2) - (0,3927 * d_e^2)]}{\pi d_e}$$

Ec. 3.11.6.1-1

Dónde:

D_E : Diámetro Equivalente (ft)

P_t : Tubo de Paso (ft)

d_e : Diámetro externo del tubo (ft)

$$D_E = \frac{8 * [(1,73 * (0,078)^2) - (0,3927 * (0,062)^2)]}{3,1416 * 0,062}$$

$$D_E = 0,370 \text{ ft}$$

3.11.6.2 Radio del Tubo de paso

$$P_R = \frac{P_t}{d_e}$$

Ec. 3.11.6.2-1

$$P_R = \frac{0,078}{0,062}$$

$$P_R = 1,25$$

3.11.6.3 Diámetro Estimado de la Coraza

$$D_s = 0.637 \sqrt{\frac{CL}{CTP}} * (\pi * d_e^2 * P_R^2 N_t)^{0,5}$$

Ec. 3.11.6.3-1

Dónde:

CL, CTP: Constantes del tubo, los valores son 0,87 y 0,90 respectivamente

d_e: Diámetro externo del tubo(ft)

P_R: Radio del Tubo de Paso (ft)

N_t: Número de Tubos

$$D_s = 0.637 \left(\frac{0,87}{0,90}\right)^{0,5} * (3,14 * 0,062^2 * 1,25^2 * 16)^{0,5}$$

$$D_s = 0,344 \text{ ft}$$

3.11.6.4 Área de flujo total de los tubos

$$A_t = \frac{\pi d_i^2 N_t}{4}$$

Ec. 3.11.6.4-1

Dónde:

A_t: Área de flujo total (ft²)

d_i: Diámetro interior del tubo (ft)

N_t: Número de tubos

$$A_t = \frac{3,14 * (0,052)^2 * 16}{4}$$

$$A_t = 0,034 \text{ ft}^2$$

3.11.6.5 Paquete de Flujo cruzado (Bundle Crossflow)

$$A_s = \frac{D_s * (P_t - d_e) * (B_e)}{P_t}$$

Ec. 3.11.6.5-1

Dónde:

D_s : Diámetro estimado de la corasa (ft)

P_t : Tubo de paso

d_e : Diámetro externo del tubo (ft)

B_e : Espaciamiento de los Baffles (ft)

$$A_s = \frac{0,344 * (0,078 - 0,062) * 0,06}{0,078}$$

$$A_s = 0,0042 \text{ ft}^2$$

3.11.6.6 Número de Reynolds del lado de la Coraza (Vapor de Etanol)

$$Re_s = \left(\frac{m_v}{A_s} \right) * \left(\frac{D_E}{\mu_v} \right)$$

Ec. 3.11.6.6-1

Dónde:

Re_s : Número de Reynolds del vapor de etanol

m_v : Flujo másico del vapor de etanol (lb/h)

A_s : Paquete de Flujo Cruzado (ft²)

D_E : Diámetro equivalente (ft)

μ_v : Viscosidad dinámica del vapor (lb/fth)

$$Re_s = \left(\frac{365,09}{0,0042} \right) * \left(\frac{0,370}{0,025} \right)$$

$$Re_s = 1,28 \times 10^6 \quad \text{Flujo Turbulento}$$

3.11.6.7 Número de Prandt

$$Pr_s = \frac{Cp_v * u_v}{k_v}$$

Ec. 3.11.6.7-1

$$Pr_s = \frac{0,432 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * 0,025 \frac{lb}{ft \cdot h}}{0,091 \frac{BTU}{ft \cdot h^{\circ}F}}$$

$$Pr_s = 0,117$$

3.11.7 Transferencia de Calor del lado de la Coraza por la Correlación de Kern

Predicen resultados en el rango de $2 \times 10^3 < Re_s = G_s D_e / \mu < 1 \times 10^6$

$$h_o = \frac{0,36 * k_v}{D_E} * Re_s^{0,55} * Pr_s^{0,33}$$

Ec. 3.11.7-1

Dónde:

K_v : Conductividad Térmica del vapor de etanol (BTU/ft^h°F)

D_e : Diámetro Equivalente (ft)

Re_s : Número de Reynolds del Vapor de Etanol

Pr_s : Número de Prandt del vapor de etanol

$$h_o = \frac{0,36 * 0,091}{0,370} * 1,28 \times 10^6^{0,55} * 0,117^{0,33}$$

$$h_o = 95,14 \frac{BTU}{ft^2 h^\circ F}$$

3.11.8 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

3.11.8.1 Área de la Superficie Exterior-Coeficiente de transferencia de calor limpio

$$U_f = \frac{1}{h_o} + \frac{d_e}{d_i h_i} + \frac{d_e * \ln\left(\frac{d_e}{d_i}\right)}{2 k_t}$$

Ec. 3.11.8-1

$$U_f = \left(\frac{1}{95,14} + \frac{0,062}{0,052 * 1059,15} + \frac{0,062 * \ln\left(\frac{0,062}{0,052}\right)}{2 * (9,36)} \right)^{-1}$$

$$U_f = 81,88 \text{ BTU}/^\circ F h ft^2$$

3.11.8.2 Área de Superficie del intercambiador de calor para condiciones limpias

$$A_c = \frac{q}{U_f * LMTD}$$

Ec. 3.11.8-2

$$A_c = \frac{1,5 \times 10^5}{81,88 * 70,98}$$

$$A_c = 25,80 \text{ ft}^2$$

3.11.8.3 Área de Superficie del intercambiador de calor considerando un 30% más por factores de ensuciamiento.

$$A' = A_c * (1 + 0,32)$$

Ec. 3.11.8-3

$$A' = 25,80 * (1 + 0,32)$$

$$A' = 34,06 \text{ ft}^2$$

3.11.9 CÁLCULO DE LA CAIDA DE PRESIÓN

3.11.9.1 CAÍDA DE PRESIÓN EN EL TUBO

Es usado para determinar el poder de la bomba requerido para manejar el fluido en los tubos y en la corasa.

$$\Delta P_t = N_p \left(8 * \frac{f_t * L}{d_i} + 2,5 \right) * \frac{(v_w)^2}{2} * \rho_w$$

Ec. 3.11.9-1

$$\Delta P_t = 2 * \left(8 * \frac{0,006 * 10 \text{ ft}}{0,052 \text{ ft}} + 2,5 \right) * \frac{\left(\frac{4,81 \text{ ft}}{\text{s}} \right)^2}{2} * 62,36 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\Delta P_t = 16924,77 \frac{\text{lb}}{\text{ft} * \text{s}^2}$$

$$\Delta P_t = 3.65 \text{ psi}$$

3.12 RESULTADOS DE DISEÑO

Tabla 3.11.9.1-1 parámetros operacionales generales de diseño de la columna de destilación

| ECUACIÓN | PARÁMETROS | SIMBOLOGIA | VALOR |
|-------------|---|------------------------|-----------------------------------|
| Ec. 3.4.1-1 | Flujo de Alimentación (Mezcla Etanol-Agua) | \dot{F} | 16,93 kg/h |
| Ec 3.4.2-1 | Flujo de Destilado (Etanol) | \dot{D} | 165,76 kg/h |
| Ec 3.4.3-1 | Flujo de Fondo (Agua) | \dot{W} | 234,2 kg/h |
| Ec 3.4.4-1 | Flujo de vapor | V | 547,02 kg/h |
| Ec 3.4.5-1 | Flujo de líquido | L | 381,27 kg/h |
| Ec 3.5.1-1 | Punto de Inundación | λ_o | 0,001073 |
| Ec 3.5.2-1 | Líquido Retenido en el punto de inundación | $h_{L,FI}^o$ | 0,0701 |
| Ec 3.5.3-1 | Líquido Retenido basado en una columna vacía | h_L | 0,0670 |
| Ec 3.5.4-1 | Diámetro Hidráulico | d_h | 0,0178 m |
| Ec 3.5.5-1 | Diámetro de las gotas formadas | d_T | $1,80 \times 10^{-3}$ m |
| Ec 3.5.6-1 | Velocidad del vapor en el punto de inundación | $U_{V,FI}$ | 2,15 m/s |
| Ec 3.5.7-1 | Velocidad del Vapor | U_V | 1,74 m/s |
| Ec 3.6.1-1 | Factor de Capacidad de Vapor en el punto de inundación | $F_{V,L}$ | $2,467 \frac{m}{s} \sqrt{kg/m^3}$ |
| Ec 3.6.1-2 | Factor de Capacidad de Vapor | F_v | $1,65 \frac{m}{s} \sqrt{kg/m^3}$ |
| Ec. 3.7-1 | Carga Específica de Líquido | μ_L | 0,0018 m/h |
| Ec. 3.8-1 | Número de Reynolds del líquido | Re_L | 13,65 |
| Ec. 3.9.1-1 | Diámetro de la partícula | d_p | 0,0001228 m |
| Ec. 3.9.2-1 | Factor de pared | K | 0,9466 |
| Ec. 3.9.3-1 | Número de Reynolds de vapor | Rev | 5222,67 |
| Ec 3.9.4-1 | Caída de Presión a través de la columna seca | $\frac{\Delta p_o}{H}$ | 376,49 Pa/m |
| Ec 3.9.6-2 | HTEP (Heigh Packing Equivalent to one transfer unit) | HETP | 0,360 m |
| Ec 3.9.7-1 | Altura de transferencia de masa de vapor | H_V | 0,00146 m |
| Ec 3.9.8-1 | Altura de transferencia de masa de líquido | H_L | 0,248 m |

Elaborado: Daniel Chuquín

Tabla 3.11.9.1-2 parámetros físicos de la columna de destilación (ANEXO III,IV)

| ECUACIÓN | PARÁMETROS | SIMBOLOGIA | VALOR |
|------------|---------------------------------|------------|----------------------|
| Ec 3.5.8-1 | ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL | A_s | 0,072 m ² |
| Ec 3.5.9-1 | DIAMETRO DE LA COLUMNA EMPACADA | D_s | 0,3048 m |
| Ec 3.9.5-1 | ALTURA DE LA COLUMNA EMPACADA | H | 12.87 m |

Elaborado: Daniel Chuquín

Tabla 3.11.9.1-3 Parámetros operacionales de diseño de la cámara de ebullición

| ECUACIÓN | PARÁMETROS | SIMBOLOGIA | VALOR |
|-----------------|--|------------------|------------------------------------|
| Ec. 3.10.2-1 | Volumen de Alimentación al cilindro de ebullición | V | 133.23 ft ³ |
| Ec. 3.10.3-1 | Altura del cilindro | H | 28.28 ft |
| Ec. 3.10.4-3 | Diferencia Media Logarítmica de Temperatura | DMLT | 177.61 °F |
| Ec. 3.10.5-3 | Calor requerido para calentar la mezcla | Q | 1.03 x 10 ⁵ |
| Ec. 3.10.5.2-1 | Número de Reynolds | Nre | 4.95 x 10 ⁵ |
| Ec. 3.10.5.3-1 | Número de Prandtl | NPr | 4.66 |
| Ec. 3.10.5.4-1 | Coeficiente de transferencia de calor, lado del producto | h _b | 450,84 $\frac{BTU}{h * ft^2 * °F}$ |
| Ec. 3.10.6.1-1 | Flujo másico de fluido en la camisa | m _c | 105.82 lb/h |
| Ec. 3.10.6.2-1 | Flujo volumétrico de fluido en la camisa | V _c | 2.04 ft ³ /h |
| Ec. 3.10.6.3-1 | Temperatura de la pared | T _p | 223,5 °F |
| Ec. 3.10.6.4-1 | Temperatura de la película | T _f | 269,75 °F |
| Ec. 3.10.6.6-1 | Coeficiente de transferencia de calor, lado del producto | h _i | 211.77 $\frac{BTU}{h * ft^2 * °F}$ |
| Ec. 3.10.7.1-1 | Coeficiente de transferencia de calor de la pared del tanque | h _w | 486.95 $\frac{BTU}{h * ft^2 * °F}$ |
| Ec. 3.10.8.1-1 | Coeficiente Global de calor | U _c | 111.19 $\frac{BTU}{h * ft^2 * °F}$ |
| Ec. 3.10.9.1-1 | Coeficiente Global de calor de diseño | U _D | 100.06 $\frac{BTU}{h * ft^2 * °F}$ |
| Ec. 3.10.10.1-1 | Tiempo requerido para el calentamiento | t _{req} | 0,24 h |

Elaborado: Daniel Chuquín

Tabla 3.11.9.1-4 Parámetros físicos de diseño de la cámara de ebullición

| ECUACIÓN | PARÁMETROS | SIMBOLOGIA | VALOR |
|--------------|---------------------|------------|----------|
| Ec. 3.10.3-1 | Altura del cilindro | H | 28.28 ft |

Elaborado: Daniel Chuquín

Tabla 3.11.9.1-5 Parámetros operacionales de diseño del condensador (intercambiador de tubos y coraza)

| ECUACIÓN | PARÁMETROS | SIMBOLOGIA | VALOR |
|---|--|-----------------|------------------------------|
| Ec. 3.11.1-1 | Calor requerido para la condensación | q _c | 1,49 X 10 ⁵ BTU/h |
| Ec. 3.11.2-3 | Caudal másico de agua requerido | m _w | 18134 lb/h |
| Ec. 3.11.3-2 | LMTD para la condensación | LMTD | 70,98 °F |
| PARÁMETROS PARA EL LADO DEL TUBO | | | |
| Ec. 3.11.5.1-1 | Número de Prandtl | Pr _t | 7,60 |
| Ec. 3.11.5.2-1 | Número de Reynolds | Re _w | 2,17 x 10 ⁴ |
| Ec. 3.11.5.3-1 | Factor de Fricción | F _t | 0,006 |
| Ec. 3.11.5.4-1 | Número de Nusselt | Nu _t | 161,51 |
| Ec. 3.11.5.5-1 | Coeficiente de calor del lado de los tubos | Hi | 1059,15 |

| PARÁMETROS PARA EL LADO DE LA CORAZA | | | |
|---|--|--------------|------------------------------------|
| Ec. 3.11.6.2-1 | Radio del tubo de paso | P_R | 1,25 |
| Ec. 3.11.6.4-1 | Área Total de los tubos | A_t | 0,021 ft ² |
| Ec. 3.11.6.5-1 | Paquete de Flujo Cruzado (Bundle Crossflow) | A_s | 0,0042 ft ² |
| Ec. 3.11.6.6-1 | Número de Reynolds | Nre_s | 1.28×10^6 |
| Ec. 3.11.6.7-1 | Número de Prandt | Pr_s | 0,117 |
| Ec. 3.11.7-1 | Transferencia de Calor del lado de la coraza | h_o | $95.14 \frac{BTU}{ft^2 h^\circ F}$ |
| Ec. 3.11.8.1-1 | Coefficiente de transferencia de calor | U_f | $81.88 \frac{BTU}{ft^2 h^\circ F}$ |
| PARAMETROS PARA LA CAIDA DE PRESIÓN | | | |
| Ec. 3.11.9.1-1 | Caída de presión en el tubo | ΔP_t | 3,65 psi |

Elaborado: Daniel Chuquín

Tabla 3.11.9.1-6 Parámetros físicos del diseño del intercambiador de calor (tubos y coraza)

| ECUACIÓN | PARÁMETROS | SIMBOLOGIA | VALOR |
|---|--|-------------------|-----------------------|
| Ec. 3.11.4-1 | Numero de tubos por cada paso | N_t | 16 tubos (2 pasos) |
| PARÁMETROS PARA EL LADO DE LA CORAZA | | | |
| Ec. 3.11.6.1-1 | Diámetro Equivalente | D_E | 0,370 |
| Ec. 3.11.6.3-1 | Diámetro estimado de la coraza | D_s | 0,344 |
| Ec. 3.11.6.4-1 | Área Total de los tubos | A_t | 0,021 ft ² |
| Ec. 3.11.8.2-1 | Área Efectiva de Superficie de Transferencia | A_c | 34,04 ft ² |

Elaborado: Daniel Chuquín

3.13 SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

3.13.1 Aspen Hysis

Es una herramienta de simulación de procesos muy poderosa la cual permite simulaciones tanto en estado estacionario como en estado transitorio. Los variados componentes que comprende Aspen HYSYS® proveen un enfoque extremadamente poderoso del modelado en estado estacionario. Sus operaciones y propiedades permiten modelar una amplia gama de procesos con confianza.

Para comprender el éxito de HYSYS no se necesita mirar más allá de su fuerte base termodinámica. Sus paquetes de propiedades llevan a la presentación de un modelo más realista.

En los últimos años, este programa ha sido ampliamente usado en la industria para: investigación, desarrollo, simulación y diseño. Aspen HYSYS sirve como plataforma ingenieril para modelar procesos como: procesamiento de gases, instalaciones criogénicas, procesos químicos y de refinación, en mi caso será utilizado para simular la columna de destilación etc

3.13.2 Simulación

Se desea diseñar una columna de destilación para separar 400 kg/h de una mezcla que contiene 80% de agua y 20% etanol, con el fin de obtener un producto de cabeza (destilado) del 80-90% de etanol y un producto de cola de 99,99% agua.

Se utilizara una relación de reflujo de 2,3 moles por mol de producto. Mediante el software vamos a determinar la producción horaria de productos de cabeza y cola, el número de platos, la situación del plato de alimentación, especificaremos el diámetro de la columna y otros datos de diseño importantes.

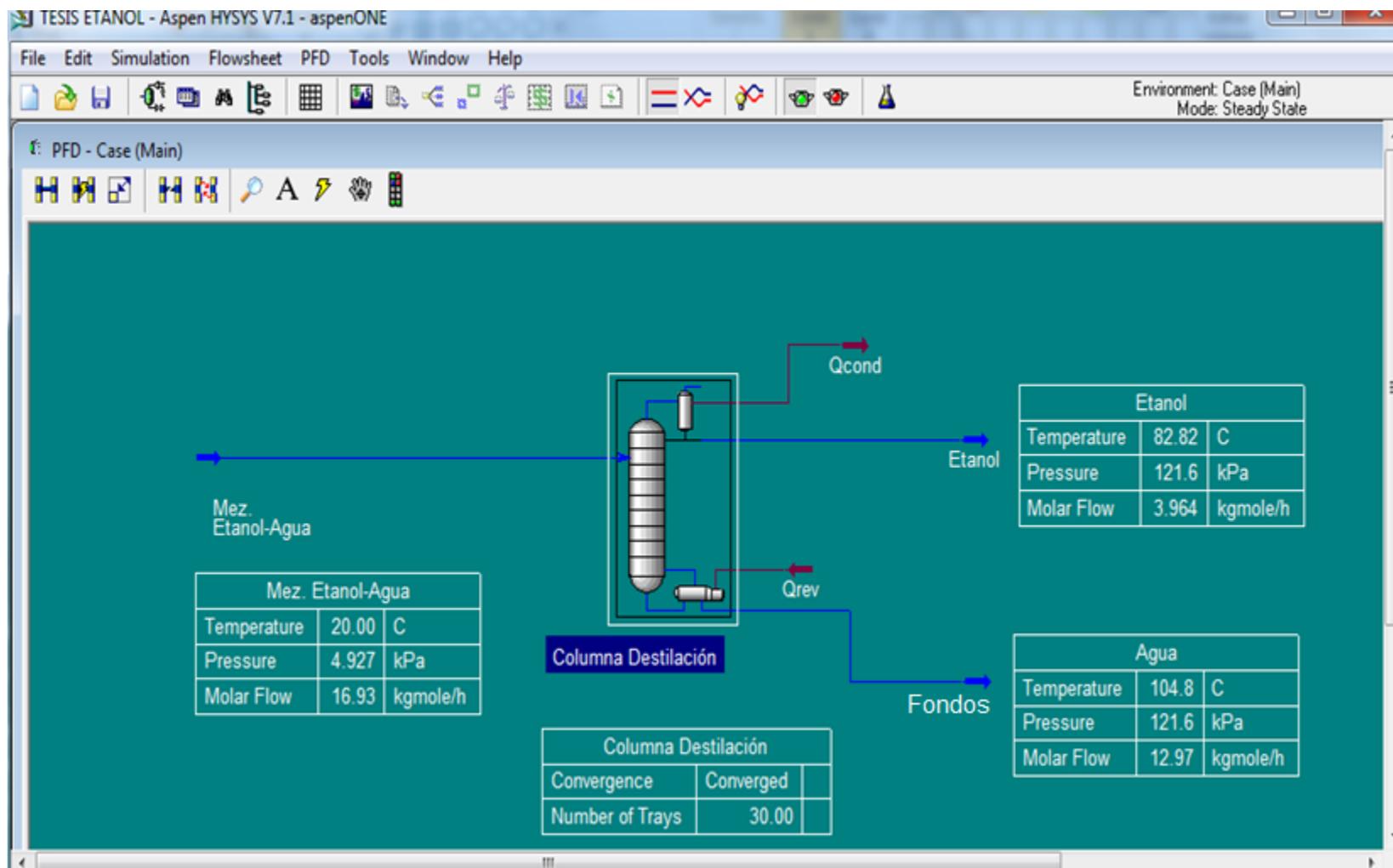


Figura 3.11.9.1-1 Diagrama de la Columna de Destilación Etanol-Agua

3.13.2.1 Diseño de la Columna de Destilación

- ✓ Creamos una simulación con los siguientes datos:

Componentes: Etanol y Agua

Paquete de Propiedades: NTRL para la mezcla Etanol-Agua a destilar.

Sistema de Unidades: SI

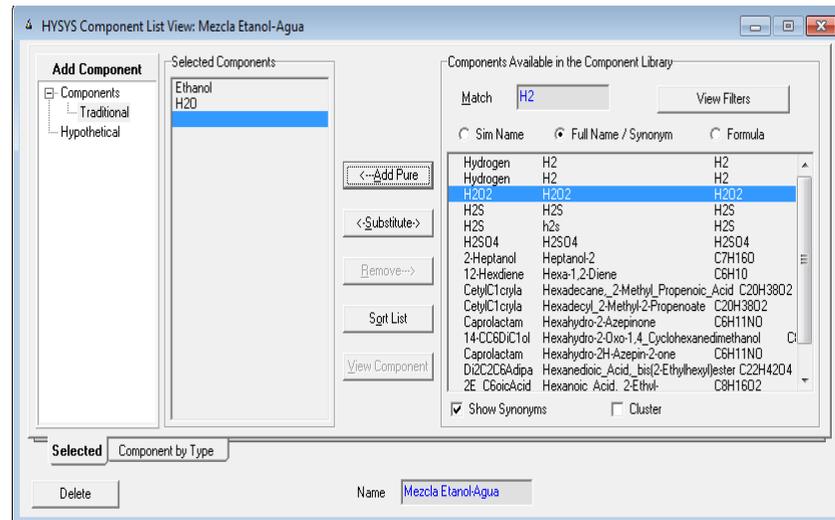


Figura 3.13.2.1-1 Componentes de la Mezcla

- ✓ Creamos una corriente de material con la siguiente información:

Nombre: Mezcla Etanol-Agua

Composiciones: Etanol= 20%, Agua= 80%

Presión: 1 atm

Fracción de Vapor: 0

Flujo másico: 400 kg/h

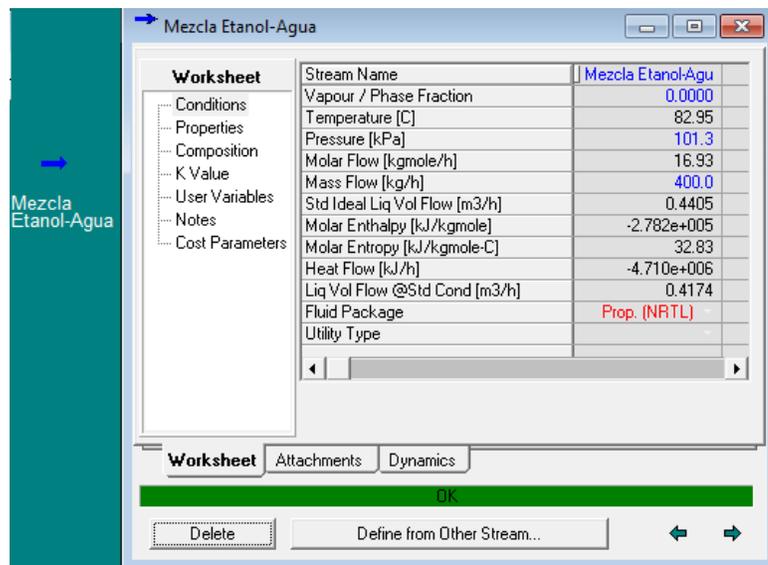


Figura 3.13.2.1-2 Condiciones de la Mezcla Etanol-Agua

- ✓ Antes de insertar la columna de destilación debemos generar el diagrama xy (Curva de equilibrio) para la mezcla etanol-agua.

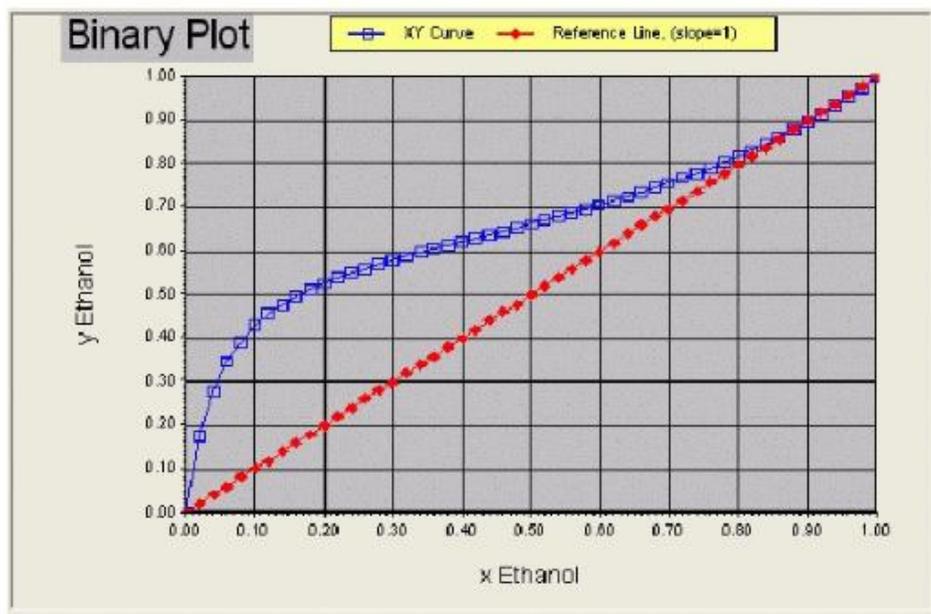


Figura 3.13.2.1-3 Diagrama xy para la mezcla Etanol-Agua

- ✓ En base al Diagrama x-y (Mezcla Etanol-Agua) se determinara el número de platos teóricos para llevar a cabo la destilación y a su vez todos los parámetros necesarios para la generación y desarrollo de la columna de destilación en Hysis.

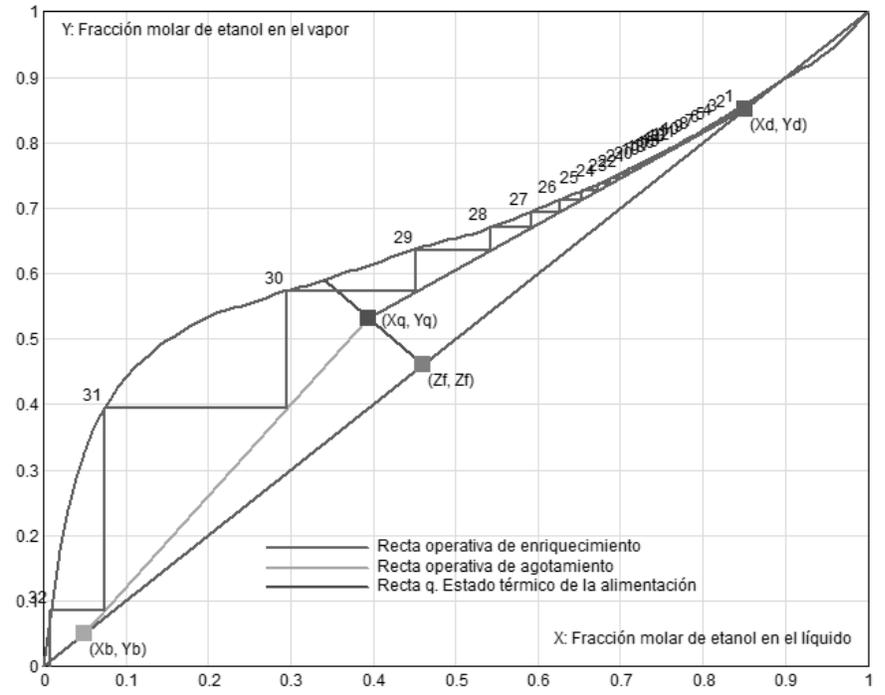


Figura 3.13.2.1-4 Diagrama McCabe Thiele para la mezcla Etanol-Agua

- ✓ El siguiente paso es ingresar todas las especificaciones a la columna, se especificará el número de etapas (número de platos teóricos), la etapa en la cual se alimenta la mezcla etanol-agua, se especificarán las corrientes de fondo (agua) y destilado (etanol), las corrientes de energía del re hervidor y del condensador, la presión tanto en el condensador como en el rehervido (1 atm), de igual manera se especificará la condición de reflujo (2,3).

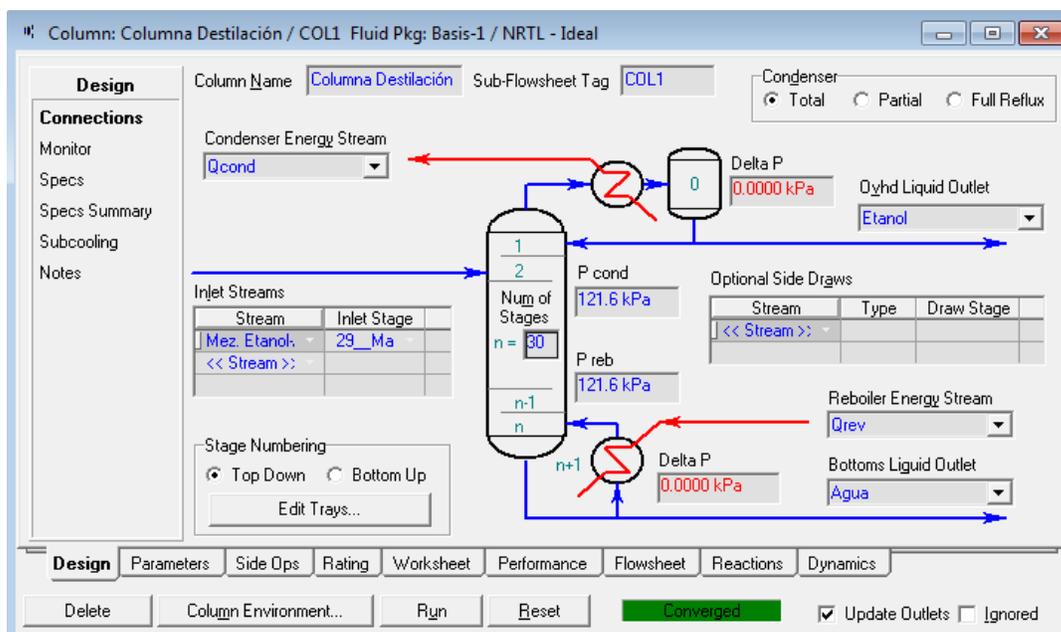


Figura 3.13.2.1-5 Diseño de la Columna de Destilación (Conexiones)

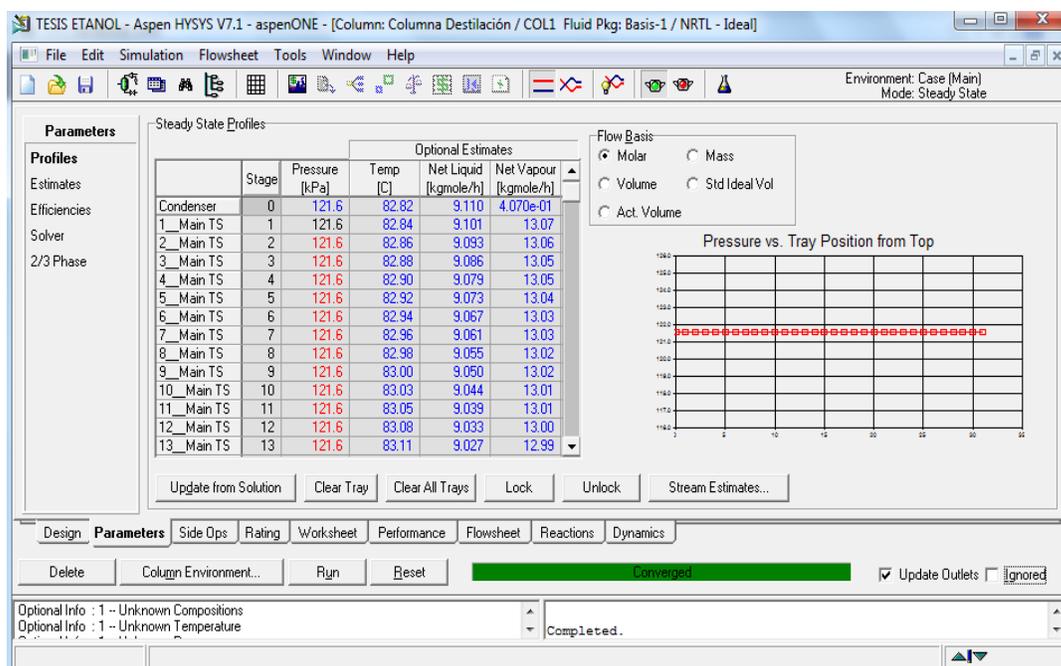


Figura 3.13.2.1-6 Parámetros de Convergencia en cada una de la etapas

Tabla 3.13.2.1-1 Valoración de la Columna de Destilación (Sección de las Bandejas)

The screenshot shows the 'Rating' window in Aspen HYSYS. The 'Tray/Packed Section Sizing' table is displayed with the following data:

| Property | Value |
|-------------------------|-------------------------------------|
| Tray/Packed Section | Main TS |
| Uniform Section | <input checked="" type="checkbox"/> |
| Internal Type | Sieve |
| Diameter [m] | 1.500 |
| Tray/Packed Space [m] | 0.5500 |
| Tray/Packed Volume [m3] | 0.9719 |
| Disable Heat Loss Calcs | <input type="checkbox"/> |
| Heat Model | None |
| Rating Calculations | <input type="checkbox"/> |
| Hold Up [m3] | 8.836e-002 |
| Weeping Factor | 1.000 |

At the bottom of the window, a green bar indicates 'Converged'.

Fuente: HYSYS
Elaborado por: Daniel Chuquín,

Tabla 3.13.2.1-2 Hoja de Cálculo (Condiciones)

The screenshot shows the 'Worksheet' window in Aspen HYSYS. The 'Conditions' table is displayed with the following data:

| Name | Mezcla Etanol-4 | Etanol-2 @COL | Agua-2 @COL1 |
|-------------------------------|-----------------|---------------|--------------|
| Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Temperature [C] | 82.95 | 82.82 | 104.8 |
| Pressure [kPa] | 101.3 | 121.6 | 121.6 |
| Molar Flow [kgmole/h] | 16.93 | 3.961 | 12.97 |
| Mass Flow [kg/h] | 400.0 | 165.8 | 234.2 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] | 0.4405 | 0.2056 | 0.2349 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -2.782e+005 | -2.707e+005 | -2.788e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-C] | 32.83 | 61.42 | 24.71 |
| Heat Flow [kJ/h] | -4.710e+006 | -1.072e+006 | -3.616e+006 |

At the bottom of the window, a green bar indicates 'Converged'.

Fuente: HYSYS
Elaborado por: Daniel Chuquín,

Tabla 3.13.2.1-3 Rendimiento (Alimentación y Productos)

The screenshot shows the Performance window for a distillation column. It displays two tables: Feeds and Products. The Feeds table shows a total flow rate of 16.9305 kgmole/h for the 'Mezcla Etanol-Agua-2' feed, with 0.2000 kgmole/h of Ethanol and 0.8000 kgmole/h of H2O. The Products table shows two streams: 'Etanol-2' with a flow rate of 3.9609 kgmole/h (0.8500 kgmole/h Ethanol, 0.1500 kgmole/h H2O) and 'Agua-2' with a flow rate of 12.9696 kgmole/h (0.0015 kgmole/h Ethanol, 0.9985 kgmole/h H2O). The interface also shows a 'Converged' status bar and various control buttons.

| Feeds | | Mezcla Etanol-Agua-2 | |
|----------------------|--|----------------------|--|
| Flow Rate (kgmole/h) | | 16.9305 | |
| Ethanol | | 0.2000 | |
| H2O | | 0.8000 | |

| Products | | Etanol-2 | Agua-2 |
|----------------------|--|----------|---------|
| Flow Rate (kgmole/h) | | 3.9609 | 12.9696 |
| Ethanol | | 0.8500 | 0.0015 |
| H2O | | 0.1500 | 0.9985 |

Fuente: HYSYS
Elaborado por: Daniel Chuquín,

Tabla 3.13.2.1-4 Rendimiento (Condensador y Re hervidor)

The screenshot shows the Performance window for the Condenser and Reboiler. The Condenser table lists: Type (Total), Temperature (82.82 C), Pressure (121.6 kPa), Duty (5.050e+005 kJ/h), and Reflux Flowrate (9.118 kgmole/h). The Reboiler table lists: Type (Regular), Temperature (104.8 C), Pressure (121.6 kPa), Duty (6.246e+005 kJ/h), and Outlet Flowrate (12.97 kgmole/h). The interface also shows a 'Converged' status bar and various control buttons.

| Condenser | |
|-----------------|-----------------|
| Type | Total |
| Temperature | 82.82 C |
| Pressure | 121.6 kPa |
| Duty | 5.050e+005 kJ/h |
| Reflux Flowrate | 9.118 kgmole/h |

| Reboiler | |
|-----------------|-----------------|
| Type | Regular |
| Temperature | 104.8 C |
| Pressure | 121.6 kPa |
| Duty | 6.246e+005 kJ/h |
| Outlet Flowrate | 12.97 kgmole/h |

Fuente: HYSYS
Elaborado por: Daniel Chuquín,

Tabla 3.13.2.1-5 Especificaciones Dinámicas (Condensador y Rehervidor)

The screenshot shows the 'Dynamics' window in HYSYS. The 'Vessel Dynamic Specifications' table is as follows:

| Vessel | Reboiler | Condenser |
|---------------------------|--------------------------|--------------------------|
| Diameter [m] | 1.193 | 1.193 |
| Length [m] | 1.789 | 1.789 |
| Volume [m3] | 2.000 | 2.000 |
| Liq Vol Percent [%] | 50.00 | 50.00 |
| Level Calculator | Horizontal cylind | Horizontal cylind |
| Fraction Calculator | Use levels and r | Use levels and r |
| Vessel Delta P [kPa] | 0.0000 | 0.0000 |
| Fixed Vessel P Spec [kPa] | 121.6 | 121.6 |
| Fixed P Spec Active | <input type="checkbox"/> | <input type="checkbox"/> |

At the bottom of the window, there are tabs for Design, Parameters, Side Ops, Rating, Worksheet, Performance, Flowsheet, Reactions, and Dynamics. Below the tabs are buttons for Delete, Column Environment..., Run, Reset, and a green 'Converged' button. There are also checkboxes for 'Update Outlets' and 'Ignored'.

Fuente: HYSYS

Elaborado por: Daniel Chuquín,

Una vez especificadas los parámetros HYSYS ofrece una gama de herramientas las cuales en nuestro caso me permitió dimensionar la columna de destilación como una torre empacada en la cual seleccione el tipo de anillo a emplear para el diseño de la misma (Anillos Pall Ring Rashing de 1 pulgada).

Tabla 3.13.2.1-6 Parámetros Torre Empacada

The screenshot shows the 'Tray Section Information' dialog box. The 'Internals' section has 'Packed' selected. The 'Type' is 'Pall Rings [Metal, random] 1_inch'. The 'Packing Details' table is as follows:

| | |
|-------------------------|--------------|
| Correlation Type | Robbins |
| Packing Flooding Factor | 1.000 |
| Maximum Flooding | 80.00 % |
| Maximum dP per length | 0.4667 kPa/m |

At the bottom of the dialog box are buttons for 'Delete' and 'Complete AutoSection'.

Fuente: HYSYS

Elaborado por: Daniel Chuquín,

En base a las especificaciones dadas para la torre empacada con Anillos Pall Ring de 1 in se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 3.13.2.1-7 Rendimiento de las Torres Empacadas

The screenshot shows the Aspen HYSYS V7.1 Performance Results window. The 'Performance' tab is active, and the 'Packed' radio button is selected. The 'Packing Results' table is displayed with the following data:

| Section | Section_1 |
|--|----------------|
| Internals | Packed |
| Section Diameter [m] | 0.3048 |
| Max Flooding [%] | 55.31 |
| X-Sectional Area [m ²] | 7.297e-002 |
| Section Height [m] | 12.57 |
| Section DeltaP [kPa] | 3.121 |
| DP per Length [kPa/m] | 0.3039 |
| Flood Gas Vel. [m ³ /h-m ²] | 7886 |
| Flood Gas Vel. [m/s] | 2.191 |
| Est. # Pieces of Packing | 45484 |
| Est. Mass of Packing [kg] | 440.2 |
| Est. Packing Cost (US\$) | 615.31 |
| HETP [m] | 0.4189 |
| HETP Correlation | Norton |
| Packing Correlation | Robbins |
| Packing Type | Pall Rings (Me |

Fuente: HYSYS
Elaborado por: Daniel Chuquín,

3.13.3 Variables del Proceso (Ver Anexo VII)

Tabla 3.13.2.1-1 Flujo de las corrientes

| Material Streams | | | | |
|--------------------|----------|------------------|-------------|-------------|
| | | Mez. Etanol-Agua | Etanol | Agua |
| Vapour Fraction | | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Temperature | C | 20.00 | 82.82 | 104.8 |
| Pressure | kPa | 4.927 | 121.6 | 121.6 |
| Molar Flow | kgmole/h | 16.93 | 3.964 | 12.97 |
| Mass Flow | kg/h | 400.0 | 165.9 | 234.1 |
| Liquid Volume Flow | m3/h | 0.4405 | 0.2058 | 0.2347 |
| Heat Flow | kJ/h | -4.808e+006 | -1.073e+006 | -3.615e+006 |

Fuente: Aspen Hysys V7.1

Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 3.13.2.1-2 Corrientes de la columna de destilación

| | Reflux | To Condenser | Boilup | To Reboiler | Etanol-2 |
|-------------------------------|----------|--------------|----------|-------------|----------|
| Name | Reflux | To Condenser | Boilup | To Reboiler | Etanol-2 |
| Group | | | | | |
| Pressure [kPa] | 121.59 | 121.59 | 121.59 | 121.59 | 121.59 |
| Temperature [C] | 82.8166 | 82.8363 | 104.816 | 102.95 | 82.8166 |
| Mass Flow [kg/h] | 381.682 | 547.631 | 283.126 | 517.178 | 165.949 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] | 0.473244 | 0.679002 | 0.286237 | 0.520955 | 0.205758 |
| Vapor / Phase Fraction | 0 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -270731 | -232133 | -238307 | -278882 | -270731 |

Fuente: Aspen Hysys V7.1

Elaborado por: Daniel Chuquín

Tabla 3.13.2.1-3 Subdiagrama de flujo de la columna

| | Columna Destilación |
|------------------------------|---------------------|
| Name | Columna Destilación |
| Group | |
| Number of Stage | 30 |
| Top Stage Temperature [C] | 82.8166 |
| Bottom Stage Temperature [C] | 104.816 |
| Top Stage Pressure [kPa] | 121.59 |
| Bottom Stage Pressure [kPa] | 121.59 |
| Reboil Ratio | 1.18606 |
| Reflux Flow/Total Liq Flow | 2.3 |
| Reboiler Duty [kJ/h] | 624618 |

Fuente: Aspen Hysys V7.1

Elaborado por: Daniel Chuquín

3.13.4 Diseño del Condensador (Intercambiador de Calor)

3.13.4.1 Especificaciones del Intercambiador

Tabla 3.13.4.1-1 Especificaciones del Intercambiador de calor

| Cumplimiento una unidad | | | | | |
|-----------------------------|--------------------|-----------------|--------|------------|--------|
| Localización fluido | | Carcasa | | Lado-Tubos | |
| Nombre de fluido | | Vapor de Etanol | | Agua | |
| Cantidad total de fluido | lb/h | 365 | | 18095 | |
| Vapor (Ent/Sal) | lb/h | 365 | | | |
| Líquido | lb/h | 0 | 365 | 18095 | 18095 |
| Temperatura (Ent/Sal) | F | 176,8 | 68,81 | 64,4 | 73,03 |
| Pt.Cond./Evapor. | F | 176,78 | 169,32 | | |
| Densidad | lb/ft ³ | 0,07 | 48,934 | 62,357 | 62,331 |
| Viscosidad | Cp | 0,0102 | 1,19 | 1,0709 | 0,9472 |
| Calor espec. | BTU/(lb*F) | 0,4202 | 0,5777 | 1,0017 | 1,0013 |
| Conductividad térmica | BTU/(ft*h*F) | 0,011 | 0,1 | 0,341 | 0,345 |
| Calor latente | BTU/lb | 356,5 | 393,3 | | |
| Presión | Psi | 10,45 | | 25 | |
| Velocidad | ft/s | 34,69 | | 4,35 | |
| Caída de Presión, perm/calc | Psi | 0,52 | 0,16 | 10 | 2,13 |

Fuente: HYSYS

Elaborado: Daniel Chuquín

Tabla 3.13.4.1-2 Parámetros de Construcción de la Coraza y del lado de los tubos

| Construcción de la coraza y de los tubos del intercambiador | | | | | | | |
|---|-----|---------------------------|---|-----------------|---------------|---|--------|
| | | Carcasa | | | Lado-Tubos | | |
| Presión Diseño/Prueba | Psi | 75 | / | Código | 75 | / | Código |
| Temperatura de Diseño | F | 240 | | | 140 | | |
| Número de pasos en carcasa | | 1 | | | 2 | | |
| Número de tubos: 16 | | Diámetro Externo: 0,75 in | | | Longitud: 6ft | | |
| Tipo de Tubo : Plano | | | | Material: SS304 | | | |
| Requerimientos del Código: ASME Código Sec VIII Div 1 | | | | | | | |

Fuente: HYSYS

Elaborado: Daniel Chuquín

3.13.4.2 Detalles Térmicos

Tabla 3.13.4.2-1 Detalle térmicos del intercambiador de calor

| | | Shell Side | | Tube Side | |
|---------------------------------------|----------------|----------------|--------|-----------|-------|
| Gases (in/out) | lb/h | 365 | | | |
| Líquido (in/out) | lb/h | 0 | 365 | 18095 | 18095 |
| Temperatura (in/out) | F | 176,8 | 68,81 | 64,4 | 73,03 |
| Punto de Rocío, Punto de Ebullición | F | 176,78 | 169,32 | | |
| Film coefficient | BTU/(h*ft2 *F) | 89,59 | | 949,48 | |
| Velocity | ft/s | 34,69 | | 4,35 | |
| Caída de Presión | Psi | 0,52 | | 2,13 | |
| Calor Total Requerido | | BTU/h | | 156397 | |
| Coeficiente de Transferencia de Calor | | BTU/(h*ft2 *F) | | 77,62 | |
| Área efectiva | | ft2 | | 36,5 | |
| LMTD | | F | | 72,9 | |

Fuente: HYSYS
Elaborado: Daniel Chuquín

3.14 INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

En el presente trabajo se estudió la rectificación de la mezcla etanol-agua en una columna empacada con anillos Pall Ring de 25mm y con un diámetro experimental de 0,3048 m y 12,89 de altura del lecho, a una presión de 1atm.

La estimación de las propiedades de la mezcla se realizó con la siguiente información:

Composiciones: Etanol= 20%, Agua= 80%

Presión: 1 atm

Fracción de Vapor: 0

T_e: 20 °C

Los resultados de la simulación del sistema con el simulador HYSYS y los obtenidos experimentalmente en base a los cálculos de ingeniería se presentan a continuación:

Tabla 3.13.4.2-1 Datos operacionales de diseño de la columna de destilación obtenidos

| PARÁMETROS | SIMBOLOGÍA | MANUAL | HYSYS |
|--|------------|--------------|--------------|
| Flujo de Alimentación (Mezcla Etanol-Agua) | \dot{F} | 16,93 kmol/h | 16,93 kmol/h |
| Flujo de Destilado (Etanol) | \dot{D} | 165,76 kg/h | 165,9 kg/h |
| Flujo de Fondo (Agua) | \dot{W} | 234,2 kg/h | 234.1 kg/h |
| Flujo de vapor | V | 547,02 kg/h | 547,63 kg/h |
| Velocidad del vapor en el punto de inundación | $U_{V,FI}$ | 2,15 m/s | 2,19 m/s |
| HTEP (Heigh Packing Equivalent to one transfer unit) | HETP | 0,360 m | 0,41 |

Fuente: HYSYS

Elaborado: Daniel Chuquín

Tabla 3.13.4.2-2 Datos físicos de la columna de destilación

| PARÁMETROS | SIMBOLOGÍA | MANUAL | HYSYS |
|---------------------------------|------------|----------------------|--------|
| ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL | AS | 0,072 M ² | 0,0729 |
| DIAMETRO DE LA COLUMNA EMPACADA | Ds | 0,3048 m | 0,3048 |
| ALTURA DE LA COLUMNA EMPACADA | H | 12.87 m | 12,57 |

Fuente: HYSYS

Elaborado: Daniel Chuquín

Tabla 3.13.4.2-3 resultados de diseño del condensador (intercambiador de calor de tubos y coraza)

| PARÁMETROS | SIMBOLOGIA | MANUAL | HYSYS |
|--|------------|--------------------------------------|----------|
| Calor requerido para la condensación | q_c | 1,49 X 10 ⁵ BTU/h | 156397 |
| Caudal másico de agua requerido | m_w | 18134 lb/h | 18095 |
| LMTD | LMTD | 70,98 °F | 72,90 |
| Numero de tubos por cada paso | N_t | 16 tubos (2 pasos) | 16 |
| PARÁMETROS PARA EL LADO DEL TUBO | | | |
| Número de Prandt | Pr_t | 7,60 | 7,60 |
| Número de Reynolds | Re_w | 2,17 x 10 ⁴ | 21741,89 |
| Coefficiente de Transferencia de Calor del lado de los tubos | Hi | 1059,15 $\frac{BTU}{ft^2 h^\circ F}$ | 949,48 |

| PARÁMETROS PARA EL LADO DE LA CORAZA | | | |
|---|--------------|-------------------------------------|-------|
| Coeficiente de Transferencia de Calor del lado de la coraza | h_o | $95.14 \frac{BTU}{ft^2 h^{\circ}F}$ | 89,59 |
| Coeficiente global de transferencia de calor | U_c | $81.88 \frac{BTU}{ft^2 h^{\circ}F}$ | 77,62 |
| Área Efectiva de Superficie de Transferencia | A_c | $34,06 ft^2$ | 36,5 |
| PARAMETROS PARA LA CAIDA DE PRESIÓN | | | |
| Caída de presión en el tubo | ΔP_t | 3,65 psi | 2,13 |

Fuente: HYSYS
Elaborado: Daniel Chuquín

- ✓ Como se puede observar en la Tabla 3.13.4.3-1 el flujo de destilado y el flujo de fondo encontrados mediante un balance general de masa son los mismos en ambos casos y esto valores se convirtieron en los datos de para determinar el **Punto de Inundación de la columna empacada** ($\lambda_o=0,001073$) el cual representa el límite práctico de operación, a partir de este punto se produce el cambio de fase del etanol (vapor) y se empiezan a formar capas de líquido en el borde superior del empaquetado.

Establecido el Pto. de Inundación se determinó el **líquido retenido** (h_L : 0,0670) a través de la columna empacada (el cual depende de la fracción de vacío del empaque Pall Ring) que es la cantidad de líquido presente en el espacio libre del empaque, de este valor depende una buena transferencia de masa entre el vapor de etanol-agua, a su vez la caída de presión en el lecho, el peso del lecho son proporcionales a h_L es decir a medida que incrementa h_L incrementa la caída de presión a través del lecho y el peso del mismo.

Para establecer el diámetro de la columna empacada fue importante establecer la **velocidad del vapor en el punto de inundación** (2,15 m/s), que es la velocidad máxima que puede tener la fase gaseosa, hay que tener en cuenta que si la velocidad del gas es superior a esta puede provocar una inundación en la columna, debemos tener en cuenta que esta velocidad influye sobre la altura del relleno de tal manera que si se aumenta esta velocidad disminuye la altura del relleno por tal motivo se debería trabajar con velocidades

máximas siempre y cuando no sea un problema importante el gasto económico que producen las pérdidas de presión.

Generalmente el **diámetro de una torre empacada** se diseñan para operar entre el 70% y el 80%(Kister, 1992) de la velocidad del gas que corresponde al punto de inundación. El valor obtenido en el presente trabajo fue de 0,3048 operando a un 80% de la velocidad del gas en el punto de inundación.

En base a la caída de presión del fluido ascendente (vapor de etanol) a través de la torre empacada (376,49 kpa) se determinó la altura de la torre empacada 12,87 m.

El valor de HETP (la altura equivalente a una etapa de equilibrio) encontrado fue 0,4 m el mismo que representa la eficiencia de separación del empaque usando el concepto de altura equivalente a un plato teórico.

*“El diseño de una columna de relleno se basa en 3 parámetros importantes que son: **Diámetro de la columna empacada, la altura del empaquetado, la caída de presión y la altura equivalente HETP**”*

- ✓ Para la condensación del vapor de etanol se dispondrá de un intercambiador de calor de tipo coraza y tubo los cuales tienen la ventaja de ser compactos y soportan presiones tan altas o mayores a 400 atm.

El intercambio de calor se dará entre el vapor de etanol que se encuentra a una temperatura de aproximadamente 78°C y el agua que entra a una temperatura de 15°C, en base a estas especificaciones se calculó el calor de condensación ($q_c = 1,49 \times 10^5$ kJ/kg) que representa la cantidad de calor necesaria para condensar 165,93 kg/h de etanol, con el q_c se obtuvo la masa de agua indispensable (18095 g) para lograr el intercambio de calor efectivo.

Para determinar el área de transferencia efectiva de calor fue necesario calcular el coeficiente global de transferencia de calor el cual depende de los coeficientes de transferencia de calor a través de los tubos y a través de la coraza, la transferencia de calor se da tanto por conducción como por convección.

Para determinar el coeficiente de calor a través de los tubos tomamos en cuenta la masa de agua fría la cual ingresará por los tubos el cual en contacto con el vapor de etanol contenido en la carcasa producirá la condensación del mismo, el coeficiente de transferencia de calor por (hi) a través de los tubos determinado fue de $1059,15 \frac{BTU}{ft^2h^{\circ}F}$ este coeficiente esta en dependencia del número de Nusselt el cual relaciona la transferencia de calor por convección para la transferencia de calor por conducción, mientras mayor sea el número de Nusselt y el coeficiente de conductividad térmica del tubo mayor será el coeficiente de transferencia de calor hi. Mientras que el coeficiente de transferencia de calor en la coraza se calcula a partir de la masa de vapor de etanol que entra al intercambiador de calor a través de la misma, el valor calculado fue $95,14 \frac{BTU}{ft^2h^{\circ}F}$

El área efectiva de transferencia de calor ($34,06 \text{ ft}^2$) está en función del coeficiente global de transferencia de calor (81,88) el cual se obtuvo a partir de los coeficientes de calor del lado del tubo y la coraza, mientras mayor sea el coeficiente global de transferencia calor menor será el área de efectiva de transferencia de calor es decir son inversamente proporcionales.

***Nota:** Como podemos ver en las tablas 3.13.4.3-1, 3.13.4.3-2 y 3.13.4.3-3 los cálculos de diseño encontrados manualmente no difieren en niveles altos al valor dado por HYSYS, lo que indica que el procedimiento que se ha ejecutado ha sido el idóneo.*

3.15 RESULTADO DE LA HIPÓTESIS

Mediante la simulación en ASPEN HYSYS se evidenció que es posible diseñar una torre empacada de destilación la cual partiendo de una mezcla de concentración inicial de 20% en peso de etanol produce un flujo de destilado con una concentración del 80-86% en peso de etanol.

CAPÍTULO IV

CONCLUSIONES Y

RECOMENDACIONES

4 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

- ✓ Se recopilieron los datos necesarios para el diseño y simulación de una columna de destilación para la empresa Hetwen, la cual debe ser construido de acuerdo al Código ASME Sección VIII División II. La columna empacada está diseñada para tratar 400 kg/h de mezcla etanol-agua, teniendo como resultado un destilado con una composición del 85% en porcentaje de etanol y dispondrá de empaques del tipo Pall Ring de 25mm, tiene un diámetro interior de 0,3048 m y una longitud de 12,87 m. El HETP adecuado que garantiza la eficiencia de la transferencia de masa entre el vapor de etanol y el vapor de agua es 0,36.
- ✓ Se realizó la simulación de la columna empacada de destilación en Hysys, los datos necesarios fueron las fracciones molares de la mezcla (Etanol-agua), 20% y 80% respectivamente, la fracción final deseada en el condensado ($X_D=0,85$ de Etanol), la temperatura y presión de operación (1atm, 20°C) y el reflujo empleado en la destilación, los datos obtenidos de la simulación comparados con los cálculos realizados manualmente concluyendo que los mismos no difieren en más del ± 2 % de error o incongruencia.
- ✓ Se construyó el diagrama de x-y mediante la extensión de HYSYS 57_equilibrium la cual nos permitió obtener la curva de equilibrio líquido-vapor de la solución etanol-agua, para la construcción de la curva y la determinación de las propiedades termodinámicas se utilizó la ecuación o modelo NRTL el cual es una extensión del modelo de Wilson que es capaz de representar el comportamiento de fases de

sistemas de equilibrio líquido-vapor. La predicción del equilibrio líquido-vapor es de fundamental importancia en el diseño y operación la columna de destilación.

- ✓ La condición de operación variada fue el reflujo al disminuir el mismo (de 2.3 a 1.5) produjo que el flujo de destilado (etanol) aumente pero al mismo tiempo la concentración de etanol en el destilado disminuyó de 0.85 a 0.80, de igual modo disminuyó el calor requerido por el intercambiador de calor para la condensación del vapor de etanol, el calor requerido por la cámara de ebullición para calentar la muestra, la caída de presión, la altura de la torre y con este el número de piezas de empaques para la implantación de la misma. Finalmente se puede decir que hay una relación de reflujo óptimo para una separación deseada, debemos tener en cuenta que a un mayor reflujo aumenta el flujo de la fase vapor a través de la columna por lo que aumenta los costos del condensador, re hervidor, agua de enfriamiento y vapor calentador.

4.2 RECOMENDACIONES

- El empleo de columna empacada debe considerarse siempre para columnas con diámetro pequeño, menores a 0,6 m donde los platos son dificultosos de instalar y a la vez costosos. El empaque a emplear debe proporcionar un área interfacial entre el gas y el líquido grande, una baja resistencia al flujo de gas y promover un flujo de gas o vapor uniforme a través de la sección transversal de la columna, minimizar la retención de líquido la cual disminuye la eficiencia.
- Pueden utilizarse tres diferentes materiales de empaque: **metales** (Empaques de acero al carbono o acero inoxidable dependiendo si el fluido a manejar es corrosivo o no, ofrecen alta capacidad y eficiencia), **cerámica** (Son utilizados en operaciones donde se puede aprovechar su alta resistencia a los ataques químicos y altas temperaturas) y **plásticos** (Se pueden utilizar siempre y cuando la temperatura no exceda los 250°C).

- El tamaño más grande de empaque conveniente para el tamaño de columna a usar será de 50 mm. El uso de grandes tamaños en pequeñas columnas puede causar una mala distribución del líquido y a su vez una mala distribución del líquido. Los rangos de tamaño recomendado son:

| Diámetro de la columna | Tamaño de empaque a usar |
|-------------------------------|---------------------------------|
| < 0,3 m | < 25 mm |
| 0,3 a 0,9 m | 25 a 38 mm |
| 0,9 | 50 a 75 mm |

- La HETP para un tipo y tamaño dado de empaque es constante e independiente de las propiedades físicas del sistema siempre y cuando se prevea una buena distribución de líquido y la caída de presión sea menor a 17 mm de agua por metro de altura de empaque. Los siguientes valores para anillos Pall pueden usarse para hacer un estimado aproximado de la altura de empaque requerida.

| | |
|--------------------|-----------------|
| ○ Tamaño,mm | ○ HETP,m |
| ○ 25 | ○ 0,4-0,5 |
| ○ 38 | ○ 0,6-0,75 |
| ○ 50 | ○ 0,75-1,0 |

- No permitir que la velocidad del vapor en el interior de la torre empacada supere el valor de 2,15 m/s que es la velocidad máxima que puede tener la fase gaseosa, hay que tener en cuenta que si la velocidad del gas es superior a esta puede provocar una inundación en la columna.

Tener un conocimiento previo del funcionamiento del intercambiador de calor de tubos y coraza y de las normas que lo rigen, TEMA y ASME.

BIBLIOGRAFIA

- 1. JIMENEZ, A.,** Diseños de procesos en Ingeniería Química., Celaya-México., Editorial Reverte., 2003., Pp. 147-178.
- 2. LÓPEZ, J.,** Simulación de Procesos en Ingeniería Química., 1 Ed., México-México., Editorial P y V., 2000., Pp. 33-96.
- 3. MACKOWIAK, J.,** Fluid Dynamics of Packed Columns, 2 Ed., Berlín-Alemania., Editorial Springer., 2010., Pp. 25-145
- 4. Mc. CABE, S.,** Operaciones Unitarias en Ingeniería Química., 4 Ed., Madrid-España., Editorial Mc Graw-Hill., 1998., Pp 550-617.
- 5. SINNOT, R.,** Diseño en Ingeniería Química., 5 Ed., Barcelona- España., Editorial Reverte., 2000., Pp. 767-800.

6. **TREYBALL, R.**, Operaciones de Transferencia de Masa., 2 Ed., México-México., Editorial Mc Graw-Hill., 1998., Pp. 313-314.

INTERNET

1. DESTILACIÓN

- http://www.copper-alembic.com/distillation_history.php?lang=es
(2012-11-20)
- http://www.cenidet.edu.mx/subaca/web-elec/tesis_mc/aag.pdf
(2012-11-21)
- <http://www.cenidet.edu.mx/subaca/webktro/submenus/investigacion/tesis/44%20Rosen%20Maria%20Jose%20Vargas%20Valle.pdf>
(2012-11-21)
- http://www.bdigital.unal.edu.co/5094/1/299977.2011_pte.1.pdf
(2012-11-25)

2. COLUMNA DESTILACIÓN EMPACADA

- <http://es.scribd.com/doc/36913/COLUMNAS-EMPACADAS>
(2012-12-03)
- <http://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=columna+de+destilaci%C3%B3n+empacada&sou1&cad=rja&ved=0CGsQFj>
(2012-12-03)
- prezi.com/tmyuqi9-k8sz/torres-de-destilaci%C3%B3n-empacadas/
(2012-12-07)

- http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/capitulo4.pdf
(2012-12-10)
- <http:// analisisvinicos.com/empacadas.php.htm>
(2012-12-10)

3. INTERCAMBIADORES DE CALOR

- http://web.usal.es/~tonidm/DEI_07_comp.pdf
(2012-12-21)
- http://www.teradiab.com.ar/intercambiadores_de_calor.htm
(2012-12-21)
- <http://www.slideshare.net/mahulig/intercambiadores-de-calor>
(2012-12-24)
- <http://operacionesunitarias1.files.wordpress.com/2009/04/tema-4-intercambiadores-de-calor.pdf>
(2012-12-25)

4. ASPEN HYSIS

- <http://www.programasfull.net/index.php?topic=97257.0>
(2013-01-10)
- <http://www.ebah.com./curso-basico-simulaci3n-procesos-part=2>
(2013-01-17)

- http://chemelab.ucsd.edu/aspdocs/v7/HYSIS/AspenHYSYSV7_1-Tutorial.pdf
(2013-01-18)
- <http://www.ualberta.ca/CMENG/che312/F06ChE416/HsysDocs/AspenHYSYSUserGuide.pdf>
(2013-02-01)

5. SIMULACIÓN EN HYSIS

- <http://es.scribd.com/doc/105036164/tesis-HYSIS>
(2013-02-16)
- <http://www.slideshare.net/ingenieriapro/simulacin-y-analisis-del-sistema-de-destilacin-utilizando-hysys-presentation>
(2013-02-27)
- http://catarina.udlap.mx/u_dla/tales/documentos/leip/espinoza_s_ia/apendiceB.pdf
(2013-03-04)
- <http://es.scribd.com/doc/60057991/Ejemplos-de-Simulador-Hysys>
(2013-03-04)
- http://www.frro.utn.edu.ar/repositorio/catedras/quimica/4_anio/integracion4/apuntess_catedra/apunte_introduccion_simulador_hsys.pdf
(2013-03-07)