



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL ESTADO DE MÉXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA COLUMNA DE ABSORCIÓN
EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL
LABORATORIO.

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUIMICO

PRESENTA:

GUADALUPE HINOJOSA GUTIÉRREZ

DIRIGIDA POR:

M. EN C. JOSÉ FRANCISCO BARRERA PICHARDO

ASESOR ADJUNTO:

DR. EN C. CÉSAR PÉREZ ALONSO

Toluca de Lerdo, México; Marzo 2021



INDICE

DEDICATORIA	¡Error! Marcador no definido.
AGRADECIMIENTOS	¡Error! Marcador no definido.
RESUMEN	VI
INTRODUCCIÓN	VII
HIPÓTESIS	VIII
OBJETIVOS	IX
General	IX
Específicos	IX
CAPÍTULO 1. GENERALIDADES	1
1.1 Procesos de separación.....	2
1.2 Absorción	5
1.2.1 Absorción física.....	6
1.2.2 Absorción química.....	6
1.3 Equipos de contacto continuo	7
1.3.1 Columnas de paredes mojadas.....	7
1.3.2 Columnas de platos.....	8
1.3.3 Columnas empacadas	11
1.3.4 Columnas empacadas frente a columna de platos	19
1.4 Caída de presión generalizada.....	20
1.5 Hidráulica de columnas de absorción.....	21
1.6 Diseño de torres empacadas para absorción.....	25
1.7 Métodos simplificados de diseño para la absorción de mezclas gaseosas diluidas	31
1.8 Transferencia de masa.....	34
CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA	36

2.1 Caracterización de empaques	44
Empacado al azar en húmedo	44
Empacado al azar en seco	44
2.2 Coeficientes volumétricos de transferencia de masa.....	46
2.3 Diseño de la columna de absorción.....	48
CAPÍTULO 3. PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	53
CAPÍTULO 4. CONCLUSIONES	73
REFERENCIAS.....	75
ANEXOS.....	77

Índice de tablas

Tabla 1. Características de los sistemas para contacto líquido-gas.	5
Tabla 2. Número de piezas / Volumen de agua para empacado al azar con agua	55
Tabla 3. Peso en kg de material de empaque / m^3 para empacado al azar con agua	55
Tabla 4. Espacios vacíos: ϵ para empacado al azar con agua	55
Tabla 5. Área de contacto en m^2/m^3 para empacado al azar con agua	56
Tabla 6. Número de piezas / Volumen de agua para empacado al azar en seco.....	56
Tabla 7. Peso en kg de material de empaque / m^3 para empacado al azar en seco	56
Tabla 8. Espacios vacíos: ϵ para empacado al azar en seco.....	57
Tabla 9. Área de contacto m^2/m^3 para empacado al azar en seco	57
Tabla 10. Comparación de datos del empacado al azar en seco y con agua.....	57
Tabla 11. Propiedades físicas del gas y del líquido para la determinación de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa.	58
Tabla 12. Valores para σ y ϵ_A/k obtenidos de la tabla K.2 del apéndice K.	58
Tabla 13. Datos de equilibrio para un sistema aire-CO ₂ -agua.....	63
Tabla 14. Valores obtenidos de y_A evaluados en la ecuación (4).	65
Tabla 15. Cálculo de las fracciones molares para gas y líquido respecto al gráfico de la Ilustración 26.	67
Tabla 16. Iteraciones para el cálculo de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa.....	69
Tabla 17. Resultados de altura de empacado “z” para los flujos supuestos.	70
Tabla 18. Comparación de concentraciones para los flujos que satisfacen $z=0.32$ m.	71

Índice de Ilustraciones

Figura 1. Proceso de separación general.	4
Figura 2. Diagrama general de una columna de paredes mojadas.	8
Figura 3. Sección esquemática a través de una torre de platos perforados.	10
Figura 4. Torre empacada.	12
Figura 5. Empaques al azar.	14
Figura 6. Empaques regulares.	15
Figura 7. Caída de presión típica para columnas empacadas.	16
Figura 8. Distribuidores de líquido de alimentación. a) Tipo orificio. b) Tipo vertedero. c) Tipo vertedero-canal.	18
Figura 9. Redistribuidores de líquido. a) Tipo Rosette. b) Tipo metálico.	18
Figura 10. Inundación y caída de presión en columnas con empaques al azar.	21
Figura 11. Pérdida de carga en una columna empacada.	23
Figura 12. Balance de materia para una torre de absorción empacada que opera a contracorriente.	25
Figura 13. Localización de líneas de operación para la absorción de A de la corriente V a la L.	26
Figura 14. Localización de líneas de operación para el empobrecimiento de A de la corriente L a la V. ...	27
Figura 15. Relación mínima líquido/gas para la absorción.	28
Figura 16. Línea de operación y composiciones interfaciales en una torre empacada para la absorción de gases diluidos.	33
Figura 17. Diagrama esquemático de la operación a contracorriente de un lecho empacado.	37
Figura 18. Diagrama de tubería e instrumentación.	39
Figura 19. Modelo en 3D de la Torre de absorción.	40
Figura 20. Diagrama de bloques del proceso de iteración.	42
Figura 21. Diagrama de bloques del método del trapecio.	43
Figura 22. Representación gráfica de las dimensiones de un anillo Raschig.	45
Figura 23. Torre de absorción empacada de la Facultad de Química, UAEMéx.	49
Figura 24. Gráfico para presentar línea de equilibrio, línea de operación y los puntos Q supuestos.	52
Figura 25. Línea de operación y de equilibrio del sistema.	65
Figura 26. Gráfico con puntos P y Q.	66
Figura 27. Detalle de diseño de la columna de absorción empacada para un sistema CO ₂ -agua.	72

RESUMEN

En este trabajo se desarrolló una metodología teórica-experimental basada en la hidrodinámica de diseño básico de una columna de absorción empacada a contracorriente para el sistema aire-CO₂-agua con el objetivo de validar el uso de la misma en el laboratorio de Ingeniería Química, para uso y disposición de los alumnos del Programa Educativo de Ingeniería Química de la Facultad de Química UAEMéx.

En primera instancia, se hizo la selección del empaque considerando material, costo y accesibilidad. Una vez seleccionado el empaque se llevó a cabo la caracterización de este mediante un método experimental, encontrando que resulta favorable realizar el empacado en seco, ya que, el número de piezas por metro cúbico es mayor, lo que implica que el área de contacto sea más grande, es decir, el empacado al azar en seco favorece el tiempo de contacto de los flujos de líquido y de gas, lo que se traduce en una mayor transferencia de masa.

Posteriormente, se determinaron los coeficientes de transferencia de masa volumétricos locales y globales y se implementó un procedimiento iterativo para validar el diseño de la columna de absorción.

Los resultados más importantes de este trabajo muestran que, para un diámetro de 0.1 m y altura de empaque de 0.32m de la columna, el flux de líquido a la entrada del equipo debe ser de 1.278 kmol/m²s, mientras que el flux de gas debe ser de 0.23 kmol/m²s. Las composiciones de diseño de las fracciones molares que satisfacen el sistema a la entrada de la columna fueron de 0 para el líquido x_2 y 0.1 para el gas y_1 . Las fracciones molares que satisfacen el sistema a la salida son 0.018 para el líquido x_1 y 0.008 para el gas y_2 .

Los coeficientes volumétricos resultantes son 3.411 kmol/m³s y 33.284 kmol/m³s para la fase del gas y el líquido, respectivamente.

Las condiciones de operación mencionadas se consideran las más idóneas para este sistema y se satisfacen si la columna de absorción opera a 1 atm de presión y 20°C, de esta manera se alcanza una eficiencia del 93%.

INTRODUCCIÓN

La creciente demanda de necesidades en la industria ha ocasionado que se presenten alternativas para un mayor aprovechamiento de sus procesos. Ejemplo de ello, es la separación y purificación de compuestos de interés a partir de mezclas, para recuperar dicho compuesto o simplemente desecharlo y que el residuo se encuentre dentro de las regulaciones ambientales.

Ejemplos de separadores de mezclas son los absorbedores de gas. Estos equipos 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.

La absorción es un proceso donde uno o más componentes solubles de una mezcla de gases están disueltos en un líquido. El proceso de absorción puede categorizarse como físico o químico. 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 se encuentra el agua, aceites minerales, aceites de hidrocarburos volátiles y soluciones acuosas.

Dentro de este contexto, este trabajo pretende estudiar y analizar la recuperación de CO₂ a través de un flujo de corriente de agua. Por tanto, está enfocado en el diseño básico y caracterización de los componentes asociados a una columna de absorción empacada a nivel laboratorio, que permita que los estudiantes del Programa Educativo de Ingeniería Química de la Facultad de Química desarrollen y maximicen sus habilidades y de esta manera dar mejores resultados y alternativas en la industria.

Este trabajo se encuentra distribuido en cuatro capítulos, en el primero se abarca el marco teórico y generalidades, el segundo capítulo es la metodología, en el cual hablo de la caracterización de empaques, los coeficientes volumétricos y el diseño de la columna de absorción. En el tercer capítulo se presentan los resultados obtenidos a lo largo de la investigación y por último en el cuarto capítulo, las conclusiones.

HIPÓTESIS

Es posible validar el uso de una columna de absorción de gases empacada mediante la implementación de métodos desde el punto de vista hidrodinámico para la realización de prácticas de laboratorio por parte de los alumnos del Programa Educativo de Ingeniería Química.

OBJETIVOS

General

Implementar métodos desde el punto de vista hidrodinámico para validar el uso de una columna de absorción en el laboratorio de Ingeniería Química, para uso y disposición de los alumnos del Programa Educativo de Ingeniería Química de la Facultad de Química UAEMéx.

Específicos

- Seleccionar el tipo de empaque que opere como la mejor superficie de contacto y permita la máxima transferencia de los componentes.
- Caracterizar los empaques a utilizar para la operación de la columna de absorción.
- Desarrollar el conjunto de pruebas hidrodinámicas que permitan validar el uso de la columna de absorción.
- Validar el correcto funcionamiento de la torre de absorción para su operación.

CAPÍTULO 1. GENERALIDADES

1.1 Procesos de separación

A menudo, en la industria se presenta la necesidad de separar mezclas en sus componentes individuales para recuperar determinado compuesto y aprovecharlo en el proceso o para desecharlo, si se presenta como impureza. Las fracciones pueden diferenciarse entre sí por el tamaño de las partículas, por su estado o por su composición química (Universidad Nacional Autónoma de México, 2012).

A lo largo del tiempo, un gran número de métodos se han desarrollado para llevar a cabo tales separaciones y algunas operaciones básicas se dedican a ello. En la realidad se presentan muchos problemas de separación y es el ingeniero quien, con base en su criterio, debe elegir el método más conveniente para cada caso (Universidad Nacional Autónoma de México, 2012).

Los procesos para separar los componentes de las mezclas son de dos tipos: mecánicos y por difusión.

Procesos de separación mecánicos

La separación mecánica se aplica a mezclas heterogéneas líquido-líquido, sólido-gas, líquido-gas, sólido-sólido y sólido líquido, debido a que las técnicas se basan en diferencias físicas entre las partículas, como el tamaño, la forma, la densidad, propiedades eléctricas o magnéticas (King, 2003).

a) Tamizado

Este proceso se basa únicamente en la diferencia de tamaño de las partículas, los sólidos se vierten sobre la superficie perforada o tamiz, que deja pasar los “finos” (partículas de menor tamaño) y retiene las de tamaños superiores.

b) Filtración

La filtración es la separación de partículas sólidas que se encuentran contenidas en un fluido, pasándolo a través de un medio filtrante, sobre el que se depositan los sólidos. El fluido puede ser un sólido o un gas; el tamaño y forma de las partículas sólidas puede variar, así mismo su rigidez y flexibilidad.

c) Sedimentación por gravedad

Se utiliza para llevar a cabo la separación de sólidos contenidos en gases y líquidos.

Procesos de separación por difusión

Este grupo de operaciones para separación de componentes, se basan en la transferencia de material desde una fase homogénea a otra, a diferencia de los procesos de separación mecánicos, estos utilizan diferencias de presión de vapor o de solubilidad. En este tipo de operaciones se requiere de una fuerza impulsora como en la transferencia de calor y masa (King, 2003).

a) Destilación

El objetivo de la destilación es separar mediante vaporización, una mezcla líquida de sustancias miscibles y volátiles en sus componentes individuales, o en algunos casos en grupos de componentes.

b) Absorción de gases

En este caso, un vapor soluble contenido en una mezcla de gas inerte es absorbido mediante un líquido en el que el soluto gaseoso es más o menos soluble.

c) Deshumidificación

La fase líquida es una sustancia pura que está constituida por el componente que se separa de la corriente gaseosa. Con frecuencia el gas inerte o vapor es prácticamente insoluble en el líquido.

d) Extracción líquido-líquido

También conocida como extracción con disolvente, en la que se trata una mezcla líquida con un disolvente que disuelve preferentemente a uno o más componentes de la mezcla. La mezcla tratada en esta forma se llama refinado y la fase rica en disolvente recibe el nombre de extracto. El componente que se transmite desde el refinado hacia el extracto es el soluto, y el componente que queda en el refinado es el diluyente.

e) Lixiviación

En la lixiviación o extracción de sólidos, el material soluble contenido en una mezcla con un sólido inerte se diluye en un disolvente líquido. El material disuelto o soluto se puede recuperar posteriormente por evaporación o cristalización.

f) Cristalización

Mediante la formación de cristales se separa un soluto de una solución líquida dejando generalmente las impurezas en la masa fundida o en las aguas madres. Este método se utiliza para obtener cristales de alta pureza formados por partículas de tamaño uniforme y aspecto atractivo.

En la Figura 1 se muestra un esquema general de un proceso de separación, en el cual se alimenta una o varias corrientes de materia y hay como mínimo dos corrientes de producto que difieren en composición; esto como consecuencia de la naturaleza fundamental de una *separación*.

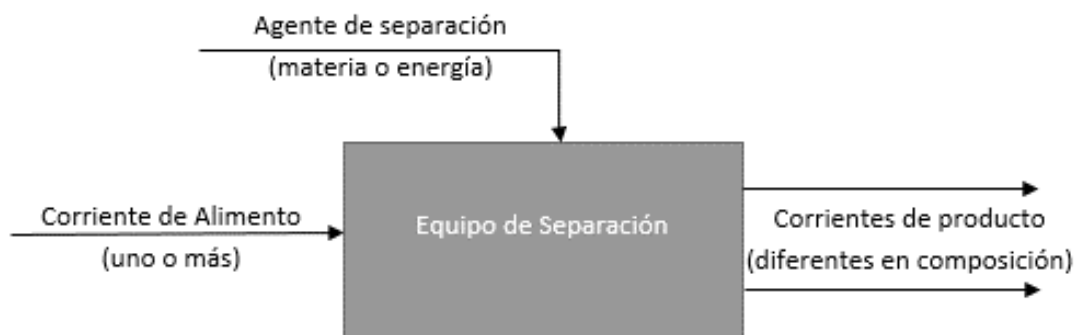


Figura 1. Proceso de separación general.

Fuente: (King, 2003)

Las operaciones unitarias son procesos de transferencia de materia entre fases debido a que implican la creación de una segunda fase, mediante una fuerza impulsora, y la subsiguiente separación selectiva de componentes físicos de la mezcla monofásica original por transferencia hacia la nueva fase creada (Henley & Seader, 2003).

El proceso de separación en contracorriente puede definirse como un proceso en el que dos fases fluyen en contacto en direcciones opuestas para producir un gradiente de concentración entre la entrada y la salida. El hecho dominante es el gradiente de concentración y el objetivo del proceso

es alcanzar un cambio de concentración de uno o más componentes de la alimentación, algunas de las características para los sistemas de contacto líquido-gas se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1. Características de los sistemas para contacto líquido-gas.

Denominación	Tipo de flujo	Mecanismo	Fase continua	Aplicaciones
Columna de platos	Cruzado, contracorriente	Integral	Líquido y/o gas	Absorción, rectificación, desorción
Columna de relleno	Contracorriente, paralelo	Diferencial	Líquido y/o gas	Absorción, rectificación, desorción, humidificación, deshumidificación
Columna de paredes mojadas	Contracorriente, paralelo	Diferencial	Líquido y/o gas	Absorción, rectificación, desorción, evaporación
Cámara de rocío	Paralelo, cruzado, contracorriente	Diferencial	Gas	Absorción, desorción, humidificación, deshumidificación
Intercambiador de calor	Paralelo, contracorriente	Diferencial	Gas	Evaporación, deflegmación
Recipiente con agitación	Mezcla completa	Integral	Líquido	Absorción
Mezclador lineal	Paralelo	Diferencial	Líquido o gas	Absorción, desorción

Fuente: (Perry, Green, & Maloney, 2001)

1.2 Absorción

Cuando las dos fases que entran en contacto son un gas y un líquido, la operación unitaria se llama *absorción*. Un soluto *A*, o varios solutos, se absorben de la fase gaseosa y pasan a la líquida. Este proceso implica una difusión molecular turbulenta o una transferencia de masa del soluto *A* a través del gas *B*, que no se difunde y está en reposo, hacia un líquido *C*, también en

reposito (Geankoplis, 2006). Esta operación se describe como una forma de limpiar las mezclas de gases, recuperando o eliminando un compuesto específico y con un objetivo claro.

También se describe a la absorción como una operación unitaria en la que se eliminan uno o más componentes de una corriente de gas al ser tomados, o absorbidos, por un líquido no volátil (solvente). En este caso el solvente líquido debe agregarse como agente separador (Wankat, 2008).

El éxito de un proceso de absorción está ligado con la elección del disolvente que se adicione. Las características que debe presentar la especie absorbente son:

- Solubilidad del gas. La solubilidad del gas debe ser elevada, a fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida de disolvente.
- Volatilidad. El disolvente debe tener una presión baja de vapor, puesto que el gas saliente en una operación de absorción generalmente está saturado con el disolvente y, en consecuencia, puede perderse una gran cantidad.
- Corrosión. Los materiales de construcción que se necesitan para el equipo no deben ser raros o costosos.
- Costo. El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe ser fácilmente recuperable.
- Viscosidad. Se prefiere la viscosidad baja para tener una mejor fluidez, mejores características en la inundación de las torres, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor.
- Otras características. Si es posible, el disolvente no debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelamiento (Geankoplis, 2006).

1.2.1 Absorción física

En este tipo de absorción, el gas se elimina por tener mayor solubilidad en el disolvente que otros gases. Un ejemplo es la eliminación, con un aceite pesado, de butano y pentano de una mezcla gaseosa de refinería (Wankat, 2008).

1.2.2 Absorción química

El gas que se va a eliminar reacciona con el solvente y queda en solución. Un ejemplo es la eliminación de CO₂ o de H₂S por reacción con NaOH, o con monoetanolamina (MEA). Para las reacciones irreversibles, el líquido que resulta debe desecharse, mientras que en las reacciones

reversibles el solvente se puede regresar, es por esto por lo que con frecuencia se prefieren las reacciones reversibles (Wankat, 2008).

1.3 Equipos de contacto continuo

Los equipos de contacto continuo son torres o columnas con diferentes tipos de empaques o platos, particularmente útiles cuando la caída de presión debe ser pequeña, como en especies fácilmente removibles, y cuando la retención del líquido debe ser poca, como en compuestos con baja solubilidad.

Las columnas de separación son equipos que permiten poner en contacto dos fluidos a contracorriente o corriente directa, donde el componente de interés de la fase gaseosa se transfiere a la fase líquida.

1.3.1 Columnas de paredes mojadas

Estas columnas, también llamadas de película descendente, encuentran aplicación en problemas de transferencia de materia en los que el proceso de absorción requiere, a la vez, una elevada velocidad de transmisión de calor. Este equipo proporciona grandes áreas abiertas para la transmisión de calor, para una velocidad de transferencia de materia dada, debido a la baja velocidad de transferencia de materia que le es inherente (Perry, Green, & Maloney, 2001).

Estos aparatos se han utilizado para el estudio teórico de transferencia de masa, debido a que la superficie interfacial entre las fases se mantiene fácilmente bajo control y puede medirse. Industrialmente, se han utilizado como absorbedores para ácido clorhídrico, en donde la absorción va acompañada por una gran evolución de calor, en este caso, la torre de paredes mojadas está rodeada por agua fría que fluye rápidamente. La caída de presión del gas en estas torres es probablemente menor que en cualquier otro aparato de contacto gas-líquido, para un conjunto dado de condiciones de operación (Treybal, 1990).

En la Figura 2 se muestra un diagrama general de las columnas de paredes mojadas.

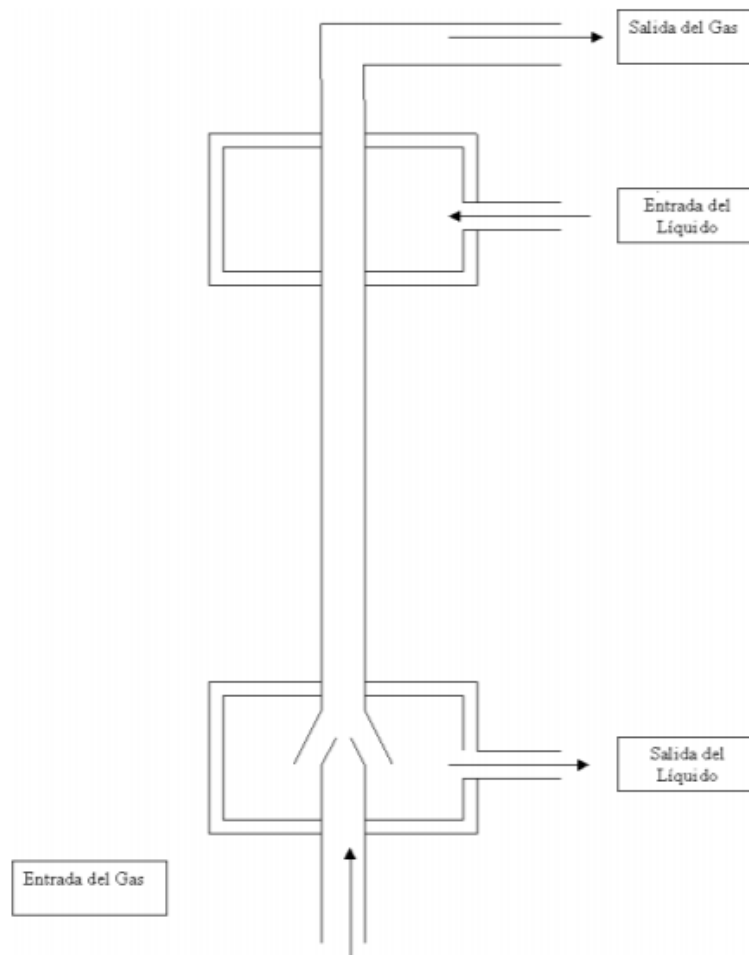


Figura 2. Diagrama general de una columna de paredes mojadas.

Fuente: (Ortegón Gil, 2003)

1.3.2 Columnas de platos

Las torres de platos son cilindros verticales en que el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas. El líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad. El gas pasa hacia arriba, a través de orificios de un tipo u otro en el plato; entonces burbujea a través del líquido para formar una espuma, se separa de la espuma y pasa al plato superior (Treybal, 1990).

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

En una columna de platos se tiene un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido. Cada plato en la torre representa una etapa, ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan. Un ejemplo de este tipo de columnas se muestra en la Figura 3.

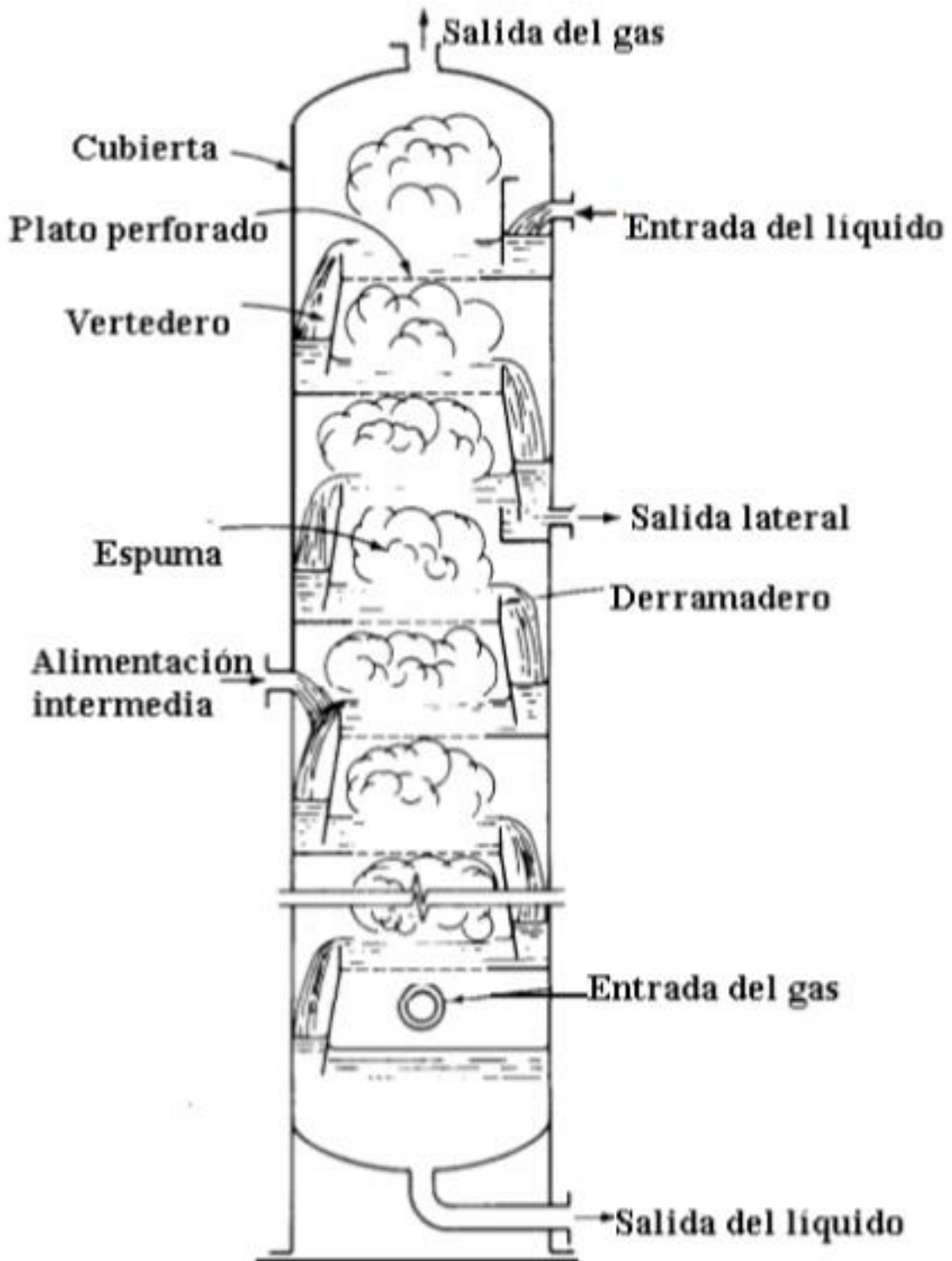


Figura 3. Sección esquemática a través de una torre de platos perforados.

Fuente: (Treybal, 1990).

El número de platos en una columna está ligado a la naturaleza de la separación de cada sistema y solo se puede determinar por el balance de materia y las condiciones del equilibrio. Para obtener una eficiencia de platos alta, se requiere un largo tiempo de contacto y una superficie interfacial grande (Treybal, 1990).

Los tipos de platos más comunes son: los platos perforados, platos de válvula y platos de capuchones.

Plato perforado. En este, el gas burbujea hacia arriba por los hoyos sencillos del plato a través del líquido que fluye. Los orificios tienen diversos tamaños que oscilan entre los 3 y los 12 mm de diámetro y es el de 5 mm un tamaño común. El área de vapor de los orificios varía entre el 5 y el 15% del área del plato. El líquido se conserva sobre la superficie del plato, y no puede fluir hacia abajo a través de los orificios porque se lo impide la energía cinética del gas. La profundidad del líquido sobre el plato se mantiene por medio de un vertedero de salida con sobre flujo. El líquido de sobre flujo fluye por la canilla inferior hacia el siguiente plato inferior (Geankoplis, 2006).

Plato de válvulas. Es una modificación en el plato perforado, que consiste en aberturas en el plato y una cubierta de válvulas con movimiento vertical para cada abertura, que proporciona un área abierta variable; esta debe su variabilidad al flujo de vapor que inhibe la fuga del líquido por la abertura a bajas tasas de vapor. Por lo tanto, este plato opera a un intervalo mayor de tasas de flujo que el plato perforado, con un costo solo un 20% mayor (Geankoplis, 2006).

Plato de capuchones. En este tipo de platos, el gas se eleva a través de las aberturas del plato hacia el interior de los capuchones. Después el gas fluye por las ranuras de la periferia de cada tapa y las burbujas fluyen hacia arriba por el líquido que fluye. Sin embargo, el costo de este tipo de platos es casi el doble que el de los platos perforados (Geankoplis, 2006).

1.3.3 Columnas empacadas

Las torres empacadas son equipos de transferencia de masa gas-líquido ampliamente usados en operaciones tales como: absorción (física y química), desorción, extracción, deshumidificación, entre otras. Sus sistemas internos son: sistemas de alimentación, distribución y redistribución; retenedores y soporte de empaques; colectores de líquido y eliminadores de arrastre (Gainza Delgado, 2012).

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

Las torres empacadas utilizadas para el contacto continuo del líquido y el gas, tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre estos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas (Treybal, 1990).

En la Figura 4 se observa un diagrama general de las torres empacadas.

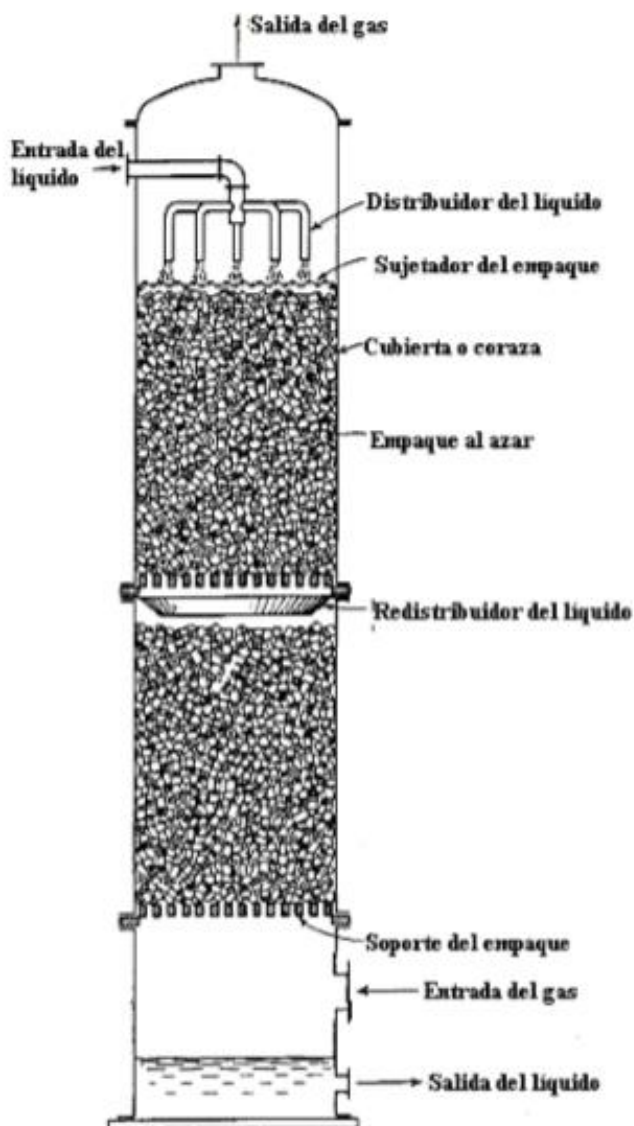


Figura 4. Torre empacada.

Fuente: (Treybal, 1990).

1.3.3.1 Empaques

Los empaques son formas sólidas que rellenan las columnas y tienen como función propiciar un contacto íntimo entre las fases gaseosa y líquida, para obtener una mayor área de contacto con una mínima resistencia al flujo, obteniendo así un mayor porcentaje de transferencia de masa.

Durante la revolución industrial, las columnas de absorción se rellenaban con grava, coque, cuarzo de forma irregular y trozos de vidrio o cerámicas, pero daba como resultado un comportamiento impredecible, siendo imposible realizar una comparación o análisis entre columnas ya que no había dos de igual comportamiento.

En 1915, se diseñó el primer relleno uniforme, el empaque anillo Rasching, éste permitió reproducir las condiciones de operación de un equipo a otro y mejorar el comportamiento de las columnas. El anillo Rasching durante 50 años fue un empaque de uso universal, ahora el uso de empaque se ha extendido y diversificado empleando plástico o monofilamente tejido como material de construcción (Morales-Ramírez & Pérez-Sandoval, 2015).

Por su forma de acomodo dentro de las columnas, los empaques pueden encontrarse:

- Al azar

El acomodo al azar se da cuando los empaques se arrojan de manera aleatoria a la columna, sin seguir un patrón de acomodo y los más comunes para esta operación son los anillos Rasching, los anillos de Lessing, sillas de Berl, sillas Intalox, los anillos de Pall o Flexirings, anillos de cascada y como una variación los Hy-Pak (Treybal, 1990).

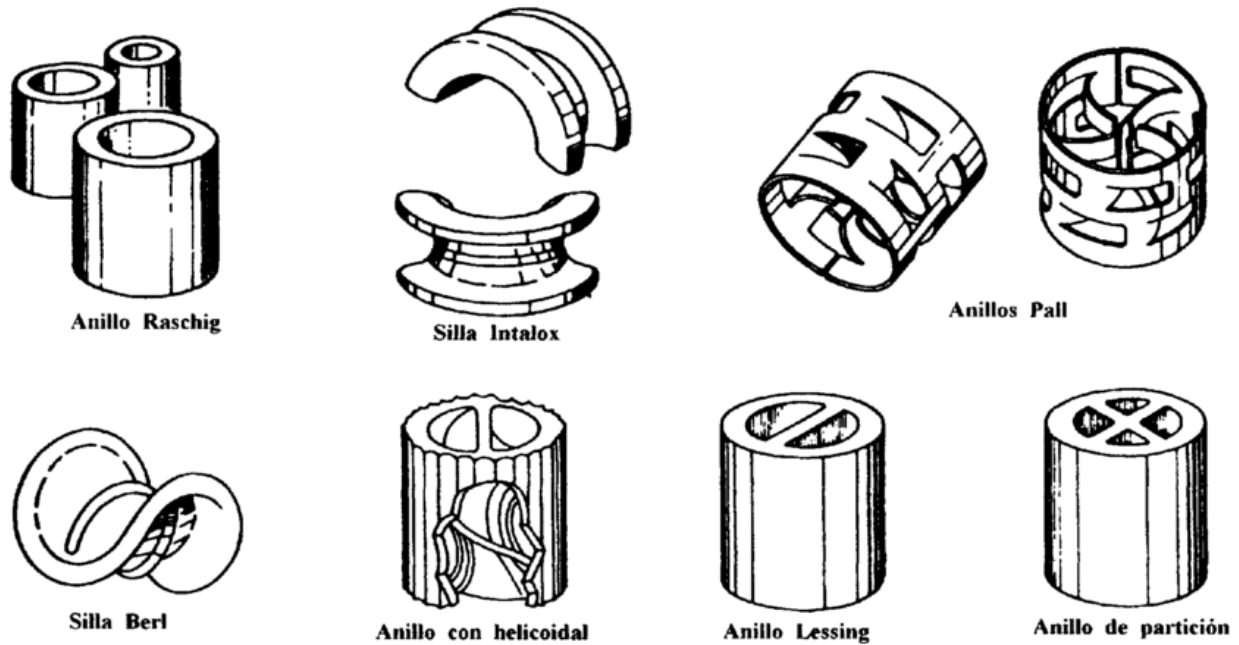


Figura 5. Empaques al azar.

Fuente: (Marcilla Gomis, 2019).

- Regulares (ordenado)

El acomodo regular es lo contrario al acomodo al azar. Este tipo de acomodo ofrece una menor caída de presión para el gas y un mayor flujo, generalmente su instalación es más costosa que la necesaria para los empaques al azar. Los empaques más comunes para este arreglo son los anillos hacinados de Rasching, rejillas o vallas de madera, la malla de alambre tejida y los mezcladores estáticos (Treybal, 1990).

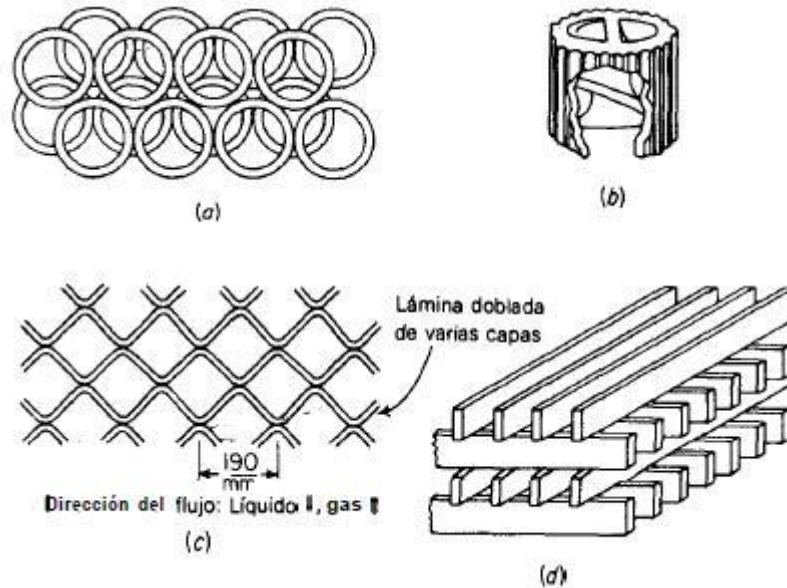


Figura 6. Empaques regulares.

Fuente: (Treybal, 1990).

El empaque de la columna debe ofrecer las siguientes características:

1. Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La superficie del empaque por unidad de volumen de espacio empacado a_n debe ser grande, pero no en el sentido microscópico. La superficie específica de empaque a_n , es por lo general, más grande que la superficie interfacial líquido-gas.
2. Poseer las características deseables del flujo de fluidos, esto significa que el flujo fraccionario vacío, e , o fracción de espacio vacío, en el lecho empacado debe ser grande. El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre, sin recargo o inundación; debe ser baja la caída de presión del gas. Más aún, la caída de presión del gas debe ser principalmente el resultado de la fricción peculiar, si es posible, puesto que es más efectivo que formar arrastres al promover valores elevados de los coeficientes de transferencia de masa.
3. Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
4. Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
5. Tener bajo precio (Treybal, 1990).

1.3.3.2 Caída de presión en columnas empacadas

Una columna empacada que opera en contracorriente a flujo constante de líquido presenta una caída de presión generada por el empaque, que varía en forma exponencial con respecto al flujo de gas (King, 2003).

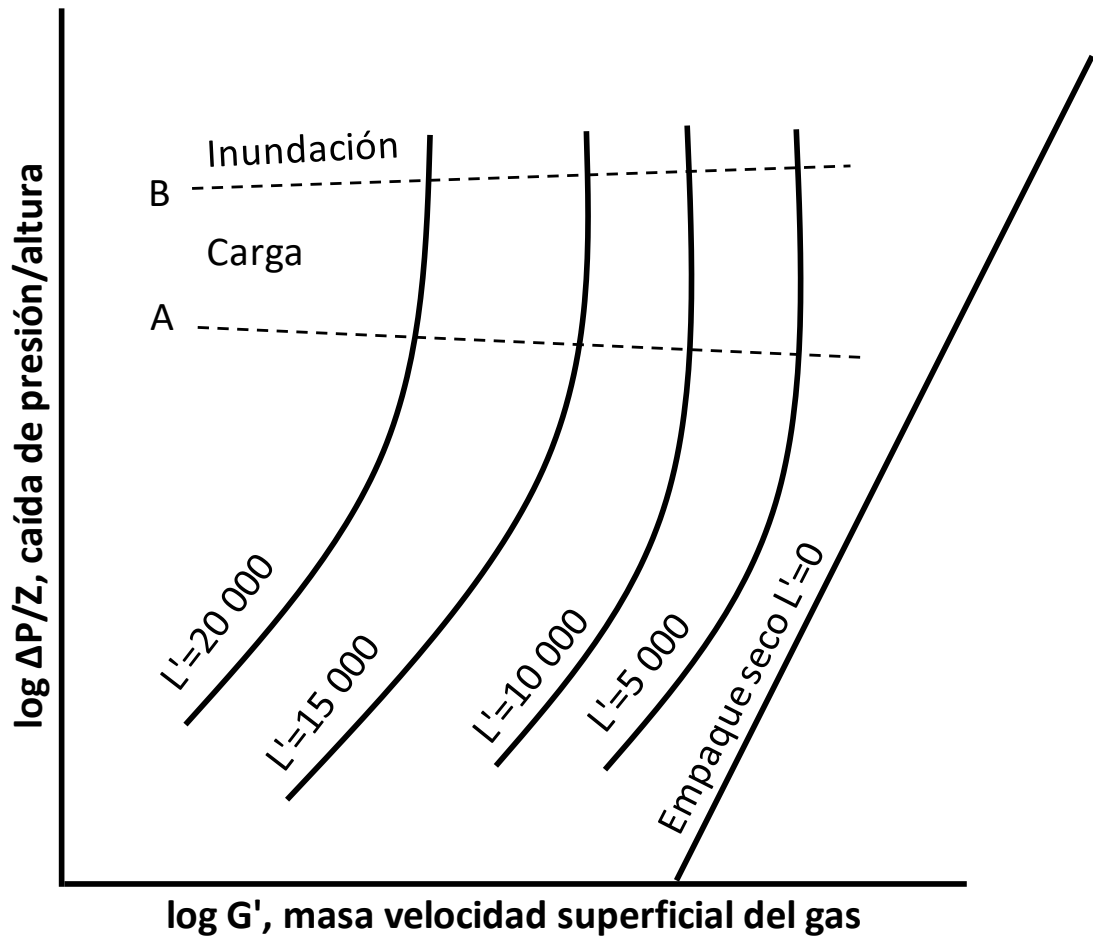


Figura 7. Caída de presión típica para columnas empacadas.

Fuente: (Treybal, 1990)

A medida que incrementa el flujo ascendente de gas, el flujo del líquido resulta frenado, disminuyendo el área libre de flujo y por lo tanto la caída de presión será mayor que si el empaque estuviera seco; como consecuencia, la caída de presión se incrementa en función directa al flujo líquido (Morales-Ramírez & Pérez-Sandoval, 2015) (Véase Figura 7).

En la región debajo de **A**, la retención del líquido representa la cantidad de líquido contenido en el lecho empacado y es razonablemente constante con respecto a los cambios en la velocidad del gas, aunque aumenta con el flujo del líquido.

El cambio de pendiente indicado en la Figura 7 (región A-B) corresponde a la reducción de área libre debido al líquido sostenido por el flujo de gas, y se conoce como carga específica.

Después del punto B, ocurre el fenómeno conocido como inundación y consiste en que la columna se llena de líquido a partir del fondo o de un punto intermedio de la zona empacada. Con la inundación, se invierten las fases de gas continuo- líquido disperso a gas disperso- líquido continuo y la velocidad de transferencia de masa se reduce drásticamente (Treybal, 1990).

1.3.3.3 Cuerpo de la torre

Esta puede ser de madera, metal, porcelana química, ladrillo a prueba de ácidos, vidrio, plástico, metal cubierto de plástico o vidrio, u otro material, según las condiciones de corrosión. Para facilitar su construcción y aumentar su resistencia, generalmente son circulares en la sección transversal (Treybal, 1990).

1.3.3.4 Soporte y contenedores del empaque

La función de los platos de soporte es sostener el peso del empaque seco y tener una amplia área libre para permitir el flujo del líquido y del gas con un mínimo de refrenado y caída de presión. Se emplean rejillas con espacios anchos; pero se prefiere un soporte donde las entradas del gas son proporcionadas sobre el nivel donde el líquido fluye desde el lecho, propiciando paso separado del líquido y del gas. Los contenedores de empaques evitan el levantamiento del empaque durante un aumento repentino en el flujo del gas (Gainza Delgado, 2012).

1.3.3.5 Distribuidor y redistribuidor de líquidos

El relleno, por sí solo, no conduce a una adecuada distribución del líquido de alimentación. Los dos distribuidores más altamente utilizados son los de orificios y los de tipo vertedero (Véase Figura 8). En los de tipo vertedero en forma de V para la distribución del líquido. En los de tipo orificio, el líquido desciende a través de los orificios y el gas asciende por unos tubos. Los distribuidores de tipo vertedero-canal son más caros, pero más versátiles. El líquido se distribuye proporcionalmente a través de una o más bandejas de partición y después pasa a los canales con vertedero (Morales-Ramírez & Pérez-Sandoval, 2015).

Los redistribuidores tienen como función recoger el líquido que baja por las paredes, o que se encuentra en alguna zona de la columna, y redistribuirlo para establecer un modelo uniforme de distribución. En la Figura 9 se muestra un distribuidor tipo Rosette que va soldado a la pared de la columna y un redistribuidor que efectúa una recolección total del líquido antes de su redistribución. La altura máxima de lecho que puede existir sin redistribuidor de líquidos depende del tipo de relleno y del proceso (Morales-Ramírez & Pérez-Sandoval, 2015).

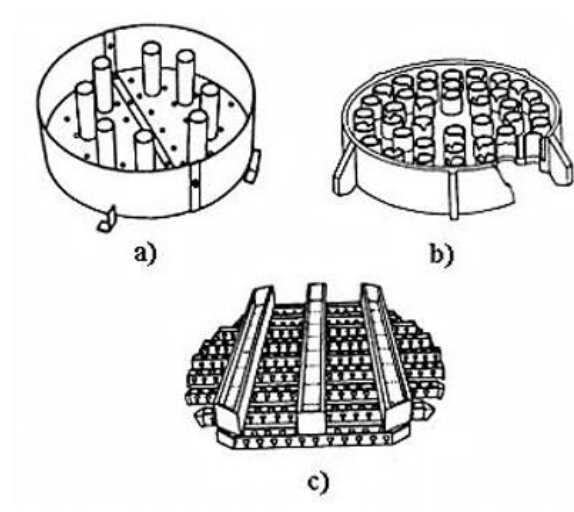


Figura 8. Distribuidores de líquido de alimentación. a) Tipo orificio. b) Tipo vertedero. c) Tipo vertedero-canal.

Fuente: (Morales-Ramírez & Pérez-Sandoval, 2015).

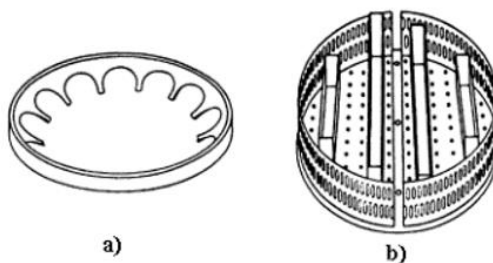


Figura 9. Redistribuidores de líquido. a) Tipo Rosette. b) Tipo metálico.

Fuente: (Morales-Ramírez & Pérez-Sandoval, 2015)

1.3.3.6 Eliminador de arrastre

Los eliminadores de arrastre o neblina se usan para evitar que, a velocidades elevadas de gas, el gas que abandona la parte superior del empaque pueda acarrear gotitas del líquido como niebla. Estos pueden ser construidos como un colchón de mallas entretejidas o con empaque seco al azar (Gainza Delgado, 2012).

1.3.4 Columnas empacadas frente a columna de platos

Las columnas empacadas y de platos pueden utilizarse indistintamente para muchas operaciones de contacto en contracorriente. Las siguientes condiciones favorecen a las columnas empacadas:

1. Si el diámetro de la columna es menor de 0.6m (2.0 ft) el relleno es más barato que los platos, a menos que aquel deba ser de alguna aleación metálica.
2. Las columnas empacadas pueden manejar ácidos y otros materiales corrosivos porque pueden construirse de cerámica, carbono u otro material resistente.
3. Los líquidos con tendencia a producir espuma pueden manejarse mejor en columnas empacadas porque en ellas el gas produce un grado relativamente bajo de agitación del líquido.
4. La retención de líquido puede ser considerablemente menor en columnas empacadas que de platos, lo que constituye una ventaja cuando el líquido es sensible al calor.

Por el contrario, las condiciones siguientes resultan desfavorables para las columnas empacadas:

1. Si el gas o el líquido contienen sólidos, las columnas de platos pueden ser diseñadas para permitir más fácilmente la limpieza.
2. Algunos materiales de relleno se rompen fácilmente durante su inserción en la columna o como resultado de las dilataciones y contracciones térmicas.
3. Para caudales elevados de líquido, las columnas de platos resultan, con frecuencia, más económicos que las de relleno.

4. En caso necesario, la incorporación de serpentines de refrigeración es más simple en las columnas de platos.
5. Un caudal de líquido bajo conducirá a la humectación incompleta del relleno, lo que hará disminuir la eficacia del contacto.

1.4 Caída de presión generalizada

Las condiciones de inundación de una columna empacada pueden conocerse por medio de la gráfica Inundación y caída de presión en columnas con empaques al azar (Treybal, 1990) (Véase Figura 10). El parámetro de las curvas está diseñado para las caídas de presión del gas en unidades de $(\text{N/m}^2) / \text{m}$. Normalmente los absorbedores y desorbedores están diseñados para caídas de presión de gas de 200 a 400 N/m^2 por metro de espesor empacado.

Para el eje de las ordenadas:

$$\frac{\bar{G}^2 C_{fu}^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} \quad (1)$$

Para el eje de las abscisas:

$$\frac{\bar{L}'}{\bar{G}'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (2)$$

donde \bar{G}' es la velocidad másica total de la fase gaseosa que entra por la base o el domo de la columna en $\text{lbm/ft}^2 \text{ h}$ o $\text{kgm/m}^2 \text{ s}$; \bar{L}' es la velocidad másica total de la fase líquida que entra por la base o el domo de la columna en $\text{lbm/ft}^2 \text{ h}$ o $\text{kgm/m}^2 \text{ s}$; C_f es el factor de empaque; μ es la viscosidad del líquido en centipoise; J es una constante. Para sistema inglés $J = 1.502$, para sistema internacional $J = 1$; ρ_G es la densidad del gas en lbm/ft^3 o kgm/m^3 ; ρ_L es la densidad del líquido en lbm/ft^3 o kgm/m^3 ; g_c es la constante gravitacional. Para sistema inglés $g_c = 4.10(10)^8$, para sistema internacional $g_c = 1$.

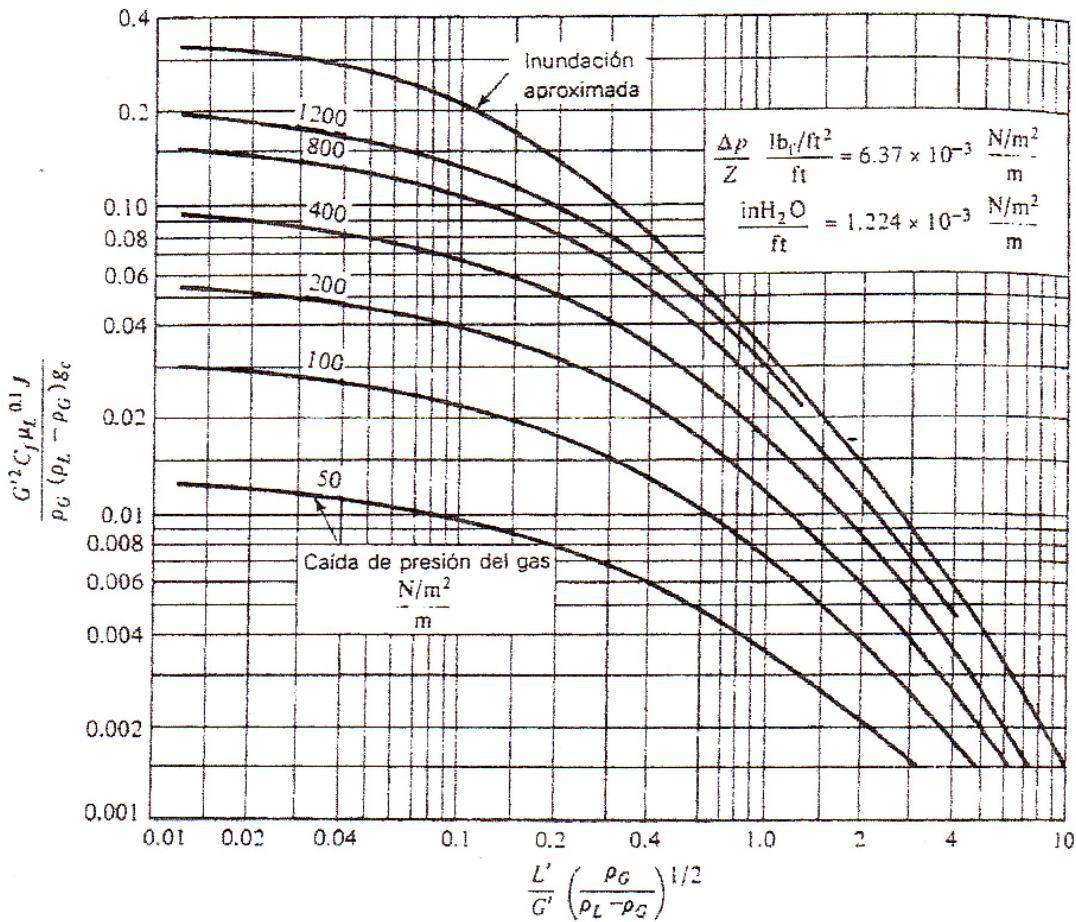


Figura 10. Inundación y caída de presión en columnas con empaques al azar.

Fuente: (Treybal, 1990).

1.5 Hidráulica de columnas de absorción

En una torre empacada, operación a contracorriente, se identifican varios regímenes de operación (Treybal, 1990).

- Régimen de carga insuficiente: bajas velocidades del líquido donde la torre se comporta como si el empaque estuviera seco (Véase Figura 11, entre AB y EF).
- Régimen de precarga: La caída de presión se incrementa uniformemente con el incremento del flujo de gas. La retención de líquido es razonablemente constante con el régimen de gas. (Véase Figura 11, A-B; A'-B')

- Régimen de carga: Se alcanza la máxima eficiencia; pero algunas formas de inestabilidad pueden conducir al régimen de inundación, dada la vecindad existente entre estos dos regímenes. La retención de líquido aumenta con el régimen de gas y, por consiguiente, aumenta el área interfacial efectiva en el lecho empacado; el área libre para el flujo de gas se hace menor e incrementa la caída de presión. Es un punto deseado para la operación debido a que hay un tránsito óptimo de las fases sin provocar una excesiva caída de presión. (Véase Figura 11, B-C; B'-C').
- Régimen de inundación: Se caracteriza por: 1. La conversión del líquido en la fase continua (el líquido llena la torre) y el gas, en la fase dispersa, 2. El arrastre excesivo de líquido por el gas ascendente, 3. Pobre eficiencia y elevada caída de presión. Se considera el límite superior de operación de la columna (Véase Figura 11, C-C').
- Punto de operación estable: Punto de operación por encima de la región de inundación en el cual la torre opera como una columna de burbujeo, de poco interés práctico (Véase Figura 11, D-D' hacia arriba)

El cambio en las condiciones de A y B es gradual, por lo que la carga inicial y la inundación frecuentemente se determina por el cambio de pendiente de la curva de caída de presión más que a través de cualquier punto visible (Treybal, 1990). La mayor parte de las torres operan en la parte más baja de la zona de carga, en el punto de carga. En la Figura 11 se muestra con líneas discontinuas de color rojo el cambio de pendiente entre los regímenes de precarga (m_1), carga e inundación (m^2). Se denomina punto de carga a la transición entre el régimen de precarga y carga (Figura 11, B-B').

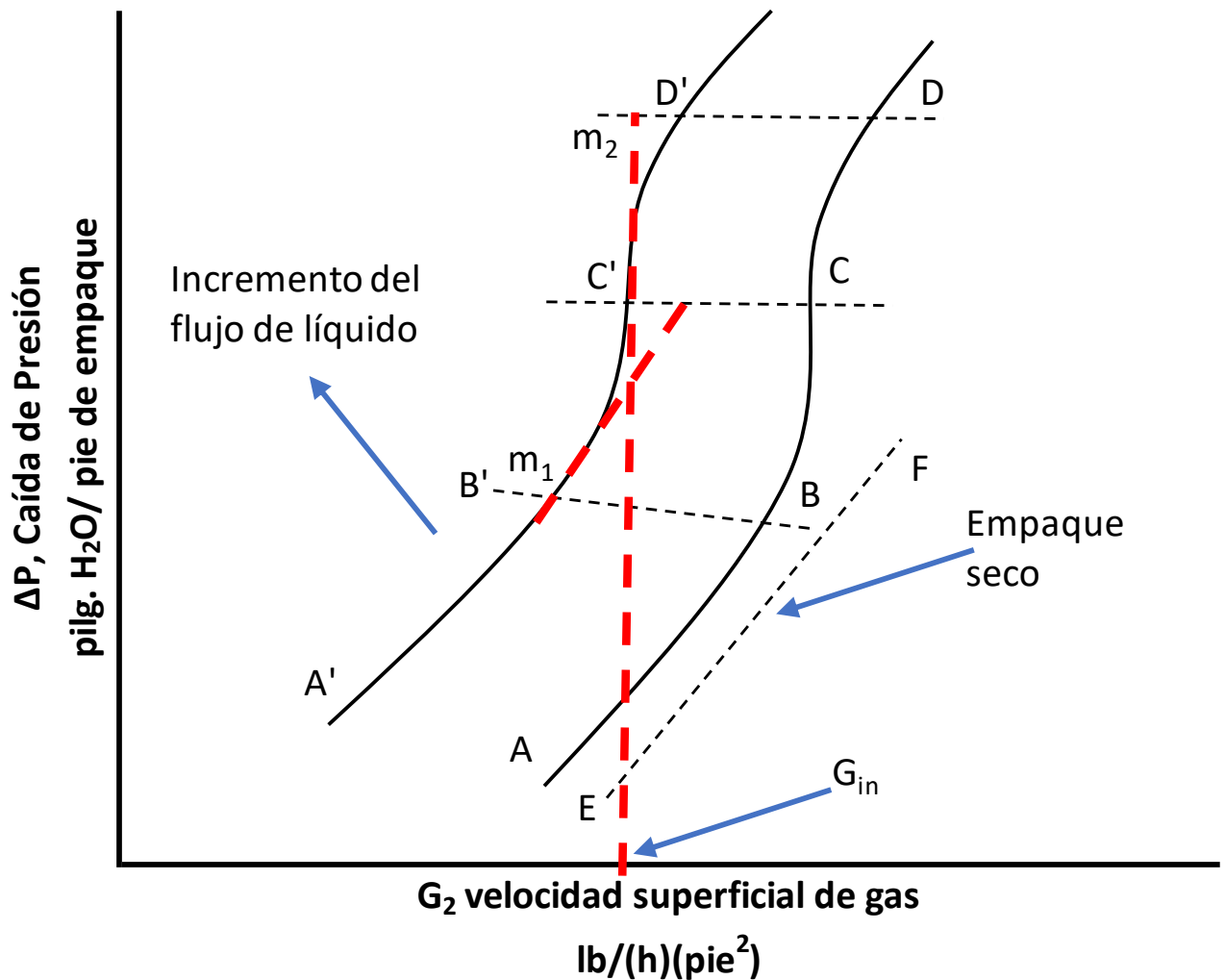


Figura 11. Pérdida de carga en una columna empacada.

Fuente: (Gainza Delgado, 2012).

En las torres empacadas, además de los regímenes de operación, se identifican varios fenómenos relacionados con la operación de la torre (Perry, Green, & Maloney, 2001):

- Espuma. Este término apunta aireación, con el líquido como fase continua. Bajo determinadas condiciones puede ocurrir la inversión a régimen de rocío, en donde la fase continua es el gas.
- Inundación por arrastre. Se produce cuando el caudal de líquido se mantiene constante y la velocidad de gas se aumenta. Cuando se alcanza el punto de inundación, es difícil tener un

descenso neto del líquido y cualquier cantidad añadida a la columna será arrastrada por el gas de cabeza, es por esto por lo que, el contenido de líquido en la columna y la caída de presión aumentan, lo que provoca que el control se dificulte. Sin embargo, también se puede llegar a inundación por un aumento en la velocidad del líquido mientras se mantiene la del gas constante.

- Arrastre. Está formado por el líquido que el vapor transporta desde un plato al inmediato superior. Es perjudicial, porque disminuye la eficacia de piso debido al traslado de líquido de un plato en el que la volatilidad es menor a otro en el que la volatilidad es menor.
- Ecurrido. El flujo de líquido a través de las perforaciones de plato de malla ocurre cuando la caída de presión del gas a través de las perforaciones no es suficiente para crear una superficie de burbuja y soportar la presión estática de la espuma sobre las perforaciones.
- Inundación por flujo descendente. Las columnas se pueden inundar debido a su incapacidad para manejar grandes cantidades de líquido. Para platos de flujo cruzado este límite al caudal del líquido se evidencia por la recirculación del contenido del bajante al plato superior.

1.6 Diseño de torres empacadas para absorción

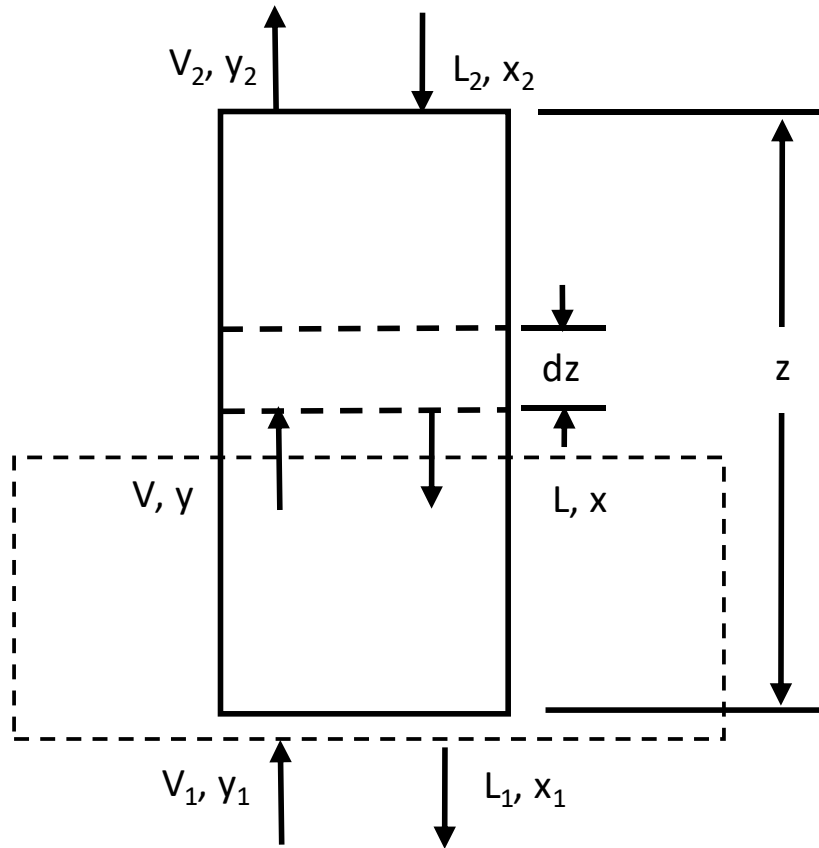


Figura 12. Balance de materia para una torre de absorción empacada que opera a contracorriente.

Fuente: (Geankoplis, 2006).

1. Deducción de la línea de operación. En el caso de la difusión del soluto A a través de un gas estacionario y después a través de un fluido estacionario, el balance general de materia del componente A en la Figura 12 para una torre de absorción empacada es,

$$L' \left(\frac{x_2}{1-x_2} \right) + V' \left(\frac{y_1}{1-y_1} \right) = L' \left(\frac{x_1}{1-x_1} \right) + V' \left(\frac{y_2}{1-y_2} \right) \quad (3)$$

donde L' son los kg mol de líquido inerte / $s \cdot m^2$, V' son los kg mol de gas inerte/s o kg mol de gas inerte / $s \cdot m^2$ y y_1 y x_1 son las fracciones mol de A en el gas y en el líquido respectivamente. Los

flujos de L' y V' son constantes en toda la torre, pero los flujos totales L y V no lo son. Un balance con respecto a la línea punteada en la Figura 12 proporciona la ecuación de la línea de operación:

$$L' \left(\frac{x}{1-x} \right) + V' \left(\frac{y_1}{1-y_1} \right) = L' \left(\frac{x_1}{1-x_1} \right) + V' \left(\frac{y}{1-y} \right) \quad (4)$$

Al graficar esta ecuación en coordenadas xy , se obtiene una curva, como se muestra en la Figura 13.

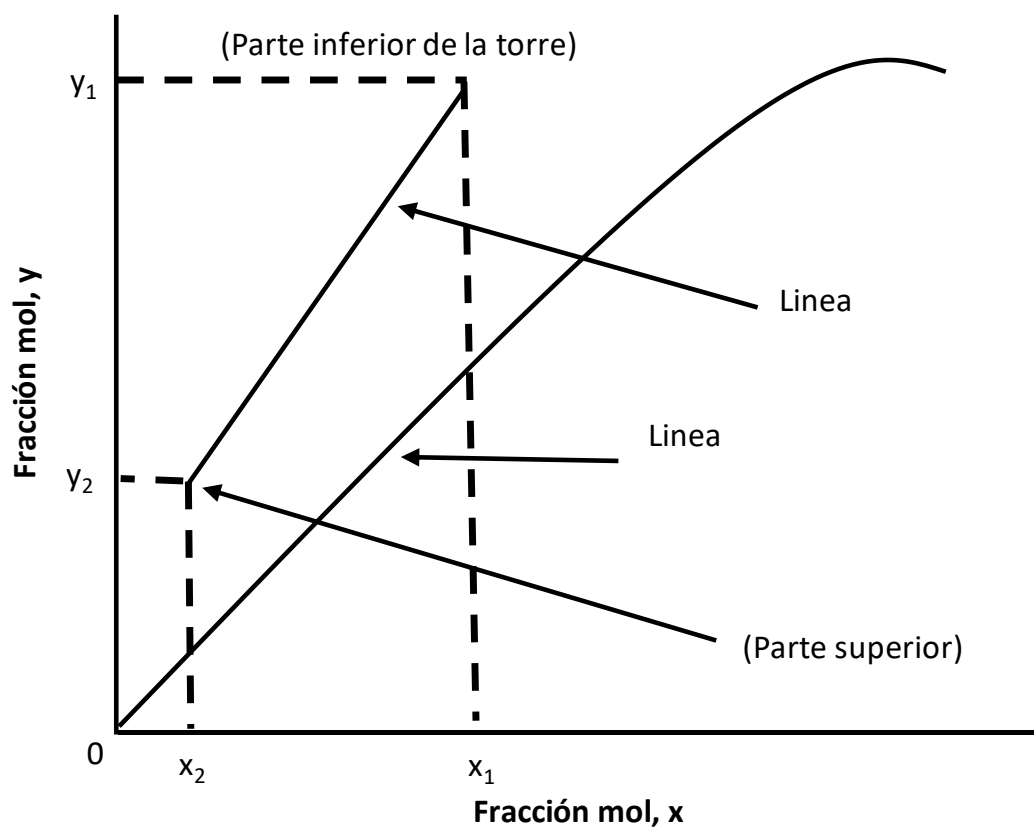


Figura 13. Localización de líneas de operación para la absorción de A de la corriente V a la L.

Fuente: (Geankoplis, 2006).

La ecuación (4) también se puede escribir en términos de la presión parcial p_1 de A, donde $y_1(1 - y_1) = \frac{p_1}{(P-p_1)}$, y así sucesivamente. Si x y y son muy diluidos $(1 - x)$ y $(1 - y)$ se pueden considerar como 1.0 y la ecuación (4) se transforma en,

$$L'x + V'y_1 \cong L'x_1 + V'y \quad (5)$$

La pendiente es L'/V' y la línea de operación, esencialmente recta.

Cuando se transfiere soluto de la corriente L a la V , el proceso se llama *empobrecimiento*. La línea está por debajo de la línea de equilibrio, como se ve en la Figura 14.

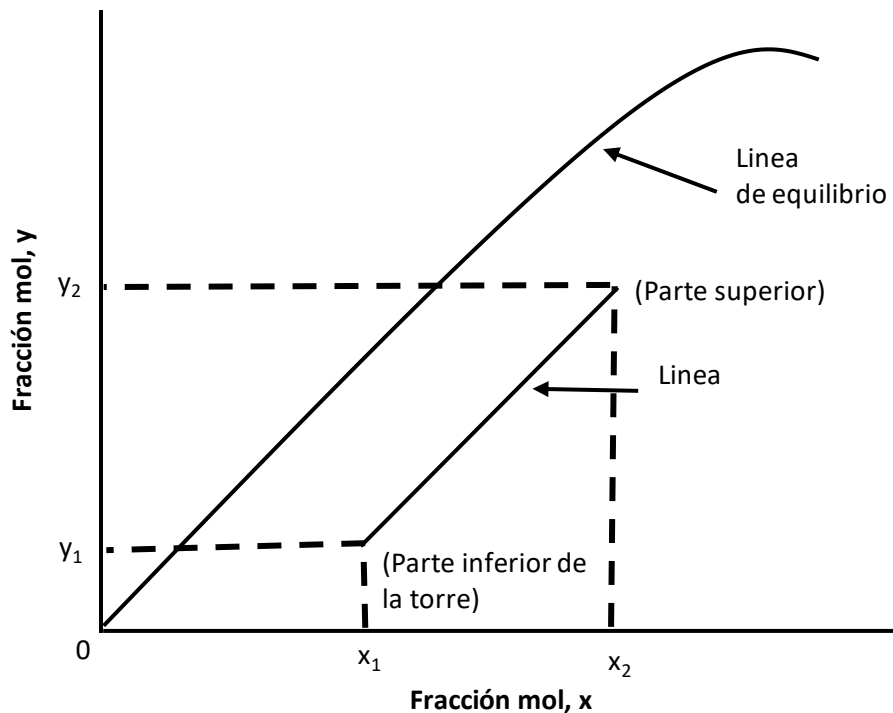


Figura 14. Localización de líneas de operación para el empobrecimiento de A de la corriente L a la V .

Fuente: (Geankoplis, 2006).

2. *Relación L'/V' límite y óptima.* En el proceso de absorción, el flujo del gas de entrada V_1 (Véase Ilustración 12) y su composición y_1 suelen ser valores establecidos. Por lo general, el ingeniero de diseño también fija el valor de la concentración de salida y_2 y las necesidades del proceso establecen el valor de la concentración del líquido de entrada x_2 . Por consiguiente, la cantidad de flujo de líquido de entrada L_2 o L' se deja a elección del diseñador.

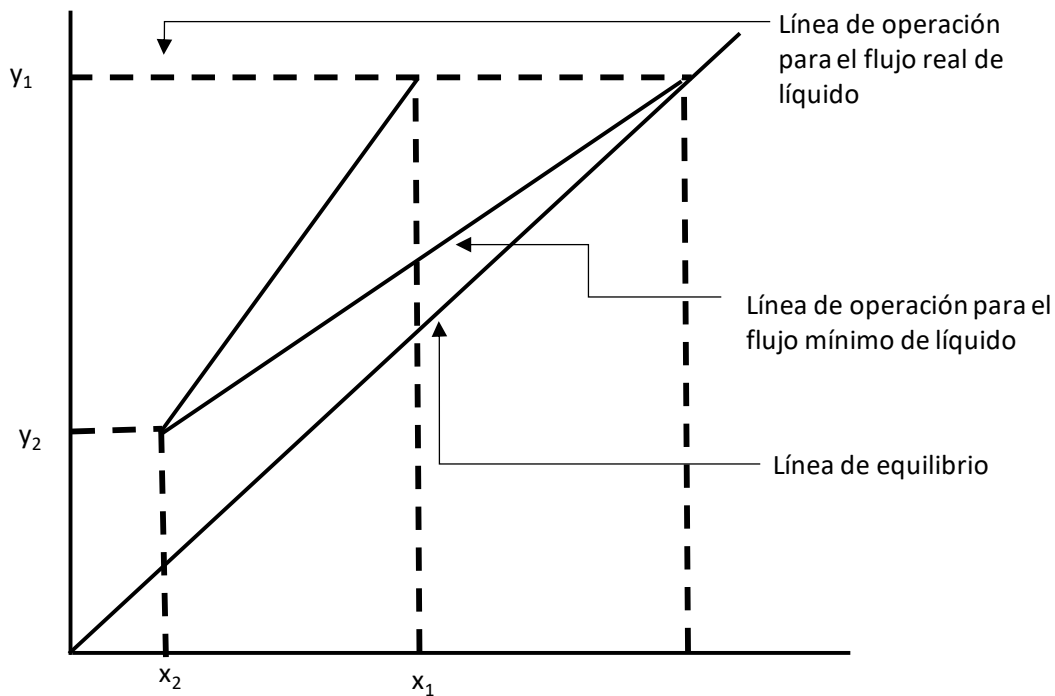


Figura 15. Relación mínima líquido/gas para la absorción.

Fuente: (Geankoplis, 2006).

En la Figura 15 se han fijado los valores del flujo V_1 y de las concentraciones y_2 , x_2 y y_1 . Cuando la línea de operación tiene una pendiente mínima y toca la línea de equilibrio en el punto P, el flujo de líquido L' es mínimo y se denomina L'_{min} . El valor de x_1 tiene un máximo al llegar a x_{1max} cuando L' es mínimo. En el punto P, las fuerzas impulsoras $y - y^*$, $y - y_i$, $x^* - x$, o $x_i - x$ son todas iguales a cero. Para obtener el valor de L'_{min} , se sustituyen los valores de y_1 y x_{1max} en la ecuación de la línea de operación. En algunos casos, si la línea de equilibrio tiene una curvatura cóncava hacia abajo, el valor mínimo de L se alcanza cuando la línea de operación es tangente a la de equilibrio en vez de cortarla.

3. *Coefficientes general y de película de transferencia de masa en torres empacadas.* Es muy difícil medir experimentalmente el área interfacial A m^2 entre las fases L y V . Además, es difícil medir los coeficientes de película k'_x y k'_y y los coeficientes totales K'_x y K'_y . Por lo general, las mediciones experimentales en una torre empacada producen un coeficiente volumétrico de transferencia de masa que combina el área interfacial con el coeficiente de transferencia de masa.

Si se define a como el área interfacial en m^2 por volumen en m^3 de sección empacada, el volumen del empaque en una altura dz m (Véase Figura12) es $S dz$, y

$$dA = aSdz \quad (6)$$

donde S es el área de sección transversal de la torre en m^2 . Los coeficientes volumétricos de transferencia de masa, de película y general se definen como:

$$k'_y a = \frac{\text{mol kg}}{s \cdot m^3 \text{ empaque} \cdot \text{frac mol}} \quad k'_x a = \frac{\text{mol kg}}{s \cdot m^3 \text{ empaque} \cdot \text{frac mol}} \quad (\text{SI})$$

$$K'_y a = \frac{\text{mol kg}}{s \cdot m^3 \text{ empaque} \cdot \text{frac mol}} \quad K'_x a = \frac{\text{mol kg}}{s \cdot m^3 \text{ empaque} \cdot \text{frac mol}} \quad (\text{SI})$$

$$k'_y a = \frac{\text{mol lb}}{\text{hr} \cdot \text{pie}^3 \text{ empaque} \cdot \text{frac mol}} \quad k'_x a = \frac{\text{mol lb}}{\text{hr} \cdot \text{pie}^3 \text{ empaque} \cdot \text{frac mol}} \quad (\text{inglesas})$$

4. *Método de diseño para torres empacadas.* Para la absorción de A de B estacionario, puede utilizarse la Ecuación (4) de la línea de operación. Para la altura diferencial dz de la torre en la Figura 12, las moles de A que salen de V son iguales a las moles que entran a L ,

$$d(V_y) = d(Lx) \quad (7)$$

donde $V = \text{mol kg de gas total/s}$, $L = \text{mol kg de líquido total/s}$, y $d(V_y) = d(Lx) = \text{kg mol de A transferido/s}$ en la altura dz m. Los moles $\text{kg de A transferidos/s}$ de la Ecuación (7) deben ser iguales a los $\text{moles kg de A transferidos/s}$ obtenidos con la ecuación de transferencia de masa para N_A . La Ecuación (8) proporciona el flujo N_A mediante los coeficientes de película de gas y película de líquido:

$$N_A = \frac{k'_y}{(1 - y_A)_{iM}} (y_{AG} - y_{Ai}) = \frac{k'_x}{(1 - x_A)_{iM}} (x_{Ai} - x_{AL}) \quad (8)$$

donde $(1 - y_A)_{iM}$ y $(1 - x_A)_{iM}$ se definen con las ecuaciones (6) y (7). Multiplicando el lado izquierdo de la Ecuación (8) por dA y los dos términos del lado derecho por $aS dz$, obtenido de la ecuación (6),

$$N_A dA = \frac{k'_y a}{(1 - y_A)_{iM}} (y_{AG} - y_{Ai}) S dz = \frac{k'_x a}{(1 - x_A)_{iM}} (x_{Ai} - x_{AL}) S dz \quad (9)$$

donde $N_A dA = \text{mol kg de A transferido/s en la altura } dz \text{ m (mol } \frac{\text{lb}}{\text{hr}})$.

Igualando las Ecuaciones (7) y (9) y usando y_{AG} para la fase gaseosa total y x_{AL} para la fase líquida total,

$$d(V y_{AG}) = \frac{k'_y a}{(1 - y_A)_{iM}} (y_{AG} - y_{Ai}) S dz \quad (10)$$

$$d(L x_{AL}) = \frac{k'_x a}{(1 - x_A)_{iM}} (x_{Ai} - x_{AL}) S dz \quad (11)$$

Puesto que $V' = V(1 - y_{AG})$ o $V = V'/(1 - y_{AG})$,

$$d(V y_{AG}) = d\left(\frac{V'}{(1 - y_{AG})} y_{AG}\right) = V' d\left(\frac{y_{AG}}{1 - y_{AG}}\right) = \frac{V' dy_{AG}}{(1 - y_{AG})^2} \quad (12)$$

Sustituyendo V por $V'/(1 - y_{AG})$ en la Ec. (10) y después igualando la Ecuación (12) con la (10),

$$\frac{V dy_{AG}}{1 - y_{AG}} = \frac{k'_y a}{(1 - y_A)_{iM}} (y_{AG} - y_{Ai}) S dz \quad (13)$$

Repetiendo para la Ecuación (11) puesto que $L = L'(1 - x_{AL})$,

$$\frac{L dx_{AL}}{1 - x_{AL}} = \frac{k'_x a}{(1 - x_A)_{iM}} (x_{Ai} - x_{AL}) S dz \quad (14)$$

Eliminando los subíndices A, G y L e integrando, las ecuaciones finales usando coeficientes de película son como sigue:

$$\int_0^z dz = z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{V dy}{\frac{k'_y a S}{(1 - y)_{iM}} (1 - y)(y - y_i)} \quad (15)$$

$$\int_0^z dz = z = \int_{x_2}^{x_1} \frac{Ldx}{\frac{k'_x a S}{(1-x)_{iM}} (1-x)(x_i - x)} \quad (16)$$

Las ecuaciones finales pueden deducirse de manera similar usando coeficientes totales,

$$z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{Vdy}{\frac{K'_y a S}{(1-y)_{*M}} (1-y)(y - y^*)} \quad (17)$$

$$z = \int_{x_2}^{x_1} \frac{Ldx}{\frac{K'_x a S}{(1-x)_{*M}} (1-x)(x^* - x)} \quad (18)$$

En el caso general. Las líneas de equilibrio y de operación pueden ser curvas y $k'_x a$, $k'_y a$, $K'_x a$ y $K'_y a$ varían algo con los flujos totales de gas y líquido. En este caso, las ecuaciones (15) y (18) deben integrarse por métodos gráficos.

1.7 Métodos simplificados de diseño para la absorción de mezclas gaseosas diluidas

Puesto que un porcentaje considerable de los procesos de absorción incluyen el caso de un gas diluido A, conviene considerar el desempeño de un procedimiento de diseño simplificado.

Las concentraciones pueden considerarse como diluidas para propósitos de diseño de ingeniería, cuando las fracciones mol y y x en las corrientes de gas y de líquido son menores a 0.10, esto es, 10%. Los flujos variarán en menos del 10% y los coeficientes de transferencia de masa considerablemente menos que esto. Como resultado, los valores promedio de los flujos V y L , así como los coeficientes de transferencia de masa en las partes superior e inferior de la torre pueden situarse fuera de la integral. De la misma manera, los términos $(1-y)_{iM}/(1-y)$, $(1-y)_{*M}/(1-y)$, $(1-x)_{iM}/(1-x)$ y $(1-x)_{*M}/(1-x)$ pueden colocarse fuera de la integral usando los valores promedio de la parte superior e inferior de la torre. (Estos términos suelen ser muy cercanos a 1.0 y pueden eliminarse por completo). Entonces, las Ecuaciones (15)-(18) se transforman en

$$z = \left[\frac{V}{k'_y a S} \frac{(1-y)_{iM}}{1-y} \right]_{prom} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i} \quad (19)$$

$$z = \left[\frac{L}{k'_x a S} \frac{(1-x)_{iM}}{1-x} \right]_{prom} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_i - x} \quad (20)$$

$$z = \left[\frac{V}{K'_y a S} \frac{(1-y)_{*M}}{1-y} \right]_{prom} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad (21)$$

$$z = \left[\frac{L}{K'_x a S} \frac{(1-x)_{*M}}{1-x} \right]_{prom} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x} \quad (22)$$

Puesto que las soluciones son diluidas, la línea de operación será casi recta. Suponiendo que la línea de equilibrio sea aproximadamente recta sobre el intervalo de concentraciones usadas ($y - y_i$) varia linealmente con y y también con x ,

$$y - y_i = ky + b \quad (23)$$

donde k y b son constantes. Por consiguiente, la integral de la ecuación (19) produce el siguiente resultado:

$$\int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y_i)_M} \quad (24)$$

donde $(y - y_i)_M$ es la media logarítmica de la fuerza impulsora:

$$(y - y_i)_M = \frac{(y_1 - y_{i1}) - (y_2 - y_{i2})}{\ln[(y_1 - y_{i1})/(y_2 - y_{i2})]} \quad (25)$$

$$(y - y^*)_M = \frac{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}{\ln[(y_1 - y_1^*)/(y_2 - y_2^*)]} \quad (26)$$

Si el término $(1 - y)_{iM}/(1 - y)$ se considera como 1.0, al sustituir la ecuación (24) en la (19) y hacer lo mismo para las Ecuaciones (20) -(22), los resultados finales son los siguientes:

$$\frac{V}{S} (y_1 - y_2) = k'_y a z (y - y_i)_M \quad (27)$$

$$\frac{L}{S} (x_1 - x_2) = k'_x a z (x_i - x)_M \quad (28)$$

$$\frac{V}{S}(y_1 - y_2) = K_y a z (y - y^*)_M \quad (29)$$

$$\frac{L}{S}(x_1 - x_2) = K_x a z (x^* - x)_M \quad (30)$$

donde el lado izquierdo es $\text{mol kg} \frac{\text{absorbidos}}{\text{s}} \cdot \text{m}^2 (\text{mol} \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cdot \text{pie}^2)$ en base al alcance de materiales y el lado derecho de la ecuación de velocidad para la transferencia de masa. El valor de V es el promedio $(V_1 + V_2)/2$ y el de L es $(L_1 + L_2)/2$.

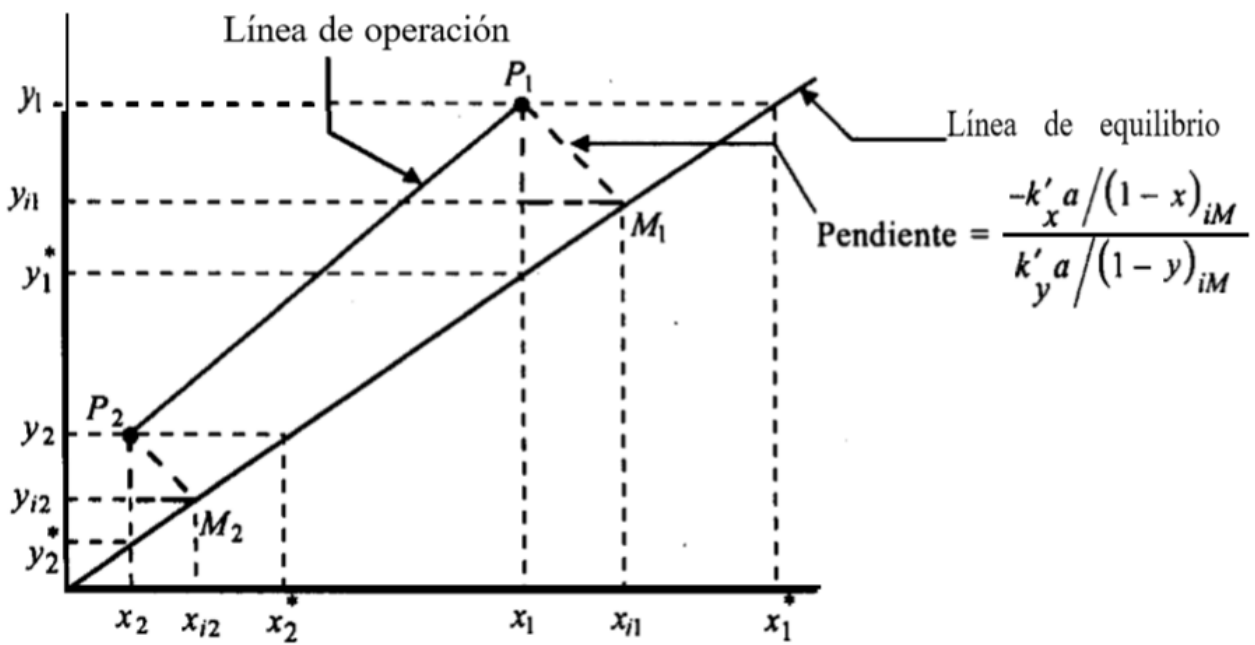


Figura 16. Línea de operación y composiciones interfaciales en una torre empacada para la absorción de gases diluidos.

Fuente: (Geankoplis, 2006).

Las ecuaciones (27)-(30) pueden usarse de maneras diferentes. A continuación, se discuten, tal como se muestra en la Figura 16, las etapas generales que deben seguirse:

1. La ecuación de la línea de operación. En la ecuación (4), se grafica según la Figura 16 como una recta. Calcúlese V_1 , V_2 y $V_{prom} = (V_1 + V_2)/2$; calcúlese también L_1 , L_2 y $L_{prom} = (L_1 + L_2)/2$.

2. Existen disponibles, o pueden obtenerse por medio de correlaciones empíricas, valores experimentales promedio de los coeficientes de película $k'_y a$ y $k'_x a$. Las composiciones interfaciales y_{i1} y x_{i1} en el punto y_1, x_1 en la torre, se determinan graficando la línea $P_1 M_1$ cuya pendiente se calcula con la ecuación (31):

$$pendiente = -\frac{\frac{k'_x a}{(1-x)_{iM}}}{\frac{k'_y a}{(1-y)_{iM}}} = -\frac{k'_x a}{k'_y a} \quad (31)$$

$$pendiente \cong \frac{k'_x a / (1-x_1)}{k'_y a / (1-y_1)} \quad (32)$$

Cuando se usan los términos $(1-x)_{iM}$ y $(1-y)_{iM}$, el procedimiento será por aproximaciones sucesivas. Sin embargo, puesto que las soluciones son diluidas, los términos $(1-x_1)$ y $(1-y_1)$ pueden intervenir en la ecuación (32) sin aproximaciones sucesivas y con un error muy pequeño en el cálculo de la pendiente. Si se dispone de coeficientes $k_y a$ y $k_x a$ para el intervalo aproximado de concentraciones, también pueden usarse, puesto que incluyen los términos $(1-x)_{iM}$ y $(1-y)_{iM}$. Para la línea $P_2 M_2$ en el otro extremo de la torre, los valores de y_{i2} y x_{i2} se determinan con la ecuación (31) o (32) y y_2 y x_2 .

3. Si se usa el coeficiente general $K'_y a$, y_1^* y y_2^* se determinan tal como lo indica la Figura 15. Si se usa $K'_x a$, se obtiene x_1^* y x_2^* .
4. Calcúlese la media logarítmica de la fuerza impulsora $(y - y_1)_M$ con la ecuación (25) cuando se conoce $k'_y a$. Para $K'_y a$, el valor de $(y - y^*)_M$ se calcula con la ecuación (26). Las fuerzas impulsoras apropiadas se calculan con los coeficientes líquidos.
5. Se calcula la altura de la columna z (m) por sustitución en las formas apropiadas de las ecuaciones (27)-(30)

1.8 Transferencia de masa

Para los anillos de Raschig y las sillas de Berl el coeficiente de la fase gaseosa está dado por

$$\frac{F_G S C_G^{2/3}}{G} = \frac{k_G p_{B,M} S C_G^{2/3}}{G} = 1.195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0.36} \quad (33)$$

en donde ε_{Lo} , es el espacio vacío de operación, está dado por

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \emptyset_{Lt} \quad (34)$$

y d_s es el diámetro de una esfera con la misma superficie que una partícula de empaque. El coeficiente del líquido está dado por

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25.1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0.45} S C_L^{0.5} \quad (35)$$

Shulman proporciona las áreas interfaciales para la absorción y desorción con agua o soluciones acuosas muy diluidas a_{AW} , para condiciones por debajo del recargo. Para la absorción o desorción con líquidos no acuosos, el área es a_A , dada por

$$a_A = a_{AW} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}} \quad (36)$$

Donde el subíndice W indica que el líquido es agua.

CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

Se dispone de una columna de absorción de vidrio con diámetro interno de 10 cm y una altura de 64 cm. Cuenta con tres secciones las cuales son la base, el domo y la zona empacada de 32 cm de altura, el empaque consta de anillos Rasching de vidrio. A continuación, se esquematiza la columna del presente estudio.

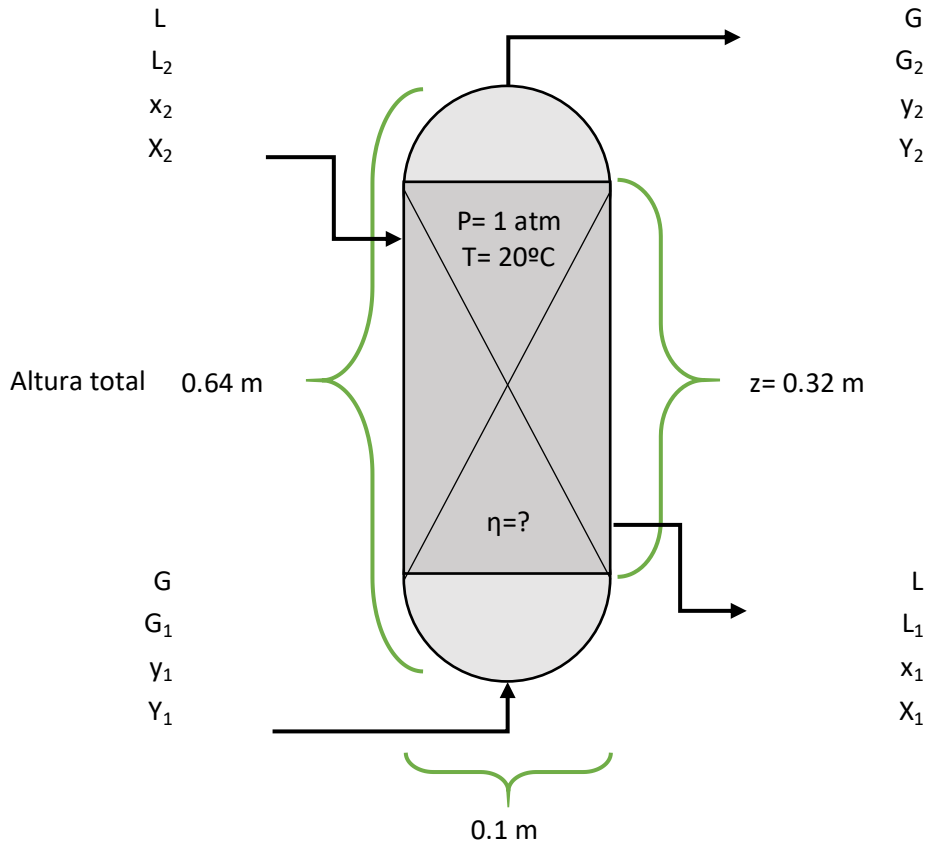


Figura 17. Diagrama esquemático de la operación a contracorriente de un lecho empacado.

En la Figura 17 se representa esquemáticamente el diagrama de estudio, con las variables de estudio, donde:

G Es el flujo molar de gas inerte, no se toma en cuenta el gas de interés (CO_2) para que sea constante a la entrada y salida de la torre en $\text{kmol/m}^2\text{s}$.

L Es el flujo molar de líquido sin considerar al gas absorbido (CO_2) para que sea igual a la entrada y salida de la torre en $\text{kmol/m}^2\text{s}$.

**ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE
OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO**

L_1 Es el flujo molar del líquido a la salida de la torre en $\text{kmol/m}^2\text{s}$.

L_2 Es el flujo molar del líquido a la entrada de la torre en $\text{kmol/m}^2\text{s}$.

G_1 Es el flujo molar gas a la entrada de la torre en $\text{kmol/m}^2\text{s}$.

G_2 Es el flujo molar de gas a la salida de la torre en $\text{kmol/m}^2\text{s}$.

y_1 y y_2 Son las fracciones molares de gas a la entrada y salida de la torre, respectivamente (moles de soluto/moles totales).

x_1 y x_2 Son las fracciones molares de líquido a la salida y entrada de la torre, respectivamente (moles de soluto/moles totales).

Y_1 y Y_2 Son las relaciones molares de gas (moles de soluto / moles de solvente).

X_1 y X_2 Son las relaciones molares del líquido (moles de soluto / moles de solvente).

η Es la eficiencia a la que opera la torre de absorción.

P Es la presión total del sistema en atm.

T Es la temperatura total del sistema en $^{\circ}\text{C}$.

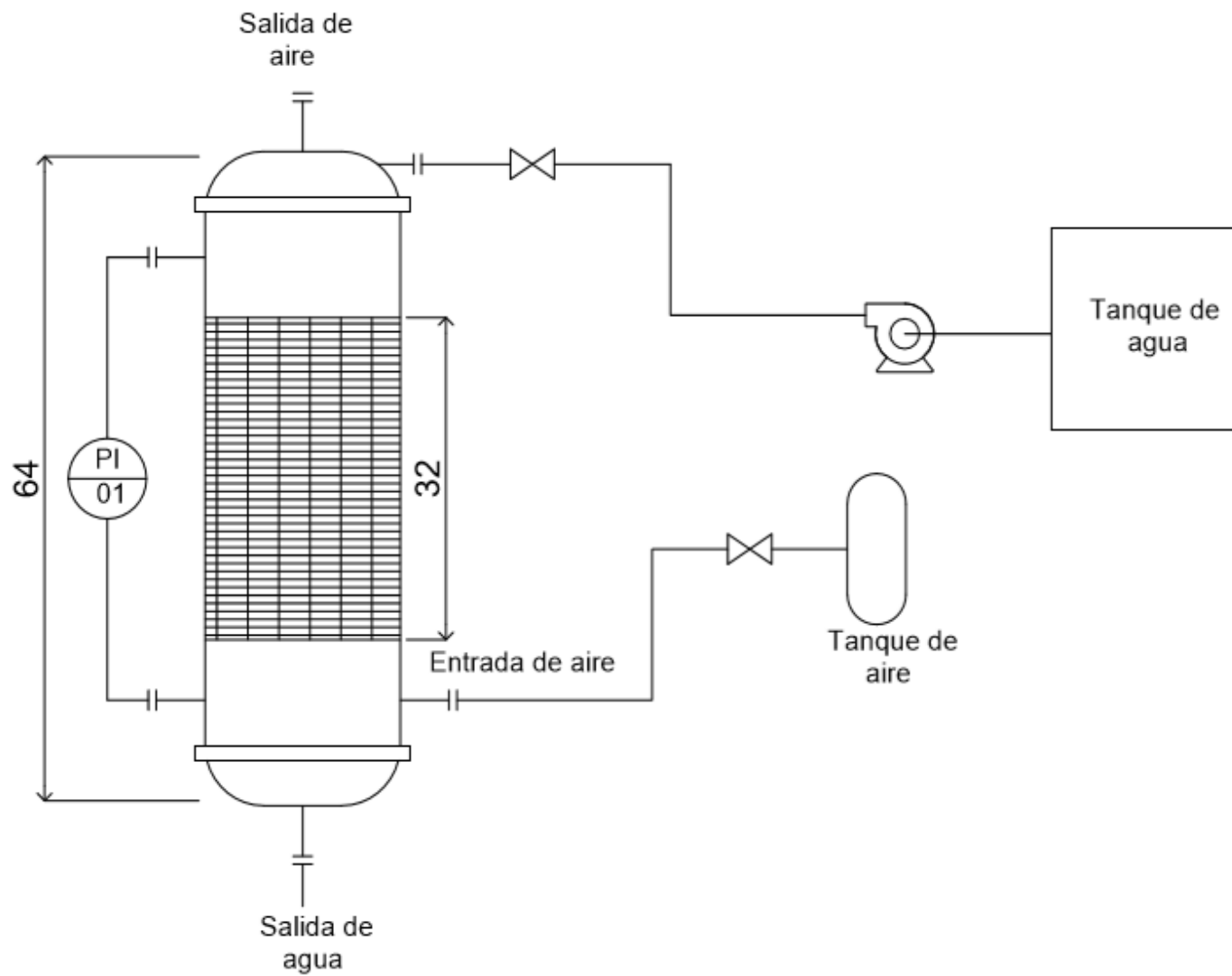


Figura 18. Diagrama de tubería e instrumentación.

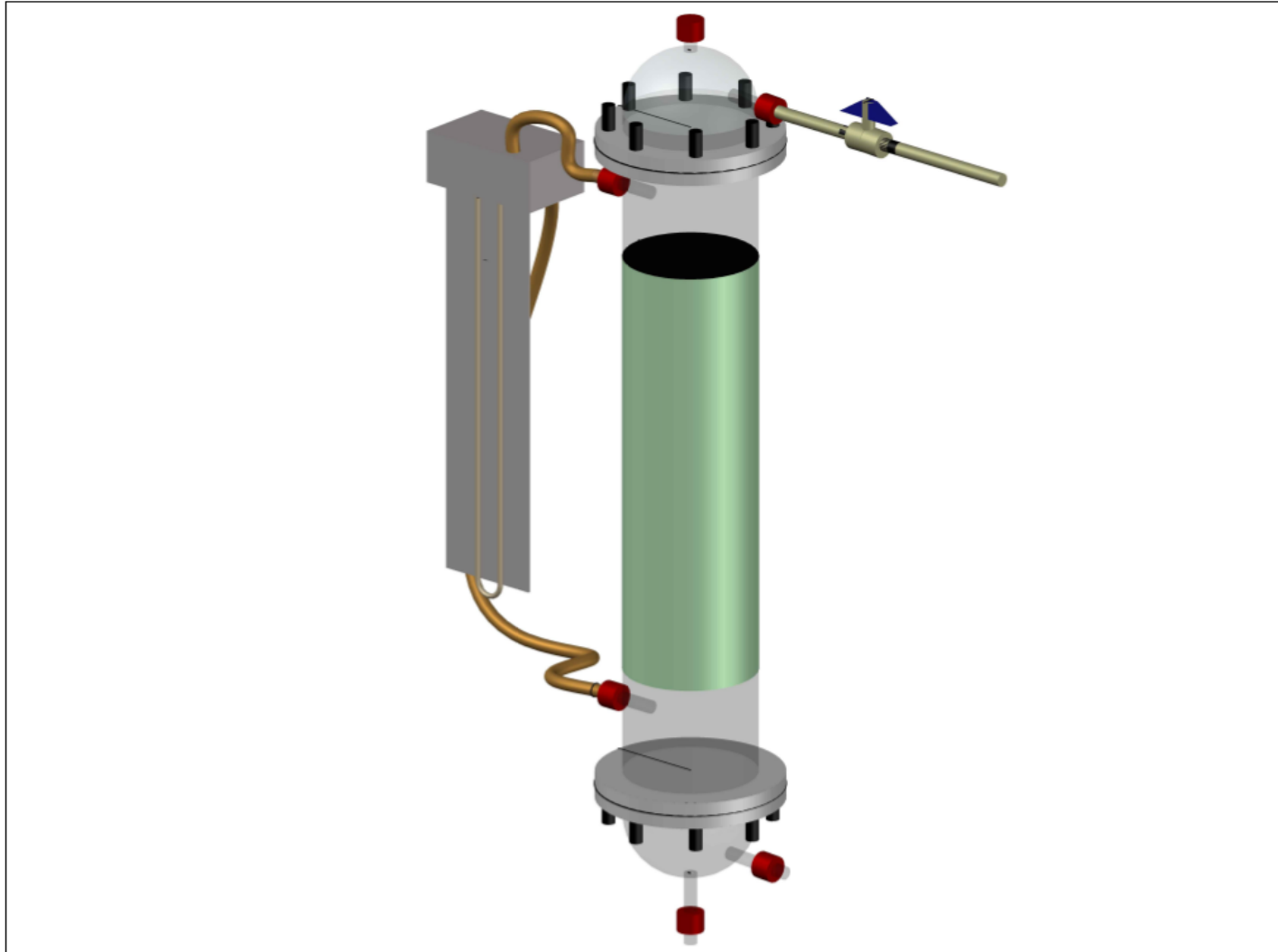


Figura 19. Modelo en 3D de la Torre de absorción.

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

Se implementó un método iterativo para determinar los flujos de gas y líquido idóneos para la operación de la columna y, de esta manera, validar el diseño de la columna de absorción. A continuación, se describe el procedimiento del método iterativo desarrollado, así como la descripción del método numérico que se empleó en la solución de la ecuación de diseño.

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

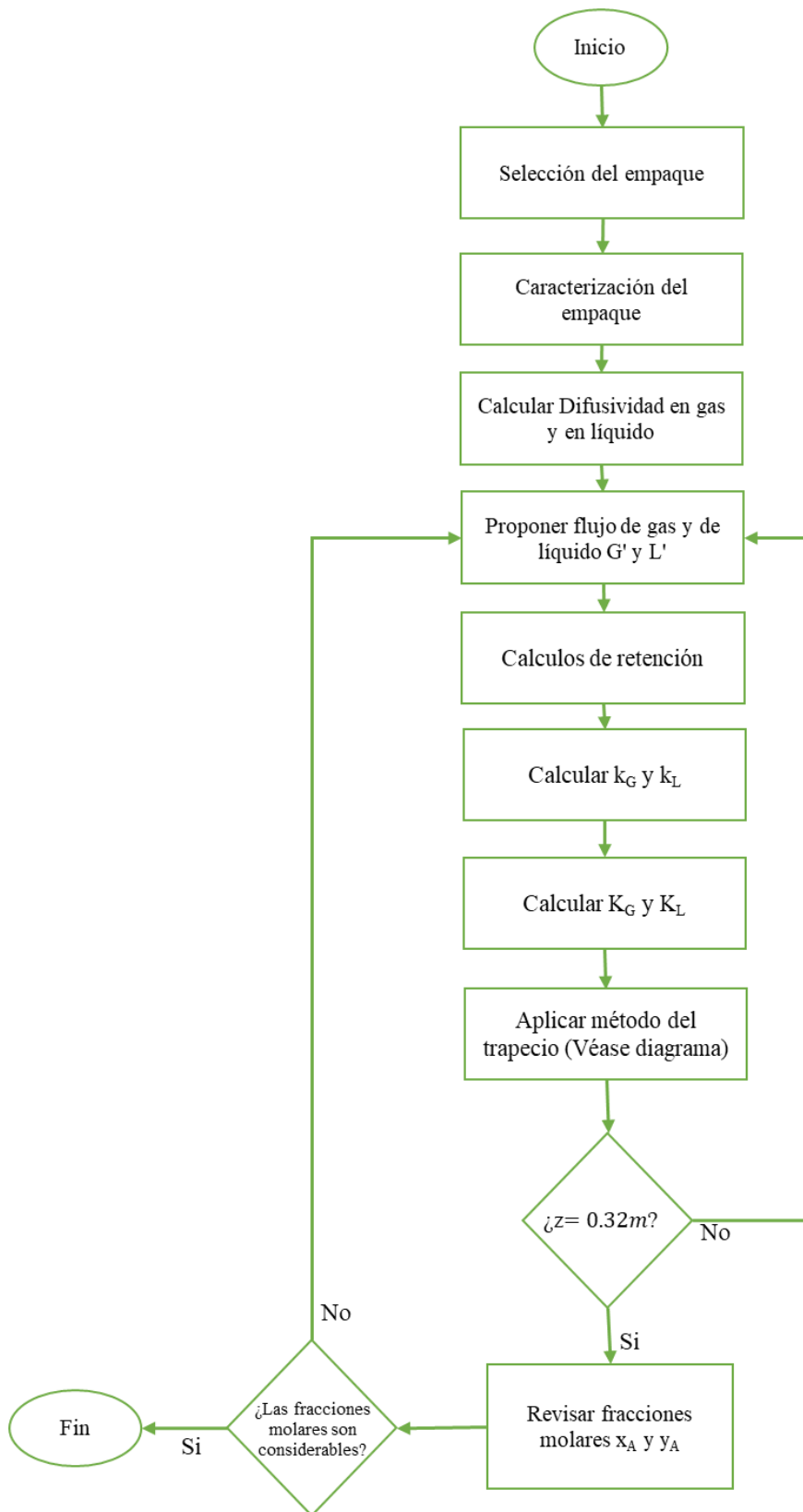


Figura 20. Diagrama de bloques del proceso de iteración.

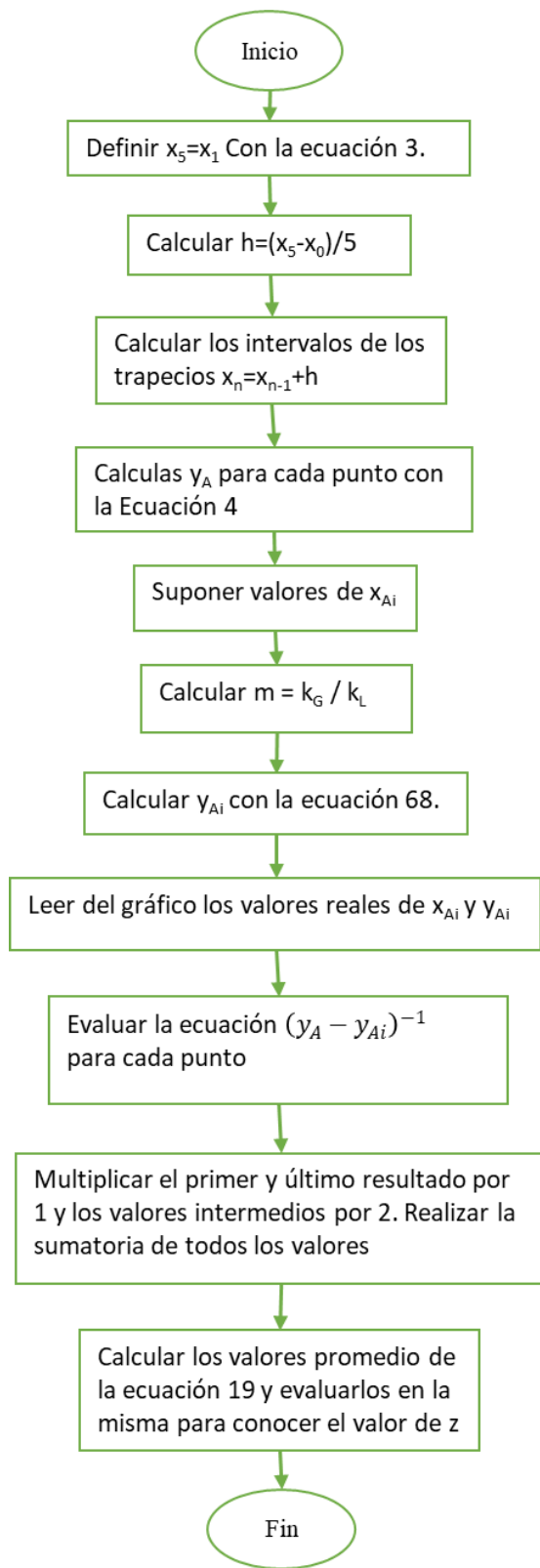


Figura 21. Diagrama de bloques del método del trapecio.

A continuación, se describe la metodología que se siguió en cada una de las etapas del método iterativo implementado.

2.1 Caracterización de empaques

Para determinar las características de los anillos Raschig de vidrio que se utilizaron para rellenar la torre de absorción, se siguieron los siguientes pasos:

Empacado al azar en húmedo

1. Se llenó con agua purificada un vaso de precipitado de 1 L.
2. Se dejó caer el empaque en pequeñas porciones hasta que se llenó el vaso de precipitado.
3. Se cuantificó la cantidad de agua que se quedó en el vaso de precipitado.
4. Se contaron las piezas de empaque que se utilizaron.
5. Se separó una muestra representativa de las piezas de empaque utilizadas.
6. Se midió la longitud de cada pieza de la muestra.

Empacado al azar en seco

1. Se secó perfectamente un vaso de precipitado de 1 L.
2. Se dejó caer el empaque (totalmente seco) en pequeñas porciones hasta que se llenó el vaso de precipitado.
3. Se llenó con agua hasta la parte superior del vaso evitando derramamiento del líquido.
4. Se cuantificó el agua contenida en el vaso de precipitado.
5. Se contaron las piezas de empaque que se utilizaron.
6. Se separó una muestra representativa de las piezas de empaque utilizadas.
7. Se midió la longitud de cada pieza de la muestra.
8. Se dejó secar el empaque totalmente.

Fue necesario que el empaque estuviera seco totalmente y se cuantificara el agua utilizada lo más preciso posible para que los resultados finales no se vieran afectados.

El empaque se dejó secar a temperatura ambiente, expuesto a la intemperie, sin embargo, si es posible utilizar una estufa, el secado sería más rápido.

Para determinar los datos del empaque son necesarias las ecuaciones que se enlistan a continuación.

- Longitud del empaque

$$L = \frac{Ln_1(n_1) + Ln_2(n_2) + \dots + Ln_n(n_n)}{n_T} \quad (37)$$

Donde:

L Es la longitud del empaque en milímetros

n Es el número de piezas con esa longitud

n_T Es el número total de piezas

- Área de contacto

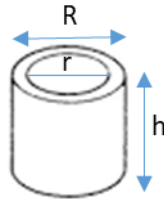


Figura 22. Representación gráfica de las dimensiones de un anillo Raschig.

$$a_T = \text{área}_{\text{exterior}} + \text{área}_{\text{interior}} + \text{área}_{\text{corona}} \quad (38)$$

$$\text{área}_{\text{exterior}}(m^2) = \pi R h \quad (39)$$

$$\text{área}_{\text{interior}}(m^2) = \pi r h \quad (40)$$

$$\text{área}_{\text{corona}}(m^2) = 2\pi \left[\left(\frac{R}{2}\right)^2 - \left(\frac{r}{2}\right)^2 \right] \quad (41)$$

$$a_p \left(\frac{m^2}{m^3} \right) = \frac{(\text{Número de piezas})(a_T)}{\text{Volumen de agua}} \quad (42)$$

donde:

a_T Es el área total, en m^2 .

a_p Es el área de contacto, en m^2/m^3 .

2.2 Coeficientes volumétricos de transferencia de masa

Para conocer los coeficientes de transferencia de masa, es necesario determinar los coeficientes de difusión del CO_2 tanto en el líquido (agua) como en el gas (aire), de la siguiente manera:

$$D_{AB} = \frac{0.001858T^{3/2}(1/M_A + 1/M_B)^{1/2}}{P\sigma_{AB}^2\Omega_D} \quad (43)$$

Los diversos parámetros para la ecuación (43) se pueden evaluar como sigue:

- Para la difusividad del CO_2 en aire, donde el subíndice A corresponde al dióxido de carbono y B al aire.

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \quad (44)$$

$$\varepsilon_{AB}/\kappa = \sqrt{(\varepsilon_A/\kappa)(\varepsilon_B/\kappa)} \quad (45)$$

Con el valor de $\frac{\kappa T}{\varepsilon_{AB}}$ leemos en la tabla K.1 del apéndice K del libro de Welty (2002) la integral de choque Ω_D .

- Para la difusividad del CO_2 en agua, donde el subíndice A corresponde al dióxido de carbono y B al agua, se utilizan las mismas ecuaciones presentadas que en la difusión de CO_2 en agua, con la diferencia de que los datos para el agua cambian.

Procedemos al cálculo del número de Schmidt.

- Para el gas

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \quad (46)$$

- Para el líquido

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \quad (47)$$

Posteriormente se continua con los cálculos de retención, para lo cual, se utiliza la Tabla 6.5 “Retención de líquido en torres empacadas” (Treybal, 1990) para una columna empacada con anillos Raschig de 13mm tamaño nominal mediante las siguientes expresiones:

$$\beta = 1.508d_s^{0.376} \quad (48)$$

$$\varphi_{LsW} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}} \quad (49)$$

$$\varphi_{LtW} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5L')^\beta}{d_s^2} \quad (50)$$

$$\varphi_{LoW} = \varphi_{LtW} - \varphi_{LsW} \quad (51)$$

$$H = \frac{975.7L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (2.024L'^{0.43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'} \quad (52)$$

$$\varphi_{Lo} = \varphi_{LoW} H \quad (53)$$

$$\varphi_{Ls} = \frac{0.0486 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.99}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}} \quad (54)$$

$$\varphi_{Lt} = \varphi_{Lo} + \varphi_{Ls} \quad (55)$$

De la tabla 6.4 área interfacial para la absorción y desorción, líquidos acuosos tomada de Treybal (1990), se utilizaron las siguientes expresiones:

$$m = 28.01 \quad p = -1.04$$

$$n = 0.2323L' - 0.30 \quad (56)$$

$$a_{AW} = m \left(\frac{808G'}{\rho_G^{0.5}} \right)^n L'^p \quad (57)$$

$$a_A = a_{AW} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}} \quad (58)$$

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt} \quad (59)$$

Finalmente, para determinar los coeficientes volumétricos de transferencia de masa se aplican las siguientes expresiones.

$$\frac{k_G p_{B,M} S c_G^{\frac{2}{3}}}{G} = 1.195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0.36} \quad (60)$$

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25.1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0.45} S c_L^{0.5} \quad (61)$$

2.3 Validación del diseño de la columna de absorción

Para simplificar el procedimiento de diseño, se hicieron algunas suposiciones. Por ejemplo, se supuso al gas como parte de una mezcla de dos componentes (CO₂/aire), donde el CO₂ está presente en cantidades diluidas y además se comporta como un gas ideal y el solvente se comporta como una solución ideal. Se consideró también que los efectos asociados al calor con la absorción son mínimos para la concentración de CO₂ encontrada.



Figura 23. Torre de absorción empacada de la Facultad de Química, UAEMéx.

Se pretende emplear un sistema aire-CO₂-agua para la operación de la columna así que el diseño de la columna se hizo considerando dicho sistema, las condiciones de equilibrio de este se calcularon aplicando la ley de Henry mediante las siguientes expresiones:

$$x_A = \frac{P_A}{H} \quad (62)$$

$$y_A = \frac{P_A}{P_T} \quad (63)$$

Donde; P_A corresponde a la presión parcial de CO_2 , P_T es la presión total del sistema, H representa la constante de Henry y x_A y y_A son las constantes de equilibrio para el sistema CO_2 -agua.

En este caso, necesitamos proponer flujos y concentraciones, tanto de gas como de líquido, para que nuestra torre opere a 20°C y 1 atm.

Se inició utilizando los flujos propuestos en la tabla 6.4 Área interfacial para la absorción y desorción, líquidos acuosos tomada de Treybal (1990), sin embargo, no satisfacían las necesidades de la columna, por lo tanto, se comenzó una iteración hasta encontrar los valores que cumplieran con la altura de empacado de 32 cm.

Para aproximar la solución de la integral definida en la ecuación (19) se utilizó el método o regla del trapecio, la integral definida representa el área bajo la curva, entonces es posible aproximar dicha área a través de un trapecio ($n = 5$), por lo que, una aproximación a la integral definida está dada por,

$$\int_{y_{A2}}^{y_{A1}} \frac{y_{A1} - y_{A2}}{2(n)} \sum [y_A - y_{Ai}]^{-1} dy_A \quad (64)$$

Donde h se obtiene al dividir el intervalo de integración entre n , y x_1 se obtiene al sumarle h una vez al límite inferior,

$$h = \frac{x_n - x_0}{n} \quad (65)$$

$$x_1 = x_0 + h \quad (66)$$

Una vez conocidos los valores de x_A , los sustituimos en la ecuación (4) para obtener las y_A . Con estos valores podemos graficar nuestra línea de operación y la línea de equilibrio con los datos de equilibrio.

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

Es importante recordar que, al ser absorción, la concentración más alta del sistema está en la corriente de entrada del gas, por lo tanto, y_{A1} fue la limitante a la hora de elegir los datos de equilibrio a graficar.

Para calcular la pendiente de nuestra línea de operación, se requiere la siguiente ecuación:

$$m = -\frac{k_L}{k_G} \quad (67)$$

Donde k_L y k_G son los coeficientes volumétricos locales de transferencia de masa de líquido y gas, respectivamente.

Para satisfacer nuestra ecuación de diseño, tuvimos que encontrar los valores de y_{Ai} y para eso se supuso un valor de x_{Ai} y posteriormente se evaluó en la siguiente ecuación, la cual se deduce a partir de un balance de materia en estado estacionario entre ambas fases de contacto dentro de la columna:

$$y_{Ai \text{ sup}} = y_A - m(x_{Ai \text{ sup}} - x_A) \quad (68)$$

Como los valores obtenidos son supuestos, se graficó cada punto, denominados puntos Q , como se muestra en el ejemplo de la Figura 24.

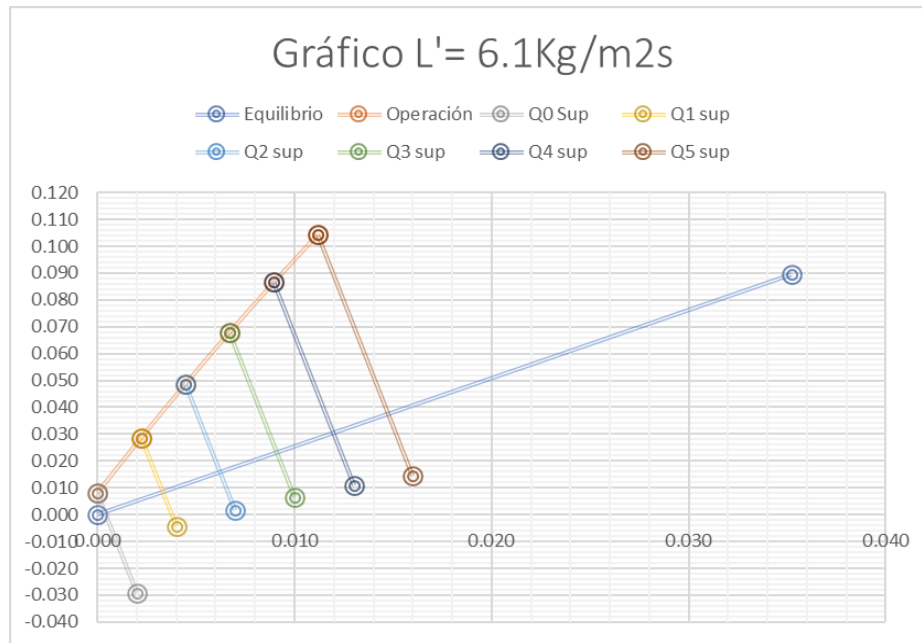


Figura 24. Gráfico para presentar línea de equilibrio, línea de operación y los puntos Q supuestos.

Con la ayuda del gráfico se leyeron los valores reales para y_{Ai} y x_{Ai} , esto en donde se interceptan las líneas de cada punto Q con la línea de equilibrio. Con los valores reales, evaluamos $(y_A - y_{Ai})^{-1}$ para obtener el valor de la integral.

Finalmente, multiplicamos el valor de la integral por los valores constantes de nuestra ecuación (19) y obtenemos el valor de z (altura empacada de la columna de absorción).

Este procedimiento se repitió tantas veces como fue necesario hasta que el valor calculado de z igualo el valor real de 0.32 m.

Una vez conocidos los flujos y las fracciones molares se calcula la eficiencia teórica de la torre empleando la siguiente expresión.

$$\eta = \frac{LX_1}{GY_1} \quad (69)$$

CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En esta sección se describen y se analizan los resultados obtenidos del procedimiento iterativo planteado en la metodología.

Para el empaqueo de la torre de absorción, se emplearon anillos Raschig de vidrio, lo primero que se hizo fue determinar la longitud promedio tomando una muestra de 100 piezas, de las cuales se midió la longitud con un vernier y se aplicó la ecuación (37). Por lo tanto, la longitud promedio del empaque fue de 13.76 mm.

Posteriormente se determinó el área de contacto, para esto, es importante identificar las dimensiones de los anillos como se muestra en la Figura 22 y se calcula el área exterior, interior y de la corona del empaque con la ecuación (39), (40) y (41), respectivamente.

$$\text{área}_{\text{exterior}}(m^2) = \pi R h = \pi(8 \times 10^{-3})(1.376 \times 10^{-2}) = 3.46 \times 10^{-4}$$

$$\text{área}_{\text{interior}}(m^2) = \pi r h = \pi(6 \times 10^{-3})(1.376 \times 10^{-2}) = 2.59 \times 10^{-4}$$

$$\text{área}_{\text{corona}}(m^2) = 2\pi \left[\left(\frac{R}{2} \right)^2 - \left(\frac{r}{2} \right)^2 \right] = 2\pi \left[\left(\frac{8 \times 10^{-3}}{2} \right)^2 - \left(\frac{6 \times 10^{-3}}{2} \right)^2 \right] = 4.39 \times 10^{-5}$$

Con los datos anteriores, se aplica la ecuación (38) para conocer el área total.

$$a_T = 3.46 \times 10^{-4} + 2.59 \times 10^{-4} + 4.39 \times 10^{-5} = 6.49 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

Finalmente, el área de contacto se obtiene aplicando la ecuación (42).

$$a_p \left(\frac{m^2}{m^3} \right) = \frac{(\text{Número de piezas})(a_T)}{\text{Volumen de agua}} = \frac{(1100)(6.49 \times 10^{-4})}{0.001} = 713.9$$

A continuación, se muestra un ejemplo de 3 experimentos para cada tipo de empaqueo, siguiendo los pasos que dicta la metodología.

1. Empacado al azar con agua

Tabla 2. Número de piezas / Volumen de agua para empacado al azar con agua

Experimento	Piezas	Volumen (m ³)	Piezas / Volumen
1	970	0.001	970000
2	950	0.001	950000
3	950	0.001	950000

Promedio = 956,666.67 piezas/m³

Tabla 3. Peso en kg de material de empaque / m³ para empacado al azar con agua

Experimento	Peso (kg)	Volumen (m ³)	Peso/Volumen
1	0.582	0.001	582
2	0.570	0.001	570
3	0.570	0.001	570

Promedio = 574 kg/m³

$$\varepsilon = \frac{\text{Volumen de agua en espacios vacíos}}{\text{Volumen del vaso de precipitado}} \quad (70)$$

Tabla 4. Espacios vacíos: ε para empacado al azar con agua

Experimento	Volumen de agua en espacios vacíos (mL)	Volumen del vaso de precipitado (mL)	Volumen agua / Volumen del vaso
1	860	1000	0.86
2	865	1000	0.865
3	855	1000	0.855

Promedio = 0.86

Tabla 5. Área de contacto en m²/m³ para empacado al azar con agua

Experimento	a _p (m ²)	Piezas	a _r (m ²)	V (m ³)
1	629.53	970	6.49E-04	0.001
2	616.55	950	6.49E-04	0.001
3	616.55	950	6.49E-04	0.001

Promedio = 620 m²/m³, para una longitud promedio de 13.76 mm.

2. Empacado al azar en seco

Tabla 6. Número de piezas / Volumen de agua para empacado al azar en seco

Experimento	Piezas	Volumen (m ³)	Piezas/Volumen
1	1100	0.001	1100000
2	1038	0.001	1038000
3	1020	0.001	1020000

Promedio = 1,052,667 piezas/m³

Tabla 7. Peso en kg de material de empaque / m³ para empacado al azar en seco

Experimento	Peso (kg)	V (m ³)	Peso/Volumen
1	0.726	0.001	0.726
2	0.685	0.001	0.685
3	0.673	0.001	0.673

Promedio = 694.76 kg/m³

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

Tabla 8. Espacios vacíos: ε para empacado al azar en seco

Experimento	Volumen de agua en espacios vacíos (mL)	Volumen del vaso de precipitado (mL)	Volumen agua / Volumen del vaso
1	680	1000	0.68
2	690	1000	0.69
3	685	1000	0.685

Promedio = 0.69

Tabla 9. Área de contacto m^2/m^3 para empacado al azar en seco

Experimento	a_p (m^2)	Piezas	a_T (m^2)	V (m^3)
1	713	1100	6.49E-04	0.001
2	673	1038	6.49E-04	0.001
3	661	1020	6.49E-04	0.001

Promedio = $683 m^2/m^3$, para una longitud promedio de 13.76 mm.

En la siguiente tabla, se muestran los datos promedio de los 3 experimentos para cada tipo de empacado.

Tabla 10. Comparación de datos del empacado al azar en seco y con agua.

	Empacado al azar con agua	Empacado al azar en seco
Piezas/Volumen(m^3)	956666	1052667
Peso(kg)/Volumen(m^3)	574	695
Espacios vacíos ε	0.86	0.69
Área de contacto (m^2/m^3)	620	683

Como se observa en la Tabla 10, resulta favorable realizar el empacado en seco, ya que, el número de piezas por metro cúbico es mayor, lo que implica que el área de contacto sea más

grande, es decir, el empacado al azar en seco favorece el tiempo de contacto de los flujos de líquido y de gas, lo que implica una mayor transferencia de masa.

Los cálculos realizados, a partir de esta etapa, son teóricos para una columna empacada con anillos Raschig de vidrio de 13mm (0.5 in) con el fin de absorber CO₂ en agua a 20 °C y 1 atm. Las propiedades son las siguientes:

Tabla 11. Propiedades físicas del gas y del líquido para la determinación de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa.

PROPIEDADES	GAS (AIRE)	LIQUIDO (AGUA)
PM (kg/kmol)	29	18
μ (kg/m s)	0.0000182	0.00149
ρ (kg/m ³)	1.29	1001.154
T (K)	293.15	293.15
P (kN/m ²)	101.325	101.325
σ (N/m)		0.07273

Fuente: (Perry, Green, & Maloney, 2001)

Para los coeficientes de difusión del CO₂ tanto en el líquido (agua) como en el gas (aire), son necesarios los siguientes valores recuperados de Welty et al. (2002).

Tabla 12. Valores para σ y ϵ_A/κ obtenidos de la tabla K.2 del apéndice K.

	σ (Å)	ϵ_A/κ (K)	PM
CO ₂	3.996	190	44
Aire	3.617	97	29
Agua	2.649	356	18

Fuente: (Welty, 2002).

Para la difusividad del CO₂ en aire, donde el subíndice A corresponde al dióxido de carbono y B al aire, se desarrollan las ecuaciones (44) y (45) de la siguiente manera:

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} = \frac{3.996 + 3.617}{2} = 3.807 \text{ \AA}$$

$$\varepsilon_{AB}/\kappa = \sqrt{(\varepsilon_A/\kappa)(\varepsilon_B/\kappa)} = \sqrt{(190)(97)} = 135.757 \text{ K}$$

Se convierte la temperatura del sistema que se encuentra en °C a K.

$$T = 20 + 273 = 293 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Y el valor obtenido de ε_{AB}/κ se divide entre la temperatura, para después calcular el inverso, como se muestra a continuación.

$$\frac{\varepsilon_{AB}}{\kappa T} = \frac{135.757}{293} = 0.463$$

$$\frac{\kappa T}{\varepsilon_{AB}} = 2.159$$

Con el valor de $\frac{\kappa T}{\varepsilon_{AB}}$ leemos en la tabla K.1 del apéndice K del libro de Welty (2002) la integral de choque Ω_D .

$$\Omega_D = 1.048$$

Sustituyendo todos los valores conocidos y calculados en la ecuación (37), tenemos:

$$D_{AB} = \frac{0.001858(293)^{3/2}(1/44 + 1/29)^{1/2} \left(\frac{1}{100}\right)^2}{(1)(3.807)^2(1.048)} = 1.469 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

- Para la difusividad del CO₂ en agua, donde el subíndice A corresponde al dióxido de carbono y B al agua.

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} = \frac{3.996 + 2.649}{2} = 3.323 \text{ \AA}$$

$$\varepsilon_{AB}/\kappa = \sqrt{(\varepsilon_A/\kappa)(\varepsilon_B/\kappa)} = \sqrt{(190)(356)} = 260.077 \text{ K}$$

$$T = 20 + 273 = 293 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\varepsilon_{AB}}{\kappa T} = \frac{260.077}{293} = 0.887$$

$$\frac{\kappa T}{\varepsilon_{AB}} = 1.127$$

Con el valor de $\frac{\kappa T}{\varepsilon_{AB}}$ leemos en la tabla K.1 del apéndice K de (Welty, 2002) la integral de choque Ω_D .

$$\Omega_D = 1.286$$

Sustituyendo todos los valores conocidos y calculados en la ecuación (43), tenemos:

$$D_{AB} = \frac{0.001858(293)^{3/2}(1/44 + 1/18)^{1/2}}{(1)(3.323)^2(1.286)} \left(\frac{1}{100}\right)^2 = 1.838 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Ahora, se calcula el número de Schmidt;

- Para el gas, con la ecuación (46),

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} = \frac{1.82 \times 10^{-5}}{(1.29)(1.469 \times 10^{-5})} = 0.960$$

- Para el líquido, con la ecuación (47),

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} = \frac{1.49 \times 10^{-3}}{(1001.154)(1.835 \times 10^{-5})} = 0.081$$

Para los cálculos de retención, se presenta una memoria de cálculo con los datos de flujos molares de gas y de líquido que satisfacen la altura conocida de la torre de 0.32m.

1. Cálculos de retención para los valores de gas y líquido deseados.

$$G' = 7 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad G = \frac{7}{29} = 0.230 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L' = 23 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad G = \frac{23}{18} = 1.278 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

De la tabla 6.5 Retención de líquido en torres empacadas tomada de Treybal (1990) se tomaron los siguientes datos para anillos Raschig de 13 mm tamaño nominal, y se desarrollaron las ecuaciones de la (48) a la (55) como se ve a continuación:

$$d_s = 0.01774 \text{ m}$$

$$\beta = 1.508d_s^{0.376} = 1.508(0.01774)^{0.376} = 0.331$$

$$\varphi_{LsW} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{(0.01774)^{1.21}} = 0.032$$

$$\varphi_{LtW} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5L')^\beta}{d_s^2} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5 \times 23)^{0.331}}{(0.01774)^2} = 0.167$$

$$\varphi_{LoW} = \varphi_{LtW} - \varphi_{LsW} = 0.135$$

$$H = \frac{975.7L'^{0.57}\mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84}(2.024L'^{0.43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.1737-0.262\log L'} = 1.111$$

$$\varphi_{Lo} = \varphi_{LoW}H = 0.135(1.111) = 0.150$$

$$\varphi_{Ls} = \frac{0.0486\mu_L^{0.02}\sigma^{0.99}}{d_s^{1.21}\rho_L^{0.37}} = 0.032$$

$$\varphi_{Lt} = \varphi_{Lo} + \varphi_{Ls} = 0.150 + 0.032 = 0.182$$

2. Área interfacial

De la tabla 6.4 área interfacial para la absorción y desorción, líquidos acuosos tomada de Treybal (1990), se retoman los siguientes datos y se desarrolla la ecuación (57) y (58).

$$m = 28.01 \quad n = 0.2323L' - 0.30 = 0.404 \quad p = -1.04$$

$$a_{Aw} = m \left(\frac{808G'}{\rho_G^{0.5}}\right)^n L'^p = 323.861 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$a_A = a_{Aw} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}} = \frac{323.861(0.150)}{0.135} = 359.857 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

3. De los datos experimentales tomamos el valor de espacios vacíos para anillos Raschig.

$$\varepsilon = 0.69$$

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt} = 0.448$$

4. Determinación de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa

Todos los datos son conocidos, por lo tanto, se utilizó el software solver para determinar con la ecuación (60) el coeficiente del gas y con la ecuación (61) el del líquido.

$$\frac{k_G p_{B,M} S C_G^{\frac{2}{3}}}{G} = 1.195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0.36}$$

$$k_G = 0.0095 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2} \cdot \text{s} (359.857) = 3.411 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25.1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0.45} S C_L^{0.5}$$

$$k_L = 0.092 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2} \cdot \text{s} (359.857) = 33.284 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

5. Determinación de la línea de equilibrio

Como se mencionó en la metodología, utilizamos las ecuaciones (62), (63) y la constante de Henry para un sistema aire-CO₂-agua para calcular los datos de equilibrio como se muestra en la Tabla 13.

Tabla 13. Datos de equilibrio para un sistema aire-CO₂-agua.

P _A (mmHg)	H	x _A	y _A
0	1420	0.000	0.000
50	1420	0.035	0.090
100	1420	0.070	0.179
150	1420	0.106	0.269
200	1420	0.141	0.358
250	1420	0.176	0.448
300	1420	0.211	0.538
350	1420	0.246	0.627
400	1420	0.282	0.717
450	1420	0.317	0.806
500	1420	0.352	0.896
550	1420	0.387	0.986

Donde, P_A corresponde a las presiones parciales de CO₂ en el sistema, H es la constante de Henry y x_A y y_A son las constantes de equilibrio.

6. Determinación de la línea de operación

Se consideró que el sistema de estudio fuese diluido, la mezcla de gas que entra al sistema tiene 10% de CO₂, es decir, y_{A1} es igual a 0.1; mientras que el agua que entra a la columna está libre de CO₂, es decir, x_{A2} es igual a 0.

Por lo tanto, en la ecuación 3 se sustituyen los datos conocidos y se obtiene el valor de x_{A1}.

$$1.278 \left(\frac{0}{1-0} \right) + 0.230 \left(\frac{0.1}{1-0.1} \right) = 1.278 \left(\frac{x_1}{1-x_1} \right) + 0.230 \left(\frac{0.008}{1-0.008} \right)$$

$$x_1 = 0.01817$$

7. Conociendo las fracciones mol a la entrada y salida del gas y líquido, aplicar el método del trapecio de la siguiente manera:
- Determinar el valor de h (intervalo de integración)

$$h = \frac{x_1 - x_2}{n} = \frac{0.01817 - 0}{5} = 0.0036$$

Donde n corresponde al número de trapecios, entre mayor sea, más preciso es el resultado del método.

- Calcular los valores de x para cada trapecio, sumando a x_2 el valor de h, después al valor obtenido le sumamos h nuevamente y así sucesivamente hasta obtener el valor de x_1 , es decir, 0.01817.

$$x_{A0} = 0$$

$$x_{A1} = 0 + 0.0036 = 0.0036$$

$$x_{A2} = 0.0036 + 0.0036 = 0.0072$$

$$x_{A3} = 0.0072 + 0.0036 = 0.010$$

$$x_{A4} = 0.010 + 0.0036 = 0.014$$

$$x_{A5} = 0.014 + 0.0036 = 0.018$$

- Sustituir los valores obtenidos de x en la ecuación 4 para obtener los valores de y en cada punto.

Tabla 14. Valores obtenidos de y_A evaluados en la ecuación (4).

P_n	x_A	y_A
P0	0.00000	0
P1	0.00363	0.028
P2	0.00727	0.047
P3	0.01090	0.065
P4	0.01454	0.083
P5	0.01817	0.1

- d. Graficar la línea de equilibrio y la línea de operación con los puntos encontrados como se observa en la Figura 25.

Es importante mencionar que, para la línea de equilibrio, no se grafican todos los puntos, al ser absorción, la concentración más alta está en la corriente de entrada del gas, por lo tanto, y_{A1} limita el gráfico, es decir, la línea de equilibrio se grafica hasta el punto en el que y_A sea igual a y_{A1} .

$$P_n(x_{An}, y_{An})$$

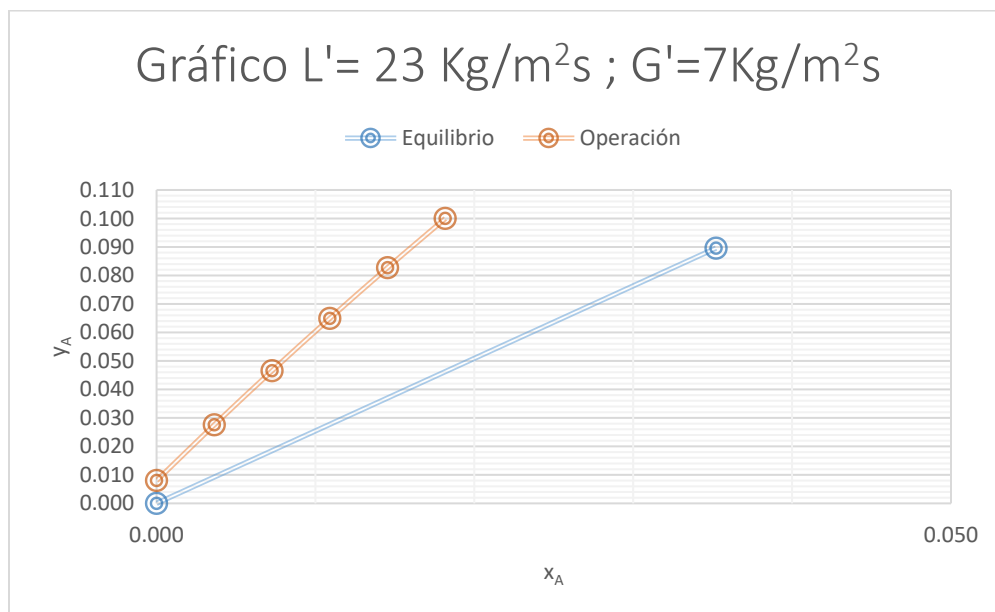


Figura 25. Línea de operación y de equilibrio del sistema.

- e. Calcular la pendiente de la línea de operación con la ecuación (67).

$$m = -\frac{k_L}{k_G} = \frac{33.284}{3.411} = 9.759$$

- f. Suponer valores para x_{Ai} y evaluarlos en la ecuación (68) para obtener el valor de y_{Ai} .
- g. Graficar los puntos Q con los valores de x_{Ai} y y_{Ai} supuestos para leer del gráfico los valores reales.

$$Q_n(x_{Ain}, y_{Ain})$$

- h. Unir cada punto P con su punto Q correspondiente como se ve en la ilustración 26.

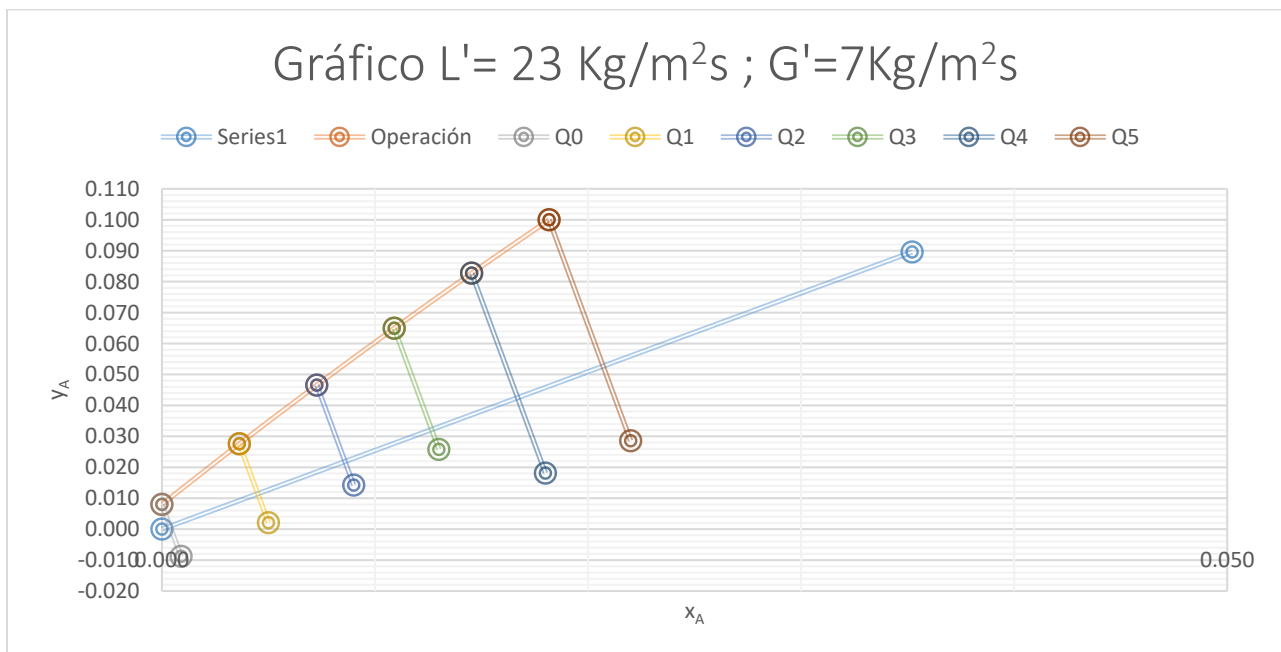


Figura 26. Gráfico con puntos P y Q.

Nota. Los valores de x_{Ai} , se deben suponer de tal manera que atraviesen la línea de equilibrio.

- i. Leer los valores reales de x_{Ai} y y_{Ai} , esto se hace en el gráfico, en donde la línea que une a cada punto P y Q corta la línea de equilibrio.
- j. Evaluar la función a integrar para cada punto como se muestra en la tabla 15.

$$(y_A - y_{Ai})^{-1}$$

- k. Sumar todos los valores de la función evaluada, aplicar la siguiente fórmula para conocer el valor de la integral.

$$\int_{y_{A2}}^{y_{A1}} = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{2n} \left[\sum hf(y_A) \right] = \frac{0.1 - 0.008}{2(5)} (481.591) = 4.430$$

Tabla 15. Cálculo de las fracciones molares para gas y líquido respecto al gráfico de la Figura 26.

	n	0.004								
		Del gráfico								
P	n	x_A	y_A	x_{Ai} Sup	y_{Ai} Sup	x_{Ai}	y_{Ai}	(y_A-y_{Ai})⁻¹	h	hf(y_A)
P0	0	0.00000	0	0.001	-0.009	0.000	0.001	142.857	1	142.857
P1	1	0.00363	0.028	0.005	0.002	0.005	0.012	62.149	2	124.298
P2	2	0.00727	0.047	0.009	0.014	0.009	0.022	40.722	2	81.443
P3	3	0.01090	0.065	0.013	0.026	0.013	0.032	30.368	2	60.736
P4	4	0.01454	0.083	0.017	0.037	0.017	0.043	25.167	2	50.333
P5	5	0.01817	0.1	0.021	0.047	0.021	0.053	21.277	1	21.277
										480.944

8. Calcular los valores constantes promedio de la ecuación (19) y evaluarlos en la misma, para comprobar el valor de z.

$$G_{prom} = \frac{G_1 + G_2}{2} = \frac{0.255 + 0.231}{2} = 0.243$$

$$(1 - y_A)_{prom} = \frac{(1 - y_{A1}) + (1 - y_{A2})}{2} = \frac{(1 - 0.008) + (1 - 0.1)}{2} = 0.946$$

$$(1 - y_{A1})_{iM} = \frac{(1 - y_{A1}) - (1 - y_{A1i})}{\ln \left| \frac{1 - y_{A1}}{1 - y_{A1i}} \right|} = \frac{(1 - 0.008) - (1 - 0.001)}{\ln \left| \frac{1 - 0.008}{1 - 0.001} \right|} = 0.923$$

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

$$(1 - y_{A2})_{iM} = \frac{(1 - y_{A2}) - (1 - y_{A2i})}{\ln \left| \frac{1 - y_{A2}}{1 - y_{A2i}} \right|} = \frac{(1 - 0.1) - (1 - 0.053)}{\ln \left| \frac{1 - 0.1}{1 - 0.053} \right|} = 0.995$$

$$[(1 - y_A)_{iM}]_{prom} = \frac{(1 - y_{A1})_{iM} + (1 - y_{A2})_{iM}}{2} = \frac{0.923 + 0.995}{2} = 0.959$$

$$z = \left[\frac{G}{k'_y a S} \frac{(1 - y)_{iM}}{1 - y} \right]_{prom} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i} = \frac{(0.243)(0.959)}{(3.411)(0.946)} (4.430) = 0.320m$$

El procedimiento descrito anteriormente, se repitió tantas veces como fue necesario, hasta que el valor calculado de z coincidiera con el valor real. Las iteraciones se muestran en la tabla 16.

Tabla 16. Iteraciones para el cálculo de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa.

G' (kg/m ² s)	L' (kg/m ² s)	ϕ_{Lw}	ϕ_{Low}	H	ϕ_{Lo}	ϕ_{Lt}	ϵ_{Lo}	a_{Aw}	a_A	k_G (kmol/m ² s)	k_L (kmol/m ² s)	K_G (kmol/m ³ s)	K_L (kmol/m ³ s)	Pendiente
1.08	6.1	0.108	0.075	1.040	0.078	0.111	0.519	50.465	52.485	0.0027	0.051	0.143	2.672	18.669
1.08	2	0.074	0.042	1.085	0.046	0.078	0.552	42.166	45.768	0.0027	0.031	0.122	1.410	11.593
1.08	0.68	0.052	0.020	1.417	0.028	0.060	0.570	16.280	23.074	0.0026	0.019	0.060	0.438	7.239
1.08	7	0.113	0.080	1.043	0.084	0.116	0.514	53.124	55.393	0.0027	0.054	0.152	3.000	19.782
1.08	6.2	0.108	0.076	1.040	0.079	0.111	0.519	50.749	52.792	0.0027	0.051	0.144	2.707	18.797
1.08	10	0.127	0.094	1.055	0.100	0.132	0.498	63.757	67.290	0.0028	0.064	0.186	4.278	22.958
1.08	12	0.135	0.102	1.065	0.109	0.141	0.489	72.449	77.138	0.0028	0.069	0.215	5.324	24.757
1.08	15	0.145	0.113	1.078	0.121	0.154	0.476	88.249	95.172	0.0028	0.076	0.268	7.262	27.134
1.08	14.34	0.143	0.110	1.075	0.119	0.151	0.479	84.462	90.838	0.0028	0.075	0.255	6.793	26.639
1.08	18	0.154	0.122	1.091	0.133	0.165	0.465	107.983	117.854	0.0028	0.083	0.334	9.762	29.229
1.08	20	0.159	0.127	1.100	0.140	0.172	0.458	123.756	136.079	0.0028	0.087	0.387	11.819	30.505
7	15	0.145	0.113	1.078	0.121	0.154	0.476	159.026	171.501	0.0093	0.076	1.595	13.087	8.204
7	20	0.159	0.127	1.100	0.140	0.172	0.458	247.477	272.120	0.0094	0.087	2.562	23.635	9.224
7	22	0.165	0.132	1.107	0.146	0.179	0.451	296.015	327.801	0.0095	0.091	3.100	29.719	9.586
7	23	0.167	0.135	1.111	0.150	0.182	0.448	323.861	359.857	0.0095	0.092	3.411	33.284	9.759
7	21	0.162	0.130	1.104	0.143	0.176	0.454	270.626	298.642	0.0094	0.089	2.818	26.514	9.407
7	19	0.157	0.124	1.096	0.136	0.169	0.461	226.371	247.998	0.0094	0.085	2.330	21.048	9.034

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

En las iteraciones de la tabla 16 lo que se hizo fue variar el flujo del líquido, manteniendo constante el flujo de gas, cuando se encontró el valor que satisfacía la altura de empacado de 0.32 m, se comenzó a variar ambos flujos hasta que las fracciones mol fueran mayores para la absorción, lo cual se puede ver en la tabla 17.

Tabla 17. Resultados de altura de empacado “z” para los flujos supuestos.

G' (kg/m²s)	L' (kg/m²s)	k_G (kmol/m³s)	k_L (kmol/m³s)	z (m)
1.080	6.100	0.143	2.672	0.969
1.080	2.000	0.122	1.410	2.389
1.080	0.680	0.060	0.438	-
1.080	7.000	0.152	3.000	0.923
1.080	6.200	0.144	2.707	1.289
1.080	10.000	0.186	4.278	0.737
1.080	12.000	0.215	5.324	0.629
1.080	15.000	0.268	7.262	0.483
1.080	14.340	0.255	6.793	0.512
1.080	18.000	0.334	9.762	0.396
1.080	22.830	0.387	11.819	0.321
7.000	15.000	1.595	13.087	0.949
7.000	20.000	2.562	23.635	0.459
7.000	22.000	3.100	29.719	0.348
7.000	23.000	3.411	33.284	0.320
7.000	19.000	2.330	21.048	0.515

La altura de la sección empacada que se deseaba encontrar era de 0.32 m y como se observa en la tabla 17, se encontró en dos corridas, sin embargo, se hizo una comparación de las concentraciones obtenidas en ambos casos, como se puede observar en la tabla 18, la fracción mol de líquido a la salida, x_{A1} , es mayor para los flujos de $G=7 \text{ kg/m}^2\text{s}$ y $L=23 \text{ kg/m}^2\text{s}$, lo que significa que, a un mayor flujo de gas, la cantidad de CO_2 absorbida por el agua es mayor. Por lo tanto, estos flujos fueron considerados como los ideales para la operación de la torre de absorción.

Tabla 18. Comparación de concentraciones para los flujos que satisfacen $z=0.32$ m.

	Para $G= 1.08 \text{ kg/m}^2\text{s}$ y $L=22.83 \text{ kg/m}^2\text{s}$	Para $G= 7 \text{ kg/m}^2\text{s}$ y $L=23 \text{ kg/m}^2\text{s}$
y_{A1}	0.1	0.1
x_{A2}	0	0
y_{A2}	0.008	0.008
x_{A1}	0.0034	0.01817

La columna de absorción tiene una altura de 64 cm, de los cuales, 32 cm corresponden a la zona empacada. Según lo que dicta la teoría, la altura de las columnas debería ser 1.2 veces la altura de empaque, por lo tanto, para los 64 cm que mide de altura la columna, la zona empacada debería tener una altura de 0.512 m.

En la Figura 27 se muestra el detalle de diseño de la columna de absorción, en donde se exponen todos los parámetros y condiciones de esta, la columna opera con una eficiencia del 93%, este valor se calculó de la siguiente manera:

$$\eta = \frac{L * X_1}{G * Y_1} = \frac{(1.278 \text{ kmol de líquido inerte/m}^2\text{s}) \left(0.019 \frac{\text{moles de soluto}}{\text{moles de solvente}}\right)}{(0.23 \text{ kmol de gas inerte/m}^2\text{s}) \left(0.111 \frac{\text{moles de soluto}}{\text{moles de solvente}}\right)} = 93\%$$

Lo que significa que se recupera el 93% del soluto que entra, es decir, 93% de lo que entra en la corriente de gas, sale arrastrado en la corriente líquida.

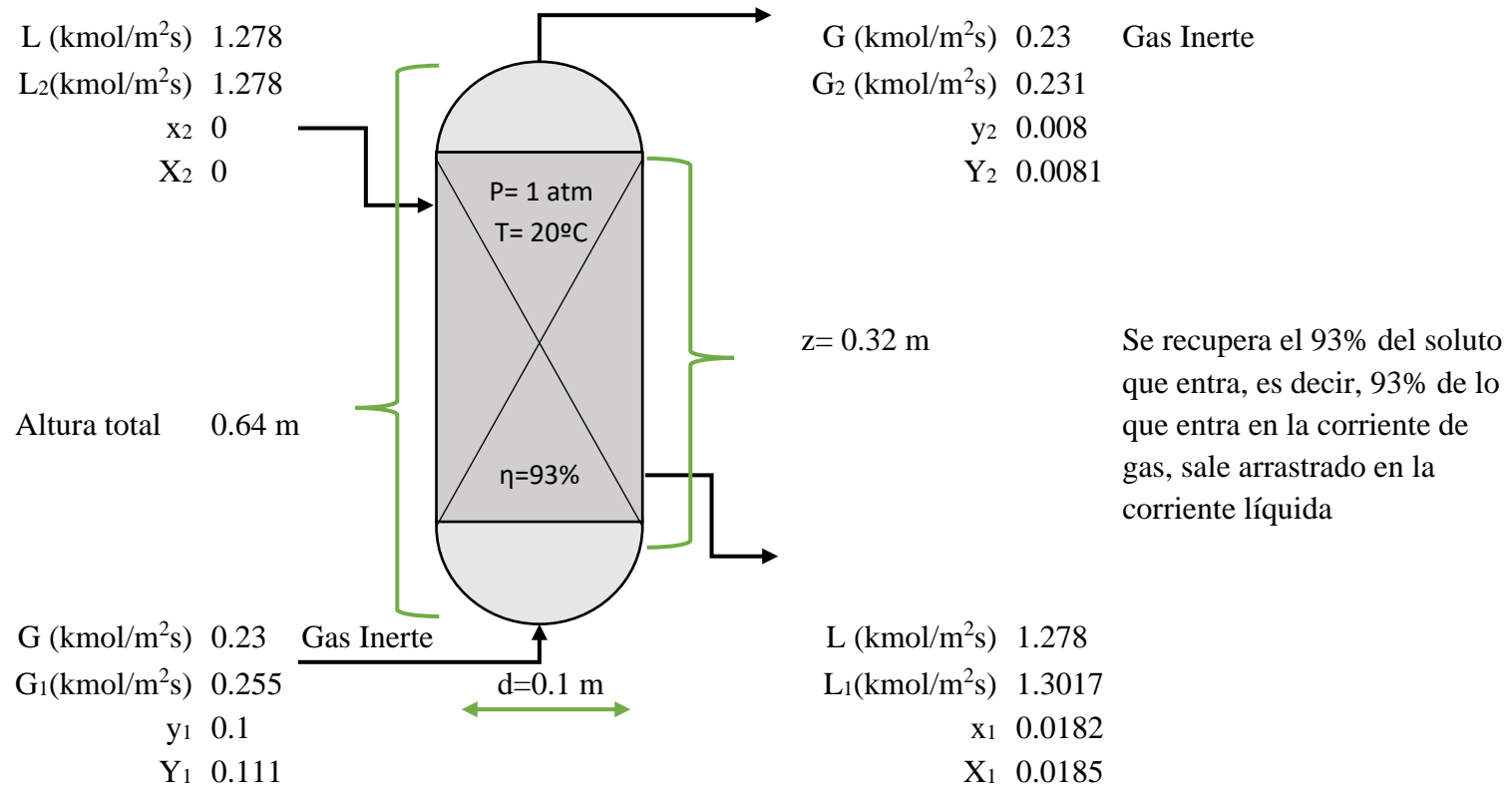


Figura 27. Detalle de diseño de la columna de absorción empacada para un sistema CO₂-agua.

CAPÍTULO 4. CONCLUSIONES

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA PARA SU EFICIENTE OPERACIÓN A NIVEL LABORATORIO

- Se llevó a cabo el estudio de una columna de absorción empacada con anillos Raschig a nivel laboratorio para un sistema aire-CO₂-agua a 1 atm y 20°C. Los resultados de este trabajo muestran que para un diámetro de 0.1 m y altura de empaque de 0.32m de la columna, el flux de líquido debe ser de 1.278 kmol/m²s, mientras que el flux de gas debe ser de 0.23 kmol/m²s. Los flujos encontrados validan las dimensiones reales de la altura de empaque, por lo tanto, el método iterativo propuesto es confiable.
- Los coeficientes globales y locales de transferencia de masa volumétricos arrojan un valor de 98% de resistencia a la transferencia de masa en la fase líquida, lo que comprueba que es un proceso de absorción donde el CO₂ es afín al líquido a las condiciones de operación establecidas de presión y temperatura.
- La columna en estudio es funcional y para el sistema estudiado opera con una eficiencia del 93%.

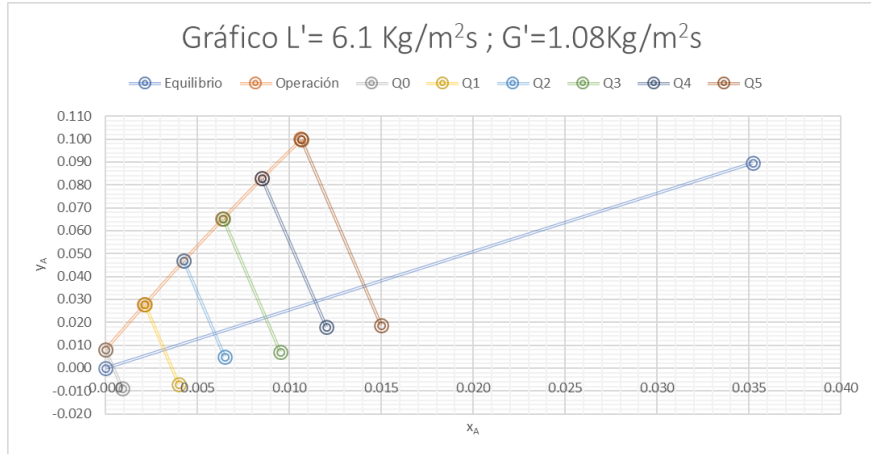
REFERENCIAS

- Foust, A. S., Wenzel, L. A., Clump, C. W., & Manus, L. (2006). *Principios de operaciones unitarias*. México: Compañía Editorial Continental.
- Gainza Delgado, Y. E. (2012). Diseño y Evaluación Hidrodinámica de una minicolumna empacada. *Tecnología Química*, 32(3), 248-256.
- Geankoplis, C. J. (2006). *Procesos de transporte y operaciones unitarias* (4ª ed.). México: Compañía editorial continental.
- Henley, E. J., & Seader, J. D. (2003). *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química*. México: Editorial Reverté.
- King, C. J. (2003). *Procesos de Separación*. México: Editorial Reverté, S.A., 1979.
- Marcilla Gomis, A. (Junio de 2019). *Research gate*. Obtenido de Introducción a las operaciones de separación:
https://www.researchgate.net/publication/39436528_Introduccion_a_las_operaciones_de_separacion_calculo_por_etapas_de_equilibrio
- Morales-Ramírez, E. J., & Pérez-Sandoval, G. (2015). *Comportamiento de la absorción en columnas empacadas en relación a la temperatura y la carga específica. (Tesis de grado)*. Ciudad de México: Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas.
- Murphy, R. M. (2007). *Introducción a los procesos químicos. Principios, análisis y síntesis*. México: McGraw Hill Interamericana.
- Ortegón Gil, M. (2003). *Diseño, construcción, montaje y puesta en marcha de una torre de pared húmeda (Bachelor's thesis, Bogota-Uniandes)*. Obtenido de <https://repositorio.uniandes.edu.co/bitstream/handle/1992/15346/u234754.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

- Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (2001). *Manual del Ingeniero Químico* (Vol. III). Madrid: McGraw Hill.
- Schweitzer, P. A. (1996). *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*. United States of America: McGraw Hill.
- Seader, J. D., Henley, E. J., & Roper, D. K. (2011). *Separation process principles. Chemical and biochemical operations*. United States of America: Wiley.
- Treybal, R. E. (1990). *Operaciones de transferencia de masa* (Segunda Edición ed.). México: McGraw Hill.
- Universidad Nacional Autónoma de México. (9 de Mayo de 2012). Obtenido de Procesos de Separación I. Prácticas de Laboratorio.: <http://depa.fquim.unam.mx/procesos/PDF/ProcesosI.pdf>
- Wankat, P. C. (2008). *Ingeniería de procesos de separación. Segunda edición*. México: Pearson Educación.
- Welty, J. (2002). *Fundamentos de Transferencia de Momento, Calor y Masa*. México: Editorial Limusa S.A. de C.V.

ANEXOS

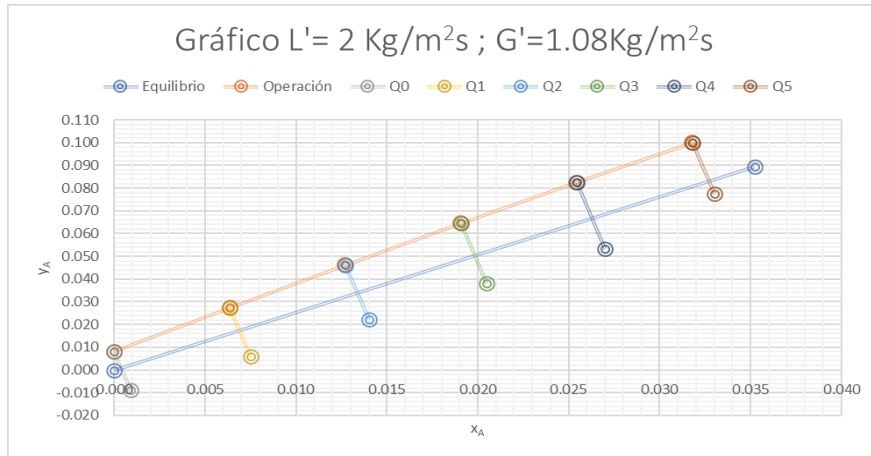
Iteración 1



G_1 (kmol/m ² s)	0.039
G_2 (kmol/m ² s)	0.036
G_{prom} (kmol/m ² s)	0.038
$(1-y_A)_{prom}$	0.946
$(1-y_{A1})_{im}$	0.932
$(1-y_{A2})_{im}$	0.995
$[(1-y_A)_{im}]_{prom}$	0.964
z (m)	0.969

		n		0.002		Del gráfico				
P	n	x _A	y _A	x _{Ai} Sup	y _{Ai} Sup	x _{Ai}	y _{Ai}	(y _A -y _{Ai}) ⁻¹	h	hf(y _A)
P0	0	0.00000	0	0.001	-0.009	0.000	0.001	142.857	1	142.857
P1	1	0.00213	0.028	0.004	-0.007	0.003	0.005	44.626	2	89.252
P2	2	0.00426	0.047	0.007	0.005	0.006	0.015	31.518	2	63.035
P3	3	0.00639	0.065	0.010	0.007	0.009	0.022	23.205	2	46.409
P4	4	0.00852	0.083	0.012	0.018	0.011	0.029	18.573	2	37.146
P5	5	0.01065	0.1	0.015	0.019	0.014	0.036	15.625	1	15.625
										394.324

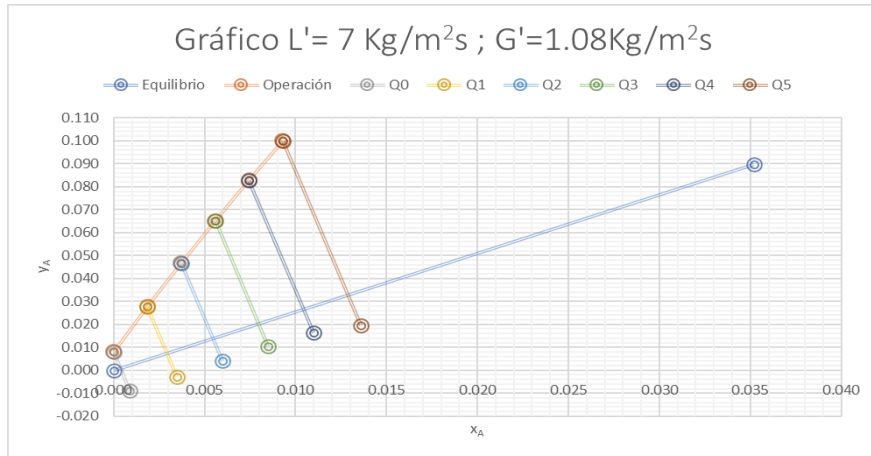
Iteración 2



G_1 (kmol/m ² s)	0.039
G_2 (kmol/m ² s)	0.036
G_{prom} (kmol/m ² s)	0.038
$(1-y_A)_{prom}$	0.946
$(1-y_{A1})_{im}$	0.908
$(1-y_{A2})_{im}$	0.995
$[(1-y_A)_{im}]_{prom}$	0.952
z (m)	2.389

		n	0.006		Del gráfico					
P	n	x_A	y_A	x_{Ai} Sup	y_{Ai} Sup	x_{Ai}	y_{Ai}	$(y_A - y_{Ai})^{-1}$	h	hf(y_A)
P0	0	0.00000	0	0.001	-0.009	0.000	0.001	142.857	1	142.857
P1	1	0.00636	0.027	0.008	0.006	0.007	0.017	96.379	2	192.758
P2	2	0.01272	0.046	0.014	0.022	0.013	0.034	81.670	2	163.340
P3	3	0.01908	0.065	0.021	0.038	0.020	0.051	73.390	2	146.781
P4	4	0.02544	0.083	0.027	0.053	0.026	0.067	64.357	2	128.713
P5	5	0.03180	0.1	0.033	0.078	0.033	0.084	62.500	1	62.500
										836.948

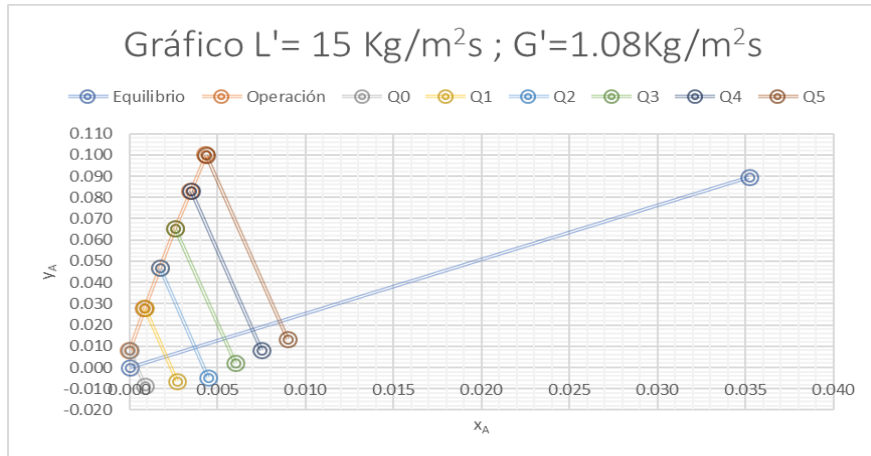
Iteración 3



G₁ (kmol/m²s)	0.039
G₂ (kmol/m²s)	0.036
G_{prom} (kmol/m²s)	0.038
(1-y_A)_{prom}	0.946
(1-y_{A1})_{im}	0.933
(1-y_{A2})_{im}	0.995
[(1-y_A)_{im}]_{prom}	0.964
z (m)	0.923

P	n	0.002		Del gráfico						
		x_A	y_A	x_{Ai} Sup	y_{Ai} Sup	x_{Ai}	y_{Ai}	(y_A-y_{Ai})⁻¹	h	hf(y_A)
P0	0	0.00000	0	0.001	-0.009	0.000	0.001	142.857	1	142.857
P1	1	0.00186	0.028	0.004	-0.003	0.003	0.008	49.433	2	98.866
P2	2	0.00372	0.047	0.006	0.004	0.006	0.014	30.526	2	61.052
P3	3	0.00558	0.065	0.009	0.011	0.008	0.020	22.161	2	44.322
P4	4	0.00744	0.083	0.011	0.016	0.010	0.027	17.902	2	35.803
P5	5	0.00930	0.1	0.014	0.020	0.013	0.033	14.925	1	14.925
										397.825

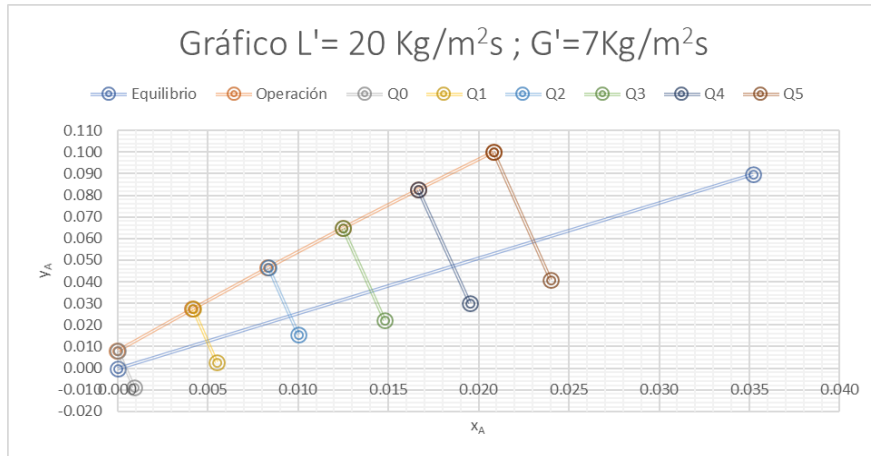
Iteración 4



G₁ (kmol/m²s)	0.039
G₂ (kmol/m²s)	0.036
G_{prom} (kmol/m²s)	0.038
(1-y_A)_{prom}	0.946
(1-y_{A1})_{im}	0.938
(1-y_{A2})_{im}	0.995
[(1-y_A)_{im}]_{prom}	0.967
z (m)	0.483

P	n	0.001		Del gráfico						
		x_A	y_A	x_{Ai} Sup	y_{Ai} Sup	x_{Ai}	y_{Ai}	(y_A-y_{Ai})⁻¹	h	hf(y_A)
P0	0	0.00000	0	0.001	-0.009	0.000	0.001	142.857	1	142.857
P1	1	0.00087	0.028	0.003	-0.006	0.002	0.005	43.796	2	87.592
P2	2	0.00174	0.047	0.005	-0.005	0.004	0.010	26.741	2	53.482
P3	3	0.00262	0.065	0.006	0.002	0.005	0.014	19.510	2	39.020
P4	4	0.00349	0.083	0.008	0.008	0.007	0.018	15.396	2	30.791
P5	5	0.00436	0.1	0.009	0.013	0.009	0.022	12.821	1	12.821

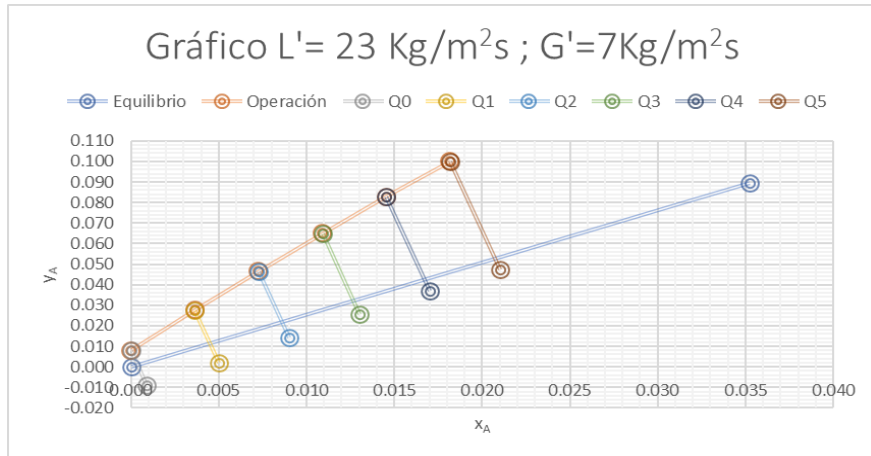
Iteración 5



G₁ (kmol/m²s)	0.255
G₂ (kmol/m²s)	0.231
G_{prom} (kmol/m²s)	0.243
(1-y_A)_{prom}	0.946
(1-y_{A1})_{im}	0.920
(1-y_{A2})_{im}	0.995
[(1-y_A)_{im}]_{prom}	0.958
z (m)	0.459

P	n	0.004		Del gráfico						
		x_A	y_A	x_{Ai} Sup	y_{Ai} Sup	x_{Ai}	y_{Ai}	(y_A-y_{Ai})⁻¹	h	hf(y_A)
P0	0	0.00000	0	0.001	-0.009	0.000	0.001	142.857	1	142.857
P1	1	0.00417	0.028	0.006	0.003	0.005	0.013	68.736	2	137.473
P2	2	0.00834	0.046	0.010	0.015	0.010	0.024	44.452	2	88.904
P3	3	0.01250	0.065	0.015	0.022	0.014	0.036	34.638	2	69.275
P4	4	0.01667	0.083	0.020	0.030	0.019	0.047	28.014	2	56.027
P5	5	0.02084	0.1	0.024	0.041	0.023	0.059	24.390	1	24.390
										518.926

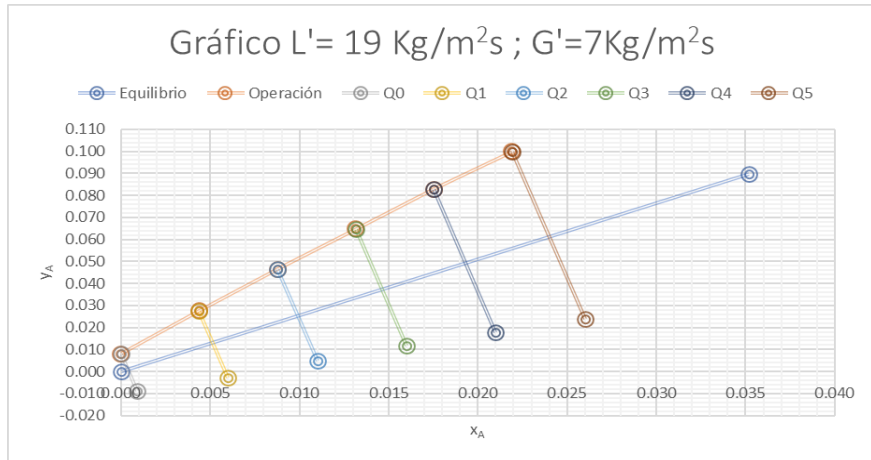
Iteración 6



G₁ (kmol/m²s)	0.255
G₂ (kmol/m²s)	0.231
G_{prom} (kmol/m²s)	0.243
(1-y_A)_{prom}	0.946
(1-y_{A1})_{im}	0.923
(1-y_{A2})_{im}	0.995
[(1-y_A)_{im}]_{prom}	0.959
z (m)	0.320

P	n	0.004		Del gráfico						
		x_A	y_A	x_{Ai} Sup	y_{Ai} Sup	x_{Ai}	y_{Ai}	(y_A-y_{Ai})⁻¹	h	hf(y_A)
P0	0	0.00000	0	0.001	-0.009	0.000	0.001	142.857	1	142.857
P1	1	0.00363	0.028	0.005	0.002	0.005	0.012	62.149	2	124.298
P2	2	0.00727	0.047	0.009	0.014	0.009	0.022	40.722	2	81.443
P3	3	0.01090	0.065	0.013	0.026	0.013	0.032	30.368	2	60.736
P4	4	0.01454	0.083	0.017	0.037	0.017	0.043	25.167	2	50.333
P5	5	0.01817	0.1	0.021	0.047	0.021	0.053	21.277	1	21.277
										480.944

Iteración 7



G₁ (kmol/m²s)	0.255
G₂ (kmol/m²s)	0.231
G_{prom} (kmol/m²s)	0.243
(1-y_A)_{prom}	0.946
(1-y_{A1})_{im}	0.919
(1-y_{A2})_{im}	0.995
[(1-y_A)_{im}]_{prom}	0.957
z (m)	0.515

P	n	0.004		Del gráfico						
		x_A	y_A	x_{Ai} Sup	y_{Ai} Sup	x_{Ai}	y_{Ai}	(y_A-y_{Ai})⁻¹	h	hf(y_A)
P0	0	0.00000	0	0.001	-0.009	0.000	0.001	142.857	1	142.857
P1	1	0.00438	0.028	0.006	-0.003	0.005	0.013	68.797	2	137.593
P2	2	0.00877	0.046	0.011	0.005	0.010	0.025	46.565	2	93.130
P3	3	0.01315	0.065	0.016	0.012	0.015	0.037	35.906	2	71.812
P4	4	0.01753	0.083	0.021	0.018	0.019	0.049	29.687	2	59.373
P5	5	0.02191	0.1	0.026	0.024	0.024	0.061	25.641	1	25.641
										530.407