

**DISEÑO DE UNA COLUMNA EMPACADA PARA EL ESTUDIO  
DE LA TRANSFERENCIA DE MASA EN UN SISTEMA DE  
ABSORCIÓN ISOTÉRMICA**

**ERIKA LIZETH CAICEDO MENDOZA  
EDWARD ENRIQUE OROZCO GUALDRÓN**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2012**

**DISEÑO DE UNA COLUMNA EMPACADA PARA EL ESTUDIO  
DE LA TRANSFERENCIA DE MASA EN UN SISTEMA DE  
ABSORCIÓN ISOTÉRMICA**

**Trabajo realizado para optar al Título de Ingeniero Químico**

**ERIKA LIZETH CAICEDO MENDOZA  
EDWARD ENRIQUE OROZCO GUALDRÓN**

**Bajo la dirección de:**

**PhD. MARIA PAOLA MARADEI GARCIA**

**Codirector(a):**

**PhD. ARLEX CHAVES GUERRERO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2012**

## *Dedicatoria*

Es este punto de la vida, en el que los hombres solemos mirar atrás, observando las semillas que ha dejado en su camino todas, las flores de alegría y tristeza que ha recogido dándose cuenta que el tiempo que ha transcurrido ha valido la pena, que el esfuerzo, las noches sin sueño si han tenido sentido.

Ahora veo firme y con orgullo lo que logrado y no olvido todas esas manos que me han apoyado, que siempre creyeron que una persona con un ideal fuerte, sin importar que tenga enfrente, seguirá adelante, por eso dedico este trabajo, a quienes no dudaron que llegaría a este punto, a quienes no dudaron que lograría obtener este pequeño triunfo que tan solo es el comienzo de todos los demás triunfos.

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios, porque fue el que siempre me dio la fuerza necesaria para seguir cada mañana, el que siempre estuvo ahí desde el principio de esta travesía.

A la Universidad Industrial de Santander, porque fue el lugar donde me forme como ingeniero, el lugar donde aprendí mucho más que realizar balances, porque fue donde me forje en la persona que soy ahora.

A mis maestros, porque de ellos mis mentores descubrí que la ingeniería química es más que una simple carrera, es un estilo de vida

A la directora de este proyecto PhD María Paola Maradei García, por su paciencia y sus consejos que siempre fueron oportunos y con los cuales este trabajo no se hubiera realizado

A mis padres que me dieron la vida y en especial a mi madre que siempre supo que podría llegar hasta donde me lo propusiera.

A mi Hermano Nelson Orozco, porque siempre estuvo ahí, apoyándome como el pudiera, confiando que no lo defraudaría.

A Diana Tobos y a su familia que han aportado todos un granito de arena con su apoyo incondicional.

## RESUMEN

### **Título: DISEÑO DE UNA COLUMNA EMPACADA PARA EL ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE MASA EN UN SISTEMA DE ABSORCIÓN ISOTÉRMICA**

Autores: Erika Lizeth Caicedo Mendoza y Edward Enrique Orozco Gualdrón

Palabras Claves: torre empacada, absorción, ley de Henry, coeficientes de transferencia de masa, hidráulica.

Descripción: Las torres empacadas son dispositivos utilizados en las operaciones de transferencia de masa en la cual se ponen en contacto continuo dos fases, en donde una sustancia presente en alguna de ellas se mueve hacia la otra . Su diseño depende de varios factores como: las propiedades hidráulicas de la torre, las características del empaque y las condiciones de operación como la temperatura, presión, relaciones de flujo de líquido y gas, entre otras.

En este trabajo se realiza un diseño de un sistema de absorción para el laboratorio de operaciones de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Industrial de Santander, con el objetivo de optimizar la labor pedagógica de las asignaturas en las que se estudian las diferentes operaciones unitarias, en donde se analizan los fenómenos de transferencia de masa y energía. En estos equipos se podrá medir coeficientes de transferencia de masa haciendo uso de algunas correlaciones estudiadas con anterioridad por algunos autores y variando los flujos en la corriente líquida y gaseosa. La configuración del equipo consiste en una columna de saturación, otra de absorción, un tanque de mezcla, un intercambiador de calor, y otros accesorios, según los requisitos del proceso y el objetivo de la práctica.

---

**\*Trabajo De Grado**

**\*\*Universidad Industrial De Santander, Facultad De Fisicoquimicas, Escuela De Ingenieriq  
Quimica ,Director: Maria Paola Maradei Garcia,Codirector: Arlex Chavez**

## ABSTRACT

**Title: DESIGN OF A PACKING COLUMN FOR THE STUDY OF THE MASS TRANSFER IN A ISOTHERMAL ABSORPTION SYSTEM**

Authors: Erika Lizeth Caicedo Mendoza y Edward Enrique Orozco Gualdrón

**Keywords: packing tower, absorption, Henry's law, mass transfer coefficient, hydraulic.**

Description: The packed towers are devices used in mass transfer operations where two phases are in continuous contact and a substance is transferred between them. The design depends on the hydraulic properties of the tower, packing characteristics, operating conditions such as temperature, pressure, flow ratios of liquid and gas, and others.

In this paper has been designed an absorption system for the operations laboratory of the Chemical Engineering's department of the Santander's Industrial University, with the aim of upgrade the teaching labor of the signatures where different mass and energy transfer phenomena are analyzed. In this equipment will be able to do measures of mass transfer coefficients, using some correlations studied in the pass for others authors and variating the current flows in liquid and gas. The equipment configuration consists of a column of saturation, absorption, a mixing tank, a heat exchanger, and other accessories, according to the process requirements and in order to practice.

---

\* **Grade Work**

\*\***Santander's Industrial University, Physiochemical Department, Chemical Engineering School, And Director: Maria Paola Maradei Garcia, Codirector: Arlex Chavez**

## **CONTENIDO**

1. INTRODUCCIÓN	19
2. METODOLOGIA	26
2.1 Diseño hidráulico y determinación de la altura empacada	26
2.1.1 Determinación del empaque	27
2.1.2 Determinación del diámetro y otras propiedades hidráulicas	27
2.1.3 Determinación de la altura empacada	27
2.2 Diseño del intercambiador de calor	29
2.3 Diseño del mezclador	30
2.4 Determinación de los accesorios internos y externos	30
2.5 Modelo operacional	31
2.6 Estimación de costos	31
3. ANALISIS DE RESULTADOS	32
3.1 Diseño de la columna de humidificación	32
3.2 Diseño de la columna de absorción	32
3.3 Diseño del intercambiador de tubo y carcasa	35
3.4 Diseño del mezclador	35
3.5 Dimensionamiento del ventilador	36
3.6 Selección de los accesorios internos	36
3.7 Método operacional	37
3.8 Estimación de costos	38
CONCLUSIONES	38
RECOMENDACIONES	39



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Gradientes de concentración cerca de la interfase gas-líquido.	22
Figura 2. Esquema de la configuración del equipo.	25
Figura 3. Diagrama de flujo de las etapas del proyecto.	26

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Rangos de velocidad para empaques y distribuidores.	21
Tabla 2. Condiciones de operación para el intercambiador de calor.	30
Tabla 3. Condiciones de operación en la columna de humidificación.	32
Tabla 4. Variables de diseño calculadas en la columna de humidificación.	33
Tabla 5. Variables del diseño hidráulico para la columna de humidificación.	33
Tabla 6. Condiciones de operación para la columna de absorción.	34
Tabla 7. Variables de diseño calculadas para la columna de absorción.	34
Tabla 8. Variables del diseño hidrodinámico para la columna de absorción.	35
Tabla 9. Variables del diseño intercambiador de calor.	35
Tabla 10. Costo estimativo de los equipos y accesorios externos.	38

## LISTA DE ANEXOS

Anexo A. Correlaciones de las propiedades hidráulicas en torres empacadas.	43
Anexo B. Coeficientes de transferencia para torres empacadas.	46
Anexo C. Diagrama de flujo para hallar $G_{min}$ .	47
Anexo D. Workbook HYSYS 7.3.	48
Anexo E. Guía práctica para el laboratorio.	51
Anexo F. Costo de Equipos	56

## NOMENCLATURA

$a_h$	Área hidráulica del empaque [ $m^2/m^3$ ]
$a_p$	Área específica del empaque [ $m^2/m^3$ ]
A	Factor de absorción
$A_c$	Área requerida de transferencia de calor [ $m^2$ ]
$A_s$	Área total de la torre empacada [ $m^2$ ]
B	Parámetro del intercambiador de calor
$C_H$	Constante de empaque para evaluar la retención del líquido
$C_{Lo}$	Constante de empaque para evaluar el punto de carga
$C_p$	Calor específico [kJ/kg K]
$C_{p''}$	Constante de empaque para evaluar la caída de presión
D	Diámetro de la columna [m]
$D_{AB}$	Difusividad de A en B [ $m^2/s$ ]
$d_p$	Diámetro de partícula [m]
Fr	Número de Froude
$F_p$	Factor de empaque
g	Gravedad [ $m/s^2$ ]
G	Flujo másico de gas [kg/s]
$G'$	Densidad de flujo másico "Flux" de aire [kg/ s $m^2$ ]
$h_L$	Retención total del líquido
$h_{Lo}$	Retención del líquido en el punto de carga
H	Altura de una unidad de transferencia [m]
$H_O$	Altura total de una unidad de transferencia [m]
$H'$	Constante de Henry [atm]

$k_{G,L}$	Coeficiente de transferencia de masa en fase gaseosa ó líquida [ $\text{kmol}/\text{sm}^2$ ]
$K_{G,L}$	Coeficiente global de transferencia de masa en fase gaseosa ó líquida [ $\text{kmol}/\text{sm}^2$ ]
$L$	Flujo másico del líquido [ $\text{kg}/\text{s}$ ]
$L'$	Densidad de flujo másico “Flux” de agua [ $\text{kg}/\text{sm}^2$ ]
$L_s$	Longitud de los tubos en el intercambiador de calor [ $\text{m}$ ]
$m$	Pendiente de la curva de equilibrio
$N$	Número de unidades de transferencia en la fase líquida o gas
$N_o$	Número total de unidades de transferencia en la fase líquida o gas
$N_A$	Velocidad de transferencia del soluto A en la interfase [ $\text{kmol}/\text{sm}^2$ ]
$N_d$	Número de deflectores en el intercambiador de calor
$N_p$	Número de pasos en el intercambiador de calor
$N_T$	Número de tubos en el intercambiador de calor
$P$	Presión total del sistema [ $\text{Pa}$ ]
$Re$	Número de Reynolds
$Sc$	Número de Schmidt
$T$	Temperatura [ $^{\circ}\text{C}$ ]
$U$	Coeficiente global de transferencia de calor [ $\text{J}/\text{m}^2\text{K s}$ ]
$u$	Velocidad lineal del gas o el líquido [ $\text{m}/\text{s}$ ]
$x$	Concentración del soluto en la fase líquida
$y$	Concentración del soluto en la fase gaseosa
$Z$	Altura empacada [ $\text{m}$ ]

**Letras Griegas:**

$\Delta P$	Caída de presión [ $\text{Pa}/\text{m}$ empacado]
------------	---

$\Delta T_{ml}$	Temperatura media logarítmica
$\phi$	Humedad relativa del aire
$\rho$	Densidad [kg/ m <sup>3</sup> ]
$\mu$	Viscosidad [Pa*s]
$k$	Conductividad térmica [W/K m]
$\sigma$	Tensión superficial [N/m]
$\lambda_0$	Calor latente de vaporización del agua
$\varepsilon$	Fracción de vacío

**Subíndices:**

G	Corriente de gas
i	Interfase
in	Inundación
L	Corriente líquida

## 1. INTRODUCCIÓN

Actualmente, las columnas empacadas tienen gran aplicación a escala laboratorio e industrial en operaciones de transferencia de masa y calor, donde se requiere el contacto directo entre las fases como las operaciones de absorción, humidificación, destilación y extracción líquido-líquido.

En la escuela de Ingeniería Química de la Universidad Industrial de Santander se cuenta con un equipo de absorción con un rango de aplicación tecnológica y pedagógico limitado debido a su uso con el pasar del tiempo, de allí nace la necesidad de diseñar nuevos equipos que le permitan al estudiante observar experimentalmente los distintos fenómenos de transporte desde dos áreas importantes como son la mecánica de fluidos y la transferencia de masa. Además desde el punto de vista educativo, Wankat y Oreovicz (2006) consideran que el uso de simuladores mezclados con diseño y habilidades en el laboratorio, pueden ser extremadamente motivantes porque los estudiantes pueden corroborar las teorías y sus capacidades en cuanto al diseño y análisis de procesos.

Por lo anterior el objetivo de este trabajo es el diseño de un equipo de absorción a escala laboratorio para concentraciones diluidas en el sistema aire-etanol-agua, el cual estará conformado por una columna de humidificación y otra de absorción, un intercambiador de calor y otros accesorios externos, donde se aplicaron conceptos de transferencia junto con otros, adquiridos en las diferentes asignaturas del pensum de pregrado en ingeniería química.

El diseño de torres empacadas está basado en la determinación de ciertos parámetros de selección como son las condiciones de operación (temperatura, presión, flujo de gas o líquido), el disolvente, el empaque, el modelo de transferencia de masa e hidrodinámico y los accesorios internos de la columna

como distribuidores y soportes de empaque. A continuación se realiza una descripción de cada parámetro.

Para la selección del disolvente se debe tener en cuenta la naturaleza de la sustancias a trabajar y su costo. Generalmente se emplea agua cuando el soluto está en estado gaseoso puesto que estos son gases bastante solubles en ella, aceites para los hidrocarburos ligeros y disolventes químicos especiales para los gases ácidos ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ).

La elección del empaque a utilizar depende de la caída de presión a operar. Según Kister (1992), se deben considerar en la selección el área superficial específica, la distribución uniforme del área superficial, la geometría que promueva la turbulencia, la baja retención estática, la máxima superficie humectable, la alta fracción de vacío, la baja fricción, la baja resistencia y la distribución uniforme del flujo a través del lecho, la fácil separación de las fases, la capacidad para manejar varias cargas de líquido y gas, la resistencia a la deformación mecánica y al rompimiento, la inercia química frente a las sustancias de trabajo, la resistencia térmica, el peso liviano y el menor costo. También se puede aplicar el concepto de eficiencia para el empaque HTPE (Perry, 2008), la cual es función del factor del empaque.

Billet (2005), brinda un enfoque sobre el diseño y selección de los tipos de distribuidores de acuerdo a la velocidad del líquido (Ver tabla 1). También se pueden referenciar teniendo en cuenta las especificaciones del fabricante como el punto de carga, el diseño hidráulico, la calidad de distribución, el tipo de servicio, los rangos de operación, el tipo y tamaño del empaque y la caída de presión (Kevin, 2012). Los soportes de empaque y otros constituyentes internos están sujetos a las condiciones de operación, las necesidades del proceso y el tipo de empaque (Strigle, 1994; Branan, 1998).

**Tabla 1.** Rangos de velocidad para empaques y distribuidores

Carga del líquido $u_L$ [m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h]	Tipo de distribuidor	Líquido por punto de alimentación 10 <sup>3</sup> [m <sup>3</sup> /h]
5- Grande	Tubo o caja	> 20
1-Medio	Plato perforado o caja	> 10
0,5 Muy grande	Ranura perfilada	> 2
0,5 -10	Capilar	0,05-0,5

Fuente: Principios y aplicaciones modernas de operaciones de transferencia de masa (Benítez, 2005)

El estudio de la hidrodinámica de torres empacadas ha sido tratado por varios autores, los cuales han desarrollado un gran número de correlaciones para determinar cada una de las propiedades, de acuerdo a los modelos de partícula o canal planteados para flujo de dos fases (Siegler, 2003). En la cuadro 1 del anexo A, se hace un resumen de las principales correlaciones utilizadas junto con sus restricciones.

### Transferencia de masa en sistemas diluidos

En las operaciones donde están en contacto dos fases, la velocidad con la cual el soluto se transfiere de una a otra fase depende de los coeficientes de transferencia de masa y del gradiente de concentraciones en la interfase como se observa en la figura 1. Por consiguiente, se puede expresar como:

$$N_A = k_G(y - y_i) = k_L(x - x_i) \quad (1)$$

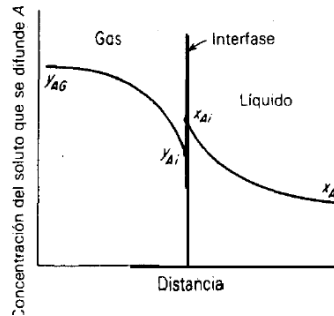
Donde,

$N_A$  = Flux de transferencia del soluto A,

$k_G$  y  $k_L$  = los coeficientes de transferencia de masa,

$x$ - $y$  = Fracciones molares del soluto en las fase líquida y gas en el cuerpo del fluido

$x_i - y_i$  = Fracciones molares del soluto en la fase líquida y gas en la interfase.



**Figura 1.** Gradientes de concentración cerca de la interfase gas-líquido  
Fuente: Operaciones de transferencia de masa (Treybal, 1967. p 121)

El gradiente en la interfase está relacionado con la desviación en el equilibrio del sistema. Cuando el equilibrio puede describirse como una línea recta, la velocidad de transferencia se expresa en función de las concentraciones globales y las de equilibrio.

$$N_A = K_G(y - y^*) = K_L(x - x^*) \quad (2)$$

En la anterior ecuación,

$K_{G,L}$  = Coeficientes globales para la fase gaseosa o líquida respectivamente,

$x^* - y^*$  = Fracciones molares del soluto en equilibrio para cada fase

Al combinar las ecuaciones (1) y (2) se obtiene:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_L} \left( \frac{y_i - y^*}{x_i - x} \right) \quad (3)$$

Si el equilibrio de fases es ideal, por ejemplo en sistemas diluidos, entonces la curva de equilibrio es una línea recta, que puede escribirse en función de la ley de Henry. La expresión (3) se puede describir como:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \quad (4)$$

Donde  $m$  tiene en cuenta tanto la constante de Henry como la presión total del sistema:

$$m = \frac{H'}{P} \quad (5)$$

En el diseño de torres empacadas se utilizan los coeficientes globales de transferencia, la altura equivalente de una unidad de transferencia (HTU), el número de unidades transferencia (NTU) y la altura equivalente a un plato teórico (HETP) para determinar la altura y eficiencia de la columna.

La altura equivalente de una unidad de transferencia está relacionada por los coeficientes de transferencia y las velocidades de flujo en cada fase e indica la altura para realizar una separación de dificultad normal (Perry, 2008). Puede expresarse como:

$$H_{OG} = G/K_G a_h \quad (6)$$

$$H_{OL} = L/K_L a_h \quad (7)$$

El número de unidades de transferencia se relaciona con el número de etapas teóricas para realizar la separación en un equipo de transferencia por etapas (columnas de platos). Según el método de Colburn, se puede expresar como:

$$N_{OG} \equiv \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{*M}}{(1-y)(1-y^*)} dy \quad (8)$$

Donde:

$$(1-y)_{*M} = \frac{(1-y^*) - (1-y)}{\ln \frac{1-y^*}{1-y}} \quad (9)$$

Para soluciones diluidas y usando el método mencionado se puede obtener por la expresión:

$$N_{OG} \equiv \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(1-y)(1-y^*)} \approx = \frac{\ln \left[ \frac{y_1 - mx_2 \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}}{y_2 - mx_2 \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}} \right]}{1 - 1/A} \quad (10)$$

De la ecuación (10), A es el factor de absorción y está dado por la relación:

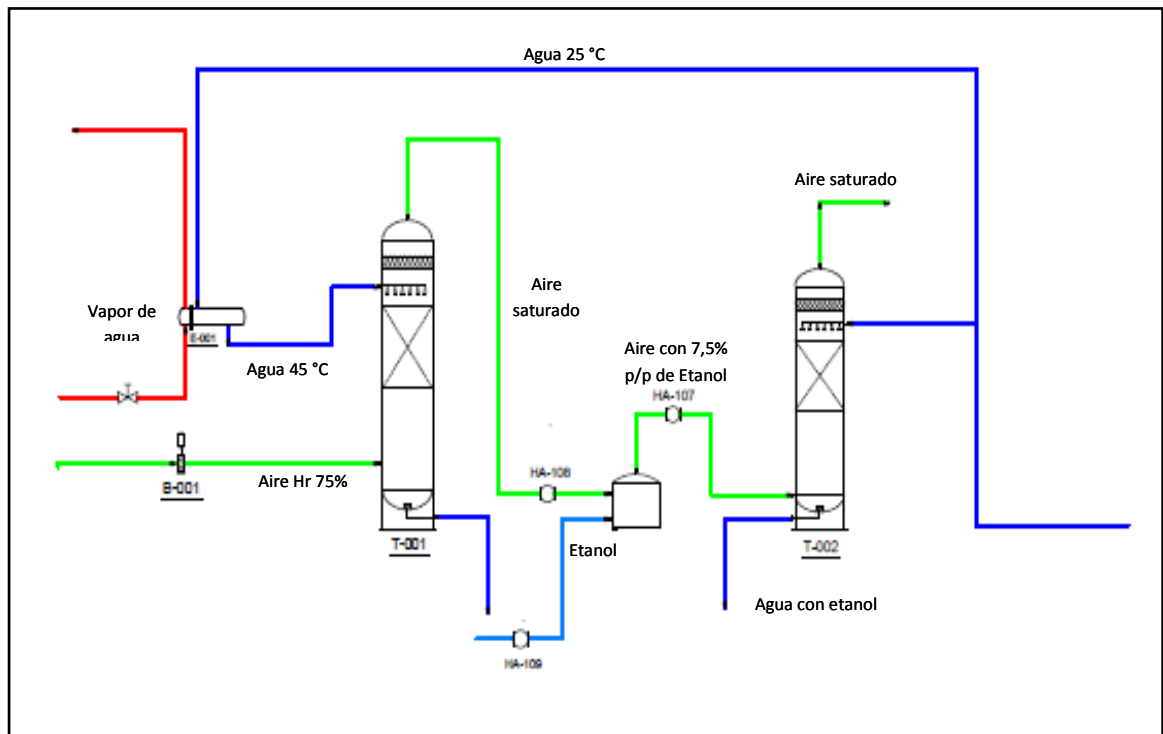
$$A = \frac{L'}{G'm_o} \quad (11)$$

Por consiguiente, la altura total del empaque requerido se puede definir por:

$$Z = H_{OG} N_{OG} \quad (12)$$

De acuerdo al tipo de empaque o de la operación Perry y Benítez describen una serie de correlaciones que se pueden aplicar, ya sea para hallar los coeficientes de transferencia o, las alturas equivalentes por unidad de transferencia, las cuales se presentan en el anexo B.

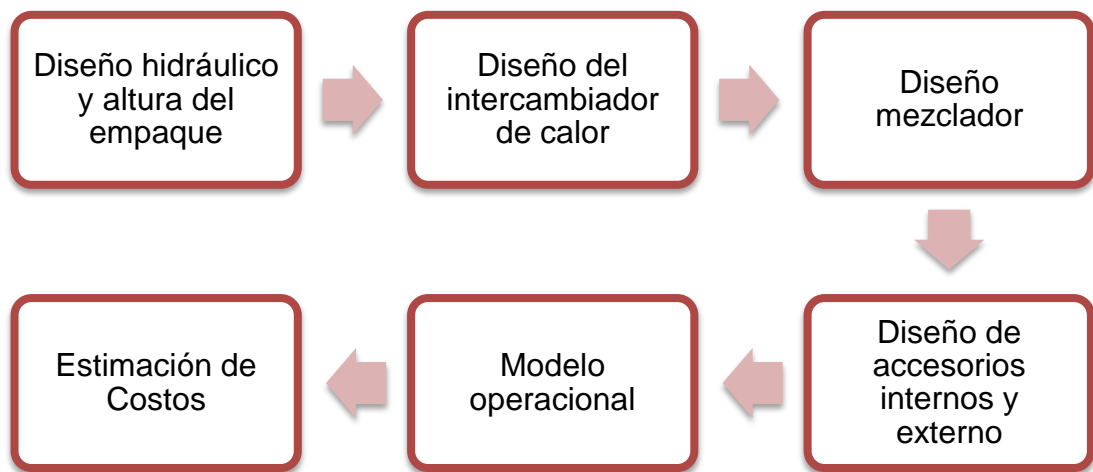
La configuración del equipo diseñado en este estudio está dada por una columna de saturación donde entra una corriente de aire húmedo impulsado por un ventilador y otra corriente de agua proveniente del intercambiador de calor. Luego de saturarse el aire, se lleva a un tanque de mezclado para evaporar el etanol, empleando una chaqueta. Después el aire con una concentración pequeña de etanol pasa a la torre de absorción donde se realiza la separación del soluto por una corriente de agua, como se muestra en la figura 2.



**Figura 2.** Esquema de la configuración del equipo de laboratorio

## 2. METODOLOGIA

Para el diseño y el análisis del sistema se siguieron unos pasos básicos para equipos de este tipo, como el diseño hidráulico, determinación de la altura de la zona empacada, selección de accesorios internos, diseño del intercambiador de calor y los accesorios externos del equipo, como: válvulas, bombas, ventiladores, tubería e instrumentación. Por último en base a los materiales de instrumentación y control se define el modelo operacional y se realiza un análisis de costos.



**Figura 3.** Diagrama de flujo de las etapas del proyecto

### 2.1 Diseño Hidráulico y Cálculo de la Altura Empacada

Asumiendo la similitud de los sistemas tratados (sistema de saturación del aire y sistema de absorción), se inició definiendo las variables de diseño para cada operación como el flujo de aire, la concentración a separar (etanol) en la fase gas, la temperatura y presión de operación.

#### 2.1.1 Determinación del empaque

Para cada sistema se eligió un tipo de empaque específico, los cuales fueron: Sillas Berl en material de cerámica para la torre de saturación, esto debido a la ayuda que este tipo de empaque brinda en los procesos de transferencia entre

el aire y el agua, y anillos Pall en el caso de la torre de absorción ya que favorecen la transferencia de masa entre flujos a contra corriente. Otros criterios usados para la selección de este empaque fueron: el peso, área de contacto, costo y facilidad de adquisición.

### **2.1.2 Determinación del diámetro y otras propiedades hidráulicas**

Posteriormente se procedió a la determinación del diámetro de la torre de absorción y humidificación donde se emplearon las expresiones de la carta generalizada para condiciones de inundación (GPDC, Anexo A), al obtener una velocidad de inundación, se utiliza la ecuación (13) para hallar el diámetro:

$$D = \left( \frac{4Q_G}{f v_{inu} \pi} \right)^{0,5} \quad (13)$$

Otro parámetro importante a considerar es la fracción de inundación que usualmente toma valores entre 0,6 y 0,8 (Perry, 2008). Para nuestro caso se tomó 0,7 por ser un valor intermedio.

Por otra parte, para la caída de presión se empleó la correlación de Kister y Gill (Anexo A), la cual depende únicamente del factor de empaque y presenta un error del 15,6% comparada con las de otros autores, de acuerdo al estudio realizado por Jisgler (2003).

Para el cálculo de las demás propiedades hidráulicas, se eligieron las expresiones en base al estudio realizado por Jisgler (2003) donde se determinó la desviación estándar y su aplicabilidad para empaques aleatorios según cada modelo.

### **2.1.3 Determinación de la altura empacada**

En el diseño de la torre de saturación se tuvo en cuenta que el valor del mínimo flujo de gas fuera menor que el flujo de gas en la entrada de la torre de absorción

a través de un método iterativo mostrado en el Anexo C. Luego se calculó el flujo de líquido, partiendo de la relación de flujo mínimo de gas  $G/G_{\min} = 1,5$ .

Por otra parte, para la selección del modelo de transferencia a utilizar en esta torre se tiene presente el tipo de empaque, en este caso Sillas Berl (13 mm). Como existen diferentes expresiones para la determinación de los coeficientes de transferencia, se decidió utilizar la correlación presentada por Sherwood (Anexo B, ecuación 14) para  $H_G$ , porque las condiciones de diseño de los flujos de entrada cumplían los requisitos impuestos para el uso de esta expresión, a diferencia de otras, donde se fueron descartando por no cumplir con las restricciones preestablecidas para cada correlación. Realizamos un estudio comparativo con varios modelos donde se demostró que para éste tipo de empaque, la altura por unidad de transferencia presenta variaciones muy pequeñas del orden de  $10^{-4}$ .

$$H_G = \left( \frac{0.226}{f_p} \right) \left( \frac{N_{Sc}}{0.660} \right)^b \left( \frac{L'}{6.782} \right)^{-0.5} \left( \frac{G'}{6.78} \right)^{0.35} \quad (14)$$

La altura de transferencia  $N_G$  se determino por el método de integración Simpson 1/3 para solucionar la ecuación (15) y, de acuerdo a la teoría de torres de enfriamiento utilizada por Treybal (1967). Seguidamente, con estos parámetros se procedió a calcular  $N_G$  y finalmente la altura empacada de la torre.

$$N_G = \frac{1}{2} \ln \left( \frac{1 - y_2}{1 - y_1} \right) + \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i} \quad (15)$$

Para la cual  $y_i$  es función lineal de  $y$ , la cual forma una recta con pendiente  $m_i$  (ver ecuación 16, 17). El valor de  $H_L$  se obtiene con la ecuación de Sherwood (Anexo B).

$$H_L = a_L \left( \frac{L}{\mu_L} \right)^n N_{Sc,L}^{0.5} \quad (16)$$

$$m_i = -\frac{L H_G}{G H_L} \quad (17)$$

El equipo de absorción está basado en un sistema diluido donde se preestablece la concentración de etanol a la entrada del gas en 7,5% p/p, luego se consideró la relación entre el flujo de líquido y gas óptimo para este tipo de sistemas que viene dada por el factor de absorción (A) y por la pendiente en la curva de operación.

Para algunos sistemas esta pendiente se calcula en base a la constante de Henry (Perry, et al., 2008), la cual tiene un valor de 0,293 atm (sistemas etanol-agua); el factor de absorción de acuerdo a la literatura tiene un valor entre 1,25 y 2 (Treybal, 1967). En este estudio se tomó una relación de 1,9.

En sistemas diluidos se manejan coeficientes globales de transferencia de masa ( $K_{ya_h}$ ), se emplearon las expresiones de coeficientes locales  $k_y$  y  $k_x$ , dados por Benítez (2009, ecuaciones 18 y 19). Reemplazando luego en la ecuación (4) se obtiene  $K_{ya_h}$  y por ende  $H_{OG}$  con la ecuación (6). Para el cálculo de  $N_{OG}$  se usa la ecuación (10) reemplazando según las condiciones de entrada previamente establecidas, finalmente se halla Z con la expresión (12).

$$k_L = 0.757 C_L \left[ \frac{D_L a_p v_L}{\varepsilon h_L} \right]^{0.5} \quad (18)$$

$$k_y = 0.1304 C_V \frac{D_G P}{RT} \frac{a_p}{[\varepsilon(\varepsilon - h_L)]^{0.5}} \left[ \frac{Re_G}{K_W} \right]^{\frac{3}{4}} Sc_G^{\frac{2}{3}} \quad (19)$$

## 2.2 Diseño del Intercambiador de Calor

En el diseño del intercambiador de calor se utilizó un método iterativo (Anexo E) basado en la diferencia media logarítmica (LMTD), junto con otras ecuaciones que relacionan las caídas de presión interna y externa (Pysmennyy, et al., 2007):

$$Q = UA_s \Delta T_{ml} \quad (16)$$

Se definen las variables para el cálculo del intercambiador (Ver tabla 2) junto con las propiedades físicas de las corrientes ( $\mu$ ,  $\rho$ ,  $k$  y  $C_p$ ).

**Tabla 2.** Condiciones de operación para el intercambiador de calor

Variable	Vapor	Líquido
Flujo [kg/h]	40	43.2
Temperatura entrada [°C]	171.8	25
Temperatura salida [°C]	----	45
Tubos	Acero al carbón ¾ " BWG 15	
Número de Pasos	1	
Área supuesta [m <sup>2</sup> ]	100	

### 2.3 Diseño del Mezclador

El tanque que se seleccionó para la mezcla de etanol – aire, presente un sistema de calentamiento, diseñado basándose en el mismo método del intercambiador de calor. En este tanque de mezcla, el flujo de gas viene en las mismas condiciones con las que sale de la torre de humidificación. Por su parte, la corriente de etanol estará a condiciones ambiente. El calentamiento se realiza con un flujo de vapor proveniente de la caldera del laboratorio de procesos, a las mismas condiciones de temperatura y flujo descritos para el intercambiador de calor. Fue necesario incluir un medidor de nivel para garantizar la eficiencia del proceso, debido a que el diseño se realizó teniendo como parámetro un 50% de llenado para evitar cambios en la presión del sistema.

### 2.4 Diseño de los Accesorios Internos y Externos

Los criterios de selección para los accesorios internos están basados en especificaciones de diseños dadas por el proveedor Sulzer (2012), Kevin (2012) y

por la literatura (Palacios, (2005) y Perry, (2008)) así como por las condiciones de operación como velocidad de líquido, geometría y material del empaque y material de los accesorios que provocaran corrosión.

La determinación de la potencia estática del ventilador (APE) y la potencia del motor (BHP) se realizó a partir del flujo volumétrico de aire a la entrada de la columna de humidificación y la presión estática ( $P_s$ ), las cuales están relacionadas por las siguientes expresiones:

$$APE = \frac{Q_G \cdot P_s}{6356} \quad (20)$$

$$\eta = \frac{APE}{BHP} \quad (21)$$

## **2.5 Método operacional**

Se tuvieron en cuenta la instrumentación y control para uso del equipo, donde se definieron cada uno de ellos y se planteo una guía en base al objetivo de la práctica y las características del sistema (Anexo E).

## **2.6 Estimación de costos**

Se realizó una estimación de costos de los equipos y accesorios en base a precios dados por fabricantes.

### 3. ANÁLISIS DE RESULTADOS

#### 3.1 Diseño de la Columna de Humidificación

En la tabla 3 se muestran las condiciones de operación para la torre de saturación. La presión para del sistema se controlará con un ventilador, el cual fue calculado teniendo en cuenta la presión manométrica de Bucaramanga (1200 msnm), que es aproximadamente 87211,2 Pa (relativos), y la humedad relativa del aire que varía entre un 70-88%. Para el dimensionamiento del equipo se tomo un valor del 75%.

La determinación de las propiedades como la densidad, la difusividad, la viscosidad y la conductividad térmica se obtuvieron del Manual del Ingeniero Químico (Perry, 2008), las cuales se aplican para sustancias puras y mezclas.

**Tabla 3.** Condiciones de operación en la columna de humidificación

Variable	Valor
P	101325
$L_1$	0,012
$\phi$	0,75
$Y'_1$	0,017
$H'_1$	70,08
$T_{L1}$	25
$T_{L2}$	45
$T_{G1}$	27

Para estas variables de diseño se encontró un  $G_{\min}$  aproximadamente 0.018 kg/s, obteniendo finalmente un flujo de gas G de aproximadamente 0,027 kg/s. A partir de las características del empaque (tabla 4) se obtiene un diámetro interno de la columna de 0,16 m.

Con base al modelo de transferencia para torres de enfriamiento (Treybal, 1967) y las características del empaque se obtuvo una altura de aproximadamente 1,49 m.

**Tabla 4.** Variables de diseño calculadas en la columna de humidificación

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>
G <sub>1</sub>	0,03
<b>D</b>	<b>0,16</b>
H <sub>G</sub>	0,89
N <sub>G</sub>	1,68
<b>Z</b>	<b>1,49</b>

Los valores de las propiedades hidrodinámicas se dan a continuación en la tabla 5, donde se observa que la retención del líquido da un valor pequeño debido a que la velocidad superficial del líquido a la entrada de la torre también es pequeña. De acuerdo a Benítez (2009) esto podría generar una disminución en la eficiencia de transferencia del empaque, porque decrece la fracción de vacío del empaque  $\varepsilon_N = \varepsilon_I - h_L = 0,64$ , de acá se infiere que  $\varepsilon$  no presenta ningún cambio significativo que impida la irrigación del empaque. A partir de las condiciones de inundación se determinaron los puntos de máximos y mínimos de operación, donde el flujo de diseño estimado se encuentra en este rango.

**Tabla 5.** Variables del diseño hidráulico en la columna de humidificación

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>
$\Delta P_{in}$	4353,25
$\Delta P$	13,26
$h_L$	$5,48 \times 10^{-2}$
$a_h$	16,16
$Re_L$	1,14
$Re_G$	710,31
$Fr_L$	$1,78 \times 10^{-5}$

### 3.2 Diseño de la Columna de Absorción

Para el diseño se consideró el modelo planteado para sistemas diluidos, teniendo en cuenta las variables de operación y las características del empaque seleccionado (Ver tabla 6).

**Tabla 6.** Condiciones de operación para la columna de absorción

Variable	Valor
P	101325
T	25
$Y_1$	0,075
$X_2$	0
G	0,03
A	1,9
$H'$	0,29

La determinación de la altura empacada se determinó a partir de los coeficientes globales, obteniendo un diámetro de 12 cm y una altura empacada de 1,24 m aproximadamente (Ver tabla 7).

**Tabla 7.** Variables de diseño calculadas para la columna de absorción

Variable	Valor
$G_2$	0,031
$L_2$	0,017
$L_1$	0,019
$y_2$	0,0075
<b>D</b>	<b>0,12</b>
$K_{yOG}$	0,31
$H_{OG}$	0,33
$N_{OG}$	3,51
<b>Z</b>	<b>1,24</b>

De las propiedades hidrodinámicas (Ver tabla 8) para la torre de absorción se puede inferir que la retención del líquido afecta la fracción de vacío del empaque  $\varepsilon_N = \varepsilon_I - h_L = 0,87$ , aunque se determinó que no varía considerablemente. La

caída de presión de inundación es pequeña y permanece dentro de los rangos comparados con otras torres de similar tamaño.

**Tabla 8.** Variables del diseño hidrodinámico torre de absorción

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>
$\Delta P_{in}$	1552,10
$\Delta P$	971,65
$h_L$	0,02
$a_h$	69,81
$Re_L$	11,33
$Re_G$	3620,89
$Fr_L$	$5,77 \times 10^{-5}$

### 3.3 Diseño del Intercambiador de Tubo y Carcasa

Para los parámetros de diseño del intercambiador mencionados anteriormente, se obtuvo un intercambiador de 1 tubos con una longitud de 0,20 m y un diámetro de 2 cm. (Ver tabla 9)

**Tabla 9.** Variables del diseño intercambiador de calor

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>
$N_p$	1
$N_T$	1
$L$	0,2
$D_s$	0,02
$B$	0,05
$N_d$	2,95

### 3.4 Diseño de Mezclador

Se seleccionó un tanque con chaqueta de calentamiento, para favorecer el intercambio de calor. De acuerdo con los cálculos realizados, las dimensiones son las siguientes: un diámetro de 37 cm y una altura de 44,5 cm al cual se le transferirán una cantidad de calor de aproximadamente 3500 kJ/h.

### **3.5 Dimensionamiento del Ventilador**

Para la determinación de la potencia del ventilador, se emplearon las ecuaciones (17) y (18), tomando un caudal de  $84,74 \text{ m}^3/\text{h}$  y una caída de presión estática de  $12,56 \text{ in H}_2\text{O}$  (correspondiente a la diferencia entre la presión de entrada y salida de las aspas), permitiendo un cálculo de  $28,9 \text{ W}$  y una potencia del motor  $96,3 \text{ W}$  con una eficiencia del 30%. El ventilador provisto por el fabricante tendrá una capacidad de  $21 \text{ in H}_2\text{O}$  y una potencia de  $73 \text{ W}$  para un flujo de  $650 \text{ L}/\text{min}$ .

Los datos obtenidos se simularon con Hysys Versión 7.3 donde se corroboró la operatividad del sistema teniendo presente las especificaciones de diseño. En el anexo D se colocan las tablas de resultados dadas por el simulador para cada corriente.

### **3.6 Selección de los Accesorios Internos**

La envoltura de la torres estará hecha de acero inoxidable AISI 304 teniendo en cuenta la naturaleza química de las sustancias. Los distribuidores de líquido serán de tipo orificio por evitar un rocío fino en la corriente de gas, se dispondrán a una distancia de  $10 \text{ cm}$  por encima del empaque. Se utilizaran eliminadores de niebla para evitar la formación de rocío a la salida del gas. Los soportes de empaque serán del tipo rejilla porque son los más empleados para empaques al azar.

### **3.7 Método operacional**

El sistema de control e instrumentación será dado por la empresa Lanzetta Rengifo y Cia Ltda, descrito a continuación:

#### *Rotámetro RZ-32461-38 Marca Cole Parmer*

Permite variar flujos de agua en un rango de 100 -1500 mL/min, a una temperatura máxima de 65°C y presión máxima de 100 psi. Se emplearan para las corrientes de agua de entrada a las torres de saturación y absorción.

#### *Rotámetro RZ-32445-23 Marca Cole-Parmer*

Tiene un rango de 200 a 2200 LPM, para unas condiciones máximas de temperatura de 65°C y presión 114,7 psi. Este se utilizará en la corriente de aire a la entra del humidificador.

#### *Manómetros Case A 111.111 Marca FR3*

Se usará para medir la presión en la torre de absorción y humidificación en un rango de 0-30 psi, con una temperatura de trabajo de 0 a 150 °C.

#### *Transmisor de humedad y temperatura THDW1C Marca Autonics*

Para controlar la saturación del aire y medir temperatura en la corriente de salida de la torre de humidificación. Con un rango de humedad de 0-99,9% y temperatura de trabajo de -19,9 a 60°C.

### **3.8 Estimación de Costos**

Los costos del equipo se calcularon en base a estimaciones hechas para otras torres empacadas (Amtrol, Sulzer y Kevin), debido a que en Colombia no se encuentran proveedores directos para este tipo de equipos.

**Tabla 10.** Costo estimativo de los equipos y accesorios externos

<b>Equipo</b>	<b>Costo</b>
Carcasa en acero inoxidable 304 (20 x 170 cm)	\$ 1.826.165
Carcasa en acero inoxidable 304 (16 x 140 cm)	\$ 1.635.238
Empaque Sillas Berl (13 mm por m <sup>3</sup> )	\$ 178.808
Empaque Anillos Pall (25 mm por m <sup>3</sup> )	\$ 285.736
Mezclador (38 x 45 cm)	\$ 475.629
Intercambiador de Calor	\$ 2.950.332
Ventilador	\$ 966.600
Sistema de control e instrumentación	\$ 1.997.530
<b>TOTAL</b>	<b>\$ 10.316.038</b>

## CONCLUSIONES

Se diseñó un sistema de absorción a escala laboratorio, que cumple con el propósito de brindar apoyo pedagógico a las asignaturas de la Escuela de Ingeniería Química, en las cuales se enseñen temas de transferencia de masa y energía.

El dispositivo está conformado por una torre de humidificación a escala laboratorio, con carcasa de acero inoxidable de 1,70 m de alto y un diámetro de 0,20 m. Para un flujo de agua de 0,012 kg/s que entra a 45°C y sale a 25°C. El aire sale completamente saturado, pasa a un tanque de mezclado de 0,38 m de diámetro y 0,45 m de altura, donde sale con una concentración de 7,5% p/p de etanol. La corriente de aire-etanol entra a la columna de absorción, con carcasa de acero inoxidable de 1,40 m de altura y un diámetro de 0,16 m.

El dimensionamiento de los equipos cumple con la simulación realizada en Hysys, lo cual nos permite suponer que las correlaciones usadas son correctas para el rango de trabajo del sistema y fueron aplicadas correctamente en el ejercicio de cálculo de variables de proceso.

En la estimación de costos del equipo de absorción de gases se ajustó a un valor total de \$10.316.038, el cual está sujeto a cambios porque no incluye costos de instalación e importación, los cuales dependen del fabricante. Teniendo en cuenta la funcionalidad del equipo dentro del laboratorio, el costo no tiene un valor muy alto.

## RECOMENDACIONES

- Se sugiere para futuros estudios la viabilidad de emplear empaques estructurados, con el fin de realizar comparaciones entre las eficiencias para el sistema aire-agua-etanol
- Diseñar un sistema de recirculación de agua a la salida de la torre de humidificación, para reutilizar solvente en el intercambiador de calor.
- Estudiar el posible uso de nuevas sustancias como amoníaco u otros alcoholes, a los cuales se les pueda aplicar la ley de Henry, para observar el efecto de la transferencia de masa.

## BIBLIOGRAFIA

BENITEZ, Jaime. Principios y aplicaciones modernas de operaciones de transferencia de masa. 2 ed. Editorial Wiley, 2009. p. 219-236 y 298-300.

BILLET, Reinhard y SCHULTES, M. Chemical engineers technology, 1991. 14, 89-95

BILLET, Reinhard. Packed towers in processing and environmental technology. Editorial VCH. 1993. 5 p 119-140, 10 p

BRANAN, C.R. Rules of thumb for chemical engineers: a manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems. 2 ed. Editorial Gulf Publishing Co. Houston. 1998.

COUPER, James R., PENNEY, Roy W, et al. Chemical Process equipment. 2 ed. Editorial GPP. 2004. 13 p 469-474

KEVIN Chemical Process Products. Packed tower systems.  
<http://www.kevincpp.com/>

KISTER, Henry Z. Distillation design. Editorial McGraw-Hill. 1992. 8 p. 421- 441

PALACIOS, Luz Amparo, TAPIAS, Heberto, SALDARRIAGA, Carlos. Métodos y algoritmos de diseño en ingeniería química. 1 ed. Editorial Universidad de Antioquia, 2005. p 71-72

PERRY Robert H., et al. Perry's engineers handbook. 8 ed. Editorial McGraw-Hill, 2008. 2 p 14 p. 9, 63

PYSMENYY, Yevgen, POLUPAN, Georgiy, MARISCAL, Ignacio, y SANCHEZ, Florencio. Manual para el cálculo de intercambiadores de calor y bancos de tubos aletados. Editorial Reverté. 2007. 3 p. 31-67

SIEGLER, Héctor Jr. Diseño de un módulo para el dimensionamiento hidráulico de torres empacadas. Universidad Nacional de Colombia, 2003. p 1-12, 15-56.

STRIGLE, R.F. Packed Tower Design and Applications: Random and Structured Packings. 2 ed. Editorial Gulf Publishing Co. Houston. 1994.

SULZER Ltda, <http://www.sulzer.com/>.

TREYBAL, Robert E. Operaciones de transferencia de masa. 2 ed. Editorial McGraw-Hill, 1967.

WANK, Phillip C. y OREOVICZ, Frank S. Teaching engineering. Purdue University, 1992.

## ANEXO A

**Cuadro 1.** Correlaciones de las propiedades hidráulicas en torres empacadas

Propiedad	Autor		Correlación	Restricciones		
<b>Punto de Inundación</b>	<b>Sherwood y Piché</b>		$Y = \frac{u_{G,in}^2 a_p \rho_G \mu_L^{0.2}}{g \varepsilon^3 \rho_L}$	$\log(Y) = -[0.2866(\log(X))^2 + 1.0997(\log(X)) + 1.6784]$	$0.01 \leq X \leq 200$ (21)	
	<b>Lobo y Piché</b>		$Y = \frac{u_{G,in}^2 F_p \rho_G \mu_L^{0.2}}{g \rho_L}$	$\log(Y) = -[0.252(\log(X))^2 + 1.0401(\log(X)) + 1.732]$	$0.01 \leq X \leq 8$ (21)	
	<b>Sawistowski</b>		$Y = \frac{G^2 F_p \mu_L^{0.2} \psi^2}{\rho_G \rho_L g c}$	$\log(Y) = -[0.270(\log(X))^2 + 1.076(\log(X)) + 1.705]$	$0.03 \leq X \leq 6$ (22) – (23)	
	<b>Eckert</b>	$X$		$\log(Y) = -[0.289(\log(X))^2 + 1.081(\log(X)) + 1.682]$		
	<b>Leva</b>	$= \frac{L'}{V'} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}}$		$Y = \frac{a_L \rho_G u_{G,in}^2 F_p f(\rho_L)}{g}$	$\log(Y) = -[0.290(\log(X))^2 + 1.075(\log(X)) + 1.636]$	$0.01 \leq X \leq 10$ $700 \leq \rho_L \leq 1400$ $0.2 \leq \mu_L \leq 1400 \text{ 20}$ (24)
	<b>GPCD</b>		$C_s = u_{G,in} \left[ \frac{\rho_G}{\rho_L} - \rho_G \right]^{1/2}$	$Y = F_p C_s^2 \mu_L^{0.1}$	$\log(Y) = -[0.11093(\log(X))^2 + 1.028(\log(X)) + 3.5021]$	$\mu_L = [Pa \cdot s]$ (25)
	<b>Zenz y Eckert</b>			$14.55 \left[ u_{G,in} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \sqrt{\frac{a_p}{\varepsilon^3}} \mu_L^{0.2} \right]^{1/3} + 10.43 \left[ u_L \sqrt{\frac{a_p}{\varepsilon^3}} \mu_L^{0.2} \right] = 18.9$	Existen otras correlaciones ajustadas por Takahashi y Miyahara. (26)	
	<b>Kister y Gill</b>			$\Delta P_{in} = 0.115 F_p \%ind$	$0.7 \leq \%ind \leq 0.8$ (27)	

Punto de Carga	Billet y Schultes	$u_{G,lo}^2 \frac{\rho_G}{\rho_L} = \left[ \frac{\varepsilon}{a_p^{1/16}} a_p^{1/2} \left( \frac{12u_L \mu_L}{g \rho_L} \right)^{1/3} \right] \left( \frac{12u_L \mu_L}{g \rho_L} \right)^{1/6} C_{Lo}^2 \left[ X \left( \frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0.4} \right]^{-n_{Lo}}$	$n_{Lo} = 0.652$ si $X < 0.4$ y $n_{Lo} = 1.446$ si $X \geq 0.04$ Ajuste 10% (28)
	Miyahara	$\left[ u_{G,lo}^2 \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \sqrt{\frac{a_p}{g \varepsilon^3} \mu_L^{0.2}} \right]^{1/2} + \left[ u_L \sqrt{\frac{a_p}{g \varepsilon^3} \mu_L^{0.2}} \right]^{1/2} = 0.547$	(29)
Retención del líquido	Buchanan	$h_o = 2.2 \left( \frac{Fr_L}{Re_L} \right) + 1.8 Fr_L^{0.5}$	(30)
	Mersman y Deixler	$h_L = \frac{1}{12\varepsilon} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L} \right)^{1/6} (u_L a_p)^{0.5}$	$0.15 \leq Re_L \leq 200$ $55 \leq a_p \leq 427$ $400 < \frac{\sigma}{\rho_L} \left( \frac{a_p}{\varepsilon} \right)^2 < 18300$ (31)
	Miyahara	$h_L = h_s + h_d + h_o$ $\frac{h_s}{Z} = 1.53 \times 10^{-4} d_p^{-1.2}$ $\frac{h_d}{Z} = 1.42 \times 10^{-5} \left( \frac{\mu_L}{\mu_W} \right)^{0.75} d_p^{-1.2}$ $\frac{h_o}{Z} = 4.11 \times 10^{-1} \left( \frac{Z}{d_p} \right)^{-0.35} C a_L^{0.8} M o_L^{-0.16} Fr_L$	(32)
	Billet	$h_L = \left[ \frac{12 Fr_L}{Re_L} \right]^{1/3} \left[ \frac{a_h}{a_p} \right]^{2/3} \text{ y } h_{Lo} = \sqrt[3]{\frac{12 a_p^2 \mu_L v_L}{g \rho_L} \left[ \frac{a_h}{a_p} \right]^{2/3}}$	(33)

Caída de Presión	Stichlmair y Fair	$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{\Delta P_o}{Z} \frac{1}{(1 - C_H h_L)^5}$	(34)
	Billet y Schultes	$\frac{\Delta P}{\Delta P_o} = \left( \frac{\varepsilon}{\varepsilon - h_L} \right)^{1.5} \exp\left(\frac{Re_L}{200}\right)$	(35)

**Nota:** Hay otros estudios realizados por Billet y Schultes, Elgin y Weiss, Stichlmair, Bravo y Rocha y Piche (Siegler,2003)

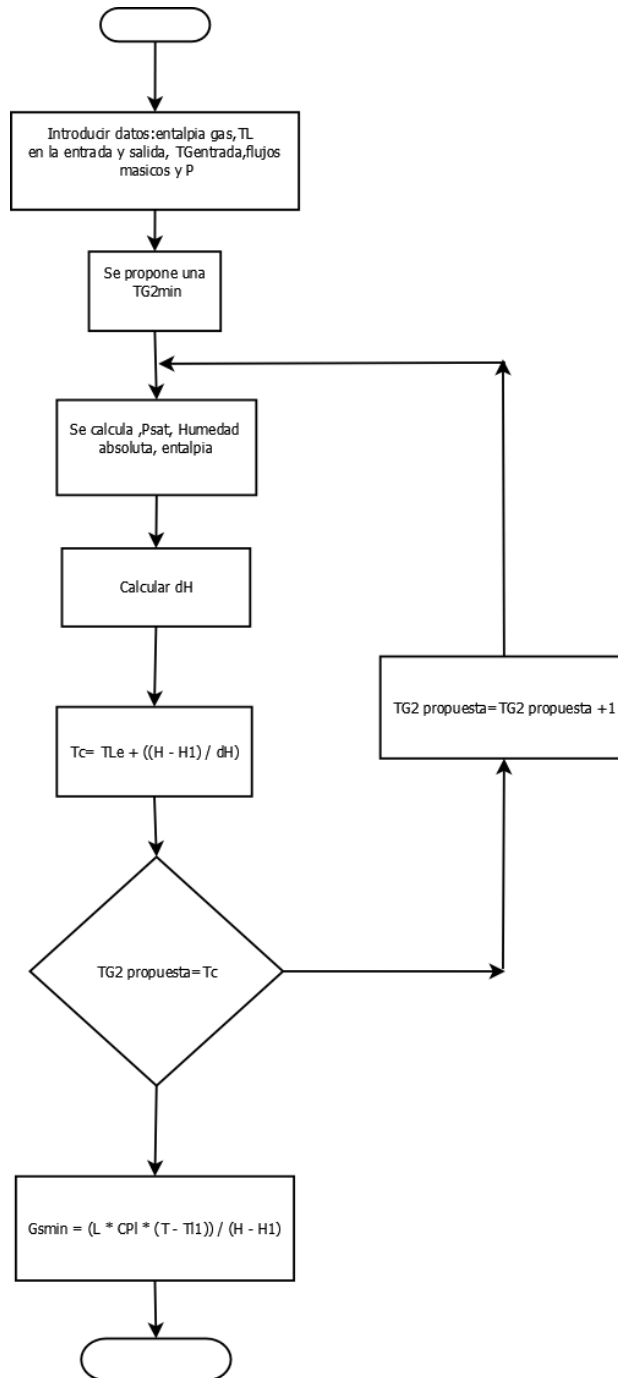
## ANEXO B

**Cuadro 2.** Coeficientes de transferencia para torres empacadas

Autor	Correlación	Comentarios
<b>Sherwood y Holloway</b>	$H_L = a_L \left(\frac{L}{\mu_L}\right)^n N_{Sc,L}^{0.5}, L = lb/hft^3$	Aplicada a absorción, para flujos en contracorriente. (36)
<b>Fellinger's</b>	$H_G = \frac{a_G G^b N_{Sc,G}^{0.5}}{L^c} = \frac{G_M}{\hat{k}_G a}$	En unidades del sistema inglés (37)
<b>Onda</b>	$\frac{k'_G RT}{a_p D_G} = A \left(\frac{G}{a_p \mu_G}\right)^{0.7} N_{sc,G}^{\frac{1}{3}} (a_p d'_p)^{-2}$  $k'_L \left(\frac{\rho_G}{\mu_L g}\right)^{\frac{1}{3}}$  $= 0.0051 \left(\frac{L}{a_w \mu_L}\right)^{\frac{2}{3}} N_{sc,L}^{\frac{1}{2}} (a_p d'_p)^{-0.4}$	Unidades en S.I. $4 < \frac{L}{a_w \mu_L} < 400$ $5 < \frac{G}{a_p \mu_G} < 1000$ Su desviación varía de $\pm 20$ -50% (38)
	$H_G = \frac{G}{k'_G a_e P M_G}, H_L = \frac{L}{k'_L a_e \mu_L}$	$M_G$ es el peso molecular del gas Se usa en correlaciones donde $N_{Ca,L} \times N_{Re,G}$ tienen valores bajos. (39)
	$H_G = \left(\frac{0.226}{f_p}\right) \left(\frac{N_{Sc}}{0.660}\right)^b \left(\frac{L'}{6.782}\right)^{-0.5} \left(\frac{G'}{6.78}\right)^{0.35}$	$0.678 < L' < 6.782$ $G' < 0.949$ Unidades S.I. $f_p$ en este caso es un coeficiente relativo de transferencia y sus valores se encuentran por tablas. (40)
<b>Billet y Schultes 1991</b>	$k_L = 0.757 C_L \left[\frac{D_L a_p v_L}{\varepsilon h_L}\right]^{0.5}$  $k_y = 0.1304 C_V \frac{D_G P}{RT} \frac{a_p}{[\varepsilon(\varepsilon - h_L)]^{0.5}} \left[\frac{Re_G}{K_W}\right]^{\frac{3}{4}} Sc_G^{\frac{2}{3}}$	$k_x = k_L c$ $c = \frac{\rho_L}{M_L}$ (41)


## ANEXO C

Diagrama de flujo para hallar  $G_{min}$




# ANEXO D

## WORBOOK HYSYS 7.3

	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: SIMULACION 2.2.HSC Unit Set: SI Date/Time: Fri Aug 03 19:12:28 2012				
<b>Workbook: Case (Main)</b>						
<b>Material Streams</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>						
11	Name	agua caliente	Aire Ambiente	3	4	5
12	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	45.00	27.00	32.12	23.40	25.00
14	Pressure (kPa)	101.0	101.3	101.3	101.3	101.3
15	Molar Flow (kgmole/h)	2.398	3.520	3.598	2.320	0.2413
16	Mass Flow (kg/h)	43.20	100.9	102.3	41.79	7.747
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	4.329e-002	0.1145	0.1159	4.188e-002	9.183e-003
18	Heat Flow (kJ/h)	-6.795e+005	-2.223e+004	-4.077e+004	-6.610e+005	-6.793e+004
19	Name	6	7	8	1	2
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
21	Temperature (C)	25.00	31.06	25.00	34.53	25.00
22	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
23	Molar Flow (kgmole/h)	3.696	3.146	3.087	3.637	2.398
24	Mass Flow (kg/h)	109.1	61.32	55.61	103.3	43.20
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1247	6.337e-002	5.572e-002	0.1171	4.329e-002
26	Heat Flow (kJ/h)	-6.400e+004	-8.936e+005	-8.794e+005	-4.984e+004	-6.832e+005
27	Name	12	9	11	10	14
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
29	Temperature (C)	25.00	25.00	171.5	133.6	25.00
30	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.2	101.0
31	Molar Flow (kgmole/h)	0.3392	5.485	2.775	2.775	2.398
32	Mass Flow (kg/h)	14.50	98.81	50.00	50.00	43.20
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.803e-002	9.901e-002	5.010e-002	5.010e-002	4.329e-002
34	Heat Flow (kJ/h)	-9.463e+004	-1.563e+006	-6.574e+005	-6.611e+005	-6.832e+005
35	Name	13				
36	Vapour Fraction	0.0000				
37	Temperature (C)	25.00				
38	Pressure (kPa)	101.7				
39	Molar Flow (kgmole/h)	5.485				
40	Mass Flow (kg/h)	98.81				
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	9.901e-002				
42	Heat Flow (kJ/h)	-1.563e+006				
<b>Compositions</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>						
45	Name	agua caliente	Aire Ambiente	3	4	5
46	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0263	0.0477	0.9998	0.4978
47	Comp Mole Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.5021
48	Comp Mole Frac (Air)	0.0000	0.9737	0.9523	0.0002	0.0001
49	Name	6	7	8	1	2
50	Comp Mole Frac (H2O)	0.0248	0.9474	1.0000	0.0543	1.0000
51	Comp Mole Frac (Ethanol)	0.0481	0.0524	0.0000	0.0035	0.0000
52	Comp Mole Frac (Air)	0.9271	0.0002	0.0000	0.9421	0.0000
53	Name	12	9	11	10	14
54	Comp Mole Frac (H2O)	0.1186	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
55	Comp Mole Frac (Ethanol)	0.8814	-0.0000	0.0000	0.0000	-0.0000
56	Comp Mole Frac (Air)	0.0000	-0.0000	0.0000	0.0000	-0.0000
57	Name	13				
58	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000				
59	Comp Mole Frac (Ethanol)	-0.0000				
60	Comp Mole Frac (Air)	-0.0000				
<b>Energy Streams</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>						
63	Name	Q-100				
64	Heat Flow (kJ/h)	3475				
Aspen Technology Inc. <span style="float: right;">Aspen HYSYS Version 7.3 (25.0.0.7336)</span> <span style="float: right;">Page 1 of 3</span>						


Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: SIMULACION 2.2.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Fri Aug 03 19:12:28 2012			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7	<b>Unit Ops</b>					
8						
9						
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	T-100	Absorber	agua caliente	4	No	2500.0
13			Aire Ambiente	3		
14	T-101	Absorber	8	7	No	2500.0
15			6	1		
16	V-100	Tank	3	5	No	500.0
17			12	6		
18			Q-100	Q-100		
19	TEE-100	Tee	9	2	No	500.0
20				8		
21	E-100	Heat Exchanger	14	agua caliente	No	500.0
22			11	10		
23	VLV-100	Valve	13	9	No	500.0
24	VLV-101	Valve	2	14	No	500.0
25	<b>Workbook: T-100 (COL1)</b>					
26						
27						
28	<b>Material Streams</b>					Fluid Pkg: All
29						
30	Name	agua caliente @COL1	Aire Ambiente @COL1	3 @COL1	4 @COL1	
31	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	
32	Temperature (C)	45.00	27.00	32.12	23.40	
33	Pressure (kPa)	101.0	101.3	101.3	101.3	
34	Molar Flow (kgmole/h)	2.398	3.520	3.598	2.320	
35	Mass Flow (kg/h)	43.20	100.9	102.3	41.79	
36	Liquid Volume Flow (m3/h)	4.329e-002	0.1145	0.1159	4.188e-002	
37	Heat Flow (kJ/h)	-6.795e+005	-2.223e+004	-4.077e+004	-6.610e+005	
38						
39	<b>Compositions</b>					Fluid Pkg: All
40	Name	agua caliente @COL1	Aire Ambiente @COL1	3 @COL1	4 @COL1	
41	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0263	0.0477	0.9998	
42	Comp Mole Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
43	Comp Mole Frac (Air)	0.0000	0.9737	0.9523	0.0002	
44						
45	<b>Energy Streams</b>					Fluid Pkg: All
46	Name					
47	Heat Flow (kJ/h)					
48						
49	<b>Unit Ops</b>					
50	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
51	TS-1 @COL1	Tray Section	agua caliente @COL1	4 @COL1	No	500.0
52			Aire Ambiente @COL1	3 @COL1		
53	<b>Workbook: T-101 (COL2)</b>					
54						
55						
56	<b>Material Streams</b>					Fluid Pkg: All
57						
58	Name	8 @COL2	1 @COL2	7 @COL2	6 @COL2	
59	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
60	Temperature (C)	25.00	34.53	31.06	25.00	
61	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	
62	Molar Flow (kgmole/h)	3.087	3.637	3.146	3.696	
63	Mass Flow (kg/h)	55.61	103.3	61.32	109.1	
64	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.572e-002	0.1171	6.337e-002	0.1247	
65	Heat Flow (kJ/h)	-8.794e+005	-4.984e+004	-8.936e+005	-6.400e+004	
66						
67	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 7.3 (25.0.0.7336)		Page 2 of 3	

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: SIMULACION 2.2.HSC		
2			Unit Set: SI		
3			Date/Time: Fri Aug 03 19:12:28 2012		
4					
5					
6	<b>Workbook: T-101 (COL2) (continued)</b>				
7					
8					
9	<b>Compositions</b>				
10					Fluid Pkg: All
11	Name	8 @COL2	1 @COL2	7 @COL2	6 @COL2
12	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0543	0.9474	0.0248
13	Comp Mole Frac (Ethanol)	0.0000	0.0035	0.0524	0.0481
14	Comp Mole Frac (Air)	0.0000	0.9421	0.0002	0.9271
15	<b>Energy Streams</b>				
16					Fluid Pkg: All
17	Name				
18	Heat Flow	(kJ/h)			
19	<b>Unit Ops</b>				
20					
21	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored
22	TS-1 @COL2	Tray Section	8 @COL2	7 @COL2	No
23			6 @COL2	1 @COL2	
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 7.3 (25.0.0.7336)		Page 3 of 3

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

## ANEXO E

# PRÁCTICA ABSORCIÓN DE GASES

Escuela de Ingeniería Química  
Universidad Industrial de Santander

### OBJETIVOS

- Estudiar los fenómenos de transferencia de masa y energía en un sistema compuesto de una torre de saturación y una torre de absorción de gases.
- Analizar el proceso de humidificación como operación unitaria.
- Analizar el método de absorción de gases como un método de separación de sustancias.
- Entender y aplicar los conceptos de coeficientes de transferencia de masa y energía global.

### TEORÍA

Las columnas empacadas tienen gran aplicación a escala laboratorio e industrial en operaciones de transferencia de masa y calor, donde se requiere el contacto directo entre las fases como las operaciones de absorción, humidificación, destilación y extracción líquido-líquido.

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. La mezcla gaseosa consiste casi siempre de un gas inerte y el soluto. El

líquido es también casi inmisible en la fase gaseosa; esto sucede, cuando su vaporización en la fase gaseosa es poco considerable.

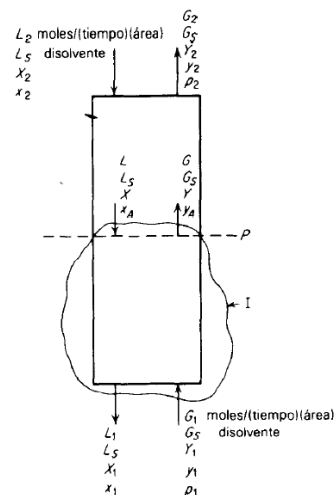


Fig. 1 Diagrama de flujo de una torre de absorción

### Balance de masa:

Al realizar un balance global para el sistema de la figura 1, se obtiene.

$$L' \left( \frac{x}{1-x} \right) + G' \left( \frac{y_2}{1-y_2} \right) = L' \left( \frac{x_2}{1-x_2} \right) + G' \left( \frac{y}{1-y} \right) \quad (1)$$

Para sistemas diluidos donde \$x\$ y \$y\$ son muy pequeñas:

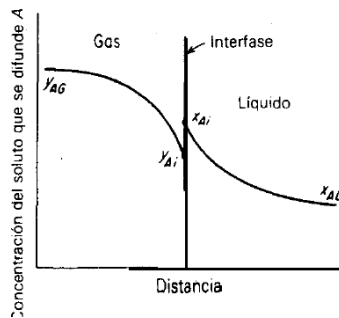
$$x \approx x_2 + \frac{G'}{L'} (y - y_2) \quad (2)$$

### Transferencia de masa en sistemas diluidos

La velocidad con la cual el soluto se transfiere de una a otra fase depende de los coeficientes de transferencia de masa y del gradiente de concentraciones en la interfase como se observa en la figura 2. Por consiguiente, se puede expresar como:

$$N_A = k_G(y - y_i) = k_L(x - x_i) \quad (3)$$

Donde,  $N_A$  representa el flux de transferencia del soluto A,  $k_G$  y  $k_L$  los coeficientes de transferencia,  $x$ - $y$  las concentraciones del soluto en las fase líquida y gas respectivamente y  $x_i$ - $y_i$  las concentraciones en la interfase.



**Figura 2.** Gradientes de concentración cerca de la interfase gas-líquido

El gradiente en la interfase está relacionado con la desviación en el equilibrio del sistema. Cuando el equilibrio puede describirse como una línea recta, la velocidad de transferencia se expresa en función de las concentraciones globales y las de equilibrio.

$$N_A = K_G(y - y^*) = K_L(x - x^*) \quad (4)$$

En la anterior ecuación,  $K_{G,L}$  representan los coeficientes globales para la fase gaseosa o líquida respectivamente y  $x^*$ -  $y^*$  las concentraciones del soluto A en equilibrio para cada fase. Al combinar las ecuaciones (3) y (4) se obtiene:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_L} \left( \frac{y_i - y^*}{x_i - x^*} \right) \quad (5)$$

Si la curva en equilibrio está descrita por una línea recta, donde su pendiente es  $m$ , le expresión (5) se puede describir como:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \quad (6)$$

Para algunos sistemas diluidos, la pendiente de la recta de equilibrio está dada por la ley de Henry, donde  $m$  esta relacionada por una constante y la presión total del sistema:

$$m = \frac{H'}{P} \quad (7)$$

En el diseño de torres empacadas se utilizan los coeficientes globales de transferencia, la altura equivalente de una unidad de transferencia (HTU), el número de unidades transferencia (NTU) y la altura equivalente a un plato teórico (HETP) para determinar la altura y eficiencia de la columna.

La altura equivalente de una unidad de transferencia está relacionada por los coeficientes de transferencia y las velocidades de flujo en cada fase e indica la altura para realizar una separación de dificultad normal (Perry, 2008). Puede expresarse como:

$$H_{OG} = G/K_G a_h \quad (8)$$

$$H_{OL} = L/K_L a_h \quad (9)$$

El número de unidades de transferencia se relaciona con el número de etapas teóricas para realizar la separación en un equipo de transferencia por etapas (columnas de platos). Según el método de Colburn, se puede expresar como:

$$N_{OG} \equiv \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)^{*M}}{(1-y)(1-y^*)} dy \quad (10)$$

Donde:

$$(1 - y)_{*M} = \frac{(1 - y^*) - (1 - y)}{\ln \frac{1 - y^*}{1 - y}} \quad (11)$$

Para soluciones diluidas y usando el método mencionado se puede obtener por la expresión:

$$N_{OG} \equiv \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(1 - y)(1 - y^*)} \approx = \frac{\ln \left[ \frac{y_1 - mx_2 \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}}{y_2 - mx_2 \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}} \right]}{1 - 1/A} \quad (12)$$

De la ecuación (12), A es el factor de absorción y está dado por la relación:

$$A = \frac{L'}{G' m_o} \quad (13)$$

Por consiguiente, la altura total del empaque requerido se puede definir por:

$$Z = H_{OG} N_{OG} \quad (14)$$

Para el sistema etanol – agua los coeficientes de transferencia se hallan utilizando las expresiones de Billet (1995) para anillos Pall:

$$k_L = 0.757 C_L \left[ \frac{D_L a_p v_L}{\varepsilon h_L} \right]^{0.5}$$

$$k_y = 0.1304 C_v \frac{D_G P}{RT} \frac{a_p}{[\varepsilon(\varepsilon - h_L)]^{0.5}} \left[ \frac{Re_G}{K_W} \right]^{\frac{3}{4}} Sc_G^{\frac{2}{3}}$$

### DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

La configuración del equipo está dada por una columna de saturación donde entra una corriente de aire húmedo impulsado por un ventilador y otra corriente de agua proveniente del intercambiador de calor, luego de saturarse el aire, se lleva a un tanque de mezclado para evaporar el etanol en esta, empleando un serpentín. Después el aire con una concentración pequeña de

etanol pasa a la torre de absorción donde se realiza la separación del soluto por una corriente de agua.

### Características de la torre:

<b>Altura</b>	1,24 m
<b>Empacada</b>	
<b>Diámetro</b>	0,12 m
<b>Flujo Líquido</b>	0,043 - 0,084 m <sup>3</sup> /h
<b>Flujo Gas</b>	60 - 117 m <sup>3</sup> /h
<b>Empaque</b>	Pall Rings
<b>Material</b>	Plástico
<b>Tamaño</b>	25 mm
<b>ε</b>	0,906
<b>ap</b>	225 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
<b>Fp</b>	55

### PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

- Las torres deben alcanzar el estado estacionario, donde se debe dejar mojar el empaque por un tiempo de 20 minutos, tomando muestras en intervalos de 30 segundos hasta que la concentración de etanol sea constante.
- Se ajusta el flujo de entrada de aire ajustando la velocidad del ventilador y el flujo de etanol.
- Se abren las válvulas del vapor de agua para el tanque de mezcla (Termómetro indique la temperatura de ebullición del etanol) y el intercambiador de calor (T=45°C).
- Se ajustan los niveles de agua para los flujos de agua en las entradas de cada torre, de acuerdo al balance de masa.
- Se toman las muestras de salida del líquido en la torre de absorción.

- Por titulación se medirá la concentración de etanol en la corriente de líquido.
- Repiten los anteriores pasos para diferentes flujos de aire y agua en la torre de absorción
- Calcule con un balance de masa la concentración de etanol a la salida del gas.
- Calcule  $N_{OG}$  con la ecuación.

- Con los datos obtenidos realice una representación gráfica de los coeficientes de transferencia globales en función de los flujos de agua y aire.
- Calcule las caídas de presión utilizando la carta generalizada de Eckert y observe el efecto de variar los flujos.

**Tabla para la toma de datos**

Presión \_\_\_\_\_

Temperatura \_\_\_\_\_

Tiempo	Flujo de Agua	Flujo de Aire	[ ]Etanol	Caída de Presión

**ANEXO F**  
**Cuadro 3. Costos de equipos**

ARTICULO	MARCA	REFERENCIA	ESPECIFICACIONES	CANTIDAD	PRECIO UNIDAD	PRECIO TOTAL
<b>Torre Empacada</b>	AMTROL	0-01	Dimensiones 20-170 cm	1	\$ 1.826.165	\$ 1.826.165
<b>Torre Empacada</b>	AMTROL	0-02	Dimensiones 16-140 cm	1	\$ 1.635.238	\$ 1.635.238
<b>Mezclador</b>	AMTROL	SX-30V	Acero inoxidable Volumen 11,3 Galones	1	\$ 475.629	\$ 475.629
<b>Intercambiador de Calor</b>	COLE PARMER	RZ-36125-00	Area de transferencia es de 0,054m <sup>2</sup> con una longitud de 24,8cm. Unitubo en acero inoxidable	1	\$ 2.950.332	\$ 2.950.332
<b>Ventilador</b>	COLE PARMER	RZ-07047-20	Para caudales de 650 L/min, presión máxima de 21" H <sub>2</sub> O y potencia de 73 Hz	1	\$ 966.600	\$ 966.600
<b>Reómetros</b>	COLE PARMER	RZ-32461-40	Caudales de agua entre 100 a 1500 mL/min, material acrílico con conexiones de 2"	2	\$ 160.033	\$ 320.066
<b>Reómetro</b>	COLE PARMER	RZ-32445-23	Caudales de aire entre 200 a 2000 LPM, material acrílico con conexiones de 3/4"	1	\$ 266.424	\$ 266.424
<b>Termocuplas</b>	COLE PARMER	RZ-86460-05	Sensibilidad de 0,1°C y 4ft de cable para disponer en cualquier area de transferencia	2	\$ 53.100	\$ 106.200
<b>Manómetro</b>	VIA INDUSTRIAL	Case A 111.111	Ventana en Acrílico, conexión 1/8 in NPT bronce de 0-30 psi	2	\$ 6.870	\$ 13.740
<b>Higrómetros</b>	VIA INDUSTRIAL	THDW1C	Transmisor de humedad (0-99,9%)y temperatura de (-19,9-60°C)	1	\$ 705.600	\$ 705.600
<b>Válvulas</b>			Tipo globo de acero al carbón 3/4"	5	\$ 80.000	\$ 400.000
<b>Tubería y Accesorios</b>			Tubería y codos de acero al carbón de 3/4, 1 y 2 "		\$ 185.500	\$ 185.500