

UNIVERSIDAD NACIONAL JOSÉ FAUSTINO SÁNCHEZ CARRIÓN



FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y METALÚRGICA
ESCUELA ACADÉMICA PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA

TESIS

PARA OBTENER EL TITULO DE INGENIERO QUIMICO

TITULO

CALCULO DE UNA TORRE EMPACADA DE ABSORCION DE GASES

AUTOR:

AMANDA STEPHANIE MACHADO CUMPA

ASESOR:

EDELMIRA TORRES CORCINO

Huacho-Perú

2019

DEDICATORIA

A DIOS QUE SIEMPRE GUIA MIS PASOS

A MI AMADA FAMILIA POR SU APOYO Y COMPRESION Y PORQUE SIEMPRE

CONFIARON E MI

AGRADECIMIENTO

A MI FAMILIA POR SU APOYO

A MIS PROFESORES Y AUTORIDADES DE LA FACULTAD POR EL APOYO
BRINDADO

INDICE

DEDICATORIA.....	ii
AGRADECIMIENTO.....	iii
RESUMEN.....	vi
ABSTRACT	vi
INTRODUCCION	vii
CAPITULO I.....	1
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	1
1.1. DETERMINACION DE LA REALIDAD PROBLEMÁTICA.....	1
1.2.1 Problema General	2
1.2.2 Problemas Específicos	2
1.3. Objetivos.....	2
1.3.1. Objetivo General	2
1.3.2. Objetivos Específicos	2
1.4. JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN	3
CAPITULO II	4
MARCO TEORICO.....	4
2.1. ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN	4
2.1.1. INVESTIGACIONES INTERNACIONALES	4
2.1.2. INVESTIGACIONES NACIONALES	7
2.2. BASES TEORICAS	8
2.3. DEFINICION DE TERMINOS BASICOS.....	39
2.4. HIPOTESIS DE INVESTIGACIÓN.....	41
2.4.1 Hipótesis General	41

2.4.2 Hipótesis específica	41
CAPITULO III	42
METODO DE INVESTIGACIÓN	42
3.1 Diseño de Investigación.....	42
CAPITULO IV	45
RESULTADOS	45
4.1 RESULTADOS	45
4.2 VALIDACIÓN DE LOS RESULTADOS	54
CAPITULO VI.....	56
Conclusiones y Recomendaciones	56
6.2 Recomendación:	56
CAPITULO VII.....	57
BIBLIOGRAFIA.....	57

RESUMEN

Las torres empacadas ocupan un lugar destacado en las industrias de transformación físico-química, ya que juegan un papel fundamental en las operaciones de transferencia de masa y de calor que requieren el contacto directo entre fases inmiscibles.

El presente estudio desarrolla los fundamentos y aplica los modelos definidos para calcular los parámetros de una torre de absorción empacada, para un caso de aplicativo, tales como, diámetro, altura de la torre, caída de presión total y la obtención de los coeficientes globales de transferencia de masa. Los resultados fueron validados con los obtenidos mediante el programa SULCOL, obteniéndose alta concordancia.

Palabras clave : *CALCULO DE UNA TORRE , ABSORSION EMPACADA*

ABSTRACT

Packed towers occupy a prominent place in the physical-chemical transformation industries, since they play a fundamental role in mass and heat transfer operations that require direct contact between immiscible phases.

The present study develops the fundamentals and applies the defined models to calculate the parameters of a packed absorption tower, for a case of application, such as diameter, height of the tower, total pressure drop and obtaining the global coefficients of mass transfer. The results were validated with those obtained through the SULCOL program, obtaining high concordance.

Keywords: CALCULATION OF A TOWER, PACKED ABSORPTION

INTRODUCCION

Las torres empacadas son muy utilizadas en la industria química, petroquímica, farmacéutica, de alimentos, biotecnología y ambiental. Se aplican en operaciones que involucran el contacto directo entre fases distintas, tales como los casos de absorción (G-L), desorción (L-G), destilación (L-V), extracción líquido-líquido (L-L) y deshumidificación (G-L).

En este estudio, se recopilaron los métodos y modelos desarrollados para evaluar cada uno de los fenómenos involucrados en la hidráulica de los lechos empacados de torres de separación G-L, es decir de un absorbedor de gases.

En el primer capítulo se diseñan los aspectos principales del estudio, tales como la situación problemática del cálculo de un absorbedor empacado, los objetivos del estudio y la importancia del mismo.

En el segundo capítulo, se presentaron los aspectos teóricos y técnicos necesarios para el estudio, tales como las condiciones de equilibrio en una operación de absorción, los coeficientes de transferencia de masa locales y totales, las resistencias del sistema de absorción, características de torres empacados y de los tipos de empaques, los modelos algebraicos y gráficos utilizados para evaluar los niveles de inundación y caída de presión.

Una vez señalados y descritos cada uno de los aspectos involucrados en la hidráulica de lechos empacados, en el tercer capítulo se presenta la metodología como éstos intervienen en el diseño; se resumen también algunas de las reglas empíricas empleadas y se relacionan las demás etapas necesarias para completar

En el capítulo siguiente se validan los resultados, comparando los resultados obtenidos por el método manual del estudio y los obtenidos mediante el programa especializado SUCOL, el cálculo.

En el capítulo cuarto, se presenta un caso de aplicación de práctica de cálculo del absorbedor, obteniéndose la altura, el diámetro, los coeficientes totales de transferencia de masa y la caída presión del absorbedor.

encontrándose alta concordancia de los resultados, que finalmente en el capítulo seis permite concluir que el método manual aplicado es recomendable para el cálculo de un absorbedor empacado.

CAPITULO I

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. DETERMINACION DE LA REALIDAD PROBLEMÁTICA

Es una separación de uno o varios de los componentes de una mezcla gaseosa mediante un disolvente líquido de distinta naturaleza. Un soluto A, o varios solutos, de la fase gaseosa pasan a la fase líquida. Un ejemplo es la absorción de amoníaco A del aire B por medio de agua líquida. Otros ejemplos serían la separación de SO₂, CO₂, NH₃, etc. de una mezcla de gases utilizando agua u otro disolvente adecuado.

Durante el tiempo de contacto de las dos fases, se lleva a cabo un mezclado, en el cual los diversos componentes entran en contacto unos con otros difundiéndose y distribuyéndose entre ambas fases. Si el tiempo de mezclado es lo suficientemente adecuado, los componentes quedan en equilibrio en las dos fases después de la separación y el proceso se considera en equilibrio.

Evidentemente, todo proceso de separación industrial, debe darse a condiciones rentables económicamente, técnicamente, ambientalmente; cada una de ellas con su peso debido en la operación, de allí que es muy importante definir las dimensiones del equipo y las condiciones operativas correspondientes, de tal manera que el aspecto técnico del sistema de absorción sea óptimo; para ello se plantea el problema siguiente:

1.2. FORMULACION DEL PROBLEMA

1.2.1 Problema General

¿Es posible calcular una torre de absorción de gases empacado?

1.2.2 Problemas Específicos

- ✓ ¿Es posible calcular el diámetro de una torre de absorción de gases empacado?
- ✓ ¿Es posible calcular el coeficiente global de transferencia de masa $K_{ox}av$ basado en la fase líquida en $\text{kgmol/h.m}^3(\text{f molar})$.
- ✓ ¿Es posible calcular la altura de una torre de absorción de gases empacado?
- ✓ ¿Es posible calcular el porcentaje de desviación de la velocidad másica de operación con respecto a la de inundación?
- ✓ ¿Es posible calcular la caída de presión total de una torre de absorción de gases empacado?

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo General

Determinar la posibilidad de calcular una torre de absorción de gases empacado

1.3.2. Objetivos Específicos

- ✓ Determinar la posibilidad de calcular el diámetro de una torre de absorción de gases empacado
- ✓ Determinar la posibilidad de calcular el coeficiente global de transferencia de masa $K_{ox}av$ basado en la fase líquida en $\text{kgmol/h.m}^3(\text{f molar})$.

- ✓ Determinar la posibilidad de calcular la altura de una torre de absorción de gases empacado
- ✓ Determinar la posibilidad de calcular el porcentaje de desviación de la velocidad másica de operación con respecto a la de inundación
- ✓ Determinar la posibilidad de calcular la caída de presión total de una torre de absorción de gases empacado.

1.4. JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

El cálculo de un absorbedor de gases empacado es muy importante en los procesos de descontaminación de mezclas de gases contaminados o en la purificación de corrientes gaseosas; sobre todo cuando las mezclas o los solventes son corrosivos. Desde este punto de vista en la Ingeniería química es importante dominar el diseño de estos equipos que están relacionados con muchos factores decisivos como el tipo de empaque, la caída de presión y la necesidad de contar con un equipo de menor altura que las torres de platos.

CAPITULO II

MARCO TEORICO

2.1. ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN

2.1.1. INVESTIGACIONES INTERNACIONALES

(McInnes,R. & D. Austin, 1990) “Los absorbedores de gas son utilizados extensamente en la industria para la separación y purificación de corrientes de gas, como dispositivos de recuperación de producto y como dispositivos de control de la contaminación. Este capítulo se enfoca en la aplicación de la absorción para el control de la contaminación en corrientes de gas con concentraciones típicas de contaminantes en el rango de 250 a 10,000 ppm”.

(McInnes,R. & D. Austin, 1990), “Los absorbedores de gas son más ampliamente utilizados para remover contaminantes inorgánicos solubles en agua, de corrientes de aire. La absorción es un proceso donde uno o más componentes solubles de una mezcla

de gases están disueltos en un líquido (v.g., un solvente). El proceso de absorción puede categorizarse como físico o químicos. La absorción física ocurre cuando el compuesto absorbido se disuelve en el solvente, la absorción química ocurre cuando el compuesto absorbido y el solvente reaccionan. Líquidos comúnmente usados como solventes incluyen al agua, aceites minerales, aceites de hidrocarburos volátiles y soluciones acuosas.

La absorción física depende de las propiedades de la corriente de gas y del solvente, tales como la densidad y viscosidad, así como de las características específicas de los contaminantes en las corrientes de gas y de líquido (v.g., difusividad, solubilidad al equilibrio). Estas propiedades dependen de la temperatura, y temperaturas más bajas generalmente favorecen la absorción de gases por el solvente. La absorción se mejora también por mayor superficie de contacto, relaciones líquido-gas más altas y mayores concentraciones en la corriente de gas”.

(Jack, D. & William,M., 1992), “Una unidad de torre empacada básica se compone de una envoltura de la columna, eliminadores de Rocío, distribuidores de líquido, material de empaque, soporte del empaque y puede incluir un retenedor del empaque. Cuando se utilizan solventes o gases altamente corrosivos, para los interiores de la columna se requieren de aleaciones resistentes a la corrosión o materiales plásticos”.

(Crowe,r. &Cooper,D., 1988), “La envoltura de la torre puede estar hecha de acero o de plástico o una combinación de estos materiales, dependiendo de la corrosividad de

las corrientes del gas y del líquido y de las condiciones de operación del proceso. Puede utilizarse una aleación que sea resistente a las sustancias químicas y a la temperatura o multiplex capas de materiales diferentes menos caros. A veces, la envoltura está recubierta con una membrana protectora, en ocasiones hecha de un polímero resistente a la corrosión. Para absorción que incluye gases ácidos, una capa interior de ladrillo resistente al ácido proporciona resistencia adicional a las sustancias químicas y a la temperatura.

A altas velocidades del gas, el gas que sale por la tapa de la columna puede acarrear pequeñas gotas de líquido como Rocío. Para prevenir esto, puede instalarse en la tapa de la columna un eliminador de rocío en forma de hojas corrugadas o de una capa de malla, para recolectar las gotitas de líquido, las cuales coalescen y caen de nuevo en la columna”.

(Perry,H.&C.H.Chilton, Eds, 1984), “Los diseños de torres empacadas a contracorriente son los más comunes. A medida que el gas residual fluye hacia arriba en la columna empacada, experimentar una caída en su presión a medida que encuentra resistencia del material de empaque y del solvente que fluye hacia abajo. La caída de presión en una columna es una función de las razones de flujo del gas y del líquido y de las propiedades de los materiales de empaque, tales como el área de superficie y el volumen libre en la torre. Una caída de presión alta resulta en una potencia alta del ventilador para conducir el gas a través de la torre empacada y

consecuentemente en costos altos. La caída de presión en una torre empacada varía generalmente de 0.5 a 1.0 pulgadas de H₂O por pie de empaque”

(Perry,H.&C.H.Chilton, Eds, 1984) Para cada columna, hay límites superior e inferior para las razones de flujo del solvente y del vapor, para asegurar un funcionamiento satisfactorio. La razón de flujo del gas puede ser tan alta que la resistencia sobre el solvente puede ser suficiente para no permitirle fluir libremente hacia abajo en la columna. El solvente se empieza a acumular y obstruye la sección transversal entera al flujo, lo que aumenta la caída de presión y evita que el empaque mezcle al gas y al solvente efectivamente. Se considera que el absorbedor está inundado cuando todo el espacio vacío en el empaque se ha llenado con el líquido y el líquido es arrastrado de vuelta hacia arriba en la columna.

La mayoría de las torres empacadas operan de 60 a 70 por ciento de la velocidad de inundación del gas, ya que no es práctico operar una torre en una condición inundada.

2.1.2. INVESTIGACIONES NACIONALES

(Mogollon,B. & Delgado,S., 2011), “En los últimos años la industria de elementos de transferencia de masa para operaciones unitarias tales como destilación vienen desarrollando diferentes tipos de empaques aleatorios y estructurados y el tipo grid o rejilla. Los empaques estructurados tienen características diferentes mejorando la transferencia de masa, transferencia de calor, reduciendo la caída de presión y el

comportamiento en servicios con alto factor de ensuciamiento de acuerdo al sistema o servicio donde se encuentren operando. Por tal motivo la presente Tesis tiene como objetivo realizar la comparación experimental de los empaques aleatorios y empaques estructurados, en la operación unitaria de Destilación, desde el punto de vista, hidráulico como caída de presión, capacidad de operación, porcentaje de inundación, HETP (Altura equivalente de un plato teórico); así como también porcentaje de recuperación alcohólica y la estimación del área interfacial efectiva de transferencia de masa”.

2.2. BASES TEORICAS

La absorción.

La absorción es la operación de transferencia de masa en la cual, uno o más componentes solubles de una mezcla de gases se disuelven en un líquido que tiene baja volatilidad bajo las condiciones del proceso. El contaminante se difunde desde el gas hacia el líquido cuando el líquido contiene menos que la concentración de equilibrio del componente gaseoso. La diferencia entre la concentración real y la concentración al equilibrio, proporciona la fuerza impulsora para la absorción. Un absorbedor de gas diseñado apropiadamente, proporcionar contacto completo entre el gas y el solvente, para facilitar la difusión del(os) contaminante(s). Funcionar mejor que un absorbedor diseñado pobremente.

La razón de la transferencia de masa entre las dos fases depende mayormente del área de superficie expuesta y del tiempo de contacto. Otros factores que gobiernan la razón de absorción, tales como la solubilidad del gas en el solvente particular y el grado de la reacción química, son características de los constituyentes involucrados y son relativamente independientes del equipo utilizado.

Esta operación se lleva a cabo de manera continua en equipos llamados torres o columnas. Son equipos cilíndricos y suelen ser de gran altura. Las torres pueden ser empacadas o de platos. Generalmente la corriente de gas y la corriente de líquido fluyen a contracorriente dentro de la torre. La corriente gaseosa se introduce por la base de la columna y sale por el domo. La corriente líquida se alimenta por el domo y se descarga por la base. Entre ambas corrientes se crea una interfase muy grande por la subdivisión de la corriente líquida al mojar y salpicar los empaques. El efecto que se tienen dentro de una torre es similar al de una cascada, en donde el agua choca contra las piedras, las salpica y se desmenuza en pequeñas gotas.

El fin que se persigue con esta operación es el de recuperar un soluto que forma parte de una corriente gaseosa, debido a que este soluto es valioso o porque es nocivo.

En el primer caso están el amoníaco, el ácido clorhídrico, el trióxido de azufre, etc. En el segundo caso están los contaminantes atmosféricos tales como el bióxido de azufre, el monóxido de carbono, el ozono, etc. En algunos casos, el soluto es dañino en una corriente pero valioso en otra tal como en el caso del ácido sulfhídrico que contiene el gas natural, ya que si se concentra se puede convertir en azufre.

Esta operación nació en el siglo pasado a partir de la fabricación del ácido sulfúrico y el ácido clorhídrico. En el proceso de la fabricación del ácido sulfúrico mediante el método de contacto, el SO_3 producido se absorbe en ácido sulfúrico diluido en torres de absorción llamadas de Gay Lussac para dar ácido concentrado.

El ácido clorhídrico se fabricaba en un principio haciendo reaccionar sal común con ácido sulfúrico concentrado y calentando. El ácido clorhídrico se desprendía como gas y se hacía burbujear en agua para que se disolviera en ella y tenerlo como una solución de ácido clorhídrico líquido. En el proceso cierta cantidad de gases se escapaba a la atmósfera con gran perjuicio de las comunidades vecinas. Para aliviar esto se construían chimeneas muy altas, para que pudieran dispersar el gas, más adelante se descubrió que si la chimenea se rellenaba con piezas de cerámica y que si se hacía caer el agua sobre estas piezas, la eficiencia de la absorción aumentaba y se reducía notablemente la emisión de gases perjudiciales.

Hoy en día, la absorción se emplea para la obtención industrial del bióxido de carbono, en la producción del hidróxido de amonio y en la industria petrolera para recuperación de las porciones ligeras de los hidrocarburos. También se emplea ampliamente para reducir la emisión de gases contaminantes.

En esta operación, lo más deseable sería obtener una separación perfecta de la mezcla gaseosa, ya sea para obtener un gas puro o para concentrar posteriormente el gas soluble. Pero como se puede observar a partir de las leyes físicas esto no es posible, ya que el potencial químico no lo permite. Al efectuar los cálculos para el diseño esto se hace evidente, puesto que si se deseara una separación perfecta se requeriría un equipo de proporciones gigantescas.

Debido a las limitaciones de costo, tiempo y espacio, con esta operación lo que se pretende es lograr la máxima separación posible dentro de límites especificados. (Valiente Barderas, A., 2010).

Transferencia de masa entre una fase líquida y otra gaseosa.

Teoría de la doble película

En la Figura N°1 se representa el movimiento del componente “A” desde el seno del gas hasta la interfase y desde la interfase hasta el seno del líquido. En este movimiento de “A”, el flujo es de tipo pistón, la torre opera en estado estacionario, el gradiente de concentración va del gas al líquido y el mecanismo de contacto entre las fases puede ser al azar o estructurado. Las resistencias a la transferencia de masa se encuentran solo en ambas fases y las concentraciones en la interfase corresponden a las de equilibrio, la especie “A” presenta potenciales químicos iguales en ambas fases, y se definen en la intersección de la curva de equilibrio o solubilidad en el punto correspondiente a la interfase.

Las unidades de los coeficientes individuales o globales de transferencia de masa y de los gradientes de concentración dependen de las utilizadas para expresar las relaciones de equilibrio, que generalmente se expresan en ecuaciones, tablas o figuras. Debe tenerse en cuenta el tipo de unidades utilizadas y proceder a realizar las conversiones correspondientes, tanto en la forma de expresar las relaciones de equilibrio como en los coeficientes de transferencia de masa.

La transferencia interfacial del gas soluble en el líquido, ocurre en tres etapas:

- ✓ Difusión del contaminante hasta la superficie del líquido
- ✓ Transferencia a través de la interfase Gas – Líquido (disolución)
- ✓ Difusión del gas disuelto alejándose de la interfase hacia el líquido

Es importante mencionar que no hay acumulación de “A” en la interfase, con la velocidad que “A” llega, se va hacia el seno del líquido por difusión, y que no existe un medidor de concentraciones en la interfase motivado a su mínimo espesor y hasta ahora los intentos por hacerlo, bajo experimentación controlada, han sido muy difíciles y no han dado buenos resultados, lo que trae como consecuencia que en equipos industriales para conocer estas concentraciones se deben calcular a lo largo de la torre utilizando la relación de equilibrio y los coeficientes individuales de transferencia de masa.

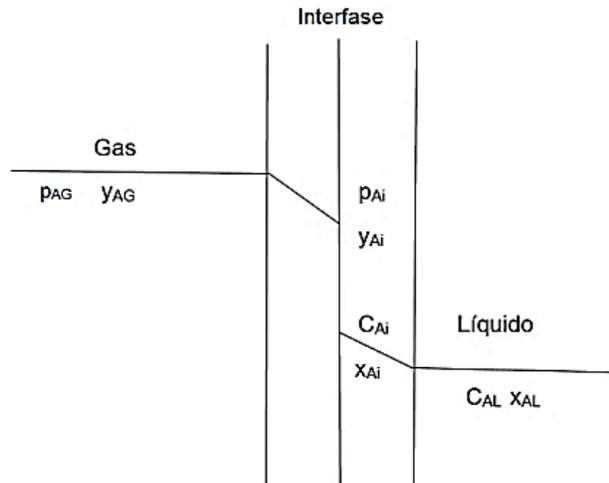


Figura N°1. Teoría de la doble resistencia.

p_{AG} ; y_{AG} : Presión parcial ; fracción molar de “A” en el seno del gas.

p_{Ai} ; y_{Ai} : Presión parcial ; fracción molar de “A” en la interfase gas.

C_{Ai} ; x_{Ai} : Concentración ; fracción molar de “A” en la interfase líquida.

C_{AL} ; x_{AL} : Concentración ; fracción molar de “A” en el seno del líquido.

Los moles de “A” que se transfieren por unidad de tiempo y unidad de área interfacial, en base a los coeficientes locales de transferencia de masa, se expresan por:

$$N_A = k_G (p_{AG} - p_{Ai}) = k_L (C_{Ai} - C_{AL})$$

$$N_A = k_y (y_{AG} - y_{Ai}) = k_x (x_{Ai} - x_{AL})$$

$$N_A = \frac{\text{potencial}}{\text{resistencia}} = \frac{(p_{AG} - p_{Ai})}{1/k_G}$$

$$k_G = \frac{\text{moles}}{\text{tiempo}(\text{área})(\text{presión})}$$

$$k_y = \frac{\text{moles}}{\text{tiempo}(\text{área})(\text{fmolar})}$$

$$k_L = \frac{\text{moles}}{\text{tiempo}(\text{área})(\text{concentración})}$$

$$k_x = \frac{\text{moles}}{\text{tiempo}(\text{área})(\text{fmolar})}$$

En la Figura N°2, se representa la relación de equilibrio.

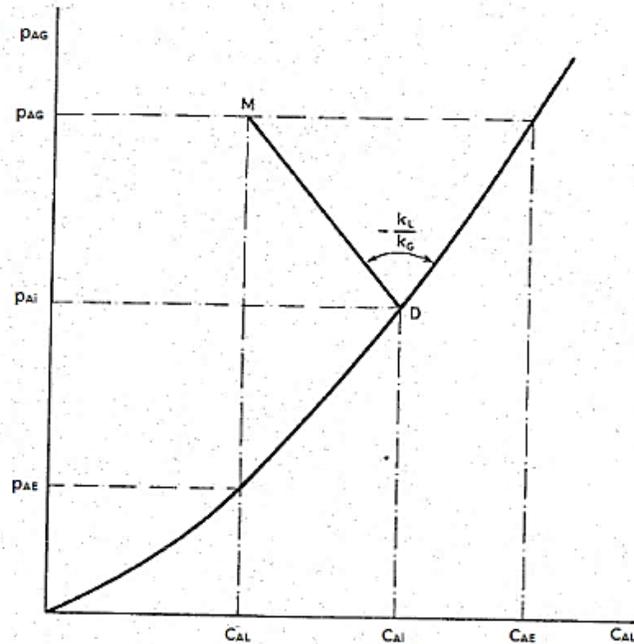


Figura N° 2. Relación de Equilibrio.

La ecuación que relaciona los coeficientes individuales de transferencia de masa con la curva de equilibrio y permite obtener las concentraciones en la interfase en cada punto (M) a lo largo de la torre trazando pendientes $\left(-\frac{k_L}{k_G}\right)$ por cada punto, obteniendo las concentraciones en la interfase al intersectar cada pendiente con la curva de equilibrio, se expresa por:

$$N_A = k_G(p_{AG} - p_{Ai}) = k_L(C_{Ai} - C_{AL}) \therefore -\frac{k_L}{k_G} = \frac{(p_{Ai} - p_{AG})}{(C_{Ai} - C_{AL})}$$

Estas ecuaciones presentan dos problemas básicos: el área interfacial y las concentraciones en la interfase no se conocen. Ha sido práctica común resolver el primer problema utilizando una combinación del coeficiente individual de transferencia de masa con un factor por unidad de volumen activo de empaque (av), que no debe ser confundido con el característico de cada empaque suministrado por el fabricante.

A esta combinación se le conoce como coeficiente volumétrico de transferencia de masa. El segundo problema ha sido resuelto definiendo: las concentraciones de equilibrio mostradas en la Figura N° 2 y los coeficientes globales de transferencia de masa para cada fase (K_{OG} y K_{OL}).

En la Figura N° 2 se observa que:

El punto M está definido por ($p_{AG}; C_{AL}$) y varía a lo largo de la torre.

p_{AE} : Punto hipotético que está en equilibrio con C_{AL}

C_{AE} : Punto hipotético que está en equilibrio con p_{AG}

Expresando la ecuación anterior en función de los coeficientes globales de transferencia de masa:

$$N_A = K_{OG} a_v (p_{AG} - p_{AE}) = K_{OL} a_v (C_{AE} - C_{AL})$$

Observe que estos moles transferidos están referidos a la unidad de volumen de empaque.

$$N_A = \frac{\text{potencial}}{\text{resistencia}} = \frac{(p_{AG} - p_{AE})}{1/a_v K_{OG}} = \frac{(C_{AE} - C_{AL})}{1/a_v K_{OL}}$$

En la fase gaseosa:

$$(p_{AG} - p_{AE}) = (p_{AG} - p_{Ai}) + (p_{Ai} - p_{AE})$$

$$p_{Ai} = m(C_{Ai}) \quad p_{AE} = m(C_{AE})$$

m = Pendiente de la curva de equilibrio en el punto considerado

Resistencia total.-

Las expresiones anteriores pueden ser más accesibles a su aplicación, si se las expresa en términos de la resistencia total de las dos fases a la transferencia del soluto gaseoso al líquido

solvente, tomando en cuenta los coeficientes globales de transferencia de masa referido a la fase líquida o referido a la fase gaseosa, para tal efecto, se sustituye:

$$(p_{AG} - p_{AE}) = \frac{N_A}{k_G a_v} + m(C_{Ai} - C_{AE}) = \frac{N_A}{k_G a_v} + \frac{N_A}{mk_L a_v}$$

$$\frac{N_A}{K_{OG} a_v} = \frac{N_A}{k_G a_v} + \frac{N_A}{mk_L a_v} \quad \therefore \frac{1}{K_{OG} a_v} = \frac{1}{k_G a_v} + \frac{1}{mk_L a_v}$$

$$\frac{1}{\frac{1}{k_G a_v}} = \frac{resGas}{resTotal} \qquad \frac{1}{\frac{1}{mk_L a_v}} = \frac{resLiq}{resTotal}$$

$$\frac{1}{K_{OG} a_v}$$

La resistencia total es la suma de las resistencias en la fase gaseosa y líquida, respectivamente.

En la fase líquida:

$$(C_{AE} - C_{AL}) = (C_{AE} - C_{Ai}) + (C_{Ai} - C_{AL})$$

$$C_{Ai} = m(p_{Ai}) \qquad C_{AE} = m(p_{AG})$$

Sustituyendo:

$$\frac{N_A}{K_{OL} a_v} = m(p_{AG} - p_{Ai}) + (C_{Ai} - C_{AL}) = \frac{N_A}{m(k_G a_v)} + \frac{N_A}{k_L a_v}$$

$$\frac{N_A}{K_{OL} a_v} = \frac{N_A}{m(k_G a_v)} + \frac{N_A}{k_L a_v} \quad \therefore \frac{1}{K_{OL} a_v} = \frac{1}{m(k_G a_v)} + \frac{1}{k_L a_v}$$

$$\frac{\frac{1}{m(k_G a_v)}}{\frac{1}{K_{OL} a_v}} = \frac{resGas}{resTotal}$$

$$\frac{\frac{1}{(k_L a_v)}}{\frac{1}{K_{OL} a_v}} = \frac{resLiq}{resTotal}$$

La resistencia total es la suma de las resistencias en la fase gaseosa y líquida, respectivamente.

Los resultados son los mismos independientemente de la fase con la cual decida trabajar el lector, se debe tener cuidado al aplicar las ecuaciones correspondientes. Es importante mencionar que dependiendo del grado de solubilidad del componente que se transfiere en el líquido, una de las fases puede controlar el proceso. Si el componente “A” es muy soluble en el líquido, la resistencia a la transferencia la proporciona la fase gaseosa puesto que una vez que “A” llegue a la interfase, el líquido lo acoge y se lo lleva a su seno sin imponer mucha resistencia. Si “A” es poco soluble en el líquido, la resistencia controlante es la de la fase líquida puesto que esta opone una mayor resistencia para acoger al componente “A” y llevarlo al seno del líquido. Si el componente presenta solubilidad intermedia, ambas fases ejercen resistencias apreciables a la transferencia de masa. Es importante para el diseñador tener claridad de cual fase controla la transferencia, para poder actuar sobre ella y obtener un buen diseño del equipo de contacto. Se invita al lector a realizar el ejercicio para gases poco y muy solubles en el líquido haciendo énfasis en la curva de equilibrio y las ecuaciones que representan a la sumatoria de las resistencias, para que internalice este importante aspecto de la transferencia de masa en la interfase.

PRINCIPALES EQUIPOS DE ABSORCIÓN

Los equipos utilizados para poner en contacto una corriente gaseosa con una líquida en forma continua, con fines de transferir uno o más componente de la fase gas a la líquida, son, una torre empacada, rellena con material de empaque sólido regular o irregular, una columna de platos que contiene varios platos (etapas) perforados o de burbuja y tapón, una torre o cámara vacía, donde se rocía el líquido, una columna de paredes húmedas o un recipiente de agitación o rocío. Por lo general, las corrientes de gas y líquido se hacen pasar a contracorriente a través del equipo para obtener mejor rendimiento de la operación de absorción. Entre los mencionados los más importantes en la industria, son:

- Torres de Platos
- Torres Empacadas

Torres de Platos. (Universitat Politècnica de Catalunya, 2012)

Generalmente la operación de absorción de gases, igual que en otras operaciones básicas, como pueden ser la desorción y la rectificación, se realizan en columnas que son iguales que en el caso de una torre o columna de absorción con relleno. Son cuerpos cilíndricos dispuestos en posición vertical. En su interior se pueden encontrar unos dispositivos (bandejas, platos, ...). El objetivo principal de estos platos es proporcionar una gran superficie de contacto entre las dos fases: la fase gaseosa y la fase líquida.

Los platos o bandejas se ponen en contacto con la fase líquida y el gas en contracorriente. Lo que transcurre es una transferencia de materia a causa del gradiente de concentración.

El diseño de las columnas de platos se basa en los principios de los cálculos para la determinación del número de platos teóricos, para conseguir una concentración determinada a partir de la técnica de absorción de gases.

La utilización de las columnas de platos se realiza básicamente en operaciones a gran escala.

Las características de aplicación son:

- Tienen un contacto discontinuo con el gas.
- Gran diámetro del gas.
- Se utilizan cuando hay sólidos en suspensión.
- Se aplica en los casos que pueda haber cambios bruscos de temperatura.
- Se utilizan cuando se debe trabajar con presiones elevadas.

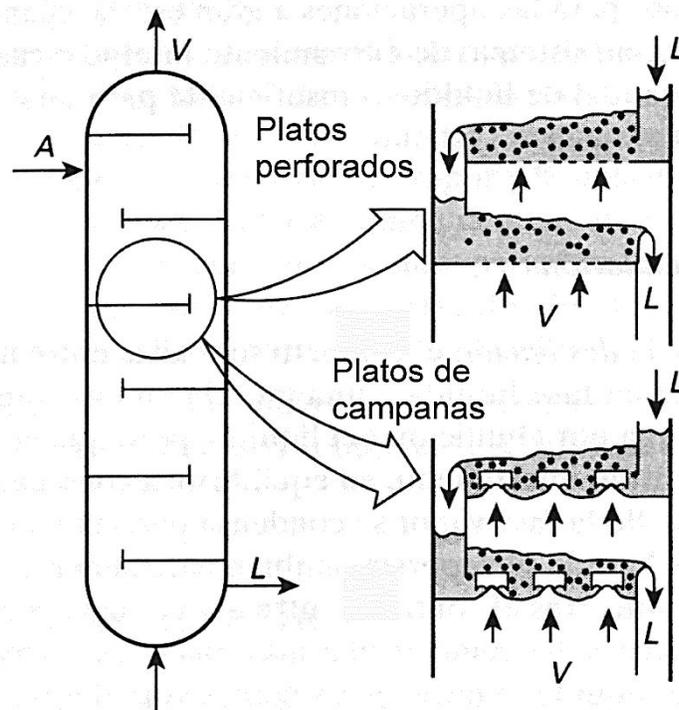


Figura N° 3 : Esquema de una torre de absorción de platos

Torres Contactoras Empacadas

Las columnas empacadas para el contacto gas líquido se emplean mucho para operaciones de absorción, y hasta un punto limitado, para las de destilación. Por lo común las columnas se empacan con material orientado en forma aleatoria; pero en algunos casos, se puede colocar cuidadosamente en sus posiciones. La columna empacada es un dispositivo simple en comparación con las columnas de platos. Se encuentran en el comercio muchos empaques, cada uno de los cuales posee ventajas específicas para el contacto líquido-gas a partir de los aspectos de costo, disponibilidad de superficie, caídas de presión, etc.

El empaque de la torre debe ofrecer las siguientes características:

- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La Superficie del empaque por unidad de volumen de espacio empacado debe ser grande.
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
- Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
- Tener bajo precio

a. Empaques al azar

Los empaques al azar son aquellos que solamente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria. Antiguamente se utilizaron materiales fácilmente obtenibles, por ejemplo, piedras rotas, grava o pedazos de coque, pero aunque estos materiales resultan baratos, no son adecuados debido a la pequeña superficie y las malas características con respecto al flujo de los fluidos. Actualmente, son fabricados y los más comunes se muestran en la figura 4. Pueden fabricarse de porcelana industrial, que es útil para poner en contacto la mayoría de los líquidos. Los empaques plásticos deben escogerse con especial cuidado, puesto que se pueden deteriorar rápidamente y con temperaturas apenas elevadas. Los empaques de hojas elevadas de metal y de plástico ofrecen la ventaja de ser ligeros.

b. Empaques regulares

Hay gran variedad de estos empaques. Estos empaques ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios.

- **Tipos de relleno**
 - **Al azar (vienen en distintos diámetros y materiales)**



- **Estructurados**



Figura N° 4 : Tipos de empaque. (Alonso Jaques, 2010)

Principales Elementos Constituyentes de la torre empacada:

- Distribuidores de liquido
- Empaque
- Retenedores de empaque
- Sistemas de alimentación
- Soportes de empaque
- Eliminadores de arrastre
- Colectores de liquido

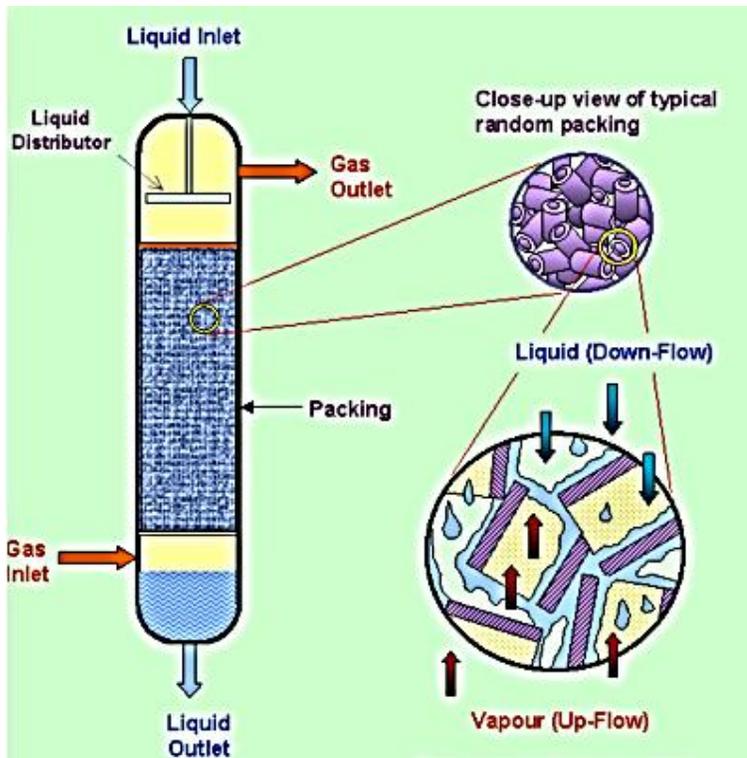


Figura N^a 5: Torre empacada y sus constituyentes. (Alonso Jaques, 2010)

SELECCIÓN DE EQUIPO.

(Treybal, R. E. , 1967) Para seleccionar un tipo de columna, entre otros, se aplican los criterios siguientes:

- Caída de presión de gas
- Retención del liquido
- Retención liquido-gas
- Enfriamiento del liquido
- Corrientes laterales
- Sistemas espumantes
- Corrosión
- Presencia de sólidos

- Limpieza
- Fluctuaciones de temperatura
- Carga sobre la base y costo

Por sentido común, se seleccionan las columnas empacadas para líquidos que producen mucha espuma, para materiales muy corrosivos, para sistemas que requieren una caída muy baja de presión o una baja retención de líquido, así como para las operaciones a pequeña escala que requieren diámetros menores a 0,6m.

El diseño técnico del equipo de absorción de gas debe basarse en la aplicación adecuada de los principios de difusión, equilibrio y transferencia de masa. La finalidad del diseño del equipo es lograr un contacto íntimo del gas con el líquido, proporcionando un área grande de intercambio y reduciendo al mínimo la resistencia. Este contacto de fases se realiza en diferentes tipos de equipo, los más importantes de los cuales son las columnas de platos y las torres empacadas. La selección entre ambas depende de varios criterios, arriba enunciados. Por ejemplo, si en un sistema se originan altas caídas de presión a través de la columna, con el consiguiente costo de compresión significativo, es preferible seleccionar una torre empacada sobre la de platos, ya que la caída de presión que origina es menor.

DIÁMETRO DE LA COLUMNA Y CAÍDA DE PRESIÓN.

(PERRY Robert H., et al., 2008)

Para torres empacadas, es la inundación la que determina el diámetro mínimo posible. Por lo general, se diseña para un 50 a 70% de la velocidad de inundación. La caída de presión en la inundación para los empaques comúnmente empleados es de aproximadamente 0,167 m H₂O/m empaque (2 pulg H₂O/pie empaque). Para una operación a aproximadamente 50% de la inundación, la caída de presión es de alrededor de 0,042 m H₂O/m (0,5 pulg H₂O/pie), mientras a 70% de inundación, la caída de presión es de 0,083 m H₂O/m (1,0 pulg H₂O/pie).

Es importante señalar que las torres empacadas no deben diseñarse para caídas de presión superiores a 1,0 pulg H₂O/pie, ya que se corre el riesgo inundar la torre con incrementos pequeños de la velocidad de diseño de la alimentación del gas.

Para las torres empacadas, se cuenta con correlaciones dependientes del tipo de empaque, datos de operación y propiedades físicas de los constituyentes, con los que se estima la caída de presión a lo largo del empaque; para columnas de platos, se calcula la caída de presión por plato y se multiplica por el número de platos.

CALCULO DE LA ALTURA DE LA TORRE.

(PERRY Robert H., et al., 2008)

La altura requerida de una columna de absorción de gases, depende de los factores siguientes:

- Los equilibrios termodinámicos incluidos

- El grado especificado de eliminación del soluto del gas
- La Eficiencia de transferencia de masa del equipo

Los dos primeros puntos determinan las unidades de transferencia requeridas en las torres empacadas, o el número de etapas teóricas para las torres de platos, El tercer punto se obtiene con base en la altura de una unidad de transferencia, en las torres empacadas, o con base en la eficiencia el espaciamiento de las bandejas, en las torres de platos.

BALANCE DE MATERIA.

En la figura que sigue, se muestra una torre a contracorriente para lograr el contacto liquido-gas. La corriente gaseosa de la torre consta de G moles totales/Tiempo-unidad de área de sección transversal de la torre. Esta corriente está constituida por el soluto que se difunde, en fracción molar y , presión parcial, p , o relación molar Y' , y por un gas que no se difunde, G' moles/tiempo-unidad de área.

De acuerdo a lo expresado, el balance de masa en un elemento diferencial de altura de la torre empacada con las definiciones comunes siguientes, es:

G' = Moles por unidad de tiempo y unidad de área del componente inerte en la fase gaseosa. Es constante a lo largo de la torre.

Y' = Moles del componente que se transfiere/moles del componente inerte.

L' = Moles por unidad de tiempo y unidad de área del componente inerte en la fase líquida. Es constante a lo largo de la torre.

X' = Moles del componente que se transfiere/moles del componente inerte.

G = Moles por unidad de tiempo y unidad de área de la fase gaseosa.

y = Fracción molar del soluto, componente que se transfiere, en la fase gaseosa.

L = Moles por unidad de tiempo y unidad de área de la fase líquida.

x = Fracción molar del soluto en la fase líquida.

$$G = G' (1 + Y') \quad L = L' (1 + X')$$

$$Y' = \frac{y}{1 - y} \quad y = \frac{Y'}{1 + Y'}$$

$$G' = G (1 - y) \quad L' = L (1 - x)$$

La Figura N° 6: representa la torre de absorción considerada.

Donde:

A_i = Área interfacial.

dA_i = Elemento diferencial de área interfacial.

dz = Elemento diferencial de altura de torre.

a = Área interfacial/unidad de volumen de torre.

A = Área de sección transversal de la torre.

Z = Altura de la torre.

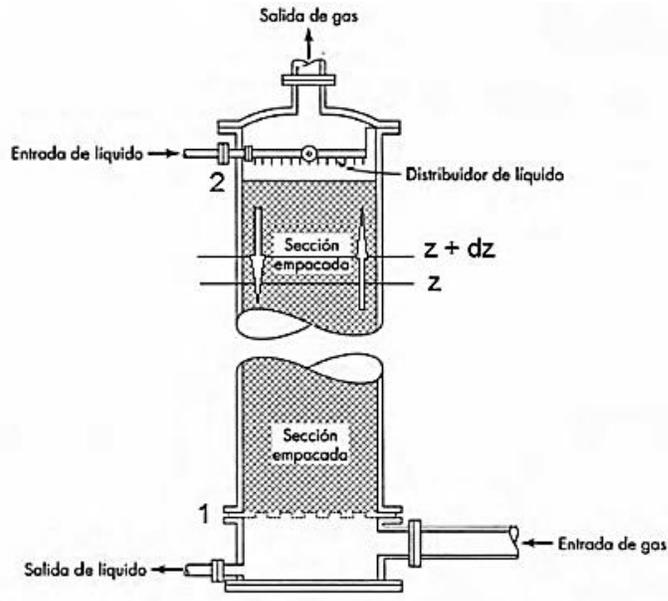


Figura N° 6. Torre Empacada

Para a y A constantes.

$$d(A_i) = a * A * dz$$

Para el elemento diferencial de altura dz , el balance total se expresa por:

$$d(L) = -d(G)$$

El componente que se absorbe, el soluto, en el elemento diferencial por unidad de área se expresa por:

$$d(N_A)/A = -d(G * y) = -d(G'(1 + Y') * \frac{Y'}{(1 + Y')}) = -d(G'Y') = -G' * d(Y')$$

$$d(Y') = \frac{dy}{(1 - y)^2} \quad -G' \frac{dy}{(1 - y)^2} = k_y a (y_{AG} - y_{Ai}) dz$$

$$-G(1-y) \frac{dy}{(1-y)^2} = k_y a (y_{AG} - y_{Ai}) dz$$

$$-G \frac{dy}{(1-y)} = k_y a (y_{AG} - y_{Ai}) dz$$

$$dz = - \frac{G dy_{AG}}{k_y a (y_{AG} - y_{Ai}) (1 - y_{AG})}$$

Observe que la integral es negativa puesto que la concentración del gas disminuye desde el fondo al tope de la torre.

El punto 1 representa el fondo de la torre, la entrada del gas de composición, y_{AG1}

El punto 2 representa el tope de la torre de composición, y_{AG2}

$$\int_0^z dz = - \int_1^2 \frac{G dy_{AG}}{k_y a (y_{AG} - y_{Ai}) (1 - y_{AG})}$$

La relación $\left(\frac{G}{k_y a}\right)$, se considera constante, si el término $(1 - y_{AG})$ que representa la fracción molar del componente inerte en la fase gaseosa en un sistema binario, se sustituye por la media logarítmica $(1 - y_{AG})_{\log}$. Si la concentración del soluto varía mucho de un extremo a otro de la torre, el término $k_y a (1 - y_{AG})_{\log}$ se puede considerar constante.

$$\int_0^z dz = - \frac{G}{k_y a (1 - y_{AG})_{\log}} \int_1^2 \frac{(1 - y_{AG})_{\log} dy_{AG}}{(y_{AG} - y_{Ai}) (1 - y_{AG})}$$

$$(1 - y_{AG})_{\log} = \frac{(1 - y_{Ai}) - (1 - y_{AG})}{\ln \frac{(1 - y_{Ai})}{(1 - y_{AG})}}$$

$$H_G = \frac{G}{k_y a (1 - y_{AG})_{\log}}$$

H_G = Altura de una unidad de transferencia con referencia a la fase gaseosa.

$$N_G = \int_2^1 \frac{(1 - y_{AG})_{\log} dy_{AG}}{(y_{AG} - y_{Ai})(1 - y_{AG})}$$

N_G = Número de unidades de transferencia basadas en la fase gaseosa.

$$Z = H_G * N_G$$

El número de unidades de transferencia se calcula utilizando la curva de equilibrio y las pendientes originadas por la relación de los coeficientes individuales de transferencia de masa, se construye una tabla con el juego de datos obtenidos y se resuelve la integral en forma numérica. Se recomienda al lector revisar los métodos de cálculo de áreas bajo curvas en forma numérica o revisar los aspectos básicos de análisis numérico. También puede obtenerse la expresión de la altura de la torre en función del coeficiente individual de transferencia de masa de la fase líquida o en función de los coeficientes globales basados en la fase gaseosa o líquida, respectivamente. Si desea utilizar los coeficientes

globales, el cálculo correspondiente a la interfase no es necesario y es reemplazado por las condiciones de equilibrio.

Para utilizar cualquier ecuación de diseño, se debe obtener la línea o curva de operación entre los extremos de la torre y combinarla con la curva o línea de equilibrio, para obtener el conjunto de datos que le permitan realizar la integración gráfica.

La relación de equilibrio puede ser recta como ocurre en el caso de soluciones diluidas, muy común en cálculos ambientales donde la línea de equilibrio se representa de acuerdo a la ley de Henry o se puede obtener de datos experimentales y representarla como una curva de equilibrio.

El lector debe prestar particular atención en las unidades de la relación de equilibrio y de ser necesario, puede proceder a convertirla a las unidades apropiadas para su utilización en el diseño de la torre.

El balance de masa en la torre se representa en función del componente que no se transfiere, inerte, en cuyo caso los flujos a lo largo de toda la torre son constantes y la línea de operación es una recta. Si el balance se expresa en términos del flujo total, se obtiene una curva de operación a lo largo de toda la torre producto de la variación de estos flujos, motivado a la transferencia de soluto de una fase a la otra.

El procedimiento para obtener la curva de operación consiste en utilizar las definiciones estudiadas anteriormente de los flujos y composiciones del componente inerte, los flujos

totales y las composiciones del soluto, combinar estas ecuaciones y obtener la expresión de la curva de operación. Es un procedimiento directo que consume tiempo pero es efectivo para comprender la dinámica del proceso de diseño manual.

Es importante mencionar que los flujos de diseño del líquido y el gas están relacionados con dos parámetros de diseño muy importantes que trataremos en la próxima sección: la caída de presión práctica por unidad de longitud de empaque y el porcentaje de desviación de los flujos de diseño con los correspondientes a la inundación de la torre.

La Tabla N° 1 reproduce las ecuaciones para calcular la altura de la torre en función de los coeficientes de transferencia de masa que el lector decida utilizar. El asterisco significa equilibrio.

Num. de Unidades	Altura de la Unidad	Media	Potencial
$N_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{log}}{(1-y)(y-y_1)} dy$	$H_G = \frac{G}{k_{ya}(1-y)_{log}}$	$(1-y)_{log} = \frac{(1-y_1) - (1-y)}{\ln \frac{1-y_1}{1-y}}$	$y - y_1$
$N_L = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{log}}{(1-x)(x_1-x)} dx$	$H_L = \frac{L}{k_{xa}(1-x)_{log}}$	$(1-x)_{log} = \frac{(1-x_1) - (1-x)}{\ln \frac{1-x_1}{1-x}}$	$x_1 - x$
$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{log}}{(1-y)(y-y^*)} dy$	$H_{OG} = \frac{G}{K_{ya}(1-y)_{log}}$ $= \frac{G}{K_{Ga}P(1-y)_{log}}$	$(1-y)_{log} = \frac{(1-y^*) - (1-y)}{\ln \frac{1-y^*}{1-y}}$	$y - y^*$
$N_{OL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{log}}{(1-x)(x^*-x)} dx$	$H_{OL} = \frac{L}{K_{xa}(1-x)_{log}}$ $= \frac{L}{K_{La}C(1-x)_{log}}$	$(1-x)_{log} = \frac{(1-x) - (1-x^*)}{\ln \frac{1-x}{1-x^*}}$	$x^* - x$

Tabla N° 1. Expresiones para calcular la altura de la torre.

La curva de operación se construye haciendo un balance entre cualquier punto de la torre y/o el fondo, o el tope utilizando los flujos de inerte y sus relaciones molares, se transforman las relaciones molares a fracción molar y se simplifica la ecuación.

Balance en el elemento que se transfiere, entre un punto P y el fondo de la columna:

$$G'Y'_{B,1} + L'X'_{B,p+1} = G'Y'_{B,p} + L'X'_{B,1} \therefore G'(Y'_{B,1} - Y'_{B,p}) = L'(X'_{B,1} - X'_{B,p+1})$$

$$(Y'_{B,1} - Y'_{B,p}) = \frac{L'}{G'}(X'_{B,1} - X'_{B,p+1}) \quad Y'_{B,p} = Y'_{B,1} - \frac{L'}{G'}(X'_{B,1} - X'_{B,p+1})$$

$$Y'_{B,p} = N^{\circ} - \frac{N^{\circ}}{N^{\circ}}(N^{\circ} - X'_{B,p+1}) \quad Y'_{B,p} = N^{\circ} + N^{\circ}X'_{B,p+1}$$

$$\frac{Y'_{B,p}}{1 - Y'_{B,p}} = N^{\circ} + N^{\circ} \frac{X'_{B,p+1}}{1 - X'_{B,p+1}}, \text{ se le asignan valores a "x" y se obtiene "y".}$$

El lugar geométrico es la denominada curva de operación.

Si el gas o el líquido es diluido (5% o menos en fracción molar) y la curva de equilibrio y la línea de operación son rectas (la variación de L y G es despreciable) en el intervalo considerado como generalmente ocurre en estos casos, el cálculo se simplifica.

Si se utiliza el coeficiente global de transferencia en fase gaseosa:

$$\begin{aligned} \text{Moles transferidos en la torre} &= K_{Oy} a_v (y_{AG} - y_{AE})_{\log} Z \\ \text{Moles transferidos en la torre} &= G(y_{AG1} - y_{AG2}) = L(x_{AG.1} - x_{AG.2}) \end{aligned}$$

$$G(y_{AG1} - y_{AG2}) = K_{Oy} a_v (y_{AG} - y_{AE})_{\log} Z$$

El fondo de la torre lo representa el punto 1 y el tope el punto 2.

$$(y_{AG} - y_{AE})_{\log} = \frac{(y_{AG} - y_{AE})_1 - (y_{AG} - y_{AE})_2}{\ln \frac{(y_{AG} - y_{AE})_1}{(y_{AG} - y_{AE})_2}}$$

$$Z = \frac{G(y_{AG1} - y_{AG2})}{K_{Oy} a_v (y_{AG} - y_{AE})_{\log}}$$

Existen dos problemas típicos que el ingeniero de proceso debe enfrentar: el diseño de la torre que consiste en calcular las dimensiones del equipo para flujos fijos y una separación deseada, y la evaluación que consiste en calcular la caída de presión, la separación obtenida y el estudio paramétrico de distintas relaciones de flujo. Ambos esquemas de solución son diferentes pero las ecuaciones básicas son las mismas.

La Tabla N°2 presenta datos para diferentes tipos de empaque que pueden ser utilizados para diseños preliminares.

Characteristics of random packings†

Packing	Nominal size, mm (in)										
	6 (¼)	9.5 (¾)	13 (½)	16 (⅔)	19 (¾)	25 (1)	32 (1¼)	38 (1½)	50 (2)	76 (3)	89 (3½)
Raschig ring											
Ceramic:											
Wall thickness, mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8	6	9.5	
C_f	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37	
C_D			909	749	457	301		181.8	135.6		
ϵ	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	787 (240)	508 (155)	364 (111)	328 (100)	262 (80)	190 (58)	148 (45)	125 (38)	92 (28)	62 (19)	
Metal:											
0.8-mm wall:											
C_f	700	390	300	170	155	115					
ϵ	0.69		0.84		0.88	0.92					
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	774 (236)		420 (128)		274 (83.5)	206 (62.7)					
1.6-mm wall:											
C_f			410	290	220	137	110	83	57	32	
C_D			688	431	485	304		172.9	133.5		
ϵ			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.3)	135 (41.2)	103 (31.4)	68 (20.6)	

Tabla N° 2. Características de empaques al azar.

Pall rings

Plastic:											
C_f				97		52		40	25		16
C_D				207		105.2		61.8	47.5		23.9
ϵ				0.87		0.90		0.91	0.92		0.92
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$				341 (104)		206 (63)		128 (39)	102 (31)		85 (26)
Metal:											
C_f				70		48		28	20		16
C_D				133.4		95.5		56.6	36.5		
ϵ				0.93		0.94		0.95	0.96		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$				341 (104)		206 (63)		128 (39)	102 (31)		
Flexirings:											
C_f				78		45		28	22		18
ϵ				0.92		0.94		0.96	0.96		0.97
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$				345 (105)		213 (65)		131 (40)	115 (35)		92 (28)
Hy-pak-†											
C_f						45			18	15	
C_D						88.1			28.7	26.6	
ϵ						0.96			0.97	0.97	

Continued

Packing	Nominal size, mm (in)											
	6 (1/2)	9.5 (3/4)	13 (1/2)	16 (5/8)	19 (3/4)	25 (1)	32 (1 1/4)	38 (1 1/2)	50 (2)	76 (3)	89 (3 1/2)	
Berl saddles												
Ceramic:												
C_f	900		240		170	110		65	45			
C_D			508		295	184						
ϵ	0.60		0.63		0.66	0.69		0.75	0.72			
$a_p, m^3/m^3 (ft^3/ft^3)$	899 (274)		466 (142)		269 (82)	249 (76)		144 (44)	105 (32)			
Intalox saddles												
Ceramic:												
C_f	725	330	200		145	98		52	40	22		
C_D			399		256	241.5		96.2	71.3	40.6		
ϵ	0.75		0.78		0.77	0.775		0.81	0.79			
$a_p, m^3/m^3 (ft^3/ft^3)$	984 (300)		623 (190)		335 (102)	256 (78)		195 (59.5)	118 (36)			
Plastic:												
C_f						33			21	16		
C_D						96.7			56.5	30.1		
ϵ						0.91			0.93	0.94		
$a_p, m^3/m^3 (ft^3/ft^3)$						207 (63)			108 (33)	89 (27)		

Tabla N° 2. (Continuación) Características de empaques al azar.

Super Intalox												
Ceramic:†												
C_f						60			30			
C_D						123			63.3			
ϵ						0.79			0.81			
$a_p, m^3/m^3 (ft^3/ft^3)$						253 (77)			105 (32)			
Plastic:‡												
C_f						33			21	16		
C_D						79.5			53.5	30.1		
ϵ						0.90			0.93	0.94		
$a_p, m^3/m^3 (ft^3/ft^3)$						207 (63)			108 (33)	89 (27)		
Tellerettes												
Plastic:										67-mm	95-mm (R)	
C_f						40			20			
ϵ						0.87			0.93	0.93	0.92	
$a_p, m^3/m^3 (ft^3/ft^3)$						180 (55)			112 (34)	112 (34)		

† Data are for wet-dumped packing from Chemical Process Products Division, Norton Co.; Koch Engineering Co.; Ceilote Co.; *Chemical Engineering Progress*, and *Chemical Engineering*.

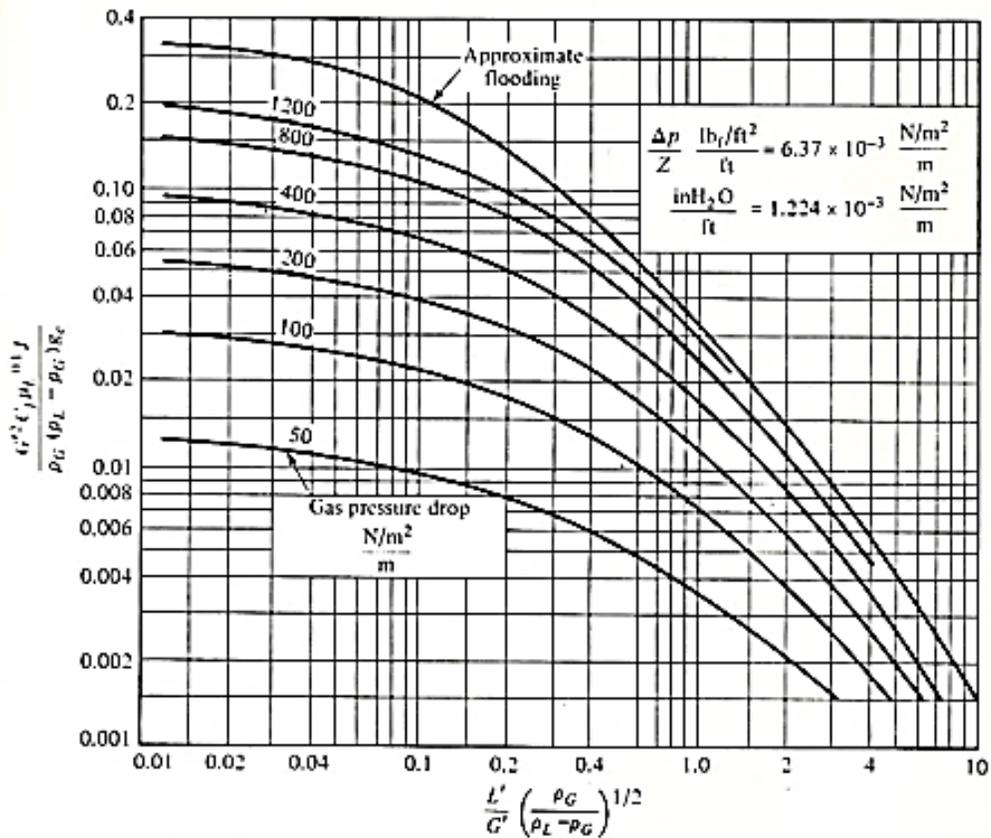
‡ Sizes, 1, 2, and 3.

Tabla N° 2. (Continuación) Características de empaques al azar.

La Figura N°4 muestra una representación de puntos de inundación, puntos de operación y caídas de presión para torres rellenas con empaques al azar. El lector puede utilizar esta figura, obtener un diseño básico y con los datos del fabricante y un software especializado mejorar este diseño y convertirlo en un diseño final.

Los fabricantes de empaques también proporcionan datos y figuras de punto de inundación, y caídas de presión para empaques estructurados. El lector no debe confundir estos datos con los suministrados para empaques al azar. Es un criterio típico diseñar absorbedores y desorbedores con caídas de presión entre 200 y 400 N/m² por metro de empaque, o hacerlo con el 80% de la velocidad de inundación.

En ambos casos, el método consiste en calcular con las propiedades del líquido y el gas la abscisa de la Figura N°7, y con el criterio escogido, por ejemplo la caída de presión, se obtiene la ordenada y se calcula la velocidad de operación, y al interceptar la curva de inundación y con la ordenada correspondiente se obtiene la velocidad de inundación. El porcentaje de desviación de la velocidad de operación con respecto a la de inundación, se puede determinar en función de estos parámetros calculados.



Flooding and pressure drop in random-packed towers. For SI units $g_c = 1$, C_f from Table . and use $J = 1$. For $G' = \text{lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$, $\rho = \text{lb}/\text{ft}^3$, $\mu_L = \text{cP}$, $g_c = 4.18 \times 10^8$, C_f from Table 6.3, and use $J = 1.502$. [Coordinates of Eckert [38], Chemical Process Products Division, Norton Co.]

Figura N° 7: gràfica de Eckert. Caída de presión en una columna empacada al azar.

2.3. DEFINICION DE TERMINOS BASICOS

(Beg,S.& Naqvi,M., 1996), “

Las columnas empacadas. - son junto con la 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 en contacto directo entre fases. En la tabla 1.1 se relacionan las operaciones unitarias en las que se emplean columnas empacadas, y se presentan algunos ejemplos de aplicación”.

Torre de lavado de gases

La función del Scrubber o torre de lavado de gases es eliminar ciertas sustancias nocivas de los gases producidos en algunos procesos industriales.

El funcionamiento es el siguiente. El gas residual entra por la parte inferior y asciende por la torre, donde se dispone un relleno de plástico cuya función es que la superficie de contacto del gas con la solución limpiadora sea mucho mayor. Al mismo tiempo, desde la parte superior de la torre se vierte la solución limpiadora líquida que desciende a través del relleno y entra en contacto con el gas, eliminando las sustancias no deseadas, quedándose diluidas en la solución. En la parte inferior se encuentra un pequeño depósito y una bomba para recircular la solución.

La absorción de gases. - es una operación unitaria por la que los componentes solubles absorbidos, de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido, el absorbente. La operación inversa, denominada desorción, consiste en la transferencia a la fase gaseosa de los componentes (solutos) volátiles de una mezcla líquida. Para conseguir el contacto íntimo de las fases, líquido y gas, ambas operaciones utilizan el mismo tipo de equipo empleado en la destilación, es decir, torres de platos, torres de relleno, torres de pulverización y columnas de burbujeo.

Las torres o columnas.- son recipientes cilíndricos esbeltos donde se coloca un relleno o platos y se hace circular, normalmente en contracorriente, el gas y el líquido por el interior de la torre. Los dispositivos internos colocados promueven el contacto entre las fases, aumentando así el área interfacial por el cual se producirá la transferencia de materia.

Mecanismos. - más utilizados para conseguir este fin son: (1) Dividir el gas en pequeñas burbujas en una superficie líquida continua (torres de burbujeo), (2) separar el líquido en películas que fluyan a través de una fase gaseosa continua (torre de relleno), (3) convertir el líquido en gotas de pequeño tamaño que caigan a través de una fase gaseosa continua (torre de pulverización). Cada uno de estos mecanismos favorece un tipo de transferencia, y según los requisitos que deseemos alcanzar será más recomendable utilizar un tipo de columna u otro.

Los equipos de contacto .- Los equipos de contactos pueden ser categorizados como equipos de contacto por etapas (torres de platos), que utilizan un número de etapas

separadas para realizar el contacto gas líquido o equipos de contacto continuo-diferencial (torres de relleno), que utilizan toda la columna como un sistema continuo de contacto gas-líquido.

La absorción.- La absorción de gases es el proceso de operaciones unitarias en la cual se disuelve en un líquido uno o más componentes solubles de una mezcla gaseosa, separándose de esta última y transfiriéndose a la fase líquida.-

Desorción

La operación opuesta a la absorción se conoce con el nombre de desorción y se emplea cuando se desea transferir un componente volátil de una mezcla líquida a un gas.

2.4. HIPOTESIS DE INVESTIGACIÓN

2.4.1 Hipótesis General

Es posible calcular una torre de absorción de gases empacado

2.4.2 Hipótesis específica

- ✓ Es posible calcular el diámetro de una torre de absorción de gases empacado
- ✓ Es posible calcular el coeficiente global de transferencia de masa $K_{ox}av$ basado en la fase líquida en $\text{kgmol/h.m}^3(\text{f molar})$.
- ✓ Es posible calcular la altura de una torre de absorción de gases empacado
- ✓ Es posible calcular el porcentaje de desviación de la velocidad másica de operación con respecto a la de inundación
- ✓ Es posible calcular la caída de presión total de una torre de absorción de gases empacado.

CAPITULO III

METODO DE INVESTIGACIÓN

3.1 Diseño de Investigación

La presente investigación es de carácter descriptivo – experimental porque permitirá responder a las interrogantes planteadas

El diseño de la torre cubre tres etapas importantes:

1. Las bases de diseño del proceso: definir los flujos y las concentraciones a la entrada de la torre, el porcentaje de soluto absorbido u otra variable que lo relacione, la selección del solvente y el esquema de recuperación del soluto, la presión de operación, el tipo de torre.
2. El dimensionamiento de la columna: para la columna escogida en el paso anterior se deben calcular el número de platos ideales requeridos para lograr la separación, el número de platos reales, la caída de presión por plato y la total, o el número de unidades de transferencia, la altura de una unidad de transferencia, la altura de la torre, la velocidad de inundación y la caída de presión en la torre.
3. El diseño hidráulico de la torre: tipos de platos, pasos, áreas de flujo en la zona de contacto y en el tubo de bajada, altura de la presa, separación entre platos, carga de líquido y gas en los platos, acumulación de líquido, retroceso de líquido en el tubo de bajada, salidas de líquido y de gas, o capacidad del empaque, caída de presión máxima por longitud de empaque, redistribuidores de líquido, soportes, distribuidor de líquido y de gas, rompe nieblas.

Régimen de inundación, velocidad de inundación y caída de presión en torres de absorción.

Para minimizar la altura de la torre se debe diseñar a velocidades de líquido y vapor tan altas como sea posible considerando los límites de inundación, acumulación o retroceso de líquido, y de caída de presión en el lecho. La inundación de la columna se presenta cuando la caída de presión en el gas es muy grande y no permite que el líquido fluya en contracorriente.

Para una velocidad másica fija de gas, la caída de presión en el gas aumenta a medida que el flujo de líquido aumenta motivado principalmente a que el líquido llena los espacios por donde el gas circula, sin embargo, existe una región que aunque se aumente la cantidad de gas, el líquido atrapado en el empaque permanece razonablemente constante. Por encima de esta región, el líquido atrapado en el empaque aumenta rápidamente con el aumento de la velocidad del gas y el gas no tiene mucho espacio para circular, lo que ocasiona un aumento rápido en la caída de presión del gas. Esta zona se denomina punto de carga que corresponde al lugar geométrico de flujos de líquido y gas.

Si se continúa aumentando el flujo de gas puede ocurrir que la película del líquido aparezca en el tope de la torre junto con burbujas de gas o que el líquido llene la torre empezando por el fondo o por cualquier parte que soporte los empaques, y se inviertan las fases continua-dispersa o que desde el fondo de la torre suba gran cantidad de espuma. Estos fenómenos traen como consecuencia la inundación de la torre.

Las torres deberían operar por debajo del punto de carga que en general se representa como un porcentaje del punto de inundación. Como el lector puede ver, hay una correlación directa entre las velocidades de flujo y la caída de presión en la torre. La inundación en torres rellenas con empaques al azar es función además del tipo de empaque y del método de carga del empaque a la torre (seco o húmedo).

Los fabricantes de empaque proporcionan gráficas de inundación para cada tipo de empaque. Se debe tener cuidado porque los parámetros que relacionan al empaque también dependen del método de fabricación del mismo y en un diseño final se deben utilizar los datos del fabricante del empaque que se va a usar en la torre. En la literatura abierta existen datos de empaques y gráficas generalizadas que funcionan bien para diseños preliminares.

CAPITULO IV

RESULTADOS

4.1 RESULTADOS

Se diseñará una torre de absorción empacada con anillos Pall de metal de 50 mm, para tratar $1.5 \text{ m}^3/\text{s}$ de una mezcla gaseosa de Benceno-Nitrógeno que contiene 5% en moles de Benceno. Se utilizará Kerosén como líquido absorbente a razón de 4 kg/s . La torre debe lograr remover el 99.5% del benceno alimentado. La presión de operación es de $1,1 \times 10^5 \text{ N/m}^2$ y la temperatura de 25°C . El Kerosén empleado tiene un peso molecular promedio de 180 kg/kgmol , una viscosidad de $0,0023 \text{ kg/m.s}$, una densidad de 800 kg/m^3 y la presión de vapor del Benceno a la temperatura de operación es de $98,8 \text{ mm Hg}$. El coeficiente global de transferencia de masa $K_{Oyav} = 250 \text{ kgmol/h.m}^3(\text{f molar})$ y la mezcla Benceno-Kerosén cumple con la ley de Raoult.

Calcular: A) El diámetro de la torre para producir una caída de presión de 400 N/m^2 por cada metro de empaque. B) El coeficiente global de transferencia de masa K_{oxav} basado en la fase líquida en $\text{kgmol/h.m}^3(\text{f molar})$. C) La altura de la torre. D) El porcentaje de desviación de la velocidad másica de operación con respecto a la de inundación y E) La caída de presión total

en la torre. (Henley, E. J., Seader, J. D., 2000), (SULCOL., 2016). (Welty, H., Wicks, C.E., Wilson, R.E., 2015).

Solución del Caso:

De Tabla N° 2; $C_f = 20$

Para sistemas diluidos la relación de equilibrio se puede expresar, mediante la ley de Raoult, como:

$$y_B = \frac{P_B^\circ}{P_T} x_B \quad P_T = 1,1 \times 10^5 \text{ N/m}^2 = 825.27 \text{ mm Hg}$$

$$y_B = \frac{98.8}{825.27} x_B$$

Consecuentemente, la ecuación de la línea de equilibrio a la temperatura de operación de la torre es:

$$y_B = 0.12x_B \text{ (en fracción molar)}$$

El punto del tope (2) de la torre está definido por:

$$y_{B,2} = ? , x_{B,2} = 0.00 \text{ (fracción molar de benceno)}$$

En el punto del fondo (1) se conoce la fracción molar del gas que entra:

$$y_{B,1} = 0.05$$

Balance en benceno:

$$G_1 y_{B1} + L_2 x_{B2} = G_2 y_{B2} + L_1 y_{B1}$$

Los kgmol/s de gas que entran por el fondo de la torre se calculan asumiendo comportamiento ideal a 825.27 mm Hg y a 25°C.

Base de cálculo: 1 segundo.

$$V = 1.5 \text{ m}^3$$

El mayor flujo de líquido y gas se presenta en el fondo de la torre y se diseñará para manejar esos flujos:

$$(PM)_{\text{Gas}} = \Sigma((PM)_B y_B + (PM)_N y_N)$$

$$(PM)_{\text{Gas},1} = \Sigma((78) * 0.05 + (28) * 0.95) = 30.5 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}$$

$$n_1 = \frac{P_1 V}{RT} = \frac{1.086 \text{ atm}(1500)\text{l}}{0.082 \frac{\text{l(atm)}}{\text{K(gmol)}}(25 + 273)\text{K}} = 66.664 \text{ gmol} = 0.0667 \text{ kgmol}$$

$$G_1 = 0.0667 \text{ kgmol/s}$$

$(m)_{\text{Gas},1} = G_1 * (PM)_{\text{Gas},1} = 0.0667 * 30.5 = 2.034 \text{ kg} / \text{s}$, corresponde a las condiciones de operación.

$$(\rho)_{G_{r,1}} = \frac{(m)_{G_{r,1}}}{(V)_{G_{r,1}}} = \frac{2.034}{1.5} = 1.356 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Benceno que entra} = G_1 y_{B,1} = 0.0667(0.05) = 0.00334 \text{ kgmol} / \text{s} = 0.260 \text{ kg} / \text{s}$$

$$\text{Benceno removido} = 0.00334(0.995) \text{ kgmol} / \text{s} = 0.00332 \text{ kgmol} / \text{s} = 0.25922 \text{ kg} / \text{s}$$

$$\text{Benceno en } G_2 = (0.00334 - 0.00332) \text{ kgmol} / \text{s} = 0.00002 \text{ kgmol} / \text{s} = 0.00156 \text{ kg} / \text{s}$$

$$y_{B,2} = \frac{0.00002}{0.00332} = 0.00602 \quad y_{N,2} = 0.99398$$

La cantidad de líquido que sale por el fondo es igual a la que entra más el benceno que se absorbe:

$$L_1 = 4 \frac{\text{kg}}{\text{s}} + 0.25922 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 4.25922 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$x_{B,1} = \frac{0.25922}{4.25922} = 0.06086 \quad (\text{fracción en peso})$$

$$x_{K,1} = 0.93914 \quad (\text{fracción en peso})$$

En kgmol/s:

$$L_1 = \frac{4 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{180 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}} + 0.00332 \frac{\text{kgmol}}{\text{s}} = 0.02554 \frac{\text{kgmol}}{\text{s}}$$

$$x_{B,1} = \frac{0.00332}{0.02554} = 0.12999 \quad (\text{fracción molar})$$

$$x_{K,1} = 0.87001 \quad (\text{fracción molar})$$

$$\frac{L_1}{G_1} = \frac{4.25922}{2.034} = 2.094 \quad \rho_{B,1} = 879 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

La densidad media de una mezcla, puede obtenerse mediante:

$$\frac{1}{(\rho_m)_{liq}} = \sum \left(\frac{x_i}{\rho_i} \right) = \frac{0.06086}{879} + \frac{0.93914}{800} = 0.00124$$

$$(\rho_m)_{liq} = 804.4 \text{ kg/m}^3$$

La abscisa de la figura N° , es:

$$\frac{L_1}{G_1} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5} = 2.094 \left(\frac{1.356}{804.4 - 1.356} \right)^{0.5} = 0.086$$

A continuación se utiliza la figura N° 7 cuyo esquema se muestra en la figura N° 8 , donde con el valor de 0.086 se lee en la ordenada el valor de 0.07, y 0.22 para el punto de inundación.

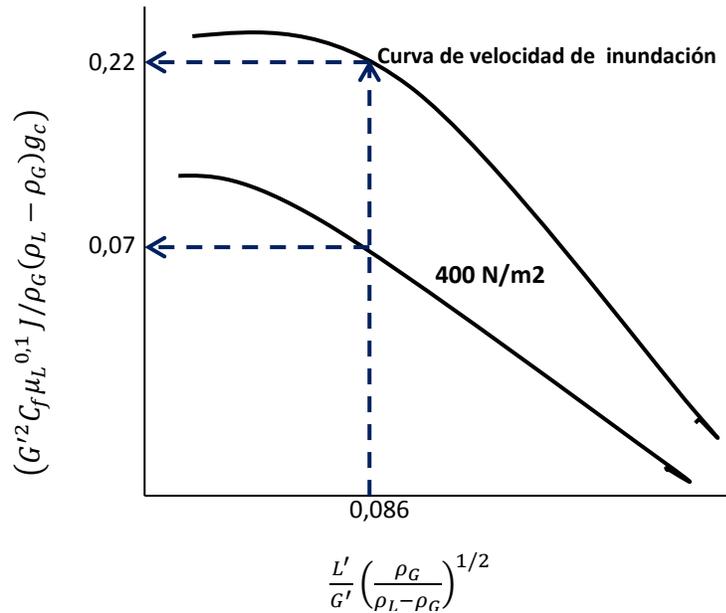


Figura N° 8: Esquema que muestra los valores relativos de la solución del caso de aplicación.

$$\left(\frac{G'^2 C_f \mu_L^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} \right) = 0.07 \qquad \left(\frac{G'^2 20 (0.0023)^{0.1}}{1.356 (804.4 - 1.356) 1} \right) = 0.07$$

De donde se obtiene:

$$G' = 2.645 \frac{kg}{m^2 s}, \text{ corresponde a la velocidad másica de operación.}$$

A la velocidad de inundación;

$$\left(\frac{G'^2 20 (0.0023)^{0.1}}{1.356 (804.4 - 1.356) 1} \right) = 0.22 \qquad G'_{inm} = 4.689 \frac{kg}{m^2 s}$$

Consecuentemente;

$$A = \frac{2.034 \frac{kg}{s}}{2.645 \frac{kg}{m^2 s}} = 0.769 m^2 \qquad A = \left(\frac{\pi (D)^2}{4} \right) \qquad D = \left(\frac{4(0.769)}{\pi} \right)^{0.5} = 0.9895 m = 1m$$

Si se utiliza un diámetro de 1m para el diseño, la nueva área de sección transversal es:

$$D = 1m \text{ (A)}$$

$$A = \left(\frac{\pi(1)^2}{4} \right) = 0.7854m^2$$

El flujo másico de operación será:

$$G'_{op} = \left(\frac{2.034}{0.7854} \right) = 2.589 \frac{kg}{m^2s} \quad \%G'_{inim} = \left(\frac{2.589}{4.689} \right) 100 = 55.23\% \quad (D)$$

Se observa que la fracción molar del gas cambia de 0.05 a 0.00602, del fondo al tope de la torre, y que la línea de equilibrio y la fuerza impulsora de los coeficientes globales de transferencia de masa están expresadas en fracción molar.

La composición del gas en equilibrio con el líquido de salida se calcula con la ecuación de equilibrio, 0.016 en fracción molar de benceno.

De la tabla N° 1.

$$H_{OG} = \frac{G}{K_{Oy} a_v (1 - y_{AG})_{\log}} \quad N_{OG} = \int_2^1 \frac{(1 - y_{AG})_{\log} dy_{AG}}{(y_{AG} - y_{AE})(1 - y_{AG})}$$

$$Z = H_{OG} * N_{OG}$$

$$(1 - y_{AG})_{\log} = \frac{(1 - y_{AE}) - (1 - y_{AG})}{\ln \frac{(1 - y_{AE})}{(1 - y_{AG})}} \quad (1 - y_{AG})_{\log} = \frac{(1 - 0.016) - (1 - 0.05)}{\ln \frac{(1 - 0.016)}{(1 - 0.05)}}$$

$$(1 - y_{AG})_{\log} = 0.9669$$

$$H_{OG} = \frac{\frac{240.12 \text{ kgmol}}{0.7854 \text{ hm}^2}}{250 \frac{\text{kgmol}}{\text{hm}^3 (\text{fmolar})} (1 - y_{AG})_{\log}} = 1.26m$$

Colburn desarrolló la siguiente expresión algebraica para calcular NOG cuando las soluciones son diluidas:

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln \left[\left(1 - \frac{mG}{L} \right) \left(\frac{y_{AG1} - mx_{AL2}}{y_{AG2} - mx_{AL2}} \right) + \frac{mG}{L} \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{0.12(0.0667)}{0.02366}} \ln \left[\left(1 - \frac{0.12(0.0667)}{0.02366} \right) \left(\frac{0.05 - 0.0}{0.00602 - 0.0} \right) + \frac{0.12(0.0667)}{0.02366} \right]$$

$$N_{OG} = 2.67$$

$$Z = H_{OG} * N_{OG} \quad Z = 1.26m * 2.67 = 3.36m \quad (C)$$

Como se indicó, también se puede calcular la altura de la torre a partir de los moles transferidos en la torre:

	YAG	XAL	YAE	YAG - YAE
Fondo (1)	0.05000	0.1299	0.0156	0.03440
Tope (2)	0.00602	0.0000	0.0000	0.00602

	YAG	XAL	YAE	YAG - YAE
FONDO (1)	0.05000	0.1299	0.0156	0.03440
TOPE (2)	0.00602	0.0000	0.0000	0.00602

$$(y_{AG} - y_{AE})_{\log} = \frac{(0.0344) - (0.00602)}{\ln \frac{(0.0344)}{(0.00602)}} = 0.0163$$

$$Z = \frac{G(y_{AG,1} - y_{AG,2})}{K_{oy} a_v (y_{AG} - y_{AE})_{\log}} \quad Z = \frac{305.59(0.05 - 0.00602)}{250(0.0163)} = 3.3m \quad (C)$$

	Y _{AG}	X _{AL}	Y _{AE}	Y _{AG} -Y _{AE}
FONDO (1)	0.05000	0.1299	0.41667	0.28677
TOPE (2)	0.00602	0.0000	0.05017	0.05017

	y _{AG}	x _{AL}	x _{AE}	x _{AE} - x _{AL}
Fondo (1)	0.05000	0.1299	0.41667	0.28677
Tope (2)	0.00602	0.0000	0.05017	0.05017

$$K_{oy} a_v (y_{AG} - y_{AE})_{\log} = K_{ox} a_v (x_{AE} - x_{AL})_{\log}$$

$$(x_{AE} - x_{AL})_{\log} = \frac{(0.28677) - (0.05017)}{\ln \frac{(0.28677)}{(0.05017)}} = 0.1357$$

$$K_{ox} a_v = \frac{K_{oy} a_v (y_{AG} - y_{AE})_{\log}}{(x_{AE} - x_{AL})_{\log}}$$

$$K_{ox} a_v = \frac{250(0.0163)}{(0.1357)} = 30.03 \frac{kgmol}{hm^3 (fmolar)} \quad (B)$$

La caída de presión en la torre es producto de cuatro contribuciones: la debida al empaque seco, la correspondiente al tránsito de los fluidos en contracorriente, la de los redistribuidores de flujo y soportes del empaque, y la de entrada y salida en las boquillas del gas.

En una torre bien diseñada, la contribución de los soportes del empaque y los redistribuidores de flujo es despreciable.

Las dos primeras contribuciones son las más importantes.

$$(\Delta p)_{\text{sec}} = \frac{G'^2 C_D(Z)}{\rho_{\text{Gas}}}$$

$$C_D = 36.5 \quad \text{Tabla N}^\circ 2$$

$$\frac{(\Delta p)_{\text{sec}}}{Z} = \frac{(2.589)^2 (36.5)}{1.356} = 180.43 \frac{N}{m^2}, \text{ por cada } m \text{ de altura}$$

$$\frac{(\Delta p)_{\text{Flujo}}}{Z} = 400 \frac{N}{m^2}, \text{ por cada } m \text{ de empaque}$$

$$(\Delta P_T) = 180.43(3.4) \frac{N}{m^2} + 400(3.4) \frac{N}{m^2} = 1973.45 \frac{N}{m^2} \quad (\text{E})$$

4.2 VALIDACIÓN DE LOS RESULTADOS

Para validar los valores obtenidos manualmente de la altura y diámetro de la torre descrita en la aplicación, se han considerado los resultados obtenidos mediante el programa SULCOL de la compañía Compañía Sulzer, utilizando los datos (empaque utilizado en el anillos Pall metálico de 50 mm, cuyas características son parecidas al relleno de la columna del problema resuelto manualmente), la altura obtenida de la torre de 3,40 m y un diámetro de 1.1 metros. (SULCOL. , 2016).

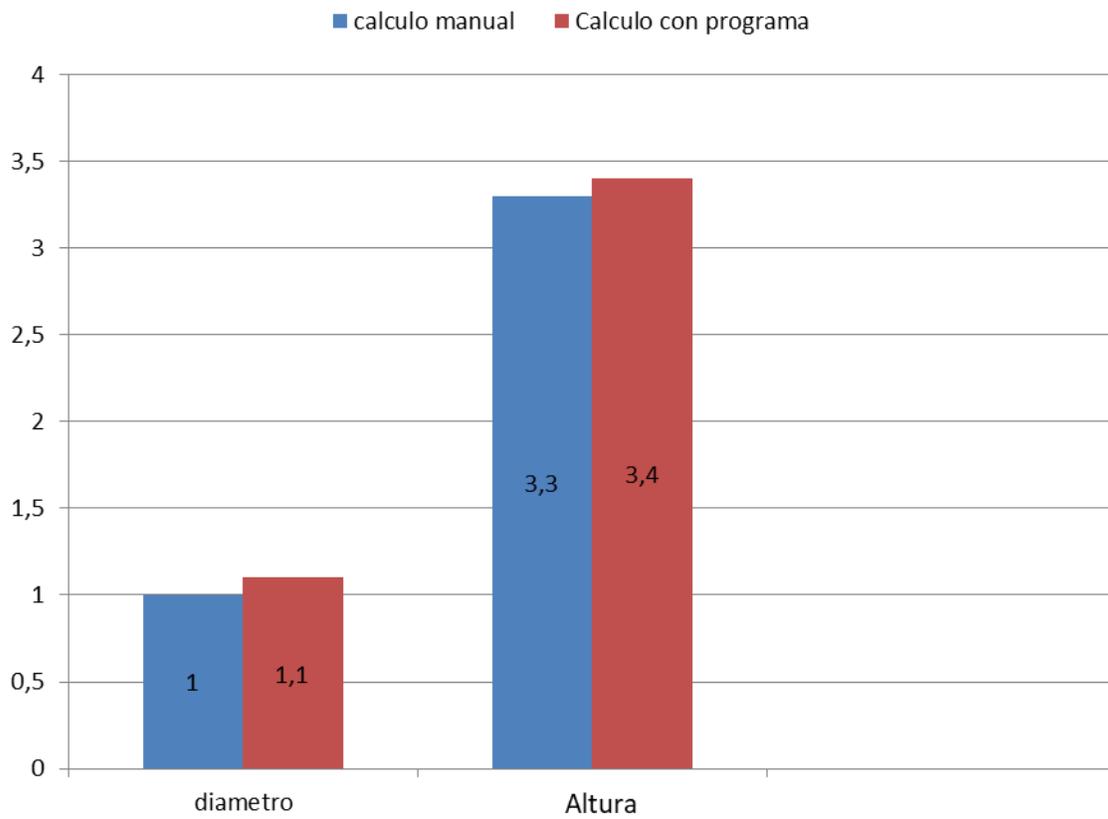


Figura N° 9: Validación solución de aplicación presentada.

CAPITULO VI

Conclusiones y Recomendaciones

6.1 Conclusión

El procedimiento manual utilizado para el cálculo del absorbedor empacado es válido, considerando la concordancia con los valores obtenidos por el programa SULCOL.

6.2 Recomendación:

Realizar el cálculo del absorbedor utilizando gráficos de Lobo, que es un diagrama más simplificado que el de Eckert utilizado en la aplicación.

CAPITULO VII

BIBLIOGRAFIA

Sherwood, T. K., Pigford, R. L., Wilke, C. R. (1975). *“Mass Transfer”*, . New York: 3ra Ed. McGraw Hill.

Alonso Jaques. (2010). Recuperado el 15 de enero de 2019, de

<https://studylib.es/doc/4490043/absorci%C3%B3n--desorci%C3%B3n--de-gases---ramos-on>

Henley, E. J., Seader, J. D, . (2000). *“Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ing. química”*. Barcelona. España: Reverté.

Ocon, G. J., Tojo, B. G,. (1966). *“Problemas de ingeniería Química”*, Tomo II, cap 6. España: Aguilar.

PERRY Robert H., et al. (2008). *Perry’s engineers handbook*. NY. USA: McGraw-Hill.

SULCOL. . (2016). *“Design-tool to develop columns with Packing and Trays”*. Rev. 3.0.8, Sulzer Chemtech. Switzerland: SWit.

Treybal, R. E. . (1967). *“Operaciones de Transferencia de Masa”*, 2da Ed. New York: McGraw-Hill.

Universitat Politècnica de Catalunya. (2012). Recuperado el 15 de enero de 2019, de

[http://lacova.upc.es/~ plantapilot/castella/model%/20matematic 2.3.html](http://lacova.upc.es/~plantapilot/castella/model%/20matematic 2.3.html)

Valiente Barderas, A. (2010). *Absorción*. Mexico D.F: UNAM.

Welty, H., Wicks, C.E., Wilson, R.E. (2015). *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. Mexico: LIMUSA.