

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL**



**“ESTUDIO DE LA ABSORCIÓN GASEOSA CON REACCIÓN QUÍMICA
PARA GASES INDUSTRIALES CONTAMINANTES EN UNA TORRE
EMPACADA”**

INFORME DE SUFICIENCIA

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUÍMICO

POR LA MODALIDAD DE ACTUALIZACIÓN DE CONOCIMIENTOS

PRESENTADO POR:

MIGUEL ANGEL RAMÍREZ IZAGUIRRE

**LIMA – PERÚ
2010**

DEDICATORIA

Dedico este logro a mis padres quienes siempre estuvieron apoyándome en el camino al logro de todas mis metas y objetivos. Y todas las personas que estuvieron apoyándome de alguna u otra manera para la obtención de mi Título Profesional.

RESUMEN

Este trabajo trata sobre absorción gaseosa con reacción química, es decir, la interacción de la transferencia de masa y la reacción química, ya que es un tema de interés para los ingenieros químicos, en vista que se encuentran frecuentemente en muchos procesos de la industria química y en operaciones de control ambiental.

En tal razón, la operación de absorción en general es considerada como una ciencia de ingeniería. En la literatura se encuentran propuestas para describir el comportamiento de estos sistemas muy complicados. Para lo cual se han utilizado modelos altamente simplificados que permitan simular el fenómeno sin emplear un gran número de parámetros.

En este contexto, se hará un estudio en forma teórica y experimental de la absorción gaseosa con reacción química para gases contaminantes, haciendo uso de datos experimentales de estudios anteriores y de datos de una torre ya existente, para así poder establecer el efecto de la reacción química en la transferencia de masa en una solución acuosa, empleando la teoría de la película.

Para una mejor comprensión del informe en la primera parte se describe el fundamento teórico acerca de la absorción gaseosa con reacción química; así como la naturaleza de los gases Dióxido de Nitrógeno $\text{NO}_{2(g)}$, los cuales son los gases a absorber en este estudio.

En la segunda parte se describen dos casos experimentales en estudio, uno piloto y el otro a escala comercial. En el primero se trata de la absorción de $\text{NO}_{2(g)}$ con solución de Na_2SO_3 y el segundo caso es acerca de la absorción de $\text{NO}_{2(g)}$ con solución de Soda Caustica NaOH y Bisulfuro de Sodio NaHS usado como absorbentes, siendo este último un caso comercial a gran escala.

AGRADECIMIENTO

Primeramente doy infinitamente gracias a Dios, por haberme dado fuerza y valor para llegar a cumplir un objetivo más, el de obtener mi título profesional.

Agradezco también la confianza y el apoyo de mis padres y hermanos, porque han contribuido positivamente para llevar a cabo esta difícil jornada.

A todos los profesores de la UNI que me asesoraron, en especial al Ingeniero Pedro Pizarro, porque cada uno, con sus valiosas aportaciones, me ayudaron a la culminación de este informe.

Finalmente, agradezco a mis compañeros y a todas las personas que estuvieron conmigo en este largo proceso que ya finaliza.

ÍNDICE

	pág.
I. INTRODUCCIÓN	8
II. DESARROLLO DE CONCEPTOS Y TÉCNICAS	10
2.1 ABSORCIÓN GASEOSA.	10
2.2. GASES NO _{2(g)} Y SU FUENTE DE GENERACIÓN.	10
2.2.1 Óxidos de Nitrógeno	10
2.2.2 Fuentes de Generación de los Óxidos de Nitrógeno	10
2.3. TORRE DE ABSORCIÓN EMPACADA.	12
2.4. DISEÑO DE TORRES DE ABSORCIÓN.	13
2.4.1. Utilización de expresiones para la velocidad de transferencia de masa	14
2.4.2. Utilización de la línea de operación	15
2.4.3. Calculo de las Unidades de Transferencia.	16
2.4.4. Utilización de datos de HTU y K _{Ga}	18
2.5. ABSORCIÓN GASEOSA CON REACCIÓN QUÍMICA.	18
2.5.1. Estrategia global de diseño recomendada.	19
2.5.2 Aplicabilidad de los métodos de diseño para absorción Física.	19
2.5.3 Método Tradicional de Diseño	25
2.5.4 Cambio de escala a partir de datos de laboratorio o de planta piloto	31
2.5.5 Principios del diseño riguroso de un absorbedor.	35
2.5.6 Estimación de k _L para reacciones irreversibles	38
2.5.7 Estimación de k _L para reacciones reversibles	42
2.5.8 Absorción simultanea de dos gases reaccionantes	43

III. DESARROLLO DEL TEMA	44
3.1. Caso de Estudio a Escala Piloto: Absorción del NO₂ en una Torre Empacada con Solución Acuosa de Na₂SO₃	44
3.1.1. Antecedentes	44
3.1.2. Generalidades	44
3.1.3. Química del Proceso	45
3.1.3.1. La Absorción de NO ₂	45
3.1.3.2. Química y mecanismo	47
3.1.4. Tipo de Empaque: Tellerette	52
3.1.4.1. Características	52
3.1.4.2. Especificaciones	53
3.1.4.3. Beneficios en la Operación	53
3.1.5. Deducción de las ecuaciones para un posible diseño aplicado para este caso en estudio	54
3.1.6. Parte Experimental	56
3.1.7. Resultados y Discusión	58
3.2. Caso de Estudio a Escala Comercial: Absorción de Gases NO₂ en una Torre Empacada	60
3.2.1. Antecedentes	60
3.2.2. Generalidades	61
3.2.3. Tecnología y Equipos	61
3.2.3.1. Descripción de Equipos	61
A. Colector de Polvos	61
B. Torres de Absorción de NO ₂	62
C. Ventilador	63
D. Tanques de Almacenamiento	63
E. Tuberías y Ductos	63
F. Instrumentación	64
G. Bombas	64
3.2.3.2. Tipo de Empaque: Tri-Pack	64
3.2.3.2.1. Características	65

3.2.3.2.2. Especificaciones	65
3.2.3.2.3. Beneficios	66
3.2.3.3. Diagrama de Flujo y Balance de Materia	66
3.2.3.4. Informe General del Sistema de Absorción de NO ₂	67
3.2.3.5. Principio de Operación	68
3.2.3.6. Parámetros de Diseño	69
3.2.3.7. Características de las Torres de absorción	69
3.2.3.8. Parámetros de Operación	69
IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	72
4.1. Conclusiones	72
4.2. Recomendaciones	73
V. BIBLIOGRAFÍA	74
VI. ANEXOS	76

I.- INTRODUCCIÓN

Las operaciones de transferencia de masa como destilación, absorción, extracción, secado, etc. se encuentran presentes en cualquier planta en la cual se lleva a cabo la transformación por medios físicos o químicos, de ciertas materias primas, con el fin de obtener un producto final. Todas estas operaciones han sido estudiadas ampliamente, y existe tal cantidad de referencias en la literatura que es difícil abarcar totalmente el campo. Sin embargo, hay un aspecto de estas operaciones que a pesar de no ser relativamente nuevo en su aplicación industrial, puede considerarse como poco conocido, y corresponde a las operaciones de transferencia de masa con reacciones químicas. Una de las más importantes es la absorción con reacción química.

Muchos trabajos como el de Hatta, Van Krevelen-Hoftijzer, y otros, han desarrollado modelos útiles para estimar la velocidad de transferencia de masa y otros parámetros en sistemas formados por gases puros. Sin embargo, los gases emitidos por plantas industriales que se someten a procesos de absorción con reacción química no son puros y por lo tanto es posible que los resultados reportados tengan un grado de error que debería ser considerado en el diseño de torres empacadas.

El estudio de la absorción con reacción química tiene el propósito de encontrar las relaciones necesarias para la aplicación posterior de estos resultados en el diseño de torres empacadas.

En muchos procesos de la industria y en los procesos de combustión se producen muchos gases entre ellos los Óxidos de Nitrógeno, conocidos como NO_x, dentro de esta familia de NO_x los más abundantes son el Óxido de Nitrógeno (NO) y Dióxido de Nitrógeno (NO_{2(g)}) que son altamente tóxicos y uno de los principales causantes de la lluvia ácida, los cuales son liberados al ambiente.

En el siguiente informe se estudiarán dos casos prácticos; uno a escala piloto (Absorción de NO_2 en una solución acuosa de Sulfito de Sodio Na_2SO_3) y otro a escala comercial (Absorción de Gases NO_2 con soluciones de Hidróxido de Sodio $\text{NaOH}_{(\text{ac})}$ y Bisulfuro de Sodio $\text{NaHS}_{(\text{ac})}$ como absorbentes).

Como resultado del proceso de absorción de los gases $\text{NO}_{2(\text{g})}$ con las soluciones antes mencionadas se puede reducir la concentración de $\text{NO}_{2(\text{g})}$ emitido al ambiente.

II.-DESARROLLO DE LOS CONCEPTOS Y TÉCNICAS

2.1.-ABSORCIÓN GASEOSA

Operación unitaria que consiste en la separación de uno o más componentes de una mezcla gaseosa con la ayuda de un solvente líquido con el cual forma solución (un soluto A, o varios solutos, se absorben de la fase gaseosa y pasan a la líquida). Este proceso implica una difusión molecular y una transferencia de masa del soluto A a través del gas B, que no se difunde y está en reposo, hacia un líquido C, también en reposo.

2.2.-GASES NO₂ Y SU FUENTE DE GENERACION

2.2.1.- Óxidos de Nitrógeno.- Los óxidos de Nitrógeno son compuestos químicos que contaminan el aire. En el caso del NO₂, además reacciona en la atmósfera para formar Ozono (O₃) y lluvia ácida. Las propiedades de estos óxidos se enumeran en la Tabla 1. La oxidación del Nitrógeno genera en su fase gaseosa dos formas de gas: Oxido Nítrico (NO, primariamente invisible) y Dióxido de Nitrógeno (NO₂, visible como una gas amarillo/marrón). El NO_x es un término genérico que hace referencia a un grupo de gases muy reactivos, tales como el NO y NO₂ que contienen Nitrógeno y Oxígeno en diversas proporciones.

2.2.2.-Fuentes de Generación de los Óxidos de Nitrógeno Los Óxidos de Nitrógeno se forman cuando se quema combustible. Las principales fuentes son los automóviles, las centrales eléctricas y otras fuentes industriales, comerciales y domésticas que queman combustibles.

Cuando estos óxidos de Nitrógeno son generados por combustión, se produce el NO_x, cuya relación NO a NO₂ normalmente es mayor de 9 a 1. Estas fuentes normalmente producen concentraciones de NO_x bajas, generalmente menos de 1500 ppm, pero en forma continua.

Los automóviles y otras fuentes móviles contribuyen alrededor de la mitad de los NO_x que son emitidos. Las calderas de las plantas termoeléctricas producen alrededor del 40% de las emisiones de NO_x provenientes de fuentes estacionarias.

Fuentes Móviles	Plantas Termoeléctricas	Todas las Demás
50%	20%	30%

Otra forma de clasificar las fuentes de generación son:

Naturales o biogénicas: incluyen los relámpagos, incendios forestales, incendios de pastos, árboles, arbustos, pastos, y levaduras. Estas fuentes diversas producen diferentes cantidades de cada óxido.

Antropogénicas: tales como las calderas industriales incineradores, turbinas de gas, motores estacionarios de diesel y de encendido por chispa, fábricas de hierro y acero, manufactura de cemento, manufactura de vidrio, refinerías de petróleo, y manufactura de ácido Nítrico.

Combustiones Directas: Algunas combustiones directas, incluyendo hornos de alta temperatura, hornos rotatorios, calcinadores y otros procesos que usan calor para liberar Nitratos, producen NO₂ en un espectro visible.

Otras Fuentes: que generan NO_x como refinado de metales y nitraciones químicas que son realizadas en hornos a altas temperaturas, generan concentraciones extraordinariamente altas de NO_x. Estas fuentes siempre generan una pluma visible de NO₂ (amarilla). Así como estas fuentes producen una cantidad significativa de NO₂, también generan una cantidad grande de NO.

Tabla 1: Óxidos de Nitrógeno

FORMULA	NOMBRE	VALENCIA DEL NITRÓGENO	PROPIEDADES
N ₂ O	óxido Nitroso	1	gas incoloro soluble en agua
NO N ₂ O ₂	óxido Nítrico bióxido de dinitrógeno	2	Gas incoloro ligeramente soluble en agua
N ₂ O ₃	Trióxido de dinitrógeno	3	Sólido negro, soluble en agua, se descompone en agua
NO ₂ N ₂ O ₄	Dióxido de Nitrógeno Tetróxido de dinitrógeno	4	gas café rojizo, muy soluble en agua, se descompone en agua
N ₂ O ₅	Pentóxido de dinitrógeno	5	sólido blanco, muy soluble en agua, se descompone en agua

2.3.- TORRES DE ABSORCION EMPACADA

Normalmente las operaciones de absorción se realizan en las denominadas Torres o Columnas, que son recipientes cilíndricos, en posición vertical y en cuyo interior se incluyen dispositivos como bandejas o lechos de relleno. Generalmente, el gas y líquido fluyen en contracorriente por el interior de la torre, cuyos dispositivos internos promueven el contacto entre las fases y el desarrollo de la superficie interfacial a través de la cual se producirá la transferencia de materia.

El empaque (llamado también relleno) de la torre debe ofrecer las siguientes características:

- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La superficie del empaque por unidad de volumen de espacio empacado (a_n) debe ser grande, pero no en el sentido microscópico.

- Poseer las características deseables del flujo de fluidos. Esto generalmente significa que el volumen fraccionario vacío, o fracción de espacio vacío, en el lecho empacado debe ser grande. El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre, sin recargo o inundación; debe ser baja la caída de presión del gas.
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
- Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
- Tener bajo precio.

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

2.4.-DISEÑO DE COLUMNAS DE RELLENO

La estimación de la altura de la sección activa de dispositivos de contacto diferencial en contracorriente tales como columnas de relleno y absorbedores de película descendente, se hace usando métodos que se basan en expresiones de velocidad que representan la transferencia de materia en un punto de la interface gas-líquido y en los balances de materia que relacionan los cambios de composición global en las dos fases en circulación. Al integrar tales expresiones se obtiene una expresión para el número de unidades de transferencia, o bien ecuaciones directamente relacionadas con el número de etapas teóricas. Más adelante se establecen métodos adecuados para utilizar dichas ecuaciones, primero para el caso general y después para casos que permiten establecer ciertas suposiciones simplificativas.

2.4.1.-Utilización de expresiones para la velocidad de transferencia de masa

En una sección diferencial, la velocidad con la que la fase gas pierde soluto es igual a la velocidad a la que el soluto se transfiere a la interface. Desarrollando las ecuaciones diferenciales de balance de masa, en términos de flujos molares y considerando que se transfiere un solo componente, se obtiene la siguiente expresión para el cálculo de la altura de empaque:

$$dh = -\frac{G_M dy}{N_A a(1-y)} \quad (1)$$

Si se utiliza la expresión $N_A = k_G(y-y_i)$ para la velocidad de transferencia en la fase gas y se integra la expresión resultante a lo largo de toda la columna, se obtiene:

$$h_T = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G_M dy}{k_G a(1-y)(y-y_i)} \quad (2)$$

Si la ecuación (2) se multiplica y divide por la media logarítmica de la fracción molar del gas inerte (y_{BM}), la altura de la columna puede expresarse en forma de producto $H_G N_G$:

$$h_T = \int_{y_2}^{y_1} \left[\frac{G_M}{k_G a y_{BM}} \right] \frac{y_{BM} dy}{(1-y)(y-y_i)} = H_{G.av} \int_{y_2}^{y_1} \frac{y_{BM} dy}{(1-y)(y-y_i)} = H_{G.av} N_G \quad (3)$$

La expresión general (2) es más compleja de lo que normalmente se requiere, pero deberá utilizarse cuando el coeficiente de transferencia de materia varíe de un punto a otro, como ocurre cuando el gas no es diluido o cuando la velocidad del gas varía a medida que el soluto se disuelve en el líquido. Los valores de y_i a utilizar en la ecuación (2) dependen de la composición local del líquido x_i y de la temperatura. Esta dependencia se representa mejor utilizando las líneas de operación y de equilibrio como se indicará más adelante.

2.4.2.-Utilización de la línea de operación

Las ecuaciones anteriores deben complementarse con un balance de materia que representa a la línea de operación. Un balance de materia en estado estacionario extendido a una sección diferencial de relleno conduce a las siguientes ecuaciones equivalentes:

$$d(G_M y) = d(L_M x) \quad (4)$$

$$G'_M \frac{dy}{(1-y)^2} = L'_M \frac{dx}{(1-x)^2} \quad (5)$$

Donde:

L'_M = flujo molar del componente líquido inerte

G'_M = flujo molar del gas inerte

L_M , L'_M , G_M y G'_M son flujos basados en la sección transversal total de la columna.

La (5) es la ecuación diferencial de la curva de operación. Para soluciones diluidas, en las que las fracciones molares de x e y son pequeñas, los flujos molares totales G_M y L_M serán casi constantes y la ecuación de la curva de operación será:

$$G_M (y-y_2) = L_M (x-x_2) \quad (6)$$

Esta ecuación proporciona la relación entre las composiciones globales de las corrientes de gas y líquido en cada nivel de la columna para condiciones en que la curva de operación puede aproximarse mediante una línea recta.

Una vez que se conoce y en función de x a lo largo de la curva de operación, se puede calcular y_i en puntos correspondientes a la curva de equilibrio mediante:

$$(y-y_i) / (x_i-x) = k_L/k_G = k'_L \bar{\rho}_L / k'_G p_T = L_M H_G / G_M H_L \quad (7)$$

Donde:

L_M = flujo molar de líquido

G_M = flujo molar de gas.

H_L = altura de una unidad de transferencia basada en la resistencia de la fase líquida

H_G = altura de una unidad de transferencia basada en la resistencia de la fase gaseosa

Finalmente ya se podría calcular la integral de la Ecuación (2).

2.4.3.-Cálculo de las Unidades de Transferencia

En general las ecuaciones antes descritas se utilizan para calcular la altura de relleno requerida para cierta separación. Sin embargo si el coeficiente local de transferencia de materia $k_{Gy_{BM}}$ es aproximadamente proporcional a la primera potencia de la velocidad local del gas, G_M , entonces la altura de una unidad de transferencia para la fase gaseosa definida como $H_G = G_M / k_{Gy_{BM}}$, será constante en la Ecuación (3). Consideraciones parecidas llevan a aceptar que la altura de una unidad de transferencia basada en las condiciones globales de la fase gaseosa, H_{OG} , puede tomarse como constante. La altura de relleno requerida se calcula, en este caso, de acuerdo con la relación:

$$h_T = H_G N_G = H_{OG} N_{OG} \quad (8)$$

Donde:

N_G = número de unidades de transferencia basado en las fuerzas impulsoras en la fase gaseosa.

N_{OG} = número global de unidades de transferencia basado en la fase gaseosa

Cuando H_G y H_{OG} no son constantes, puede aceptarse la utilización de valores medios entre los correspondientes a cabeza y fondo de la columna, así como la relación:

$$h_T = H_{G,av} N_G = H_{OG,av} N_{OG} \quad (9)$$

En estas ecuaciones, los términos N_G y N_{OG} se definen por:

$$N_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{y_{BM} dy}{(1-y)(y-y_i)} \quad (10)$$

$$\text{Y por: } N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{y^0_{BM} dy}{(1-y)(y-y^0)} \quad (11)$$

Donde:

y^0 = fracción molar del gas en condiciones de equilibrio

La Ecuación (11) es la más útil en la práctica: requiere datos experimentales de HOG. En ocasiones, los cambios en el caudal de gas y en la fracción molar del gas inerte son tan pequeños que términos tales como $(1 - y)$ o y^0_{BM} pueden despreciarse o, al menos, incluirse de una forma aproximada. Es decir que la media logarítmica de la fracción molar del gas inerte y^0_{BM} (o y_{BM}) es, a menudo, casi igual a la media aritmética. En este caso, la sustitución de la relación:

$$\frac{y^0_{BM}}{(1-y)} = \frac{(1-y^0) + (1-y)}{2(1-y)} = \frac{y-y^0}{2(1-y)} + 1 \quad (12)$$

En las ecuaciones anteriores conduce a las formas simplificadas siguientes:

$$N_G = \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} + \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y_1} \quad (13)$$

$$N_{OG} = \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} + \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^0} \quad (14)$$

En las ecuaciones anteriores, el segundo término (la integral) representa el número de unidades de transferencia para un gas infinitamente diluido. El primer término que con frecuencia supone sólo una pequeña corrección, representa el efecto de que el nivel de concentración del gas sea finito.

Para la evaluación de las integrales el caso más sencillo posible tiene lugar cuando a).- las líneas tanto de operación como de equilibrio son rectas (es decir, se trata con soluciones diluidas), b).- Es válida la ley de Henry ($y^0/x = y_i/x_i = m$) y c).- Los efectos térmicos de la absorción son despreciables.

2.4.4.-Utilización de datos de HTU y K_{Ga}

Para estimar el tamaño de una columna comercial de absorción es conveniente disponer de datos sobre el coeficiente global de transferencia de materia (o la altura de la unidad de transferencia) para el sistema de interés, así como sobre las condiciones deseadas de temperatura, presión, concentración de soluto y velocidades de los fluidos. Tales datos deberían obtenerse en una columna de tamaño correspondiente a planta piloto o semicomercial, para evitar problemas de cambio de escala. Debe recordarse que los valores de los parámetros de transferencia de materia dependen no solo de las propiedades de las fases y de los caudales másicos en el dispositivo de contacto, sino también del tipo de dispositivo utilizado. Concretamente, los elementos del relleno pueden haber sido dispuestos en el lecho al azar o de forma ordenada (estructurada).

Cuando no se dispone de datos de K_{Ga} o HTU, deben estimarse sus valores por medio de un modelo generalizado. Existen correlaciones para estimar valores de K_{Ga} o HTU. Y también obtener los valores de H_{OG} y H_{OL} . Sin embargo este procedimiento no es válido cuando la velocidad de absorción está limitada por reacción química.

2.5.-ABSORCIÓN GASEOSA CON REACCIÓN QUÍMICA

Muchos procesos industriales de absorción de gases implican sistemas en cuya fase líquida tienen lugar reacciones químicas, entre el componente absorbido y un reactivo en el líquido absorbente. Generalmente, tales reacciones aumentan la velocidad de absorción y la capacidad de la fase líquida para disolver al soluto, si se comparan con sistemas con absorción física pura. Para comprender correctamente el fenómeno de absorción con reacción química es necesario haber adquirido un conocimiento profundo de los principios implicados en la absorción física.

Algunas veces, tanto el reactivo como el producto de la reacción son solubles, como en la absorción del Dióxido de Carbono en una solución acuosa de Etanolaminas u otras soluciones alcalinas. Por el contrario, los gases de las

calderas que contienen Dióxido de Azufre pueden ponerse en contacto con lechadas de piedra Caliza en agua, para formar Sulfito de Calcio insoluble. La reacción entre el soluto absorbido y un reactivo produce dos hechos favorables a la rapidez de absorción: 1) la destrucción del soluto absorbido al formar un compuesto reduce la presión parcial en el equilibrio del soluto y, en consecuencia, aumenta la diferencia de concentración entre el gas y la interfase, aumentando también la rapidez de absorción; 2) el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida aumenta en magnitud, lo cual también contribuye a incrementar la rapidez de absorción. Estos efectos se han analizado bastante desde el punto de vista teórico, pero se han verificado experimentalmente poco.

2.5.1.-Estrategia global de diseño recomendada

Para el diseño de un sistema de absorción con reacciones químicas se recomienda el procedimiento siguiente:

1. Considerar la posibilidad de que puedan aplicarse los métodos de diseño para absorción física.
2. Comprobar si se dispone de valores del coeficiente global K_{Ga} para el diseño comercial, que puedan utilizarse con el método tradicional de diseño, comprobándose cuidadosamente si las condiciones en que se obtuvieron los datos de K_{Ga} son o no, básicamente, las mismas que las del nuevo diseño.
3. Considerar la posibilidad de realizar un cambio de escala con datos experimentales obtenidos en laboratorio o en una pequeña unidad piloto.
4. Considerar la posibilidad de desarrollar, para el sistema en estudio, un procedimiento de cálculo riguroso basado en consideraciones teóricas que sea válido en un intervalo amplio de condiciones de diseño.

2.5.2.-Aplicabilidad de los métodos de diseño para absorción física

Los métodos de diseño desarrollados para absorción física, como los métodos clásicos para condiciones isotermas o para condiciones adiabáticas, pueden aplicarse a sistemas en los que las reacciones químicas sean extremadamente

rápidas o extremadamente lentas o cuando se alcanza el equilibrio entre las fases gas y líquido.

Si la reacción en fase líquida es extremadamente rápida e irreversible, la velocidad de absorción pueden en ciertos casos, estar gobernada por la resistencia en la fase gaseosa. Con propósitos de diseño se puede suponer (por ejemplo) que esta condición de transferencia de masa controlada por la fase gaseosa existirá cuando la razón y_i/y sea menor que 0.05 en cualquier punto de la columna.

A partir de la relación entre los flujos de transferencia de las distintas especies

$$N_A = k_G(y - y_i) = k_L(x_i - x) \quad (15)$$

se puede probar que la citada condición impuesta a y_i/y requiere que la razón x/x_i sea despreciable (como, por ejemplo, en el caso de una reacción rápida) y que la razón $mk_G/k_L = mk_G/k_L^0\phi$ sea inferior a 0,05 en cualquier punto de la columna.

k_L^0 es el coeficiente de transferencia de materia en fase líquida para absorción física pura y "m" es la pendiente de la curva de equilibrio. El valor de la razón $mk_G/k_L^0\phi$ será pequeño si la presión de equilibrio del soluto sobre el líquido es pequeña (es decir: valor de "m" pequeño; elevada solubilidad del reaccionante), o el factor de aceleración por reacción, $\phi = k_L/k_L^0$, es muy grande o se cumplen ambas condiciones.

El valor del factor de aceleración por reacción ϕ es elevado para todas las reacciones de pseudoprimer orden extremadamente rápidas así como para sistemas con reacciones irreversibles de segundo orden extremadamente rápidas en los que el reaccionante en fase líquida se encuentra en suficiente exceso. Si la velocidad de un sistema con reacción irreversible de segundo orden extremadamente rápida. $A + \nu B \rightarrow \text{Productos}$, está limitada por la disponibilidad del reaccionante B en la fase líquida, entonces el factor de aceleración por reacción puede estimarse utilizando la formula $\phi = 1 + B^0/\nu c_i$. Donde: ν es el número de moles de B que reaccionan con un mol de A, B^0 es la concentración global del reaccionante en fase líquida y c_i es la concentración de soluto en el

liquido junto a la interfase. Puede demostrarse que, en aquellos sistemas para los que es aplicable la fórmula, la concentración en la interfase y_i , será igual a cero siempre que el valor de la razón $k_g y_v / k_L^0 B^0$ sea igual o menor que la unidad.

En la Figura 1 se ilustra el tipo de perfiles de concentración que se pueden encontrar en las películas de transferencia en fase gas y en fase líquida de un sistema con reacción irreversible de segundo orden extremadamente rápida (controlado por la transferencia de materia en la fase gaseosa). La línea continua para el reaccionante B corresponde al caso en que existe un gran exceso de reaccionante B^0 en el seno del líquido. La curva de trazos discontinuos corresponde al caso en que la concentración B^0 no es suficientemente elevada como para evitar el agotamiento de B en el líquido junto a la interface, caso para el cual resulta aplicable la ecuación $\phi = 1 + B^0 / \nu c_i$.

Siempre que sean aplicables estas condiciones sobre la razón y_i/y , el diseño puede basarse en el coeficiente de absorción física o en la altura de una unidad de transferencia para la fase gas, H_G . La condición de transferencia de materia limitada por la fase gas es aproximadamente válida, por ejemplo, en los sistemas siguientes: absorción de NH_3 en agua o soluciones ácidas, vaporización de agua a una corriente de aire, absorción de H_2O en soluciones de ácido Sulfúrico concentrado, absorción de SO_2 en soluciones alcalinas, absorción del H_2S contenido en una corriente gaseosa diluida mediante una solución fuertemente alcalina, absorción de HCl en Agua o soluciones alcalinas y absorción de Cl_2 en una base fuerte.

Cuando las reacciones en fase líquida sean extremadamente lentas, la resistencia en la fase gaseosa puede despreciarse y se puede suponer que la velocidad de reacción tiene un efecto predominante sobre la velocidad de absorción. En este caso, la velocidad diferencial de transferencia viene dada por la ecuación:

$$dn_A = R_A f_H S dh = (k_L^0 a / \rho_L) (c_i - c) S dh \quad (16)$$

Donde:

n_A = velocidad de transferencia de soluto

R_A = velocidad volumétrica de reacción función de c y de T

f_H = fracción de volumen de liquido retenido en la columna ("holdup")

S = área de la sección transversal de la columna.

h = distancia vertical

k_L^0 = coeficiente de transferencia de materia en fase líquida para absorción física
pura

a = área interfásica efectiva para transferencia de materia por unidad de
volumen de columna

ρ_L = densidad molar media de la fase líquida,

c_i = concentración de soluto en el liquido junto a la interfase y

c = concentración global de soluto en el seno del liquido.

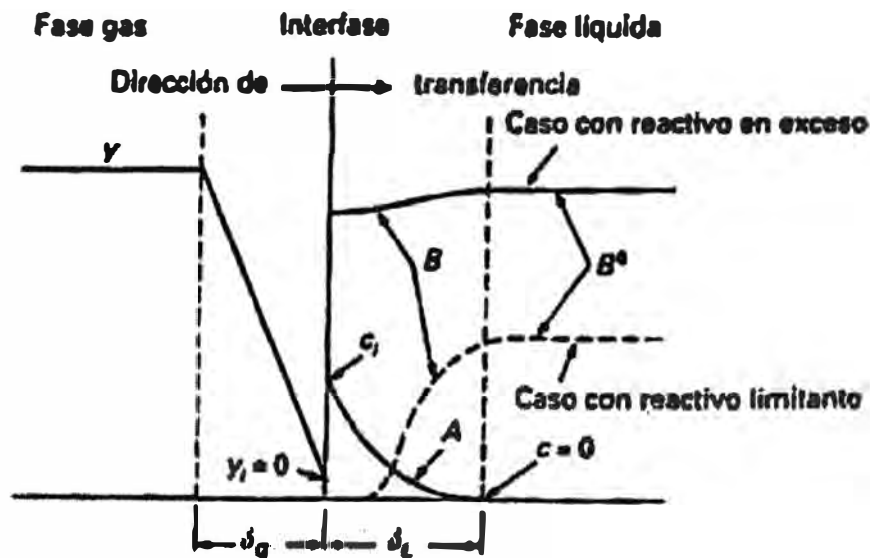


FIG.1 Perfiles de concentración de soluto en fase gas y liquido para un sistema de reacción irreversible, $A+vB \rightarrow$ Productos, extremadamente rápida (velocidad de transferencia de masa limitada por la fase gas).

Aunque el lado derecho de la Ecuación (16) sigue siendo válido incluso cuando las reacciones químicas son extremadamente lentas, la fuerza impulsora de la transferencia de masa puede volverse más y más pequeña, hasta que al final $c = c_i$. Para las reacciones irreversibles de primer orden extremadamente lentas a partir de la Ecuación (16) se puede obtener la siguiente expresión para la velocidad:

$$R_A = k_1 c = k_1 c_r / (1 + k_1 \rho_L f_H / k_L^0 a) \quad (17)$$

Donde:

k_1 = coeficiente de velocidad de la reacción de primer orden.

Para **sistemas diluidos** en columnas de absorción en contracorriente en los que la curva de equilibrio es una línea recta ($y_i = m x_i$), la relación diferencial de la ecuación (16) se formula como:

$$dn_A = -G_M S dy = k_1 c f_H S dh \quad (18)$$

Donde:

G_M = velocidad de la masa molar en la fase gaseosa

y = fracción molar del soluto en fase gas.

La sustitución de la Ecuación (17) en la (18) y la integración llevan a la siguiente relación para una reacción de **primer orden extremadamente lenta** en una columna de absorción:

$$y_2 = y_1 \exp(-\gamma) \quad (19)$$

Donde:

$$\gamma = \frac{k_1 \rho_L f_H h_T / m G_M}{(1 + k_1 \rho_L f_H / k_L^0 a)} \quad (20)$$

En la Ecuación (19) los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y lo alto de la columna, respectivamente.

El número de Hatta “ N_{Ha} “, se define como:

$$N_{Ha} = \sqrt{k_2 B^0 D_A / k_L^0} \quad (21)$$

Donde:

D_A = coeficiente de difusión del reaccionante gaseoso A en la fase líquida

$k_2 B^0$ = constante de velocidad para una reacción de pseudoprimer orden

k_L^0 = coeficiente de transferencia de materia en fase líquida para absorción física pura.

El número de Hatta “ N_{Ha} “, se suele emplear como criterio para determinar si una reacción puede ser considerada extremadamente lenta o no. Para estas reacciones un criterio razonable es:

$$N_{Ha} = \sqrt{k_1 D_A / k_L^0} \leq 0,3 \quad (22)$$

Donde:

k_1 = constante de velocidad para una reacción de primer orden

La figura 2 ilustra los perfiles de concentración en las películas de gas y líquido para el caso de una reacción química extremadamente lenta.

Cuando el valor del segundo término del denominador de la Ecuación (20) es pequeño, la retención de líquido en la columna puede tener una influencia significativa sobre la velocidad de absorción, si en el sistema tiene lugar una reacción química extremadamente lenta.

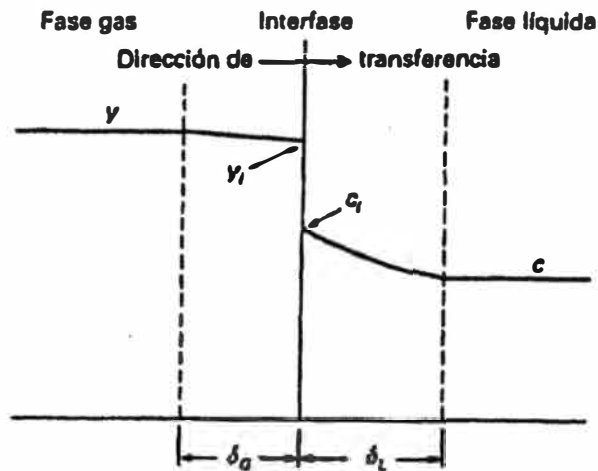


FIG. 2 Perfiles de concentración de soluto en fase gaseosa y líquida para un sistema con reacción extremadamente lenta (limitada cinéticamente) para la que N_{Ha} es menor de 0,3

Cuando el **equilibrio químico** en la fase líquida se alcanza rápidamente (o puede suponerse que existe), el problema estriba en definir apropiadamente los equilibrios físicos y químicos para el sistema. A veces es posible diseñar una columna de absorción de platos suponiendo utilizables las relaciones de equilibrio químico junto con un factor de eficacia de piso, como se hace en los cálculos de destilación.

2.5.3.-Método de diseño tradicional

En el procedimiento convencional para el diseño de columnas de relleno para absorción de gases en sistemas que implican reacciones químicas, se utilizan los coeficientes de transferencia de materia, globales y volumétricos, tal como los definidos por la ecuación

$$K'_{Ga} = n_A / (h_T S P_T \Delta y_{1,m}^0) \quad (23)$$

Donde:

K'_{Ga} = coeficiente volumétrico global de transferencia de materia

n_A = velocidad de transferencia de soluto desde la fase gas a la fase líquida

h_T = altura total del relleno en la columna

S = área de la sección transversal de la columna

P_T = presión total en el sistema

Δy_{1m}^0 = se define por la ecuación.

$$\Delta y_{1m}^0 = \frac{(y - y^0)_1 - (y - y^0)_2}{\text{Ln}[(y - y^0)_1 / (y - y^0)_2]} \quad (24)$$

Donde:

Los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y la cabeza de la columna de absorción, respectivamente,

y = fracción molar de soluto en la fase gas

y^0 = fracción molar de soluto en la fase gas en equilibrio con la concentración de soluto en el seno de la fase líquida.

Cuando la línea de equilibrio es una recta, $y^0 = mx$. El método tradicional de diseño, normalmente hace uso de los valores del coeficiente global K'_{Ga} incluso cuando predomina la resistencia a la transferencia de materia en la fase líquida. Por ejemplo, la velocidad de transferencia de materia en el sistema CO_2 -NaOH está controlada por la resistencia en la fase líquida y, sin embargo, se utiliza con gran frecuencia para comparar los valores de K'_{Ga} para diferentes rellenos. Cuando la resistencia en la fase líquida es controlante no se recomienda la extrapolación a intervalos de concentración o condiciones de operación diferentes, porque pueden ocurrir cambios en los mecanismos de reacción que produzcan variaciones inesperadas de k_L , mientras que el coeficiente global K'_{Ga} no refleja explícitamente tales efectos.

Datos del coeficiente global K'_{Ga} pueden obtenerse de los fabricantes de columnas de relleno, en la mayoría de los procesos de absorción de gases establecidos comercialmente. Tales datos se basan, con frecuencia, o bien en experimentos realizados en columnas de gran diámetro o en datos de operación de las unidades comerciales reales. Puesto que la extrapolación a condiciones de operación fuera de las experimentales no es recomendable, la forma preferida de aplicar el método tradicional de diseño equivale a duplicar una instalación de

proceso ya existente y en funcionamiento correcto. Cuando esto no es posible, puede ser necesario recurrir a una planta de demostración comercial diseñada para las nuevas condiciones de operación o bien podría considerarse la utilización de alguno de los métodos de diseño más rigurosos que se describirán más adelante.

A falta de un término definido explícitamente para la resistencia en la fase líquida, las limitaciones para el uso de la ecuación (23) se relacionan con el hecho de que en su deducción se supone implícitamente que el sistema es diluido ($y_{BM} = 1$) y que las líneas de operación y de equilibrio son rectas en el intervalo de condiciones de operación de la columna. Además la ecuación (23) es estrictamente válida sólo para la temperatura y la presión a las que se efectuaron los experimentos originales, aun cuando la presión total P_T aparezca en su denominador.

La ambigüedad del efecto de la presión total puede comprobarse comparando los casos controlados por la fase gas y por la fase líquida: cuando controla la fase gas, la resistencia en la fase líquida es despreciable y $K_{Ga} = K'_{Ga}P_T$ resulta independiente de la presión total. En este caso, el coeficiente K'_{Ga} es inversamente proporcional a la presión total en el sistema, como indica la ecuación (23). Por otra parte, cuando la controlante es la fase líquida, la ecuación correcta es:

$$K'_{Ga} = K_{Ga} / P_T = k_L a / H \quad (25)$$

Donde:

$H =$ es la constante de la ley de Henry, definida como $H = p_i/x_i$. Esta ecuación indica que K'_{Ga} será independiente de la presión total del sistema en la medida en que la constante de la ley de Henry, H , no dependa de la presión total, lo que sólo será cierto para presiones relativamente bajas. Sobre la base de esta comparación, resulta claro que los efectos de la presión total del sistema sobre K'_{Ga} no están

apropiadamente definidos por la ecuación (23), especialmente en aquellos casos en que la resistencia en la fase líquida no puede despreciarse.

Por tanto, al utilizar la ecuación (23) debe comprenderse que los valores numéricos de K'_{GA} son una función compleja de la presión, la temperatura, el tipo y el tamaño del relleno utilizado, los caudales de líquido y de gas y la composición del sistema (por ejemplo, el grado de conversión del reaccionante en la fase líquida).

La Figura 3 ilustra la influencia de la composición del sistema y del grado de conversión del reaccionante sobre los valores numéricos de K'_{GA} para la absorción de CO_2 en soluciones de Hidróxido Sódico, en condiciones de presión y temperatura constantes y para un tipo de relleno determinado. Field et al, (Pilot Plant Studies of the Hot Carbonate Process for Removing Carbon Dioxide and Hydrogen Sulfide. U.S. Bureau of Mines Bulletin 597, 1962) efectuaron un excelente estudio experimental de la influencia de distintas variables operativas sobre los valores de K'_{GA} .

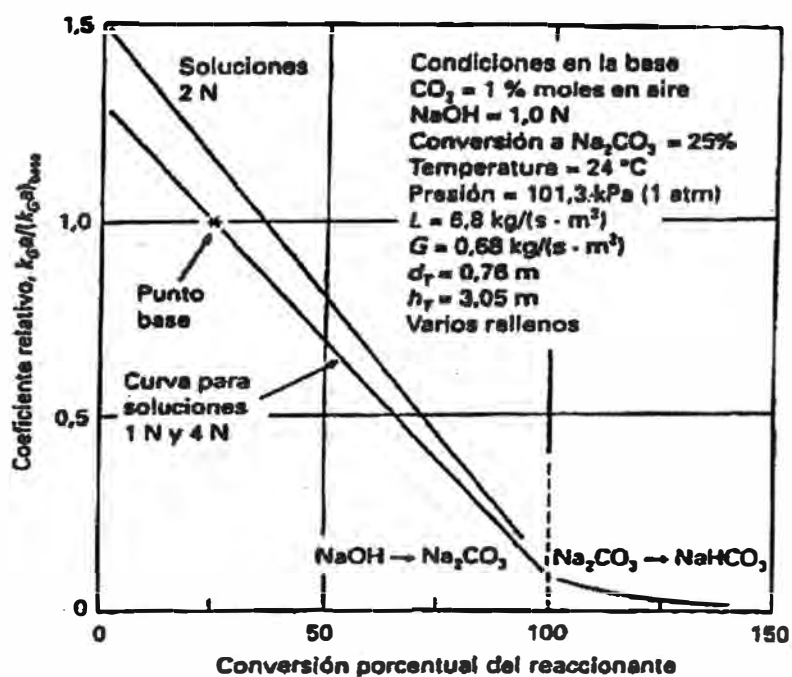


FIG. 3 Efectos de la concentración de reaccionante y de su nivel de conversión sobre los valores relativos de K'_{GA} en el sistema CO_2 - NaOH - H_2O [Adaptado de Eckert et al, Ind., Ind. Eng. Chem., 59 (2), 41 (1967)]

La Tabla 2 ilustra las variaciones en los valores de $K_G a$ para diferentes tipos y tamaños de relleno y para el sistema $\text{CO}_2\text{-NaOH}$, con un nivel de conversión del reaccionante del 25 por 100 y dos valores distintos de la velocidad másica del líquido. La velocidad menor $2.7 \text{ kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ o $2.000 \text{ lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$, equivale a $4 \text{ (galones/min)}/\text{ft}^2$ y es típica de los lavadores de humos. El valor mayor, $13.6 \text{ kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ o $10.000 \text{ lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$, equivale a $20 \text{ (galones/min)}/\text{ft}^2$ y es típica de columnas de absorción, como las utilizadas en sistemas de eliminación de CO_2 . Nótese, también, que en la tabla se presentan dos velocidades diferentes del gas, que corresponden a velocidades específicas de 0.59 y 1.05 m/s (1.94 y 3.44 ft/s).

TABLA 2 Efectos propios del tipo y el tamaño de relleno y de la velocidad másica del líquido sobre el valor de $\hat{K}_G a$ en un sistema con reacción química; $\hat{K}_G a$, $\text{kmol}/(\text{h} \cdot \text{m}^3)$

Tamaño de relleno, mm	L=2,7 kg/(s.m ²)				L=13,6 kg/(s.m ²)			
	25	38	50	75-90	25	38	50	75-90
Silla Berl, cerámica	30	24	21		45	38	32	
Anillo Raschig, cerámica	27	24	21		42	34	30	
Anillo Raschig, metal	29	24	19		45	35	27	
Anillo Pall, plástico	29	27	26*	16	45	42	38*	24
Anillo Pall, metal	37	32	27	21*	56	51	43	27*
Silla Intalox, cerámica	34	27	22	16*	56	43	34	26*
Super Intalox, cerámica	37*		26*		59*		40*	
Silla Intalox, plástico	40*		24*	16*	56*		37*	26*
Silla Intalox, metal	43*	35*	30*	24*	66*	58*	48*	37*
Hy-Pak, metal	35	32*	27*	18*	54	50*	42*	27*

Datos cortesía de Norton Company.

Condiciones de operación: CO_2 , 1 por 100 moles en aire; NaOH, 4 por 100 en peso (1N); 25 por 100 de conversión a Carbonato Sódico; temperatura, 24°C (75°F); presión, 98.6 kPa (0.97 atm); velocidad del gas = $0.68 \text{ kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2) = 0.59 \text{ m/s} = 500 \text{ lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2) = 1.92 \text{ ft/s}$, excepto en los valores con asterisco, en los que se utilizó $1.22 \text{ kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2) = 1.05 \text{ m/s} = 900 \text{ lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2) = 3.46 \text{ ft/s}$ para la velocidad superficial; altura de relleno, 3.05 m (10 ft); diámetro de la columna 0.76 m (2.5 ft). Para convertir los valores de la tabla a unidades de $(\text{lbmol})/(\text{h} \cdot \text{ft}^3)$, multiplíquese por 0.0624 .

La Tabla 3 presenta un intervalo de valores de $\hat{K}_G a$ típico de sistemas con reacción química. Las dos primeras filas corresponden a sistemas que pueden diseñarse por métodos de los sistemas de absorción física pura, puesto que son controlados por la resistencia a la transferencia en la fase gaseosa. Para asegurar, en estos dos sistemas, que la resistencia en la fase líquida es despreciable, el HCl se absorbió en una solución que se mantiene con menos de un 8 por 100 de HCl y el NH_3 se absorbió en una solución acuosa cuyo pH se mantuvo por debajo de 7 mediante adición de un ácido. Las dos últimas filas de la tabla contienen sistemas controlados por la resistencia a la transferencia de materia en la fase líquida.

Los efectos de la presión sobre los valores de $K_G a$ pueden estimarse mediante la Ecuación (25), teniendo en cuenta que:

$$\hat{K}_G a = K_{G a}^0 = K'_{G a}{}^0_{BM} = K'_{G a}{}^0_{BM} P_T$$

Y recordando que:

1) En los sistemas controlados por la transferencia en materia en la fase gas,

$$\hat{K}_G a = \hat{k}_G a \quad \text{y este coeficiente es independiente de la presión en el sistema.}$$

2) En el caso de sistemas controlados por la transferencia en la fase líquida en los que H es constante, los valores de $\hat{K}_G a$ pueden corregirse para una presión diferente mediante la relación $(\hat{K}_G a \text{ a } p_2) = (\hat{K}_G a \text{ a } p_1) \times p_2/p_1$. Cuando ambas resistencias son significativas, se aconseja utilizar correcciones obtenidas experimentalmente. En cualquier caso, no deben utilizarse estos procedimientos para efectuar grandes correcciones de presión, sin una comprobación experimental.

TABLA 3. Valores típicos de \hat{K}_{Ga} para diversos sistemas con reacción química, kmol/(h.m³)

Reaccionante en fase gas	Reaccionante en fase líquida	\hat{K}_{Ga}	Condiciones especiales
HCl	H ₂ O	353	Controlado por la fase gas
NH ₃	H ₂ O	337	Controlado por la fase gas
Cl ₂	NaOH	272	Solución al 8% en peso
SO ₂	Na ₂ CO ₃	224	Solución al 11% en peso
HF	H ₂ O	152	
Br ₂	NaOH	131	Solución al 5% en peso
HCN	H ₂ O	114	
HCHO	H ₂ O	114	Absorción física
HBr	H ₂ O	98	
H ₂ S	NaOH	96	Solución al 4% en peso
SO ₂	H ₂ O	59	
CO ₂	NaOH	38	Solución al 4% en peso
Cl ₂	H ₂ O	8	Controlado por la fase líquida

Condiciones de operación: sillas Intalox de cerámica de 38mm; gases soluto, 0.5-1.0% en moles; conversiones de reaccionante = 33%; presión 101 kPa (1atm); temperatura, 16-24°C; velocidad del gas = 1.3 kg/(s.m²) = 1.1 m/s; velocidades del líquido = 3.4 a 6.8 kg/(s.m²); altura de relleno, 3.05m; diámetro d la columna. 0.76m. Multiplicar por 0.0624 los valores de la tabla para expresarlos en (lb.mol)/(h.ft³)

2.5.4.-Cambio de escala a partir de datos de laboratorio o de planta piloto

Durante muchos años se pensó que sería imposible que los datos obtenidos, para un proceso de absorción de gases, en una unidad de laboratorio o de planta piloto en pequeña escala pudieran utilizarse en el diseño de una unidad comercial de absorción. Incluso hoy en día, la mayor parte de las unidades comerciales de absorción se diseñan sobre la base de la experiencia previa a escala comercial, utilizando los métodos tradicionales de diseño descritos en apartados anteriores. Sin embargo, aunque la repetición de un diseño previo para escala comercial es, con mucho, el método preferido, este enfoque resulta de escaso valor en el desarrollo de un proceso completamente nuevo o en el intento de extrapolar un diseño existente a condiciones de operación muy diferentes.

Owerkerk (Hydrocarbon Process, abril 1978, páginas 89-94), quien reveló la utilización de datos de laboratorio y de planta piloto en pequeña escala como base para el diseño de un absorbedor comercial de platos, de 8,5 m (28 ft) de diámetro,

para tratamiento de gas residual [Shell Claus off.gas treating (SCOT)]. La utilización de estas técnicas modernas permite mantener en niveles mínimos el costo de desarrollo de procedimientos de diseño generales, especialmente en relación con nuevos procesos.

En 1966, en un trabajo que hoy se considera un clásico, Danckwerts y Gillham [Trans. Inst. Chem. Eng., 44, T42 (1966)] probaron que pueden utilizarse datos obtenidos en un pequeño recipiente de laboratorio, con agitación, para el diseño de una columna de relleno para absorción cuando en el sistema tiene lugar una reacción química. Probaron que, si en la unidad de laboratorio puede reproducirse el valor del coeficiente de transferencia de materia sin reacción química (k_L^0) propio de la columna de relleno, entonces la velocidad de absorción en el aparato de laboratorio responderá a las reacciones químicas de la misma forma que la columna de relleno, aun cuando la forma de agitar el líquido en ambos sistemas sea muy diferente.

De acuerdo con este método, no es necesario investigar con detalle las cinéticas de las reacciones químicas, ni tampoco determinar las solubilidades o las difusividades de los diversos reaccionantes en su forma sin reaccionar. Para utilizar el método en un cambio de escala, es necesario obtener, de forma independiente, datos del área interfacial por unidad de volumen, "a", así como del coeficiente de transferencia de materia sin reacción, k_L^0 para la columna comercial. Una vez medidos y tabulados estos datos, podrán utilizarse para cualquier nuevo sistema con reacción química.

En su estudio, Danckwerts y Gillham no investigaron la influencia de la resistencia en la fase gas (en muchos procesos, esta resistencia puede despreciarse). Sin embargo, Danckwerts y Alper [Trans. Inst. Chem. Eng., 53, 34 (1975)] probaron que incluyendo un agitador en el espacio ocupado por el gas en el absorbedor de laboratorio con agitación antes descrito, el valor del coeficiente de transferencia de materia en la fase gas (K_G) en la unidad de laboratorio puede hacerse igual al correspondiente a la columna de relleno. Cuando se hizo esto, los datos obtenidos en el laboratorio para sistemas con reacción química y una resis-

tencia significativa en el lado del gas pudieron cambiarse de escala para predecir con éxito el funcionamiento de un absorbedor comercial de lecho relleno.

Si se supone que los valores de K_G , k_L^0 y "a" se han medido en la columna comercial de lecho relleno a utilizar, el procedimiento para utilizar el reactor de laboratorio con agitación es el siguiente:

1. Ajustense las velocidades de agitación de las fases gas y líquido, para obtener los mismos valores de \hat{K}_G y k_L^0 que en la columna comercial.
2. Efectúese una serie de experimentos con el sistema reaccionante en consideración para distintas composiciones globales de cada fase (gas y líquido) que representen las composiciones esperadas a distintos niveles en el absorbedor comercial (sobre la base de un balance de materia).
3. Mídase la velocidad de absorción r_A (c_i , B^0) con cada pareja de composiciones, gas-líquido.

En el caso de sistemas con gas diluido, deberá resolverse la ecuación siguiente con los datos experimentales antes indicados:

$$h_T = \frac{G_M}{a} \int_y^{y_1} \frac{dy}{r_A} \quad (26)$$

Donde:

h_T = altura del relleno en la columna comercial

G_M = velocidad molar de la fase gas

a = área interfásica efectiva para transferencia de masa por unidad de volumen

y = fracción molar de soluto en la fase gas

r_A = valor determinado experimentalmente de la velocidad de absorción por unidad de área interfásica expuesta.

La ecuación (26) puede integrarse numéricamente, utilizando las series de datos medidos experimentalmente, para obtener la altura de relleno requerida por la columna comercial.

Los datos experimentales para el diseño de sistemas con reacción química pueden obtenerse en unidades de laboratorio de diferentes tipos. Charpentier [ACS Symp. Ser., 72. 223-261 (1978)] ha resumido la bibliografía existente relacionada con los métodos para cambio de escala de datos de laboratorio y tabuló valores típicos de los coeficientes de transferencia de materia, de las áreas interfaciales y de los tiempos de contacto que pueden encontrarse en diversos absorbedores de gas de escala comercial, así como en unidades de laboratorio disponibles en ese momento.

Las unidades de laboratorio utilizadas hasta la fecha para efectuar los experimentos descritos se diseñaron para operar con una presión total del sistema alrededor de 100 kPa (1 atm) y a temperaturas cercanas a la ambiente. En determinadas situaciones prácticas puede ser necesario diseñar una unidad de laboratorio capaz de operar a vacío o a presión elevada, así como en un intervalo razonable de temperaturas, para poder aplicar el método de Danckwerts.

Sería deseable reinterpretar los datos disponibles para rellenos de columnas comerciales, obteniendo los valores individuales del área interfacial “a” y de los coeficientes de transferencia de materia, K_G y k_L^0 , lo que generalizaría la utilización de métodos de cambio de escala basados en experimentos de laboratorio. En ausencia de tales datos, es necesario obtener K_G y k_L^0 ya mediante la operación de un absorbedor de escala planta piloto o comercial, de acuerdo con Ouwerkerk.

2.5.5.-Principios del diseño riguroso de un absorbedor

Danckwerts y Alper [(Trans. Inst. Chem. Eng., 53, 34(1975))] probaron que, cuando se dispone de datos adecuados de los coeficientes cinéticos de la velocidad de reacción, de los coeficientes de transferencia de materia, K_G y k_L^0 , del área interfacial efectiva por unidad de volumen “a”, de las solubilidades físicas o constantes de la ley de Henry y de las difusividades efectivas de los distintos reaccionantes, entonces los cálculos de diseño de una columna de relleno pueden efectuarse, con considerable precisión, utilizando los principios básicos.

Por ejemplo, la ecuación de diseño de una columna de relleno para un sistema diluido en el que un componente A de la fase gas se absorbe en la fase líquida y reacciona con un componente B de ésta, es:

$$r_A a dh = \frac{L_M}{v \rho_L} dB_h^0 = -G_M dy_h \quad (27)$$

Donde:

r_A = velocidad específica de absorción por unidad de área interfacial

a = área interfacial por unidad de volumen de relleno

h = altura del lecho de relleno

L_M = velocidad molar del líquido.

v = número de moles de B que reaccionan con un mol de A

ρ_L = densidad molar media de la fase líquida

B_h^0 = concentración global de reaccionante en fase líquida (una función de h)

G_M = velocidad molar de la fase gas,

y_h = fracción molar de A en la fase gas (una función de h)

En el caso de sistemas diluidos puede suponerse que G_M , L_M y ρ_L son constantes y, normalmente, que el área interfacial “a” es constante e igual al valor que tendría sin reacción. Esta última suposición necesita una consideración cuidadosa, pues distintos métodos de medir “a” pueden conducir a resultados diferentes. Sharma y

Danckwerts [Br. Chem. Eng., 15(4), 522 (1970)] hicieron una revisión de las técnicas para medir áreas interfaciales.

Con las hipótesis anteriores para sistemas diluidos, la ecuación (27) puede integrarse para dar:

$$h_T = \frac{L_M}{v\rho_L a} \int_{B_1^0}^{B_2^0} \frac{dB_h^0}{r_A} = \frac{G_M}{a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_h}{r_A} \quad (28)$$

Donde:

h_T = altura total de relleno y los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y la cabeza de la zona de relleno, respectivamente.

La velocidad específica de absorción, $r_A = r_A(c_i, B^0)$, es una función de h y puede calcularse combinando la ecuación de velocidad:

$$r_A = k_L(x_i - x) = (k_L/\rho_L)(c_i - c) \quad (29)$$

con la ecuación del balance de materia, o curva de operación,

$$G_M(y - y_2) = (L_M/v\rho_L)(B_2^0 - B^0) \quad (30)$$

y con la relación apropiada para calcular la concentración interfacial x_i , del reaccionante A. En la ecuación (29), el coeficiente de transferencia de materia k_L es el correspondiente al sistema con reacción química, es decir:

$$k_L = \phi k_L^0$$

La concentración interfacial x_i se calcula combinando la relación de equilibrio, $y_i = mx_i$, con la ecuación de balance $k_G(y - y_i) = k_L(x_i - x)$, para obtener:

$$x_i = \frac{y/m + (k_L/mk_G)x}{(1 + k_L/mk_G)} \quad (31)$$

De acuerdo con la ecuación (31), cuando el valor de k_L es muy elevado y el de la razón k_L/mk_G es muy superior a la unidad, $x_i - x = yk_G/k_L$ y la velocidad específica de absorción se define mediante la ecuación:

$$r_A = k_L (x_i - x) = k_G y \quad (32)$$

Ésta es la **condición de control de la transferencia de materia por la fase gas**, que puede sustituirse en la ecuación (28) para obtener la ecuación siguiente, que permite calcular la altura de relleno requerida para un sistema diluido:

$$h_T = (G_M/k_{Ga}) \ln (y_1/y_2) = H_G \ln (y_1/y_2) \quad (33)$$

En el otro extremo, cuando el valor de la razón k_L/mk_G es muy inferior a la unidad, la concentración interfacial de reaccionante A puede aproximarse por la relación de equilibrio, $x_i = y/m$, y la expresión para la velocidad específica de absorción es:

$$r_A = k_L (x_i - x) = k_L (y/m - x) \quad (34)$$

Para reacciones químicas rápidas

Por definición, el reaccionante A se consume completamente en la película de líquido junto a la interfase. Por tanto, $x = 0$ y

$$r_A = k_L y/m = (k_L / \rho_L) c_i \quad (35)$$

Ésta se conoce como **condición de control de la transferencia de materia por la fase líquida**, como ilustra la Figura 4

El examen de las ecuaciones (28) y (35) revela que, para sistemas con reacciones químicas rápidas controlados por la transferencia de materia en la fase líquida, la única magnitud desconocida es el coeficiente de transferencia de materia k_L . El problema de diseño riguroso de un absorbedor se reduce, por tanto, al de

establecer la influencia de las reacciones químicas sobre k_L . Puesto que el correspondiente coeficiente de transferencia sin reacción química, k_L^0 , se conoce para muchos tipos de columnas de relleno, resulta conveniente trabajar con la razón k_L / k_L^0 , como se discutirá más adelante.

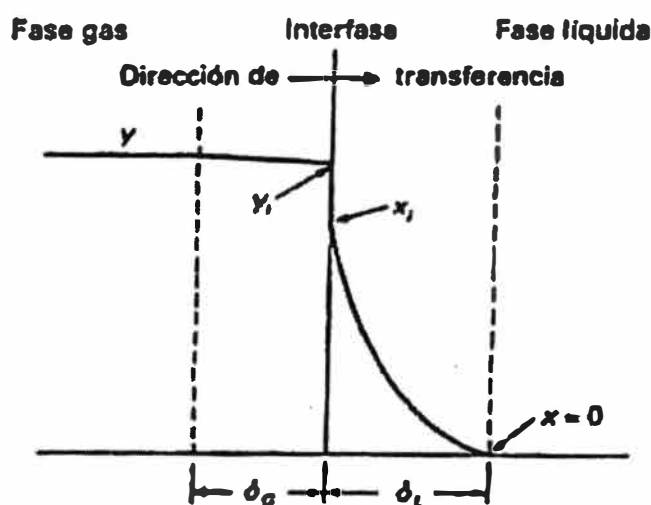


FIG. 4 Perfiles de concentración de soluto en las fases gas y líquido para un sistema con reacción química controlado por la transferencia de materia en la fase líquida en el que N_{Ha} es mayor que 3.

2.5.6.-Estimación de k_L para reacciones irreversibles

La Figura 5 ilustra la influencia de las reacciones químicas irreversibles, de primero y segundo orden, sobre el valor del coeficiente de transferencia de materia, k_L , de acuerdo con Van Krevelen y Hoftzyer [Rec. Trav. Chim., 67, 563] y tal como definieron posteriormente Perry y Pigford y Brian et al. [Am. Inst. Chem. Eng. J., 7,226].

La curva superior de la Figura 5 corresponde a reacciones de primer orden y pseudoprimer orden. Obsérvese que, cuando se trata de reacciones de primer orden, si el valor del número de Hatta N_{Ha} es superior a 3, el valor del coeficiente de velocidad k_L puede calcularse mediante la fórmula:

$$k_L = \sqrt{k_1 D_A} = \sqrt{(k_2 B^0) D_A} \quad (36)$$

Donde:

- k_L = coeficiente de transferencia de materia en fase líquida
 k_1 = constante de velocidad para una reacción de primer orden
 $k_2 B^0$ = constante de velocidad para una reacción de pseudoprimer orden
 D_A = coeficiente de difusión del reaccionante gaseoso A en la fase líquida.

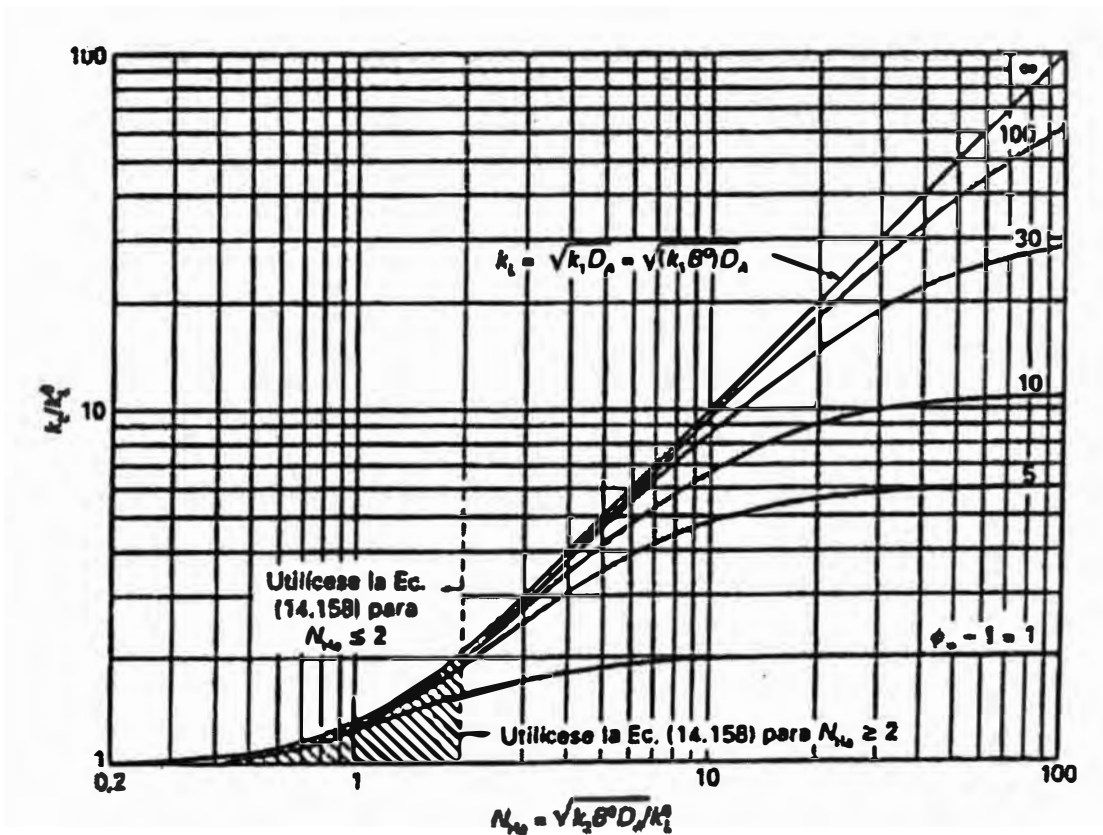


FIG. 5 Influencia de las reacciones químicas irreversibles sobre el valor del coeficiente de transferencia de materia en fase líquida k_L [Van Krevelen y Hoftzyer. Rec. Trav. Chim, 67, 563 (1948)]

El parámetro de las curvas de la Figura 5 se definió originalmente a partir de la teoría de la película como $(D_B/D_A)(B^0/vc_i)$, pero posteriormente se utilizaron los resultados de la teoría de la penetración para redefinir el parámetro como $(\phi_{\infty} - 1)$, donde:

$$\phi_{\infty} = \sqrt{D_A/D_B} + \sqrt{D_B/D_A}(B^0/vc_i) \quad (37)$$

expresión en la que D_B = coeficiente de difusión del reaccionante B en la fase líquida y ϕ_∞ = valor de k_L / k_L^0 , para valores elevados de N_{Ha} tendiendo a infinito. La gráfica completa de la Figura 5 puede representarse, para diseño, por el par de ecuaciones siguiente:

Para $N_{Ha} \geq 2$:

$$k_L / k_L^0 = 1 + (\phi_\infty - 1) \{1 - \exp [-(N_{Ha} - 1) / (\phi_\infty - 1)]\} \quad (38)$$

Para $N_{Ha} \leq 2$:

$$k_L / k_L^0 = 1 + (\phi_\infty - 1) \{1 - \exp [-(\phi_\infty - 1)^{-1}]\} \exp [1 - 2/N_{Ha}] \quad (39)$$

Donde el número de Hatta N_{Ha} , se define como

$$N_{Ha} = \sqrt{k_2 B^0 D_A} / k_L^0 \quad (40)$$

La ecuación (38) fue establecida por Porter [Trans. Inst. Chem Eng., 44 (1), T25] y la (39) fue deducida por Robert H. Perry.

La relación de Van Krevelen y Hoftyzer fue comprobada experimentalmente, para el sistema de segundo orden en que CO_2 reacciona con soluciones de NaOH y de KOH, por Nijsing et al. [Chem. Eng. Sci., 10,88]. Los resultados de Nijsing para la reacción con NaOH se muestran en la Figura 6 y presentan excelente acuerdo con la teoría para reacciones de segundo orden. En realidad, dichos experimentos pueden describirse muy bien por las Ecuaciones (37) y (38), si se utilizan valores de $v = 2$ y $D_A/D_B = 0,64$.

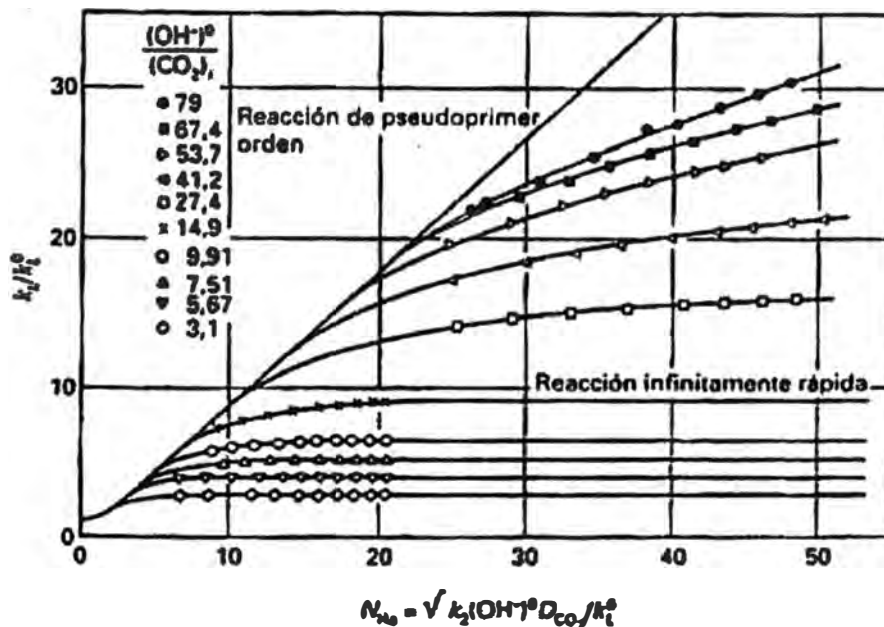


FIG. 6 Valores experimentales de k_1/k_L^0 para la absorción de CO_2 en disoluciones de NaOH a 20°C . (Datos de Nijssing et al., Chem, Eng. Sci, 10,88 (1959))

Por todo ello, en el caso de reacciones químicas irreversibles y rápidas, podrán aplicarse los principios de diseño riguroso del absorbedor si, previamente, se establecen los efectos de la reacción química sobre k_L y, a continuación, se sustituyen las expresiones apropiadas para el balance de materia y la velocidad de reacción en la ecuación (28), efectuándose la integración para calcular la altura necesaria de relleno.

Para un absorbedor isotermo con un sistema diluido en el que tiene lugar una reacción química irreversible de primer orden y en el que la velocidad está controlada por la transferencia de materia en la fase líquida, puede deducirse la siguiente ecuación para la altura del lecho de relleno:

$$h_T = (mG_M / \sqrt{k_1 D_L a}) \ln(y_1 / y_2) \quad (41)$$

En el caso de un sistema diluido que cumple la condición de velocidad controlada por la transferencia de materia en la fase líquida, en el que tiene lugar una reacción de segundo orden muy rápida y para el que N_{Ha} , tiene un valor elevado, resulta válida la expresión:

$$k_L / k_L^0 = \phi_\infty = \sqrt{D_A / D_B} + \sqrt{D_B / D_A} (B^0 / v c_1) \quad (42)$$

y se obtiene la ecuación siguiente para el cálculo de la altura del lecho de relleno en la columna:

$$h_T = \frac{m G_M}{k_L^0 a} \sqrt{\frac{D_B}{D_A}} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{\frac{m B^0 D_B}{v \rho_L D_A} + y} \quad (43)$$

El cálculo de la integral que aparece en la ecuación (43) exige el conocimiento de la concentración global de B en la fase líquida como función de y. Esta relación puede obtenerse mediante un balance de materia alrededor de la columna, como indica la Ecuación (30). Normalmente, para la integración deberá utilizarse un método numérico, como la regla de Simpson.

2.5.7.-Estimación de k_L para reacciones reversibles

Cuando la reacción en el absorbedor es de la forma $A \rightleftharpoons B$, siendo B un producto no volátil y definiéndose la constante de equilibrio por la relación $c_B = K_{eq} c_A$, las expresiones para el cálculo de k_L resultan extremadamente complejas. Sherwood, Pigford y Wilke (Mass Transfer, McGraw-Hill, Nueva York, 1975, pág. 317) proporcionan una buena discusión de esta situación. A continuación se indican tres casos límite:

1. Para reacciones muy lentas,

$$\begin{aligned} \text{Lim} \quad k_L &= k_L^0 \\ k_1 &\rightarrow 0 \end{aligned} \quad (44)$$

2. Para reacciones extremadamente rápidas, en las que K_{eq} es muy grande,

$$\begin{aligned} \text{Lim} \quad k_L &= \sqrt{k_1 D_A} \\ k_1 &\rightarrow \infty \\ k_{eq} &\rightarrow \infty \end{aligned} \quad (45)$$

3. Para reacciones extremadamente rápidas, en las que K_{eq} es de valor finito,

$$\begin{aligned} \text{Lim } k_L &= (1+K_{eq}) k_L^0 \\ k_1 &\rightarrow \infty \\ k_{eq} &= \text{finito} \end{aligned} \quad (46)$$

Cuando es aplicable uno de estas tres condiciones, la ecuación de diseño apropiada puede obtenerse por sustitución en la ecuación (34) seguida de la integración de la relación resultante.

En Transferencia de masa (ibid., págs. 336-343) se discuten situaciones más complejas que implican reacciones reversibles.

2.5.8.-Absorción simultánea de dos gases reaccionantes

En la absorción física multicomponente, la presencia de un gas no suele afectar a las velocidades de absorción de los demás gases. Cuando en el sistema existen reacciones químicas en que dos o más gases compiten por el mismo reaccionante en fase líquida, la selectividad de la absorción puede verse afectada por la elección de las condiciones de diseño y la situación puede hacerse extremadamente compleja desde el punto de vista del diseño.

El trabajo de Ramachandran y Sharma [Trans. Inst. Chem Eng., 49, 253] es un clásico en este tema y se recomienda su lectura a quienes necesitan conocer más detalles. Las referencias siguientes constituyen un buen ejemplo de la bibliografía sobre el tema:

- CO₂ y H₂S. Danckmerts y Sharma, Chem. Eng. (London). CE244-280 (octubre 1966); Onda et al., J. Chem. Eng. Japan, 5, 27(1972); Rivas y Prausnitz, Am. Inst. Chem. Eng. J., 25, 975 (1979).
- CO₂ y SO₂ Goettler y Pigford, Inst. Chem. Eng. Symp. Ser., 28, 1 (1968); Teramoto et al., Int. Chem. Eng., 18, 250 (1978).
- SO₂ y NO₂. Takeuchi y Yamanaka, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 17, 389 (1978).

III.-DESARROLLO DEL TEMA

3.1.-CASO DE ESTUDIO A ESCALA PILOTO: ABSORCIÓN DE NO₂ EN UNA TORRE EMPACADA CON SOLUCIÓN ACUOSA DE Na₂SO₃

3.1.1. Antecedentes

La Ley de Aire Limpio No 335 del 2 de Septiembre de 1990 de Estados Unidos, preveía la modificación de una unidad de reglamentación para reducir los Óxidos de Nitrógeno (NO_x) procedentes de fuentes fijas. El NO_x en los gases de combustión se compone esencialmente de óxido Nítrico (NO) y dióxido de Nitrógeno (NO₂). El NO₂ puede ser efectivamente absorbido en algunas de las soluciones acuosas, pero no el NO. Desafortunadamente, la mayoría (más del 95%) de las emisiones de NO_x en los gases de combustión son NO. Por lo tanto, en las dos etapas de lavado químico del sistema de control de emisiones de NO_x, la oxidación de NO es un primer paso crucial. La tasa lenta oxidación del NO en el aire se puede aumentar mediante la inyección de un agente oxidante fuerte, como el ozono (O₃), dióxido de Cloro (ClO₂), o Cloro (Cl₂) en los gases de combustión, o la adición de un oxidante, como el Clorito de Sodio (NaClO₂), Peróxido de Hidrógeno (H₂O₂), el Hipoclorito de Sodio (NaClO) o Permanganato de Potasio (KMnO₄) a la solución de lavado.

3.1.2. Generalidades

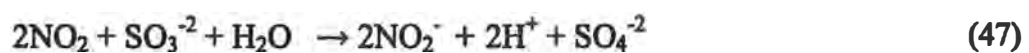
De dos estudios anteriores ya establecidos, "Absorción de NO₂ en una torre empacada con solución de Sulfito de Sodio" y "Absorción de Dióxido de Nitrógeno y Oxidación de Sulfito en solución acuosa de Sulfito". Se examina el desarrollo de un depurador químico de dos etapas para el control de NO₂. En la primera etapa, los agentes oxidantes más prácticos para la oxidación de NO son Clorito de Sodio e Hipoclorito de Sodio. Aunque una cantidad considerable de trabajo se ha realizado sobre la cinética de la reacción de NO₂ con Na₂SO₃, existen vacíos importantes en el desarrollo de una solución acuosa Na₂SO₃ para la absorción de NO₂ en la segunda etapa. De particular importancia es la tasa de

absorción química. Este programa piloto de investigación a gran escala se inició para evaluar la tasa de absorción de NO₂ con una solución acuosa de Na₂SO₃ en una torre de relleno. La investigación está dirigida a la obtención de la altura de una unidad de transferencia (HTU) para la absorción de NO₂, y para determinar las condiciones de operación razonable para el depurador químico.

3.1.3.- Química del Proceso

3.1.3.1.- La Absorción de NO₂

La eficacia de Sulfito de Sodio (Na₂SO₃) como solución acuosa para la absorción de NO₂ fue documentada en la década de 1970. Debido a sus aplicaciones limitadas, se hizo poco esfuerzo para desarrollar Depuradores de Sulfito para el control de la contaminación. Sin embargo, la investigación sobre la velocidad de reacción y los mecanismos de NO₂ con Azufre (IV) fue aplicado a fin de comprender mejor el papel de los NO_x en la atmósfera y la influencia de NO₂ en un sistema de desulfuración de gases de combustión de piedra Caliza. Los productos y estequiometría del burbujeo de NO₂ a través de una solución de HSO₃⁻ sugieren que la reacción global puede ser descrita por:



En esencia no parecía ser producido NO o NO₃⁻. Clifton sugiere que la reacción parece implicar la formación de un complejo intermedio, que puede sufrir la reacción posterior con NO₂ u otros. En una gota de la atmósfera, el destino de la sustancia intermedia no sólo puede reaccionar con otro NO₂, ya que el NO₂ estará en una concentración bien baja. En un depurador de gases de combustión, en particular cuando la fase de gas NO se convierte en NO₂, el intermediario es mucho más probable que reaccione con el NO₂ adicional debido a sus concentraciones mucho más altas. Littlejohn cree que la reacción produce un ion Nitrito y un radical Sulfito:



El radical Sulfito ($\text{SO}_3^{\bullet-}$) puede someterse a cualquier recombinación o reacción con el Oxígeno. Iones Ditionato ($\text{S}_2\text{O}_4^{-2}$) se observó como un producto en todas las mezclas de reacción de los estudios realizados sin Oxígeno. La relación de los dos productos principales ($\text{SO}_4^{-2}/\text{S}_2\text{O}_6^{-2}$) es de 1.8. Un mecanismo viable para la producción de Ditionato es la reacción de recombinación de los radicales Sulfito:



En presencia de Oxígeno, los radicales Sulfito fueron consumidos por el Oxígeno:



La reacción es muy rápida, se aproxima al límite de control de difusión. En bajas concentraciones de radical Sulfito, la reacción (49) es insignificante en comparación con la reacción (50).

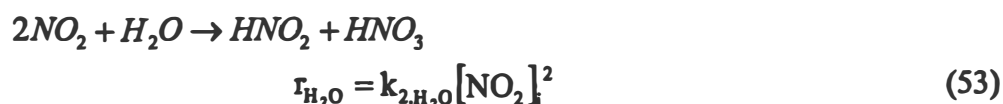
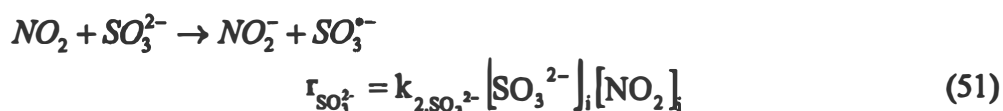
La absorción de NO_2 se produce con simultánea transferencia de masa y con reacción química rápida. Aunque investigadores anteriores han estudiado la reacción de NO_2 con SO_3^{-2} , los estudios fueron realizados en condiciones diferentes a la de un lavador de gases químicos. Por ejemplo, Shen y Rochelle midieron la velocidad de absorción de NO_2 en solución acuosa de Sulfito de Sodio en las condiciones de un lavador de lodo de piedra Caliza, la eliminación de NO_2 fue inferior al 50 por ciento.

Otro caso fue el de Yang, quien estudio el lavador de Sulfito para la eliminación de NO_2 en su intento de desarrollar un depurador químico de corona inducida para el control de las emisiones de NO_x . Con un flujo másico de gas de $90 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$, la eliminación de NO_2 fue del 98,8% y la concentración de salida fue de 1,1 ppm.

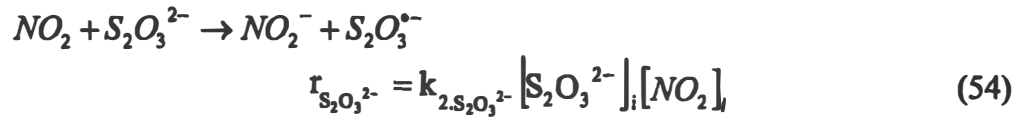
A pesar de una cantidad considerable de trabajo que se ha realizado sobre la reacción de NO_2 con Na_2SO_3 , existen vacíos importantes en el desarrollo de una solución acuosa Na_2SO_3 para la absorción de NO_2 . De particular importancia es la tasa de absorción de NO_2 en un depurador comercial. Este estudio a escala piloto se inició para evaluar la tasa de absorción de NO_2 con una solución acuosa de Na_2SO_3 en una torre de relleno. La investigación está dirigida a la obtención de la altura de una unidad de transferencia (HTU) para la absorción de NO_2 , y los efectos de los parámetros de operación de gran envergadura, como el Potencial Oxido Reducción (ORP), la velocidad del gas, flujo másico del gas y la concentración de Na_2SO_3 en el líquido, en la absorción de NO_2 .

3.1.3.2.-Química y Mecanismo

El mecanismo real de la reacción entre NO_2 y solución acuosa de Sulfito es bastante complejo. Nash propuso que tal reacción era probable que implique la transferencia de carga que podría conducir a un mecanismo de cadena de los radicales libres. Tres reacciones irreversibles en paralelo pueden ocurrir en la capa límite y mejoran la absorción de NO_2 . Estas reacciones son las siguientes:



Donde $[\text{SO}_3^{2-}]_i$, $[\text{HSO}_3^-]_i$, y $[\text{NO}_2]_i$ son las concentraciones en la interfase de Sulfito, bisulfito y NO_2 . Cuando Tiosulfato es añadido a la solución, también puede reaccionar con el NO_2 según la siguiente reacción:



Cuando SO_2 es añadido a la fase gas, la siguiente reacción en equilibrio tiene lugar:



La cual tiene el efecto neto del incremento de la concentración total de S(IV) en la solución mientras que se reduce el pH de la solución. Cuando la absorción de NO_2 en solución de Sulfito, supone reacción rápida y usa la cinética de reacción de la interfase Gas/Líquido, el flux de NO_2 (N_{NO_2}) está dado aproximadamente por:

Ecuación (56):

$$N_{NO_2} = \frac{P_{NO_2,i}}{H_{NO_2}} \left[D_{NO_2} \left(k_{2.SO_3^{2-}} [SO_3^{2-}]_i + k_{2.HSO_3^-} [HSO_3^-]_i + \frac{2}{3} \frac{k_{2.H_2O} P_{NO_2,i}}{H_{NO_2}} + k_{2.S_2O_3^{2-}} [S_2O_3^{2-}]_i \right) \right]^{1/2}$$

Reordenando la ecuación (56) a una forma lineal nos da:

La ecuación (57):

$$\frac{R_g^2 H_{NO_2}^2}{D_{NO_2}} = k_{2.SO_3^{2-}} [SO_3^{2-}]_i + k_{2.HSO_3^-} [HSO_3^-]_i + \frac{2}{3} \frac{k_{2.H_2O} P_{NO_2,i}}{H_{NO_2}} + k_{2.S_2O_3^{2-}} [S_2O_3^{2-}]_i$$

Donde R_g es una velocidad normalizada dada de la siguiente manera:

$$R_g = \frac{N_{NO_2}}{P_{NO_2,i}} \quad (58)$$

P_{NO_2i} es la presión parcial en la interface de NO_2 y esta dado por:

$$P_{NO_2,i} = P_{NO_2,b} - \frac{N_{NO_2}}{k_g} \quad (59)$$

Donde $P_{NO_2,b}$ es la mayor medida de la presión parcial del NO_2 , y k_g es el coeficiente de transferencia de masa en la fase gas, medido por la absorción de SO_2 en solución de NaOH:

$$k_g A [\text{mol s}^{-1} \text{ bar}^{-1}] = 4.95 \times 10^{-5} (\text{gas agitation speed})^{0.76} \quad (60)$$

A 650 rpm, $k_g = 1.0 \times 10^{-4} \text{ mol/cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$. En ausencia de resistencia en la película de gas, R_g es idéntico al coeficiente de transferencia de masa Global en la fase gas, K_g . El coeficiente de difusión de NO_2 disuelto (D_{NO_2}) fue tomado como $3.28 \times 10^{-5} \text{ cm}^2 / \text{s}$ a $55 \text{ }^\circ\text{C}$. La constante de Henry para NO_2 (H_{NO_2}) fue tomado como $4.76 \times 10^4 \text{ cm}^{-3} \cdot \text{atm}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}$ a $55 \text{ }^\circ\text{C}$.

Oblath estudio las reacciones entre NO_2 y Sulfito, y encontró que el producto de esta reacción fue una familia de Nitrososulfonatos, incluyendo $HON(SO_3)_2^{2-}$, $HONHSO_3^{-1}$, $HN(SO_3)_2^{2-}$, y $N(SO_3)_2^{2-}$. Ellos encontraron que las velocidades de estas reacciones son demasiadas pequeñas para que se produzcan de forma significativa en la capa límite, por lo que la formación de estos compuestos de Sulfuro de Nitrógeno se espera que ocurra en el seno de la disolución.

En presencia de Oxígeno, los radicales libres producidos por la reacción de NO_2 con Sulfito y Bisulfito se encontró que iniciaron el mecanismo en cadena para la oxidación de Sulfito. Estas reacciones se espera que se produzcan en la capa límite de transferencia de masa. Una consecuencia directa de este mecanismo es el agotamiento de Sulfito en el límite del líquido. Por cada mol de NO_2 absorbido, varios moles de SO_3^{2-} se puede consumir si el Oxígeno está presente. Por lo tanto, cuando el Oxígeno está presente, la velocidad de absorción de NO_2 se espera que sea menor. Takeuchi observó que la velocidad de absorción de NO_2 en solución

de Sulfito de Sodio fue de un 40% más bajo en el aire que en Nitrógeno. Se cree que esta diferencia fue causada por la oxidación del Sulfito por el Oxígeno disuelto, y se cuantificó este efecto por la contabilidad del agotamiento de Sulfito en la interface gas/ líquido. El efecto también puede ser causado por la regeneración de NO₂ proveniente del Nitrito en presencia de Oxígeno, pero los resultados no requieren este mecanismo adicional.

Owens estudió la oxidación del Sulfito y la degradación de Tiosulfato en los sistemas de Desulfurización de gases. Concluyó que Tiosulfato (S₂O₃²⁻) fue un potente inhibidor de la oxidación del Sulfito. El sugirió que Tiosulfato podría actuar como un limpiador de radicales libres y por lo tanto fue capaz de poner fin al mecanismo de oxidación del Sulfito. En el sistema donde NO₂ fue absorbido por una solución de Sulfito, Tiosulfato podría reducir la velocidad de oxidación de Sulfito, proporcionando una ruta alternativa para la terminación de los radicales libres:



La velocidad de oxidación del Sulfito (N_{ox} , mol/cm².s) fue calculado de datos experimentales con el siguiente balance de materia:

$$N_{ox} = \frac{V([S(IV)]_0 - [S(IV)]_f) + V_{tit}[S(IV)]_{tit}}{A\Delta t} + N_{SO_2} \quad (63)$$

Donde [S(IV)]₀ y [S(IV)]_f son las concentraciones totales inicial y final de S(IV) respectivamente, medidos por Titulación Iodométrica, Δt es el intervalo de tiempo, y V y A son el volumen de solución y el área de contacto del gas-liquido respectivamente. El termino V_{tit}[S(IV)]_{tit} toma en cuenta la suma de S(IV) que se alimentan al equipo en el transcurso de un experimento, mientras que el ultimo termino cuenta el Sulfito adicional formado por la absorción de SO₂.

Para poder obtener las cuatro constantes de velocidad de reacción de la ecuación (57), es necesario disponer de estimaciones precisas de $[\text{SO}_3^{2-}]_i$, $[\text{HSO}_3^-]_i$, y $[\text{NO}_2]_i$, la concentración de la interface de Sulfito, bisulfito y el NO_2 . Esto se hizo mediante el uso de la Bechtel-Modified Radian Programa Equilibrio (BMREP), un programa de equilibrio capaz de calcular las concentraciones de todas las especies importantes en el sistema SO_3^{2-} , dado la fuerza iónica, el pH, el total de S[(IV)] y S[(VI)], el total de $[\text{Na}^+]$ y otros iones metálicos presentes, y la concentración del tampón. Para calcular las $[\text{SO}_3^{2-}]_i$ y $[\text{HSO}_3^-]_i$, la mayor parte de la solución $[\text{SO}_3^{2-}]$ y $[\text{HSO}_3^-]$, primero fueron calculadas por el programa de equilibrio y luego utilizando medidas experimentales de la oxidación del Sulfito calculadas en la ecuación (63), el S[(IV)] en la interfase se estimó de la siguiente ecuación:

$$[S(IV)]_i = [S(IV)]_b - \frac{N_{ox}}{k_i^{\circ} S(IV)} \quad (64)$$

Esta relación supone que todas las oxidaciones del Sulfito se producen cerca de la interface gas/líquido. El programa de equilibrio se volvió a utilizar en la condición de la interface para obtener las concentraciones de la interfase de Sulfito y bisulfito. En la ecuación anterior, $k_i^{\circ} S(IV)$ es el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida de la especie S(IV), el cual es tomado el mismo que $k_i^{\circ} \text{SO}_3^{2-}$. El coeficiente de transferencia de masa de la película líquida fue medido por la absorción de SO_2 en solución de HCl. El valor de $k_i^{\circ} \text{SO}_3^{2-}$ se da en función de la agitación del líquido:

$$k_i^{\circ} \text{SO}_3^{2-} [m/s] = 6.13 \times 10^{-7} (\text{liquid agitation speed})^{0.65} \quad (65)$$

Un programa de estimación de parámetros se utilizó para obtener las cuatro constantes de velocidad en la forma lineal de la ecuación (57) para cualquier conjunto de experimentos.

Tabla 4: Valores de Constantes de Velocidad

Environ. Sci. Technol 1998, 32, 1994-2003

Reacción	Constantes de Velocidad de Reacción ($M^{-1}S^{-1}$)	
	Valores a 55 °C	Takeuchi a 25 °C
k_2, SO_3^{-2}	$(11.2 \pm 0.3) \times 10^5$	6.6×10^5
k_2, HSO_3^-	$(2.8 \pm 0.1) \times 10^4$	1.5×10^4
k_2, H_2O	$(1.6 \pm 1.1) \times 10^7$	7.4×10^7
$k_2, S_2O_3^{2-}$	$(5.4 \pm 0.6) \times 10^3$	

3.1.4. Tipo de Empaque: Tellerette

Es un empaque con un diseño de hélice toroidal y de construcción filamentosa, que lo hace más eficaz que los empaques convencionales para la transferencia de masa. Disponible en materiales termoplásticos, incluyendo Polipropileno, Polietileno, PVC, CPVC y PVDF. Soportan temperaturas de funcionamiento hasta 300°F (149°C) y tienen excelente resistencia a la corrosión. En conjunto las propiedades físicas de estos empaques contribuyen a la reducción de costos operativos y aumentan la capacidad de proceso en industrias tales como metales primarios, acabado de metales, procesamiento químico, procesamiento de alimentos, producción de Cloro, Soda Caustica, Celulosa y papel, y la fabricación de fertilizantes fosfatados.

Empaque Tellerette ha sido probado en muchos sistemas, incluyendo el CO₂-Aire-NaOH, HCl-Aire-H₂O, Cl₂-Aire-NaOH, SO₂-Aire-NaOH, NH₃-Aire-H₂SO₄, H₂S-Aire-NaOH y H₂S-Aire-NaOCl. La empresa Ceilcote proveen estos empaques.

3.1.4.1. Características:

- Capacidad de manejar mayores flujos de gas.
- Dan mayor capacidad y mayor eficiencia a Torres ya existentes
- Dan bajas caídas de presión que reducen los costos operativos
- El diseño de estructura abierta permite minimizar el ensuciamiento (sólidos en suspensión) y además evita las inundaciones.

- Un lecho de poca altura proporciona una eliminación de las gotas pequeñas arrastradas por el gas (neblina).

3.1.4.2. Especificaciones

Tabla 5: Especificaciones del Empaque Tellerette
Verantis, Environmental Solutions Group

Tipo	# 1	#2-K	#3K	#2-R	#3-R
Tamaño (in)	1.81	3.25	4.125	2.75	3.75
Superficie (ft²/ft³)	55	28	31	38	30
Volumen libre (%)	87	95	96	93	92
Factor de Empaque	36	11	9		
Peso (lbs/ft³)	5.5	3.0	3.1	3.8	4.7
Piezas/ft³	1000	165	54	275	102

Tabla 6: Materiales de Construcción del Empaque Tellerette
Verantis, Environmental Solutions Group

Material de fabricación	P/P	PVC	CPVC	XYDAR
Temperatura de Operación (°F)	200	140	200	400
Tamaño del Empaque	#1	#1	#1	
	#2R	#2R	#2R	#2R
	#3R			
	#2K	#2K	#2K	#2K

P/P: Polipropileno

XYDAR: Polímero

CPVC: Cloruro de Polivinilo Clorado

PVDF: Fluoruro de Polivinilideno

3.1.4.3. Beneficios en la operación

a).-Menor caída de presión.

Debido a la forma del empaque y su construcción filamentosa, los empaques Tellerettes no tienen volúmenes muertos. Esto asegura una distribución uniforme en toda la altura de empaque, con una mínima resistencia al flujo de gas. Así, la caída de presión se reduce drásticamente, reduciendo el consumo energético también. (Ver Anexo 6.1)

b).-Alto rendimiento

- Menor altura de empaque en una nueva columna.
- Mayor eficiencia de absorción en las columnas existentes.

c).- Alta estabilidad de la columna

- No hay inundaciones clásicas.
- No hay mala distribución del líquido. El diseño filamentoso y orientación uniforme prevén la mala distribución de la solución de lavado.

3.1.5. Deducción de las ecuaciones para un posible diseño aplicado para este caso en estudio

De acuerdo a la teoría de diseño de columnas de relleno, en este caso se hará uso las expresiones para la velocidad de transferencia de masa y dentro de la estrategia global de diseño recomendada para sistemas de absorción con reacción química, se hará uso de algunos principios del diseño riguroso de un absorbedor, y con todo esto poder obtener las ecuaciones correspondientes que permita calcular la altura de empaque a utilizar en una columna de relleno. Para lo cual consideraremos la posibilidad de una columna de relleno con las siguientes características. El área de la sección transversal es A y el volumen diferencial, con respecto a la altura, dZ , es AdZ . Si el cambio en el flujo molar del gas G se desprecia, la cantidad de gas absorbido en la sección dZ es $-Gdy$, que es igual a la tasa de absorción diferencial de volumen:

$$-Gdy = K_y a (y - y^*) AdZ \quad (66)$$

$K_y a$: Coeficiente de transferencia de masa de la fase gas, multiplicado por el área interfasial.

Esta ecuación se reorganiza para la integración por grupo que aborda conjuntamente los factores constantes G , AdZ , y $K_y a$, que tienen un valor constante con dZ .

$$\frac{K_y a A}{G} \int_0^{z_r} dZ = \frac{K_y a A Z_r}{G} = \int_b^a \frac{dy}{y - y^*} \quad (67)$$

- a: Concentración de NO₂ a la entrada a la torre
- b: Concentración de NO₂ a la salida de la torre
- y*: Concentración del soluto en el equilibrio en la solución
- y: Concentración del soluto

La ecuación de la altura de la columna, Z_T, puede ser escrito por la integración de dZ de 0 a Z_T, como sigue:

$$Z_T = \left[\frac{\left(\frac{G}{A} \right)}{K_y a} \right] \int_b^a \frac{dy}{y - y^*} \quad (68)$$

La integral de la ecuación (68) representa el cambio en la concentración del soluto en la fase gas dividida por la fuerza impulsora media y se llama el número de unidades de transferencia, NTU o Noy, la otra parte de la ecuación (68) tiene la unidad de longitud y se llama la altura de la unidad de transferencia, HTU o Hoy. La reacción química en fase líquida reduce la presión parcial en el equilibrio del soluto en la solución, lo que aumenta en gran medida la fuerza motriz para la transferencia de masa. Si la reacción es esencialmente irreversible en condiciones de absorción, la presión parcial de equilibrio es cero, y el Noy puede calcularse sólo por el cambio en la composición del gas. Para y* = 0.

$$N_{oy} = \int_b^a \frac{dy}{y} = \ln \left(\frac{y_a}{y_b} \right) \quad (69)$$

La velocidad de absorción de NO₂ puede ser evaluado por el coeficiente global de transferencia de masa, K_ya. La teoría de las dos películas de transferencia de masa lleva a la siguiente ecuación para K_ya, donde el coeficiente de transferencia de masa de la película líquida, k_x*, se multiplica por un factor de mejora cuando hay reacción química en la película líquida.

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{\phi k_x^* a} \quad (70)$$

Donde:

m : solubilidad de los reactantes de la fase gaseosa en el agua

k_{ya} : coeficiente de transferencia de masa de la película gaseosa.

ϕ : Factor de mejora

k_x^* : coeficiente de transferencia de masa de la película líquida

El factor de la mejora depende de las difusividades y las concentraciones de ambos reactivos en fases líquida y gaseosa, y de la velocidad de reacción constante. Para una reacción irreversible rápida y con reactivo en exceso en la solución, el factor de mejora, puede ser expresada como:

$$\phi = \frac{(k_2 B^0 D_A)^{0.5}}{k_x^*} \quad (71)$$

Donde:

k_2 : velocidad de reacción constante

B^0 : concentración inicial de reactivo en el líquido

D_A : difusividad de reactivo en la fase gaseosa.

3.1.6. Parte Experimental

Las pruebas de absorción de NO_2 se llevaron a cabo en una planta piloto construida por Fabricantes Kunststoff, Co. La Figura 7 (ver anexo 6.2) muestra el esquema de la planta piloto de depuración de gases. La planta consta de un sistema de mezcla de gases, un depurador de gas, una sistema de inyección de químicos, un sistema de control y una unidad de monitoreo de NO_x . El sistema de mezcla de gases es capaz de producir una gran variedad de composiciones de gas, mezclando aire con altas concentraciones de NO_2 desde cilindros. El NO_2 contenido en la corriente de aire además pasa a través de la torre de lavado donde el NO_2 es absorbido. Se toman muestras para determinar las concentraciones de entrada y salida de NO_2 y a través de cálculos se determina la eficiencia de remoción y los HTUs. El sistema de mezcla de gases es capaz de dar una

velocidad de flujo total de $45 \text{ m}^3/\text{min}$ (1600 pies cúbicos por minuto, cfm). Las concentraciones son variadas por la inyección de NO_2 desde un 5% desde cilindros con gas a través de un medidor de flujo de masa. El sistema está hecho de plástico reforzado con fibra de vidrio (FRP), incluyendo el ventilador, a excepción de las líneas de NO_2 que son tubos de Polipropileno. Después de que el NO_2 es inyectado en la corriente de aire, toda la corriente pasa por una sección de empaque Tellerette para una mejor mezcla. El NO_2 contenido en el aire y bien mezclado luego es transportado al lavador de gases, donde se producen la absorción y la reacción química.

La torre de empacada se construyó de 5 metros de largo (16,5 pies) y 0,45 metros de diámetro (1,35 pies), la columna es de Polipropileno con una altura de empaque de 1,8 metros (5,9 pies), empaque en forma aleatoria de 3,25 pulgadas, Número 2, tipo K Tellerete. La parte superior de la columna tiene una sección empacada con desempañadores Tellerette tipo R N ° 1 para eliminar las gotas arrastradas por la corriente de gas. La columna entera se sienta en un buque que sirve de depósito de solución de lavado.

Las concentraciones de Na_2SO_3 en las soluciones de lavado son monitoreadas y controladas por la medida del potencial oxidación reducción (ORP). Una bomba de circulación retira la solución de lavado desde el fondo y la bombea hasta el tope para ser rociada en el lecho empacado, en contracorriente con el flujo de gas. La velocidad de bombeo es controlado mediante la regulación de la velocidad de recirculación.

Un analizador de quimioluminiscencias de NO_x se utilizó para medir las concentraciones de NO_2 . Básicamente, la señal del analizador de NO_x proviene de la luz emitida por la reacción de quimioluminiscencia en fase gas de óxido Nítrico y el Ozono. Para medir la concentración de NO , la muestra de gas se mezcla con el Ozono en una cámara de reacción. El Ozono es generado in situ por un generador de Ozono de arco de alto voltaje. La quimioluminiscencia resultante es monitoreada a través de un filtro óptico de alta sensibilidad fotomultiplicador colocado en un extremo de la cámara de reacción. El análisis es sensible sólo a NO . Para medir las concentraciones de NO_x , la muestra de gas es desviado a

través de un conversor de alta temperatura, donde el NO_2 se convierte en NO , y el total de NO_x , NO , además de NO_2 , se detecta como NO . La concentración de NO_2 es la diferencia entre las dos lecturas de NO_x y NO . Las señales de que el analizador de NO_x son registradas continuamente.

3.1.7. Resultados y Discusión

Los experimentos se realizaron en las condiciones indicadas en el Anexo 6.3. Parámetros, tales como el potencial oxido reducción y la concentración de Na_2SO_3 en las soluciones de lavado, velocidad del gas, flujo de masa del líquido, así como los flujos del gas y el líquido, fueron estudiados por sus efectos sobre la absorción de NO_2 . Un conjunto de condiciones de operación fue establecido después de estas pruebas, y basándose en estas condiciones de operación, la HTU para la absorción de NO_2 en el lecho empacado se correlaciona con el caudal de gas para su posterior estudio y de diseño del depurador a gran escala.

En la primera serie de pruebas, la torre fue operada a diferentes velocidades del gas con el fin de encontrar un razonable tiempo de contacto entre el NO_2 y SO_3^{-2} en la solución de lavado. A una velocidad de gas de 2,7 m/s (8,9 pies /s) y a un flujo de líquido de 40 L/min (3000 lb/ft².hr), la absorción del NO_2 fue de 60 %. La velocidad de absorción aumenta con la disminución de la velocidad del gas, como se muestra en la cuadro 1 del Anexo 6.4.

En una concentración del Sulfito superior al 0,25 molar (M), la absorción de NO_2 fue superior al 99% cuando la velocidad del gas se redujo a 1,2 m/s (4 pies /s). La velocidad del gas de 1,2 m/s representa 1,5 segundos el tiempo de contacto entre el NO_2 y SO_3^{-2} en el lavador. Es evidente que para absorciones altas de NO_2 , podría necesitar operar a velocidades de gas menos de 1,2 m/s.

Otras corridas fueron hechas con dos tipos de caudal de gas, 11,3 y 22,7 m³/min (400 y 800 pies³/min, CFM) para probar el efecto de la concentración de SO_3^{-2} en la absorción de NO_2 . La concentración de SO_3^{-2} fue controlada y monitoreada por un medidor de ORP. Con un caudal de gas de 22,7 m³/min, la absorción de NO_2 fue de 45% a una ORP de -50 mV. El ORP negativo indica que Sulfito es un

agente reductor y su concentración sólo es proporcional al valor. La absorción de NO_2 aumento con la concentración de SO_3^{-2} expresado como potencial oxidación / reducción en milivoltios. Para un caudal más bajo del gas de $11,3 \text{ m}^3/\text{min}$, la absorción de NO_2 aumentó del 75% al 96% cuando se incrementó ORP -50 a 240 mV, como se muestra en la cuadro 2 del Anexo 6.4. Las diferencias de absorción de NO_2 entre los dos tipos de caudal de gas eran de un 13% a 27% durante el mismo intervalo de ORP. El caudal de gas de $11,3 \text{ m}^3/\text{min}$ representa 1,5 segundos de tiempo de contacto entre el NO_2 y SO_3^{-2} en la torre de relleno, mientras que -240 mV representa una concentración de 0,25 M de Sulfito en la solución de lavado.

El siguiente conjunto de experimentos fue diseñado para cuantificar los efectos del flujo de líquido en la absorción de NO_2 . El flujo másico del gas se varió desde 1000 hasta $2400 \text{ lb}/\text{ft}^2\cdot\text{hr}$. El ORP en el líquido se mantuvo constante a -240 mV. Con un caudal de líquido de $3000 \text{ lb}/\text{ft}^2\cdot\text{hr}$, la absorción de NO_2 oscilo entre 65% a 94% como se muestra en la cuadro 3 del Anexo 6.4. El experimento se repitió con un flujo de líquido de $4000 \text{ lb}/\text{ft}^2\cdot\text{hr}$. En el mismo rango de velocidad del gas, cuando el flujo de líquido se incrementó desde 3000 hasta $4000 \text{ lb}/\text{ft}^2\cdot\text{hr}$, la absorción de NO_2 aumento de un 3% a 6%. El flujo másico del líquido tiene un efecto menor en la absorción de NO_2 en la torre empacada. Esto confirma que la velocidad de absorción, en términos de número de unidades de transferencia (NTU), varía inversamente con la velocidad del gas, y aumenta mínimamente con la velocidad del líquido.

Una serie de experimentos se realizaron en las condiciones indicadas en el anexo 6.3, con 0,15 y 0,25 M de Sulfito de Sodio en la solución de lavado. El caudal del gas se varió desde $11,3$ hasta $25,4 \text{ m}^3/\text{min}$ (400 a 900 cfm). El flujo de líquido se mantuvo en $4000 \text{ lb}/\text{ft}^2\cdot\text{hr}$. Así pues, el rango práctico de 1,7 a 3,7 de la razón másica de Líquido/Gas (L/G) fue estudiado. Las mediciones reales de estos experimentos se representan en cuadro 4 del anexo 6.4. Los datos indican que la eficacia de absorción de NO_2 aumenta con la razón L/G, y un L/G, de más de 3 es necesario para una buena absorción de NO_2 . El operar con un elevado flujo de líquido puede ser justificado para mantener un L/G superior a 3, a pesar de que el

efecto del flujo del líquido en la absorción de NO_2 es menor que el efecto del flujo del gas.

Para la absorción de NO_2 en el agua, la solubilidad es sólo 0,04 M/atm a 25°C. Sin embargo, la baja solubilidad puede ser mejorada por un factor de mejora proporcionado por la rápida reacción entre NO_2 y SO_3^{-2} . El factor de mejora depende de las difusividad y concentración de (NO_2 y SO_3^{-2}), y de la velocidad constante de reacción. En una reacción rápida e irreversible, y con exceso de SO_3^{-2} en la solución, el factor de mejora se puede estimar a partir de la ecuación (71) con $D_A = 2 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$, $B_0 = 0,25M$, $k_L^* = 0,01 \text{ cm/s}$, y $k_2 = 11 \times 10^5$

$$\phi_{\text{NO}_2} \cong \frac{(11 \times 10^5 \times 0,25 \times 2 \times 10^{-5})^{0,5}}{0,01} = 235$$

El valor es grande, pero no es lo suficientemente grande como para compensar la muy baja solubilidad. La resistencia de la película líquida es aún mucho mayor que la resistencia de la película gaseosa. Esta hipótesis es apoyada por los datos experimentales en la cuadro 5 del Anexo 6.4. El resultado muestra que SO_3^{-2} en la solución sigue afectando fuertemente a la velocidad global de transferencia de masa en términos de HTU, a través de un factor de mejora y a través del coeficiente de transferencia de masa de la película líquida.

3.2. CASO DE ESTUDIO A ESCALA COMERCIAL: ABSORCION DE GASES NO_2 EN UNA TORRE EMPACADA

3.2.1. Antecedentes

Debido a que en muchos procesos de la industria y en los procesos de combustión se producen gases NO_2 , existe la necesidad de reducir estos niveles de gases Nitrosos emitidos al ambiente, para lo cual se recurrió a una de las tecnologías de Tratamiento Físico-Químico de emisiones gaseosas, como es la Absorción de Gases con Reacción Química.

Esta tecnología para la eliminación de NO_2 , consiste en equipos depuradores de gases que utilizan químicos específicos que reaccionan con los gases existentes conformando subproductos no dañinos al medioambiente. Esta

tecnología ha permitido en varios proyectos, obtener niveles eficientes de reducción de estos gases en diferentes aplicaciones.

Los gases Nitrosos para este estudio son resultados de procesos de Nitración y oxidación de impurezas. Es así que previamente se observó el proceso, y se pudo comprobar visiblemente una alta concentración de NO_2 (gas amarillo/marrón que salía por la chimenea). Se hicieron mediciones del nivel de NO_x en la chimenea, se evaluaron los equipos existentes y se tomó la información necesaria como base para el posterior diseño del sistema de absorción que reducirán los niveles de NO_x a valores aceptables.

3.2.2. Generalidades

Algunas combustiones directas, incluyendo hornos de alta temperatura, hornos rotatorios, calcinadores y otros procesos que usan calor para liberar Nitratos, producen NO_2 en un espectro visible. Otros procesos que generan NO_x como refinado de metales y nitraciones químicas que son realizadas en ollas cerradas calentadas por vapor, generan concentraciones extraordinariamente altas de NO_x . Estas fuentes siempre generan una pluma visible de NO_2 (amarilla). Así como estas fuentes producen una cantidad significativa de NO_2 , también generan una cantidad grande de NO .

3.2.3. Tecnología y Equipos

3.2.3.1. Descripción de Equipos

Para eliminar el dióxido de Nitrógeno (NO_2) se usa un sistema, que como se explicó es una tecnología comprobada y que puede ser aplicada con distintos niveles de NO_x y para flujo de gas con contaminantes múltiples. Esta tecnología remueve el NO_2 por absorción. Y se han utilizado siguientes equipos:

A. Colector de Polvos (BagHouse)

Para que las Torres de Absorción funcionen correctamente es necesario que el flujo de gases que ingresan a dichas torres esté libre de material particulado, por lo que un sistema de retención previo es necesario. Este equipo que retiene el

material particulado es llamado "Baghouse" que consiste en filtros de mangas tipo Pulse Jet, que funciona con un ventilador extractor. Inmediatamente después del filtro de mangas, se ubicarán las dos torres de absorción de NO_2 , y finalmente el ventilador extractor con capacidad de 29,375 ACFM.

B. Torres de Absorción de NO_2

Dentro de la torre de absorción se remueve el NO_2 por absorción en una solución acuosa que contiene Bisulfuro de Sodio (NaHS) e Hidróxido de Sodio (NaOH), la cual circula internamente por las torres empacadas. El gas contaminante ingresa por la parte inferior de la primera torre y se eleva en contracorriente con la solución que es aplicada por la parte superior de la torre. La reacción ocurre entonces ayudada por el empaque, cuya forma circular patentada provee una mayor superficie de contacto entre el gas y la solución química. Este empaque hace que la eficiencia de remoción sea bastante elevada y su forma esférica filamentosa evita cualquier tipo de colmatación u obstrucción.

Debido al alto grado de eficiencia de remoción que es requerido al contar con una alta concentración de NO_2 , y que se debe limitar la altura del sistema a un nivel apropiado, se ha dividido el sistema de absorción en dos torres empacadas que operan en serie. En ambas torres se usa NaOH para controlar el pH y se aprovecha la capacidad de óxido-reducción del Bisulfuro de Sodio NaHS . Estos químicos deben ser agregados continuamente a la solución para conseguir una buena eficiencia de remoción con la menor cantidad de efluentes líquidos.

Es necesario adicionar agua al sistema para reemplazar pérdidas por evaporación lo que genera un efluente final. El agua fresca se adiciona a ambas torres y luego rebosa al efluente. Esta descarga es necesaria para prevenir la precipitación de las sales, NaNO_3 y NaNO_2 y remover el calor generado por la absorción y reacción del NO_2 .

La adición de los químicos es en forma automática y cuando es requerida, a través de dos bombas químicas (bombas de diafragma). Además cada torre cuenta con una bomba de recirculación para aprovechar al máximo la capacidad de absorción y neutralización del NaOH y NaHS .

C. Ventilador

El sistema depurador está provisto de un ventilador centrífugo, con el objeto de mantener una presión constante, normal de descarga de los gases en todo el sistema, manteniendo de esta forma un flujo continuo. El ventilador está ubicado después de la descarga del flujo de gas en la torre empacada para procurarle un gas relativamente limpio.

D. Tanques de Almacenamiento

Los tanques sirven para el almacenamiento de NaOH al 45% y NaHS al 30 % y son de acero inoxidable y con un sistema de calefacción, ya que ambos compuestos se congelan a 55 °F (12.7 °C) y 58 °F (14.4 °C) respectivamente.

Inicialmente se calculó una capacidad de 16,000 gal. para cada tanque, lo cual equivaldría a un consumo para 8 días, considerando que la concentración pico registrada de NO₂ (2,998 ppm) sea constante todo el tiempo, sin embargo al ser este pico variable, el consumo de estos químicos será mucho menor.

E. Tuberías y Ductos

Principalmente el sistema de ductos y tubería está conformado por material de Polipropileno y PVC. Excepto los ductos que sirven de dosificación de insumos químicos, que son de acero inoxidable. El uso de estos materiales es por las propiedades corrosivas de las soluciones líquidas. Como se ha mencionado anteriormente, la eficiencia del conjunto depurador posee un alto grado de dificultad en cuanto a las condiciones estrictas de operación, esto hace requerir un sistema de control automático, por lo que la red de distribución de tuberías permite la operación manual de las válvulas en todos los sectores con el objeto de permitir la constante operación del sistema en caso de que el circuito de control presentara cualquier tipo de falla o mantenimiento.

F. Instrumentación

La instrumentación esencialmente radica en medidores de temperatura, presión, nivel, flujo y pH. El instrumento más crítico en este sistema de depuración es el controlador de pH, ya que cuenta con un electrodo el cual se ve afectado por estar sometido al contacto con líquidos sucios, y con contenido de sólidos disueltos, además estos electrodos no mantienen su calibración por largos periodos de tiempo al trabajar a altos rangos de temperatura. En conclusión, para la selección general de la instrumentación fue necesario tener en cuenta que el líquido absorbente que se utiliza es corrosivo y que podría contener trazas de suciedad.

G. Bombas

Se utilizan dos bombas de recirculación del tipo centrifuga y dos bombas químicas dosificadoras de los insumos químicos.

3.2.3.2. Tipo de Empaque: TRI-PACK

El tipo de empaque usado en este sistema de absorción de NO_2 es el TRI-PACK, es un tipo de empaque de forma esférica hueca, hecho de plástico moldeado por inyección, construido de una única red de costillas, puntales y varillas de goteo, los hay en cuatro tamaños, 1", 1 1/4", 2" y 3 1/2" de diámetro. Su geometría fue totalmente revolucionaria y sin precedentes en el momento de su introducción en 1978 y aún sigue siendo el empaque al cual todos los demás se comparan. Su geometría es simétrica hecha de una red única de costillas, puntales y varillas de goteo que dan un buen rendimiento. Tiene un alto espacio vacío, superior a empaques de un tamaño similar. Este empaque tiene una alta área superficial activa exponiendo toda su superficie para ser humedecida durante la operación de la torre de absorción. Estas ventajas y el alto rendimiento de este tipo de empaque se traducen en ahorros significativos en operaciones de las torres de absorción. Proporcionan máxima superficie de contacto entre el gas y el líquido, facilitando la formación continua de gotas en todo el lecho empacado. Esto se traduce en una alta eficiencia de absorción, y reduce al mínimo la altura de empaque total requerida.

3.2.3.2.1. Características

- Son empaques en forma esférica y huecos hechos de plástico moldeado por inyección, disponible en cuatro tamaños: 1", 1 ¼", 2" y 3 ½".
- Simetría geométrica hecho de una única red de costillas, puntales y varillas de goteo.
- Alta área superficial activa y capacidad operativa.
- Extremadamente bajas caídas de presión
- Resistente al taponamiento, empozamiento, o acumulamiento en las paredes de la torre
- Un alto punto de Inundación
- Uniforme distribución de gas y líquido
- Se usa como eliminador de neblina
- Prevén el atascamiento u obstrucción porque no hay superficies planas ni diminutas aberturas donde se puedan alojar las partículas.
- Buena humectación y capacidad de mantener uniforme distribución de líquido a través del empaque, debido a su configuración de costillas.

3.2.3.2.2. Especificaciones

Tabla 7: Especificaciones de Empaques Tri-Pack de 2":

Jaeger Tri-Packs. Jaeger Products, inc.

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Tipo de Empaque		No 2	
Material de Fabricación	Polipropileno		
Tamaño		2	pulg
Temperatura de Operación	T	59 (15 °C)	°F
Factor de Empaque	C _f	16	
Volumen Vacio (%)	% Vol. Free	93	
Superficie especifica	(ap)	48	ft ² /ft ³
	(ap)	157.6	m ² /m ³
Peso	W	4.2	lb/ft ³
Piezas/ ft ³	Piezas/ ft ³	380	piezas/ft ³

Tabla 8: Especificaciones de Empaques Tri-Pack en otros Tamaños:

Jaeger Tri-Packs. Jaeger Products, inc.

Tamaño (in)	1	1 1/4	2	3 1/2
Superficie (ft²/ft³)	85	70	48	38
Volumen libre (%)	90	92	93	95
Factor de Empaque	28	25	16	12
Peso (lbs/ft³)	6.2	5.6	4.2	3.3

3.2.3.2.3. Beneficios

- Proporciona máxima superficie de contacto entre el gas y el líquido, facilitando la formación continua de gotas en todo el lecho empacado. Traduciéndose esto en una alta eficiencia de absorción, y reduce al mínimo la altura de empaque total requerida.
- Mayor velocidad en la transferencia de masa
- Excelente características de dispersión del gas y liquido
- No existen volúmenes retenidos , haciendo una mejor absorción
- Instalación del empaque en una posición no establecida
- Disponible en una amplia variedad de plásticos
- Rendimiento previsible

3.2.3.3. Diagrama de Flujo y Balance de Masa (ver figura 8 y anexo 6.5)

Para el funcionamiento del sistema de absorción se requiere el consumo de dos productos químicos como absorbentes:

A. Solución de Soda Caustica al 45% NaOH_(ac)

El consumo se estimó en 1,879 galones por día. *

B. Solución de Bisulfuro de Sodio al 30% NaHS_(ac)

El consumo se estimó en 2,000 galones por día. *

El efluente generado estará compuesto principalmente por:

- Na_2S 2.5 g/l
- NaNO_3 475 g/l
- NaNO_2 387 g/l

*** Nota Importante:** se ha considerado para estos cálculos el pico más alto de concentración de NO_2 (2,998 ppm) en todo momento. Ya que de acuerdo al estudio realizado estas cantidades de insumos químicos abastecerían para 8 días, sin embargo se puede abastecer en realidad para 24 días, para una emisión de NO_2 que no es constante, si no que se esta se realiza cada 30 minutos y por un lapso de 10 minutos. Siendo variable la concentración de NO_2 , el consumo de cada insumo químico será también menor.

3.2.3.4. Información General del Sistema de Absorción de NO_2

El sistema de absorción de NO_x en esta instalación consta de dos etapas. Es controlado desde el panel de control local por un Allen Bradley Micrologix 1500 PLC. La interface del operador consta de operadores de paneles (interruptores y luces) y un Panelview 600 + como operador pantalla de interfaz.

Cada motor tiene un selector "Hand-Off-Auto" ubicado en el tablero de control. Las funciones del "Hand-Off-Auto" para válvulas y las bombas químicas son suministradas de la interfase del operador.

Todos los equipos requieren ser operados en "Auto" normalmente. Después de que el sistema empieza a operar, un componente puede ser retirado de la operación de Auto por medio de la interface del operador si es necesario para la prueba o mantenimiento, pero debe ser puesto de retorno a "Auto" cuando la prueba es terminada.

El modo "Hand" es dirigido solamente para la prueba de operación de motor y no debe ser usado para las operaciones normales. Este es cableado hacia el PLC y no incluye las funciones de seguridad.

La interface del operador también provee la definición de alarma, la anotación del setpoint y la visualización de datos.

La descarga gaseosa, proveniente de procesos de Nitración y/o oxidación, es dirigida hacia el sistema de depuración, a través de un ventilador. Debido a que es necesario asegurar una adecuada área de contacto entre el líquido absorbente y el flujo de gas, el sistema de depuración consiste en una torre empacada de absorción, en contracorriente, en donde el NO_2 es absorbido y neutralizado con una solución líquida absorbente de Bisulfuro de Sodio (NaHS) y (NaOH). Resultando como productos iones Nitritos (NO_2^-) y Sulfatos (SO_4^{2-}) en solución. La mayor parte del líquido absorbente es recirculado hasta absorción completa y luego se evacua por rebose, eliminando así las partículas sólidas, las sales disueltas; esto con el propósito de mantener la concentración de sal y pH dentro del sistema.

Luego de haber procesado los gases Nitrosos NO_2 , se evacuan mediante una chimenea con alivio hacia el ambiente. Un ventilador estará instalado entre la columna de absorción y la chimenea, provocando así un tiro inducido variable en función de la presión de entrada de gases a la torre, manteniendo de esta manera, la presión de entrada de gases adecuada para todo el sistema.

3.2.3.5. Principio de Operación

El sistema de absorción, elimina Dióxido de Nitrógeno (NO_2) tanto como otras emanaciones acidas. El sistema incluye dos etapas de reducción, cada uno con un rebalse de líquido y bomba de recirculación; un extractor de aire; e instrumentos y controles.

La solución de Bisulfuro de Sodio es dosificado a ambas torres para la reducción y reacciona con NO_2 para formar Nitrógeno gaseoso $\text{N}_{2(g)}$, al mismo tiempo algún Nitrato de Sodio y Nitrito de Sodio. La Soda Cáustica (NaOH) es añadida a ambas etapas para neutralizar emanaciones acidas y prevenir la formación excesiva de vapores de Sulfuro de Hidrogeno (H_2S).

El agua fresca debe ser añadida al sistema para reemplazar pérdidas de evaporación y crear un flujo de limpieza, que previene la acumulación excesiva de productos que podrían dificultar la absorción de contaminantes del flujo de gas.

El flujo de limpieza es alto tanto en sólidos disueltos totales (TD) como pH.

También contiene la concentración de Sulfito de Sodio residual de aproximadamente 0.02 gramos por litro.

3.2.3.6. Parámetros de Diseño

Velocidad del flujo de aire:	29,375 cfm (se consideró 25% más por futuros incrementos en las producciones o ampliación de planta)
Concentración del ingreso:	2,800 NO ₂ de ppmv
Flujo másico de NO ₂ :	587.79 libras / h
Eficiencia de absorción:	99 % para NO ₂ .
Consumo de Soda Cáustica:	259 galones/día de NaOH al 45%
Consumo de Sulfito de Sodio:	39 galones/día de NaHS al 30 %
Velocidad de reboce/purga:	66.7 galón por minuto (gpm)

3.2.3.7. Características de las Torres de Absorción

Tabla 9: Características de la Torre de Absorción

	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro de la Torre	D	3.05	m
Altura de la Torre	H	12.95	m
Altura de Empaque	h	7.32	m
Material de Fabricación	Polipropileno		

3.2.3.8. Parámetros de Operación

Setpoints de pH

Scrubber	Start Feed	Stop Feed	Alarma baja	Alarma alta	Feed	Wait
RC 1	10.5	11.0	8.0	13.5	20	20
RC 2	10.5	11.0	8.0	13.5	13	20

Los tiempos de alimentación (Feed) y espera (Wait) están en segundos.

Scrubber: Depurador de gases NO₂

Start Feed: a ese valor de pH empieza la alimentación de insumo químico.

Stop Feed: a ese valor de pH se detiene la alimentación de insumo químico.

Alarma baja: a ese valor de pH la alarma se activa por valor mínimo de pH.

Alarma alta: a ese valor de pH la alarma se activa por valor máximo de pH.

Feed: tiempo de alimentación de insumo químico.

Wait: tiempo que se detiene la alimentación de insumo químico.

Valores deseados (Setpoints) de ORP

Scrubber	Start Feed	Stop Feed	Alarma baja	Alarma alta	Feed	Wait
RC 1	-300	-350	-200	-500	20	20
RC 2	100	0	200	-100	10	20

Los valores de ORP son en milivoltios. Los tiempos de alimentación y espera están en segundos.

Start Feed: a ese valor de ORP empieza la alimentación de insumo químico.

Stop Feed: a ese valor de ORP se detiene la alimentación de insumo químico.

Alarma baja: a ese valor de ORP la alarma se activa por valor mínimo de ORP.

Alarma alta: a ese valor de ORP la alarma se activa por valor máximo de ORP.

Feed: tiempo de alimentación de insumo químico.

Wait: tiempo que se detiene la alimentación de insumo químico.

Valores deseados (Setpoints) del flujo de recirculación

Scrubber	Circulación de diseño	Alarma baja
RC 1	1120 – 1230	950
RC 2	1120 – 1230	950

Los valores están en galones por minuto.

Circulación de diseño: rango de operación de flujo de recirculación.

Alarma baja: a ese valor de flujo de recirculación suena la alarma.

Valores deseados (Setpoints) de nivel de líquido

Scrubber	Fill Start	Fill Stop	Alarma baja	Alarma alta
RC 1	-3	-1	N / A	+3
RC 2	-3	-1	N / A	+3

Valores aproximados en pulgadas, con referencia de la línea central de la tubería de reboce.

Fill Start: a 3 pulgadas por debajo de la referencia, se inicia el llenado

Fill Stop: a 1 pulgada por debajo del nivel de referencia, para el llenado

Alarma Baja: no aplica

Alarma Alta: a 3 pulgadas por encima del nivel de referencia la alarma se activa.

Tabla 10: Parámetros de Operación de la Torre

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Flujo másico de Líquido Absorbente	L	588085	lb/h
Flujo másico de la Corriente Gaseosa	G	142149	lb/h
Razón L/G	L/G	4.1	
Área de la sección transversal de la Torre	A	78.5	ft ²
Flujo másico de líquido por unidad de área	L'	7488	lb/ft ² . h
Flujo másico de Gas por unidad de área	G'	1810	lb/ft ² . h
Velocidad del Gas	V _{GAS}	1.9	m/s
Altura de una Unidad de Transferencia (según grafica de caso a escala Piloto)	HTU	3.2	ft
	HTU	38.4	pulg
Caída de Presión en la Torre	ΔP	8	pulg H ₂ O
Temperatura de Operación de la torre	T	50	oF

IV.-CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Conclusiones

- ✓ En la absorción con reacción química del NO_2 - Aire en soluciones absorbentes como (Na_2SO_3 y NaHS) la resistencia a la transferencia de masa se encuentra ubicada en la fase líquida.
- ✓ La absorción de NO_2 ocurre con simultánea transferencia de masa y reacción química rápida e irreversible.
- ✓ Una solución acuosa Na_2SO_3 usada como absorbente, es eficaz para la absorción de NO_2 en una torre empacada.
- ✓ Una solución acuosa NaHS usada como absorbente, es eficaz para la absorción de NO_2 en una torre empacada a escala comercial.
- ✓ El flujo másico del líquido tiene un efecto menor en la absorción de NO_2 en una torre empacada. Esto confirma que la absorción, en términos de número de unidades de transferencia (NTU), varía inversamente con la velocidad del gas, y aumenta mínimamente con la velocidad del líquido.
- ✓ La eficacia de la absorción de NO_2 aumenta con la razón L/G, y un L/G, de más de 3 es necesario para absorciones de NO_2 muy altas. El operar con un elevado flujo de líquido puede ser justificado para mantener un L/G superior a 3, a pesar de que el efecto del flujo del líquido en la absorción de NO_2 es menor que el efecto del flujo del gas.
- ✓ El Na_2SO_3 crea una reacción rápida e irreversible para llevar el NO_2 a la solución de lavado. Incluso con Sulfito de Sodio 0,25 M en la solución de lavado, la resistencia de la película de líquida todavía controla la absorción de NO_2 . El efecto de la mejora se debe a la reacción de NO_2 con SO_3^{-2} .
- ✓ Una concentración de Sulfito de 0,25 M es esencial para una HTU razonable de 2 a 5 pies para una velocidad de gas entre 1050 a 2350 $\text{lb/ft}^2\cdot\text{hr}$
- ✓ Además el Na_2SO_3 en la solución aumenta tanto el factor de mejora como la capacidad de absorción de NO_2 , que operando a una concentración más alta puede ser justificada.

- ✓ El Potencial Oxido Reducción (ORP) del absorbente líquido, se utilizar para monitorear y controlar su concentración en la solución de lavado.
- ✓ Los dos tipos de empaques (Tellerette y Tri-Pack) tienen una alta eficiencia en la absorción de NO_2
- ✓ El SO_3^{-2} en la solución afecta fuertemente a la velocidad global de transferencia de masa en términos de HTU, a través de un factor de mejora y a través del coeficiente de transferencia de masa de la película líquida.

4.2. Recomendaciones

- Se recomienda el continuar con estos estudios, realizando trabajos de estudio y modelamiento de la absorción gaseosa con reacción química en torres empacadas, ya que constituyen uno de los equipos claves de la industria de procesos químicos, entre otras razones por sus aplicaciones en el campo de la protección ambiental. Dada la constante evolución de estos equipos y de las deficiencias existentes en su comprensión y modelamiento, se evidencia grandes posibilidades de estudio en esta rama del conocimiento técnico.
- Se recomienda que en la UNI y otras universidades, a seguir trabajando en sistemas de absorción con reacción química, ya que en el transcurso de este trabajo se identificaron diferentes aspectos que pueden catalogarse como oportunidades para que los ingenieros químicos, y las universidades contribuyan a lograr un mayor y mejor acercamiento a la absorción gaseosa en torres empacadas.
- Se recomienda el uso de empaques Tellerete y Tripack para el sistema de absorción de NO_2 con reacción química

V.-BIBLIOGRAFIA

- ROBERT H. PERRY
Manual del Ingeniero Químico, Séptima Edición, Volumen III
Absorción de gases y diseño de sistemas gas-liquido. Pag. 14-6 - 14-14
Absorción con Reacción Química Pag. 14-22 – 14-29
- ROBERT E. TREYBAL
Operaciones de Transferencia de Masa, Segunda Edición
Equipos para las operaciones gas-liquido Pag. 157-179, 213-235
Absorción de Gases. Pag. 306-369
- THOMAS K. SHERWOOD, CHARLES R. WILKE, ROBERT L. PIGFORD
Mass Transfer, International Student Edition, 1972
Mass Transfer and Simultaneous Chemical Reaction Pag. 301-367
- TRI-MER CORPORATION- Tri-NO_x Scrubbers and
<http://www.tri-mer.com/trinox.html>
http://www.tri-mer.com/tower_packing.html
- CHEN H. AND GARY T. ROCHELLE
Environ. Sci. Technol. 1998, 32, 1994-2003
<http://lib3.dss.go.th/fulltext/Journal/Environ%20Sci.%20Technology1998-2001/1998/no.13/13,1998%20vol.32,no.13,p1994-2003.pdf>
Nitrogen Dioxide Absorption and Sulfite Oxidation in Aqueous Sulfite
*Department of Chemical Engineering, The University of Texas at Austin,
Austin, Texas 78712-1062*

- **LUKE CHEN, JIN-WEI LIN AND CHEN –LU**
Environmental Progress (vol. 21, No 4)
http://www.atmc.umassd.edu/laboratories/environmental_chemistry/doc/wma2007study.pdf
Absorption of NO₂ in a Packed Tower with Na₂SO₃ in Aqueous Solution

- **JAEGER TRI-PACKS**
<http://www.jaeger.com/tripack.htm>

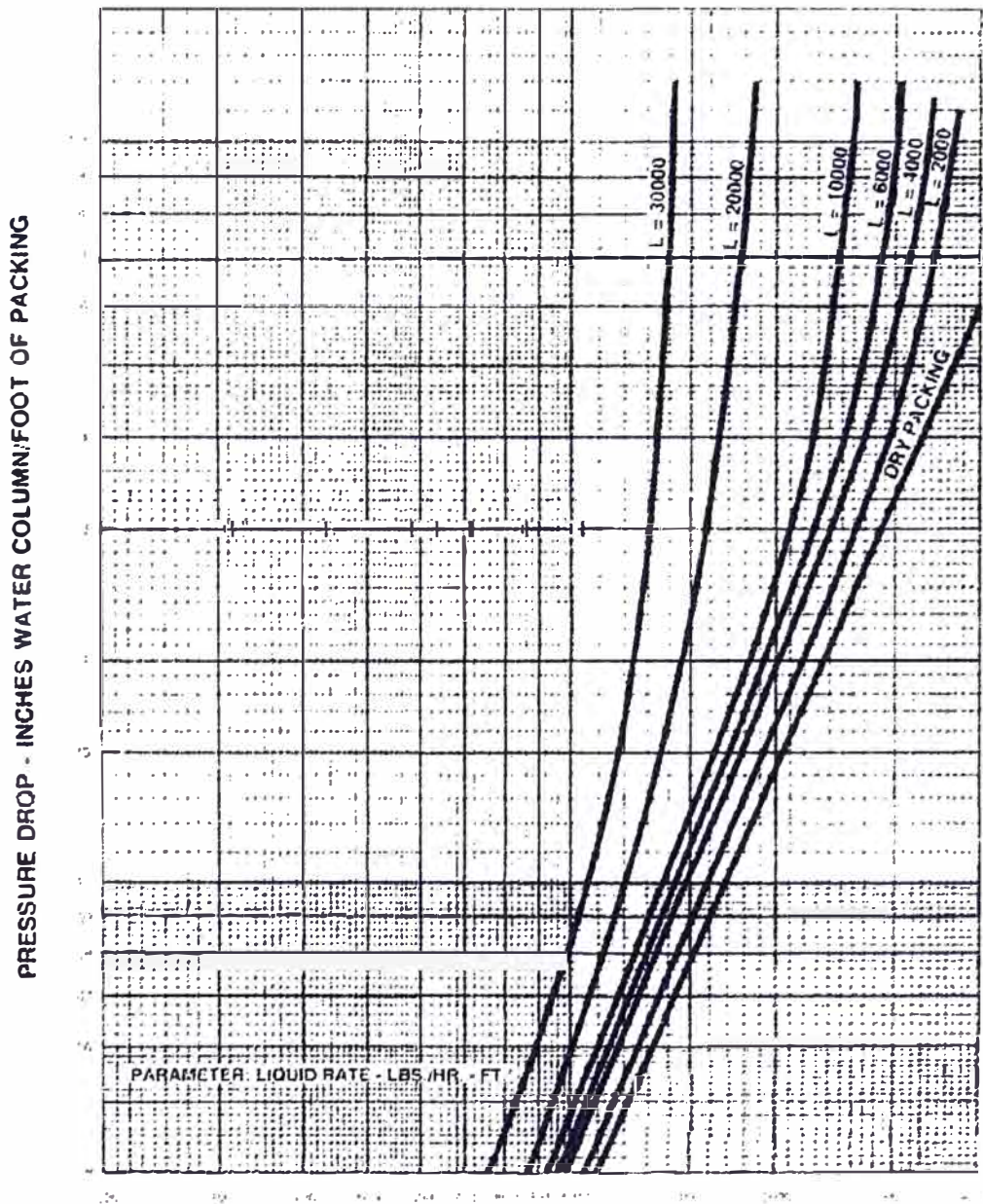
- **CALIDAD DE AIRE**
<http://www.epa.gov/Border2012/infrastructure/tijuana-airplans/tijuanarosaritospa.pdf>

VI.- ANEXOS

6.1.- Grafica de Caída de Presión del Empaque Tellerette Vs. Flujo de Gas (del caso a escala piloto)

ΔP Vs. G'

PRESSURE DROP vs. GAS RATE
#2 TYPE-K TELLERETTE[®]
AIR-WATER SYSTEM
COUNTERCURRENT FLOW

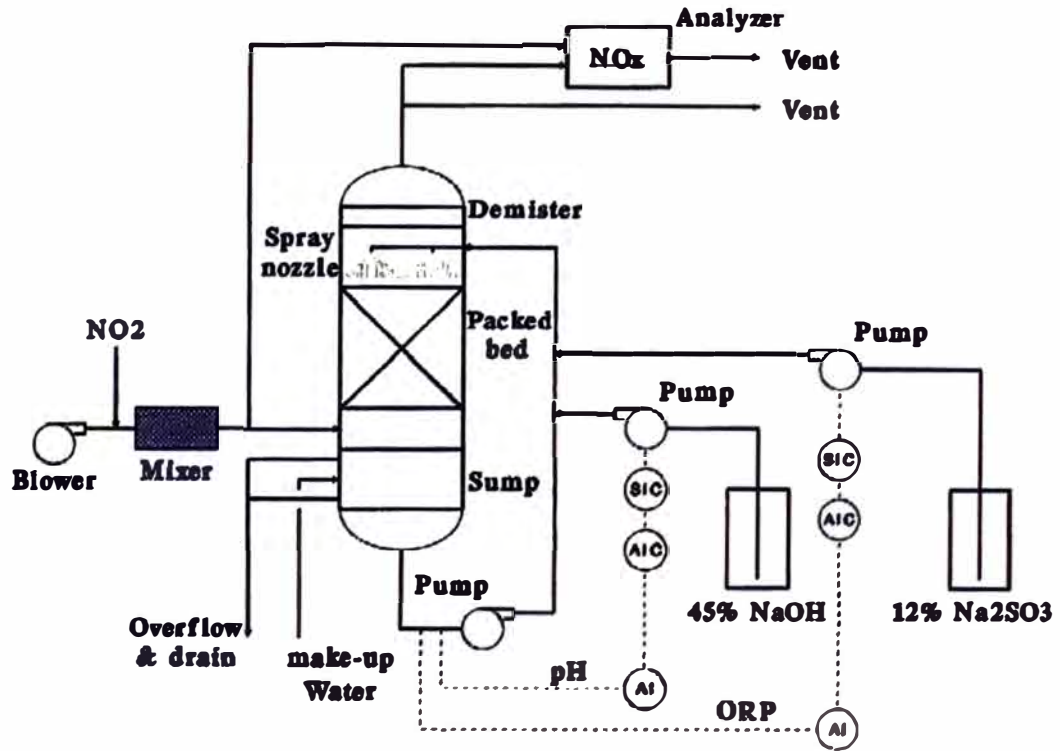


*Vocant's Corporation successor in interest to
Air Cure Dynamics, Inc. - DBA Colkote Air Pollution Control

GAS RATE - LBS./HR. - FT.²

10-10-14

6.2.- Figura 7: Diagrama de Flujo de Caso a Escala Piloto

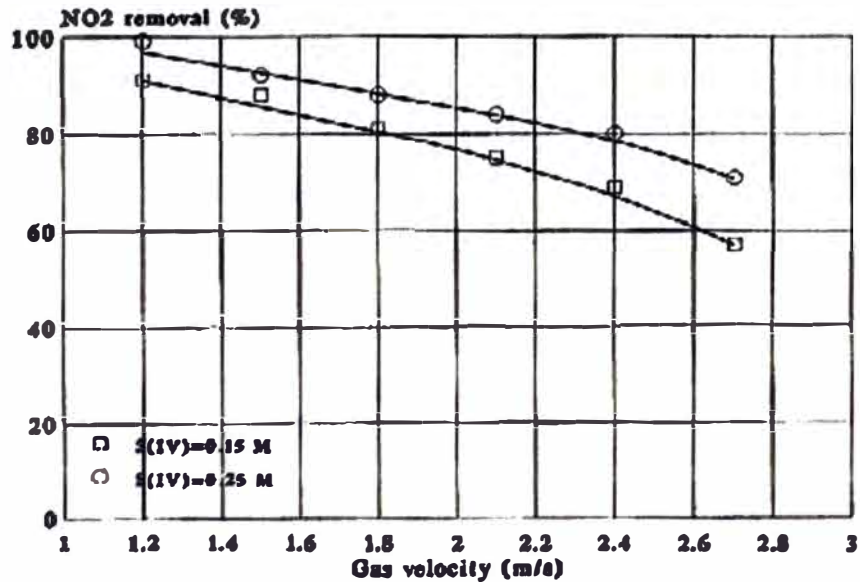


6.3.- Parámetros y Condiciones de Operación del Caso a Escala Piloto

<u>Scrubber parameters</u>		
Column diameter (ID)	m	0.45 (16.2 in)
Tower height	m	5 (16.5 ft)
Packing height	m	1.8 (5.9 ft)
Packing size (nominal)	in	3.25
<u>Gas parameters</u>		
Gas flow rate	ft ³ /min, acfm	400 ~ 900
Gas mass flow rate	lb/ft ² hr	1,000 ~ 2,500
Gas temperature (room)	° C	25
Gas composition (NO ₂ /air)	ppm	200
<u>Liquid parameters</u>		
Liquid mass flow rate	lb/ft ² hr	3,000 ~ 4,000
Alkalinity (by NaOH)	pH	11
ORP (by Na ₂ SO ₃)	mV	-50 ~ -250

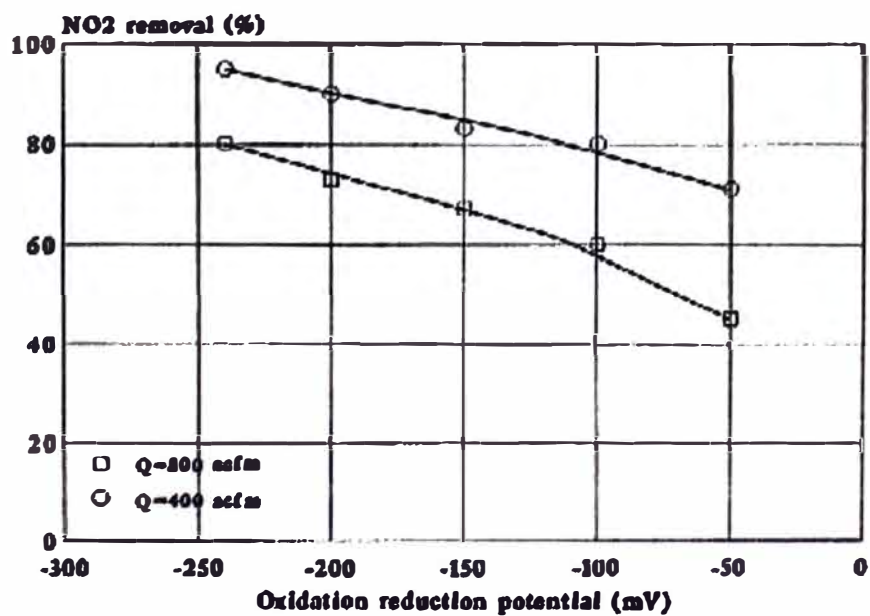
6.4.- Cuadros de Resultados a Escala Piloto

Cuadro 1: Efecto de la Velocidad del Gas en la Absorción de NO₂

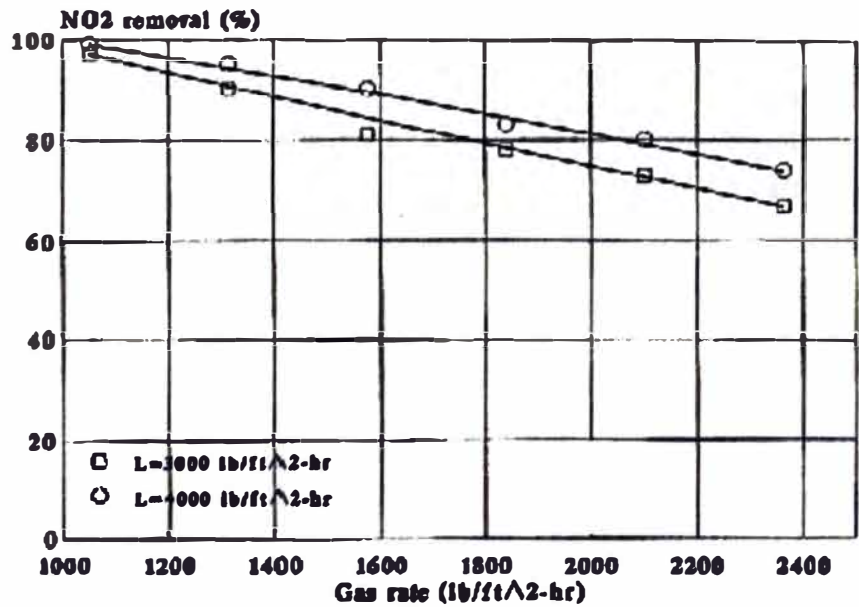


Cuadro 2: Efecto del Potencial Oxido Reducción en la Absorción de NO₂

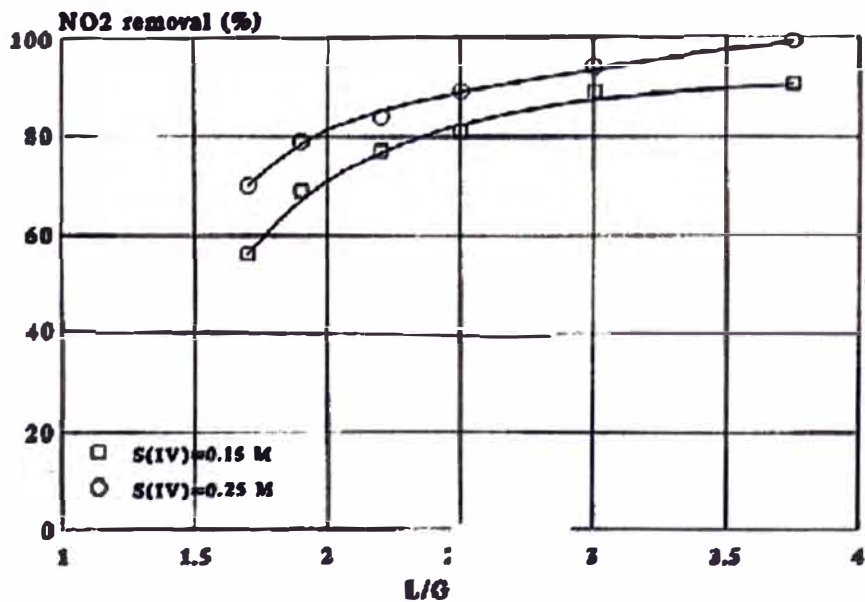
Con caudales de gas de 400 y 800 acfm y flujo de liquido másico de 4000 lb/ft².h



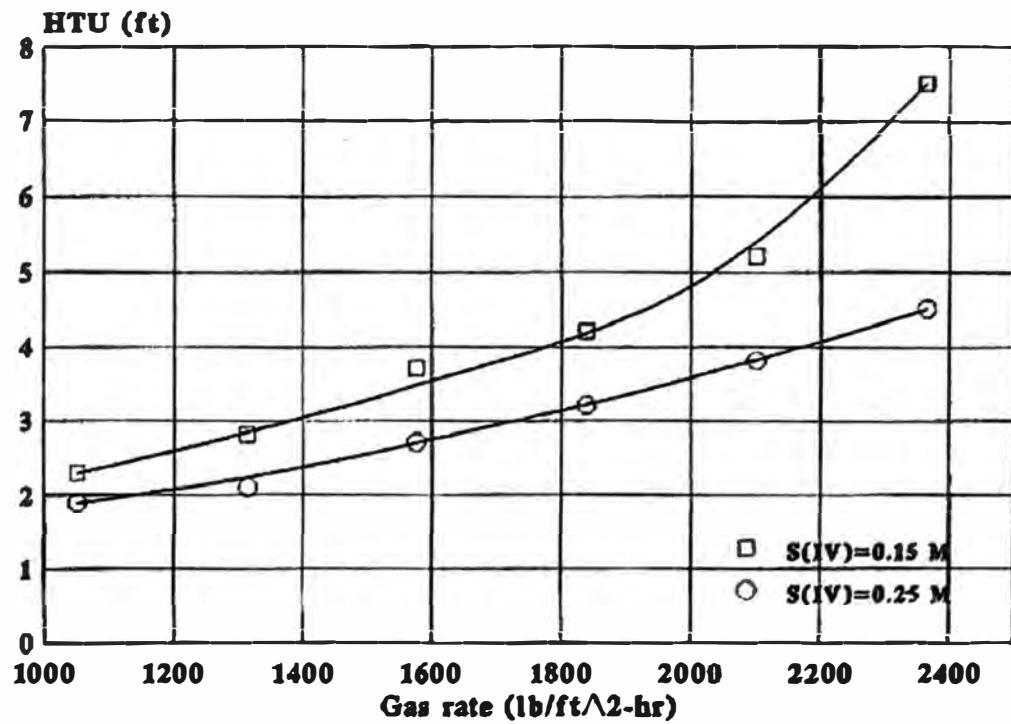
Cuadro 3: Efecto del flujo másico del gas en la absorción de NO₂, con flujos de liquido de 3000 lb/ft².h y 4000 lb/ft².h



Cuadro 4: Efecto de la relación L/G en la Absorción de NO₂, con concentraciones de Sulfito de 0.15M y 0.25M



Cuadro 5: Efecto del Flujo másico de gas en los valores de HTU para la absorción de NO₂, con concentraciones de Sulfito de 0.15M y 0.25M



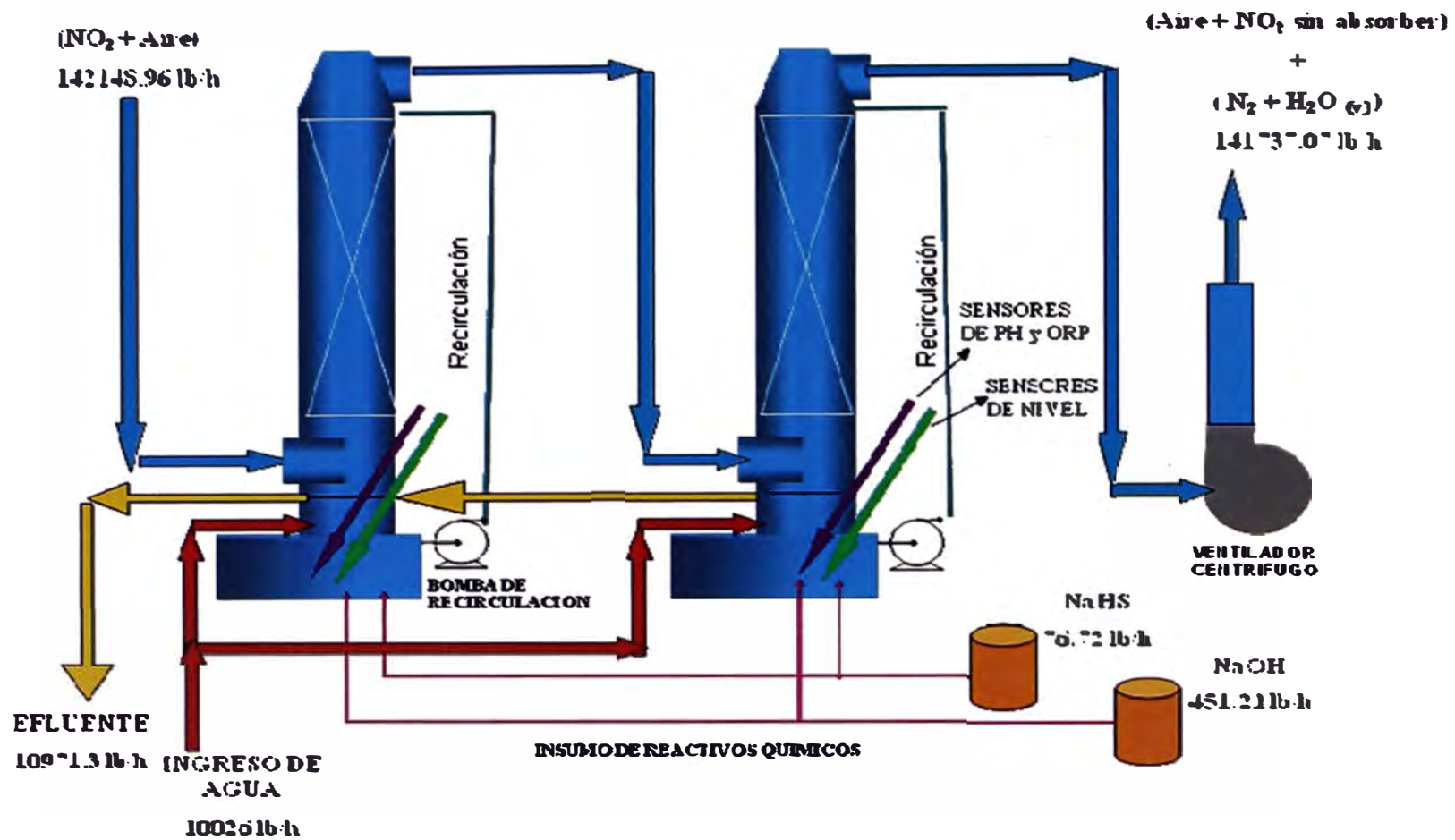


Figura 8: Diagrama de Flujo de Caso a Escala Comercial: TORRES DE ABSORCION DE GASES NO₂

6.5. Balance de Masa en Torre de Absorción de caso Comercial:

El flujo másico de NO₂ es 587.79 lb/h, pero como el % de Absorción es 99% entonces, la masa de NO₂ que no reacciona es:

Masa NO ₂ Rxna = 99%*587.79 =	581.91	lb/h
Masa NO ₂ No Rxna = 1%*587.79 =	5.88	lb/h
89.17 % W _{NO2} Reacciona con NaOH =	518.89	lb/h
10.83 % W _{NO2} Reacciona con NaHS =	63.02	lb/h



W _{Esteq.} (g)	2 (46)	2(40)	1(85)	1(69)	1(18)
W _{Esteq.} (g)	92	80	85	69	18
W _{Esteq.} (lb)	0.2028	0.1764	0.1874	0.1521	0.0397
W _{Real} (lb)	518.89	W _{NaOH}	W _{NaNO3}	W _{NaNO2}	W _{H2O}
W _{Real} (lb)	518.89	451.21	479.41	389.17	101.52



W _{Esteq.} (g)	2 (46)	2(56)	8(1)	1(28)	1(78)	1(34)	4(18)
W _{Esteq.} (g)	92	112	8	28	78	34	72
W _{Esteq.} (lb)	0.2028	0.2469	0.0176	0.0617	0.1720	0.0750	0.1587
W _{Real} (lb)	63.02	W _{NaHS}	W _H	W _{N2}	W _{Na2S}	W _{H2S}	W _{H2O}
W _{Real} (lb)	63.02	76.72	5.48	19.18	53.43	23.29	49.32

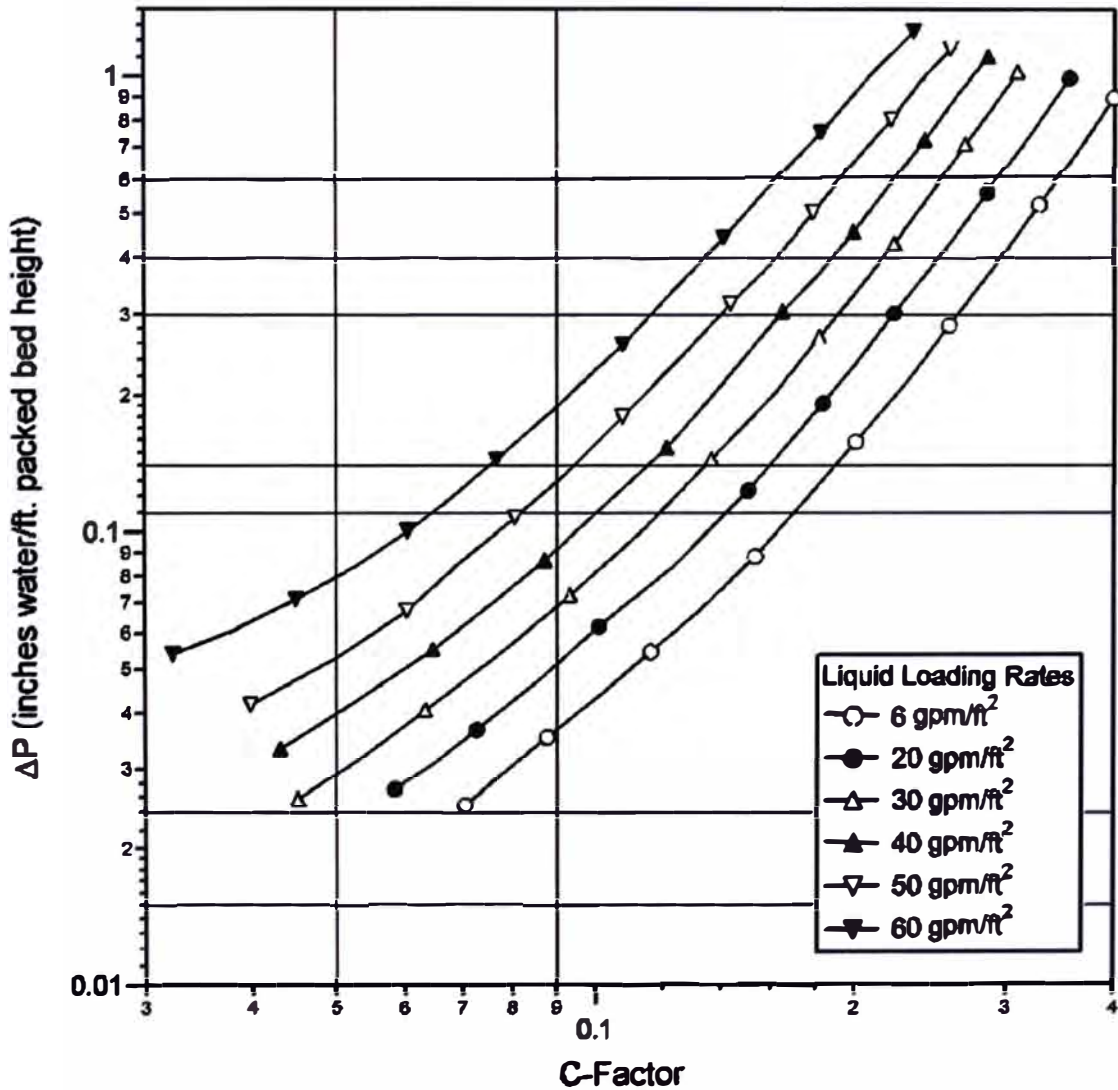
6.6. Grafica de Caída de Presión del Empaque Tri-Pack Vs. Flujo de Gas

Para el caso a escala comercial

ΔP Vs. G

Pressure Drop vs. C-Factor 2" Plastic Jaeger Tri-Packs®

Ambient Air-Water Systems for Various Liquid Loadings



$$C\text{-Factor} = V_s \left[\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_V} \right]^{1/2} \text{ where}$$

V_s = Superficial Vapor Velocity in ft/sec
 ρ_L and ρ_V = Density of Liquid and Vapor in lb/ft³

For Air/Water systems at 70°F & 1 atm: C-Factor x 7776.2 = lb/hr-ft²; gpm/ft² x 499.7 = lb/hr-ft²

6.7. Ilustraciones

Gases Dióxido de Nitrógeno $\text{NO}_2(\text{g})$



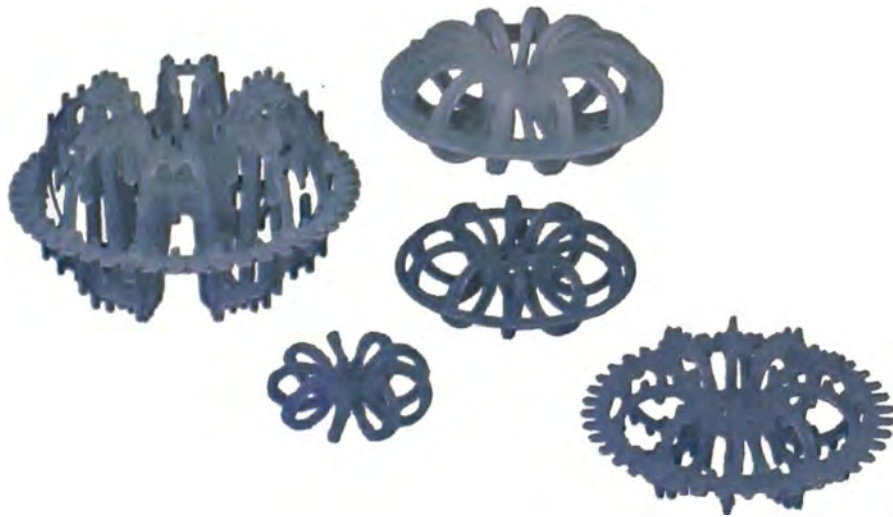
Torres de Absorción a escala Comercial



Torres de Absorción Empacada a Escala Comercial
(Vista superior)



Empaque Tellerette



Empaque Tri-Pack



Torres de Absorción Empacada a Escala Comercial
(Vista lateral)

