

Sección 5

Controles Para SO₂ y Para Gas Acido

Sección 5.2

Controles Post-combustión

Chapter 1

Torres de Limpieza Humeda Para Gas Acido

Wiley Barbour
Roy Oommen
Gunseli Sagun Shareef
Radian Corporation
Research Triangle Park, NC 27709

William M. Vatauk
Innovative Strategies and Economy Group, OAQPS
Grupo de Estrategias Innovadoras y Economía, *OAQPS*
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia para la Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Diciembre 1995

Contenido

1.0	Introducción	1-3
1.1	Eficiencia y funcionamiento del sistema	1-3
1.2	Descripción del proceso	1-4
1.2.1	Configuración del sistema absorbedor	1-4
1.2.2	Tipos de equipos de absorción	1-5
1.2.3	Interiores de las torres empacadas	1-7
1.2.4	Operación de la torre empacada	1-9
1.3	Procedimientos de diseño	1-11
1.3.1	Determinación de las condiciones de las corrientes de gas y líquido	1-12
1.3.2	Determinación del factor de absorción	1-16
1.3.3	Determinación del diámetro de la columna	1-18
1.3.4	Determinación de la altura y el área superficial de la torre	1-20
1.3.5	Cálculo de la caída de presión de la columna	1-23
1.3.6	Procedimiento de diseño alternativo	1-23
1.4	Estimación de la inversión de capital total	1-25
1.4.1	Costos de equipo para torres empacadas	1-25
1.4.2	Costos de instalación	1-29
1.5	Estimación del costo anual	1-29
1.5.1	Costos directos anuales	1-29
1.5.2	Costos indirectos anuales	1-33
1.5.3	Costos anuales totales	1-33
1.6	Problema de ejemplo	1-33
1.6.1	Información requerida para el diseño	1-33
1.6.2	Determinación de las propiedades de la corriente de gas y de líquido	1-34
1.6.3	Cálculo del factor de absorción	1-35
1.6.4	Estimación del diámetro de la columna	1-36
1.6.5	Cálculo del área superficial de la columna	1-37
1.6.6	Cálculo de la caída de presión	1-38
1.6.7	Costos de equipo	1-39
1.6.8	Costo total anual	1-41
1.6.9	Ejemplo alternativo	1-44
1.7	Reconocimientos	1-45
	Referencias	1-45
	Apéndice A	1-48
	Apéndice B	1-52
	Apéndice C	1-56

1.0 Introducción

Los absorbedores de gas son utilizados extensamente en la industria para la separación y purificación de corrientes de gas, como dispositivos de recuperación de producto y como dispositivos de control de la contaminación. Este capítulo se enfoca en la aplicación de la absorción para el control de la contaminación en corrientes de gas con concentraciones típicas de contaminantes en el rango de 250 a 10,000 ppmv. Los absorbedores de gas son más ampliamente utilizados para remover contaminantes inorgánicos solubles en agua, de corrientes de aire.[1, 2]

La absorción es un proceso donde uno o más componentes solubles de una mezcla de gases están disueltos en un líquido (v.g., un solvente). El proceso de absorción puede categorizarse como físico o 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 incluyen al agua, aceites minerales, aceites de hidrocarburos volátiles y soluciones acuosas.[1]

1.1 Eficiencias y Funcionamiento del Sistema

Las eficiencias de remoción de los absorbedores de gas varían para cada sistema solvente-contaminante y con el tipo de absorbedor utilizado. La mayoría de los absorbedores tienen eficiencias en exceso a 90 por ciento y los absorbedores de torres empacadas alcanzan eficiencias tan altas como 99.9 por ciento para algunos sistemas solvente-contaminantes.[1, 3]

La conveniencia de la absorción de gas como un método de control de la contaminación depende generalmente de los siguientes factores: 1) disponibilidad del solvente adecuado; 2) eficiencia de remoción requerida; 3) concentración del contaminante en el vapor de entrada; 4) capacidad requerida para manejar el gas residual, y, 5) valor de recuperación del(os) contaminante(s) o del costo de disposición del solvente gastado.[4]

La absorción física depende de las propiedades de la corriente de gas y del solvente, tales como la densidad y viscosidad, así como de las características específicas de los contaminantes en las corrientes de gas y de líquido (v.g., difusividad, solubilidad al equilibrio). Estas propiedades dependen de la temperatura, y temperaturas más bajas generalmente favorecen la absorción de gases por el solvente.[1] La absorción se mejora también por mayor superficie de contacto, relaciones líquido-gas más altas y mayores concentraciones en la corriente de gas.[1]

El solvente seleccionado para remover al(os) contaminante(s) debe tener una solubilidad alta para el gas, baja presión de vapor y debe ser relativamente barato.[4] El agua es el solvente más común utilizado para remover contaminantes inorgánicos, también se usa para absorber compuestos orgánicos que tienen solubilidades en el agua relativamente altas. Para los compuestos orgánicos que tienen baja solubilidad en agua, se usan otros solventes, tales como los aceites de

hidrocarburos, aunque solamente en industrias donde están disponibles grandes volúmenes de estos aceites (v.g., refinerías de petróleo y plantas petroquímicas).[5]

También puede mejorarse la remoción del contaminante, manipulando la química de la solución de absorción, de manera que reacciona con el(os) contaminante(s), v.g., solución cáustica para absorción de gas ácido vs. agua pura como solvente. La absorción química puede limitarse por la razón de reacción, aunque la razón del paso limitante es típicamente la razón de absorción física, no la razón de reacción química.

1.2 Descripción del Proceso

La absorción es la operación de transferencia de masa en la cual, uno o más componentes solubles de una mezcla de gases se disuelven en un líquido que tiene baja volatilidad bajo las condiciones del proceso. El contaminante se difunde desde el gas hacia el líquido cuando el líquido contiene menos que la concentración de equilibrio del componente gaseoso. La diferencia entre la concentración real y la concentración al equilibrio, proporciona la fuerza impulsora para la absorción.

Un absorbedor de gas diseñado apropiadamente, proporcionará contacto completo entre el gas y el solvente, para facilitar la difusión del(os) contaminante(s). Funcionará mejor que un absorbedor diseñado pobremente.[6] La razón de la transferencia de masa entre las dos fases depende mayormente del área de superficie expuesta y del tiempo de contacto. Otros factores que gobiernan la razón de absorción, tales como la solubilidad del gas en el solvente particular y el grado de la reacción química, son características de los constituyentes involucrados y son relativamente independientes del equipo utilizado.

1.2.1 Configuración del Sistema Absorbedor.

El flujo del gas y del líquido a través de un absorbedor puede ser a contracorriente, perpendicular (*crosscurrent*) o en paralelo (*cocurrent*). Los diseños más comúnmente instalados son a contracorriente, en los cuales la corriente de gas entra por el fondo de la columna del absorbedor y sale por la tapa. Por el contrario, la corriente del solvente entra por la tapa y sale por el fondo. Los diseños a contracorriente proporcionan la eficiencia de remoción teórica más alta, porque el gas con la concentración de contaminante más baja, hace contacto con el líquido con la concentración de contaminante más baja. Esto sirve para maximizar la fuerza impulsora promedio para la absorción a través de la columna.[2] Además, usualmente los diseños a contracorriente requieren relaciones de líquido a gas más bajas que los en paralelo y son más convenientes cuando la carga de contaminantes es alta.[3, 5]

En una torre con flujo perpendicular, el gas residual fluye horizontalmente a través de la columna mientras que el solvente fluye hacia abajo verticalmente en la columna. Como regla, los diseños

con flujo perpendicular tienen caídas de presión más bajas y requieren relaciones líquido-a-gas más bajas que los diseños a contracorriente y en paralelo. Son aplicables cuando los gases son demasiado solubles, puesto que ofrecen menos tiempo de contacto para la absorción.[2, 5]

En las torres en paralelo, ambos, la corriente de gas y el solvente entran a la columna por la tapa de la torre y salen por el fondo. Los diseños en paralelo tienen caídas de presión más bajas y no están sujetos a limitaciones de inundación y son más eficientes para la remoción de rocíos finos (v.g., submicrométricos). Los diseños en paralelo son eficientes sólo donde grandes fuerzas impulsoras de absorción son disponibles. La eficiencia de remoción está limitada puesto que el sistema gas-líquido se aproxima al equilibrio en el fondo de la torre.[2]

1.2.2 Tipos de Equipo de Absorción

Los dispositivos que se basan en principios de absorción incluyen a las torres empacadas, columnas de platos (bandejas), torres de limpieza por venturi y cámaras de aspersion. Este capítulo se enfoca en las torres empacadas, las cuales son los absorbedores más comúnmente utilizados para el control de la contaminación. Las torres empacadas son columnas llenas de materiales de empaque que proporcionan una área de superficie grande para facilitar el contacto entre el líquido y el gas. Las torres absorbedoras empacadas pueden alcanzar eficiencias de remoción más altas, manejar razones de líquido más altas y tener requerimientos de consumo de agua relativamente más bajos que otros tipos de absorbedores de gas.[2] Sin embargo, las torres empacadas pueden también tener caídas de presión altas en el sistema, potencial de obstrucción y ensuciamiento alto y costos de mantenimiento extensos debido a la presencia del material de empaque. Los costos de instalación, de operación y de disposición de agua residual pueden ser mayores para absorbedores de lecho empacado que para otros absorbedores.[2] Además de los requerimientos de energía de la bomba y el ventilador y de los costos del solvente, las torres empacadas tienen costos de operación asociados con el reemplazo del empaque dañado.[2]

Las torres de placas o bandejas, son cilindros verticales en los cuales el líquido y el gas están en contacto en cierto modo por pasos en bandejas (placas). El líquido entra por la parte de arriba de la columna y fluye a través de cada placa y a través de un vertedero (descarga) hacia las placas de abajo. El gas se mueve hacia arriba a través de aberturas en las placas, burbujea en el líquido y pasa a la placa de arriba. Las torres de placas son más fáciles de limpiar y tienden a manejar mejor fluctuaciones de temperatura mayores que las torres empacadas.[4] Sin embargo, a razones de flujo de gas altas, las torres de placas exhiben caídas de presión mayores y tienen mayor retención de líquido. Las torres de placas generalmente están hechas de materiales tales como el acero inoxidable, que puede soportar la fuerza del líquido sobre las placas y también proporcionar protección contra la corrosión. Se prefieren a las columnas empacadas a las torres de placas cuando se involucran ácidos y otros materiales corrosivos, porque entonces, la construcción de la torre puede ser de fibra de vidrio, cloruro de polivinilo y otros materiales resistentes a la corrosión menos caros. También se prefieren a las torres empacadas para columnas más chicas de dos pies de diámetro y cuando la caída de presión es una consideración importante.[3, 7]

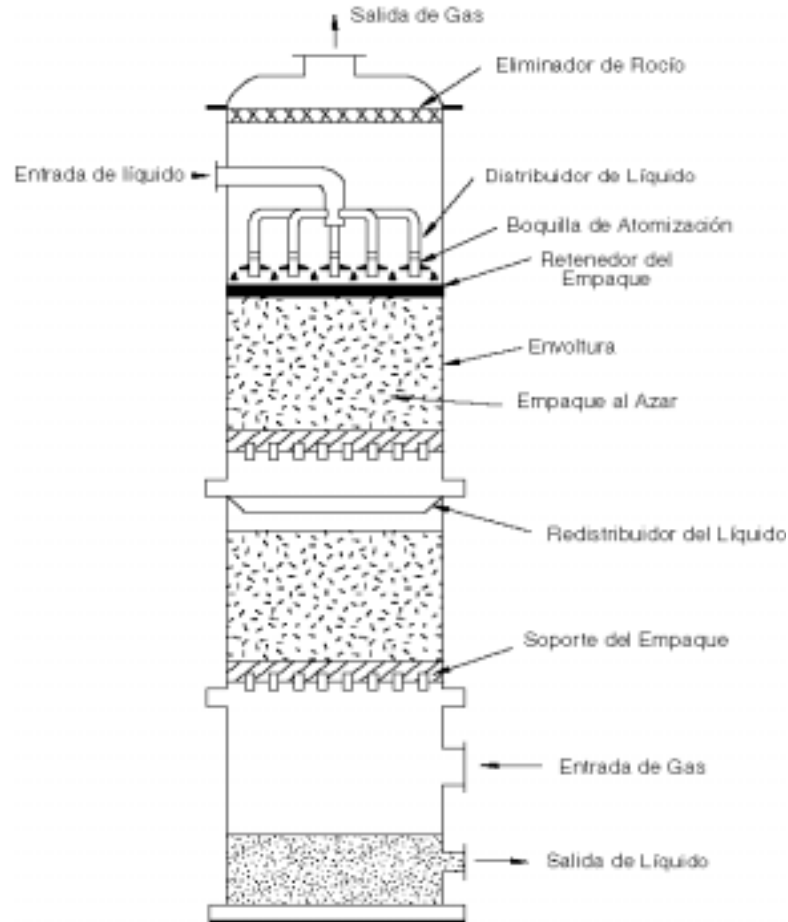


Figura 1.1: Torre Empacada Para Absorción de Gas

Las torres de limpieza por vórtice se aplican generalmente para controlar materia particulada y bióxido de azufre. Se diseñan para aplicaciones que requieren eficiencias de remoción altas de partículas submicrométricas, entre 0.5 y 5.0 micras de diámetro.[4] Una torre de limpieza por vórtice emplea una sección gradualmente convergente y luego divergente, llamada garganta, para limpiar las corrientes de gas entrando. El líquido se introduce al vórtice ya sea corriente arriba de la garganta o se inyecta directamente en la garganta donde es atomizado por la corriente gaseosa. Una vez que el líquido es atomizado, atrapa partículas del gas y las descarga del vórtice.[1] La caída de presión alta a través de estos sistemas resulta en altos usos de energía y el tiempo de contacto gas-líquido relativamente corto restringe su aplicación a gases altamente solubles. Por lo tanto, rara vez se utilizan para controlar emisiones de compuestos orgánicos volátiles a concentraciones diluidas.[2]

Las torres de aspersion operan liberando pequeñas gotas de líquido a través de un sistema de distribución de atomización. Las gotitas caen a través de una corriente de gas a contracorriente bajo la influencia de la gravedad y hacen contacto con el(os) contaminante(s) en el gas [7] Las torres de aspersion son simples de operar y mantener y tienen requerimientos de energía relativamente bajos. Sin embargo, tienen la capacidad de transferencia de masa menos efectiva de los absorbedores discutidos y usualmente están restringidos a la remoción de particulado y al control de gases solubles tales como el bióxido de azufre y amoníaco. También requieren razones de recirculación de agua altas y son ineficientes para remover partículas muy pequeñas.[2, 5]

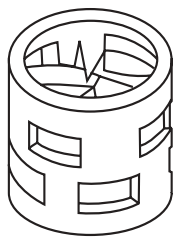
1.2.3 Interiores de las Torres Empacadas

Una unidad de torre empacada básica se compone de una envoltura de la columna, eliminadores de rocío, distribuidores de líquido, material de empaque, soporte del empaque y puede incluir un retenedor del empaque. Cuando se utilizan solventes o gases altamente corrosivos, para los interiores de la columna se requieren de aleaciones resistentes a la corrosión o materiales plásticos. En la Figura 1.1 se muestra un diagrama esquemático de una torre empacada a contracorriente. En esta figura, el empaque está separado en dos secciones. Esta configuración es más cara que los diseños donde el empaque no está dividido[5]

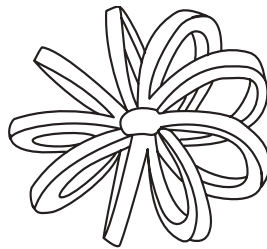
La envoltura de la torre puede estar hecha de acero o de plástico o una combinación de estos materiales, dependiendo de la corrosividad de las corrientes del gas y del líquido y de las condiciones de operación del proceso. Puede utilizarse una aleación que sea resistente a las sustancias químicas y a la temperatura o múltiples capas de materiales diferentes menos caros. A veces, la envoltura está recubierta con una membrana protectora, en ocasiones hecha de un polímero resistente a la corrosión. Para absorción que incluye gases ácidos, una capa interior de ladrillo resistente al ácido proporciona resistencia adicional a las sustancias químicas y a la temperatura.[8]

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

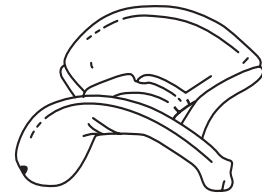
Un distribuidor de líquido está diseñado para mojar el lecho de empaque uniformemente e iniciar un contacto uniforme entre el líquido y el vapor. El distribuidor de líquido debe esparcir el líquido uniformemente, resistir taponamiento y ensuciamiento, proporcionar espacio libre para el flujo de gas y permitir flexibilidad de operación.[9] Las torres grandes frecuentemente tienen un redistribuidor de líquido para recolectar el líquido de la pared de la columna y dirigirlo hacia el centro de la columna para redistribuirlo y mejorar el contacto en la sección más baja del empaque. [4] Generalmente se requieren redistribuidores de líquido por cada 8 a 20 pies de profundidad de empaque al azar. [5, 10]



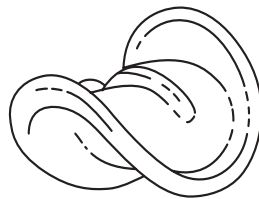
Anillo Pall



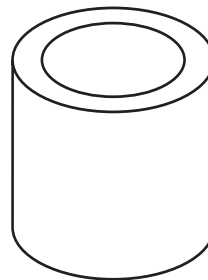
Tellerette



Silla de Montar Intalox



Silla de Montar Berl



Anillo Rasching

Figura 1.2: Material de Empaque Al azar

Los distribuidores caen en dos categorías: tipos gravitacionales, tales como los tipos de orificio y perforación, y los tipos de caída de presión, tales como las boquillas de aspersión y los tubos perforados. Las boquillas de aspersión son los distribuidores más comunes, pero pueden producir un rocío fino que es arrastrado fácilmente en el flujo de gas. También se pueden tapar y usualmente requieren razones de flujo altas para compensar por pobre distribución. Los distribuidores tipo orificio consisten de bandejas planas con un número de elevadores para el flujo del vapor y de perforaciones en el piso de la bandeja para el flujo del líquido. Las bandejas mismas pueden presentar resistencia al flujo de gas.[9] Sin embargo, generalmente se logra mejor contacto cuando se utilizan distribuidores de orificio.[3]

Los materiales de empaque proporcionan una superficie húmeda grande para la corriente de gas, maximizando el área disponible para la transferencia de masa. Los materiales de empaque se encuentran disponibles en una variedad de formas, cada una teniendo características específicas con respecto al área de superficie, caída de presión, peso, resistencia a la corrosión y costo. La vida del empaque varía dependiendo de la aplicación. En circunstancias ideales, el empaque durará tanto como la torre misma. En ambientes adversos, la vida del empaque puede ser tan corta como de 1 a 5 años debido a la corrosión, el ensuciamiento y al rompimiento.[11]

Los materiales de empaque se categorizan como al azar o estructurados. Usualmente, los empaques al azar son descargados dentro de la columna de absorción y se dejan asentar. Los

empaques al azar modernos consisten de formas diseñadas con ingeniería con el propósito de maximizar la relación superficie-volumen y minimizar la caída de presión.[2] En la Figura 1.2 se presentan ejemplos de diferentes empaques al azar. Los primeros empaques al azar diseñados específicamente para torres de absorción fueron hechos de cerámica. El uso de cerámica ha disminuido debido a su fragilidad y los mercados actuales son dominados por metal o plástico. Los empaques de metal no pueden utilizarse para contaminantes altamente corrosivos, tales como gas ácido, los empaques de plástico no son adecuados para aplicaciones a alta temperatura. Ambos empaques, de metal y de plástico, están limitados generalmente a una profundidad no soportada de 20 a 25 pies. A mayores profundidades, el peso puede deformar al empaque.[10]

Los empaques estructurados pueden ser empaques al azar conectados en un arreglo ordenado, cuadrículas interconectadas o mallas de alambre tejido o entrelazado en forma de cilindros en arreglos tipo gasa. Usualmente tienen caídas de presión menores y son capaces de manejar mayores razones de flujo de solvente que los empaques al azar.[4] Sin embargo, los empaques estructurados son más caros de instalar y pueden no ser prácticos para columnas más chicas. La mayoría de los empaques están hechos de metal o plástico.

Para asegurar que el gas residual está bien distribuido, es necesario un espacio abierto entre el fondo de la torre y el empaque. Placas de soporte sostienen al empaque encima del espacio abierto. Las placas de soporte deben tener suficiente resistencia para soportar el peso del empaque y suficiente área libre para permitir que el solvente y el gas fluyan con restricciones mínimas.[4]

Velocidades de gas altas pueden fluidizar el empaque en la tapa de un lecho. El empaque podría entonces ser arrastrado hacia el distribuidor, desnivelarse o dañarse[9] Puede instalarse un retenedor de empaque en la tapa de un lecho empacado para contener al empaque. Puede asegurarse el retenedor de empaque a la pared, de modo que las perturbaciones de la columna no lo desarreglen, o puede colocarse por encima del empaque una placa pesada “flotante” no sujeta, de modo que se asiente junto con el empaque. Con frecuencia se usa esta última para empaque frágil de cerámica.

1.2.4 Operación de la Torre Empacada.

Tal como se discute en la Sección 1.2.1, los diseños de torres empacadas a contracorriente son los más comunes. A medida que el gas residual fluye hacia arriba en la columna empacada, experimentará una caída en su presión a medida que encuentra resistencia del material de empaque y del solvente que fluye hacia abajo. La caída de presión en una columna es una función de las razones de flujo del gas y del líquido y de las propiedades de los materiales de empaque, tales como el área de superficie y el volumen libre en la torre. Una caída de presión alta resulta en una potencia alta del ventilador para conducir el gas a través de la torre empacada y consecuentemente en costos altos. La caída de presión en una torre empacada varía generalmente de 0.5 a 1.0 pulgadas de H₂O por pie de empaque.[7]

Para cada columna, hay límites superior e inferior para las razones de flujo del solvente y del vapor, para asegurar un funcionamiento satisfactorio. La razón de flujo del gas puede ser tan alta que la resistencia sobre el solvente puede ser suficiente para no permitirle fluir libremente hacia abajo en la columna. El solvente se empieza a acumular y obstruye la sección transversal entera al flujo, lo que aumenta la caída de presión y evita que el empaque mezcle al gas y al solvente efectivamente. Se considera que el absorbedor está inundado cuando todo el espacio vacío en el empaque se ha llenado con el líquido y el líquido es arrastrado de vuelta hacia arriba en la columna.[4] La mayoría de las torres empacadas operan de 60 a 70 por ciento de la velocidad de inundación del gas, ya que no es práctico operar una torre en una condición inundada. [7] Se requiere también una razón de flujo de líquido mínima para mojar el material de empaque lo suficiente para que ocurra una transferencia de masa efectiva entre el gas y el líquido.[7]

La temperatura de entrada del gas residual es otro parámetro importante de limpieza. En general, a mayor temperatura del gas, menor razón de absorción y viceversa. Temperaturas de gas excesivamente altas también pueden conducir a pérdidas importantes del solvente a través de evaporación. Consecuentemente, pueden necesitarse preenfriadores (v.g., cámaras de aspersión), para reducir la temperatura del aire a niveles aceptables.[6]

Para las operaciones que se basan en reacciones químicas con absorción, la razón de reacción entre el solvente y el(os) contaminante(s) es una preocupación adicional. La mayoría de las reacciones químicas de absorción son relativamente rápidas y la razón del paso limitante es la absorción física de los contaminantes en el solvente. Sin embargo, para sistemas solvente-contaminante donde la reacción química es el paso limitante, se necesitaría analizar cinéticamente las razones de reacción.

Se puede liberar calor como resultado de las reacciones exotérmicas. También se puede generar calor cuando grandes cantidades de soluto se absorben en la fase líquida, debido al calor de solución. El cambio de temperatura resultante a lo largo de la altura de la columna del absorbedor, puede dañar el equipo y reducir la eficiencia de la absorción. Este problema puede evitarse agregando serpentinas de enfriamiento a la columna.[7] Sin embargo, en aquellos sistemas donde el agua es el solvente, ocurre saturación adiabática del gas debido a la evaporación del solvente. Esto causa un enfriamiento sustancial del absorbedor que compensa el calor generado por la reacción química. Así, con estos sistemas raramente se requieren serpentines de enfriamiento. [5] En cualquier caso, las torres empacadas pueden diseñarse suponiendo que existen condiciones isotérmicas a lo largo de la columna.[7]

El efluente de la columna puede reciclarse al sistema y utilizarse de nuevo. Usualmente este es el caso si los solventes son caros, v.g., aceites de hidrocarburos, soluciones cáusticas. Inicialmente, la corriente reciclada puede ir a un sistema de tratamiento de residuos para removerle los contaminantes o los productos de la reacción. Puede entonces agregarse solvente de reposición antes que la corriente de líquido entre de nuevo a la columna. La recirculación del solvente requiere de una bomba, sistema de recuperación de solvente, tanques de retención y de mezclado de solvente y cualquier tubería e instrumentación asociada.

1.3 Procedimientos de Diseño

El diseño de absorbedores de torres empacadas para controlar corrientes de gas conteniendo una mezcla de contaminantes y aire, depende del conocimiento de los siguientes parámetros:

- Razón de flujo del gas residual;
- Composición del gas residual y concentración de los contaminantes en la corriente del gas.;
- Eficiencia de remoción requerida
- Relación de equilibrio entre los contaminantes y solventes, y
- Propiedades del(os) contaminante(s), del gas residual y del solvente: difusividad, viscosidad, densidad, y peso molecular.

Los objetivos principales de los procedimientos de diseño son determinar el área de superficie de la columna y la caída de presión a través de la columna. Para determinar estos parámetros, deben realizarse los siguientes pasos:

- Determine las condiciones de la corriente de gas y de líquido entrando y saliendo la columna.
- Determine el factor de absorción (AF).
- Determine el diámetro (D) de la columna .
- Determine la altura (H_{tower}) y el área de superficie (S) de la torre.
- Determine la caída de presión (P) de la columna empacada .

Para simplificar los procedimientos de diseño de tamaño, se han hecho un número de suposiciones. Por ejemplo, se supone al gas residual como conteniendo una mezcla de gas residual de dos componentes (contaminante/aire), donde el contaminante consiste de un solo compuesto presente en cantidades diluídas. Se supone que el gas residual se comporta como un gas ideal y que el solvente se comporta como una solución ideal. Se considera que los efectos asociados al calor con la absorción son mínimos para las concentraciones de contaminantes encontradas. Los procedimientos también suponen que, en la absorción química, el proceso no está limitado por la razón de la reacción, v.g., se considera que la reacción del contaminante con el solvente es rápida comparada con la razón de absorción del contaminante en el solvente.

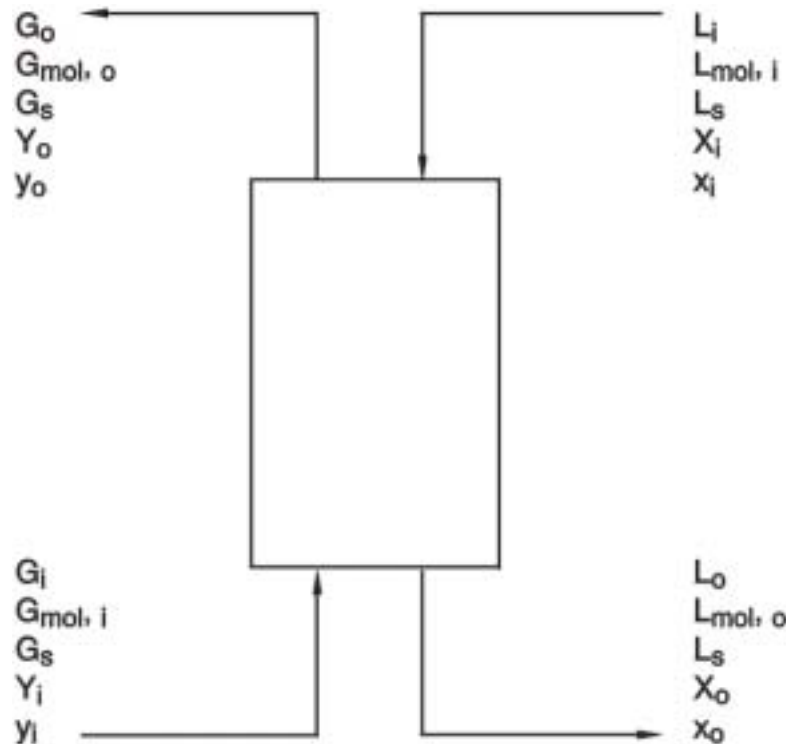


Figura 1.3: Diagrama Esquemático de la Operación a Contracorriente de un Lecho Empacado

Los procedimientos de diseño presentados aquí son complicados y se requiere prestar atención especial a las unidades. En el Apéndice A se tiene una lista de todas las variables de diseño referidas en este capítulo, junto con las unidades apropiadas.

1.3.1 Determinación de las Condiciones de la Corriente de Gas y de Líquido.

Los absorbedores de gas se diseñan en base a la relación líquido a gas entrando a la columna (L_i/G_i), a la pendiente de la curva de equilibrio (m), y a la eficiencia de remoción requerida (η). Estos factores se calculan de las variables de la corriente de entrada y salida del gas y del líquido:

- Razón de flujo del gas residual, en pies cúbicos reales por minuto (*acfm*), entrando y saliendo la columna (G_i y G_o , respectivamente);
- Concentración del contaminante (*lb-moles* de contaminante por *lb-mol* de gas libre de contaminante), entrando y saliendo de la columna en el gas residual (Y_i y Y_o , respectivamente);
- Razón de flujo del solvente, en galones por minuto (*gpm*), entrando y saliendo la columna (L_i y L_o , respectivamente); y

- Concentración del contaminante (*lb-moles* de contaminante por *lb-mol* de solvente libre de contaminante) entrando y saliendo de la columna en el solvente (X_i y X_o , respectivamente).

Este enfoque de diseño supone que se conocen las variables de la corriente de gas que entra y que se ha seleccionado una eficiencia de remoción de contaminante específica como la base del diseño; v.g., se conocen las variables G_p , Y_p y η . Para las concentraciones diluídas encontradas típicamente en aplicaciones de control de la contaminación y cambios despreciables en el contenido de humedad, se supone G_i igual a G_o . Si se utiliza un proceso donde las corrientes pasan una sola vez (*once-through*) o si se regenera el solvente gastado antes de reciclarlo, el valor de X_i se aproximará a cero. Los siguientes procedimientos deben seguirse para calcular las restantes variables de la corriente, Y_o , L_i (y L_o), y X_o . En la Figura 1.3 se presenta un diagrama esquemático de una torre empacada con las variables de los flujos de entrada y salida y de concentración, etiquetadas.

La concentración de salida del contaminante, Y_o , puede calcularse utilizando la siguiente ecuación :

$$Y_o = Y_i \left(1 - \frac{\eta}{100} \right) \quad (1.1)$$

La razón de flujo del líquido que entra al absorbedor, L_i (*gpm*), se calcula entonces utilizando un método gráfico. En la Figura 1.4 se presenta un ejemplo de una curva de equilibrio y una línea de operación. La curva de equilibrio indica la relación entre la concentración del contaminante en el gas residual y la concentración del contaminante en el solvente a una temperatura especificada. La línea de operación indica la relación entre la concentración del contaminante en el gas y el solvente en cualquier lugar en la columna del absorbedor de gas. La distancia vertical entre la línea de operación y la curva de equilibrio indica la fuerza impulsora del contaminante entre las fases gas y líquida. La cantidad mínima de líquido que puede ser usada para absorber el contaminante en la corriente de gas corresponde a una línea de operación dibujada desde la concentración de salida en la corriente de gas (Y_o) y la concentración de entrada en la corriente de solvente (X_i), al punto en la curva de equilibrio que corresponde a la concentración del contaminante entrante en la corriente de gas (Y_i). En el punto de intersección en la curva de equilibrio, las fuerzas impulsoras difusionales son cero, el tiempo de contacto requerido para el cambio de concentración es infinito y resulta una torre infinitamente alta.

La pendiente de la curva de operación intersectando la curva de equilibrio es igual a la relación mínima L/G en base a una mol de solvente libre de contaminante (L_s) por mol de gas libre de contaminante G_s . En otras palabras, los valores L_s y G_s no incluyen las moles de contaminante en las corrientes de líquido y gas. Los valores de L_s y G_s son constantes a través de la columna si se transfiere una cantidad insignificante de humedad de la fase líquida a la gas. La pendiente puede calcularse de la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{min} = \frac{Y_i - Y_o}{X_o^* - X_i} \quad (1.2)$$

donde X_o^* sería la concentración máxima de un contaminante en la fase líquida si se le permitiera llegar al equilibrio con el contaminante entrando la columna en la fase gas, Y_i . El valor de X_o^* es tomado de la curva de equilibrio. Debido a que la relación mínima L_s/G_s , no es un valor realista, debe multiplicarse por un factor de ajuste, comúnmente entre 1.2 y 1.5, para calcular la relación L/G real:[7]

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{act} = \left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{min} \times (\text{factor de ajuste}) \quad (1.3)$$

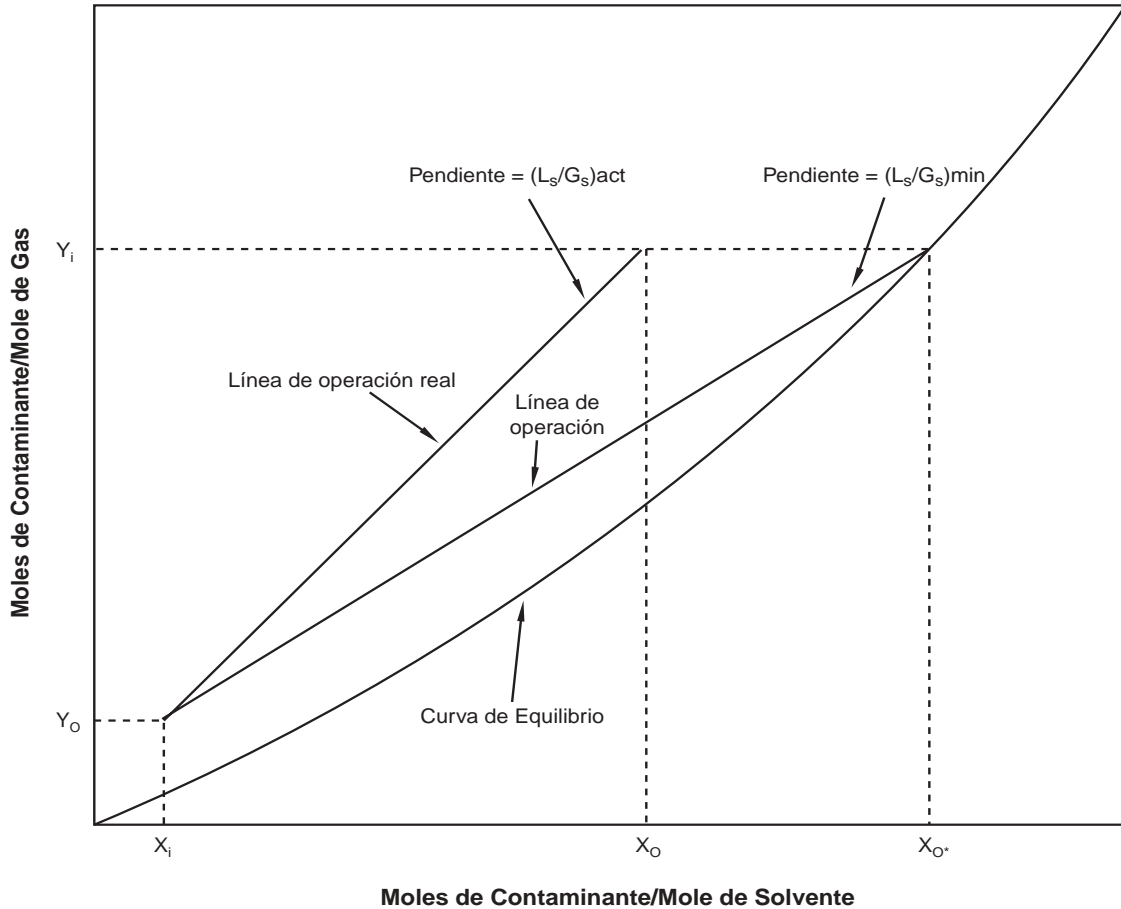


Figura 1.4: Relación Líquido-a-Gas Mínima y Real

La variable G_s puede calcularse utilizando la ecuación:

$$G_s = \frac{60 \rho_G G_i}{MW_G (1 + Y_i)} \quad (1.4)$$

donde 60 es el factor de conversión de minutos a horas; MW_G es el peso molecular de la corriente de gas ($lb/lb-mol$), y ρ_G es la densidad de la corriente de gas (lb/ft^3). Para las concentraciones de contaminante que típicamente se encuentran, el peso molecular y la densidad de la corriente de gas pueden suponerse iguales a las del aire ambiente.

La variable L_s puede entonces calcularse por:

$$L_s = \left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{act} \times G_s \quad (1.5)$$

Las razones de flujo molar total del gas y del líquido entrando al absorbedor ($G_{mol,i}$ y $L_{mol,i}$) se calculan utilizando las siguientes ecuaciones:

$$G_{mol,i} = G_s (1 + Y_i) \quad (1.6)$$

$$L_{mol,i} = L_s (1 + X_i) \quad (1.7)$$

La razón de flujo volumétrico del solvente, L_v , puede entonces calcularse utilizando la siguiente relación:

$$L_v = \frac{7.48 L_{mol,i} MW_L}{60 r_L} \quad (1.8)$$

donde 60 es el factor de conversión de minutos a horas; W_L es el peso molecular de la corriente de líquido ($lb/lb-mol$), ρ_L es la densidad de la corriente de líquido (lb/ft^3) y 7.48 es el factor utilizado para convertir pies cúbicos a galones. Si el cambio de volumen en la corriente de líquido entrando y saliendo del absorbedor se supone despreciable, entonces $L_i = L_o$.

Los proveedores de absorbedores de gas han proporcionado un rango para la relación L_i/G_i para el control de gas ácido de 2 a 20 *gpm* de solvente por 1000 *cfm* de gas residual. [12] Aún para contaminantes que son muy solubles en un solvente (v.g., HCl en agua), la relación L_i/G_i ajustada calculada utilizando las Ecuaciones 1.2 a 1.8 sería mucho más baja que este rango, porque estas ecuaciones no consideran la razón de flujo del solvente requerido para mojar el empaque.

Finalmente, la línea de operación real puede ser representada por una ecuación de balance de materia en el absorbedor de gas:[4]

$$X_i L_s + Y_i G_s = X_o L_s + Y_o G_s \quad (1.9)$$

La Ecuación 1.9 puede resolverse entonces para X_o :

$$X_o = \frac{Y_i - Y_o}{\left(\frac{L_s}{G_s}\right)} + X_i \quad (1.10)$$

1.3.2 Determinación del Factor de Absorción

El valor del factor de absorción (AF) es utilizado frecuentemente para describir la relación entre la línea de equilibrio y la relación líquido-a-gas. Para muchos sistemas contaminante-solvente, el valor más económico para AF está en el rango alrededor de 1.5 a 2.0.[7] Puede utilizarse la siguiente ecuación para calcular AF :[4, 7]

$$AF = \frac{L_{mol,i}}{m G_{mol,i}} \quad (1.11)$$

donde m es la pendiente de la línea de equilibrio en base a fracción molar. El valor de m puede obtenerse de la literatura disponible de datos de equilibrio vapor/líquido para sistemas específicos. Puesto que la curva de equilibrio es lineal típicamente a los rangos de concentración usualmente encontrados en control de la contaminación del aire, la pendiente, m sería constante (o casi constante), para todas las corrientes aplicables de gas y líquido entrantes y salientes. La pendiente puede calcularse de los valores de fracción molar utilizando la siguiente ecuación:[4]

$$m = \frac{y_o^* - y_i^*}{x_o - x_i} \quad (1.12)$$

donde y_i^* y y_o^* son las fracciones molares del contaminante en la fase vapor en equilibrio con las fracciones molares del contaminante entrando y saliendo del absorbedor en el líquido, x_i y x_o , respectivamente. La pendiente de la línea de equilibrio en la Figura 1.4 está expresada en términos de valores de concentración X_i , X_o , Y_i^* , y Y_o^* . Estos valores pueden convertirse a x_i , x_o , y_i^* , y y_o^* utilizando las ecuaciones:

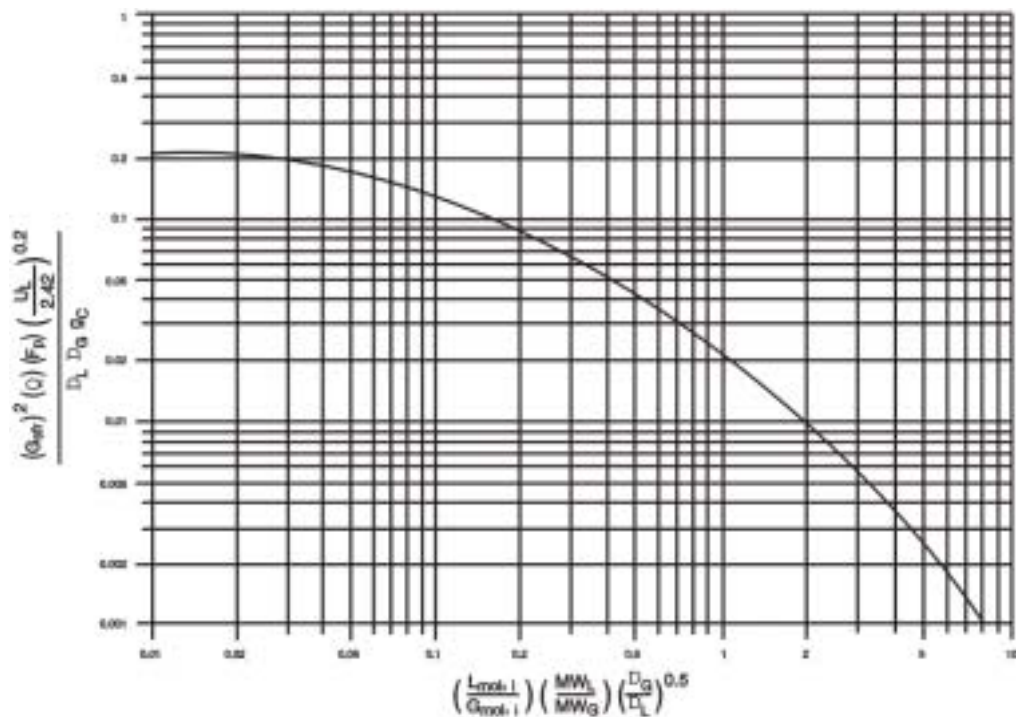


Figura 1.5: Modificación de Eckert de la Correlación Generalizada a Razones de Inundación

$$x_i = \frac{X_i}{1 + X_i} \quad (1.13)$$

$$x_o = \frac{X_o}{1 + X_o} \quad (1.14)$$

$$y_i^* = \frac{Y_i^*}{1 + Y_i^*} \quad (1.15)$$

$$y_o^* = \frac{Y_o^*}{1 + Y_o^*} \quad (1.16)$$

donde las unidades para cada una de estas variables están listadas en el Apéndice A..

El factor de absorción será utilizado para calcular el número teórico de unidades de transferencia y la altura teórica de una unidad de transferencia. Primero, sin embargo, necesita determinarse el diámetro de la columna.

1.3.3 Determinación del Diámetro de la Columna

Una vez que las condiciones de la corriente han sido determinadas, se puede estimar el diámetro de la columna. El diseño presentado en esta sección se basa en la selección de una fracción de la razón de flujo del gas a condiciones de inundación. Alternativamente, la columna puede diseñarse para una caída de presión específica (véase la Sección 1.3.6.). Para obtener la razón de flujo superficial del gas entrando al absorbedor $G_{sfr,i}$ ($lb/sec-ft^2$) o la razón de flujo del gas por área de sección transversal en base a la relación $L_{mol,i}/G_{mol,i}$, calculada en la Sección 1.3.2., se utiliza la modificación de Eckert a la correlación modificada para torres empacadas al azar en base a condiciones de inundación. [10] El área de la sección transversal (A) de la columna y el diámetro (D) de la columna, pueden determinarse a partir de $G_{sfr,i}$. En la Figura 1.5 se presenta la relación entre $G_{sfr,i}$ y la relación $L_{mol,i}/G_{mol,i}$ en el punto de inundación de la torre. El valor de la abscisa (eje de las X), en la gráfica se expresa como:[10]

$$Abscisa = \left(\frac{L_{mol,i}}{G_{mol,i}} \right) \left(\frac{MW_L}{MW_G} \right) \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (1.17)$$

El valor de la ordenada (eje de las Y), en la gráfica se expresa como:[10]

$$Ordenada = \frac{(G_{sfr,i})^2 \Psi F_p \left(\frac{\mu_L}{2.42} \right)^{0.2}}{\rho_L \rho_G g_c} \quad (1.18)$$

donde F_p es un factor de empaque, g_c es la constante gravitacional (32.2), μ_L es la viscosidad del solvente ($lb/ft-hr$), 2.42 es el factor utilizado para convertir $lb/ft-hr$ a centipoise, y Ψ es la relación de la densidad del líquido de limpieza a la del agua. El valor de F_p puede obtenerse de los proveedores de empaque (véase la Tabla 1.8 del Apéndice B).

Después de calcular el valor de la *Abscisa*, puede determinarse un valor de la *Ordenada* correspondiente de la curva de inundación. La *Ordenada* puede también calcularse utilizando la siguiente ecuación:[10]

$$Ordenada = 10^{[-1.668 - 1.085(\log Abscisa) - 0.297(\log Abscisa)^2]} \quad (1.19)$$

La Ecuación 1.18 puede entonces rearrreglarse para resolverse para $G_{sfr,i}$:

$$G_{sfr,i} = \frac{\rho_L \rho_G g_c (Ordenada)}{F_p \Psi \left(\frac{\mu_L}{2.42} \right)^{0.2}} \quad (1.20)$$

El área de la sección transversal de la torre (ft^2) se calcula como:

$$A = \frac{G_{mol, i} MW_G}{3,600 G_{sfr, i} f} \quad (1.21)$$

donde f es el factor de inundación y 3600 es el factor de conversión de horas a segundos. Para prevenir inundación, se opera la columna a una fracción de $G_{sfr, i}$. Típicamente, el valor de f varía de 0.60 a 0.75.[7]

El diámetro de la columna (ft) puede calcularse del área de la sección transversal, por:

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} A} \quad (1.22)$$

Si ocurre un cambio sustancial entre los volúmenes de entrada y de salida (v.g., se transfiere humedad de la fase líquida a la fase gas), necesitará calcularse el diámetro de la columna en la tapa y en el fondo de la columna. Se escoge entonces el valor más grande de los dos como un número conservador. Como regla de dedo, el diámetro de la columna debe ser al menos 15 veces el tamaño del empaque utilizado en la columna. Si este no es el caso, el diámetro de la columna debe recalcularse utilizando un diámetro de empaque menor.[10]

La razón de flujo superficial del líquido entrando al absorbedor, $L_{sfr, i}$ ($lb/hr-ft^2$), en base al área de la sección transversal determinada en la Ecuación 1.21, se calcula de la ecuación:

$$L_{sfr, i} = \frac{L_{mol, i} MW_L}{A} \quad (1.23)$$

Para que el absorbedor opere apropiadamente, la razón de flujo del líquido entrando a la columna debe ser lo suficientemente alta para mojar efectivamente el empaque, de modo que pueda ocurrir la transferencia de masa entre el líquido y el gas. El valor mínimo de $L_{sfr, i}$ que se requiere para mojar el empaque efectivamente, puede calcularse de la ecuación:[7, 13]

$$\left(L_{sfr, i} \right)_{min} = MWR \rho_L a \quad (1.24)$$

donde MWR se define como la razón mínima de mojadura (ft^2/hr) y a es la relación de área de superficie al volumen. del empaque (ft^2/ft^3). Se recomienda un valor de MWR de $0.85 ft^2/hr$ para empaques de anillo mayores a 3 pulgadas y para empaque estructurado de cuadrícula. Para otros empaques, se recomienda un MWR de $1.3 ft^2/hr$ [7, 13] La Tabla 1.8 del Apéndice B contiene valores de a para materiales de empaque comunes.

Si $L_{sfr,i}$ (el valor calculado en la Ecuación 1.23), es menor que $(L_{sfr})_{min}$ (el valor calculado en la Ecuación 1.24), no hay suficiente líquido para mojar el empaque utilizando los parámetros actuales de diseño. Entonces, se necesitará recalcular el valor de $G_{sfr,i}$ y de A . Para detalles, véase el Apéndice C.

1.3.4 Determinación de la Altura y el Area de Superficie de la Torre

La altura de la torre es principalmente una función de la profundidad del empaque. La profundidad requerida del empaque (H_{pack}), se determina del número teórico de unidades de transferencia de masa total (N_{tu}), necesario para alcanzar una eficiencia de remoción específica y de la altura de la transferencia de masa total (H_{tu}):[4]

$$H_{pack} = N_{tu} H_{tu} \quad (1.25)$$

El número de unidades de transferencia de masa total puede ser estimado gráficamente escalando por etapas en la gráfica de la línea de operación desde las condiciones de entrada hasta las de salida, o por la siguiente ecuación:[4]

$$N_{tu} = \frac{\ln \left[\left(\frac{y_i - mx_i}{y_o - mx_i} \right) \left(1 - \frac{1}{AF} \right) + \frac{1}{AF} \right]}{1 - \frac{1}{AF}} \quad (1.26)$$

donde \ln es el logaritmo natural de la cantidad indicada.

La ecuación está basada en varias suposiciones: 1) se aplica la ley de Henry para una mezcla diluida de gas, 2) la curva de equilibrio es lineal desde x_i hasta x_o ; y 3) la concentración del contaminante en el solvente está diluido lo suficiente como para que la línea de operación pueda considerarse una línea recta. [4]

Si $x_i \approx 0$ (v.g., una cantidad despreciable de contaminante entra al absorbedor en la corriente del líquido) y $1/A \approx 0$ (v.g., la pendiente de la línea de equilibrio es muy pequeña y/o la relación L_{mol}/G_{mol} es muy grande), la Ecuación 1.26 se simplifica a:

$$N_{tu} = \ln \left(\frac{y_i}{y_o} \right) \quad (1.27)$$

Hay varios métodos que pueden utilizarse para calcular la altura de la unidad de transferencia total, todos basados en constantes de empaque determinadas empíricamente. Un método comúnmente utilizado implica determinar los coeficientes de transferencia de masa total del gas y del líquido (K_G, K_L). Una dificultad mayor al utilizar esta aproximación, es que frecuentemente los valores de K_G y de K_L no están disponibles para los sistemas contaminante-solvente específicos de interés. Para más detalles en relación a este método, se refiere al lector al libro *Aplicaciones de diseño de torres empacadas y de empaque al azar (Random Packing and Packed Tower Design Applications)*. [14]

Para este capítulo, el método utilizado para calcular la altura de la unidad de transferencia total se basa en estimar la altura de las unidades de transferencia de película del gas y del líquido, H_L y H_G , respectivamente:[4]

$$H_{tu} = H_G + \frac{1}{AF} H_L \quad (1.28)$$

Pueden utilizarse las siguientes correlaciones para estimar los valores de H_L y H_G :[13]

$$H_G = \left[\alpha \frac{(3,600 f G_{sfr,i})^\beta}{(L_{sfr,i})^\Gamma} \right] \sqrt{\frac{\mu_G}{\rho_G D_G}} \quad (1.29)$$

$$H_L = \phi \left(\frac{L_{sfr,i}}{\mu_L} \right)^b \sqrt{\frac{\mu_L}{\rho_L D_L}} \quad (1.30)$$

La cantidad es $\mu / \rho D$ es el número de Schmidt y las variables β , b y Γ son constantes específicas del empaque para cada tipo de empaque. En las Tablas 1.9 y 1.10 del Apéndice B se enlistan valores típicos para estas constantes. La ventaja de utilizar este método de estimación es que las constantes del empaque pueden aplicarse a cualquier sistema contaminante-solvente. Un proveedor de empaque ofrece las siguientes modificaciones a las Ecuaciones 1.29 y 1.30 para su empaque específico:[15]

$$H_G = \left[\alpha \frac{(3,600 f G_{sfr,i})^\beta}{(L_{sfr,i})^\Gamma} \right] \sqrt{\frac{\mu_G}{\rho_G D_G}} \left(\frac{\mu_L^\Gamma}{\mu_G^\beta} \right) \quad (1.31)$$

$$H_L = \phi \left(\frac{L_{sfr,i}}{\mu_L} \right)^b \sqrt{\frac{\mu_L}{\rho_L D_L}} \left(\frac{T}{286} \right)^{-4.255} \quad (1.32)$$

Tabla 1.1: Valores de las Constantes k_0 a k_4 para Varias Caídas de Presión

ΔP (pulgadas de agua/pie de empaque)	k_0	k_1	k_2	k_3	k_4
0.05	-6.3205	-06080	-0.1193	-0.0068	0.0003
0.10	-5.5009	-0.7851	-0.1350	0.0013	0.0017
0.25	-5.0032	-0.9530	-0.1393	0.0126	0.0033 0.50
-4.3992	-0.9940	-0.1698	0.0087	0.0034	
1.00	-4.0950	-1.0012	-0.1587	0.0080	0.0032
1.50	-4.0256	-0.9895	-0.0830	0.0324	0.0053

donde T es la temperatura del solvente en grados Kelvin.

después de resolver por H_{pack} utilizando la Ecuación 1.25, la altura total de la columna puede calcularse de la siguiente correlación:[16]

$$H_{tower} = 1.40 H_{pack} + 1.02 D + 2.81 \quad (1.33)$$

La Ecuación 1.33 fue desarrollada de información reportada por proveedores de absorbedores de gas y es aplicable para columnas de diámetros de 2 a 12 pies y profundidades de empaque de 4 a 12 pies. El área de superficie (S) del absorbedor de gas puede calcularse utilizando la ecuación:[16]

$$S = \pi D \left(H_{tower} + \frac{D}{2} \right) \quad (1.34)$$

La Ecuación 1.34 supone que los extremos del absorbedor son planos y circulares.

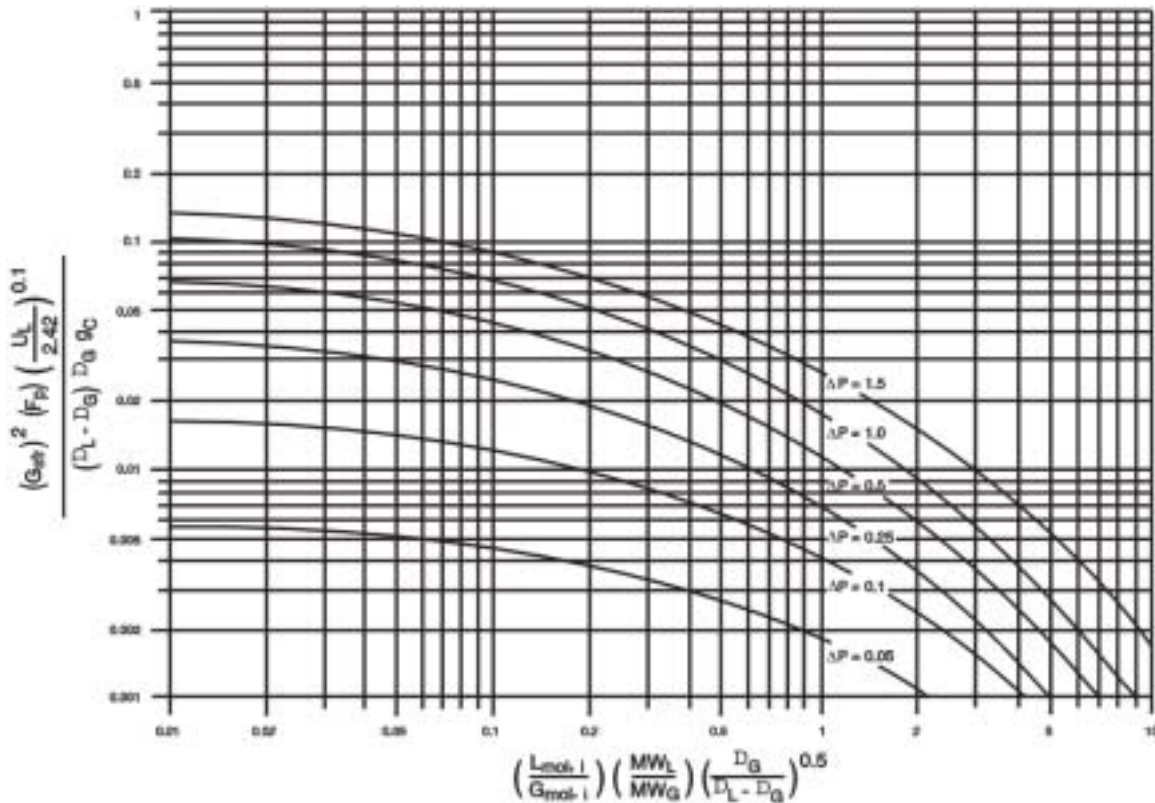


Figura 1.6: Correlaciones Generalizadas de Caída de Presión [10]

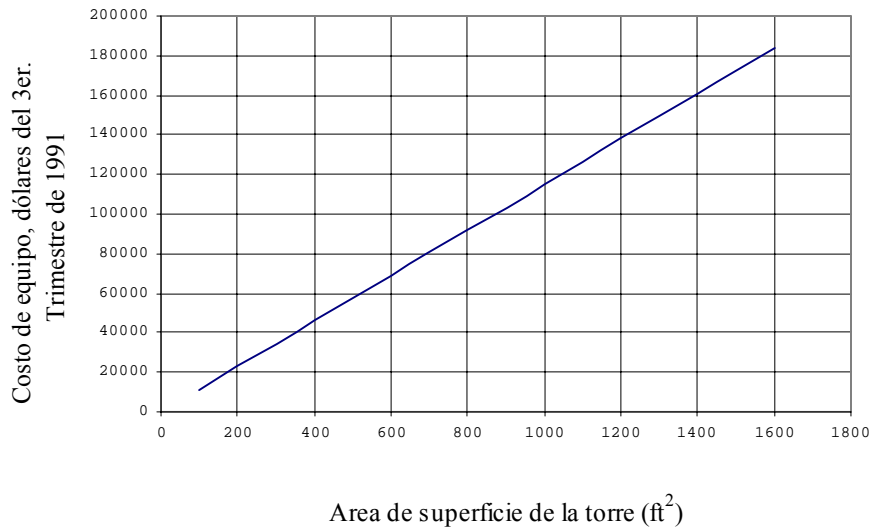


Figura 1.7: Costo de Equipo de Torres Empacadas [16]

1.3.5 Cálculo de la Caída de Presión de la Columna

La caída de presión en el absorbedor de gas es una función de $G_{sfr,i}$ y de las propiedades del empaque utilizado. La caída de presión en columnas empacadas varía generalmente de 0.5 a 1 pulgadas de H₂O por pie de empaque. El absorbedor puede diseñarse para una caída de presión específica o la caída de presión puede estimarse utilizando la correlación de Leva:[7, 10]

$$\Delta P = c10 \left(\frac{j L_{sfr,i}}{3,600} \right) \frac{(f G_{sfr,i})^2}{\rho_G} \quad (1.35)$$

Las constantes del empaque c y j se encuentran en la Tabla 1.11 del Apéndice B y 3600 es el factor de corrección de segundos a horas. La ecuación fue desarrollada originalmente para sistemas aire-agua. Para otros líquidos, se multiplica $L_{sfr,i}$ por la relación de la densidad del agua a la densidad del líquido.

1.3.6 Procedimiento de Diseño Alterno

El diámetro de una columna puede diseñarse para una caída de presión específica, en vez de determinarse en base a una fracción de la razón de inundación. En la Figura 1.6 se presenta un conjunto de correlaciones generalizadas a varios valores de diseño de caída de presión. El valor de la *Abscisa* de la gráfica es similar a la Ecuación 1.17:[10]

$$Abscissa = \left(\frac{L_{mol,i}}{G_{mol,i}} \right) \left(\frac{MW_L}{MW_G} \right) \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (1.36)$$

El valor de la *Ordenada* se expresa como:[10]

$$Ordinate = \frac{(G_{sfr,i})^2 F_p \left(\frac{\mu_L}{2.42} \right)^{0.1}}{(\rho_L - \rho_G) \rho_G g_c} \quad (1.37)$$

Para un valor de *Abscisa* calculado, en la Figura 1.6 se puede leer un valor de la *Ordenada* correspondiente o puede calcularse de la siguiente ecuación:[10]

$$Ordinate = \exp[k_0 + k_1(\ln Abscissa) + k_2(\ln Abscissa)^2 + k_3(\ln Abscissa)^3 + k_4(\ln Abscissa)^4] \quad (1.38)$$

Las constantes $k_0, k_1, k_2, k_3,$ y $k_4,$ se muestran enseguida para cada valor de caída de presión.

La Ecuación 1.37 puede resolverse para $G_{sfr,i}$.

Tabla 1.2: Costos del Empaque Al azar^a

Diámetro nominal (pulgadas)	Materia de construcción	Tipo de empaque	Costo del empaque (\$/ft ³)	
			<100 ft ³	>100 ft ³
1	Acero inoxidable 304	Anillos Pall, anillos Rasching, anillos Ballast	70-109	65-99
1	Cerámica	Anillos Raschig, sillas de montar Berl	33-44	26-36
1	Polipropileno	Tri-Pak [®] , anillos Pall, anillos Ballast, Flexisaddles, Berl saddles, Rasching rings	141-37	12-34
2	Cerámica	Tri-Pac [®] , Lanpac [®] , anillos Flexi, sillas de montar Flexi	13-32	10-30
2	Polipropileno	Tellerette, anillos Ballast	3-20	5-19
3.5	Acero inoxidable 304	Tri-pack [®] , Lanpac [®] , Ballast rings	30	27
3.5	Polipropileno		6-14	6-12

^a Proporcionados por proveedores de empaque. [17]

[®] Denota marca registrada.

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_G) \rho_G g_c (\text{Ordinate})}{F_p \left(\frac{\mu_L}{2.42}\right)^{0.1}}} \quad (1.39)$$

Los cálculos restantes para estimar el diámetro de la columna y $L_{sfr,i}$ son los mismos que los presentados en la Sección 1.3.3, excepto que el factor de inundación (f) no se utiliza en estas ecuaciones. No se requiere el factor de inundación porque se escoge una caída de presión permisible que no causará inundación, para calcular el diámetro, en vez de diseñar el diámetro a condiciones de inundación y tomando entonces una fracción de ese valor.

1.4 Estimación de la Inversión Total de Capital

En esta sección se presentan los procedimientos y datos necesarios para estimar los costos de capital para absorbedores de gas verticales de lecho empacado, utilizando flujo a contracorriente para remover contaminantes gaseosos de las corrientes de gas residual. En la Sección 1.4.1 se presentan los costos de equipo para absorbedores de lecho empacado, y los costos de instalación se presentan en la Sección 1.4.2.

La inversión de capital total, TCI , incluye el costo de equipo, EC , para toda la unidad del absorbedor de gas, impuestos, fletes, instrumentación y costos directos e indirectos de instalación. Todos los costos se presentan en dólares del **tercer trimestre de 1991**¹. Los costos presentados son estimaciones de estudio con una exactitud esperada de ± 30 por ciento. Debe mantenerse en mente que aún para una aplicación dada, los procedimientos de diseño y manufactura varían de proveedor a proveedor, igual varían los costos. Todos los costos son para instalaciones de planta nuevas, no se incluyen consideraciones de costos para reconversiones.

1.4.1 Costos de Equipo Para Torres Empacadas.

Se le pidió a proveedores de absorbedores de gas que proporcionaran estimaciones de costo para un rango de dimensiones de torre (v.g., altura, diámetro), para tomar en cuenta las necesidades varias de diferentes aplicaciones. El equipo para el cual se les solicitó que proporcionaran costos consistió de una absorbedor de torre empacada hecho de plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV) y que incluyera los siguientes componentes de equipo:

- envoltura de la columna de absorción;
- puertos de entrada y salida de gas;
- puertos/drenes de entrada y salida de líquido;
- distribuidor y redistribuidor de líquido;

- dos placas de soporte de empaque;
- eliminador de rocío;
- tubería interna;
- espacio de fosa, y
- plataformas y escaleras.

Los datos de costo proporcionados por los proveedores fueron ajustados primero para ponerlos en base común y después se les hizo regresión contra el área de superficie del absorbedor (S). La ecuación mostrada enseguida es una regresión lineal de los datos de costo proporcionados por seis proveedores.[16, 12]

$$Total\ Tower\ Cost\ (\$) = 115\ S \quad (1.40)$$

donde S es el área de superficie del absorbedor, en ft^2 . En la Figura 1.7 se muestra una gráfica de la Ecuación 1.40. Esta ecuación es aplicable a torres con áreas de superficie de 69 a 1507 ft^2 construidos con PRFV. Los costos para las torres hechas con materiales distintos al PRFV pueden estimarse utilizando la siguiente ecuación:

$$TTC_M = CF \times TTC \quad (1.41)$$

donde TTC_M es el costo total de la torre utilizando otros materiales y TTC es el costo total de la torre estimado utilizando la Ecuación 1.40. La variable CF es un factor para convertir el costo de un absorbedor de PRFV a un absorbedor fabricado con otro material. Se enlistan los rangos de los factores de costo para los siguientes materiales de construcción:[12]

Acero inoxidable 304:	1.10 - 1.75
Polipropileno:	0.80 - 1.10
Cloruro de polivinilo:	0.50 - 0.90

Los costos auxiliares abarcan el costo de todo el equipo necesario no incluido en la unidad de la columna de absorción. El equipo auxiliar incluye material de empaque, instrumentos y controles, bombas y ventiladores. En la Tabla 1.2 se presentan rangos de costo para varios tipos de empaques al azar. El costo de empaques estructurados varía en un rango mucho más amplio. Los empaques estructurados hechos de acero inoxidable varían de $\$45/ft^3$ a $\$405/ft^3$, y aquellos hechos de polipropileno varían de $\$65/ft^3$ a $\$350/ft^3$. [17]

Similarmente, el costo de los instrumentos y controles varían ampliamente dependiendo de la complejidad requerida. Los proveedores de absorbedores de gas han proporcionado estimaciones que van desde $\$1,000$ a $\$10,000$ por columna. En este capítulo se utilizará un factor de 10 por ciento del EC para estimar este costo (véase la Ec. 1.42, enseguida.) Las correlaciones de diseño y costo para ventiladores y bombas se presentarán en un capítulo sobre equipo auxiliar en otra parte de este manual. Sin embargo, los datos de costo para accesorios están disponibles en la literatura (por ejemplo, véase la referencia [18]).

Tabla 1.3: Factores de Costo de Capital para Absorbedores de Gas[19]

Cost Item	Factor
Direct Costs	
Purchased equipment costs	
Absorber + packing + auxiliary equipment ^a , EC	As estimated, A
Instrumentation ^b	0.10 A
Sales taxes	0.03 A
Freight	0.05 A
Purchased equipment cost, PEC	<u>B = 1.18 A</u>
Direct installation costs	
Foundations & supports	0.12 B
Handling & erection	0.40 B
Electrical	0.01 B
Piping	0.30 B
Insulation	0.01 B
Painting	0.01 B
Direct installation costs	<u>0.85 B</u>
Site preparation	As required, SP
Buildings	As required, Bldg.
Total Direct Costs, DC	<u>1.85 B + SP + Bldg.</u>
Indirect Costs (installation)	
Engineering	0.10 B
Construction and field expenses	0.10 B
Contractor fees	0.10 B
Start-up	0.01 B
Performance test	0.01 B
Contingencies	0.03 B
Total Indirect Costs, IC	<u>0.35 B</u>
Total Capital Investment = DC + IC	<u><u>2.20 B + SP + Bldg.</u></u>

^a Includes the initial quantity of packing, as well as items normally not included with the unit supplied by vendors, such as ductwork, fan, piping, etc.

^b Instrumentation costs cover pH monitor and liquid level indicator in sump.

Table 1.4: Suggested Annual Cost Factors for Gas Absorber Systems

Cost Item	Factor
Direct Annual Costs, DC	
Operating labor ^a	
Operator	1/2 hour per shift
Supervisor	15% of operator
Operating materials ^b	Application specific
Solvent	(throughput/yr) x (waste fraction)
Chemicals	Based on annual consumption
Wastewater disposal	(throughput/yr) x (waste fraction)
Maintenance ^a	
Labor	1/2 hour per shift
Material	100% of maintenance labor
Electricity	(consumption rate) x (hours/yr) x (unit cost)
Fan	
Pump	
Indirect Annual Costs, IC	
Overhead	60% of total labor and material costs
Administrative charges	2% of Total Capital Investment
Property tax	1% of Total Capital Investment
Insurance	1% of Total Capital Investment
Capital recovery ^c	0.1098 x Total Capital Investment
Total Annual Cost	DC + IC

^a These factors were confirmed by vendor contacts.

^b If system does not use chemicals (e.g., caustic), this quantity is equal to annual solvent consumption.

^c Assuming a 15-year life at 7%. See Chapter 2

El costo total de equipo (EC) es la suma de los costos de equipo de los componentes, los cuales incluyen el costo de la torre y el costo del equipo auxiliar.

$$EC = TTC + Packing Cost + Auxiliary Equipment \quad (1.42)$$

El costo de equipo comprado (PEC) incluye el costo del absorbedor con empaque sus accesorios (EC), instrumentación (0.10 EC), impuestos de ventas (0.03 EC) y fletes (0.05 EC). Se calcula el PEC de los siguientes factores, presentados en la Sección 1 de este manual y

confirmados con la encuesta a los proveedores de absorbedores de gas, realizada durante este estudio:[12, 19],

$$PEC = (1+ 0.10+0.03+0.05)EC = 1.18 EC \quad (1.43)$$

1.4.2 Costos de Instalación

Se obtiene la inversión de capital total, *TCI*, multiplicando el costo de equipo comprado, *PEC*, por el factor total de instalación:

$$TCI = 2.20 PEC \quad (1.44)$$

Los factores que están incluidos en el factor total de instalación también se enlistan en la Tabla 1.3.[19] Los factores presentados en la Tabla 1.3 fueron confirmados por la encuesta a los proveedores de absorbedores de gas..

1.5 Estimación del Costo Anual

El costo total anual (*TAC*) es la suma de los costos directos e indirectos anuales.

1.5.1 Costos Directos Anuales

Los costos directos anuales (*DC*) son aquellos gastos relacionados a la operación del equipo, tales como la mano de obra y materiales. En la Tabla 1.4 se muestran factores sugeridos para cada uno de estos costos. Estos factores se tomaron de la Sección 1 de este manual y fueron confirmados por la encuesta a los proveedores de absorbedores de gas. Se calcula el costo anual para cada concepto, multiplicando el número de unidades utilizadas anualmente (v.g., horas, libras, galones, kWh), por el costo unitario asociado.

El costo de la mano de obra de operación se estima para 1/2-hora por turno de 8 horas. El costo de la mano de obra de supervisión se estima en 15 por ciento del costo de la mano de obra de operación. El costo de la mano de obra de mantenimiento se estima para 1/2-hora por turno de 8 horas. Los costos de los materiales se suponen iguales al costo de la mano de obra de mantenimiento.

Los costos del solvente dependen del total de líquido descargado, del tipo de solvente requerido y de la fracción de descarga desperdiciado (a veces conocida como purga). Típicamente, la fracción de solvente desperdiciado varía de 0.1 por ciento a 10 por ciento del total de la descarga del solvente.[12] Para sistemas de gas ácido, la cantidad de solvente se determina por su contenido de sólidos, ocurriendo las purgas cuando los sólidos alcanzan del 10 al 15 por ciento para prevenir arrastre de sal.[12]

El costo total anual de solvente (C_s) está dado por:

$$C_s = L_i \cdot WF \left(60 \frac{\text{min}}{\text{hr}} \right) \left(\frac{\text{annual}}{\text{operating}} \right) \left(\frac{\text{solvent}}{\text{unit cost}} \right) \left(\frac{\text{hours}}{\text{hours}} \right) \quad (1.45)$$

donde WF es la fracción desperdiciada (repuesta) y el costo unitario del solvente se expresa en términos de \$/gal.

El costo de la reposición de la sustancia química (C_c) se basa en el consumo anual de la sustancia química y puede calcularse por:

$$C_c = \left(\frac{\text{lbs chemical used}}{\text{hr}} \right) \left(\frac{\text{annual}}{\text{operating}} \right) \left(\frac{\text{chemical}}{\text{unit cost}} \right) \left(\frac{\text{hours}}{\text{hours}} \right) \quad (1.46)$$

donde el costo unitario de la sustancia química está en términos de \$/lb.

Los costos de disposición de solvente (C_{ww}) varían dependiendo de la localización geográfica, del tipo de residuo dispuesto y de la disponibilidad de tratamiento en el sitio. Los costos de disposición de solvente se calculan por:

$$C_{ww} = L_i \cdot WF \left(60 \frac{\text{min}}{\text{hr}} \right) \left(\frac{\text{annual}}{\text{operating}} \right) \left(\frac{\text{solvent}}{\text{disposal cost}} \right) \left(\frac{\text{hours}}{\text{hours}} \right) \quad (1.47)$$

donde los costos de disposición del solvente están en términos de \$/gal del residuo del solvente.

Los costos de la electricidad asociados con la operación de un absorbedor de gas se derivan de los requerimientos del ventilador para vencer la caída de presión en la columna, los conductos y otras partes del sistema de control y los requerimientos de la bomba para recircular el solvente. La energía requerida para el ventilador puede calcularse utilizando la Ecuación 1.48:

$$\text{Energy}_{fan} = \frac{1.17 \times 10^4 G_i DP}{\epsilon} \quad (1.48)$$

donde Energía (en kilowatts), se refiere a la energía necesaria para mover una razón de flujo volumétrico dada de aire ($acfm$), G_i es la razón de flujo del gas residual entrando al absorbedor, P es la caída de presión total a través del sistema (pulgadas de H_2O) y ϵ es la eficiencia combinada motor-ventilador. Los valores varían típicamente de 0.4 a 0.7. Similarmente, la electricidad

requerida para una bomba de recirculación puede calcularse utilizando la Ecuación 1.49:

$$Energy_{pump} = \frac{(0.746) (2.52 \times 10^{-1}) L_i (pressure)}{\epsilon} \quad (1.49)$$

donde 0.746 es el factor utilizado para convertir caballos potencia a kW; la presión es expresada en pies de agua y ϵ es la eficiencia combinada motor-ventilador.

El costo de la electricidad (C_e) está dado entonces por:

$$C_e = Energy_{fan + pump} \left(\begin{array}{c} \text{annual} \\ \text{operating} \\ \text{hours} \end{array} \right) \left(\begin{array}{c} \text{cost of} \\ \text{electricity} \end{array} \right) \quad (1.50)$$

donde el costo de la electricidad se expresa en unidades de \$/KW-hr.

1.5.2 Costos Indirectos Anuales

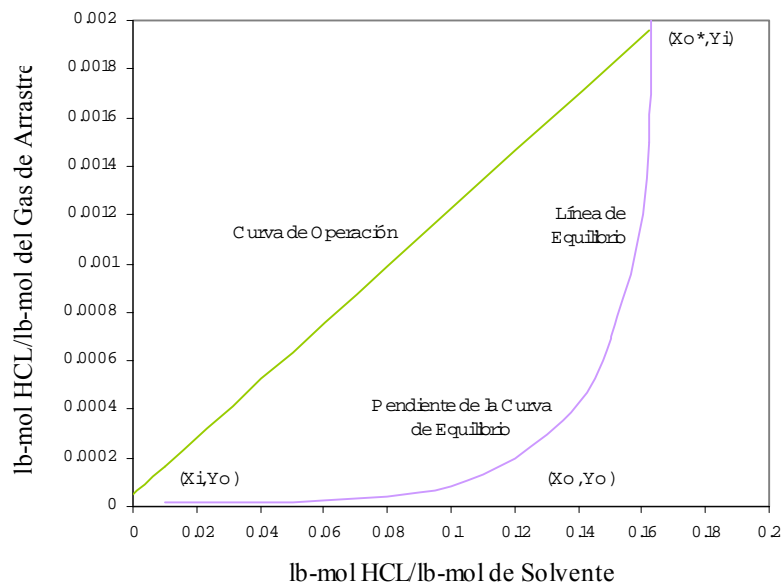


Figura 1.8: Curva de Equilibrio-Línea de Operación para el Sistema HCl-Agua [7]

Table 1.5: Example Problem Data

Parameters	Values
<u>Stream Properties</u>	
Waste Gas Flow Rate Entering Absorber	21,377 scfm (22,288 acfm)
Temperature of Waste Gas Stream	100°F
Pollutant in Waste Gas	HCl
Concentration of HCl Entering Absorber in Waste Gas	1871 ppmv
Pollutant Removal Efficiency	99% (molar basis)
Solvent	Water with caustic in solution
Density of Waste Gas ^a	0.0709 lb/ft ³
Density of Liquid [7]	62.4 lb/ft ³
Molecular Weight of Waste Gas ^a	29 lb/lb-mole
Molecular Weight of Liquid [7]	18 lb/lb-mole
Viscosity of Waste Gas ^a	0.044 lb/ft-hr
Viscosity of Liquid [7]	2.16 lb/ft-hr
Minimum Wetting Rate [7]	1.3 ft ² /hr
<u>Pollutant Properties</u> ^b	
Diffusivity of HCl in Air	0.725 ft ² /hr
Diffusivity of HCl in Water	1.02 x 10 ⁻⁴ ft ² /hr
<u>Packing Properties</u> ^c	
Packing type	2-inch ceramic Raschig rings
Packing factor: F _p	65
Packing constant: α	3.82
Packing constant: β	0.41
Packing constant: γ	0.45
Packing constant: ϕ	0.0125
Packing constant: b	0.22
Surface Area to Volume Ratio	28

^a Reference [7], at 100°F

^b Appendix 9A.

^c Appendix 9B.

Los costos indirectos anuales (*IC*) incluyen otros gastos, impuestos, seguros, costos generales y administrativos (*G&A*) y costos de recuperación de capital. Los factores sugeridos para cada uno de estos conceptos también aparecen en la Tabla 1.4. Se suponen que los otros gastos son iguales a 60 por ciento de la suma de los costos de mano de obra de operación, supervisión, mantenimiento y de los materiales de mantenimiento. En la Sección 1 de este manual se discuten los otros gastos.

El costo de recuperación de capital *CRC*, se basa en una vida útil de equipo de 15 años. (Para una discusión del costo de recuperación de capital, véase la Sección 1 de este manual.) Para una vida útil de 15 años y una tasa de interés de 7 por ciento, el factor de recuperación de capital es 0.1098. El costo de recuperación de capital del sistema puede entonces estimarse por

$$CRC = 0.1098 TCI \quad (1.51)$$

A los otros gastos (*G&A*), impuestos prediales y seguros, se les aplican factores de la inversión de capital total, típicamente de 2 por ciento, 1 por ciento, y 1 por ciento respectivamente.

1.5.3 Costo total anual

El costo total anual (*TAC*), se calcula sumando los costos directos anuales y los costos indirectos anuales.

$$TAC = DC + IC \quad (1.52)$$

1.6 Problema de Ejemplo

El problema de ejemplo presentado en esta sección muestra como aplicar los procedimientos de diseño de tamaño y costo presentados en este capítulo para controlar una corriente de gas residual consistente de HCl y aire. Este problema de ejemplo utilizará los mismos parámetros de la corriente de salida presentados en el problema de ejemplo del incinerador térmico encontrado en el Capítulo 2, sección 3.2 de este manual. Se supone que la corriente de gas que entra al absorbedor de gas está saturada con humedad debido a que fue enfriada en la cámara del enfriador. La concentración de HCl ha sido ajustada también para tomar en cuenta el cambio en volumen.

1.6.1 Información requerida para el diseño

El primer paso en el procedimiento de diseño es especificar las condiciones de la corriente de gas que será controlada y de la eficiencia de remoción deseada del contaminante. En la Tabla 1.5 se enlistan los parámetros de la corriente de gas y líquido para este ejemplo.

La cantidad de HCl puede escribirse en términos de *lb-moles* de HCl por *lb-mol* de gas libre de contaminante (Y_i), utilizando el siguiente cálculo:

$$Y_i = \frac{0.001871}{1 - 0.001871} = 0.00187 \frac{\text{lb - moles HCL}}{\text{lb - mole pollutant free gas}}$$

Se supone que el solvente, una solución acuosa diluida de una sustancia cáustica, tiene las mismas propiedades físicas que el agua.

1.6.2 Determinación de las Propiedades de la Corriente de Gas y de Líquido

Una vez que se conocen las propiedades de la corriente del gas residual entrando al absorbedor, necesitan determinarse las propiedades de la corriente del gas residual saliendo del absorbedor y de las corrientes de líquido entrando y saliendo el absorbedor. Se supone que la concentración del contaminante en la corriente entrante de líquido (X_i), es cero. Se calcula la concentración del contaminante en la corriente saliente del gas (Y_o), utilizando la Ecuación 1.1 y una eficiencia de remoción de 99 por ciento.

$$Y_o = 0.00187 \left(1 - \frac{99}{100} \right) = 0.0000187$$

La razón de flujo del líquido entrando a la columna se calcula de la relación L_s/G_s utilizando la Ecuación 1.2. Puesto que Y_i , Y_o , y X_i están definidas, la incógnita remanente, X_o^* , se determina consultando la curva de equilibrio. En la Figura 1.8 se presenta la gráfica de curva de equilibrio-línea de operación para un sistema HCl-agua. Se toma el valor de X_o^* en el punto de la curva de equilibrio donde Y_i intersecta la curva. El valor de Y_i intersecta la curva de equilibrio a un valor de X de 0.16.

Se construye la línea de operación conectando dos puntos: (X_i , Y_o) y (X_o^* , Y_i). La pendiente de la línea de operación intersectando la curva de equilibrio, $(L_s/G_s)_{min}$, es:

$$\left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{min} = \left(\frac{0.00187 - 0.0000187}{0.16 - 0} \right) = 0.0116$$

La relación L_s/G_s real se calcula utilizando la Ecuación 1.3. Para este ejemplo, se utilizará un factor de ajuste de 1.5.

$$G_s = \frac{\left(60 \frac{\text{min}}{\text{hr}} \right) \left(0.0709 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right) (22,288 \text{ acfm})}{\left(29 \frac{\text{lb}}{\text{lb-mole}} \right) (1 + 0.00187)} = 3,263 \frac{\text{lb - moles}}{\text{hr}}$$

La razón de flujo del solvente entrando al absorbedor puede entonces calcularse utilizando la Ecuación 1.5

$$L_s = 0.0174 \left(3,263 \frac{\text{lb - moles}}{\text{hr}} \right) = 56.8 \frac{\text{lb - moles}}{\text{hr}}$$

Los valores de $G_{mol,i}$ y $L_{mol,i}$ se calculan utilizando las Ecuaciones 1.6 y 1.7, respectivamente:

$$G_{mol,i} = \left(3,263 \frac{\text{lb - moles}}{\text{hr}} \right) (1 + 0.00187) = 3,269 \frac{\text{lb - moles}}{\text{hr}}$$

$$L_{mol,i} = \left(56.8 \frac{\text{lb - moles}}{\text{hr}} \right) (1 + 0) = 56.8 \frac{\text{lb - moles}}{\text{hr}}$$

La concentración del contaminante saliendo del absorbedor en el líquido, se calcula utilizando la Ecuación 1.10.

$$x_o = \frac{0.00187 - 0.0000187}{0.0174} = \frac{0.106 \text{ lb - moles HCL}}{\text{lb - mole solvent}}$$

1.6.3 Cálculo del Factor de Absorción

El factor de absorción se calcula de la pendiente de la línea de equilibrio y de la relación $L_{mol,i}/G_{mol,i}$. La pendiente de la curva de equilibrio se basa en las fracciones mol de x_p , x_o , y_i^* , y y_o^* , las cuales se calculan de X_p , X_o , Y_i^* y Y_o^* de la Figura 1.8. De la Figura 1.8, el valor de Y_o^* en equilibrio con el valor de X_o de 0.106 es 0.0001. Los valores de Y_i^* y X_i son cero. Los valores de fracción mol se calculan de los valores de concentración utilizando las Ecuaciones 1.13 a 1.16.

$$x_o = \frac{0.106}{1 + 0.106} = 0.096$$

$$y_o^* = \frac{0.0001}{1 + 0.0001} = 0.0001$$

La pendiente de la línea de equilibrio de x_i a x_o se calcula de la Ecuación 1.12:

$$m = \frac{0.0001 - 0}{0.096 - 0} = 0.00104$$

Puesto que el HCl es muy soluble en agua, la pendiente de la curva de equilibrio es muy pequeña. Se calcula el factor de absorción de la Ecuación 1.11.

$$AF = \frac{0.0174}{0.00104} = 17$$

1.6.4 Estimación del Diámetro de la Columna

Una vez que se determinan las condiciones de las corrientes de entrada y salida, puede calcularse el diámetro del absorbedor de gas utilizando la correlación generalizada modificada de caída de presión presentada en la Figura 1.5. El valor de la *Abscisa* de la gráfica se calcula de la Ecuación 1.17:

$$Abcissa = 0.0174 \left(\frac{18}{29} \right) \sqrt{\frac{0.0709}{62.4}} = 0.000364$$

Puesto que este valor está fuera del rango de la Figura 1.5, se utilizará el valor más bajo (0.01), como valor por omisión. La *Ordenada* se calcula de la Ecuación 1.19.

$$Ordinate = 10^{[-1.668 - 1.085(\log 0.01) - 0.297(\log 0.01)^2]} = 0.207$$

La razón de flujo superficial de gas, $G_{sfr,i}$, se calcula utilizando la Ecuación 1.20. Para el cálculo de este ejemplo, se seleccionan anillos Raschig de cerámica de 2 pulgadas como empaque. En el Apéndice B se enlistan los factores de empaque para los anillos Raschig..

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{(0.207) (62.4) \left(0.0709 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right) \left(32.2 \frac{\text{ft}}{\text{sec}^2}\right)}{(65) (1) (0.893)^{0.2}}} = 0.681 \frac{\text{lb}}{\text{sec} - \text{ft}^2}$$

Una vez que se determina $G_{sfr,i}$, se calcula el área de la sección transversal de la columna utilizando la Ecuación 1.21.

$$A = \frac{\left(3,263 \frac{\text{lb-mol}}{\text{hr}}\right) \left(29 \frac{\text{lb}}{\text{lb-mol}}\right)}{\left(3600 \frac{\text{sec}}{\text{hr}}\right) \left(0.681 \frac{\text{lb}}{\text{sec-ft}^2}\right) (0.7)} = 55.1 \text{ ft}^2$$

La razón de flujo superficial del líquido se determina utilizando la Ecuación 1.23.

$$L_{sfr,i} = \frac{\left(56.8 \frac{\text{lb-mol}}{\text{hr}}\right) \left(18 \frac{\text{lb}}{\text{lb-mol}}\right)}{55.1 \text{ ft}^2} = 18.6 \frac{\text{lb}}{\text{hr} - \text{ft}^2}$$

En este punto, es necesario determinar si la razón de flujo del líquido es suficiente para mojar el lecho empacado. Se calcula el valor mínimo de $L_{sfr,i}$ utilizando la Ecuación 1.24. La constante

del empaque (a) se encuentra en el Apéndice B.

$$(L_{sfr,i})_{min} = \left(1.3 \frac{ft^2}{hr}\right) \left(62.4 \frac{lb}{ft^3}\right) \left(28 \frac{ft^2}{ft^3}\right) = 2,271 \frac{lb}{hr - ft^2}$$

El valor $L_{sfr,i}$ calculado utilizando la relación L/G es mucho más bajo que el valor mínimo necesario para mojar el lecho empacado. Por lo tanto, se utilizará el nuevo valor de $(L_{sfr,i})_{min}$ para determinar el diámetro del absorbedor. En el Apéndice C se muestran los cálculos para este diámetro revisado. En el Apéndice C se muestra que el área de sección transversal de la columna se calcula que es $60 ft^2$, $L_{mol,i}$ es 7572 , y $G_{sfr,i}$ es $0.627 lb/sec-ft^2$. (Se calcula entonces el diámetro de la columna utilizando la Ecuación 1.22)

$$D = \sqrt{\frac{(4) (60 ft^2)}{\Pi}} = 8.74 ft$$

El valor de X_o es entonces:

$$x_o = \frac{0.00187 - 0.0000187}{\frac{7,572}{3,263}} = 0.0008$$

Expresado en términos de fracción mol:

$$x_o = \frac{0.0008}{1 - 0.0008} = 0.0008$$

El valor de y_o en equilibrio con x_o no puede estimarse exactamente. Sin embargo, el valor se aproximará a cero y el valor de AF será extremadamente grande:

$$AF = \frac{7,572}{(3,263) (\approx 0)} \rightarrow \infty$$

1.6.5 Cálculo del Área de Superficie de la Columna

Puesto que $x_1 = 0$ y AF es grande, se utilizará la Ecuación 1.26 para calcular el número de unidades de transferencia:

$$n_{tu} = 1n\left(\frac{0.00187}{0.0000187}\right) = 4.61$$

La altura de la unidad de transferencia se calcula de AF , H_L , y H_G . Los valores de H_G y H_L se calculan de las Ecuaciones 1.29 y 1.30:

$$H_G = \frac{3.82[(3,600) (0.7) (0.627)]^{0.41}}{2,271^{0.45}} \sqrt{\frac{0.044}{(0.725) (0.0709)}} = 2.24 \text{ ft}$$

$$H_L = 0.0125 \left(\frac{2,271}{2.16} \right)^{0.22} \sqrt{\frac{2.16}{(0.000102) (62.4)}} = 1.06 \text{ ft}$$

La altura de la unidad de transferencia se calcula utilizando la Ecuación 1.28:

$$H_{tu} = (2.24 \text{ ft}) + \frac{1}{\infty} (1.06 \text{ ft}) = 2.24 \text{ ft}$$

La profundidad del empaque se calcula de la Ecuación 1.25.

$$H_{pack} = N_{tu} \times H_{tu} = (4.61) (2.24 \text{ ft}) = 10.3 \text{ ft}$$

La altura total de la columna se calcula de la Ecuación 1.33:

$$H_{tower} = 1.40 (10.3) + 1.02 (8.74) + 2.81 = 26.1 \text{ ft}$$

El área de superficie de la columna se calcula utilizando la Ecuación 1.34:

$$s = (3.14) (8.74) \left(26.1 + \frac{8.74}{2} \right) = 836 \text{ ft}^2$$

1.6.6 Cálculo de la Caída de Presión

La caída de presión a través de la columna se calcula de la Ecuación 1.35.

$$\Delta P = (0.24) 10^{\frac{(0.17) (2,271)}{3,600}} \frac{[(0.7) (0.627)]^2}{0.0709}$$

$$= 0.83 \text{ pulgadas de agua/pie de empaque}$$

La caída de presión total (a través de 10.3 pies de empaque) es igual a 8.55 pulgadas de agua.

1.6.7 Costos de Equipo

Una vez que se han determinado los parámetros del sistema, se pueden calcular los costos de equipo. Para los propósitos de este ejemplo, un absorbedor de gas construido de PRFV se costeará utilizando la Ecuación 1.40.

$$TTC(\$) = 115(836) = \$96,140$$

El costo de los anillos Raschig de cerámica de 2 pulgadas se puede estimar de los rangos de costos de empaque presentados en la Sección 1.5. El volumen requerido de empaque se calcula como:

$$\text{Volumen de empaque} = (60 \text{ ft}^2)(10.3 \text{ ft}) = 618 \text{ ft}^3$$

Utilizando el promedio del rango de costo para empaque de cerámica de 2 pulgadas, el costo total del empaque es:

$$\text{Costo del empaque} = (\$20/\text{ft}^3)(618 \text{ ft}^3) = \$12,360$$

Para este problema, se estimará el costo de una bomba utilizando cotizaciones de proveedores. Primero, la razón de flujo del solvente se debe convertir a unidades de galones por minutos:

$$L(\text{gpm}) = \left(2,271 \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2} \right) (60 \text{ ft}^2) \left(\frac{\text{gal}}{8.34 \text{ lb}} \right) \left(\frac{\text{hr}}{60 \text{ min}} \right) = 272 \text{ gpm}$$

El precio promedio de una bomba de PRFV de este tamaño es de \$16/gpm a una presión de 60 ft de agua, en base a las encuestas a los proveedores.[12] Por lo tanto, el costo de la bomba para reciclar se estima como:

$$C_{\text{pump}} = (272 \text{ gpm}) \left(\frac{\$16}{\text{gpm}} \right) = \$4,350 \text{ gpm}$$

Para este ejemplo, el costo de un ventilador (PRFV, centrífugo inclinado hacia atrás), puede calcularse utilizando la siguiente ecuación:[18]

$$C_{\text{fan}} = 57.9d^{1.38}$$

donde d es el diámetro del impulsor (rueda) del ventilador expresado en pulgadas. Para esta razón de flujo de gas y caída de presión, se necesita un diámetro del impulsor de 33 pulgadas. Con este diámetro, el costo del ventilador es:

$$C_{\text{motor}} = 104(\text{hp})^{0.821}$$

Table 1.6: Annual Costs for Packed Tower Absorber Example Problem

Cost Item	Calculations	Cost
Direct Annual Costs, DC		
Operating Labor Operator	$0.5\text{hr} \times \text{shift} \times 8,000\text{hr} \times \15.64 shift 8hr yr hr	\$7,820
Supervisor	15% of operator = $0.15 \times 7,820$	1,170
Operating materials Solvent (water)	$7.16\text{gpm} \times 60\text{min} \times 8,000\text{hr} \times \0.20 hr yr 1000gal	690
Caustic Replacement	$3.06\text{lb-mole} \times 62\text{lb} \times 8,000\text{hr} \times \text{ton} \times 1 \times \300 hr lb-mole yr 2000lb 0.76 ton	299,560
Wastewater disposal	$7.16\text{gpm} \times 60\text{min} \times 8,000\text{hr} \times \3.80 hr yr 100gal	13,060
Maintenance Labor	$0.5 \times \text{shift} \times 8,000\text{hr} \times \17.21 shift 8hr yr hr	8,610
Material	100% of maintenance labor	8,610
Electricity	$36.4\text{kw} \times 8,000\text{hr} \times \0.0461 yr kWh	13,420
Total DC		\$352,940
Indirect Annual Costs, IC		
Overhead	60% of total labor and maintenance material: $= 0.6(7,820 + 1,170 + 8,610 + 8,610)$	15,730
Administrative charges	2% of Total Capital Investment = $0.02(\$317,550)$	6,350
Property tax	1% of Total Capital Investment = $0.01(\$317,550)$	3,180
Insurance	1% of Total Capital Investment = $0.01(\$317,550)$	3,180
Capital recovery ^a	$0.1315 \times \$317,550$	41,760
Total IC		\$70,200
Total Annual Cost (rounded)		\$423,000

^a The capital recovery cost factor, CRF, is a function of the absorber equipment life and the opportunity cost of the capital (i.e., interest rate). For this example, assume a 15-year equipment life and a 10% interest rate.

El costo de un motor del ventilador (tres fases, acero al carbón), con polea de banda en V y arrancador de motor, puede calcularse como sigue:[18]

$$C_{motor} = 104 (42.6)^{0.821} = \$2,260$$

Tal como se muestra en la Sección 1.6.8, el consumo de electricidad del ventilador es de 32.0 kW. Convirtiendo a caballos potencia, obtenemos un motor de tamaño de 42.6 hp. El costo del motor del ventilador es :

$$Energy_{fan} = \frac{(1.17 \times 10^{-4}) (22,288) (8.55)}{0.70} = 32.0 \text{ kw}$$

El costo total del equipo auxiliar:

$$\$4,350 + \$7,210 + \$2,260 = \$13,820$$

El costo total del equipo es la suma del costo del absorbedor, el costo del empaque y el costo del equipo auxiliar.:

$$EC = 96,140 + 12,360 + 13,820 = \$122,320$$

El costo del equipo comprado, incluyendo instrumentación, controles, impuestos y fletes, se estima utilizando la Ecuación 1.43:

$$PEC = 1.18(122,320) = \$144,340$$

La inversión de capital total se calcula utilizando la Ecuación 1.44:

$$TCI = 2.20(144,340) = \$317,550 \quad \$318,000$$

1.6.8 Costo Total Anual

En la Tabla 1.6 se resumen los costos anuales estimados utilizando los factores sugeridos y los costos unitarios para el problema de ejemplo.

Los costos directos anuales para sistemas de absorbedores de gas incluyen los costos de mano de obra, materiales, servicios y disposición de agua residual. Los costos de mano de obra se basan en 8,000 hr/año de operación. Se calcula el costo de la mano de obra de supervisión a 15 por ciento del costo de la mano de obra de operación y los costos de mano de obra de operación y de mantenimiento se basan cada uno en 1/2 hr por turno de 8 hr.

La electricidad requerida para operar el ventilador se calcula utilizando la Ecuación 1.48 y suponiendo una eficiencia combinada motor-ventilador de 70 por ciento:

$$Energy_{fan} = \frac{(1.17 \times 10^{-4}) (22,288) (8.55)}{0.70} = 32.0 \text{ kw}$$

La energía requerida por la bomba del líquido de calca se calcula utilizando la Ecuación 1.49. El costo de capital de la bomba se calculó utilizando datos proporcionados por proveedores, para bombas operando a una presión de 60 pies de agua. Suponiendo una presión de 60 pies de agua y una eficiencia combinada motor-ventilador de 70 por ciento:

$$Energy_{pump} = \frac{(0.746) (2.52 \times 10^{-4}) (272) (60) (1)}{0.70} = 4.4 \text{ kw}$$

La energía total requerida para operar el equipo auxiliar es 36.4 kW aproximadamente.

El costo de la electricidad, C_e , se calcula utilizando la Ecuación 1.50 y con el costo por kWh mostrados en la Tabla 1.6.

$$C_e = (36.4 \text{ kW})(8,000 \text{ hr/año})(\$0.0461/\text{kWh}) = \$13,420/\text{año}$$

Los costos del solvente (agua), de la disposición del agua residual y de la sustancia cáustica, dependen todos de la descarga total del sistema y de la fracción del solvente descargado como residuo. Una cierta cantidad de solvente será desperdiciado y repuesto por una solución fresca de agua y sustancia cáustica para mantener el pH y el contenido de sólidos del sistema a niveles aceptables. En base a la encuesta a los proveedores, la base de diseño para este problema de ejemplo será un contenido máximo de sólidos de 10 por ciento en peso. [12] Los siguientes cálculos ilustran el procedimiento utilizado para calcular que tanta agua y sustancia cáustica son necesarias y que tanto solvente debe purgarse para mantener la operabilidad del sistema.

De los cálculos previos, $L_{mol,i} = 7,572 \text{ lb-moles/hr}$. La razón de flujo masa se calcula como:

$$L_{mass} = \left(7,572 \frac{\text{lb-mole}}{\text{hr}} \right) \left(18 \frac{\text{lb}}{\text{lb-mole}} \right) = 136,300 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Con $G_{mol,i}$ a $3,263 \text{ lb-moles/hr}$, la razón de flujo masa de la corriente de gas se calcula como:

$$G_{mass} = \left(3,263 \frac{\text{lb-mole}}{\text{hr}} \right) \left(29 \frac{\text{lb}}{\text{lb-mole}} \right) = 94,800 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

La cantidad de HCl en la corriente de gas se calcula en una base molar como sigue:

$$G_{mass,HCL} = \left(3,263 \frac{\text{lb - mole}}{\text{hr}} \right) \left(1874 \frac{\text{ppmv}}{1 \times 10^6} \right) = 6.12 \frac{\text{lb - molHCL}}{\text{hr}}$$

En base masa:

$$G_{mass,HCL} = \left(6.12 \frac{\text{lb - molHCL}}{\text{hr}} \right) \left(36.5 \frac{\text{lb}}{\text{lb - mole}} \right) = 223.4 \frac{\text{lb HCL}}{\text{hr}}$$

Para este problema de ejemplo, se supone que la sustancia cáustica es Na_2O , requiriéndose una mol de sustancia cáustica para neutralizar 2 moles de HCl. Por lo tanto, se requieren 3.06 lb-moles/hr de sustancia cáustica.

El costo unitario de una solución al 76 por ciento de Na_2O está dado en la Tabla 1.6. El costo anual se calcula de:

$$\begin{aligned} C_c &= \left(3.06 \frac{\text{lb - moles}}{\text{hr}} \right) \left(62 \frac{\text{lb}}{\text{lb - mole}} \right) \left(\frac{8,000 \text{ hr}}{\text{yr}} \right) \left(\frac{\text{ton}}{2,000 \text{ lb}} \right) \left(\frac{1}{0.76} \right) \left(\frac{\$300}{\text{ton}} \right) \\ &= \$299,560 \text{ yr} \end{aligned}$$

La masa de la sal formada en esta reacción química, NaCl, se calcula como:

$$\begin{aligned} Mass_{NaCl} &= \left(223.4 \frac{\text{lb - HCL}}{\text{hr}} \right) \left(\frac{\text{lb - mole}}{36.5 \text{ lb HCL}} \right) \left(\frac{1 \text{ lb - mole NaCl}}{\text{lb - mole HCL}} \right) \left(\frac{58.5 \text{ lb NaCl}}{\text{lb - mole NaCl}} \right) \\ &= 358.1 \frac{\text{lb NaCl}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

Si se supone que la concentración máxima de NaCl en el agua residual (ar) es 10 por ciento en peso, la razón de flujo del agua residual se calcula como:

$$\begin{aligned} Wastewater_{flowrate} &= \left(358.1 \frac{\text{lb NaCl}}{\text{hr}} \right) \left(\frac{1 \text{ lb ww}}{0.1 \text{ lb NaCl}} \right) \left(\frac{\text{gal ww}}{8.34 \text{ lb ww}} \right) \left(\frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \right) \\ &= 7.16 \text{ gpm} \end{aligned}$$

donde 8.34 es la densidad del agua residual.

El costo de la disposición del agua residual es:¹

$$C_{ww} = (7.16 \text{ gpm}) \left(\frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} \right) \left(8,000 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right) \left(\frac{\$3.80}{1,000 \text{ gal}} \right) = \frac{\$13,060}{\text{yr}}$$

El costo del solvente (agua) es :

$$C_s = (7.16 \text{ gpm}) \left(\frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} \right) \left(8,000 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right) \left(\frac{\$0.20}{1,000 \text{ gal}} \right) = \frac{\$690}{\text{yr}}$$

1.6.9 Ejemplo Alternativo

En este problema de ejemplo se estimará el diámetro de un absorbedor de gas definiendo una caída de presión. En el cálculo de este ejemplo, se utilizará una caída de presión de una pulgada de agua por pie de empaque. Se utilizará la Ecuación 1.38 para calcular el valor de la ordenada relativa a un valor de abscisa. Si se conoce la relación $L_{mol,i}/G_{mol,i}$, la *Abscisa* puede calcularse directamente. Entonces, el valor de la *Ordenada* es:

$$\begin{aligned} \text{Ordenada} &= \exp [-4.0950 - 1.00121 \ln(0.0496) - 0.1587(\ln 0.0496)^2 + \\ &\quad 0.0080(\ln 0.0496)^3 + 0.0032(\ln 0.0496)^4] \\ &= 0.084 \end{aligned}$$

El valor de G_{sfr} se calcula utilizando la Ecuación 1.39.

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{(62.4 - 0.0709)(0.0709)(32.2)(0.084)}{65(0.893)^{0.1}}} = 0.43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 - \text{sec}}$$

Los cálculos restantes son los mismos que en la Sección 1.3.4, excepto que en estas ecuaciones no se utiliza factor de inundación.

¹Debido a que la corriente de agua residual contiene solo NaCl, probablemente no requerirá de pretratamiento antes de descargarse a la planta municipal de tratamiento de aguas residuales. Por lo tanto, el costo unitario de disposición de agua residual mostrado aquí es solo el costo por uso de drenaje. Este costo unitario (\$3.80/1,000 gal), es el promedio de las tarifas cargadas por siete de las municipalidades más grandes en Carolina del Norte. [20] Estas tarifas varían de aproximadamente \$2 a \$6/1,000 gal. Este rango amplio es indicativo de las diferencias más importantes entre las tarifas por drenaje a través del país. Los costos indirectos anuales incluyen otros gastos, cargos administrativos, impuestos prediales, seguros y recuperación de capital. El costo total anual se estima utilizando la Ecuación 1.52. Para el caso de este ejemplo, el costo total anual se estima ser \$423,000 por año (Tabla 1.6).

1.7 Reconocimientos

Los autores reconocen agradecidamente a las siguientes compañías por contribuir con datos para este capítulo

- AirPlastics, Inc. (Cincinnati, OH)
- April, Inc. (Teterboro, NJ)
- Anderson 2000, Inc. (Peachtree City, GA)
- Calvert Environmental (San Diego, CA)
- Ceilcote Air Pollution Control (Berea, OH)
- Croll-Reynolds Company, Inc. (Westfield, NJ)
- Ecolotreat Process Equipment (Toledo, OH)
- Glitsch, Inc. (Dallas, TX)
- Interel Corporation (Englewood, CO)
- Jaeger Products, Inc. (Spring, TX)
- Koch Engineering Co., Inc. (Wichita, KS)
- Lantec Products, Inc. (Agoura Hills, CA)
- Midwest Air Products Co., Inc. (Owosso, MI)
- Monroe Environmental Corp., (Monroe, MI)
- Norton Chemical Process Products (Akron, OH)

Referencias

- [1] Control Technologies for Hazardous Air Pollutants, Office of Research and Development, U.S. Environmental Protection Agency, Research Triangle Park, North Carolina, Publication No. EPA 625/6-91-014.
- [2] McInnes, R., K. Jameson, and D. Austin, "Scrubbing Toxic Inorganics", Chemical Engineering, September 1990, pp. 116-121.
- [3] Carta de Jose L. Bravo de Jaeger Products, Inc., a William M. Vatauvuk, *U. S. Environmental Protection Agency*, 8 de Junio de 1992.
- [4] Treybal, Robert E., Mass Transfer Operations (Third edition), McGraw-Hill Book Company, New York, 1980.
- [5] Carta de Jack D. Brady de Anderson 2000, Inc., a William M. Vatauvuk, *U.S. Environmental Protection Agency*, 9 de Junio de 1992.

- [6] Carta de S. Raymond Woll de Air Products, Inc., a William M. Vatavuk, *U.S. Environmental Protection Agency*, 25 de Junio de 1992.
- [7] Perry, R.H. and C.H. Chilton, Eds., *Chemical Engineers' Handbook* (Sixth edition), McGraw-Hill Book Company, New York, 1984.
- [8] Crowe, Charles R., and D. Cooper, "Brick/Membrane Linings Pass the Acid Test", *Chemical Engineering*, July 1988, pp. 83-86.
- [9] Harrison, Mark E., and John J. France, "Distillation Column Troubleshooting, Part 2: Packed Columns", *Chemical Engineering*, April 1989, pp. 121-128.
- [10] Coker, A.K., "Understanding the Basics of Packed-Column Design", *Chemical Engineering Progress*, November 1991, pp. 93-99.
- [11] Conversación telefónica entre Roy Oommen, Radian Corporation y Gerald Nealon, Norton Process Equipment, 4 de Abril de 1992.
- [12] Respuestas al cuestionario sobre absorbedores de gas de nueve proveedores de absorbedores a Radian Corporation, Agosto-Diciembre, 1991.
- [13] Buonicore, A.J., and L. Theodore, *Industrial Control Equipment for Gaseous Pollutants, Volume I*, CRC Press, Inc., Cleveland, Ohio, 1975.
- [14] Strigle, Ralph F., *Random Packings and Packed Towers, Design Applications*, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1987.
- [15] Respuestas al cuestionario de K.C. Lang de Lantec Products, Inc. a R.V. Oommen, Radian Corporation, 23 de Agosto de 1991.
- [16] Memorandum de Vatavuk, W.M. de *U.S. Environmental Protection Agency* a Martha Smith, *U.S. EPA*, 27 de Marzo de 1992.
- [17] Respuestas al cuestionario sobre empaque de siete proveedores de empaque a Radian Corporation, Agosto de 1991 - Enero de 1992.
- [18] Vatavuk, W.M., "Pricing Equipment for Air-Pollution Control", *Chemical Engineering*, May 1990, pp. 126-130.
- [19] Vatavuk, W.M., and R.B. Neveril, "Estimating Costs of Pollution Control Systems, Part II: Factors for Estimating Capital and Operating Costs", *Chemical Engineering*, November 3, 1980, pp. 157-162.

- [20] Conversación telefónica entre William M. Vatauvuk, *U.S. Environmental Protection Agency* y Cindy Kling, City of Raleigh, N.C., 16 de Julio de 1992.
- [21] “Air Pollution Engineering Manual” (AP-40), (Second Edition), Danielson, John A., Los Angeles County Air Pollution Control District, CA, May 1973.

¹ Para información sobre escalamiento de estos precios a dólares más actuales, refiérase al reporte de *EPA*. Indices de Escalamiento de Costos de Control de la Contaminación del Aire (*Escalation Indexes for Air Pollution Control Costs*) y actualizaciones subsecuentes, todas las cuales están instaladas en la Red de la Transferencia de Tecnología de la *OAQPS*, Boletín de la *CTC* (*OAQPS Technology Transfer Network*, *CTC Bulletin Board*).

Apéndice A

Propiedades de los Contaminantes

Tabla 1.7: Lista de Variables de Diseño

Variable	Símbolo	Unidades
• Relación de área de superficie a volumen del empaque	a	ft^2/ft^3
Area de la sección transversal del absorbedor	A	ft^2
Valor de la abscisa de la gráfica de la correlación generalizada de caída de presión	— Abscisa	
Factor de absorción	AF	—
Diámetro del absorbedor	D	pie
• Difusividad del contaminante en el gas	D_G	ft^2/hr
• Difusividad del contaminante en el líquido	D_L	ft^2/hr
• Factor de inundación	f	—
• Factor del empaque	F_p	—
• Razón de flujo del gas residual entrando al absorbedor	G_i	$acfm$
Razón de flujo del gas residual saliendo del absorbedor	G_o	$acfm$
Razón de flujo molar del gas residual entrando al absorbedor	G_{mol}	$lb-moles/h$
Razón de flujo molar del gas libre de contaminante	G_s	$lb-moles/h$
Razón de flujo superficial del gas residual entrando al absorbedor	G_{sfi}	$lb/sec-ft^2$
Altura de la unidad de transferencia de gas	H_G	pie
Altura de la unidad de transferencia de líquido	H_L	pie
Altura de la unidad de transferencia total	H_{tu}	pie
Altura del empaque	H_{pack}	pie
Altura del absorbedor	H_{tower}	pie
Constantes de caída de presión	k_0, k_1, k_2, k_3, k_4	—
Razón de líquido entrando al absorbedor	L_i	gpm
Razón de líquido saliendo del absorbedor	L_o	gpm
Razón de flujo molar del líquido entrando al absorbedor	$L_{mol,i}$	$lb-moles/h$
Razón de flujo molar del solvente libre de contaminante	L_2	$lb-moles/h$
Razón de flujo superficial del líquido entrando al absorbedor	L_{sfi}	$lb/hr-ft^2$
Pendiente de la línea de equilibrio	m	—
• Peso molecular de la corriente de gas	MW_G	$lb/lb-mol$
• Peso molecular de la corriente de líquido	MW_L	$lb/lb-mol$
• Razón mínima de mojado	MWR	ft^2/hr
Número de unidades de transferencia total	N_{tu}	—
Valor de la ordenada de la gráfica de la correlación generalizada de caída de presión	Ordenada	—
Area de superficie del absorbedor	S	ft^2
• Temperatura del solvente	T	K

Tabla 1.7: Lista de Variables de Diseño (Cont.)

Variable	Símbolo	Unidades
Fracción mol del contaminante entrando al absorbedor en el líquido	x_i	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de líquido total
Fracción mol del contaminante saliendo del absorbedor en el líquido	x_o	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de líquido total
Concentración del contaminante entrando al absorbedor en el líquido	X_i	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-moles</i> de solvente libre de contaminante
Concentración máxima de contaminante en fase líquida en equilibrio con el contaminante entrando a la columna en fase gas	X_o^*	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-moles</i> de solvente libre de contaminante
Concentración del contaminante saliendo del absorbedor	X_o	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-moles</i> de solvente libre de contaminante
Fracción mol del contaminante entrando al absorbedor en el gas residual	y_i	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de gas total
Fracción mol del contaminante en fase gas en equilibrio con la fracción mol del contaminante entrando en la fase líquida	y_i^*	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de gas total
Fracción mol de contaminante saliendo de la torre de limpieza en el gas residual	y_o	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de gas total
Fracción mol del contaminante en fase gas en equilibrio con la fracción mol del contaminante saliendo en la fase líquida	y_o^*	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de gas total
• Concentración del contaminante entrando a la torre de limpieza en el gas residual	Y_i	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de gas libre de contaminante
Concentración del contaminante entrando a la torre de limpieza en equilibrio con la concentración en la fase líquida	Y_i^*	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de gas libre de contaminante
Concentración del contaminante saliendo de la torre de limpieza en el gas residual	Y_o	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de gas libre de contaminante
• Eficiencia de remoción de contaminante	η_G	%
Concentración del contaminante saliendo de la torre de limpieza en equilibrio con la concentración en la fase líquida	Y_o	<i>lb-moles</i> de contaminante <i>lb-mol</i> de gas total
• Densidad de la corriente de gas residual	ρ_G	<i>lb/ft</i> ³
• Densidad de la corriente de líquido	ρ_L	<i>lb/ft</i> ³
• Viscosidad del gas residual	μ_G	<i>lb/ft-hr</i>
• Viscosidad del solvente	μ_L	<i>lb/ft-hr</i>
Relación de la densidad del solvente a la del agua	Ψ	—
Caída de presión	ΔP	pulgadas de H ₂ O/pie de empaque
• Factores del empaque	$a, \alpha, \phi, b, \beta, y, c, j$	—

•Denota dato de alimentación necesario.

Tabla 1.8: Propiedades físicas de contaminantes comunes^a

Contaminante	Peso molecular (lb/lb-mol)	Difusividad en aire a 25°C (cm²/sec)	Difusividad en agua a 20°C (cm²/sec) x 10⁵
Amoníaco	17	0.236	1.76
Metanol	32	0.159	1.28
Alcohol etílico	46	0.119	1.00
Alcohol propílico	60	0.100	0.87
Alcohol butílico	74	0.09	0.77
Acido acético	60	0.133	0.88
Acido clorhídrico	36	0.187	2.64
Acido bromhídrico	36	0.129	1.93
Acido fluorhídrico	20	0.753	3.33

^a Los datos de difusividad se tomaron de las referencias [7, 21].

Apéndice B

Características del Empaque

Tabla 1.9: Factores del empaque para varios empaques [3, 7, 10, 13]

Tipo de empaque	Nivel de construcción	Diámetro nominal (pulgadas)	Fp	a
Anillos Raschig	cerámica	1/2	640	111
		5/8	380	100
		3/4	255	80
		1	160	58
		1 1/2	95	38
		2	65	28
		3	37	
Anillos Raschig	metal	1/2	410	118
		5/8	290	
		3/4	230	72
		1	167	57
		1 1/2	83	41
		2	57	31
		3	32	21
Anillos Pall	metal	5/8	70	131
		1	48	66
		1 1/2	28	48
		2	20	36
		3 1/2	16	
Anillos Pall	polipropileno	5/8	97	110
		1	52	63
		1 1/2	32	39
		2	25	31
Sillas de montar Berl	cerámica	1/2	240	142
		3/4	170	82
		1	110	76
		1 1/2	65	44
		2	45	32
Sillas de montar Intalox	cerámica	1/2	200	190
		3/4	145	102
		1	98	78
		1 1/2	52	60
		2	40	36
		3	22	
Tri-Packs®	plástico	2	16	48
		3 1/2	12	38

Tabla 1.10: Constantes del empaque utilizadas para estimar H_G [1, 3, 7, 13]

Tipo de empaque	Tamaño (pulgadas)	Constantes del empaque			Rango aplicable ^a	
		\hat{a}	\hat{b}	\hat{c}	G_{sfr}	L_{sfr}
Anillos Raschig	8-Mar	2.32	0.45	0.47	200-500	500-1,500
	1	7	0.39	0.58	200-800	400-500
	1	6.41	0.32	0.51	200-600	500-4,500
	1 1/2	1.73	0.38	0.66	200-700	500-1,500
	1 1/2	2.58	0.38	0.4	200-700	1,500-4,500
	2	3.82	0.41	0.45	200-800	500-4,500
Sillas de montar Berl	2-Jan	32.4	0.3	0.74	200-700	500-1,500
	2-Jan	0.81	0.3	0.24	200-700	1,500-4,500
	1	1.97	0.36	0.4	200-800	400-4,500
	1 1/2	5.05	0.32	0.45	200-1,000	400-4,500
Anillos de partición	3	640	0.58	1.06	150-900	3,000-10,000
LanPac®	2.3	7.6	0.33	-0.5	400-3,000	500-8,000
Tri-Packs®	2	1.4	0.33	0.4	100-900	500-10,000
	3 1/2	1.7	0.33	0.45	100-2,000	500-10,000

^aUnidades de $lb/hr-ft^2$

Tabla 1.11: Constantes del empaque utilizadas para estimar H_L [1, 3, 13]

Tipo de empaque	Tamaño (pulgadas)	Constantes del empaque		Rango aplicable ^a
		δ	b	L_{sfr}
Anillos Raschig	3/8	0.00182	0.46	400-15,000
	1	0.00357	0.35	400-15,000
	1 1/2	0.01	0.22	400-15,000
	2 1/2	0.0111	0.22	400-15,000
	2	0.0125	0.22	400-15,000
Sillas de montar Berl	1/2	0.00666	0.28	400-15,000
		1	0.00588	0.28 400-15,000
	1 1/2	0.00625	0.28	400-15,000
Anillos de partición	3	0.0625	0.09	3,000-14,000
LanPac®	2.3	0.0039	0.33	500-8,000
	3.5	0.0042	0.33	500-8,000
Tri-Packs®	2	0.0031	0.33	500-10,000
	3 1/2	0.004	0.33	500-10,000

^aUnidades de $lb/hr-ft^2$

Tabla 1.12: Constantes del empaque utilizadas para estimar caída de presión [1, 7, 13]

Tipo de empaque	Material de construcción	Diámetro nominal (pulgadas)	<i>c</i>	<i>j</i>
Anillos Raschig	cerámica 3/4	1/2	3.1	0.41
		1.34	0.26	
		1	0.97	0.25
		1 1/4	0.57	0.23
		1 1/2	0.39	0.23
		2	0.24	0.17
Anillos Raschig	metal	5/8	1.2	0.28
		1	0.42	0.21
		1 1/2	0.29	0.2
		2	0.23	0.135
Anillos Pall	metal	5/8	0.43	0.17
		1	0.15	0.16
		1 1/2	0.08	0.15
		2	0.06	0.12
Sillas de montar Berl	cerámica	1/2	1.2	0.21
		3/4	0.62	0.17
		1	0.39	0.17
		1 1/2	0.21	0.13
Silla de montar Intalox	cerámica	1/2	0.82	0.2
		3/4	0.28	0.16
		1	0.31	0.16
		1 1/2	0.14	0.14

Apéndice C

Análisis de la Razón Mínima de Mojadura

Análisis de la Razón Mínima de Mojadura

Tal como se explicó en los procedimientos de diseño, la razón de flujo del líquido entrando a la columna debe ser lo suficientemente alta para mojar efectivamente al empaque. Si la razón de flujo del líquido, tal como se determinó teóricamente en la Ecuación 1.23, es más baja que la razón de flujo dictada por la razón mínima de mojadura, calculada en la Ecuación 1.24, entonces el empaque no se mojará lo suficiente para asegurar transferencia de masa entre las fases gas y líquida. Entonces, debe usarse la razón de flujo mínima del líquido como valor por omisión (*default*). La razón de flujo superficial de gas, $G_{sfr,i}$, y el área de la sección transversal de la columna debe entonces recalcularse para tomar en cuenta la mayor razón de flujo del líquido. Este enfoque se detalla a continuación.

- El valor de $L_{mol,i}$ debe recalcularse del valor de $(L_{sfr,i})_{min}$ utilizando la ecuación:

$$L_{mol,i} = \frac{(L_{sfr,i})_{min} A}{(MW)_L}$$

El valor de A (el área de la sección transversal de la columna del absorbedor), es la única incógnita en la ecuación.

- El valor de la *Abscisa* se calcula en términos de A sustituyendo el nuevo $L_{mol,i}$ en la Ecuación 1.17.
- El valor de $G_{sfr,i}$ es recalculado reorganizando la Ecuación 1.21, con A como la única incógnita.
- El valor de la *Ordenada* se calcula en términos de A del nuevo $G_{sfr,i}$ utilizando la Ecuación 1.18.
- Se utiliza un proceso iterativo para determinar A , la *Abscisa* y la *Ordenada*. Se escogen los valores de A y se calculan los valores de la *Abscisa* y la *Ordenada*. El valor de la *Ordenada* correspondiente al valor de la *Abscisa* se determina de la Figura 1.5 (o de la Ecuación 1.19) y se compara este valor al del valor de la *Ordenada* calculado utilizando la Ecuación 1.18. Este proceso se continúa hasta que ambos valores de la *Ordenada* son iguales.

Paso 1: El primer paso es recalcularse la razón de flujo del fluido. La razón del flujo molar del líquido puede calcularse utilizando la Ecuación 1.23.

$$L_{mol,i} = \left(2,271 \frac{\text{lb}}{\text{hr} - \text{ft}^2} \right) \left(\frac{\text{lb} - \text{mole}}{18 \text{ lb}} \right) A = \left(126.2 \frac{\text{lb} - \text{mole}}{\text{hr} - \text{ft}^2} \right) A$$

Paso 2: El valor de la *Abscisa* de la Figura 1.5 y presentada en la Ecuación 1.17, se calcula como:

$$Abscisa = \frac{\left(126.2 \frac{\text{lb-mole}}{\text{hr-ft}^2}\right)A \left(\frac{18}{29}\right) \sqrt{\frac{0.0709}{62.4}}}{3,263 \frac{\text{lb-mole}}{\text{hr}}}$$

Paso 3: El valor de $G_{sfr,i}$ es entonces recalculado en términos del área de sección transversal de la columna.

$$G_{sfr} = \frac{\left(3,263 \frac{\text{lb-mole}}{\text{hr}}\right) \left(29 \frac{\text{lb}}{\text{lb-mole}}\right)}{\left(3,600 \frac{\text{sec}}{\text{hr}}\right) (0.7)A} = \frac{37.6}{A}$$

Paso 4: El valor de la ordenada de la Figura 1.5 y presentado en la Ecuación 1.18, se calcula como:

Paso 5: En este punto, la solución más simple es una aproximación iterativa. Escoja un valor de A , calcule el valor de la *Abscisa* utilizando la Ecuación 1.53 y encuentre la *Ordenada* correspondiente en la curva de inundación en la Figura 1.5 (o utilice la Ecuación 1.19 para calcular el valor de la *Ordenada*). Compare el valor calculado de la *Ordenada* de la Ecuación 1.54 con el valor obtenido de la gráfica o de la ecuación 1.19. Continuando este proceso hasta que los valores de *Ordenada* converjan, se determina que el valor de A es 60 ft^2 . La siguiente tabla ilustra los pasos inmediatos en el proceso de cálculo.

Valor supuesto de A	Abscisa Calculada de la Ecuación 9.53	Ordenada Calculada de la Ecuación 9.19	Ordenada Calculada de la Ecuación 9.54
65	0.0526	0.1714	0.1493
62	0.0503	0.174	0.1642
60	0.0485	0.1757	0.1752

El valor de G_{sfr} es entonces:

$$G_{sfr} = \frac{37.6}{60} = 0.627 \frac{\text{lb}}{\text{sec} - \text{ft}^2}$$

La razón de flujo molar del líquido es:

$$L_{mol,i} = (126.2) (60) = 7,572 \frac{\text{lb} - \text{mole}}{\text{hr}}$$

El diámetro y la altura de la columna utilizando los resultados de este cálculo se presentan en el primer problema de ejemplo.

TECHNICAL REPORT DATA

(Please read Instructions on reverse before completing)

1. REPORT NO. 452/B-02-002	2.	3. RECIPIENT'S ACCESSION NO.
4. TITLE AND SUBTITLE Manual de Costos de Control de Contaminacion del Aire de la EPA	5. REPORT DATE July, 2002	
	6. PERFORMING ORGANIZATION CODE	
7. AUTHOR(S) Daniel Charles Mussatti	8. PERFORMING ORGANIZATION REPORT NO.	
9. PERFORMING ORGANIZATION NAME AND ADDRESS U.S. Environmental Protection Agency Office of Air Quality Planning and Standards Air Quality Standards and Strategies Division Innovative Strategies and Economics Group Research Triangle Park, NC 27711	10. PROGRAM ELEMENT NO.	
	11. CONTRACT/GRANT NO.	
12. SPONSORING AGENCY NAME AND ADDRESS Director Office of Air Quality Planning and Standards Office of Air and Radiation U.S. Environmental Protection Agency Research Triangle Park, NC 27711	13. TYPE OF REPORT AND PERIOD COVERED Final	
	14. SPONSORING AGENCY CODE EPA/200/04	
15. SUPPLEMENTARY NOTES Updates and revises EPA 453/b-96-001, OAQPS Control Cost Manual, fifth edition (in English only)		
16. ABSTRACT In Spanish, this document provides a detailed methodology for the proper sizing and costing of numerous air pollution control devices for planning and permitting purposes. Includes costing for volatile organic compounds (VOCs); particulate matter (PM); oxides of nitrogen (NOx); SO₂, SO₃, and other acid gases; and hazardous air pollutants (HAPs).		
17. KEY WORDS AND DOCUMENT ANALYSIS		
a. DESCRIPTORS	b. IDENTIFIERS/OPEN ENDED TERMS	c. COSATI Field/Group
Economics Cost Engineering cost Sizing Estimation Design	Air Pollution control Incinerators Absorbers Adsorbers Filters Condensers Electrostatic Precipitators Scrubbers	
18. DISTRIBUTION STATEMENT Release Unlimited	19. SECURITY CLASS (<i>Report</i>) Unclassified	21. NO. OF PAGES 1,400
	20. SECURITY CLASS (<i>Page</i>) Unclassified	22. PRICE