



UNIVERSIDAD DE LA CORUÑA

CIENCIA DE MATERIALES, N., MÁQUINAS Y MOTORES TÉRMICOS

INFLUENCIA DE LAS CONDICIONES
HIDRODINÁMICAS EN LA ABSORCIÓN
DE SO_2 MEDIANTE AGUA DE MAR

ALVARO BAALIÑA INSUA
LA CORUÑA, JULIO 1997

UNIVERSIDAD DE LA CORUÑA

Departamento: Ciencia de Materiales, N., Máquinas y
Motores Térmicos

**INFLUENCIA DE LAS CONDICIONES
HIDRODINÁMICAS EN LA
ABSORCIÓN DE SO₂ MEDIANTE AGUA
DE MAR**

Memoria presentada por
ALVARO BAALIÑA INSUA
para optar al Grado de Doctor
por la Universidad de La Coruña.
La Coruña, Junio de 1997.



NOVOS NUMEROS
Teléfono: 16 70 00
Fax: 16 71 01

UNIVERSIDADE DA CORUÑA

DEPARTAMENTO DE CIENCIA DE MATERIAIS,
NAUTICAS, MAQUINAS, E MOTORES TERMICOS

Escola Superior da Mariña Civil
Paseo de Ronda, 51
15011 A Coruña
Telfs. 25 67 00 - 04 - 08
Fax 25 15 68

Evaristo Rodríguez Suárez, Profesor Titular de Máquinas y Motores Térmicos y Juan Arturo Santaballa López, Profesor Titular de Química Física, de la Universidad de La Coruña,

INFORMAN:

Que la memoria titulada INFLUENCIA DE LAS CONDICIONES HIDRODINÁMICAS EN LA ABSORCIÓN DE SO₂ MEDIANTE AGUA DE MAR, que para optar al Grado de Doctor en Marina Civil presenta D. Alvaro Baaliña Insua ha sido realizada bajo nuestra dirección en el Departamento de Ciencia de Materiales, N., Máquinas y Motores Térmicos de esta Universidad.

Considerando que constituye trabajo de Tesis, autorizan su presentación a la Comisión de Tercer Ciclo de la Universidad de La Coruña.

Y para que así conste, firman el presente escrito en La Coruña el 25 de Junio de 1997.

Evaristo Rodríguez Suárez

J. A. Santaballa López

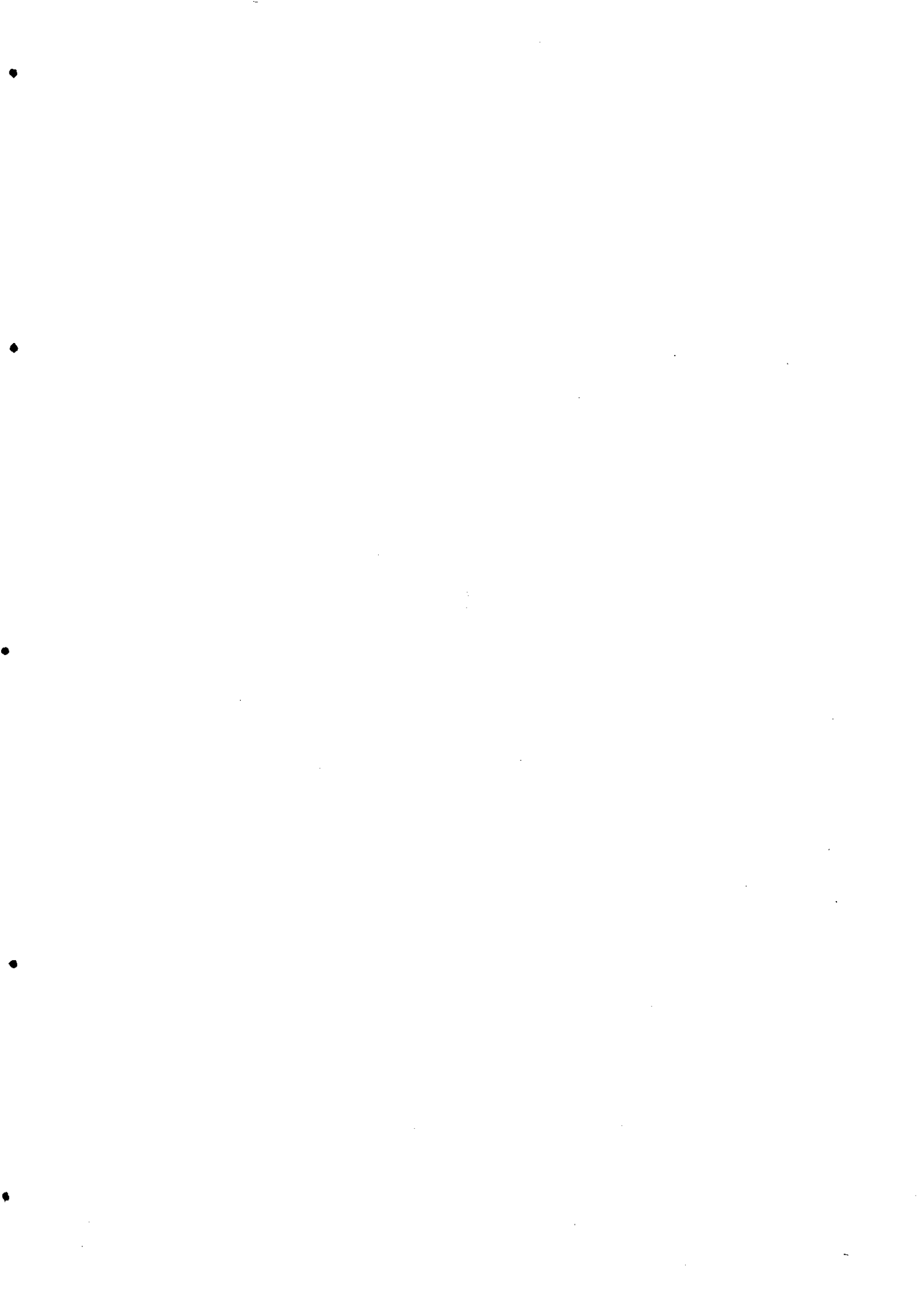
Quiero expresar mi agradecimiento a los Profesores Titulares de la Universidad de la Coruña Dr. D. Evaristo Rodríguez Suárez y a Dr. D. Juan Arturo Santaballa, Directores de esta tesis, por sus ideas, apoyo y disponibilidad recibidas en todo momento.

Igualmente, al Catedrático del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Santiago Prof. Dr. D. Alberto Arce Arce, por sus continuas inyecciones de optimismo en los momentos más difíciles.

A la Xunta de Galicia y Universidade da Coruña, que han financiado la realización de este trabajo.

Finalmente, quiero manifestar mi agradecimiento a todos los amigos, y, en especial, a mis padres y esposa, que han aportado un constante apoyo en la realización y conclusión de este trabajo.

Va por tí, querido hijo...



1.- INTRODUCCIÓN	1
2.- OBJETIVOS	6
2.1.- OBJETIVOS DE ESTUDIO.	7
2.1.1.- Estudio de las condiciones hidrodinámicas	7
2.1.2.- Estudio de los procesos de transferencia de materia en el sistema SO ₂ diluido-agua de mar.	7
2.1.3.- Influencia de los parámetros hidrodinámicos sobre el proceso de transferencia de materia	8
3.- PARTE TEÓRICA Y REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	10
3.1.- DIFUSIÓN MOLECULAR. TRANSFERENCIA DE MATERIA .	12
3.1.1.- Introducción	12
3.1.2.- Condiciones de equilibrio líquido-gas	12
3.1.3.- Ecuaciones de la difusión molecular	13
3.1.3.1.- Difusión en estado estacionario	14
- Difusión molecular en gases	14
- Difusión Stefan	14
- Contradifusión equimolal	15
- Difusión de remolino	15
- Difusión molecular en líquidos	16
3.1.3.2.- Difusión en estado no estacionario. Ecuación de continuidad	16
3.2.- COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA. MODELOS HIDRODINÁMICOS	19
3.2.1.- Introducción	19
3.2.2.- Teoría de película	19
3.2.3.- Modelos de superficie inmóvil.	20
3.2.4.- Teoría de penetración o renovación de superficie	21
3.2.5.- Modelo de película-penetración	24
3.3.- ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA INSTANTÁNEA ...	25
3.4.- DIFUSIÓN INTERFACIAL. ALEJAMIENTO DE LA CONDICIÓN DE EQUILIBRIO	28
3.4.1.- Curva de equilibrio	28
3.4.2.- Coeficientes globales de transferencia de materia	29
3.5.- BALANCE DE MATERIA EN FLUJO A CONTRACORRIENTE ..	31

3.5.1.- Determinación de los caudales	31
3.5.2.- Línea de operación	31
3.5.3.- Integración gráfica para el cálculo de la altura de torre	33
3.5.4.- Unidad de transferencia	34
3.5.5.- Altura de la unidad de transferencia	35
3.6.- ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA INSTANTÁNEA EN UNA TORRE A CONTRACORRIENTE	37
3.7.- ABSORCIÓN DE SO ₂ EN AGUA DE MAR. MODELO QUÍMICO E HIDRODINÁMICO	40
3.7.1.- Introducción	40
3.7.2.- Sistema SO ₂ -soluciones acuosas	40
3.7.2.1.- Modelo químico de la absorción en agua	40
3.7.2.2.- Modelo químico de la absorción en soluciones acuosas alcalinas	41
- Teoría de película	42
- Teoría de renovación de superficie	44
3.7.3.- Sistema SO ₂ -aire-agua de mar	44
3.7.3.1.- Modelo químico	44
3.7.3.2.- Balance de materia	46
3.7.3.3.- Propiedades físicas	48
3.8.- HIDRODINÁMICA. MODELOS DE CAÍDA DE PRESIÓN Y TRANSFERENCIA DE MATERIA	51
3.8.1.- Retención de líquido. Capacidad	51
3.8.2.- Modelos para la obtención de los distintos valores de retención	52
3.8.3.- Caída de presión	52
3.8.4.- Predicción de la caída de presión y del punto de inundación	53
3.8.4.1.- Cartas de correlación	53
3.8.4.2.- Modelos de caída de presión para relleno seco	55
3.8.4.3.- Modelos de caída de presión para relleno irrigado	57
3.8.5.- Modelos de transferencia de materia	59
4.- EQUIPO EXPERIMENTAL	63
4.1.- INTRODUCCIÓN	64
4.2.- DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO DE LAVADO	64
4.2.1.- Gas de lavado	64
4.2.2.- Agua de lavado	65
4.2.3.- Rellenos utilizados	68

Indice.

4.3.- INSTRUMENTOS DE MEDIDA	68
4.3.1.- Caudal de agua	68
4.3.2.- Concentración de gas	69
4.3.3.- Caídas de presión	69
4.3.4.- Medida del pH	71
5.- ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA HIDRODINÁMICA	71
5.1.- INTRODUCCIÓN	72
5.2.- DESCRIPCIÓN DE LA REALIZACIÓN DE LAS EXPERIENCIAS	72
5.3.- RESULTADOS	73
6.- ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA	137
6.1.- INTRODUCCIÓN	138
6.2.- DESCRIPCIÓN DE LA REALIZACIÓN DE LAS EXPERIENCIAS	138
6.3.- RESULTADOS	138
7.- DISCUSIÓN DE RESULTADOS	161
7.1.- HIDRODINÁMICA	162
7.1.1.- Caída de presión experimental	162
7.1.2.- Caída de presión experimental comparada con modelos teóricos ..	163
7.1.3.- Modelo para la determinación de la caída de presión	164
7.2.- TRANSFERENCIA DE MATERIA	166
7.2.1.- Datos experimentales de transferencia	166
7.2.2.- Perfiles de concentración en el relleno	169
7.2.3.- pH del efluente	169
8.- CONCLUSIONES	172
9.- NOMENCLATURA	178
10.- BIBLIOGRAFÍA	186

11.- APÉNDICE 193

1.- INTRODUCCIÓN

1.- Introducción.

La contaminación del medioambiente por la acción de los gases de combustión constituye uno de los problemas más importantes derivados del avance tecnológico sufrido, sobre todo, en este último siglo.

La incesante carrera del hombre en la mejora de su bienestar se ha caracterizado por la explotación de los recursos de una forma inconsciente, sin tener en cuenta los efectos, a medio y largo plazo, sobre el entorno. Esta actitud ha desembocado en problemas ambientales graves. Los contaminantes (gases y partículas) pueden formar diversos compuestos químicos, como sulfatos, nitratos, etc. y nieblas, debido a reacciones fotoquímicas que afectan a las propiedades físicas y químicas de la atmósfera, con repercusiones en el delicado balance térmico, cambios climáticos, destrucción de flora, lluvias ácidas, etc, así como ataques a los materiales.

Así mismo, los efectos de las sustancias contaminantes transportadas por el aire sobre la salud pueden llegar a ser graves. Las principales repercusiones se producen a nivel pulmonar, debido a las partículas de polvo menores de una micra que transportan productos tóxicos con posibilidad de pasar directamente a la sangre en un 60 u 80 %.

Sólo la conciencia social, la elaboración de una legislación adecuada y el desarrollo de líneas de investigación en este campo pueden hacer posible una inversión en el proceso de degradación de nuestro entorno.

Dentro de los contaminantes atmosféricos existen cinco tipos de sustancias, conocidas como contaminantes primarios, que representan más del 90 % del problema de la contaminación atmosférica, y estas son:

1. óxidos de azufre,
2. óxidos de nitrógeno,
3. compuestos orgánicos,
4. monóxido de carbono y,
5. partículas de polvo.

Dentro de los contaminantes gaseosos del aire los óxidos de azufre son uno de los más importantes debido a sus peligrosos efectos sobre la salud y el medioambiente. Así mismo, además del monóxido de carbono, es el único contaminante importante producido por el hombre que rebasa las emisiones de las fuentes naturales.

Entre los óxidos de azufre que se emiten a la atmósfera en mayor cantidad se encuentran el SO_2 , acompañado de cantidades variables de SO_3 , dependiendo de las condiciones en la fuente de emisión.

Las emisiones de SO_2 , proceden en gran medida de fuentes antropogénicas, sobre todo de procesos de combustión de carbón, fuel-oil pesado, etc.; mientras que, dentro de la atmósfera se genera una importante cantidad como consecuencia de la oxidación del sulfuro de hidrógeno procedente de la descomposición de la materia orgánica.

- Existen tres posibilidades para controlar las emisiones de óxidos de azufre a la atmósfera:
- minimizar el contenido de azufre presente en los combustibles antes de la combustión.
 - neutralización durante su formación en la propia combustión.
 - separación de los óxidos de azufre de los gases antes de su salida a la atmósfera.

Dentro de este último apartado se ha desarrollado un gran número de procesos tales como sistemas de inyección de reactivos como calizas, citrato sódico, etc. No obstante, la retención de uno o más componentes de una mezcla gaseosa por mecanismos de absorción es, probablemente, la operación más importante en el control de las emisiones de óxidos de azufre.

1.- Introducción.

El proceso de absorción convencional consiste en un íntimo contacto de una mezcla de gases con un líquido, de tal manera que uno o más constituyentes del gas se disuelvan en la masa líquida. La condición necesaria para este proceso es la solubilidad de los contaminantes a transferir en el líquido absorbente.

La razón de la transferencia de los constituyentes solubles del gas a la fase líquida está determinada por los procesos de difusión que ocurren a cada lado de la interfase gas-líquido. El equilibrio químico y los coeficientes de transferencia de materia son otros factores a tener en cuenta en el control del funcionamiento de los sistemas de absorción, los cuales serán estudiados en el desarrollo de este trabajo.

Los principales equipos de absorción de gases son las torres de lavado húmedo que pueden clasificarse en varios grupos según el método seguido para poner en contacto el gas y el líquido y el suministro de la energía necesaria para el proceso.

Las torres de relleno han sido utilizadas para el contacto de gases y líquidos en muchas actividades industriales desde comienzos de este siglo. El primer relleno de anillos Rashing fue inventado en 1915 y, muchos de los diseños de rellenos usados hoy en día fueron objeto de los primeros estudios entre 1920 y 1930. A lo largo de los años estos equipos han demostrado su utilidad no solo en el campo de los procesos de separación mediante absorción sino también en otros campos como la destilación etc.

Actualmente se están llevando a cabo muy pocos estudios sobre torres de relleno, a pesar de que la mayoría de las interpretaciones teóricas son inadecuadas para muchos procesos desarrollados. Por ejemplo, el problema aparentemente elemental de predecir la caída de presión y la máxima capacidad para flujo en contracorriente de un gas o un líquido en un lecho de relleno requiere mayores estudios, dado que se han observado importantes discrepancias entre los modelos teóricos y los resultados experimentales. En el campo de la absorción con reacción química, que es el caso del sistema SO_2 diluido-agua de mar, hay una gran diferencia entre los trabajos teóricos y los procedimientos prácticos de diseño generalmente usados. Así mismo, el estudio teórico-experimental de los mecanismos internos en las torres de relleno para lavado húmedo con agua de mar no ha sido tratado en profundidad hasta el momento.

Considerando lo anterior y que las torres de relleno son equipos versátiles, eficientes y de costes reducidos, se han tomado como base para este trabajo. Por otra parte, debido a que el agua de mar reúne unas condiciones muy singulares para la absorción de SO_2 , también se ha utilizado para este estudio. Además, la bibliografía y datos experimentales existentes son escasos.

También es importante tener en cuenta que en los procesos de lavado húmedo de gases también se retienen las partículas en suspensión. Por todo ello, los sistemas de lavado húmedo pueden utilizarse en una serie de aplicaciones industriales como acondicionamiento de aire (eliminación de partículas de polvo, olores, deshumidificación, etc.), para controlar las emisiones atmosféricas (retención de especies gaseosas y partículas), desalinización de agua de mar (la absorción de SO_2 reduce significativamente el poder incrustante de las sales disueltas) o la generación de gas inerte a partir de gases de combustión en buques (retención de SO_2 , de partículas y enfriamiento de los gases).

En los buques de crudo y derivados se emplean los gases de combustión procedentes de las calderas, con un bajo contenido de oxígeno. En otros casos, se recurre a los generadores autónomos de gas inerte. Todos ellos necesitan sistemas húmedos de lavado de los gases antes de su envío a los tanques para la inertización.

En todos los casos de lavado húmedo de gases de combustión en que los contenidos de

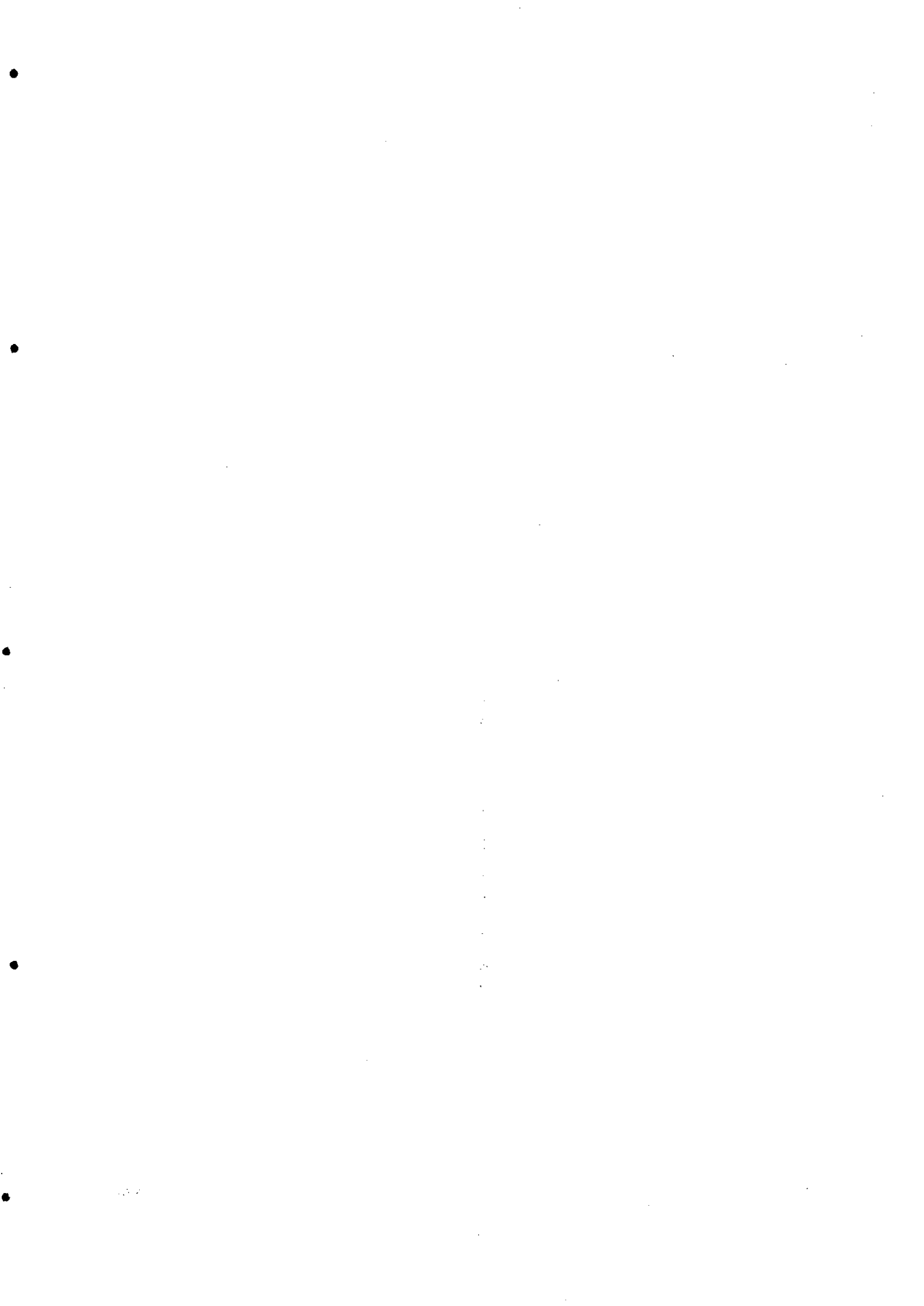
1.- Introducción.

SO₂ son apreciables los efluentes adquieren valores de pH bajos que originan problemas de corrosión en los equipos y posibles ataques al medioambiente.

Por todo ello, el estudio de los procesos de absorción de SO₂ mediante agua de mar es importante de cara a la búsqueda de soluciones técnicas para ciertos problemas que se presentan en diversas aplicaciones industriales.

En definitiva, resulta de interés establecer el estudio de las condiciones hidrodinámicas que se dan en el seno del lecho relleno con vistas a establecer la caída de presión y su influencia sobre la efectividad del proceso de transferencia de contaminantes como el SO₂ al agua de mar.

Este trabajo se centra en el estudio de los mecanismos de absorción de SO₂ en torres de relleno con agua de mar, para lo cual se dispone de una instalación experimental cuya descripción se ofrece en el Capítulo 6. Los datos obtenidos permitirán el establecimiento de modelos teóricos que suministren valores fiables de los coeficientes de transferencia de materia en la fase gas, de la caída de presión y del pH del efluente, para cualquier condición de operación dentro del sistema objeto de estudio.



2.- OBJETIVOS

2.1.- OBJETIVOS DE ESTUDIO.

2.1.1.-Estudio de las condiciones hidrodinámicas.

2.1.2.-Estudio de los procesos de transferencia de materia en el sistema
SO₂ diluido-agua de mar

2.1.3.- Influencia de los parámetros hidrodinámicos sobre el proceso de
transferencia de materia.

2.1.- OBJETIVOS DE ESTUDIO

El trabajo desarrollado en esta tesis forma parte de una Línea de Investigación que se viene realizando desde hace algún tiempo sobre procesos de lavado de gases, y que, en este caso, se centra en el estudio de los procesos de retención de SO_2 empleando agua de mar como absorbente.

En líneas generales, se trata de obtener datos sobre las condiciones hidrodinámicas que se presentan en el seno del lechos rellenos y su influencia sobre el proceso de transferencia de materia desde la fase gaseosa a la líquida en un sistema SO_2 diluido-agua de mar. Los objetivos puntuales del estudio han sido:

- Obtención de datos de caída de presión en una torre con circulación a contracorriente de las fases y distintos tipos de rellenos. Comparación de los datos obtenidos con las predicciones de modelos teóricos presentes en la bibliografía, y obtención de un modelo mejorado.

- Obtención de datos de absorción en el sistema SO_2 diluido-agua de mar, en la misma torre, para distintas condiciones de operación y rellenos. Cálculo de los coeficientes de transferencia de materia, comparación con las predicciones de modelos teóricos existentes, y obtención de un modelo mejorado.

- Estudio de la influencia de las condiciones hidrodinámicas, representadas por la caída de presión, sobre el proceso de transferencia de materia en el sistema considerado.

Para la consecución de estos objetivos, y contando con el equipo experimental adecuado, se desarrollaron las siguientes fases de estudio:

2.1.1.-Estudio de las condiciones hidrodinámicas.

Se obtuvieron datos de la caída de presión a lo largo del relleno, condiciones de inundación, tipo de flujo, capacidad, etc., y se compararon con los modelos disponibles en la bibliografía, estableciendo las correspondientes coincidencias y discrepancias, proponiendo además un modelo mejorado. Con este fin, se siguieron los siguientes pasos:

- a) Obtención de las caídas de presión totales y parciales a los largo del relleno y para distintos radios de muestreo, considerando varios caudales de gas y agua de mar, y empleando sensores de presión diferencial y manómetro de columna de agua inclinada para la realización de las medidas.
- b) Comparación de los datos obtenidos con los modelos ya existentes que se mencionan en la bibliografía.
- c) Preparación de un nuevo modelo que permitió la predicción de la caída de presión dentro de unos intervalos de precisión aceptables

2.1.2.-Estudio de los procesos de transferencia de materia en el sistema SO_2 diluido-agua de mar.

Con el fin de establecer los mecanismos en los que se basa el proceso de absorción de SO_2

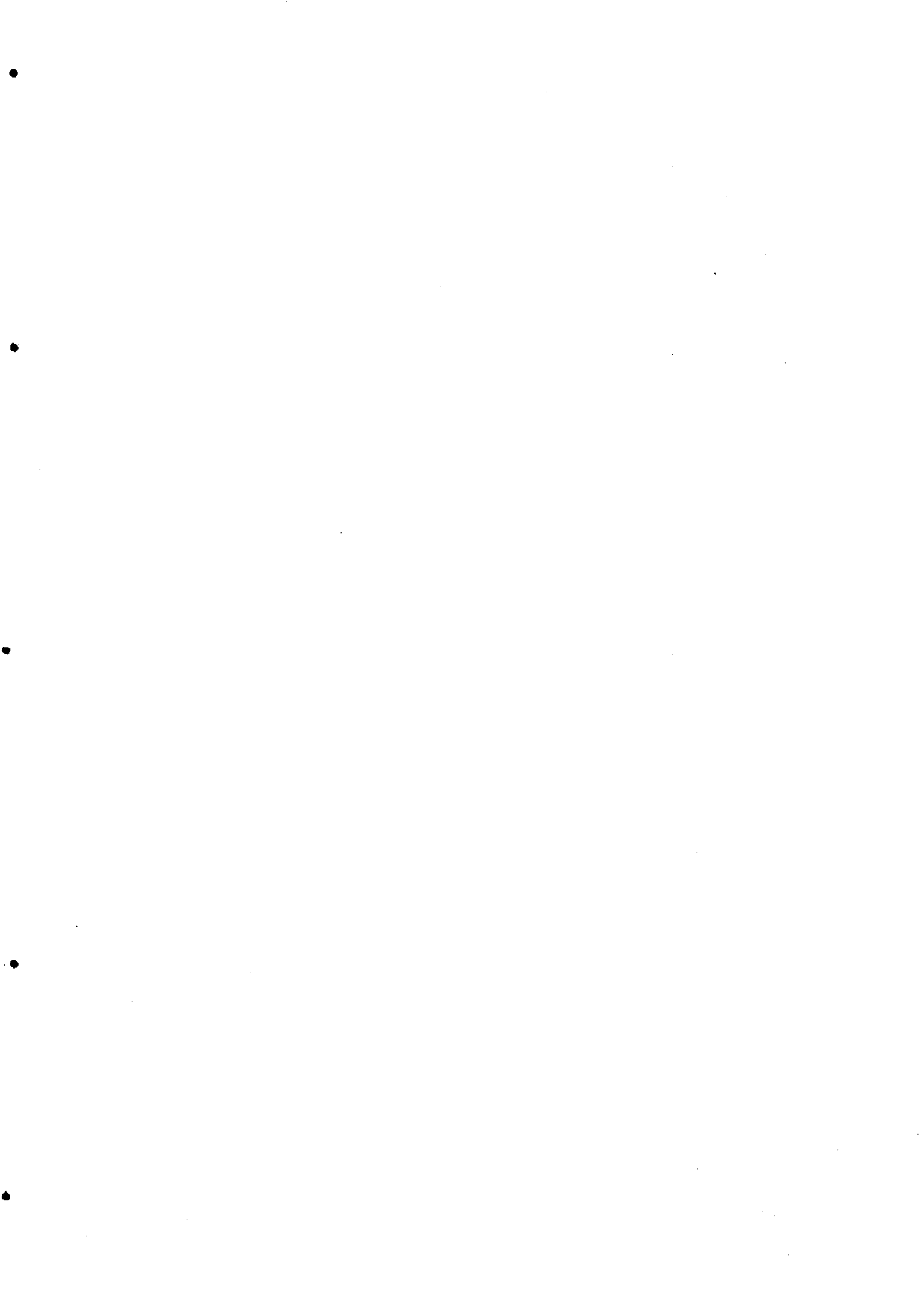
2.- Objetivos.

en agua de mar se desarrollaron los siguientes pasos:

- a) Obtención de los rendimientos de retención de SO_2 para distintas condiciones de operación y rellenos, empleando una mezcla gaseosa de aire y SO_2 . Se observaron las concentraciones de la fase gaseosa a lo largo de la torre, mediante cromatografía de gases y espectroscopía fotoacústica.
- b) Conocidos los perfiles de concentración a lo largo de la torre se establecieron las distintas zonas de absorción superficial, interna y de absorción física.
- c) Cálculo del coeficiente de transferencia, altura y número de unidades de transferencia correspondientes a la fase gas, y comprobación de los datos obtenidos con los modelos teóricos de la bibliografía.
- d) Establecimiento de un modelo teórico para el cálculo del coeficiente de transferencia global de la fase gas correspondiente al sistema objeto de estudio.
- e) Determinación del pH del efluente emergente del equipo de absorción, para distintas condiciones de operación y comparación con valores teóricos derivados del modelo químico correspondiente al sistema estudiado.

2.1.3.- Influencia de los parámetros hidrodinámicos sobre el proceso de transferencia de materia.

Alcanzados los pasos anteriores se buscó la relación entre el rendimiento de retención, pH del efluente y la energía puesta en juego, lo que permitió establecer las condiciones óptimas de la operación de lavado húmedo con vistas a la optimización del proceso con un mínimo consumo de energía e impacto sobre el ambiente de los efluentes. Así mismo, los datos obtenidos pueden ser de gran utilidad en el diseño de equipos de purificación de gases y aire.



3.- PARTE TEÓRICA Y REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.

3.1.- DIFUSIÓN MOLECULAR. TRANSFERENCIA DE MATERIA.

3.1.1.- Introducción.

3.1.2.- Condiciones de equilibrio líquido-gas.

3.1.3.- Ecuaciones de la difusión molecular.

3.1.3.1.- Difusión en estado estacionario.

-Difusión molecular en gases.

- Difusión Stefan.

- Contradifusión equimolal.

- Difusión de remolino.

- Difusión molecular en líquidos.

3.1.3.2.- Difusión en estado no estacionario. Ecuación de continuidad.

3.2.- COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA. MODELOS HIDRODINÁMICOS.

3.2.1.- Introducción.

3.2.2.- Teoría de película.

3.2.3.- Modelos de superficie inmóvil.

3.2.4.- Teoría de penetración o renovación de superficie.

3.2.5.- Modelo de película-penetración.

3.3.- ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA INSTANTÁNEA.

3.4.- DIFUSIÓN INTERFACIAL. ALEJAMIENTO DE LA CONDICIÓN DE

EQUILIBRIO.

3.4.1.- Curva de equilibrio.

3.4.2.- Coeficientes globales de transferencia de materia.

3.5.- BALANCE DE MATERIA EN FLUJO A CONTRACORRIENTE.

3.5.1.- Determinación de los caudales.

3.5.2.- Línea de operación.

3.5.3.- Integración gráfica para el cálculo de la altura de columna.

3.5.4.- Unidad de transferencia.

3.5.5.- Altura de la unidad de transferencia.

3.6.- ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA INSTANTÁNEA EN UNA TORRE A CONTRACORRIENTE.

3.7.- ABSORCIÓN DE SO₂ EN AGUA DE MAR. MODELO QUÍMICO E HIDRODINÁMICO.

3.7.1.- Introducción.

3.7.2.- Sistema SO₂-soluciones acuosas.

3.7.2.1.- Modelo químico de la absorción en agua.

3.7.2.2.- Modelo químico de la absorción en soluciones acuosas alcalinas.

- Teoría de película.

- Teoría de renovación de superficie.

3.7.3.- Sistema SO₂-agua de mar.

3.7.3.1.- Modelo químico.

3.7.3.2.- Balance de materia.

3.7.3.8.- Propiedades físicas.

3.8.- HIDRODINÁMICA. MODELOS DE CAÍDA DE PRESIÓN Y TRANSFERENCIA DE MATERIA.

3.8.1.- Retención de líquido. Capacidad.

3.8.2.- Modelos para la obtención de los distintos valores de retención.

3.8.3.- Caída de presión.

3.8.4.- Predicción de la caída de presión y del punto de inundación.

3.8.4.1.- Cartas de correlación.

3.8.4.2.- Modelos de caída de presión para relleno seco.

3.8.4.3.- Modelos de caída de presión para relleno irrigado.

3.8.5.- Modelos de transferencia de materia.

3.1.- DIFUSIÓN MOLECULAR. TRANSFERENCIA DE MATERIA.

3.1.1.- Introducción.

El lavado húmedo de gases está basado en la transferencia de materia por difusión molecular y tiene como objetivo transferir la mayor cantidad de materia posible desde el gas al seno de un líquido con un coste mínimo.

La difusión de las moléculas del soluto en un líquido es debida a los movimientos térmicos al azar de las moléculas, y su efecto será la redistribución de dichas moléculas, del tal forma que exista un transporte neto desde las regiones de mayor concentración hasta las de menor concentración. No obstante, la fuerza motriz de la difusión no es el gradiente de concentración, sino que realmente es el potencial químico.

El proceso de difusión molecular en sí mismo es lento, pero puede ser acelerado mediante agitación o por movimientos de convección del fluido. En este caso hablaremos de la denominada difusión turbulenta.

Tanto en la difusión molecular como turbulenta, el soluto, una vez absorbido, puede formar una solución simple o bien reaccionar químicamente con algún componente de la fase líquida. De aquí se deduce la existencia de dos mecanismos de transferencia de materia por absorción; uno, en el que concurre una simple absorción física y otro en el que la absorción física está acompañada por una reacción química. Este es precisamente el caso del lavado de gases con agua de mar, en donde concurren la absorción física del SO_2 acompañada por una reacción química instantánea con los distintos componentes de la misma (Eigen *et al.*, 1961; Astarita y Gioia, 1964; Dankwerts, 1968; Onda y Kobayashi, 1971; Hikita *et al.*, 1977).

3.1.2.- Condiciones de equilibrio líquido-gas.

Cuando las fases gaseosa y líquida entran en contacto, existen límites de equilibrio físico o químico, según los cuales la solubilidad del soluto en el líquido no puede ser rebasada, independientemente del tipo y tiempo de contacto entre las fases. En una mezcla de gases, el grado hasta el que se absorbe cada gas es función de su presión parcial. Para concentraciones diluidas de la mayoría de los gases, la relación de equilibrio viene dada por la ley de Henry: la fracción molar del gas en la fase líquida, x^* , se relaciona con la presión parcial del gas, p , según:

$$p = H_e x^* \quad (3.1)$$

en donde H_e representa la constante de Henry para un soluto en particular.

Por otra parte, en una mezcla ideal la presión parcial será proporcional a la fracción molar del componente en la fase gas, y :

$$p = y P \quad (3.2)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

en donde P es la presión total.

Combinando las dos ecuaciones anteriores obtendremos la concentración en la fase gas, y^* , en equilibrio con la fase líquida:

$$y^* = \frac{H x^*}{P} \quad (3.3)$$

La absorción se mantendrá siempre que la presión parcial del soluto en la fase gas sea mayor que la presión de vapor del soluto sobre la fase líquida, de tal forma que a una concentración en la fase gaseosa y presión, constantes, la solubilidad del soluto en la fase líquida es proporcional al valor de la constante de Henry.

La constante de Henry es una función creciente con la temperatura, dado que la solubilidad desciende con la misma, hasta alcanzar un máximo y descender a temperaturas más altas. La relación viene dada por la siguiente expresión de Arrhenius:

$$\frac{d \ln H_e}{d(1/T)} = \frac{\Delta H}{\mathfrak{R}} \quad (3.4)$$

en donde T es la temperatura absoluta, \mathfrak{R} es la constante de los gases ideales y ΔH el calor de absorción del gas a la temperatura considerada.

3.1.3.- Ecuaciones de la difusión molecular.

La difusión molecular se deriva de los movimientos individuales de las moléculas debido a su energía térmica, de tal forma que la rapidez de difusión dependerá de la velocidad neta de desplazamiento de dichas moléculas, las cuales están sometidas a continuos cambios de dirección debido a las colisiones moleculares. Por ello, la colisión molecular y, por tanto, la rapidez de difusión, será función de la temperatura, presión, tipo de fluido, etc. La transferencia de materia se describirá en función del flujo molar por unidad de área en dirección normal a la difusión, y tendrá un valor instantáneo V con relación a un punto fijo y un valor medio \bar{V} en relación con los demás componentes. Considerando que la difusión tiene lugar en una sola dirección y que la concentración del componente que se difunde es uniforme a lo largo de cualquier plano perpendicular a dicha dirección, el flujo neto de transferencia del soluto en un momento dado será:

$$\bar{V} = -D_1 \frac{\partial c}{\partial z} \quad (3.5)$$

que es la Primera Ley de Fick, en donde $\partial c / \partial z$ es el gradiente de concentración en z en el momento considerado y D_1 , el coeficiente de difusión o difusividad del componente absorbido cuya concentración es c .

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

3.1.3.1.- Difusión en estado estacionario.

El movimiento del componente absorbido A respecto a un punto fijo, V_A , en una solución B, estará formado por la fracción del movimiento neto correspondiente a A, $x_A V$, y el resultante de la difusión \bar{V}_A , por lo que:

$$V_A = V x_A + \bar{V}_A \quad (3.6)$$

$$V = V_A + V_B \quad (3.7)$$

de donde se obtiene que:

$$V_A = (V_A + V_B) \frac{c_A}{c} - D_A \frac{\partial c_A}{\partial z} \quad (3.8)$$

Considerando la condición inicial de que la difusión tiene lugar en estado estacionario, se puede integrar la expresión anterior, obteniéndose el valor de V_A a lo largo de la trayectoria z:

$$\int_{c_{A1}}^{c_{A2}} \frac{-dc_A}{V_A c - c_A (V_A + V_B)} = \frac{1}{c D_A} \int_0^z dz \quad (3.9)$$

$$V_A = \frac{V_A}{V_A + V_B} \frac{D_A c}{z} \ln \frac{\frac{V_A}{V_A + V_B} - \frac{c_{A2}}{c}}{\frac{V_A}{V_A + V_B} - \frac{c_{A1}}{c}} \quad (3.10)$$

- Difusión molecular en gases

Considerando A como un gas ideal, se tiene que $c_A/c = p_A/P = y_A$, y además $c = P/RT$, por lo que la expresión anterior queda, en función de fracciones molares o presiones parciales, de la siguiente forma:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$V_A = \frac{V_A}{V_A + V_B} \frac{D_A P}{\Re T z} \ln \frac{V_A/(V_A + V_B) - y_{A2}}{V_A/(V_A + V_B) - y_{A1}} \quad (3.11)$$

$$V_A = \frac{V_A}{V_A + V_B} \frac{D_A P}{\Re T z} \ln \frac{[V_A/(V_A + V_B)] P - p_{A2}}{[V_A/(V_A + V_B)] P - p_{A1}}$$

- *Difusión Stefan.*

En el caso de difusión en estado estacionario del componente A, en otro que no se difunde B, se tendrá que $V_B = 0$, y por tanto:

$$V_A = \frac{D_A P}{\Re T z} \ln \frac{1 - y_{A2}}{1 - y_{A1}} \quad (3.12)$$

$$V_A = \frac{D_A P}{\Re T z} \ln \frac{P - p_{A2}}{P - p_{A1}}$$

Definiendo la media logarítmica de la fuerza impulsora de la transferencia como:

$$(1 - y_A)_{lm} = \frac{(1 - y_{A2}) - (1 - y_{A1})}{\ln[(1 - y_{A2}) / (1 - y_{A1})]} \quad (3.13)$$

$$P_{B,lm} = \frac{P_{B2} - P_{B1}}{\ln(p_{B2}/p_{B1})} = \frac{P_{A1} - P_{A2}}{\ln[(P - p_{A2}) / (P - p_{A1})]}$$

y sustituyendo en la ecuación anterior nos queda:

$$V_A = \frac{D_A P}{\Re T z} \frac{y_{A1} - y_{A2}}{(1 - y_A)_{lm}} \quad (3.14)$$

$$V_A = \frac{D_A}{\Re T z} \frac{P}{P_{B,lm}} (p_{A1} - p_{A2})$$

- *Contradifusión equimolal.*

En el caso de que exista contradifusión equimolal, se cumplirá que $V_A = -V_B$, por lo que la velocidad de transferencia será:

$$V_A = \frac{D_A P}{RTz} (y_{A1} - y_{A2}) \quad (3.15)$$

- *Difusión de remolino.*

En la mayoría de los casos prácticos interviene el flujo turbulento, que se caracteriza por el movimiento al azar de partículas del fluido. Esto provoca un aumento de la velocidad de transferencia, que queda reflejado en la 1ª Ley de Fick sumando a la difusividad molecular, la difusividad de remolino R :

$$\bar{V}_A = (D_A + R) \frac{\partial c_A}{\partial x} \quad (3.16)$$

- *Difusión molecular en líquidos.*

Las ecuaciones usadas para el cálculo de los flujos molares son las mismas que las de los gases, empleándose concentraciones o fracciones molares en vez de presiones parciales.

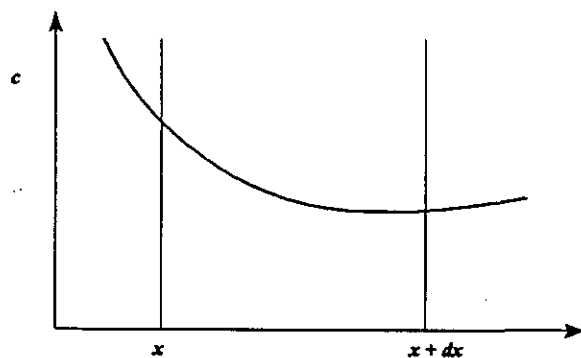
3.1.3.2.- *Difusión en estado no estacionario. Ecuación de continuidad.*

En el caso de que la concentración varíe con el tiempo y la posición, no son aplicables las hipótesis de régimen estacionario, por lo que es necesario establecer ecuaciones diferenciales que relacionan las tres variables consideradas, es decir, concentración, tiempo y posición. Para ello, se establece un balance de materia para difusión en el caso unidimensional en un elemento de fluido de espesor diferencial dx y de sección la unidad, dispuesto de forma perpendicular a la dirección x de difusión (Fig. III.1). El gradiente de concentración de soluto en x será:

$$x \circ \frac{\partial c}{\partial x} \quad (3.17)$$

Por otra parte, el gradiente de concentración en $(x + dx)$ será:

$$x + dx \circ \frac{\partial c}{\partial x} + dx \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \quad (3.18)$$



Por lo tanto, el soluto se difunde en el elemento a la velocidad:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$-D_1 \frac{\partial c}{\partial x} \quad (3.19)$$

y sale del elemento a la velocidad:

$$-D_1 \left(\frac{\partial c}{\partial x} + dx \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \right) \quad (3.20)$$

Por tanto, la velocidad de acumulación será la velocidad de incremento de concentración en el elemento, multiplicada por su volumen, es decir:

$$\begin{aligned} \text{entrada} - \text{salida} &= \text{acumulación} \\ -D_1 \frac{\partial c}{\partial x} + D_1 \left(\frac{\partial c}{\partial x} + dx \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \right) &= dx \frac{\partial c}{\partial t} \end{aligned} \quad (3.21)$$

de donde:

$$D_1 \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} = \frac{\partial c}{\partial t} \quad (3.22)$$

que representa la ecuación de continuidad para el soluto que se difunde en una sola dirección, en ausencia de reacción química, considerando que el líquido está libre de movimientos de convección y que la difusividad es independiente de t y de c , también conocida como Segunda Ley de Fick. Considerando la difusión en las tres direcciones del espacio, acompañada por una reacción química de velocidad r que consume el soluto y teniendo en cuenta que el elemento de fluido se mueve con una velocidad u , obtendremos la expresión general que gobierna la difusión acompañada por reacción química:

$$\begin{aligned} \text{transporte molecular} &= \text{convección} + \text{acumulación} + \text{velocidad reacción} \\ D_1 \Delta_2 c &= u \cdot \nabla c + \frac{\partial c}{\partial t} + r \end{aligned} \quad (3.23)$$

donde la notación vectorial es la usada por Bird *et al.* (1960). Si el soluto es generado por la reacción, entonces r será negativo. Como se puede observar, la ec. (3.22) es un caso particular de la anterior, en donde se considera difusión en una sola dirección, sin reacción química ($r = 0$)

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

y sin convección del líquido ($u = 0$). Si la reacción en x es instantánea ($r \rightarrow \infty$), en este punto el término $\partial^2 c / \partial x^2$ será infinito, lo que se corresponderá con una discontinuidad en la pendiente del perfil de concentración en ese punto.

3.2.- COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA. MODELOS HIDRODINÁMICOS.

3.2.1.- Introducción.

En los sistemas gas-líquido, el proceso de transferencia de materia está influenciado en gran medida por las condiciones hidrodinámicas de la fase líquida. Por ello, se definen los coeficientes de transferencia de materia que relacionan la velocidad de transferencia con la fuerza impulsora de la misma en una fase. La forma en que se defina la fuerza impulsora (concentración, presión parcial, etc.) variará el valor del coeficiente. Así mismo, los coeficientes pueden ser locales, cuando se definen para un punto cualquiera de la superficie límite de la fase, o globales cuando se sustituye en la fuerza impulsora el valor de la concentración en la interfase por el valor en el equilibrio.

Podemos deducir entonces, que los coeficientes de transferencia están influenciados por factores físico-químicos y por factores hidrodinámicos. En relación a estos últimos, a la hora de considerar esta influencia, se hace necesario su análisis en base a modelos teóricos, que permitirán la estimación de los coeficientes. En la literatura se presentan un cierto número de modelos hidrodinámicos de la interfase gas-líquido, los cuales están basados en la hipótesis de que el gradiente de velocidad en el líquido es nulo. A continuación se presentarán los más importantes.

3.2.2.-Teoría de película.

Representa el primer modelo hidrodinámico propuesto para el estudio de los procesos de transferencia de materia, en el cual se asume que cerca de cualquier interfase fluida, existe una película estática de espesor δ a través de la cual el proceso de transferencia de materia tiene lugar por simple conducción molecular. Whitman (1923) estableció que la película debía ser muy delgada, a fin de que la cantidad de soluto dentro de la misma sea muy pequeña en relación con la cantidad que pasa a través de ella o que el gradiente de concentración se alcance con rapidez. Se asume que las condiciones en la masa del fluido considerado permanecen constantes a excepción de la película estática.

Cuando la fase líquida controla el proceso de absorción, el modelo de película permite calcular la velocidad de absorción por unidad de área, \bar{V} :

$$\bar{V} = -D_1 \left(\frac{\partial c}{\partial x} \right)_{x=0} + (u_x c)_{x=0} \quad (3.24)$$

en donde c es la concentración del componente absorbido en la fase líquida, x es la distancia desde la interfase (tomada como positiva hacia el interior del líquido), D_1 , la difusividad molecular del componente absorbido en el líquido y u_x la componente de la velocidad normal a la interfase gas-líquido. Si se considera que no existe convección de líquido entonces $u_x = 0$, y si el sistema se mantiene en estado estacionario sin reacción química, se tiene que el gradiente de concentración

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

a lo largo de la película, o lo que es lo mismo, la pendiente del perfil de concentración a lo largo de la película (Fig. III.2), será:

$$-\left(\frac{\partial c}{\partial x}\right)_{x=0} = \frac{c'_0 - c_0}{\delta} \quad (3.25)$$

en donde c'_0 y c_0 son los valores de c en la interfase y en el seno de la fase líquida respectivamente. Si se define el coeficiente de absorción para absorción física k_l como:

$$k_l = \frac{\bar{V}}{c'_0 - c_0} \quad (3.26)$$

se tendrá que:

$$k_l = \frac{D_1}{\delta} \quad (3.27)$$

De esta forma, la teoría de película establece que para las mismas condiciones de flujo el coeficiente de transferencia de materia es proporcional a la difusividad molecular.

Correlaciones empíricas para los coeficientes de absorción implican proporcionalidades distintas a las establecidas por la teoría de película entre k_L y D_1 , como en el caso de flujo turbulento en el que se observa una dependencia menor, proporcional a D_1^n , en donde n puede oscilar entre prácticamente 0 a 0.9. Por ello, la teoría de película no es lo suficientemente ilustrativa de las condiciones hidrodinámicas

que concurren en un proceso de transferencia de materia, sin embargo, puede aportar aproximaciones muy útiles dada su sencillez, sobre todo en los casos de absorción acompañada con reacción química.

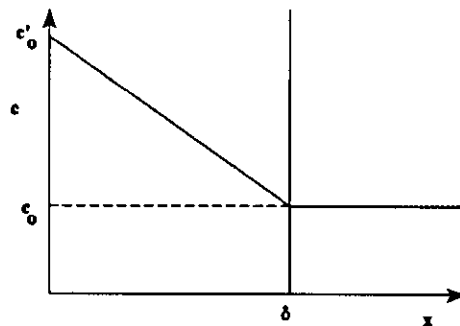


Figura III.2.- Perfil de concentración en la película de espesor δ .

3.2.3.- Modelos de superficie inmóvil.

En este caso se considera que cerca de la superficie existe una región en el que el transporte se verifica por difusión molecular, mientras que a distancias mayores de la superficie

predomina la difusión por turbulencias. En vez de la discontinuidad prevista por la teoría de película, existe una transición gradual desde el transporte molecular al transporte por convección turbulenta cuando la distancia desde la superficie aumenta. King (1966), propuso que la combinación de estos dos tipos de transporte implica un coeficiente de transferencia k_t , proporcional a una potencia de la difusividad comprendida entre 0 y 1.

Andrew (1961) y Danckwerts (1955) propusieron el modelo de rejuvenecimiento de superficie, en el cual se consideran movimientos convectivos que reemplazan el líquido a una cierta profundidad desde la superficie, generando gradientes de concentración que aceleran el proceso de absorción. Este modelo da una visión muy certera de lo que ocurre en un lecho de relleno, pero presenta el inconveniente de que se precisan dos parámetros para definir las condiciones hidrodinámicas, que son la profundidad de la película que no sufre convección y la frecuencia de los movimientos convectivos.

3.2.4.- Teoría de Penetración o renovación de superficie.

Higbie (1935) propuso un modelo alternativo, que especificaba las condiciones hidrodinámicas en la película líquida cercana a la interfase gas-líquido. En este caso no consideraba una película en movimiento lento como Whitman en su teoría, sino que establecía que la interfase estaba constituida por un gran número de pequeños elementos de líquido, los cuales alcanzan la superficie procedentes del seno del fluido, retornando al mismo después de un cierto tiempo de exposición a la fase gaseosa. Cada elemento de líquido, mientras permanece en la superficie, puede ser considerado estacionario, y la concentración del gas disuelto en el elemento puede considerarse igual a la concentración en el seno del líquido cuando el elemento es transportado hacia la superficie, c_0 . Como la concentración en la interfase gas-líquido es c'_0 , que puede asumirse como la solubilidad en equilibrio del gas en el líquido, ocurrirá que el elemento de líquido estará sujeto a una difusión molecular en estado no estacionario o penetración del gas en la dirección x . Además, Higbie estableció que el tiempo durante el cual los elementos de líquido permanecían en contacto con la fase gaseosa, t^* , era el mismo para todos ellos e igual, para el caso de burbujas cilíndricas de gas, a:

$$t^* = \frac{d}{u_b} \quad (3.28)$$

en donde d es la longitud vertical de la burbuja y u_b su velocidad.

El proceso de difusión molecular no estacionario en cada elemento está determinado por la Segunda Ley de Fick para un tiempo t transcurrido desde que el elemento alcanza la interfase, y con las condiciones de contorno asociadas siguientes:

$$D_1 \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} = \frac{\partial c}{\partial t} \quad (3.29)$$

$$c = \begin{cases} c_0 & \text{en } x > 0, & t = 0 \\ c'_0 & \text{en } x = 0, & t > 0 \\ c_0 & \text{en } x \rightarrow \infty, & t > 0 \end{cases} \quad (3.30)$$

$$c = \begin{cases} c'_0 & \text{en } x = 0, & t > 0 \end{cases} \quad (3.31)$$

$$c = \begin{cases} c_0 & \text{en } x \rightarrow \infty, & t > 0 \end{cases} \quad (3.32)$$

en donde la ec. (3.30) representa la hipótesis de concentración inicial uniforme y (3.31) es la definición de la concentración en la interfase. La ec. (3.32) puede ser usada como la tercera condición de contorno si, incluso al final de la vida del elemento t^* , la concentración dentro del mismo elemento difiere bastante de su valor inicial c'_0 sólo en las capas superficiales del elemento (cuando el tiempo de exposición es corto y la difusión es lenta). Esta tercera hipótesis también puede decirse que establece la condición de que la profundidad de penetración del gas en el elemento, (es decir, distancia entre la interfase en la cual c difiere apreciablemente de c_0) una vez transcurrido el tiempo t^* , es mucho menor que la longitud del propio elemento.

La integración de la ecuación de difusión en estado no estacionario, se obtiene a partir de la definición de la transformada de Laplace de la concentración:

$$g(s) = L(c) = s \int_0^{\infty} e^{-st} c \, dt \quad (3.33)$$

Aplicando la condición de contorno (3.30) se tiene que:

$$D_1 \frac{d^2 g}{dx^2} = sg - c_0 \quad (3.34)$$

La integral de esta ecuación que satisface las restantes condiciones es (Astarita, 1967 y Danckwerts, 1970):

$$c = (c'_0 - c_0) \operatorname{erfc} \left(\frac{x}{2\sqrt{D_1 t}} \right) + c_0 = (c'_0 - c_0) \left(1 - \operatorname{erf} \left(\frac{x}{2\sqrt{D_1 t}} \right) \right) + c_0 \quad (3.35)$$

en donde la función $\operatorname{erf} [x/2\sqrt{D_1 t}]$, es la integral de Fresnel de $x/2\sqrt{D_1 t}$, definida como:

$$\operatorname{erf} \frac{x}{2\sqrt{D_1 t}} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{x/2\sqrt{D_1 t}} e^{-z^2} dz \quad (3.36)$$

La velocidad instantánea de absorción en un elemento se obtendrá derivando la expresión de (3.35) con respecto a la dirección de la difusión x :

$$V = (c'_o - c_o) \sqrt{\frac{D_1}{\pi t}} \quad (3.37)$$

Se puede observar que cuando se ponen en contacto las fases líquido y gas, la velocidad de absorción es infinita, disminuyendo a medida que transcurre el tiempo. La velocidad media de absorción para toda la vida del elemento, es decir, para un tiempo t^* será:

$$\bar{V} = \frac{1}{t^*} \int_0^{t^*} V dt = (c'_o - c_o) 2 \sqrt{\frac{D_1}{\pi t^*}} \quad (3.38)$$

El coeficiente de absorción para la fase líquida, k_l , definido como la relación entre la velocidad de absorción y el gradiente de concentraciones, será:

$$k_l = 2 \sqrt{\frac{D_1}{\pi t^*}} \quad (3.39)$$

De esta forma se observa que la teoría de penetración predice una proporcionalidad de k_l con la raíz cuadrada de la difusividad, a diferencia de lo que ocurría en la teoría de película.

Danckwerts (1951) propuso que el tiempo de exposición de cada elemento no tiene que ser constante para todos ellos, a diferencia de lo establecido por Higbie. De esta forma, la interfase líquido-gas estará constituida por elementos con distintos tiempos de exposición. Fijando como hipótesis que la posibilidad de sustitución de un elemento de la superficie es independiente de la edad del mismo, se define la función de distribución de edad como la fracción de la superficie que está constituida por elementos cuyo tiempo de exposición está comprendido entre t y $(t+dt)$, siendo su valor igual a $se^{-st} dt$, donde s representa la fracción de superficie reemplazada por unidad

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

de tiempo. La velocidad media de absorción será entonces:

$$\bar{V} = \int_0^{\infty} V s e^{-\alpha} dt = (c'_o - c_o) s \sqrt{\frac{D_1}{\pi}} \int_0^{\infty} \frac{e^{-\alpha}}{\sqrt{t}} dt \quad (3.40)$$

en donde la última integral representa la trasformada de Laplace de $t^{1/2}$, que da como resultado aplicando la función gamma:

$$\bar{V} = (c'_o - c_o) \sqrt{D_1 s} \quad (3.41)$$
$$k_l = \sqrt{D_1 s}$$

En cualquier caso, el coeficiente de absorción sigue siendo proporcional a la raíz cuadrada de la difusividad, como ocurría en el modelo de Higbie.

En caso de que exista reacción química en el seno del líquido, resulta conveniente cuantificar este hecho definiendo un factor de incremento E , que representa la relación entre la cantidad de gas absorbido en un tiempo dado cuando existe reacción química y la cantidad que sería absorbida en caso de que no existiese reacción.

3.2.5.- Modelo película-penetración.

Toor y Marchello (1958) proponen un nuevo modelo en el que se sigue considerando el reemplazamiento de la superficie por remolinos de líquido desde el seno del mismo, pero teniendo en cuenta que la edad de los mismos marca el tipo de transporte. Si los remolinos permanecen un tiempo reducido en la superficie existirá un transporte en estado no estacionario que obedece la teoría de penetración, mientras que para los más antiguos se alcanza un gradiente estacionario que sigue la teoría de película. Para edades intermedias existe una combinación de ambos.

3.3.- ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA INSTANTÁNEA.

En el caso de que exista en la fase líquida una reacción química instantánea, el componente gaseoso absorbido y el reactante líquido no podrán coexistir en la misma región del líquido. Así mismo, la consideración de que el reactante líquido $b = b_0$ a lo largo de todo el líquido no es válida, dado que en la interfase es igual a cero. Como consecuencia de la reacción instantánea, existirán dos capas diferenciadas en el seno del líquido. En la primera capa de espesor e , que abarca desde la interfase hasta el plano de reacción donde las concentraciones de gas absorbido c , y reactante líquido b , son cero, existirá difusión del componente absorbido. En la segunda capa, tiene lugar la difusión del reactante líquido. Los perfiles de concentración vienen representados en la Figura III.3. Aplicando la Segunda Ley de Fick a los dos componentes se tiene que:

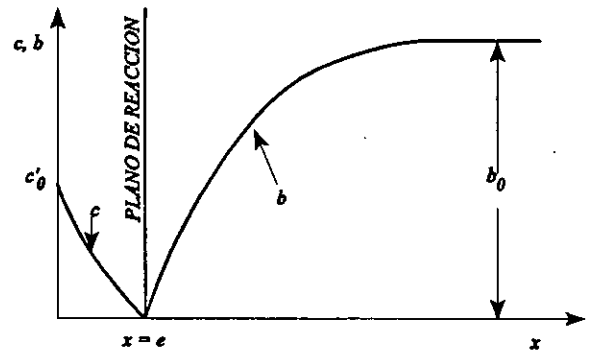


Figura III.3.- Perfiles de concentración según modelo de película en presencia de reacción química instantánea.

$$D_1 \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} = \frac{\partial c}{\partial t}, \quad x < e \quad (3.42)$$

$$D_2 \frac{\partial^2 b}{\partial x^2} = \frac{\partial b}{\partial t}, \quad x > e$$

Como en la interfase la concentración del gas debe ser la de equilibrio y considerando el reactante como no volátil, se establece la primera condición de contorno:

$$x = 0 \quad c = c'_0 \quad \frac{\partial b}{\partial x} = 0 \quad (3.43)$$

Según el modelo de penetración en el tiempo cero se cumplirá que:

$$t = 0 \quad b = b_0 \quad c = c_0 \quad (3.44)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

Por último, para el plano de reacción:

$$x = e \quad b = c = 0$$

$$-D_1 \left(\frac{\partial c}{\partial x} \right)_{x=0} = \frac{1}{q} D_2 \left(\frac{\partial b}{\partial x} \right)_{x=0} \quad (3.45)$$

La solución aproximada de la ec. (3.45), para estas condiciones de contorno será, según el modelo de penetración:

$$\bar{V}' = -D_1 \left(\frac{\partial c}{\partial x} \right)_{x=0} = \sqrt{\frac{D_1}{\pi t}} c'_0 \left(\sqrt{\frac{D_1}{D_2}} + \sqrt{\frac{D_2}{D_1} \frac{b_0}{q c'_0}} \right) \quad (3.46)$$

de donde se deduce un factor de incremento E :

$$E = \frac{k'_1}{k_1} = \frac{1 + \frac{D_2}{D_1} \frac{b_0}{q c'_0}}{\sqrt{D_2/D_1}} \quad (3.47)$$

Para el modelo de película (Figura III.4), se cumple el balance estequiométrico en el plano de reacción:

$$D_2 \frac{b_0}{\delta - e} = q D_1 \frac{c'_0}{e} \quad (3.48)$$

$$e = \delta \frac{1}{1 + \frac{D_2 b_0}{D_1 q c'_0}} \quad (3.49)$$

De esta forma, el factor de incremento será:

$$E = \frac{k'_1}{k_1} = \frac{\delta}{e} = 1 + \frac{D_2}{D_1} \frac{b_0}{q c'_0} \quad (3.50)$$

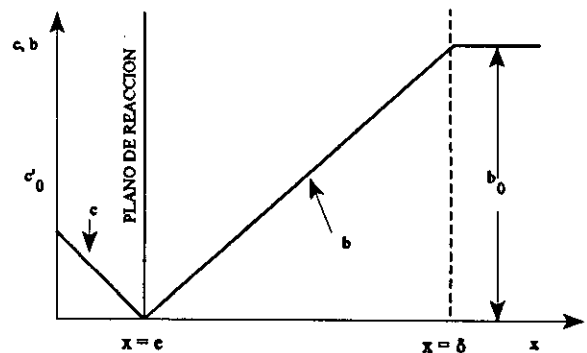


Figura III.4.- Perfiles de concentración según modelo de película en presencia de reacción química instantánea

Como se puede observar, los dos modelos hidrodinámicos establecen una proporcionalidad entre los coeficientes de absorción química y física, lo que implica que ambos

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

dependen estrechamente de las condiciones hidrodinámicas reinantes en el equipo absorbedor. El efecto de la reacción química es de incrementar la velocidad de absorción en un valor constante. Si se considera que las difusividades del gas absorbido y reactante son iguales se obtiene el mismo factor de incremento para ambos modelos:

$$E = 1 + \frac{b_0}{q c'_0} \quad (3.51)$$

De esta forma, se establece que para absorción en régimen de reacción química instantánea, la velocidad total de absorción es igual al coeficiente de absorción física multiplicado por una fuerza conductora de la difusión que representa la concentración total del gas absorbido, tanto combinado químicamente como físicamente disuelto, que se alcanzaría en caso de saturación:

$$\bar{V}' = k_l c'_0 \left(1 + \frac{b_0}{q c'_0} \right) = k_l \left(c'_0 + \frac{b_0}{q} \right) \quad (3.52)$$

3.4.-DIFUSIÓN INTERFACIAL. ALEJAMIENTO DE LA CONDICIÓN DE EQUILIBRIO.

3.4.1.- Curva de equilibrio.

El proceso de absorción de SO₂ en agua de mar constituye un sistema bifásico líquido-gas en el que es necesario establecer las condiciones de difusión en la interfase. En este sentido, resulta indispensable establecer la condición de equilibrio del soluto entre las dos fases, puesto que, el alejamiento de tal condición proporciona la fuerza impulsora de la transferencia. Considerando entonces una fase gas con una sustancia cuya concentración en fracción molar desciende de y en el gas a y' en la interfase, y desde x' en la misma interfase hasta x en el seno del líquido, se puede representar gráficamente el alejamiento de la condición de equilibrio, partiendo de la curva de equilibrio correspondiente, Figura III.5. De esta forma, los puntos A y B representan las concentraciones del gas en ambas fases y en la interfase respectivamente. Siguiendo la teoría de doble resistencia de Whitman (1923), que establece que a través de la interfase no existe resistencia a la transferencia, las únicas resistencias a la difusión se presentan en ambas fases, por lo que, en régimen estacionario, la transferencia de materia tiene que ser la misma a través de ambas fases y no existirá agotamiento o acumulación del soluto en la interfase. Por tanto, igualando las fuerzas productoras de la transferencia en cada fase queda que:

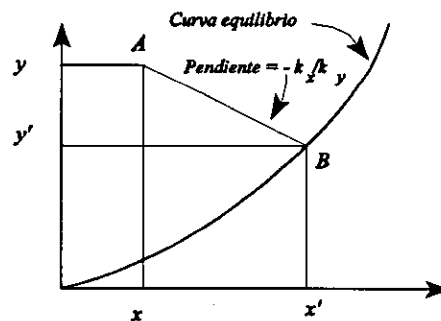


Figura III.5.- Curva de equilibrio.

$$\bar{V} = k_y (y - y') = k_x (x' - x) \quad (3.53)$$

$$\frac{x - x'}{y - y'} = - \frac{k_x}{k_y} \quad (3.54)$$

en donde k_x y k_y , son los coeficientes locales de transferencia para ambas fases. Estos coeficientes suelen referenciarse según la difusión sea Stefan o contradifusión equimolal, no obstante los coeficientes experimentales, sobre todo en casos en los que no se presenta ningún tipo de difusión de los anteriormente citados, suelen referirse de una forma genérica. La última expresión representa la pendiente de la recta AB, que permite la obtención de las fracciones molares en la interfase en caso de que se conozcan los coeficientes de transferencia.

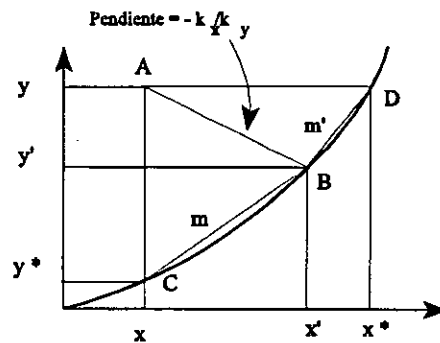
3.4.2.- Coeficientes globales de transferencia de materia.

A la hora de calcular las velocidades de absorción mediante la ecuación anterior se hace necesario conocer las concentraciones en la interfase, las cuales son muy difíciles de medir. Por ello, se recurre a la sustitución de éstas, por las concentraciones en el equilibrio y^* , x^* . La transferencia se mide entonces en base al efecto global de las concentraciones, introduciéndose los coeficientes globales K :

$$\bar{V} = K_y (y - y^*) = K_x (x^* - x) \quad (3.55)$$

El factor $y - y^*$ representa la fuerza motriz global de la transferencia y teniendo en cuenta la Figura III.6, se deduce que:

$$\begin{aligned} y - y^* &= (y - y') + m (x' - x) \\ x^* - x &= (x - x') + \frac{y - y'}{m'} \end{aligned} \quad (3.56)$$



en donde m y m' representan la pendiente de CB y BD . Sustituyendo cada diferencia por su valor en las ecuaciones (3.53) y (3.55), se tiene que:

Figura III.6.- Diferencias de concentración globales.

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (3.57)$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m'k_y} + \frac{1}{k_x} \quad (3.58)$$

de donde se deduce que la resistencia global es función de la suma de resistencias en ambas fases, reforzando así la teoría previamente establecida de "doble resistencia".

Hutchings *et al.* (1949) apuntan que los coeficientes de película deben ser utilizados en cálculos teóricos y correlaciones derivadas de datos experimentales, mientras que los globales son más adecuados cuando una de las películas gobierna la transferencia o cuando pueden ser calculados a partir de las ecuaciones (3.57) y (3.58).

Suponiendo que los valores de k_x y k_y son semejantes, y que m es pequeña (soluta muy soluble), el término m'/k_x se puede despreciar, con lo cual se puede establecer que la resistencia principal es $1/k_y$ y que la transferencia de materia está controlada por la fase gas:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$\frac{1}{K_y} \approx \frac{1}{k_y} \quad (3.59)$$

Inversamente, si m' es grande (soluto poco soluble), la resistencia principal se encuentra en el líquido, por lo que:

$$\frac{1}{K_x} \approx \frac{1}{k_x} \quad (3.60)$$

Teniendo en cuenta que en una torre de absorción, las concentraciones de las fases en contacto varían a lo largo de la misma, por lo que las condiciones de la torre no quedan definidas por un solo punto, sino por una serie infinita de puntos que constituyen la denominada "línea de operación". En este caso, será preciso aplicar un coeficiente global promedio para toda la torre, tomando como constantes los coeficientes locales y las condiciones hidrodinámicas, para lo cual ha de considerarse la curva de equilibrio como una línea recta.

3.5.- BALANCE DE MATERIA EN FLUJO A CONTRACORRIENTE.

3.5.1.- Determinación de caudales.

En un proceso en estado estacionario, en donde cada fase cambia a lo largo del equipo. Los cambios en las diferencias de concentración pueden ser calculados mediante un balance de materia. En una torre de lavado a contracorriente (Figura III.7), el flujo de gas total G , está constituido por una fracción y que es absorbida por la fase líquida, y otra fracción $I - y$ que no soluble que representa una fracción del caudal total, G_s . Siendo la relación mol Y , la relación entre ambas fracciones, se tiene que:

$$\begin{cases} Y = \frac{y}{1-y} = \frac{p}{P-p} \\ G_s = G(1-y) = \frac{G}{1+Y} \end{cases} \quad (3.61)$$

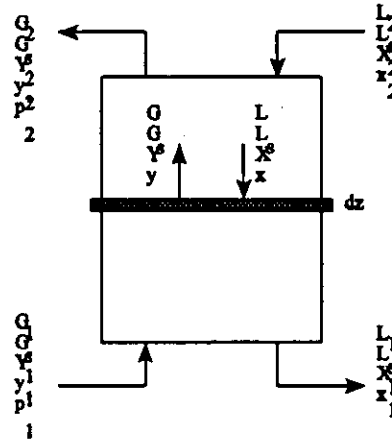


Figura III.7.- Sección diferencial en torre a contracorriente

Igualmente, el flujo de líquido L consta de una fracción x de gas disuelto y de otra fracción de disolvente no volátil $I - x$, representada por L_s :

$$\begin{cases} X = \frac{x}{1-x} \\ L_s = L(1-x) = \frac{L}{1+X} \end{cases} \quad (3.62)$$

3.5.2.- Línea de operación.

Realizando el balance de materia desde la parte inferior de la torre hasta la superior:

$$G_1 y_1 + L_2 x_2 = G_2 y_2 + L_1 x_1 \quad (3.63)$$

Teniendo en cuenta los caudales L_s y G_s :

$$G_s (Y_1 - Y_2) = L_s (X_1 - X_2) \quad (3.64)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

Para cualquier sección de la torre:

$$G_g(Y_1 - Y) = L_g(X_1 - X) \quad (3.65)$$

ecuación que representa una recta que se conoce como línea de operación (Figura III.8). Esta representa las condiciones existentes en la torre, siempre y cuando se cumpla la condición de que la principal resistencia esté localizada en la fase gas. El punto *D* corresponde a las condiciones en ambas fases a una altura determinada de la columna. Siempre que la relación k_f/k_g permanezca constante (*DE*), se cumple que la relación entre *DC*, fuerza impulsora a través de la fase gas, y *DF*, fuerza impulsora suponiendo toda la resistencia en el gas, se mantendrá constante. Por ello, cuando la curva de equilibrio es recta, el empleo de *DF* como fuerza impulsora es correcto aunque la resistencia no esté totalmente localizada en el gas.

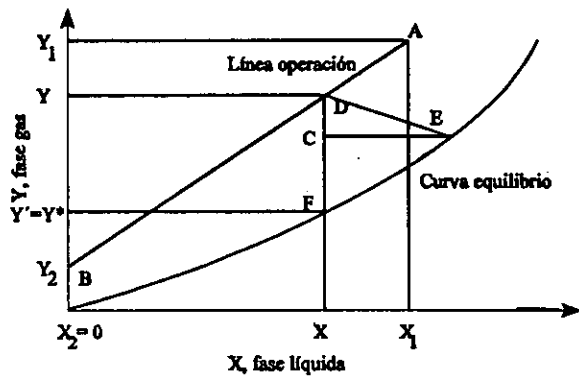


Figura III.8.- Línea de operación.

Sabiendo que el gas no soluble y el disolvente líquido no varían en cantidad a lo largo de la torre, se puede expresar el balance de materia en una sección cualquiera de la torre en función de ellos. Tomando un espesor diferencial de torre dz , el balance de materia diferencial será:

$$A G_g dY = A L_g dX \quad (3.66)$$

Considerando la velocidad global de transferencia \bar{V} , se obtiene la ecuación de Maxwell:

$$G_g A dY = \bar{V} a A dz = k_g a (p - p') A dz \quad (3.67)$$

Teniendo en cuenta la expresión de la presión parcial en función de la relación mol:

$$\left\{ \begin{aligned} p &= yP = \frac{Y}{1+Y} P \\ G_g dY &= k_g a P \left(\frac{Y}{1+Y} - \frac{Y'}{1+Y'} \right) dz \\ &= k_g a P \left[\frac{Y - Y'}{(1+Y)(1+Y')} \right] dz \end{aligned} \right. \quad (3.68)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

Integrando la expresión anterior se obtendrá la altura de columna Z necesaria para que el gas soluble pase de Y_1 en el fondo, a Y_2 en la parte superior:

$$\int_0^Z dZ = Z = \frac{G_s}{k_g a P} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1+Y)(1+Y') dY}{Y-Y'} \quad (3.69)$$

Si se considera mezcla diluida la ecuación queda de la siguiente forma:

$$Z = \frac{G_s}{k_g a P} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y'} \quad (3.70)$$

Si se tienen en cuenta la fracción molar en el equilibrio, la altura vendrá expresada en función del coeficiente de transferencia global del gas K_g . Considerando niveles de concentración bajos, las fracciones molares son prácticamente iguales a las relaciones molares y la expresión queda:

$$Z = \frac{G_s}{k_g a P} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y'} = \frac{G_s}{K_g a P} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y'} \quad (3.71)$$

3.5.3.- Integración gráfica para el cálculo de la altura de columna.

Considerando soluciones diluidas y tomando como fuerza impulsora de la transferencia la distancia DF (Figura III.8), es posible calcular el valor de la integral de la ecuación anterior tomando valores de y , y obteniendo en la figura los correspondientes valores y' . Cuando la curva de equilibrio es una línea recta puede tomarse un valor medio de la fuerza impulsora y puede resolverse la integral con las ecuaciones de la línea de equilibrio y de operación:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$y^* = mx + c \begin{cases} y_1^* = mx_1 + c \\ y_2^* = mx_2 + c \end{cases} \rightarrow m = \frac{y_1^* - y_2^*}{x_1 - x_2} \quad (3.72)$$

$$x = x_1 + \frac{G_s}{L_s}(y - y_1) \quad (3.73)$$

Sustituyendo en la ecuación (3.71) e integrando se obtiene:

$$\frac{K_g a P}{G_s} Z = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{lm}} \quad (3.74)$$

Siendo $(y - y^*)_{lm}$ el valor medio logarítmico de la fuerza impulsora, pueden considerarse ambos extremos de la torre:

$$(y - y^*)_{lm} = \frac{(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2}{\ln \frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2}} \quad (3.75)$$

3.5.4.-Unidad de transferencia.

Chilton y Colburn (1935) definieron la integral $\int \frac{dy}{y - y^*}$ como el número de unidades de transferencia del gas, N_{og} , es decir, el valor integrado de la relación entre la variación de concentración del gas y la fuerza impulsora. De la ecuación (3.71) se deduce entonces:

$$N_{og} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{K_g a P Z}{G_s} \quad (3.76)$$

Para concentraciones bajas y curva de equilibrio recta, de la ecuación (3.74) se tiene otra expresión del número de unidades de transferencia:

$$N_{og} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{lm}} \quad (3.77)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

Sustituyendo las ecuaciones (3.72) y (3.73) de la línea de equilibrio y del balance de materia en la integral que define N_{og} y resolviendo:

$$N_{og} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - m \left[x_2 + \frac{G_s}{L_s} (y - y_2) \right]} \quad (3.78)$$
$$= \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\frac{y_1 - mx_2 \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}}{y_2 - mx_2 \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}} \right]$$

siendo $A = L_s/mG_s$ el factor de absorción. En caso de que el disolvente entre en la torre libre de soluto x_2 será cero, por lo que:

$$N_{og} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\frac{y_1 \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}}{y_2 \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}} \right] \quad (3.79)$$

3.5.5-Altura de la unidad global de transferencia.

Se define la altura de la unidad global de transferencia del gas, H_{og} , como la relación entre la altura del relleno y el número de unidades globales de transferencia. De la ecuación (3.76) se tiene que:

$$H_{og} = \frac{G_s}{PK_s a} \quad (3.80)$$

La altura de la unidad de transferencia local del gas, H_g , vendrá dada en función del coeficiente de transferencia local, k_g :

$$H_g = \frac{G_s}{Pk_g a} \quad (3.81)$$

De forma análoga se obtienen la altura de la unidad de transferencia global y local del líquido:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$H_{\alpha} = \frac{L_m}{K_l a \rho_m} \quad (3.82)$$

$$H_l = \frac{L_m}{k_l a \rho_m}$$

siendo ρ_m la densidad molar media del líquido. La relación entre las alturas global y local será:

$$\begin{aligned} H_{og} &= H_g + \frac{mG'}{L'} H_l \\ H_{\alpha} &= H_l + \frac{L'}{mG'} H_g \end{aligned} \quad (3.83)$$

donde G' y L' son los caudales másicos de gas y líquido.

3.6.- ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA INSTANTÁNEA EN UNA TORRE A CONTRACORRIENTE.

Cuando el SO_2 es absorbido en el agua de mar existe un proceso de absorción química en el que se considera un régimen de reacción instantánea. En este caso, la resistencia a la transferencia en la fase gas adquiere gran importancia, dado que el coeficiente de absorción de la fase líquida aumenta gracias a la reacción química. Considerando difusividades iguales la velocidad de absorción será:

$$\bar{V} = k_g P (y - H e c'_0) = k_l \left(c'_0 + \frac{b_0}{q} \right) \quad (3.84)$$

Esta ecuación se cumplirá siempre que se satisfaga la condición:

$$y \geq \frac{k_l}{k_g P} \frac{b_0}{q} \quad (3.85)$$

es decir, el proceso tiene lugar en régimen de reacción interna, dado que el plano de reacción se localiza en el interior de la fase líquida. Cuando no se cumple esta condición la concentración de gas absorbido en la interfase es cero, por lo que la reacción tiene lugar en la interfase. En este caso el proceso transcurre en régimen de reacción de superficie. La velocidad de transferencia será:

$$\bar{V} = k_g P y \quad (3.86)$$

Secor y Southworth (1961) y Astarita (1967) estudiaron el caso de absorción con reacción química en columnas de relleno a contracorriente. El balance de materia entre la parte superior y una sección cualquiera de la Figura III.9 será:

$$y - y_2 = \frac{L_s}{G_s} \frac{H e}{q} (b_{02} - b_0) \quad (3.87)$$

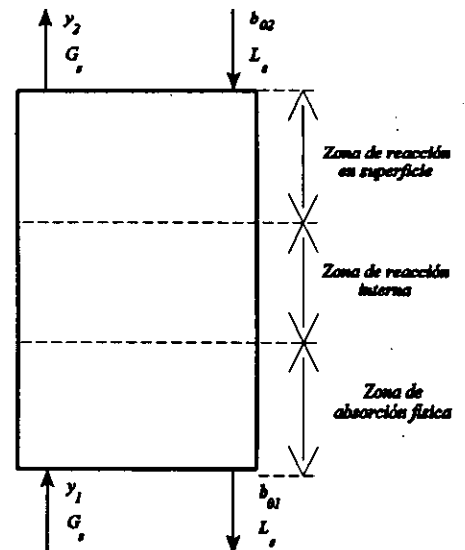


Figura III.9.- Zonas de absorción en una columna empacada y en contracorriente

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

donde se expresa He en $m^3 mol^{-1}$. De aquí se deduce una relación lineal entre la fracción molar de gas y , y el reactante b_0 . Descendiendo por la columna, los valores de y aumentan, mientras que los de b_0 se comportan de forma contraria, Figura III.10. La intersección de la bisectriz correspondiente a la condición $y = k_1 b_0 / k_g P q$ con la línea de operación marca la transición entre los dos regímenes de reacción química.

Por tanto, la parte inferior de la columna operará en régimen de reacción interna al cumplir la condición de la ecuación (3.85), mientras que la superior se mantiene en régimen de reacción en superficie. El punto de transición se obtiene sustituyendo en la ecuación (3.87):

$$y_t = \frac{y_2 \cdot \frac{L_s He}{G_s q} b_{02}}{1 + \frac{k_g P L_s}{k_1 G_s} He} \quad (3.88)$$

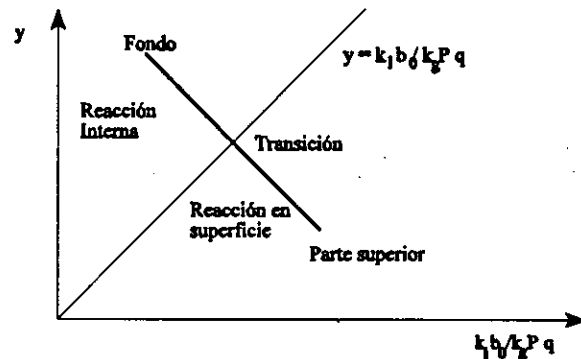


Figura III.10.- Línea de operación en columna a contracorriente en régimen de reacción química instantánea.

Usualmente se considera que el reactante líquido está en suficiente cantidad como para no agotarse y que se cumple la condición:

$$\frac{L_s He b_{02}}{G_s q y_1} > 1 \quad (3.89)$$

Sin embargo, Secor y Southworth (1961) tienen en cuenta la posibilidad del agotamiento de reactante y , como resultado, en la parte inferior de la torre existirá una región en régimen de absorción física, Figura III.9.

Aplicando los correspondientes balances para un volumen diferencial de columna e integrando, se obtienen las alturas correspondientes a cada zona. Para la zona de reacción en superficie:

$$G_s dy = \bar{V} a dz = k_g a P y dz \quad (3.90)$$

$$Z_s = \frac{G_s}{k_g a P} \ln \frac{y_t}{y_2} \quad (3.91)$$

Utilizando la ecuación (3.84) en función de coeficientes de transferencia globales, para la zona en régimen de reacción interna:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$\bar{V} = K_s P \left(y + \frac{b_0 He}{qP} \right) \quad (3.92)$$

$$G_s dy = K_s a P \left(y + \frac{b_0 He}{qP} \right) dz \quad (3.93)$$

en donde He viene en Pa kg mol⁻¹. Despejando b_0 de la ecuación (3.87) y sustituyendo:

$$G_s dy = K_s a P \left[y \left(1 - \frac{G_s}{L_s} \right) + \frac{He b_{O_2}}{qP} + y_2 \frac{G_s}{L_s} \right] dz \quad (3.94)$$

De la integración de la ecuación anterior se obtendrá la altura correspondiente a la zona de reacción interna:

$$Z_i = \frac{G_s}{K_s a P} \ln \frac{y_i \left(1 - \frac{G_s}{L_s} \right) + y_2 \frac{G_s}{L_s} + \frac{b_{O_2} He}{qP}}{y_i \left(1 - \frac{G_s}{L_s} \right) + y_2 \frac{G_s}{L_s} + \frac{b_{O_2} He}{qP}} \quad (3.95)$$

El valor de y_m será igual a y_i cuando no exista agotamiento del reactante. En caso contrario se deduce de la ecuación (3.87).

La altura de la zona de absorción física se obtendrá multiplicando los segundos miembros de las ecuaciones (3.79) y (3.80).

3.7.- ABSORCIÓN DE SO₂ EN AGUA DE MAR. MODELO QUÍMICO E HIDRODINÁMICO.

3.7.1.- Introducción.

Dado que se trata de estudiar la absorción de SO₂ diluido en aire, mediante agua de mar, los sistemas a tener en cuenta en este caso son:

- SO₂ - agua de mar,
- CO₂ - agua de mar y
- O₂ agua de mar.

El proceso de absorción de SO₂ en agua y en distintas soluciones acuosas, ha sido ampliamente estudiado. En este sentido caben destacar entre otros los trabajos de Johstone *et al.* (1938), Pearson *et al.* (1951), Rabe y Harris (1963), Wang y Himmelblau (1964), Rochelle y King (1977), Hikita *et al.* (1977, 1978), Roberts y Friedlander (1980), Chang y Rochelle (1981, 1985), Chenlo (1985), Leaist (1988), Bronikowska y Rudzinski (1991), Koziol y Mackowiak (1993), Buzek y Jaschik (1995), Gerard *et al.* (1996), Lancia *et al.* (1997). La mayoría de estos trabajos presentan el inconveniente de partir de una fase gas constituida por SO₂ puro o diluido en diversos gases inertes, lo cual se aleja de las condiciones reales del lavado de gases originados sobre todo en procesos de combustión.

En cuanto a la absorción en agua de mar, la bibliografía existente es escasa, en cuyo caso cabe destacar el modelo químico propuesto por Abdulsattar *et al.* (1977), el trabajo de Radojevic (1989) en donde se revisan las ventajas de la utilización del agua de mar en procesos de desulfurización, el de Strommen y Hjelm (1993) o la tesis doctoral de Sridhar (1975).

3.7.2.- Sistema SO₂ - soluciones acuosas.

3.7.2.1.- Modelo químico de la absorción en agua.

El SO₂ se disuelve inicialmente en forma molecular siguiendo un proceso de absorción según la ley de Henry:



La absorción del SO₂ en el agua, prosigue a través de una reacción de hidrólisis en la fase líquida, que puede considerarse como una reacción química instantánea y reversible (Hikita *et al.*, 1977; Chang y Rochelle, 1985):



En general, no se encuentran moléculas estables de H₂SO₃, por lo que el ion bisulfito

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

procede de la ionización del SO₂.

Para bajas presiones, el coeficiente de fugacidad puede tomarse igual a uno, y además la fugacidad es proporcional a la actividad α . Por tanto, la representación formal de estos equilibrios es la siguiente:

$$y_{\text{SO}_{2(g)}} P = He_{\text{SO}_2} a_{\text{SO}_2} = He_{\text{SO}_2} [\text{SO}_{2(aq)}] \gamma_{\text{SO}_2} \quad (3.98)$$

$$K_{H_2\text{SO}_2} = \frac{[\text{SO}_{2(aq)}] \gamma_{\text{SO}_2}}{y_{\text{SO}_2} P} \quad (3.99)$$

$$K_1^{(IV)} = \frac{\{H^+\} \{HSO_3^-\}}{\{SO_{2(aq)}\}} = \frac{[H^+][HSO_3^-]}{[SO_{2(aq)}]} \frac{\gamma_{H^+} \gamma_{HSO_3^-}}{\gamma_{SO_{2(aq)}}} = K_1^{(IV)} \frac{\gamma_{H^+} \gamma_{HSO_3^-}}{\gamma_{SO_{2(aq)}}} \quad (3.100)$$

3.7.2.2.- Modelo químico de la absorción en soluciones acuosas alcalinas.

En este caso, se verifica una disociación del ion bisulfito procedente de la hidrólisis del



SO₂ disuelto, por lo que a las dos reacciones anteriores habrá que sumar las siguientes:

Los valores de las constantes de equilibrio termodinámicas serán:

$$K_2^{(IV)} = \frac{\{HSO_3^-\}}{\{H^+\} \{SO_3^{2-}\}} = \frac{[HSO_3^-]}{[H^+][SO_3^{2-}]} \frac{\gamma_{HSO_3^-}}{\gamma_{H^+} \gamma_{SO_3^{2-}}} = K_2^{(IV)} \frac{\gamma_{HSO_3^-}}{\gamma_{H^+} \gamma_{SO_3^{2-}}} \quad (3.103)$$

$$K_w = \{H^+\} \{OH^-\} = K_w' \gamma_{H^+} \gamma_{OH^-} \quad (3.104)$$

Las dos reacciones anteriores son incluso más rápidas que la primera, dado que implican transferencia de protones. Por tanto, la absorción de SO₂ en soluciones acuosas alcalinas puede ser considerada como un proceso de absorción de gas acompañada en la fase líquida de múltiples reacciones reversibles instantáneas (Chang y Rochelle, 1985).

Las ecuaciones diferenciales que describen la difusión de todas las especies en la fase líquida, basándose en la teoría de renovación de superficie y en el balance de materia de los componentes (Olander, 1960) y considerando transferencia unidireccional, son:

Para el SO₂:

$$\frac{d}{dx} \left(D_{SO_2(aq)} \frac{d[SO_2(aq)]}{dx} + D_{HSO_3^-} \frac{d[HSO_3^-]}{dx} + D_{SO_3^{2-}} \frac{d[SO_3^{2-}]}{dx} \right) = \frac{d[SO_2(aq)]}{dt} + \frac{d[HSO_3^-]}{dt} + \frac{d[SO_3^{2-}]}{dt} \quad (3.105)$$

Para la acidez:

$$\frac{d}{dx} \left(D_H \frac{d[H^+]}{dx} - D_{HSO_3^-} \frac{d[HSO_3^-]}{dx} - 2D_{SO_3^{2-}} \frac{d[SO_3^{2-}]}{dx} - D_{OH^-} \frac{d[OH^-]}{dx} \right) = \frac{d[H^+]}{dt} - \frac{d[HSO_3^-]}{dt} - \frac{d[SO_3^{2-}]}{dt} - \frac{d[OH^-]}{dt} \quad (3.106)$$

Teoría de película.

Considerando que la absorción ocurre a través de una película estática a ambos lados de la interfase, y que la transferencia se verifica en régimen estacionario, las ecuaciones anteriores del balance de materia estarán igualadas a cero, y tendrán que ser resueltas según las siguientes condiciones de contorno:

Para $x = 0$:

$$[\text{especies}] = [\text{especies}]'$$

$$\frac{d}{dx} [\text{cat}^-] = 0 \quad (3.107)$$

$$\frac{d}{dx} [\text{an}^-] = 0$$

y para $x = \delta$:

$$[\text{especies}] = [\text{especies}]_0 \quad (3.108)$$

La solución general será:

$$\sum_j D_j C_j = \left(\sum_j D_j \Delta C_j \right) \frac{x}{\delta} + \sum_j D_j C_j'$$

$$\Delta C_j = C_{j0} - C_j' \quad (3.109)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

que aplicado a las especies con S(IV) nos dará:

$$D_{SO_{2(aq)}} [SO_{2(aq)}] + D_{HSO_3^-} [HSO_3^-] + D_{SO_3^{2-}} [SO_3^{2-}] = (f' - f_0) \frac{x}{\delta} - f_0$$

$$f' = D_{SO_{2(aq)}} [SO_{2(aq)}]' + D_{HSO_3^-} [HSO_3^-]' + D_{SO_3^{2-}} [SO_3^{2-}]'$$

$$f_0 = D_{SO_{2(aq)}} [SO_{2(aq)}]_0 + D_{HSO_3^-} [HSO_3^-]_0 + D_{SO_3^{2-}} [SO_3^{2-}]_0$$
(3.110)

en donde los valores en la interfase pueden ser calculados a través de las relaciones de equilibrio del modelo químico.

Dado que las principales especies son iones de difusividades diferentes, no se alcanzará un balance de cargas, lo que provocará la aparición de un potencial eléctrico a través de la película. Este efecto puede tenerse en cuenta sustituyendo las difusividades por las denominadas difusividades efectivas que pueden ser calculadas mediante las expresiones de difusividades binarias de Vinograd y McBain (1941).

$$D^* = \frac{RT(1/n^+ + 1/n^-)}{Fa^2 (1/\lambda^0 + 1/\lambda^{\infty})}$$
(3.111)

Gerard *et al.* (1996) deducen también una expresión, aunque menos sencilla, para el cálculo de D^* . Cabe destacar, que cuando existe suficientes sales de sodio, el gradiente de concentración existente dispersa cualquier potencial eléctrico, por lo que este efecto se puede despreciar. Roberts y Friender (1980) estiman que un valor de la concentración total de sodio alcalino superior a 3×10^{-2} M provoca la dispersión del potencial eléctrico.

La velocidad de absorción del SO_2 se calcula como la suma de los flujos de las especies que contienen S(IV):

$$\bar{V}_{SO_2} = \frac{1}{\delta} (f_0 - f') = \frac{k_l}{D_{SO_{2(aq)}}} (f_0 - f')$$
(3.112)

y el factor de incremento será:

$$E = \frac{f_0 - f'}{D_{SO_{2(aq)}} ([SO_{2(aq)}]_0 - [SO_{2(aq)}]')}$$
(3.113)

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

Teoría de renovación de superficie.

Según Chang y Rochelle (1985), la solución de las ecuaciones diferenciales (3.105) y (3.106) puede aproximarse, sustituyendo en la solución exacta correspondiente a la teoría de película, las relaciones de difusividad por raíces cuadradas, deduciéndose un factor de incremento para la teoría de renovación de:

$$E = 1 + \left(\frac{D_{\text{HSO}_3^-}}{D_{\text{SO}_2}} \right)^{0.5} \left(\frac{[\text{HSO}_3^-]' - [\text{HSO}_3^-]_0}{[\text{SO}_2]' - [\text{SO}_2]_0} \right) + \left(\frac{D_{\text{SO}_3^{2-}}}{D_{\text{SO}_2}} \right)^{0.5} \left(\frac{[\text{SO}_3^{2-}]' - [\text{SO}_3^{2-}]_0}{[\text{SO}_2]' - [\text{SO}_2]_0} \right) \quad (3.114)$$

3.7.3.- Sistema SO₂-aire-agua de mar.

3.7.3.1.- Modelo químico.

Dado que las experiencias realizadas para el estudio de la absorción del SO₂ en agua de mar, se basan en el empleo de un gas de lavado compuesto por SO₂ diluido en aire, el sistema a estudiar se compone de los siguientes:

- SO₂ - agua de mar,
- CO₂ - agua de mar y
- O₂ agua de mar.

El agua de mar se caracteriza por su elevada alcalinidad, con un pH que oscila entre 8 y 8.3. Los iones bicarbonato y sulfato atrapan los protones procedentes de la hidrólisis del SO₂, favoreciéndola y aumentando la solubilidad. Además, la elevada fuerza iónica del agua de mar, tiende a estabilizar las especies ionizadas del SO₂ acuoso. Todo ello provoca que la solubilidad en agua de mar sea de dos a tres veces mayor que en agua dulce. Siguiendo el modelo químico de Abdulsattar *et al.* (1977), se asume que las sales en el agua de mar están completamente ionizadas y tienen efectos químicos despreciables, dado que sólo afectan al equilibrio del sistema a través de su influencia sobre la fuerza iónica. El modelo químico se reduce así a un sistema compuesto por O₂, CO₂, SO₂ y una solución acuosa de bicarbonato y sulfato.

Para el SO₂ se mantienen los equilibrios ya establecidos:



En cuanto al CO₂, en la naturaleza existe un equilibrio entre el CO₂ atmosférico y las

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

especies disueltas en el agua de mar ($\text{CO}_{2(aq)}$, H_2CO_3 , HCO_3^- y CO_3^{2-}). El equilibrio entre estas especies es el siguiente:



El CO_2 acuoso se presenta en forma de H_2CO_3 y en mayor medida como $\text{CO}_{2(aq)}$ (Stumm y Morgan, 1981). Dado que ambas especies son difíciles de distinguir analíticamente, se define a H_2CO_3^* como la suma de ambas especies, es decir, $\{\text{H}_2\text{CO}_3^*\} = \{\text{CO}_{2(aq)}\} + \{\text{H}_2\text{CO}_3\}$. Los equilibrios vienen expresados en función de las constantes, de la siguiente forma:

$$P_{\text{CO}_2} = H_{e_{\text{CO}_2}} a_{\text{CO}_2} = H_{e_{\text{CO}_2}} [\text{H}_2\text{CO}_3^*]_i \gamma_{\text{CO}_2} \quad (3.123)$$

$$K_{H_2\text{CO}_3} = \frac{[\text{H}_2\text{CO}_3^*]_i \gamma_{\text{CO}_2}}{P_{\text{CO}_2}} \quad (3.124)$$

$$K_{1a}^{(M)} = \frac{\{\text{H}_2\text{CO}_3\}}{\{\text{CO}_{2(aq)}\}} \quad (3.125)$$

$$K_{1b}^{(M)} = \frac{\{\text{HCO}_3^-\} \{\text{H}^+\}}{\{\text{H}_2\text{CO}_3\}} \quad (3.126)$$

$$K_{\text{H}_2\text{CO}_3^*} = \frac{K_{1b}^{(M)}}{1 + K_{1a}^{(M)}} = \frac{\{\text{HCO}_3^-\} \{\text{H}^+\}}{\{\text{H}_2\text{CO}_3^*\}} \quad (3.127)$$

$$K_2^{(M)} = \frac{\{\text{CO}_3^{2-}\} \{\text{H}^+\}}{\{\text{HCO}_3^-\}} \quad (3.128)$$

en donde $[\text{H}_2\text{CO}_3^*]_i$ representa la concentración inicial de CO_2 no disociado en el agua de mar y $K_{\text{H}_2\text{CO}_3^*}$ es la primera constante de disociación compuesta de las dos especies moleculares del CO_2 acuoso.

Para los sulfatos presentes en el agua de mar, el único equilibrio relevante es:



En cuanto a la oxidación:



Abdulsattar *et al.* (1977) consideran despreciable la oxidación de las especies de dióxido de azufre debido a los escasos tiempos de residencia en el absorbedor. No obstante, Clarke y Radojevic (1983, 1984), han realizado un detallado estudio de las velocidades de oxidación del SO_2 en agua de mar y en otras soluciones, llegando a la conclusión de que obedece a un proceso de 2° orden, catalizado fuertemente por la presencia del ion Cl^- , aumentando la oxidación para pH elevado.

3.7.3.2.- Balance de materia.

Se podrán establecer las ecuaciones diferenciales de transferencia para cada una de las especies como se indicó más arriba. Teniendo en cuenta la elevada concentración de sales de sodio en el agua de mar, el potencial eléctrico generado por las diferentes difusividades de los iones, quedará compensado, por lo que las difusividades no se corregirán por efecto del potencial eléctrico. Para el cálculo de las concentraciones, se establecerán los correspondientes balances, tomando como datos conocidos todas las constantes de equilibrio, así como la presión parcial del SO_2 en la fase gas. Siguiendo la hipótesis de composición de agua de mar constante de Stumm y Morgan (1981), se consideran las concentraciones de las diversas especies coincidentes con las propuestas por estos últimos (ver Tabla X.9, en Apéndice).

Comenzando por el CO_2 , considerando que su proporción media en el aire atmosférico sea del 0.033%, tomando como temperatura y presión de trabajo 14.5 °C y 1.013 Pa, respectivamente, la presión parcial del CO_2 será $p_{\text{CO}_2} = 33.43$ Pa, de donde se deduce la concentración inicial en el agua de mar de CO_2 :

$$[\text{H}_2\text{CO}_3^*] = \frac{p_{\text{CO}_2}}{H_{\text{H}_2\text{CO}_3} \gamma_{\text{H}_2\text{CO}_3}} = 1.42 \times 10^{-5} \quad (3.131)$$

Como consecuencia de la absorción del dióxido de azufre, existirá una generación de H_2CO_3^* , y que será igual a la concentración final resultante de tal absorción, menos la

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

concentración inicial presente en el agua natural (Baaliña *et al.*, 1997):

$$[\text{H}_2\text{CO}_3]_g = [\text{H}_2\text{CO}_3] - [\text{H}_2\text{CO}_3]_i \quad (3.132)$$

Abdulsattar *et al.* (1977), consideran un sistema cerrado y, por tanto, asumen que el CO_2 generado durante la absorción no pasa a la fase gas. Por ello, la suma de las distintas especies de CO_2 presentes en el agua de mar, es igual a una constante cuyo valor es aproximadamente de $2.3 \times 10^{-3} m$.

$$T_{\text{CO}_2} = [\text{H}_2\text{CO}_3] + [\text{HCO}_3^-] + [\text{CO}_3^{2-}] = 2.3 \times 10^{-3} m \quad (3.133)$$

El balance de sulfatos lleva a la siguiente expresión:

$$T_{\text{SO}_4^{2-}} = [\text{HSO}_4^-] + [\text{SO}_4^{2-}] = 2.71 \times 10^{-2} m \quad (3.134)$$

El balance correspondiente a la cantidad total de SO_2 absorbido en la fase líquida, será la suma de las distintas especies que contengan S(IV):

$$T_{\text{SO}_2} = [\text{SO}_{2(aq)}] + [\text{HSO}_3^-] + [\text{SO}_3^{2-}] \quad (3.135)$$

La fracción molar de gas y la cantidad total de SO_2 disuelto, se relacionan con la siguiente expresión (Baaliña *et al.*, 1997):

$$y_{\text{SO}_{2(g)}} = \frac{T_{\text{SO}_2} H_{\text{SO}_2}}{P} \left[\frac{1}{\gamma_{\text{SO}_2}} + \frac{K_1^{(IV)}}{[\text{H}^+] \gamma_{\text{HSO}_3^-}} + \frac{K_1^{(IV)} K_2^{(IV)}}{[\text{H}^+] \gamma_{\text{SO}_3^{2-}}} \right] \quad (3.136)$$

Finalmente, el balance de protones viene expresado de la siguiente forma, teniendo en cuenta que el pH inicial, que para el agua de mar se tomará como 8.00.

$$[\text{H}^+] = \frac{10^{-8.00}}{\gamma_{\text{H}^+}} + [\text{HSO}_3^-] + 2[\text{SO}_3^{2-}] - [\text{H}_2\text{CO}_3]_g - [\text{HSO}_4^-] \quad (3.137)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

3.7.3.3.- Propiedades físicas.

SO₂

Seidell (1941) indica que la concentración de sales en una solución tiene un efecto despreciable sobre la disolución molecular del SO₂, manteniéndose la relación entre la solubilidad en la solución salina y en el agua, próxima a la unidad. Por ello, la constante de Henry para el SO₂ en agua puede tomarse también para agua de mar, sin riesgo de cometer un error apreciable. En muchos estudios sobre procesos de desulfuración, sigue empleándose la correlación de Rabe y Harris (1963):

$$He_{SO_2} = \exp\left(\frac{-2851.1}{T} + 9.3795\right) \quad (3.138)$$

que para 25 °C da un valor de 0.83 atm kg mol⁻¹.

Como referencia más reciente, Goldberg y Parker (1985) deducen la siguiente expresión para la constante termodinámica de solubilidad en mol dm⁻³ atm⁻¹:

$$K_{H,SO_2} = \exp\left(\frac{510/T_0 - 26970 T_1 + 155 T_2 - 0.0175 T_0 T_3}{\mathfrak{R}}\right) \quad (3.139)$$

$\mathfrak{R} = 8.31448 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$; $T_0 = 298.15 \text{ K}$; $T_1 = 1/T_0 - 1/T$

$T_2 = T_0/T - 1 + \ln(T/T_0)$; $T_3 = T/T_0 - T_0/T - 2\ln(T/T_0)$

que implica a 25 °C 1.23 M atm⁻¹.

Las constantes de disociación primera y segunda, tanto para el dióxido de azufre como para el dióxido de carbono, son igualmente aplicables al agua de mar, siempre que se trate de constantes termodinámicas a las cuales se aplican los correspondientes coeficientes de actividad de las especies implicadas.

En cuanto a la primera constante de disociación, Abdulsattar *et al.* (1977) consideran el valor de 1.72x10⁻² M a 25 °C dado por Campbell y Maas (1930). Gravenhorst *et al.* (1978) proponen la siguiente expresión para la dependencia de la constante aparente o efectiva, con la temperatura:

$$K_1^{app} = 1.9 \times 10^{-5} \exp\left(\frac{2022}{T}\right) \quad (3.140)$$

lo que supone un valor de 1.675x10⁻² M a 25°C.

Goldberg y Parker (1985), proponen la siguiente expresión para el cálculo de la constante termodinámica:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$K_1^{(sv)} = \exp \frac{-10600 / T_0 - 17800 T_1 - 272 T_2 - 0.85 T_0 T_3}{R} \quad (3.141)$$

que resulta a 25 °C en un valor de 1.39×10^{-2} M.

En cuanto a la segunda constante de disociación, Abdulsattar *et al.* (1977) consideran el valor propuesto por Tartar y Garretson (1941), de 6.24×10^{-8} M a 25 °C. Gravenhorst *et al.* (1978) proponen la siguiente expresión para la dependencia de la constante aparente o efectiva, con la temperatura:

$$K_2^{(sv)} = 2.4 \times 10^{-10} \exp \left(\frac{1671}{T} \right) \quad (3.142)$$

que toma un valor de 6.52×10^{-8} M a 25°C.

La expresión de Goldberg y Parker (1985) para la constante termodinámica es:

$$K_2^{(sv)} = \exp \frac{-40940 / T_0 - 3650 T_1 - 262 T_2 - 1.35 T_0 T_3}{R} \quad (3.143)$$

que toma un valor de 6.724×10^{-8} M a 25 °C.

CO_2

Munjaj y Stewart (1971), proponen la siguiente expresión para el cálculo de la constante de Henry con unidades de concentración en fracción molar:

$$He_{CO_2} = \exp \left(\frac{-2734 .1}{T} + 16.83 \right) \quad (3.144)$$

A 25°C se obtiene un valor de 28.8 atm kg mol⁻¹.

Gieskes (1974), propone la siguiente expresión para el cálculo de la constante de solubilidad en escala molar, como función de la fuerza iónica y de la concentración de Cl⁻ en el agua de mar:

$$pK_{H_2CO_2} = -\frac{2385.73}{T} + 14.0184 - 0.0152642 T + I(0.28596 - 6.167 \times 10^{-4} T) \quad (3.145)$$

$$I = 0.00147 + 0.03592 Cl + 0.000068 Cl^2$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

que aporta un valor de 27.14 a 25 °C, para una concentración de Cl⁻¹ de 19‰.

Para la primera y segunda constante de disociación del CO₂, Abdulsattar *et al.* (1977) adoptan la correlaciones de Robinson y Stokes (1968) y Latimer y Hildebrand (1965), con valores de 4.45x10⁻⁷ y 4.70x10⁻¹¹ M a 25 °C, respectivamente.

Sulfatos

La constante de disociación del bisulfato puede obtenerse de la expresión de Robinson y Stokes (1968):

$$pK_1^{(m)} = \frac{475.14}{T} - 5.0435 + 0.01822 T \quad (3.146)$$

que aporta un valor de 1.04x10⁻² M a 25 °C.

Coefficientes de actividad

Los coeficientes de actividad de las distintas especies deben calcularse, previa estimación de la fuerza iónica de la solución:

$$I = 0.5 \sum_j C_j z_j^2 \quad (3.147)$$

y empleo de la ecuación para soluciones diluidas de Debye-Hückel y su modificación para sistemas concentrados de Bromley *et al.* (1972) o Ciric *et al.* (1986). Abdulsattar *et al.* (1977) presentan en forma de tabla los valores de los coeficientes de actividad para las distintas especies a excepción del ion carbonato, para varias temperaturas, basándose en la expresión modificada de Bromley *et al.* (1972) (Tabla X.10, en Apéndice). Los coeficientes correspondientes al SO₂ y CO₂ acuosos se tomarán iguales a 0.98 y 1.13 respectivamente, mientras que para el CO₃²⁻ será 0.021, según Stumm y Morgan (1981).

3.8.- HIDRODINÁMICA. MODELOS DE CAÍDA DE PRESIÓN Y TRANSFERENCIA DE MATERIA

La predicción de la eficiencia de transferencia de materia en torres de relleno empacadas, depende directamente de las condiciones hidrodinámicas que prevalecen en el lecho del relleno. Dada la complejidad del flujo en este tipo de medios, resulta una empresa difícil alcanzar un modelo más o menos sencillo que de lugar a resultados más o menos satisfactorios en relación a los resultados experimentales.

Muchos son los modelos presentes en la bibliografía orientados al estudio de la hidrodinámica interna del lecho de relleno. La mejor forma de caracterizar los distintos modelos es separarlos en representaciones discretas o continuas.

Los modelos de celdas de mezcla, están basados en una presentación discreta de la torre de relleno en la que el flujo ocurre a través de una serie de celdas perfectamente mezcladas. Caben destacar en este sentido los trabajos de Sater y Levenspiel (1966), van Shaaij *et al.* (1969), Shulman *et al.* (1971), Sicardi y Baldi (1975).

Los modelos continuos incluyen parámetros como son la dispersión axial y la capacitancia.

3.8.1.- Retención de líquido. Capacidad

Cuando el lecho del relleno es recorrido por un líquido, se define la retención de líquido como la relación entre el volumen de líquido en la torre y el volumen total de la misma.

$$h_t = \frac{V_l}{V_c} \quad (3.148)$$

Shulman *et al.* (1955) establecieron que la retención de líquido estaba constituida por dos términos: a) retención dinámica, h_d , en la cual tiene lugar la mayor parte de la transferencia de materia; y b) retención estática, h_e , en la cual tiene lugar la transferencia de materia a través de un proceso de difusión con convección hacia el líquido circundante en movimiento.

La retención dinámica es función primaria de la velocidad del líquido y prácticamente independiente de la velocidad del gas por debajo de condiciones de inundación.

La retención estática es constante para todo caudal de líquido (Jeser y Elgin, 1943), y representa la fracción de líquido retenida en huecos y espacios muertos del relleno. Dependerá por tanto, de las propiedades físicas del líquido y de la superficie del relleno.

En resumen, para la completa descripción del flujo de líquido en el relleno se requiere el conocimiento de:

- la retención total, estática y dinámica, h_t , h_e y h_d
- los efectos de dispersión axial.

Se ha demostrado que los efectos de retención líquida son insuficientes a la hora de estudiar la transferencia de materia por lo que autores como Bennett y Goodridge (1970), Patwardhan (1978) y Lindner *et al.* (1988) han introducido los efectos de dispersión.

3.8.2.- Modelos para obtención de los distintos valores de retención.

Mackowiak, J. (1991) tomando como base los estudios de Mersmann y Deixler's (1986) establece la siguiente expresión para la retención total en el rango de operación inferior a la inundación:

$$h_t = 2.2 \left(\frac{v_l}{g^2} \right)^{\frac{1}{3}} \frac{u_l}{\epsilon} \frac{1 - \epsilon}{\epsilon d_p} \quad (3.149)$$

En el mismo trabajo se establecen expresiones para condiciones de operación en y por encima de la inundación.

Stichlmair *et al.* (1989) proponen la siguiente expresión independiente de las propiedades físicas de la fase líquida:

$$h_t = 0.555 \left(\frac{\alpha_p u_l^2}{g \epsilon^{4.65}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3.150)$$

Por encima del punto de carga, la correlación para la retención de líquido es dependiente de la caída de presión para lecho irrigado:

$$h_t' = h_t \left[1 + 20 \left(\frac{\Delta P_{irr}}{Z \rho_l g} \right)^2 \right] \quad (3.151)$$

Billet y Schultes (1991 y 1993) , consideran el flujo a través del relleno como múltiples canales a través de los cuales fluye el líquido en forma de película , estableciéndose un equilibrio entre la fuerza de gravedad y tangencial de la película y las fuerzas de rozamiento del vapor en la superficie de la película. De esta forma deducen la retención de líquido como sigue:

$$h_t = \left(12 \frac{\mu_l u_l \alpha_p^2}{g \rho_l} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3.152)$$

3.8.3.- Caída de presión.

Dentro del comportamiento hidrodinámico, la caída de presión representa un criterio de máxima importancia, no sólo en cuanto al diseño y al consumo de energía, sino también sobre la

predicción de la transferencia de materia.

La caída de presión de un gas que fluye a través de un lecho seco estará relacionada con el equilibrio fuerza cortante/presión y la ley de fricción de Newton.

Si el relleno es recorrido por un líquido, el volumen de torre disponible para el flujo de gas disminuye, por lo que existe un aumento de la velocidad intersticial del gas y, por tanto, un aumento en la caída de presión. A medida que aumenta el flujo de gas la caída de presión aumenta de forma lineal, hasta alcanzar un punto en el que aumenta más rápidamente que un valor constante. El caudal correspondiente a esta condición se denomina punto de carga superior. Por encima de este valor la retención de líquido se hace excesiva alcanzándose el punto de inundación. Strigle (1987), recomienda que la caída de presión no exceda de 50 mm de columna de agua por metro de relleno, cuando la fase líquida sea agua.

3.8.4.-Predicción de la caída de presión y del punto de inundación.

3.8.4.1.- Cartas de correlación.

Sherwood *et al.* (1938) publicaron una de las más conocidas correlaciones de inundación para lechos de relleno, en la que intentaron tener en cuenta las distintas geometrías de los rellenos y características físicas de las fases gas y líquido, tomando como base datos experimentales. Lobo, *et al.* (1945), mejoraron este trabajo introduciendo una variable que incluía la geometría del relleno y que fue denominada por Eckert (1961) factor de relleno, F_p . Leva (1954), modificó esta correlación al incluir como parámetro caídas de presión constantes y el factor ψ de corrección de densidad del líquido. Fruto de esta evolución nacieron las denominadas cartas de correlación Sherwood-Leva-Eckert (SLE). Strigle (1987) estableció una representación semilogarítmica de la correlación, actualizando los factores de relleno, en donde la abscisa representa el denominado parámetro de flujo, X :

$$X = \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} \quad (3.153)$$

y la ordenada representa el factor de capacidad, Y :

$$Y = C_s F_p^{0.5} v_l^{0.05} \quad (3.154)$$

en donde C_s es la velocidad superficial del gas corregida por las densidades:

$$C_s = u_g \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g}} \quad (3.155)$$

En la Figura III.11 se representa la correlación SLE propuesta por Strigle (1987) para el

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

sistema inglés de unidades.

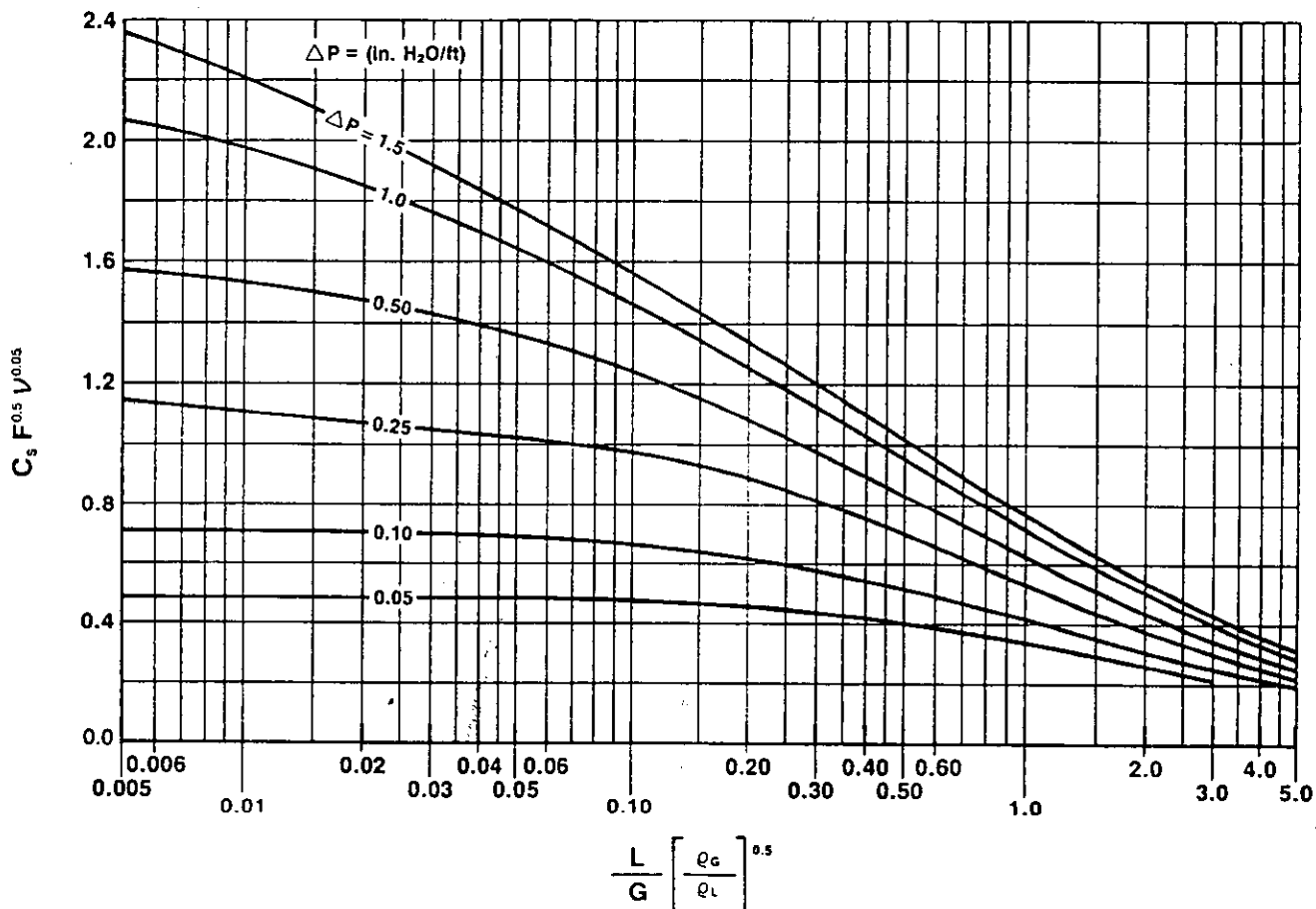


Figura III.11.- Correlación generalizada de caída de presión o carta SLE.

Kister y Gill (1991) recomiendan el uso de la correlación SLE para la predicción de la caída de presión, mediante un proceso de interpolación de los datos experimentales dentro de la misma y proponen la siguiente expresión para la obtención de la caída de presión en Pa m⁻¹ correspondiente a la condición de inundación:

$$\frac{\Delta P_{pl}}{Z} = 94.009 F_p^{0.7} \tag{3.156}$$

Las cartas de correlación representan una herramienta muy útil a la hora de establecer las condiciones de diseño y operación de una forma rápida y sencilla. No obstante, en los últimos años se han venido desarrollando modelos acompañados por expresiones empíricas que permiten obtener de un modo más preciso y riguroso la caída de presión para cualquier sistema, tomando como base las características del relleno, las propiedades de las fases y las condiciones de flujo.

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

3.8.4.2.- Modelos de caída de presión para relleno seco.

Los estudios de caída de presión de Stichlmair *et al.* (1989), conducen a una modificación del modelo de Ergun (1952) que modeliza la hidrodinámica del relleno considerando que la fase gas fluye alrededor de cada partícula del relleno con una dimensión determinada, de tal forma que la presencia del líquido provoca un aumento de la dimensión de la partícula como consecuencia de la adherencia a su superficie de la misma. La expresión para el cálculo de la caída de presión, teniendo en cuenta la porosidad del relleno será:

$$\frac{\Delta p_z}{Z} = \frac{3}{4} f_o \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^{4.65}} \rho_g \frac{u_g^2}{d_p} \quad (3.157)$$

$$f_o = \frac{C_1}{Re_g} + \frac{C_2}{Re_g^{0.5}} + C_3 \quad (3.158)$$

en donde f_o se define como el factor de fricción para un flujo que atraviesa una partícula simple, que es función del flujo de la fase gaseosa y de la geometría del relleno, y C_1 , C_2 y C_3 son constantes tabuladas para cada relleno.

Wagner *et al.* (1997), toman como base la expresión anterior y sustituyen el diámetro de partícula por su definición, con lo que remarcan la íntima relación entre el área interfacial efectiva y las condiciones hidrodinámicas de la columna:

$$d_p = \frac{6(1 - \epsilon)}{a_p} \quad (3.159)$$

$$\frac{\Delta P_z}{Z} = \frac{3}{4} f_o \frac{a_p}{6 \epsilon^{4.65}} \rho_g u_g \quad (3.160)$$

Robbins (1991) propone la siguiente expresión para el cálculo de la caída de presión en relleno seco:

$$\frac{\Delta P_z}{Z} = 1.9747 F_{ps} F_g^2 \quad (3.161)$$

en donde F_{ps} representa el factor de relleno seco, cuyos valores para un gran número de rellenos se pueden encontrar en el trabajo de Robbins, y F_g representa el factor de capacidad de gas referido a la columna vacía y que equivale a $u_g \rho_g^{0.5}$.

Maćkowiak (1991) parte de la ecuación fundamental de Darcy, derivada de la aplicación de los principios de conservación de materia, energía y cantidad de movimiento a un flujo estacionario en el interior de un tubo circular:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$\frac{\Delta P_g}{Z} = \lambda \frac{\overline{u_g^2} \rho_g}{2d_h} \quad (3.162)$$

Teniendo en cuenta la ecuación indicada más arriba del diámetro hidráulico d_h , y que la velocidad efectiva \bar{u}_g y el diámetro de partícula d_p vienen expresados por las siguientes ecuaciones:

$$\bar{u}_g = \frac{u_g}{\epsilon} \quad (3.163)$$

$$d_h = \frac{2}{3} \frac{\epsilon}{1 - \epsilon} d_p K \quad (3.164)$$

en donde K representa el factor de pared, que surge como consecuencia de que la fracción hueca del relleno dispuesto en la columna difiere de la teórica, debido al mayor espacio libre en la proximidad de las paredes de la torre. Por ello, el factor de pared será función del diámetro de la torre, y actuará como factor corrector:

$$K = \left(1 + \frac{2}{3} \frac{1}{1 - \epsilon} \frac{d_p}{d_c} \right)^{-1} \quad (3.165)$$

Sustituyendo estas expresiones en la ecuación de Darcy se obtiene la ecuación final para el cálculo de la caída de presión:

$$\frac{\Delta P_g}{Z} = \psi \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \frac{F_g}{d_p K} \quad (3.166)$$

en donde ψ representa el coeficiente de fricción para flujo turbulento y de transición considerando relleno seco, el cual será función, por tanto, del número de Reynolds y de las constantes K_1 y K_2 dependientes del tipo de relleno:

$$\psi = K_1 Re_g^{K_2} \quad (3.167)$$

$$Re_g = \frac{u_g d_p}{(1 - \epsilon) \nu_g} K \quad (3.168)$$

Billet y Schultes (1991) obtienen una expresión semejante a la de Maćkowiak (1991) incluyendo también el coeficiente de fricción para lecho seco expresado como función del número

de Reynolds:

$$\frac{\Delta P_z}{Z} = \psi \frac{\rho_p F_g^2}{\epsilon^3} \frac{1}{2K} \quad (3.169)$$

$$\psi = C_p \left(\frac{64}{Re_g} + \frac{1.8}{Re_g^{0.08}} \right) \quad (3.170)$$

C_p es una constante que caracteriza la geometría y propiedades superficiales del relleno seco y es específica para cada tipo. En el mismo trabajo se facilitan valores para distintos rellenos.

3.8.4.3.- Modelos de caída de presión para relleno irrigado.

Stichlmair *et al.* (1989) proponen una expresión para la obtención de la caída de presión tanto por debajo como por encima del punto de carga. Dado que la presencia del líquido modifica la estructura del relleno, la fracción hueca descenderá a un valor ϵ' , el diámetro de partícula aumentará a d_p' y el factor de fricción pasará a ser f_0' . De esta forma se tiene que:

$$\epsilon' = \epsilon \left(1 - \frac{h_t}{\epsilon} \right) \quad (3.171)$$

$$d_p' = d_p \left[\frac{1 - \epsilon \left(1 - \frac{h_t}{\epsilon} \right)}{1 - \epsilon} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (3.172)$$

$$f_0' = f_0 \left[\frac{1 - \epsilon \left(1 - \frac{h_t}{\epsilon} \right)}{1 - \epsilon} \right]^{\frac{c}{3}} \quad (3.173)$$

$$c = \left(-\frac{C_1}{Re_g} - \frac{C_2}{2Re_g^{0.5}} \right) f_0^{-1} \quad (3.174)$$

Sustituyendo estas expresiones en la ecuación (3.157) nos queda:

$$\frac{\Delta P_{irr}}{Z} = \frac{3}{4} f_0' \left(\frac{1 - \epsilon'}{\epsilon'^{4.65}} \right) \rho_g \frac{u_g^2}{d_p'} \quad (3.175)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

y la relación entre las dos caídas de presión será:

$$\frac{\Delta P_{irr}}{\Delta P_s} = \left(\frac{1 - \epsilon + h_t}{1 - \epsilon} \right)^{(2 \cdot \epsilon)^3} \left(\frac{\epsilon}{\epsilon - h_t} \right)^{4.65} \quad (3.176)$$

Wagner *et al.* (1997), sustituyen en el modelo de Stichlmair *et al.* (1989), el diámetro de partícula por su definición, y consideran la dependencia directa entre caída de presión y área superficial total en el relleno húmedo:

$$d_p = \frac{6(1 - \epsilon)}{a_p} \quad (3.177)$$

$$\frac{\Delta P_{irr}}{Z} = \frac{3}{4} f_o \frac{a_{tot}}{6(\epsilon - h_t)^{4.65}} \rho_g u_g^2 \quad (3.178)$$

La relación entre caída de presión para relleno seco e irrigado será:

$$\frac{\Delta P_{ir}}{\Delta P_s} = \frac{f_o' a_{tot}}{f_o a_p} \left(\frac{\epsilon}{\epsilon - h_t} \right)^{4.65} \quad (3.179)$$

de donde se tiene según la ecuación (3.176):

$$\frac{a_{tot}}{a_p} = \left(\frac{1 - \epsilon + h_t}{1 - \epsilon} \right)^{23} \quad (3.180)$$

Robbins (1991) propone una expresión para el cálculo de la caída de presión introduciendo los factores de carga de líquido y gas, L_f y G_f . A continuación se presentan las ecuaciones correspondientes adaptadas al Sistema Internacional de unidades:

$$\frac{\Delta P_{irr}}{Z} = 817.5 A_1 G_f^2 10^{A_2 L_f} + 327 \left(\frac{L_f}{20000} \right)^{0.1} (A_1 G_f^2 10^{A_2 L_f})^8 \quad (3.181)$$

$$G_f = 808.22 F_g \left(\frac{F_{pd}}{20} \right)^{0.5} \quad (3.182)$$

$$L_f = 737.25 L \left(\frac{10^3}{\rho_l} \right) \left(\frac{F_{pd}}{20} \right)^{0.5} (10^3 \mu_l)^{0.1} \quad (3.183)$$

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

Los valores de las constantes A_1 y A_2 son respectivamente 7.4×10^{-8} y 2.7×10^{-5} . El primer sumando del segundo miembro de la ecuación (3.181) se corresponde con la caída de presión para relleno seco y para valores por debajo de 400 Pa/m, mientras que el segundo sumando aporta el incremento de la caída de presión a caudales de líquido más elevado hasta el punto de inundación.

Mačkowiak (1991), siguiendo un análisis semejante al de Stichlmair *et al.* (1988), introduce los términos de diámetro y fracción hueca efectivos con sus correspondientes expresiones que, sustituidas en la ecuación (3.166), llevan al siguiente resultado:

$$\frac{\Delta P_{irr}}{Z} = \psi' \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \frac{F_g^2}{d_p K} \left(1 + \frac{h_t}{1 - \epsilon} \right) \left(1 - \frac{h_t}{\epsilon} \right)^{-3} \quad (3.184)$$

El valor de h_t se obtiene de la ecuación (3.149), mientras que el pseudo coeficiente de fricción de la fase gas en condiciones de flujo de dos fases, ψ' , es función del número de Reynolds del líquido y del factor de forma específico del relleno η . Para valores del número de Reynolds del líquido ($Re_l = u/a_p v_l$) mayores de 12.3, se cumple que $\psi' = 3.8 \eta$.

Billet y Schultes (1991) establecen una relación entre la caída de presión en lecho irrigado y lecho seco como función de Re_b , h_t y ϵ , que junto con las ecuaciones 3.152, 169 y 170 permite el cálculo de la caída de presión en lecho irrigado:

$$\frac{\Delta P_{irr}}{\Delta P_s} = \exp \left(\frac{Re_l}{200} \right) \left(\frac{\epsilon}{\epsilon - h_t} \right)^{1.5} \quad (3.185)$$

3.8.5.- Modelos de transferencia de materia.

A la hora de establecer los coeficientes de transferencia de materia es fundamental el conocimiento del área interfacial efectiva gas-líquido. Esta es afectada por las condiciones de flujo de la fase líquida, en donde predomina el flujo en forma de venas y gotas en porcentajes que varían en función de las propiedades del relleno y de la fase líquida (Bornhütter y Mersmann, 1993). Muchos han sido los modelos propuestos que relacionan el área superficial específica y total como el de Onda *et al.* (1968), Shi y Mersmann (1985), Bornhütter y Mersmann (1993), Billet y Schultes (1993), Wagner *et al.* (1997). Dado que en el caso de la absorción de SO_2 en agua de mar la resistencia principal se encuentra en la fase gas, resultan de interés los modelos de cálculo del coeficiente de transferencia de la fase gas de Koziol y Mačkowiak (1993), Billet y Schultes (1993), Wagner *et al.* (1997).

Koziol y Mačkowiak (1993) proponen un modelo para la obtención de los datos de equilibrio del sistema SO_2 -agua, los cuales son contrastados con las siguientes expresiones de los coeficientes de transferencia de masa volumétricos sin hacer consideración alguna con relación al cálculo del área superficial efectiva:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$\beta_g a_g = 5.18 \times 10^4 F_g^{0.67} u_l^{0.46} D_g^{2/3} \quad (3.186)$$

$$\beta_l a_l = 2.17 \times 10^4 u_l^{5/6} D_l^{0.5} \quad (3.187)$$

Billet y Schultes (1993) partiendo del modelo de penetración de Higbie, establecen un modelo para la determinación de los coeficientes locales de gas y líquido, así como del área interfacial específica, en procesos de absorción, desorción y rectificación en torres de contraflujo,

$$\beta_l a_l = C_l \left(\frac{g}{v_l} \right)^{1/6} \left(\frac{D_l}{d_h} \right)^{1/2} a_{tot}^{2/3} u_l^{1/3} \left(\frac{a_g}{a_{tot}} \right) \quad (3.188)$$

$$\beta_g a_g = C_g \frac{1}{(\epsilon - h_g)^{1/2}} \frac{a_{tot}^{2/3}}{d_h^{1/2}} D_g \left(\frac{a_{tot} v_g}{u_g} \right)^{3/4} \left(\frac{D_g}{v_g} \right)^{1/3} \frac{a_{tot}}{a_g} \quad (3.189)$$

$$\frac{a_g}{a_{tot}} = 1.5 (a_{tot} d_h)^{-0.5} \left(\frac{u_l d_h}{v_l} \right)^{-0.2} \left(\frac{u_l^2 \rho d_h}{\sigma_l} \right)^{0.75} \left(\frac{u_l^2}{g d_h} \right)^{-0.45} \quad (3.190)$$

con varios tipos de relleno y sistemas gas-líquido:

El valor de h_l se obtendrá a partir de la ecuación 3.152. C_l y C_g son constantes tabuladas para cada relleno. El valor de la difusividad del gas, D_g puede obtenerse en trabajos como los de Wilke y Lee (1955), Marrero y Mason (1972), Mottola (1977), aunque una de las correlaciones empíricas más usadas es la de Fuller *et al.* (1966) aplicada a mezclas binarias :

$$D_g = \frac{0.0101 T^{1.75} (1/M_A + 1/M_B)^{0.5}}{P \left[(\sum \Delta v)_A^{1/3} + (\sum \Delta v)_B^{1/3} \right]^2} \quad (3.191)$$

en donde $\sum \Delta v$ representa la suma de los volúmenes de difusión atómica y estructural para cada componente de la mezcla binaria y que toma un valor de 41.1 para el SO_2 y 20.1 para el aire. En cuanto al cálculo del coeficiente de difusión en la fase líquida, D_l , una de las más empleadas es la de Wilke y Chang (1955).

Wagner *et al.* (1997), a partir de la teoría de penetración propone los siguientes expresiones para los coeficientes de transferencia:

3.- Parte teórica y revisión bibliográfica.

$$k_l = \left(\frac{4 D_l u_l}{\pi h_l \chi} \right)^{0.5} \quad (3.192)$$

$$k_g = \left(\frac{4 D_g u_g}{\pi (\epsilon - h) \chi} \right)^{0.5} \quad (3.193)$$

en donde χ representa una longitud característica que se toma como base para el cálculo del tiempo de contacto entre las fases líquido y gas. Esta magnitud está muy influenciada por la altura del relleno, por lo que Wagner *et al.* (1997) proponen la siguiente expresión:

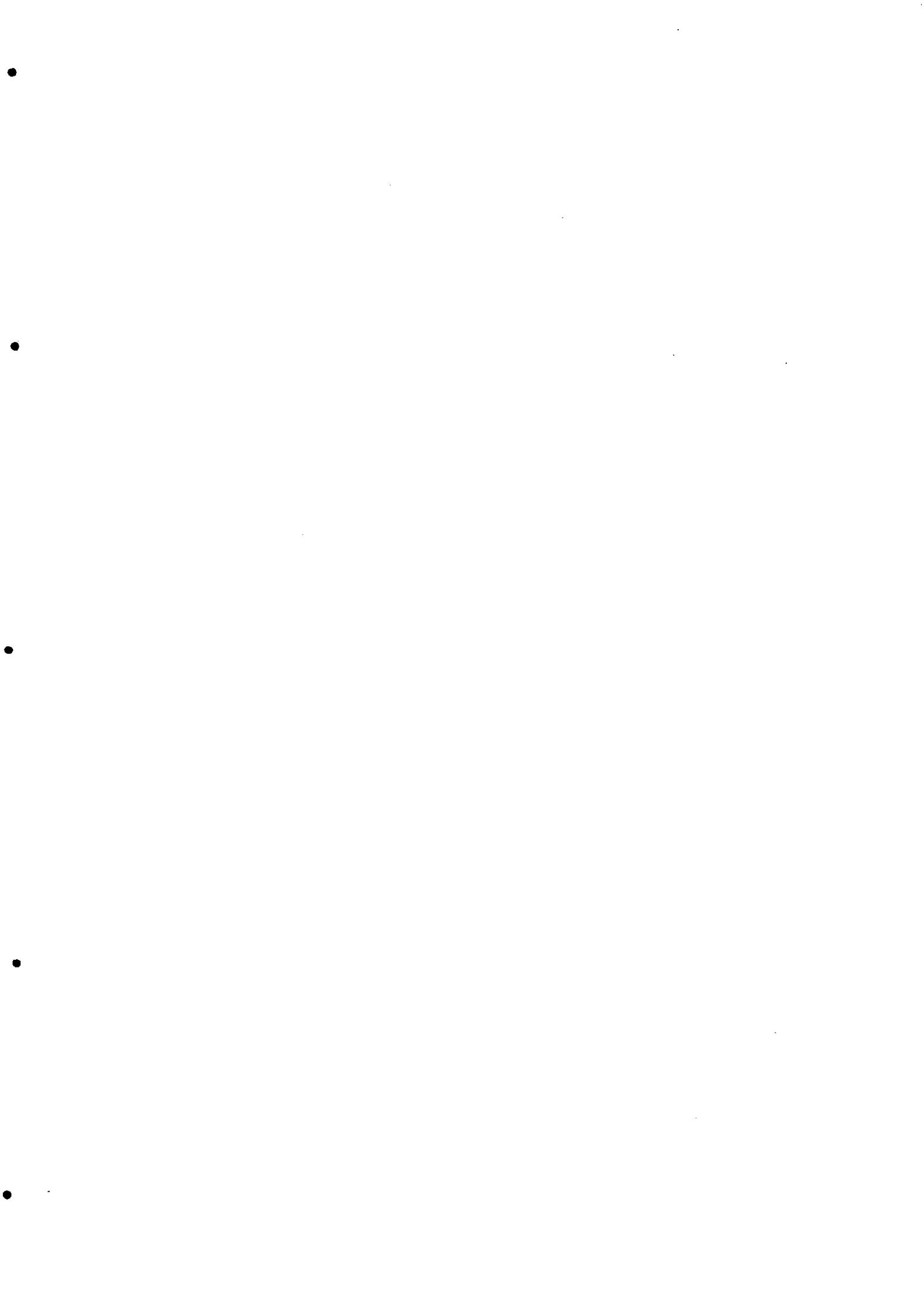
$$\chi = C_{pk}^2 Z \quad (3.194)$$

siendo C_{pk} una constante característica del relleno.

En cuanto al área interfacial específica se tiene que:

$$\frac{a_s}{a_p} = \left(\frac{1 - \epsilon + h_l}{1 - \epsilon} \right) - \alpha \quad (3.195)$$

en donde α tiene en cuenta la fracción seca de la superficie total del relleno húmedo.



4.- EQUIPO EXPERIMENTAL

4.1.- INTRODUCCIÓN.

4.2.- DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO. TORRE DE LAVADO.

4.2.1.- Gas de lavado.

4.2.2.- Agua para lavado.

4.2.3.- Rellenos utilizados.

4.3.- INSTRUMENTOS DE MEDIDA.

4.3.1.- Caudal de agua.

4.3.2.- Concentración de gas.

4.3.3.- Caídas de presión.

4.3.4.- Medida del pH.

4.- Equipo experimental.

4.1.- INTRODUCCIÓN.

Para la realización de las experiencias de absorción de SO_2 y de caídas de presión, se dispone de una instalación experimental constituida por:

- 1.- una torre de lavado húmedo,
- 2.- instrumentos de medida.

La instalación reúne las cualidades necesarias para la obtención de los datos requeridos, entre las que cabe destacar:

- a) la posibilidad de cambio de las condiciones internas variando el tipo de relleno,
- b) elementos necesarios para la variación de los caudales de gas y líquido, así como la composición de la fase de gas en relación con el SO_2 ,
- c) dispositivos para la medida de las temperaturas, presiones, caídas de presión, caudales, pH y composición de la fase de gas.

4.2. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO. TORRE DE LAVADO

En la Figs. IV.1 y IV.2 se muestran, respectivamente, un esquema general de los elementos básicos que constituyen el equipo experimental y la torre de lavado.

La torre de lavado es de acero inoxidable y está constituida por un cilindro inferior con la entrada de gas y la salida del agua, unido a una bancada de apoyo, cuatro carretes intermedios y una tapa conectada lateralmente al recinto de filtrado. Estos elementos están unidos mediante bridas atornilladas. El diámetro interior del cuerpo principal es de 0.25 m.; la altura de los carretes intermedios es de 0.40 m.; la parte inferior tiene 0.30 m. de alto; la parte superior con la salida de gas para el filtro 0.30 m. Los carretes intermedios son todos intercambiables para poder establecer distintas disposiciones, variando los tipos de relleno. De los cuatro carretes, tres llevan mirillas para observación; el cuarto, la entrada de agua de rociado y, todos ellos, orificios para sondas de tomas de presión y temperatura. Existen tomas de muestreo a la entrada y a la salida. Además, en la zona de relleno se disponen 9 orificios en los distintos carretes con el objeto de obtener muestras a distintas alturas, separados entre sí 0.10 m. El dispositivo de filtrado está constituido por un cilindro con un diámetro de 0.25 m y una altura de 0.50 m., va atornillado lateralmente a la sección de la tapa de la torre y lleva una purga inferior para toma de muestras del efluente.

4.2.1. Gas de lavado

Para el estudio de la absorción se empleó como fase gaseosa una mezcla de aire ambiente y SO_2 industrial dosificado a la entrada de la torre.

El aire se impulsó a través de la torre mediante un ventilador RODE 130 (MAR) constituido por un rodete que gira a 3000 r.p.m., con una capacidad de $135 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ a 20°C y una potencia de 0.75 kW .

4.- Equipo experimental.

El control del caudal de gas se realiza por estrangulación a la entrada del ventilador, mediante una válvula de compuerta con un diámetro de conducto de 40 mm. Para medir el caudal, tomando como referencia la teorías desarrolladas por Holman (1984) y White (1983), se diseñó un medidor de orificio de 25 mm de diámetro, del tipo placa delgada de 3 mm de espesor con chaflán de 40° terminado en arista de 0.8 mm, que va dispuesta entre dos bridas de 16 mm de espesor y éstas a su vez, soldadas a la tubería de exhaustación de 39 mm de diámetro. La diferencia de presión se toma entre las dos caras de la placa perforada y se recibe en un transmisor diferencial INNOVEX (EuroSensor) modelo 600, que la envía a un indicador digital situado en el panel general. Las tuberías de tipo flexible, desde la soplante hasta la entrada de la torre y desde la salida hasta el exterior, tienen un diámetro de 45 mm.

El SO₂ utilizado en este estudio fue del tipo licuado, suministrado por Carburos Metálicos, S. A. de La Coruña y con el 99.9 % de pureza. Para facilitar una mezcla homogénea fue necesario introducirlo aproximadamente un metro antes de la zona de contacto con el agua. La dosificación del SO₂ se cuantificó inicialmente mediante un medidor de burbuja de vidrio de 51.75 mm de diámetro, construido en el Servicio de Soplado de Vidrio de la Universidad de Santiago, conectado a la botella de SO₂, con el correspondiente reductor manual de presión para ajustar la cantidad a dosificar a la entrada de la torre. A este fin, se confeccionó una tabla de tiempos correspondientes a las concentraciones de 2000, 6000 y 10000 ppm para los caudales de gas empleados, con el fin tener una referencia para las distintas relaciones de caudales gas/líquido con las que se realizaron los ensayos. A continuación se midieron los valores de concentración para cada experiencia con un cromatógrafo de gases KONIK, modelo KNK-3000-HRGC y con un monitor Brüel & Kjaer con espectroscopía fotoacústica por infrarrojos, mediante muestras tomadas en la zona anterior al contacto del gas con el agua (ver Fig. IV.1). La evolución de la concentración de la fase gas a lo largo de la columna se efectuó mediante el análisis de muestras extraídas de las sondas dispuestas a distintas alturas de la torre. Las muestras del gas lavado se tomaron después del filtro con objeto de que los arrastres de aerosoles fueran mínimos.

La temperatura del gas se midió antes y después del relleno, mediante sondas termopar Pt-100 con indicadores digitales PM-2934 (DESIN Instruments) situados en el panel de control.

4.2.2. Agua para lavado

Para el bombeo del agua de mar en circuito abierto se dispone de una bomba eléctrica rotativa AZCUE, tipo EA-4, a 3000 r.p.m., con capacidad teórica de 4000 l/h a 25 m de altura a través de una tubería con un diámetro de 32 mm, aunque dicha capacidad está afectada por la altura de aspiración dependiente de las mareas, llegando incluso a impedir los trabajos experimentales durante la bajamar.

El agua se aspira a través de un filtro grueso y una válvula de retención, anteriores a la bomba. El caudal se cuantificó mediante un medidor del tipo volumétrico de desplazamiento positivo con aspas rotatorias SCHLUMBER, con totalizador integrado y con salida de impulsos eléctricos para el indicador digital del panel de control. Se reguló el caudal mediante una válvula de compuerta (Fig. IV.1).

4.- Equipo experimental.

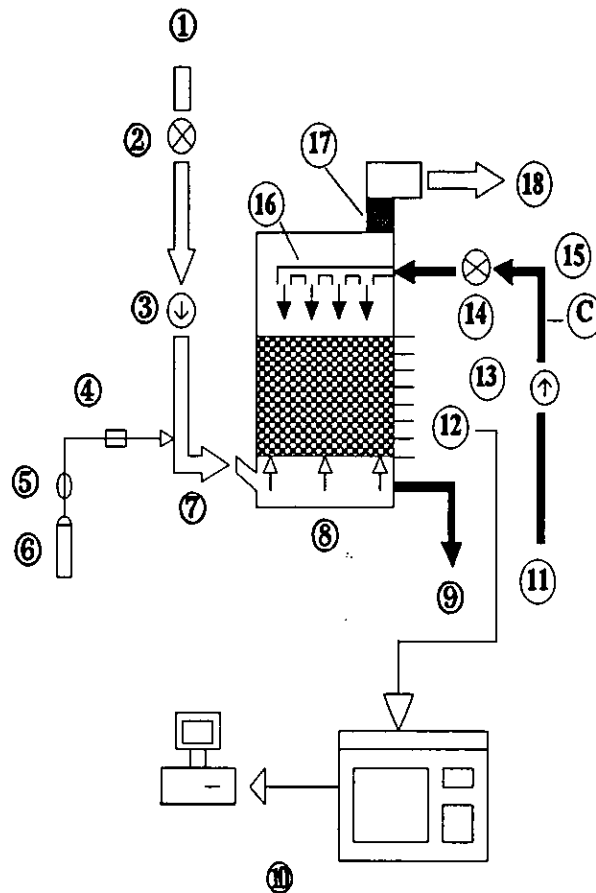


Figura IV.1.- Esquema general de la instalación experimental: 1.- Aspiración de aire exterior; 2.- Válvula de control de flujo; 3.- Ventilador; 4.- Medidor de burbuja para control de SO_2 ; 5.- Grupo reductor de presión; 6.- Botella de SO_2 ; 7.- Entrada de mezcla aire- SO_2 ; 8.- Fondo colector de agua de lavado; 9.- Salida de efluente de la torre; 10.- Equipo analizador de muestras gaseosas; 11.- Aspiración de agua de mar; 12.- Toma de muestras a analizar; 13.- Bomba de agua de mar; 14.- Válvula de control de flujo; 15.- Caudalímetro; 16.- Distribuidor; 17.- Filtro; 18.- Salida de gas limpio.

4.- Equipo experimental.

El agua de mar entra por la parte superior de la torre a contracorriente respecto al gas. En el interior se realiza el rociado sobre el relleno mediante un distribuidor de agua de diseño propio, centrado con respecto al eje vertical. Este distribuidor es un toroide de 140 mm de diámetro, con cuatro tubos radiales internos que conectan con la tubería central de llegada de agua. El diámetro interior de estos conductos es de 7 mm. La distancia radial entre el distribuidor y las paredes de la torre es de 55 mm. El caudal se distribuye a través de 16 orificios de 3 mm de diámetro practicados en los cuatro sectores del rociador, con diferentes ángulos que procuran chorros con distribución uniforme con relación al plano del relleno. La distancia entre distribuidor y relleno fue de 100 mm. Este diseño persigue conseguir una vena fluida compacta que evite los arrastres y facilite la distribución en su descenso a través del relleno. Además, debe contribuir a reducir el efecto pared y la canalización del líquido.

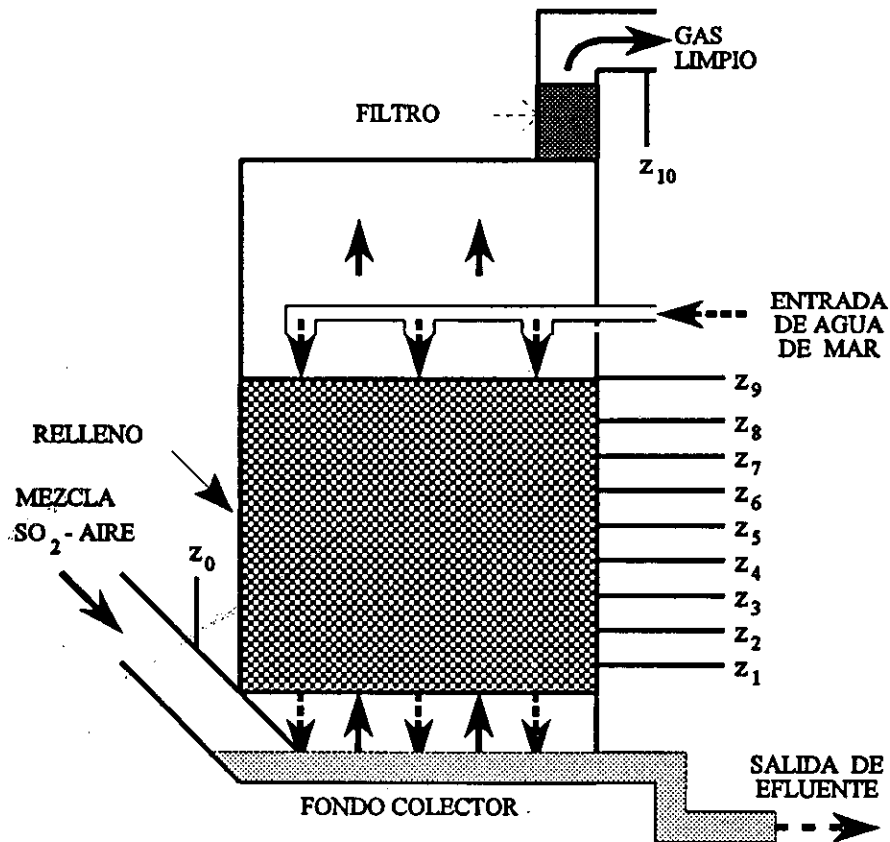


Figura IV.2.- Distribución de tomas de muestra en la columna de relleno.

4.- Equipo experimental.

4.2.3. Rellenos utilizados

El relleno tiene como principales objetivos aumentar el área superficial de contacto entre las fases (α) y repartirla uniformemente; procurar una distribución uniforme de las fases; facilitar el drenaje del líquido. Si aumenta el espacio hueco por unidad de volumen (ϵ) disminuye la fricción.

Se han realizado experiencias de absorción y de caída de presión para dos tipos de rellenos dispuestos al azar, monturas cerámicas Intalox de 19 y 38 mm. La altura de relleno utilizada en todas las experiencias fue de 0.92 m.

Las monturas Intalox® fue una creación de la Norton Company y surgieron como una evolución de las sillas Berl, adoptando una forma semejante a la de una silla de montar. Con esto se procura evitar la presencia de líquido estancado, la retención de burbujas de gas y los cambios bruscos de dirección del mismo. Estos factores producen aumento de la eficiencia y menor caída de presión con respecto a las sillas Berl. Las características pueden tomarse a partir de Treybal (1988) y Coulson (1988), considerando una fracción hueca de 0.77 y un área superficial de $335 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ para las monturas de 19 mm, y $0.81-195 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ para las monturas de 38 mm.

4.3. INSTRUMENTOS DE MEDIDA

4.3.1.- Caudal de agua.

El medidor de desplazamiento positivo para el caudal de agua fue comprobado periódicamente, comparando el volumen de agua de paso en cortos espacios de tiempo con el valor del totalizador que lleva incorporado, sin que se notaran discrepancias importantes.

4.3.2.- Concentración de gas.

Gran parte de las medidas de la concentración del dióxido de azufre en los distintos puntos de la torre se llevó a cabo mediante un cromatógrafo de gases bicanal Konik KNK-3000-HRGC, con sistema de conmutación de columnas, una cámara de desorción térmica y dos sistemas de detección, ionización de llama en el canal A y conductividad térmica en el canal B, fabricado por KONIK Instruments, S. A.

En los ensayos realizados para determinar la concentración de dióxido de azufre se trabajó inyectando muestras, mediante jeringa de 5 ml, tomadas a la entrada y salida de la torre, así como en cada una de las nueve tomas situadas a lo largo del relleno, con una separación entre ellas de 0.10 m, para cada una de las condiciones establecidas previamente.

Las condiciones en el cromatógrafo fueron de 100°C en el inyector, 120°C en el horno con una columna tipo A-1166-8T de 2 m, diámetro exterior de $1/8'$, diámetro interior de 2 mm, Porapak Q 80/100 de teflón y 120°C en el detector de conductividad térmica.

Los valores fueron obtenidos mediante el programa específico Peak Master de Harley Systems para la integración de los cromatogramas, instalado en un ordenador Tandon 386, obteniendo el pico correspondiente al dióxido de azufre diluido en el aire, en las condiciones establecidas anteriormente, a los 7.5 min. aproximadamente.

Para comprobar el nivel de detección del cromatógrafo, previamente, se realizó la

4.- Equipo experimental.

calibración introduciendo muestras con una concentración conocida de dióxido de azufre diluido en aire.

Como comprobación, una parte importante de las medidas fueron realizadas mediante un muestreador basado en la técnica de espectroscopía fotoacústica por infrarrojos, de Brüel & Kjaer, capaz de medir hasta concentraciones de 1 ppm.

4.3.3.- Caídas de presión.

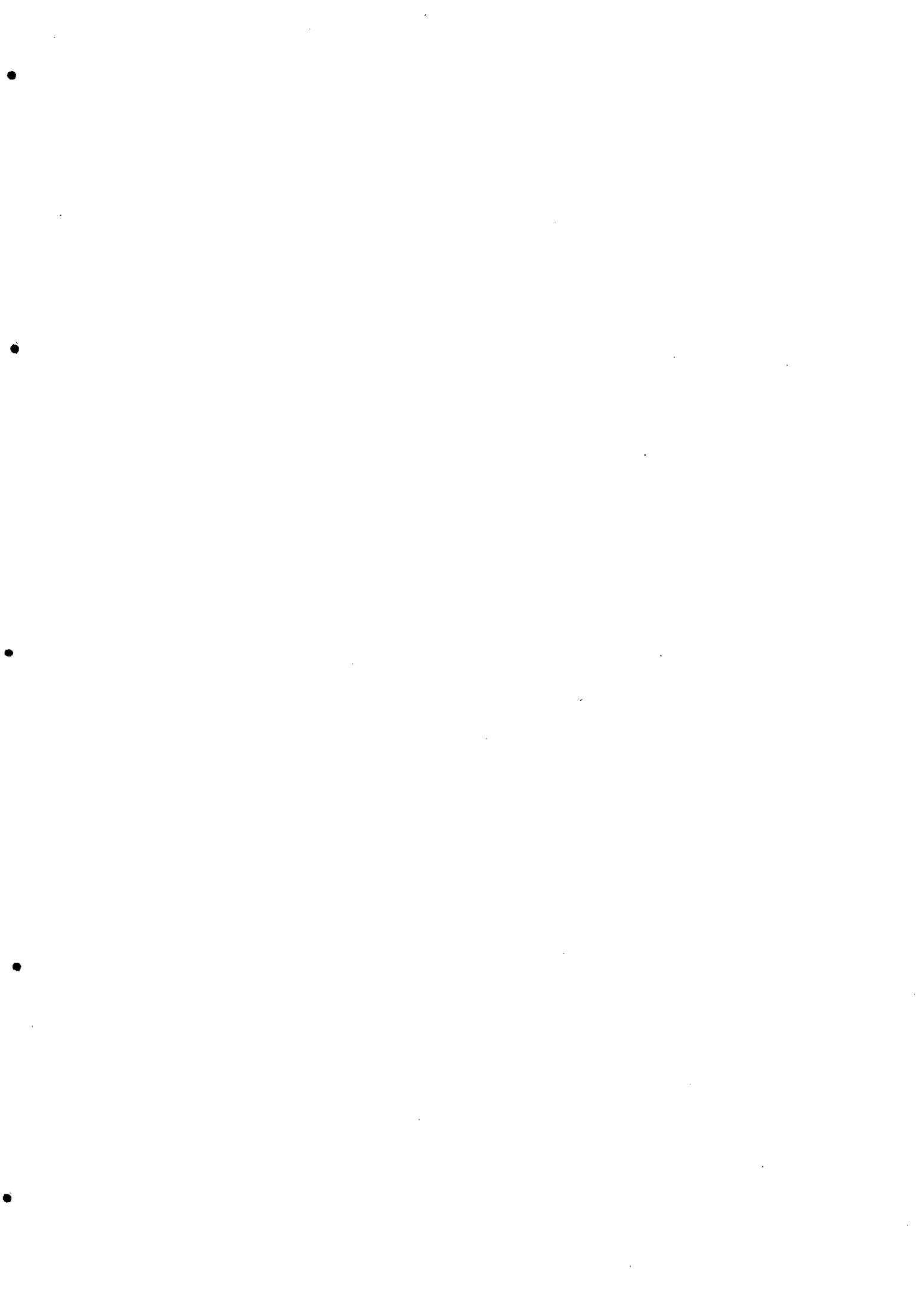
Se midieron las caídas de presión, para los dos rellenos cerámicos, con varias relaciones gas/líquido, entre los puntos situados antes de la placa inferior de soporte del relleno y la parte superior del mismo (ver esquema de la Fig. IV.1). Igualmente, se midió la caída de presión en el filtro dispuesto en la parte superior de la torre y constituido por 44 capas de malla de polipropileno, con un diámetro de filamentos entre 0.4 y 0.5 mm, aunque resultó despreciable en todo momento.

Se emplearon dos sistemas de medida de la caída de presión. Uno constituido por transmisores diferenciales modelo 600 (Innovex) y sus correspondientes indicadores digitales (ya mencionados) dispuestos en el panel de control, que indicaban la caída de presión en mm de columna de agua. Las medidas obtenidas con los medidores diferenciales fueron confrontadas con las obtenidas mediante un manómetro de columna de agua inclinada donde se obtienen precisiones de centésimas de milímetro. Los ángulos de inclinación fueron de 15 y 21.5 °, respectivamente.

4.3.4.- Medida del pH.

Se dispone de una toma de muestra del efluente saliente de la torre, para permitir la medición del pH tras la absorción del dióxido de azufre. El aparato de medida fue un pH-meter Crison 2002, equipado con un electrodo combinado Ingold, y calibrado utilizando buffers a pH 7.0 y 4.0.

Para cada experiencia, se realizaron 5 mediciones de pH con el fin de alcanzar una mayor precisión y verificar el régimen estacionario de la torre. Las muestras fueron extraídas e inmediatamente analizadas para evitar posibles oxidaciones que falseen las mediciones. En cualquier caso el tiempo de retraso no fue superior a los 15 s.



5.- ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA HIDRODINÁMICA

5.1.- INTRODUCCIÓN.

5.2.- DESCRIPCIÓN DE LA REALIZACIÓN DE LAS EXPERIENCIAS.

5.3.- RESULTADOS.

5.1.- INTRODUCCIÓN.

Como ya se ha indicado en la revisión bibliográfica, la hidrodinámica juega un papel fundamental dentro de la eficiencia de la transferencia de materia en un equipo absorbedor. Dentro de los distintos parámetros relacionados con aquella, la caída de presión juega un papel fundamental, y constituye además un importante parámetro para la economía del sistema de absorción. A modo ilustrativo, la soplante disponible para el suministro de la fase gas, consume una potencia de 0.75 kW, para suministrar $135 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ a contrapresión prácticamente nula. Sin embargo, a medida que aumenta la caída de presión, el suministro desciende paulatinamente, de tal forma que, para mantener el caudal máximo con una caída de presión de 10 kPa, sería necesario suministrar aproximadamente 2 kW.

Tomando ahora las condiciones reales de un buque petrolero, con una demanda de gas inerte del orden de $20000 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ o más, significaría, para la misma caída de presión anterior, un consumo de más de 300 kW.

5.2.- DESCRIPCIÓN DE LA REALIZACIÓN DE LAS EXPERIENCIAS.

Con el fin de establecer los parámetros que intervienen, se ha realizado un estudio detallado de la caída de presión a lo largo de un lecho de relleno compuesto, primeramente, por Monturas Intalox cerámicas de 19 mm, y posteriormente, por monturas 38 mm. Se mantuvo una altura fija de relleno de 0.92 m.

Se realizaron medidas de caída de presión total, entre una toma situada en la base de la columna coincidente con la entrada de gas y otra toma dispuesta en la parte superior del relleno, tanto para lecho seco como irrigado.

Por otra parte, se midió la evolución de la caída de presión desde la base hasta el tope del relleno, mediante tomas dispuestas a intervalos de 10 cm (Fig. IV.2).

A la hora de estudiar la distribución de líquido y el comportamiento de la caída de presión en sentido radial, se tomaron medidas para 6 radios de toma distintos R , de 1, 3, 5, 7, 9 y 12.5 cm, contando desde la pared hasta el eje de la columna.

Dentro de los parámetros de funcionamiento, se eligieron 5 caudales de gas G' , de 0.10, 0.21, 0.31, 0.33 y $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$, y 4 de líquido L' , de 5.21, 8.70, 10.45 y $12.16 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

Como instrumentos de medida, se emplea primeramente el transmisor diferencial, y posteriormente el manómetro de columna inclinada que emplea agua como líquido manométrico. De esta manera se obtiene una medición más precisa.

El modus operandi para cada experiencia fue el siguiente:

- Primeramente, se sitúan las tomas intermedias que atraviesan el relleno, con un radio determinado.

- Posteriormente, se hace circular, mediante el ventilador, un caudal de gas determinado. En estas condiciones se mide la caída de presión para lecho seco, total, y a lo largo del relleno mediante las tomas situadas a intervalos de 10 cm de altura.

- Finalizada la medición de la caída de presión para lecho seco, se hace circular agua de mar con uno de los 4 caudales prefijados anteriormente. Estabilizados los caudales en los indicadores digitales del panel de control, se mide la caída de presión para lecho irrigado total y parcial, con los dos medidores.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Para este mismo radio de toma y caudal de gas, se repite el proceso para los otros tres caudales de líquido. Posteriormente se pasa sucesivamente a los otros cuatro caudales de gas. Finalizadas todas las combinaciones posibles de caudales de gas y líquido, se cambia el radio con el que se introducen las tomas intermedias y se repite el ciclo.

Las caídas de presión para lecho seco se han medido con las tomas situadas en el eje de la torre, dado que la variación radial sin circulación de líquido, se ha comprobado que es despreciable.

Con el fin de poner de manifiesto la magnitud de los datos experimentales manejados, decir que el estudio completo de caída de presión para un caudal de gas, combinado con los cuatro caudales de líquido y los 6 radios de toma, y teniendo en cuenta que las mediciones son duplicadas, significa la realización de 550 medidas. Teniendo en cuenta que se han empleado cinco caudales de gas, se llega a la conclusión de que se han realizado 2750 medidas para cada tipo de relleno.

5.3.- RESULTADOS

Los datos experimentales obtenidos para relleno compuesto por Monturas Intalox de 19 mm, se muestran en las Tablas V.1 a 6, y Figuras V.1 a 31. Las Tablas V.7 y 8, y Figuras V.32 y 33, muestran una comparación entre las caídas de presión experimentales y las obtenidas por los modelos teóricos desarrollados en la revisión bibliográfica, tanto para lecho seco como irrigado. Los valores teóricos se obtuvieron mediante programas desarrollados en Mathematica 2.2.3, y que se presentan en el Apéndice. Las gráficas V.34 a 38, presentan isóbaras a lo largo de la torre para cuatro condiciones de operación, permitiendo establecer los patrones de distribución de líquido.

De igual modo se presentan los datos obtenidos para Monturas Intalox de 38 mm, a través de las Tablas V.9 a 16, y Figuras V.39 a 76.

Tabla V.1

Caída de presión en lecho seco, para relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 19 mm y cuatro caudales de gas. Altura de relleno Z de 0.92 m. Radio de toma en $1/2d_c$ (eje de la columna).

	ΔP_s (Pa)									
	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9	
0.10	1.77	3.63	5.30	6.47	7.75	8.53	10.50	11.58	12.75	
G' ($\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$)	0.21	3.58	7.06	11.18	15.70	20.11	23.84	27.52	31.24	35.81
	0.31	7.36	15.89	22.86	30.51	38.06	46.79	54.64	63.18	70.83
	0.33	9.42	18.74	28.55	36.20	46.21	53.76	62.19	70.93	79.66
	0.50	17.07	35.02	53.17	73.08	94.18	113.50	132.24	150.98	172.66

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.2

Caída de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G', 0.10 kg m⁻² s⁻¹.

a)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z ₁	z ₂	z ₃	z ₄	z ₅	z ₆	z ₇	z ₈	z ₉
G'/L': 0.10/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	1.47	3.33	6.38	10.20	12.65	15.21	17.76	20.31	22.86
	$\frac{1}{8.3} d_c$	0.51	5.08	8.12	10.16	12.69	15.23	17.76	20.31	22.86
	$\frac{1}{5} d_c$	3.83	7.65	10.69	12.65	15.20	17.76	20.31	21.58	24.33
	$\frac{1}{3.6} d_c$	3.53	4.71	7.16	9.52	11.87	14.23	16.68	19.03	22.56
	$\frac{1}{2.8} d_c$	2.35	4.71	7.85	10.01	11.87	15.40	19.03	21.39	23.74
	$\frac{1}{2} d_c$	3.53	7.16	9.03	11.87	14.22	16.58	19.03	21.39	23.74

b)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z ₁	z ₂	z ₃	z ₄	z ₅	z ₆	z ₇	z ₈	z ₉
G'/L': 0.10/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	3.53	9.12	10.69	15.01	17.76	20.80	25.41	29.23	32.96
	$\frac{1}{8.3} d_c$	5.10	10.20	13.93	16.48	20.31	26.19	29.92	35.51	41.89
	$\frac{1}{5} d_c$	5.10	10.20	13.24	15.50	19.03	22.86	25.90	29.23	32.96
	$\frac{1}{3.6} d_c$	4.71	7.16	10.69	11.87	14.22	19.03	21.39	23.74	29.63
	$\frac{1}{2.8} d_c$	5.89	9.52	11.87	14.22	15.40	20.11	22.56	28.45	33.26
	$\frac{1}{2} d_c$	5.20	9.52	13.05	16.58	19.03	21.39	24.92	28.45	30.80

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.2

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.10/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	5.10	10.20	15.21	20.01	24.13	26.68	31.78	36.10	43.16
	$\frac{1}{8.3} d_c$	6.38	11.97	15.70	21.58	27.47	30.51	38.06	40.61	45.71
	$\frac{1}{5} d_c$	10.20	14.71	17.76	22.86	26.88	30.51	38.06	40.61	45.71
	$\frac{1}{3.6} d_c$	5.49	8.83	10.99	14.22	19.03	23.74	28.45	35.51	40.32
	$\frac{1}{2.8} d_c$	7.16	10.69	14.22	19.03	23.54	28.45	33.26	37.96	42.67
	$\frac{1}{2} d_c$	8.34	11.87	15.40	19.03	21.88	26.09	29.63	35.61	40.32

d)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.10/12.16	$\frac{1}{25} d_c$	7.65	12.65	18.25	22.86	30.51	38.06	45.71	52.09	60.92
	$\frac{1}{8.3} d_c$	8.14	14.52	19.03	26.68	30.51	36.10	43.16	49.54	60.92
	$\frac{1}{5} d_c$	11.38	15.21	21.58	27.96	34.24	38.06	43.16	48.27	58.37
	$\frac{1}{3.6} d_c$	8.44	13.44	17.66	24.82	29.63	38.75	43.46	50.03	60.04
	$\frac{1}{2.8} d_c$	8.24	14.22	18.93	26.09	30.80	40.32	45.13	52.19	61.70
	$\frac{1}{2} d_c$	9.52	13.05	16.58	22.56	26.09	32.08	36.79	42.67	49.83

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.3

Caída de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G', 0.21 kg m⁻² s⁻¹.

a)

		ΔP_{ir} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.21/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	11.38	22.86	34.24	43.16	53.37	60.92	69.85	78.68	91.43
	$\frac{1}{8.3} d_c$	10.20	17.76	27.96	40.61	49.54	58.37	68.57	77.40	88.88
	$\frac{1}{5} d_c$	10.20	17.76	25.41	32.96	40.61	48.27	53.37	62.20	74.95
	$\frac{1}{3.6} d_c$	9.52	16.58	23.74	30.90	40.32	47.48	54.54	61.70	75.93
	$\frac{1}{2.8} d_c$	9.52	16.58	23.74	30.90	40.32	52.19	61.70	73.58	85.45
	$\frac{1}{2} d_c$	14.22	23.74	30.80	40.32	49.83	59.06	66.41	75.93	83.09

b)

		ΔP_{ir} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.21/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	16.48	27.96	44.44	53.37	68.57	81.23	93.88	104.08	126.94
	$\frac{1}{8.3} d_c$	12.65	25.41	40.61	53.37	66.02	78.68	91.43	104.08	129.49
	$\frac{1}{5} d_c$	13.93	25.41	38.06	48.27	58.37	71.12	86.33	96.43	119.29
	$\frac{1}{3.6} d_c$	16.58	28.45	40.32	54.54	66.41	80.64	90.15	104.38	118.70
	$\frac{1}{2.8} d_c$	13.05	27.27	35.61	47.48	61.70	73.58	85.45	102.02	125.76
	$\frac{1}{2} d_c$	19.03	35.61	47.48	59.35	71.22	85.45	94.96	106.83	125.76

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.3

Continuación.

c)

		ΔP_{irr} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.21/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	22.86	35.51	52.09	68.57	83.78	98.98	116.84	134.59	157.45
	$\frac{1}{8.3} d_c$	20.31	35.51	53.37	73.67	88.88	104.08	121.84	142.15	165.00
	$\frac{1}{5} d_c$	27.96	43.16	55.82	73.67	86.33	98.98	114.29	132.04	152.35
	$\frac{1}{3.6} d_c$	21.38	40.32	57.00	75.93	87.80	102.02	116.25	130.57	144.80
	$\frac{1}{2.8} d_c$	18.93	33.16	49.83	64.06	80.74	104.38	123.41	135.28	147.15
	$\frac{1}{2} d_c$	26.09	47.48	61.70	75.93	85.45	106.83	121.06	125.76	149.50

d)

		ΔP_{irr} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.21/12.16	$\frac{1}{25} d_c$	32.96	48.27	73.67	98.98	121.84	142.15	167.55	190.41	213.27
	$\frac{1}{8.3} d_c$	30.51	58.37	83.78	111.74	132.04	160.00	185.31	210.72	236.13
	$\frac{1}{5} d_c$	30.51	52.09	71.12	92.70	116.84	134.59	154.90	172.66	213.27
	$\frac{1}{3.6} d_c$	30.80	57.00	78.28	94.96	111.54	125.76	142.44	159.02	177.95
	$\frac{1}{2.8} d_c$	23.74	45.13	61.70	78.28	97.32	123.41	144.80	166.08	187.47
	$\frac{1}{2} d_c$	33.26	57.00	78.28	104.38	128.12	151.86	173.24	189.82	215.82

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.4

Caida de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

a)

		$\Delta P_{\text{irr}} \text{ (Pa)}$								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.31/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	22.86	45.71	63.47	88.88	114.29	133.32	157.45	170.10	198.06
	$\frac{1}{8.3} d_c$	17.76	35.51	53.37	73.67	93.98	111.74	129.49	154.90	177.76
	$\frac{1}{5} d_c$	17.76	32.96	53.37	66.02	88.88	109.19	134.59	154.90	172.66
	$\frac{1}{3.6} d_c$	14.22	37.96	54.54	73.58	94.96	113.89	135.28	151.86	180.31
	$\frac{1}{2.8} d_c$	16.78	43.65	60.43	83.88	107.32	130.87	150.98	171.09	191.20
	$\frac{1}{2} d_c$	23.74	49.83	68.87	92.51	113.89	137.63	154.21	168.54	196.98

b)

		$\Delta P_{\text{irr}} \text{ (Pa)}$								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.31/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	35.51	60.92	91.43	126.94	160.00	175.21	213.27	241.23	289.49
	$\frac{1}{8.3} d_c$	28.74	53.96	89.86	122.23	150.98	176.19	208.56	237.30	287.63
	$\frac{1}{5} d_c$	38.06	63.47	91.43	116.84	147.25	170.11	195.51	223.47	266.64
	$\frac{1}{3.6} d_c$	23.74	49.83	80.64	118.70	149.51	180.41	208.85	239.66	284.78
	$\frac{1}{2.8} d_c$	33.55	63.67	100.65	130.87	174.52	201.30	231.52	258.30	298.62
	$\frac{1}{2} d_c$	35.12	70.34	87.90	126.55	154.70	186.29	214.45	242.60	284.78

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.4

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.31/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	36.00	71.91	118.60	161.77	204.93	230.14	264.28	305.58	359.54
	$\frac{1}{8.3} d_c$	46.70	82.70	122.23	161.77	197.77	230.14	273.21	309.21	373.96
	$\frac{1}{5} d_c$	39.55	82.70	125.84	183.36	219.32	262.46	298.42	337.95	377.49
	$\frac{1}{3.6} d_c$	37.96	80.73	113.89	151.86	199.34	223.08	255.55	294.30	346.49
	$\frac{1}{2.8} d_c$	43.65	87.21	114.09	150.98	208.07	238.19	278.51	312.06	348.94
	$\frac{1}{2} d_c$	42.18	87.90	119.49	165.20	200.42	249.57	291.75	326.97	372.68

d)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.31/12.16	$\frac{1}{25} d_c$	61.12	107.91	154.61	215.72	287.63	323.63	391.91	435.07	503.35
	$\frac{1}{8.3} d_c$	58.86	98.1	156.96	215.82	264.87	313.92	372.78	412.02	490.50
	$\frac{1}{5} d_c$	57.49	104.28	150.98	197.77	244.47	280.47	330.79	370.33	453.03
	$\frac{1}{3.6} d_c$	49.83	90.15	137.63	187.47	237.30	275.27	315.69	363.07	422.42
	$\frac{1}{2.8} d_c$	57.00	114.09	154.31	204.64	261.73	298.62	365.72	399.27	489.81
	$\frac{1}{2} d_c$	49.25	119.49	161.67	217.98	288.32	341.00	393.77	432.42	502.76

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.5

Caída de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G', 0.33 kg m⁻² s⁻¹.

a)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z ₁	z ₂	z ₃	z ₄	z ₅	z ₆	z ₇	z ₈	z ₉
G'/L': 0.33/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	21.58	43.16	64.75	89.86	118.60	133.02	158.23	179.82	208.56
	$\frac{1}{8.3} d_c$	21.58	39.53	61.12	86.33	111.44	129.39	147.44	169.03	208.56
	$\frac{1}{5} d_c$	25.41	48.27	68.57	88.88	109.19	129.49	147.25	165.00	198.06
	$\frac{1}{3.6} d_c$	24.53	53.66	77.20	103.99	124.10	147.64	171.09	187.86	218.08
	$\frac{1}{2.8} d_c$	16.78	53.66	77.20	97.32	120.76	150.98	167.75	197.97	218.08
	$\frac{1}{2} d_c$	24.62	52.78	80.83	101.93	122.72	147.64	172.26	189.82	225.04

b)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z ₁	z ₂	z ₃	z ₄	z ₅	z ₆	z ₇	z ₈	z ₉
G'/L': 0.33/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	36.00	68.28	97.12	133.02	169.03	197.77	230.14	266.05	316.37
	$\frac{1}{8.3} d_c$	39.53	71.91	100.65	140.18	169.03	194.14	230.14	266.05	327.16
	$\frac{1}{5} d_c$	45.71	71.12	96.53	134.59	172.66	216.31	253.88	289.40	330.11
	$\frac{1}{3.6} d_c$	25.51	58.86	78.28	102.02	137.63	180.31	208.85	256.34	327.46
	$\frac{1}{2.8} d_c$	26.78	70.44	100.65	130.87	167.75	194.63	228.18	261.73	327.26
	$\frac{1}{2} d_c$	32.37	86.33	111.44	154.61	190.51	226.51	255.26	287.63	345.12

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.5

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)									
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9	
G'/L': 0.33/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	53.96	89.86	133.02	179.82	233.67	269.68	316.37	359.54	442.23	
	$\frac{1}{8.3} d_c$	57.49	93.49	147.44	201.30	251.72	294.79	337.95	381.12	463.82	
	$\frac{1}{5} d_c$	52.19	93.49	147.44	201.30	251.72	284.00	337.95	381.12	474.61	
	$\frac{1}{3.6} d_c$	52.19	102.02	144.80	194.63	248.88	301.85	333.64	377.69	444.59	
	$\frac{1}{2.8} d_c$	40.22	90.55	127.53	164.42	218.08	261.73	298.62	335.50	436.15	
	$\frac{1}{2} d_c$	39.53	104.28	140.18	194.14	244.47	291.26	330.79	366.70	442.23	

d)

		ΔP_{ir} (Pa)									
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9	
G'/L': 0.33/12.16	$\frac{1}{25} d_c$	78.48	127.53	186.39	264.87	333.54	372.78	451.26	519.93	637.65	
	$\frac{1}{8.3} d_c$	78.48	137.34	206.01	284.49	343.35	402.21	470.88	529.74	627.84	
	$\frac{1}{5} d_c$	68.28	138.42	197.77	258.89	316.37	366.70	420.65	470.98	582.42	
	$\frac{1}{3.6} d_c$	68.67	137.34	186.39	245.25	313.92	372.78	412.02	490.50	588.60	
	$\frac{1}{2.8} d_c$	58.86	127.53	176.58	225.63	313.92	362.97	431.64	500.31	588.60	
	$\frac{1}{2} d_c$	61.12	154.61	190.51	262.42	341.58	413.49	463.82	517.77	625.58	

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.6

Caida de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

a)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.50/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	58.86	117.72	196.2	235.44	333.54	372.78	441.45	480.69	568.98
	$\frac{1}{8.3} d_c$	58.86	107.91	147.15	210.92	264.87	304.11	353.16	402.21	480.69
	$\frac{1}{5} d_c$	49.05	98.10	147.15	196.20	235.44	284.49	323.73	362.97	441.45
	$\frac{1}{3.6} d_c$	49.05	98.10	156.96	206.01	225.63	294.30	323.73	372.78	451.26
	$\frac{1}{2.8} d_c$	58.86	107.91	166.77	215.82	264.87	313.92	362.97	392.40	451.26
	$\frac{1}{2} d_c$	49.05	117.72	166.77	225.63	284.49	333.54	382.59	431.64	510.12

b)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.50/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	117.72	215.82	353.16	461.07	598.41	667.08	784.80	863.28	1039.86
	$\frac{1}{8.3} d_c$	127.53	235.44	353.16	490.50	627.84	676.89	784.80	873.09	1049.67
	$\frac{1}{5} d_c$	88.29	186.39	264.87	353.16	431.64	500.31	578.79	647.46	794.61
	$\frac{1}{3.6} d_c$	98.10	196.20	284.49	372.78	470.88	519.93	637.65	735.75	784.80
	$\frac{1}{2.8} d_c$	107.91	186.39	294.30	402.21	490.50	608.22	686.70	824.04	951.57
	$\frac{1}{2} d_c$	88.29	225.63	304.11	412.02	519.93	627.84	706.32	814.23	951.57

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.6

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.50/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	166.77	343.35	519.93	784.80	990.81	1147.77	1324.35	1491.12	1746.18
	$\frac{1}{8.3} d_c$	166.77	362.97	539.55	755.37	981.00	1167.39	1334.16	1491.12	1746.18
	$\frac{1}{5} d_c$	127.53	313.92	431.64	598.41	765.18	941.76	1059.48	1206.63	1432.26
	$\frac{1}{3.6} d_c$	147.15	343.35	490.50	735.75	931.95	981.00	1128.15	1373.40	1638.27
	$\frac{1}{2.8} d_c$	127.53	392.40	539.55	745.56	971.19	1079.10	1373.40	1491.12	1667.7
	$\frac{1}{2} d_c$	117.72	392.40	559.17	755.37	1000.6	1147.77	1393.02	1530.36	1795.23

Tabla V.7

Caidas totales de presión unitaria experimentales con lecho seco, frente a valores obtenidos con los modelos teóricos. Relleno de Monturas Intalox de 19 mm, con altura Z de 0.92 m.

G' (kg m ⁻² s ⁻¹)	$\Delta P_s / Z$ (Pa/m)			
	Valores experiment.	Wagner <i>et al.</i> (1997)	Robbins (1991)	Billet y Schultes (1991)
0.10	13.86	5.73	2.31	6.01
0.21	38.92	17.45	9.24	19.13
0.31	76.99	34.61	20.78	38.89
0.33	86.59	38.69	23.65	43.63
0.50	187.67	84.69	57.75	97.63

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.8

Caidas totales de presión unitaria experimentales con lecho irrigado, frente a valores obtenidos con los modelos teóricos. Relleno de Monturas Intalox de 19 mm, con altura Z de 0.92 m.

L'	G'	$\Delta P_{ir} / Z$ (Pa/m)				
		Valores experiment.	Wagner <i>et al.</i> (1997)	Robbins (1991)	Mackowiak (1991)	Billet y Schultes (1991)
5.21	0.10	23.35	11.92	4.27	6.45	7.88
	0.21	90.53	36.69	17.07	25.83	25.09
	0.31	202.38	73.70	38.38	57.96	51.00
	0.33	231.23	81.84	43.68	65.96	57.21
	0.50	518.97	180.05	106.74	161.05	128.04
8.70	0.10	36.50	16.27	6.43	7.63	8.57
	0.21	135.14	50.22	25.74	30.52	27.27
	0.31	310.13	100.33	57.88	68.62	55.44
	0.33	357.51	112.26	65.87	78.08	62.20
	0.50	1009.43	247.40	161.28	190.66	139.20
10.45	0.10	46.72	18.76	7.91	8.19	8.90
	0.21	165.99	57.98	31.62	32.77	28.32
	0.31	394.76	115.90	71.12	73.68	57.58
	0.33	489.79	129.71	80.94	83.85	64.59
	0.50	1816.27	286.05	198.67	204.73	144.56
12.16	0.10	63.76	21.52	9.66	8.75	9.23
	0.21	225.34	66.61	38.67	34.90	29.37
	0.31	518.44	133.24	86.98	78.70	59.70
	0.33	661.32	149.13	99.01	89.56	66.98

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.9

Caída de presión en lecho seco, para relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 38 mm y cuatro caudales de gas. Altura de relleno Z de 0.92 m. Radio de toma en 1/2 d_c (eje de columna).

		ΔP_s (Pa)								
		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G' ($\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$)	0.10	0.39	0.78	1.96	2.75	4.61	5.10	6.38	7.36	7.65
	0.21	1.77	3.83	5.89	7.85	9.91	11.67	12.65	13.73	15.70
	0.31	3.04	7.06	10.10	12.95	17.76	20.31	24.13	27.96	31.69
	0.33	4.81	7.55	12.65	15.21	20.31	22.86	26.68	29.23	35.51
	0.50	7.65	12.65	20.31	27.96	35.51	46.99	53.37	60.92	73.67

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.10

Caída de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 38 mm, con una altura Z de 0.92 m. Caudal de gas 0.10 kg m⁻² s⁻¹.

a)

		ΔP_{irr} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.10/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	0.51	1.02	2.29	3.30	3.81	4.82	5.84	6.60	7.62
	$\frac{1}{8.3} d_c$	0.51	1.27	2.03	2.79	3.55	4.06	4.57	5.08	5.33
	$\frac{1}{5} d_c$	0.51	1.02	2.03	3.05	4.32	6.35	8.63	10.41	11.43
	$\frac{1}{3.6} d_c$	0.49	1.57	2.75	4.61	5.59	6.38	7.65	8.63	10.69
	$\frac{1}{2.8} d_c$	0.49	1.28	2.26	3.04	3.34	3.83	4.32	4.81	5.10
	$\frac{1}{2} d_c$	0.49	1.57	2.55	3.53	5.10	5.89	6.87	7.36	7.65

b)

		ΔP_{irr} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.10/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	1.02	1.52	2.54	3.55	4.32	5.08	6.09	7.11	8.89
	$\frac{1}{8.3} d_c$	0.76	1.52	2.29	3.30	4.06	4.82	5.59	6.60	7.62
	$\frac{1}{5} d_c$	1.27	2.54	3.81	5.59	7.11	8.89	10.92	12.19	13.96
	$\frac{1}{3.6} d_c$	1.57	2.06	2.75	4.61	5.59	7.65	9.12	10.69	12.65
	$\frac{1}{2.8} d_c$	1.96	4.61	5.89	6.57	7.65	8.63	9.61	11.18	12.65
	$\frac{1}{2} d_c$	1.02	2.55	3.83	4.61	5.59	7.06	8.14	9.91	11.97

Tabla V.10

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L':	$\frac{1}{25} d_c$	1.27	2.29	3.81	4.57	5.84	6.35	7.62	8.63	9.90
	$\frac{1}{8.3} d_c$	1.27	1.78	2.54	3.81	5.08	6.09	7.87	9.39	11.43
0.10/10.45	$\frac{1}{5} d_c$	2.54	6.35	8.12	11.43	12.70	14.73	16.50	18.53	20.31
	$\frac{1}{3.6} d_c$	1.57	2.55	3.83	5.59	7.06	8.93	10.20	12.16	15.21
	$\frac{1}{2.8} d_c$	2.55	5.10	6.08	6.87	7.55	8.93	10.20	11.38	14.22
	$\frac{1}{2} d_c$	1.77	3.04	4.61	5.59	6.57	7.85	9.61	11.18	14.72

d)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L':	$\frac{1}{25} d_c$	1.78	3.30	5.08	6.09	7.62	8.89	11.17	12.70	15.24
	$\frac{1}{8.3} d_c$	2.03	3.81	5.08	7.11	7.62	10.16	12.70	15.23	17.77
0.10/12.16	$\frac{1}{5} d_c$	3.30	6.86	9.89	12.19	13.96	15.74	18.53	20.31	22.85
	$\frac{1}{3.6} d_c$	2.06	3.04	4.32	6.57	8.14	10.20	11.67	13.93	18.84
	$\frac{1}{2.8} d_c$	3.04	5.30	6.57	8.14	9.42	11.38	13.24	15.21	19.03
	$\frac{1}{2} d_c$	2.55	3.83	5.10	7.06	8.34	9.91	11.97	13.93	18.05

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.11

Caída de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 38 mm, con un altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G', 0.21 kg m⁻² s⁻¹.

a)

		ΔP_{ir} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.21/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	2.03	4.32	6.86	8.38	10.16	12.70	15.23	17.77	20.31
	$\frac{1}{8.3} d_c$	1.27	5.08	7.62	8.87	11.43	15.23	19.55	22.85	27.93
	$\frac{1}{5} d_c$	3.81	7.62	11.43	15.23	19.04	22.85	25.39	27.93	31.74
	$\frac{1}{3.6} d_c$	0.78	2.55	5.59	8.34	11.97	13.73	15.21	16.48	20.31
	$\frac{1}{2.8} d_c$	3.83	8.14	10.89	14.22	17.76	20.31	23.35	26.19	31.78
	$\frac{1}{2} d_c$	2.55	4.61	7.65	11.38	15.21	17.76	20.31	22.86	26.68

b)

		ΔP_{ir} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.21/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	3.81	7.62	11.43	15.23	17.77	20.31	25.39	27.93	33.01
	$\frac{1}{8.3} d_c$	2.54	7.62	11.43	15.23	20.31	25.39	29.20	30.47	33.01
	$\frac{1}{5} d_c$	5.08	9.39	13.96	19.04	22.85	30.47	35.55	38.09	40.62
	$\frac{1}{3.6} d_c$	1.77	3.34	7.65	11.38	13.93	16.97	20.31	24.13	30.51
	$\frac{1}{2.8} d_c$	5.59	11.97	13.93	16.48	20.31	25.41	30.51	34.24	38.06
	$\frac{1}{2} d_c$	5.10	7.65	11.67	13.24	17.76	21.58	25.41	30.51	38.06

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.11

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.21/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	5.08	8.63	12.69	17.77	22.85	27.93	33.01	38.08	40.62
	$\frac{1}{8.3} d_c$	4.06	12.70	22.85	27.93	33.01	38.09	40.62	43.16	50.78
	$\frac{1}{5} d_c$	8.89	15.23	19.04	22.85	26.66	32.50	35.55	38.09	43.16
	$\frac{1}{3.6} d_c$	3.83	7.65	12.65	15.70	19.03	22.86	27.96	32.96	39.34
	$\frac{1}{2.8} d_c$	7.65	12.46	14.52	17.76	22.86	27.17	31.78	35.51	41.89
	$\frac{1}{2} d_c$	5.59	8.14	12.65	16.97	20.31	22.86	26.68	30.51	38.20

d)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.21/12.16	$\frac{1}{25} d_c$	7.62	10.16	13.96	20.31	25.39	30.47	35.55	39.35	43.16
	$\frac{1}{8.3} d_c$	5.08	13.20	22.85	30.47	35.55	43.16	50.78	55.86	60.94
	$\frac{1}{5} d_c$	10.16	16.50	20.31	27.93	30.47	35.55	40.62	45.70	53.32
	$\frac{1}{3.6} d_c$	5.10	10.10	15.21	20.31	25.41	30.51	32.96	38.06	44.44
	$\frac{1}{2.8} d_c$	10.20	13.24	15.21	20.31	25.41	30.51	38.06	45.71	50.82
	$\frac{1}{2} d_c$	7.65	12.65	19.03	22.86	27.86	32.96	38.06	43.16	50.82

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.12

Caída de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 38 mm, con un altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G', 0.31 kg m⁻² s⁻¹.

a)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z ₁	z ₂	z ₃	z ₄	z ₅	z ₆	z ₇	z ₈	z ₉
G'/L': 0.31/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	12.70	17.77	22.85	30.47	35.55	40.62	43.16	48.24	50.78
	$\frac{1}{8.3} d_c$	5.08	10.16	17.77	25.39	30.45	38.09	44.43	48.24	55.86
	$\frac{1}{5} d_c$	7.62	12.70	17.77	24.12	27.93	33.01	40.62	45.70	55.86
	$\frac{1}{3.6} d_c$	7.65	12.65	15.21	20.31	30.51	38.06	43.16	48.27	55.82
	$\frac{1}{2.8} d_c$	13.93	16.48	20.31	25.41	30.51	35.51	40.61	48.27	60.92
	$\frac{1}{2} d_c$	5.59	10.20	15.21	20.80	27.96	31.20	36.79	40.61	50.82

b)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z ₁	z ₂	z ₃	z ₄	z ₅	z ₆	z ₇	z ₈	z ₉
G'/L': 0.31/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	17.77	27.93	33.01	38.08	48.24	55.86	60.94	66.01	71.09
	$\frac{1}{8.3} d_c$	10.16	15.23	22.85	30.47	40.62	48.24	53.32	58.40	66.01
	$\frac{1}{5} d_c$	10.16	15.23	22.85	27.93	36.55	45.70	53.32	58.40	71.09
	$\frac{1}{3.6} d_c$	12.65	17.76	22.86	27.96	36.79	43.16	50.82	58.37	68.57
	$\frac{1}{2.8} d_c$	15.21	20.31	25.41	31.78	40.61	50.82	58.37	66.02	76.13
	$\frac{1}{2} d_c$	7.65	12.65	19.03	25.41	30.51	40.61	48.27	53.37	60.92

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.12

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.31/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	21.58	30.47	35.55	45.70	53.32	59.67	66.01	72.36	81.25
	$\frac{1}{8.3} d_c$	17.77	30.47	38.09	45.70	53.32	60.94	68.55	76.17	86.33
	$\frac{1}{5} d_c$	15.23	22.85	29.71	38.09	45.70	52.05	60.94	68.55	78.71
	$\frac{1}{3.6} d_c$	15.21	20.31	25.41	32.96	40.61	48.27	55.82	66.02	79.95
	$\frac{1}{2.8} d_c$	16.97	17.76	27.96	35.51	45.71	55.82	68.57	76.13	86.33
	$\frac{1}{2} d_c$	10.20	13.93	20.31	27.96	38.06	45.71	55.82	63.47	71.12

d)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.31/12.16	$\frac{1}{25} d_c$	25.39	33.01	40.62	48.24	58.40	66.01	73.63	81.25	96.48
	$\frac{1}{8.3} d_c$	22.85	35.55	40.62	48.24	55.86	66.01	71.09	81.25	88.87
	$\frac{1}{5} d_c$	16.50	27.93	38.09	48.24	58.40	66.01	71.09	78.71	91.40
	$\frac{1}{3.6} d_c$	17.76	25.41	32.96	38.06	45.71	60.92	71.12	78.68	93.98
	$\frac{1}{2.8} d_c$	19.03	22.86	38.06	50.82	60.92	63.47	71.12	76.13	91.43
	$\frac{1}{2} d_c$	11.38	17.76	25.41	38.06	50.82	55.82	63.47	68.57	86.33

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.13

Caida de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 38 mm, con un altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

a)

		ΔP_{ir} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.33/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	12.70	20.31	25.39	33.01	38.09	45.70	50.78	55.86	63.48
	$\frac{1}{8.3} d_c$	5.08	12.70	22.85	30.47	35.54	44.43	50.78	55.86	63.48
	$\frac{1}{5} d_c$	12.70	17.77	22.85	30.47	35.55	40.62	45.70	48.24	58.40
	$\frac{1}{3.6} d_c$	9.91	13.93	17.76	22.86	32.96	40.61	45.71	50.82	55.82
	$\frac{1}{2.8} d_c$	15.21	17.76	22.86	32.96	43.16	48.27	53.37	58.37	67.30
	$\frac{1}{2} d_c$	5.89	10.69	17.76	23.15	29.23	35.51	40.61	45.71	53.37

b)

		ΔP_{ir} (Pa)								
R (m)		z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.33/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	20.31	30.47	35.55	43.16	50.78	58.40	68.55	76.17	86.33
	$\frac{1}{8.3} d_c$	10.06	22.85	33.01	39.35	45.70	58.40	66.01	71.09	83.79
	$\frac{1}{5} d_c$	15.23	20.31	27.93	33.01	43.16	50.78	58.40	66.01	73.63
	$\frac{1}{3.6} d_c$	14.72	16.97	20.31	27.96	38.06	48.27	57.09	63.47	74.95
	$\frac{1}{2.8} d_c$	16.48	20.31	27.96	38.06	45.71	58.37	66.02	71.12	76.13
	$\frac{1}{2} d_c$	7.65	13.24	22.86	30.51	38.06	48.27	55.82	63.47	73.67

Tabla V.13

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.33/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	25.39	33.01	38.09	48.24	58.40	68.55	76.17	88.87	96.48
	$\frac{1}{8.3} d_c$	15.23	27.93	43.16	58.40	73.63	83.79	88.87	93.94	109.18
	$\frac{1}{5} d_c$	17.98	25.17	35.95	46.74	57.53	68.31	79.10	86.29	93.48
	$\frac{1}{3.6} d_c$	16.48	19.03	22.86	32.96	45.71	58.37	68.57	78.68	88.88
	$\frac{1}{2.8} d_c$	17.76	22.86	35.51	45.71	54.54	63.47	73.67	81.23	88.88
	$\frac{1}{2} d_c$	8.34	17.76	25.41	38.06	48.27	53.37	63.47	71.12	81.23

d)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.33/12.16	$\frac{1}{25} d_c$	30.47	35.55	44.43	53.32	63.48	76.17	86.33	96.48	109.18
	$\frac{1}{8.3} d_c$	25.39	43.16	55.86	66.01	78.71	88.87	93.94	104.10	109.18
	$\frac{1}{5} d_c$	21.57	35.95	43.14	53.93	68.31	82.69	89.88	100.67	104.27
	$\frac{1}{3.6} d_c$	18.54	25.90	40.61	53.37	63.47	73.67	81.23	88.88	104.08
	$\frac{1}{2.8} d_c$	20.31	27.96	38.06	48.27	60.92	73.67	83.78	91.43	101.53
	$\frac{1}{2} d_c$	12.65	17.76	27.96	43.16	58.37	68.57	76.13	88.88	98.98

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.14

Caída de presión en lecho irrigado para distintos radios. Relleno formado por Monturas Cerámicas Intalox de 38 mm, con un altura Z de 0.92 m. Caudal de gas G', 0.50 kg m⁻² s⁻¹.

a)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z ₁	z ₂	z ₃	z ₄	z ₅	z ₆	z ₇	z ₈	z ₉
G'/L': 0.50/5.21	$\frac{1}{25} d_c$	25.39	35.55	43.16	58.40	76.17	96.48	106.64	116.79	132.03
	$\frac{1}{8.3} d_c$	10.16	25.39	40.62	55.86	68.55	83.79	96.48	114.26	124.41
	$\frac{1}{5} d_c$	14.38	21.57	35.95	53.93	75.50	86.29	97.08	107.86	122.24
	$\frac{1}{3.6} d_c$	20.04	35.55	48.24	63.48	78.71	99.02	109.18	121.87	139.65
	$\frac{1}{2.8} d_c$	17.77	38.09	48.24	66.01	81.25	93.94	109.18	121.87	124.41
	$\frac{1}{2} d_c$	9.81	19.62	39.24	49.05	68.67	88.29	98.10	127.53	132.44

b)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z ₁	z ₂	z ₃	z ₄	z ₅	z ₆	z ₇	z ₈	z ₉
G'/L': 0.50/8.70	$\frac{1}{25} d_c$	35.54	43.16	55.85	73.63	93.94	109.18	126.95	142.18	162.50
	$\frac{1}{8.3} d_c$	15.23	30.47	48.24	63.48	76.17	99.02	109.18	121.87	152.34
	$\frac{1}{5} d_c$	17.98	43.14	61.12	79.10	93.48	107.86	125.84	140.22	161.79
	$\frac{1}{3.6} d_c$	34.28	40.62	58.40	81.25	99.02	116.79	142.18	162.50	185.35
	$\frac{1}{2.8} d_c$	22.85	40.62	55.86	71.09	93.94	111.72	126.95	142.18	159.96
	$\frac{1}{2} d_c$	10.77	28.76	46.74	64.72	89.88	107.86	125.84	140.22	158.20

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.14

Continuación.

c)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.50/10.45	$\frac{1}{25} d_c$	40.62	48.24	63.48	86.33	114.26	137.11	165.04	177.73	203.12
	$\frac{1}{8.3} d_c$	33.01	40.62	53.32	73.63	93.94	119.33	144.72	170.11	187.89
	$\frac{1}{5} d_c$	25.17	46.74	68.31	89.88	104.27	125.84	147.41	176.17	201.34
	$\frac{1}{3.6} d_c$	38.08	48.24	66.01	86.33	114.26	142.18	162.50	192.97	213.28
	$\frac{1}{2.8} d_c$	38.09	50.78	63.48	86.33	109.18	126.95	137.11	162.50	190.43
	$\frac{1}{2} d_c$	21.57	39.55	61.12	79.10	115.05	136.62	154.60	165.39	197.75

d)

		ΔP_{ir} (Pa)								
	R (m)	z_1	z_2	z_3	z_4	z_5	z_6	z_7	z_8	z_9
G'/L': 0.50/12.16	$\frac{1}{25} d_c$	43.16	55.86	68.55	101.56	132.03	165.04	190.43	215.82	243.75
	$\frac{1}{8.3} d_c$	38.09	48.24	60.94	81.25	101.56	124.41	157.42	187.89	215.82
	$\frac{1}{5} d_c$	32.36	53.93	75.50	100.67	122.24	158.20	190.55	212.13	244.49
	$\frac{1}{3.6} d_c$	29.43	49.05	68.67	98.10	137.34	166.77	186.39	206.01	245.25
	$\frac{1}{2.8} d_c$	29.43	39.24	68.67	98.10	127.53	147.15	166.77	186.39	215.82
	$\frac{1}{2} d_c$	29.43	49.05	68.67	88.29	137.34	156.96	186.39	206.01	240.35

Tabla V.15

Caídas totales de presión unitaria experimentales con lecho seco, frente a valores obtenidos con los modelos teóricos. Relleno de Monturas Intalox de 38 mm, con altura Z de 0.92 m.

G' (kg m ⁻² s ⁻¹)	$\Delta P_t / Z$ (Pa/m)			
	Valores experiment.	Wagner <i>et al.</i> (1997)	Robbins (1991)	Billet y Schultes (1991)
0.10	8.32	1.78	0.91	2.22
0.21	17.07	5.43	3.64	7.44
0.31	34.45	10.77	8.19	15.47
0.33	38.60	12.04	9.32	17.41
0.50	80.08	26.34	22.75	39.64

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

Tabla V.16

Caidas totales de presión unitaria experimentales con lecho irrigado, frente a valores obtenidos con los modelos teóricos. Relleno de Monturas Intalox de 38 mm, con altura Z de 0.92 m.

L'	G'	$\Delta P_{ir} / Z$ (Pa/m)				
		Valores experiment.	Wagner <i>et al.</i> (1997)	Robbins (1991)	Mackowiak (1991)	Billet y Schultes (1991)
5.21	0.10	8.66	2.98	1.34	2.47	2.81
	0.21	28.76	9.17	5.35	9.88	9.41
	0.31	59.79	18.29	12.04	22.22	19.55
	0.33	60.31	20.46	13.70	25.28	22.00
	0.50	140.43	44.99	33.44	61.74	50.12
8.70	0.10	12.27	3.66	1.73	2.80	3.09
	0.21	38.64	11.32	6.93	11.19	10.35
	0.31	68.97	22.62	15.57	25.15	21.52
	0.33	84.87	25.31	17.72	28.63	24.22
	0.50	177.56	55.74	43.27	69.89	55.17
10.45	0.10	15.54	4.02	1.97	2.95	3.23
	0.21	45.52	12.44	7.88	11.78	10.84
	0.31	87.63	24.87	17.72	26.49	22.52
	0.33	101.11	27.83	20.17	30.14	25.35
	0.50	216.27	61.35	49.24	73.60	57.73
12.16	0.10	20.25	4.39	2.24	3.09	3.38
	0.21	50.58	13.61	8.94	12.35	11.33
	0.31	99.36	27.23	20.11	27.76	23.55
	0.33	113.63	30.48	22.88	31.61	26.50
	0.50	254.62	67.22	55.87	77.18	60.37

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

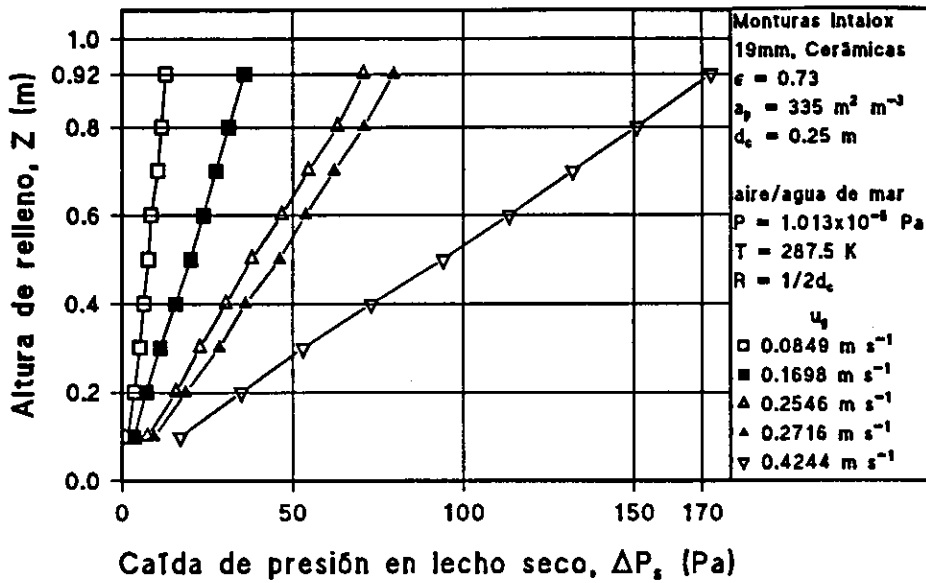


Figura V.1.- Caída de presión en lecho seco a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de gas. Radio de muestreo R, $1/2 d_c$ m.

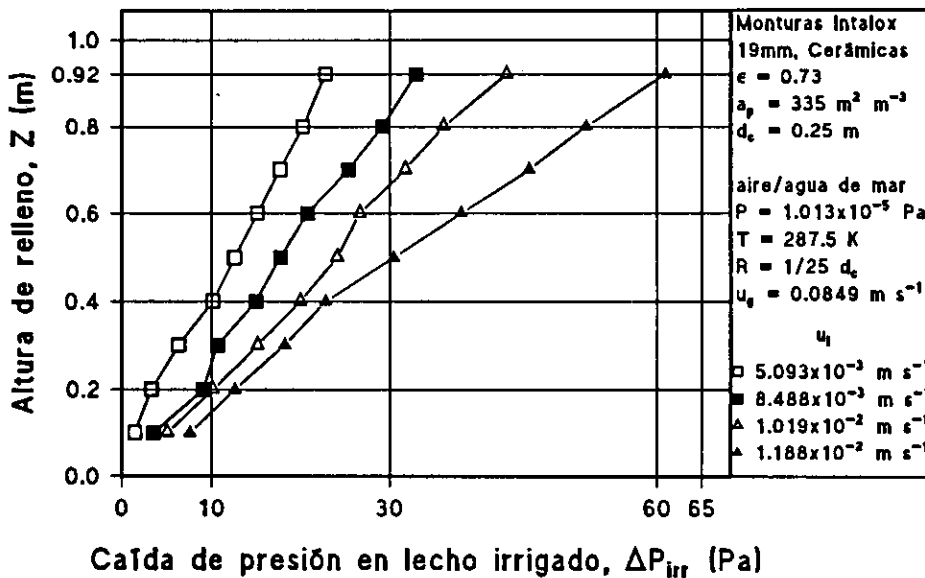


Figura V.2.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R, $1/25 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

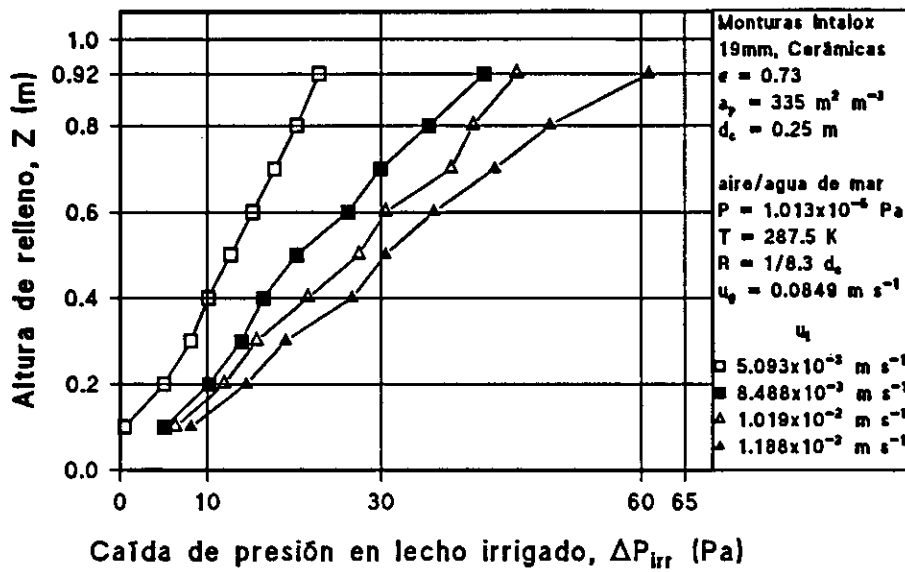


Figura V.3.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/8.3 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

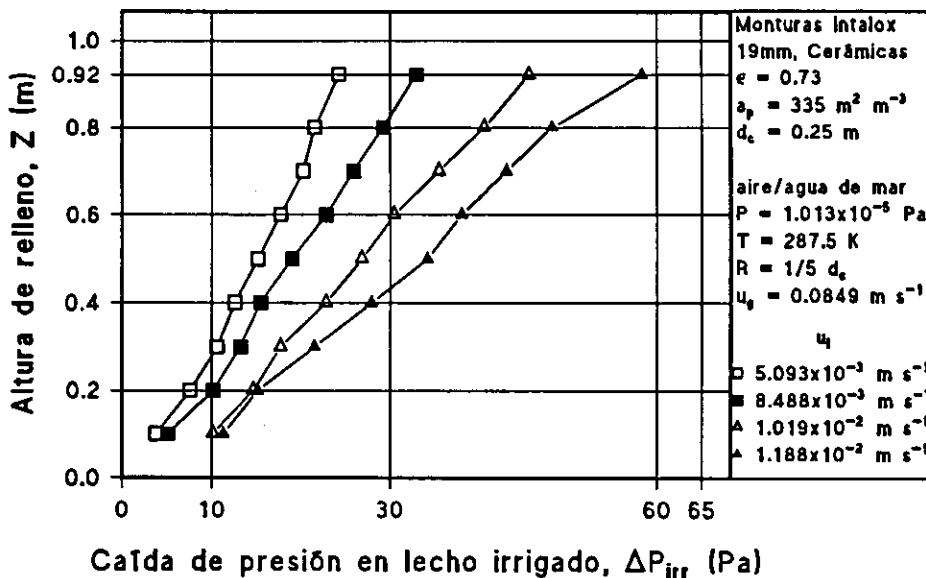


Figura V.4.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/5 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

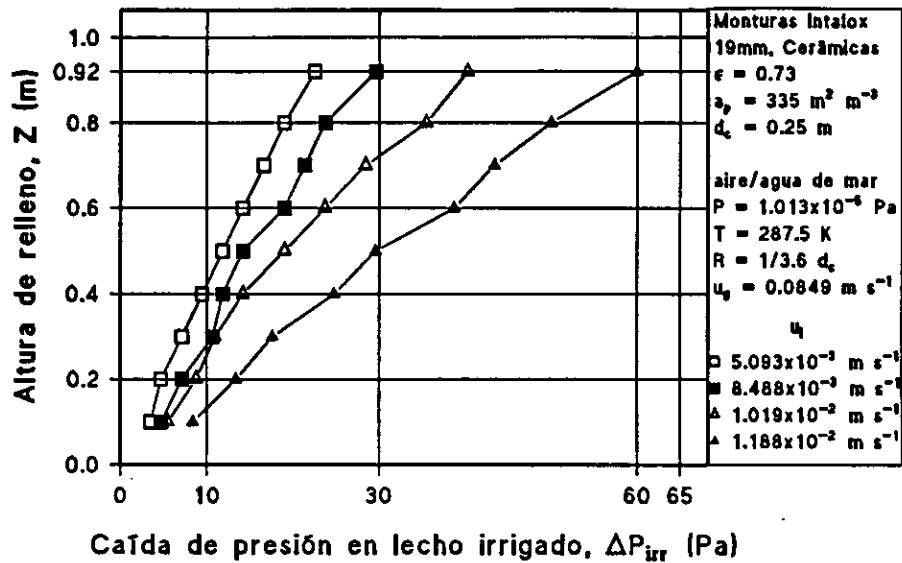


Figura V.5.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

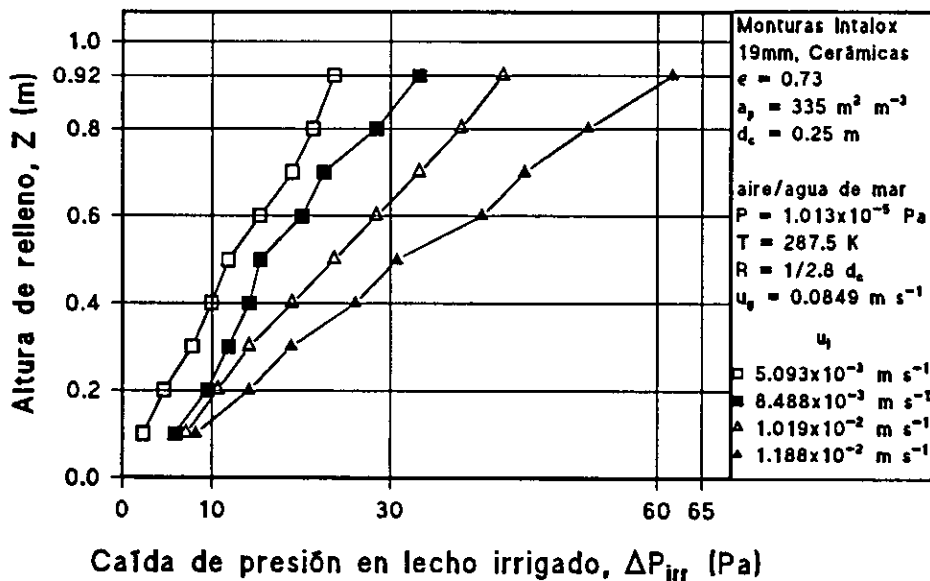


Figura V.6.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

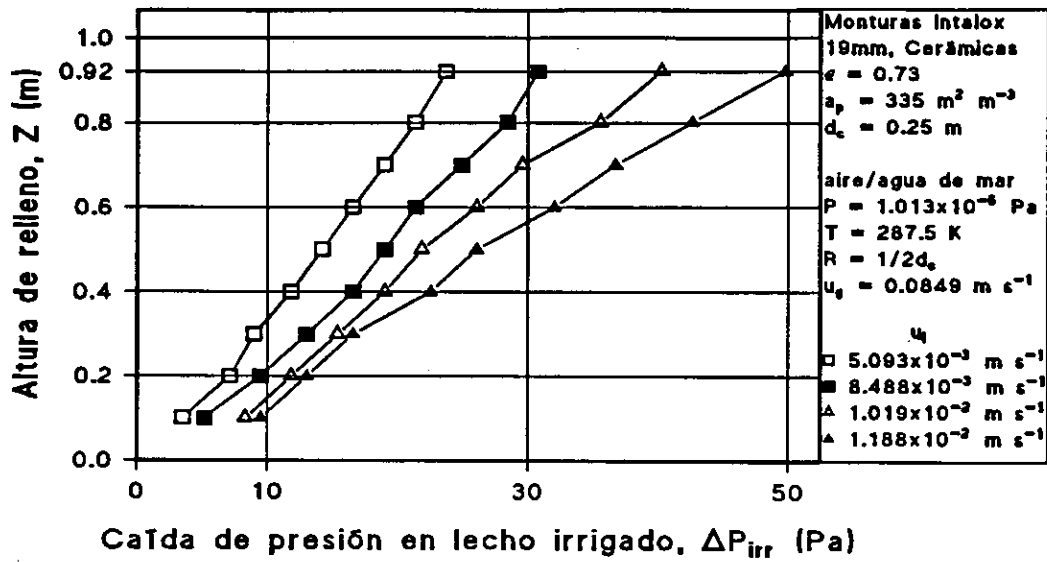


Figura V.7.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

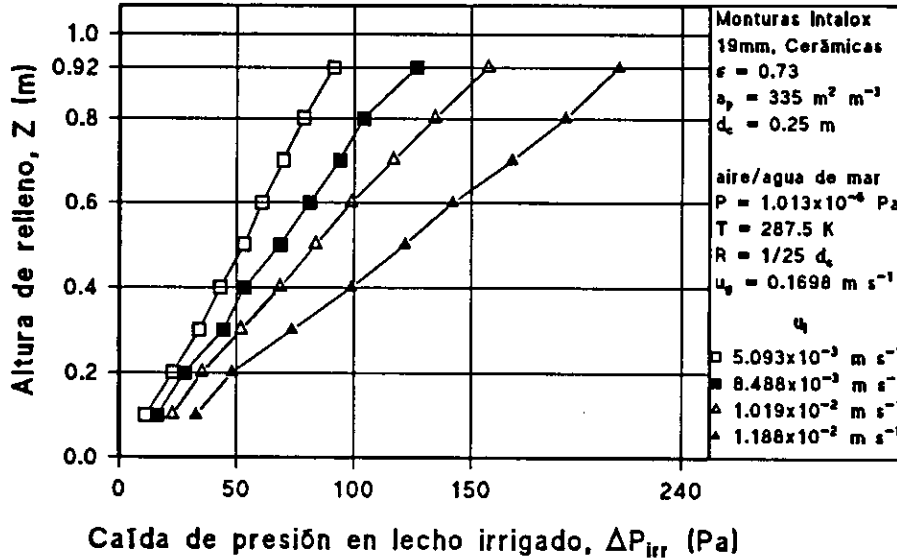


Figura V.8.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/25 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

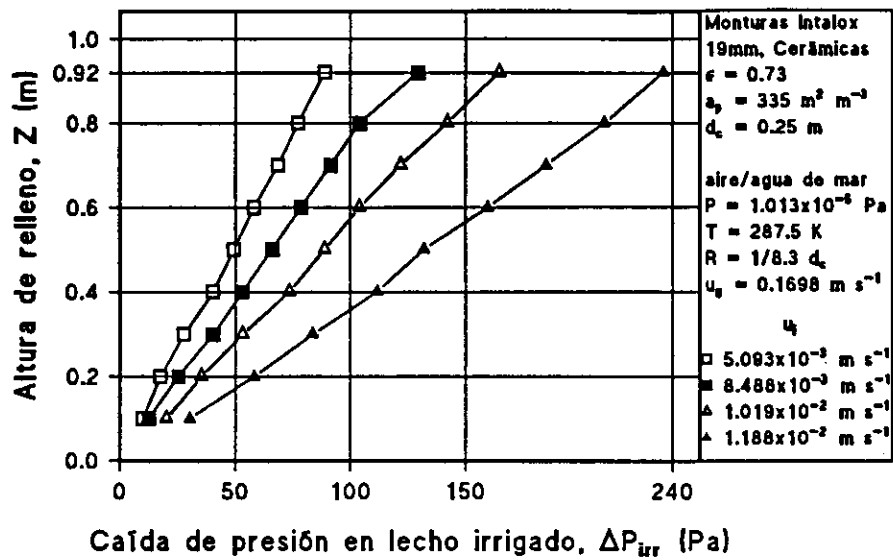


Figura V.9.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/8.3 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

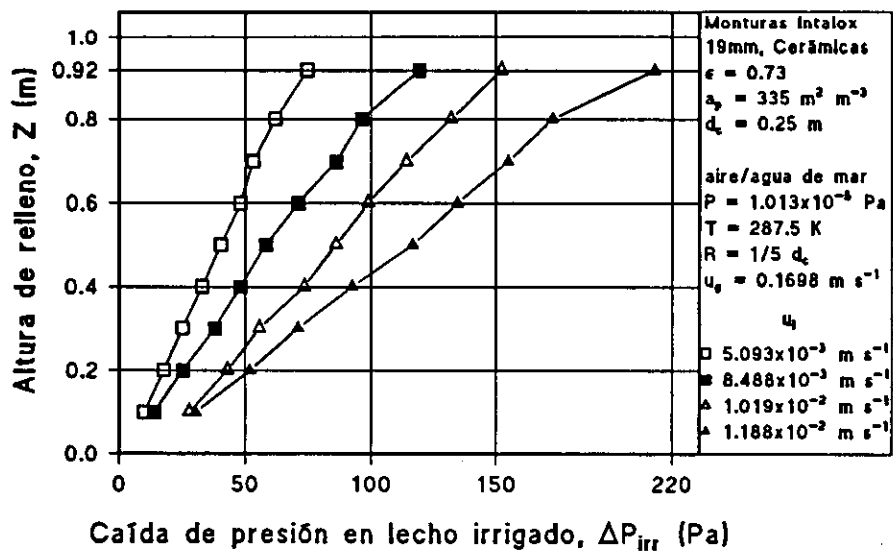


Figura V.10.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/5 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

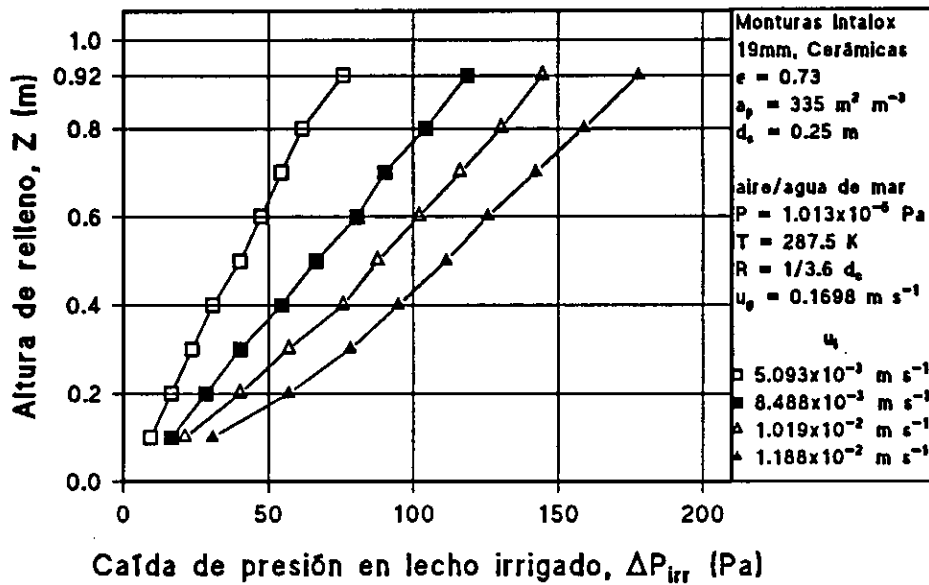


Figura V.11.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$, m , y caudal de gas G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

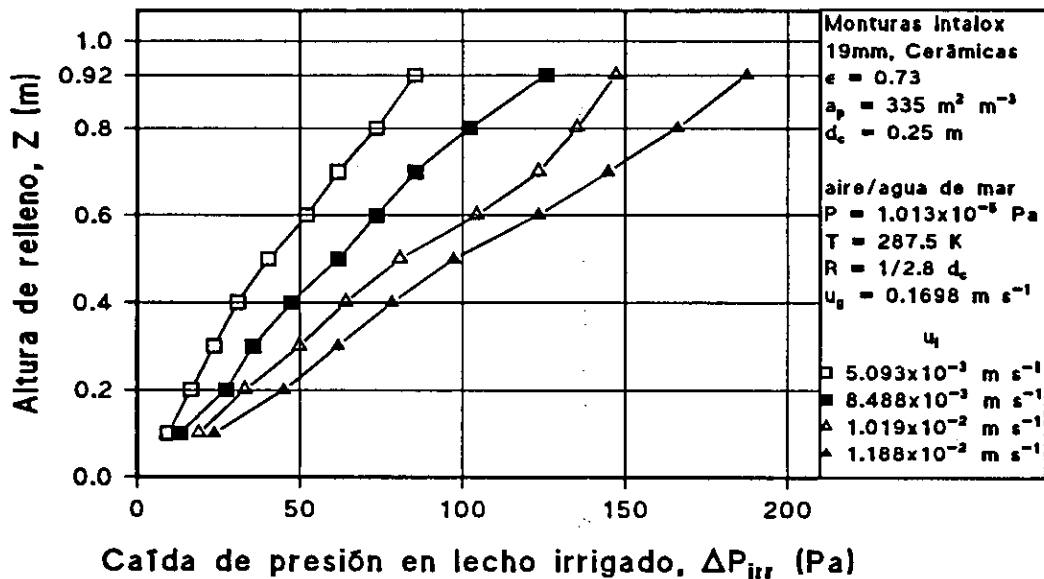


Figura V.12.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$, m , y caudal de gas G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

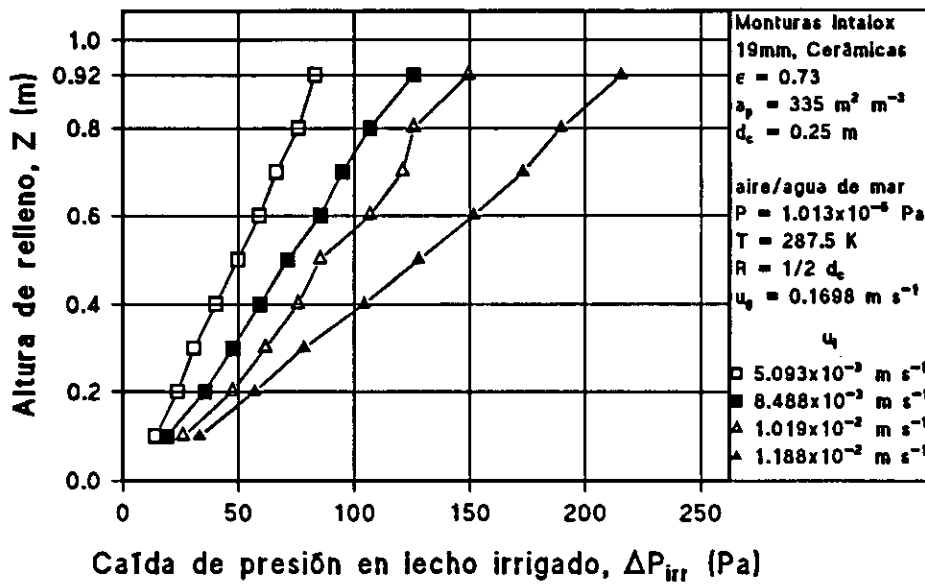


Figura V.13.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de mustreo R , $1/2 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

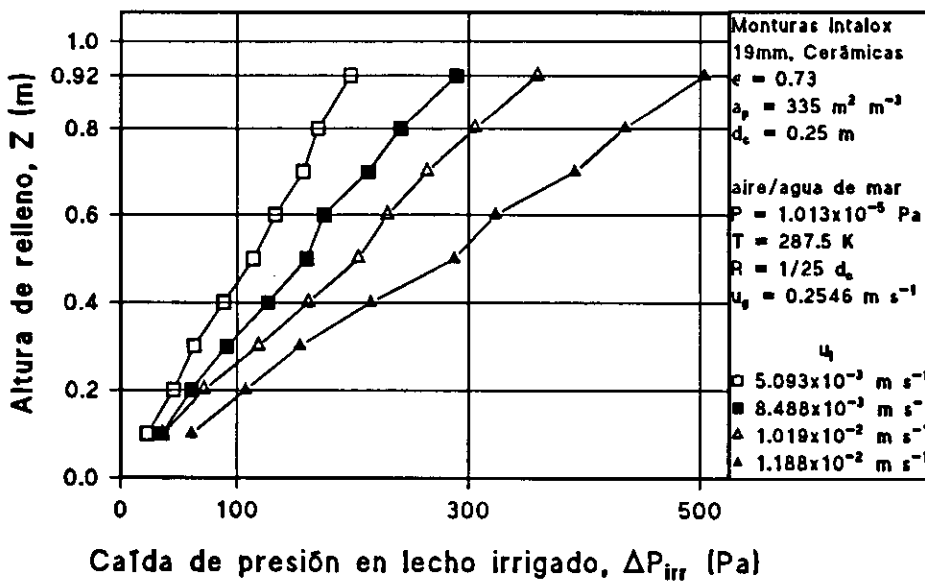


Figura V.14.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de mustreo R , $1/25 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

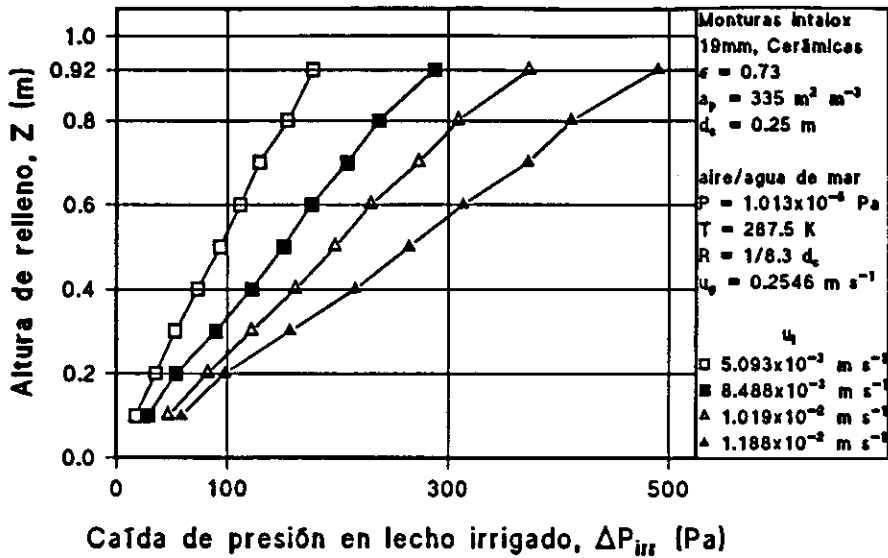


Figura V.15.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/8.3 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

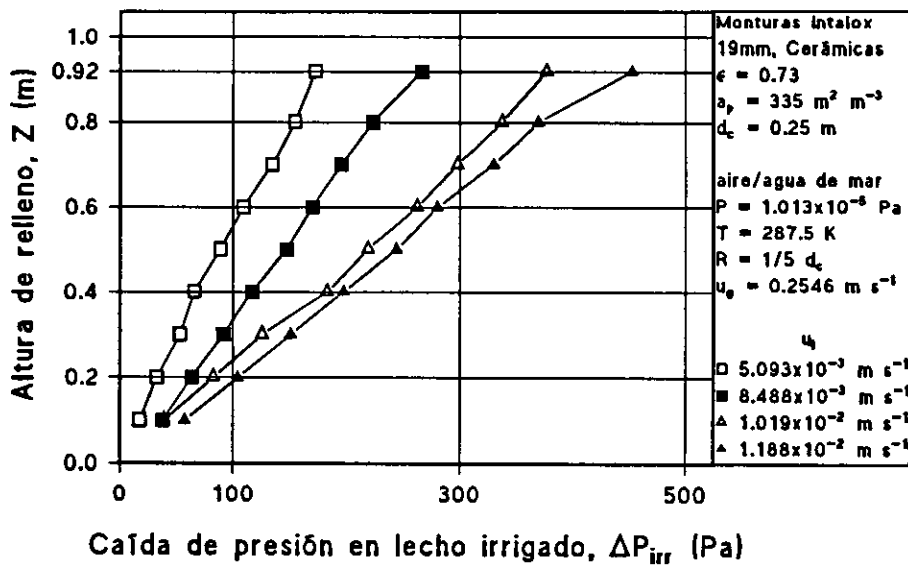


Figura V.16.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/5 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

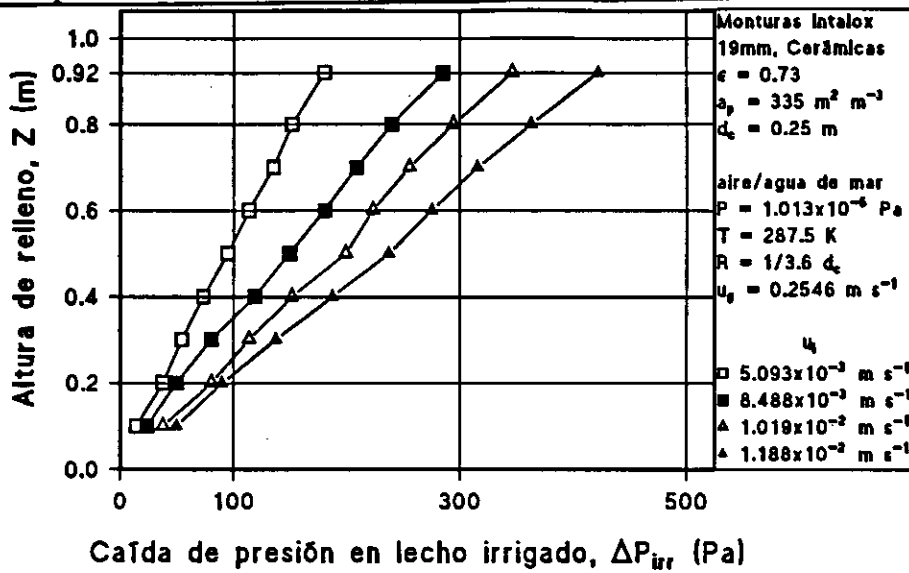


Figura V.17.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 \text{ } d_c \text{ m}$, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

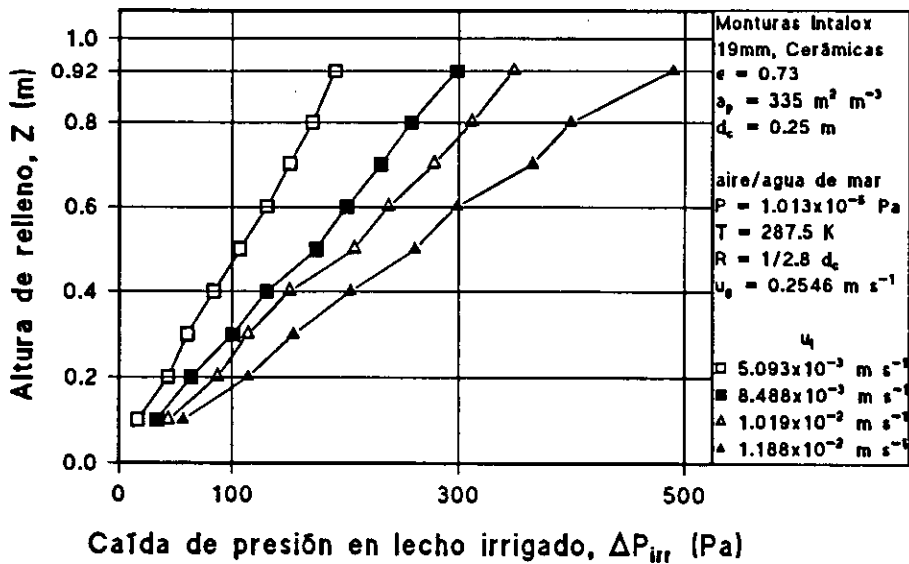


Figura V.18.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 \text{ } d_c \text{ m}$, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

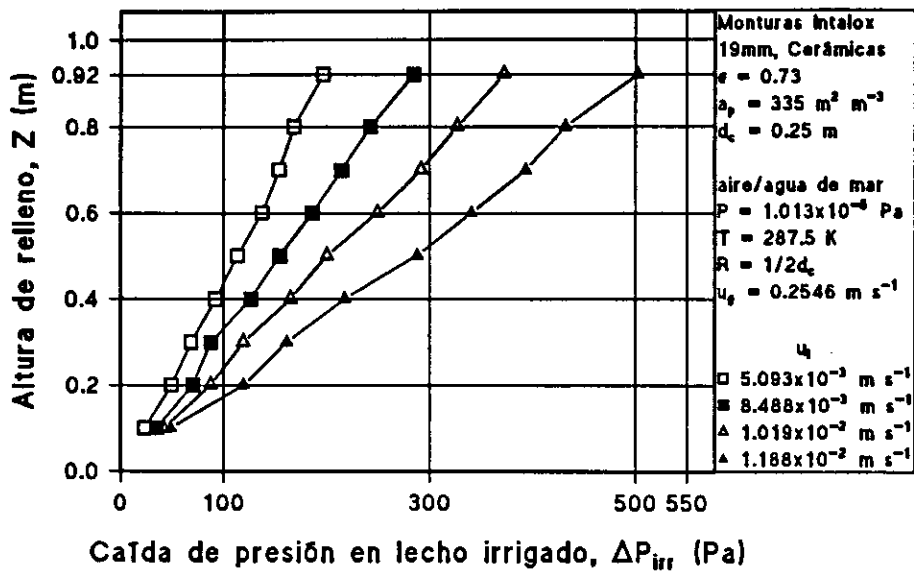


Figura V.19.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R, $1/2 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

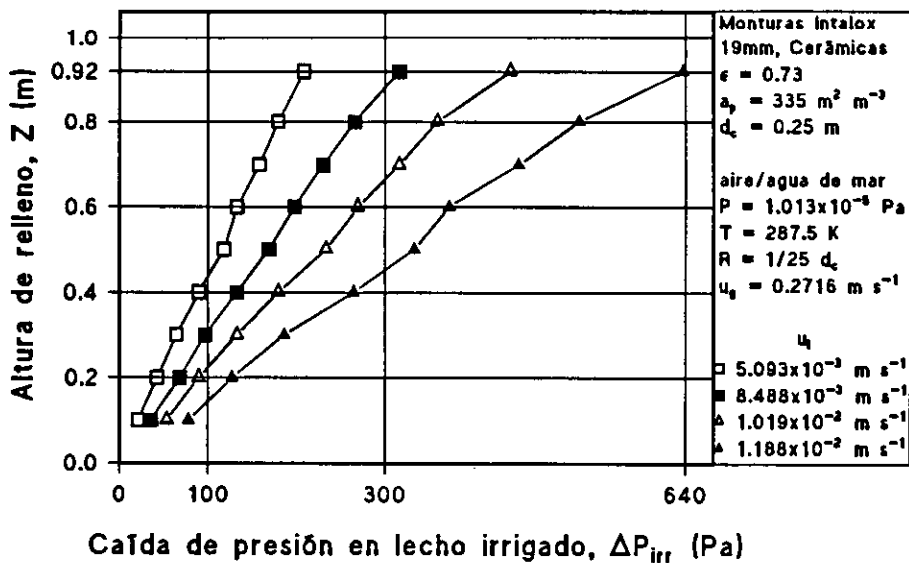


Figura V.20.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R, $1/25 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

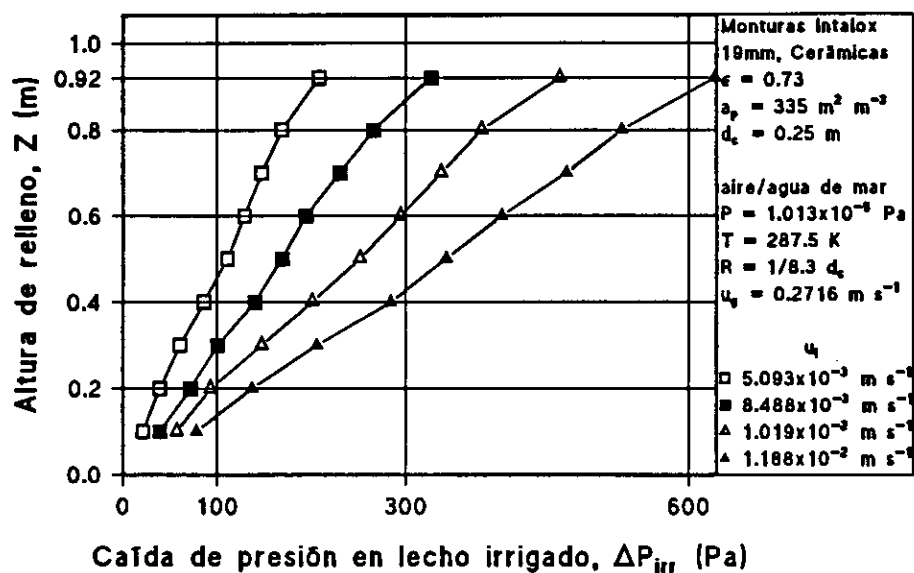


Figura V.21.-Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/8.3 d_m$, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

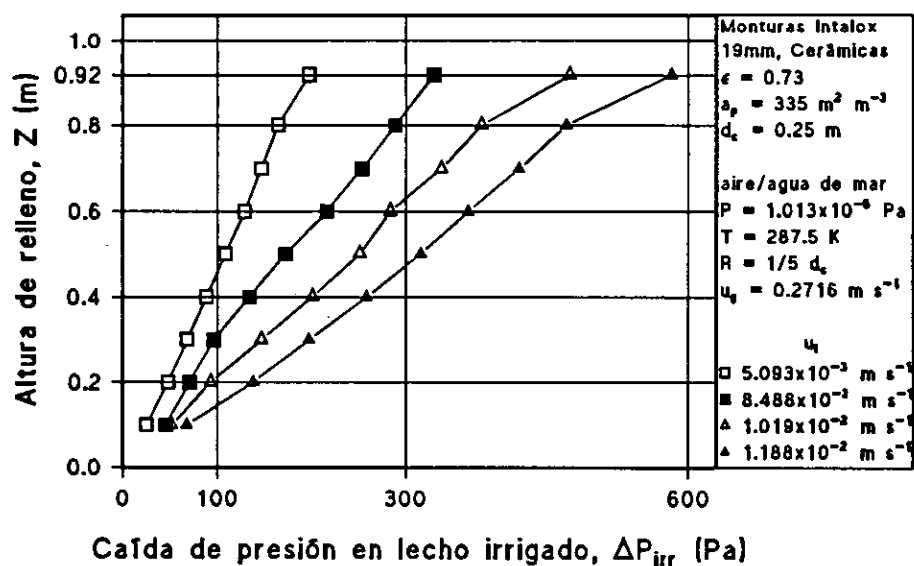


Figura V.22.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/5 d_c$, m , y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

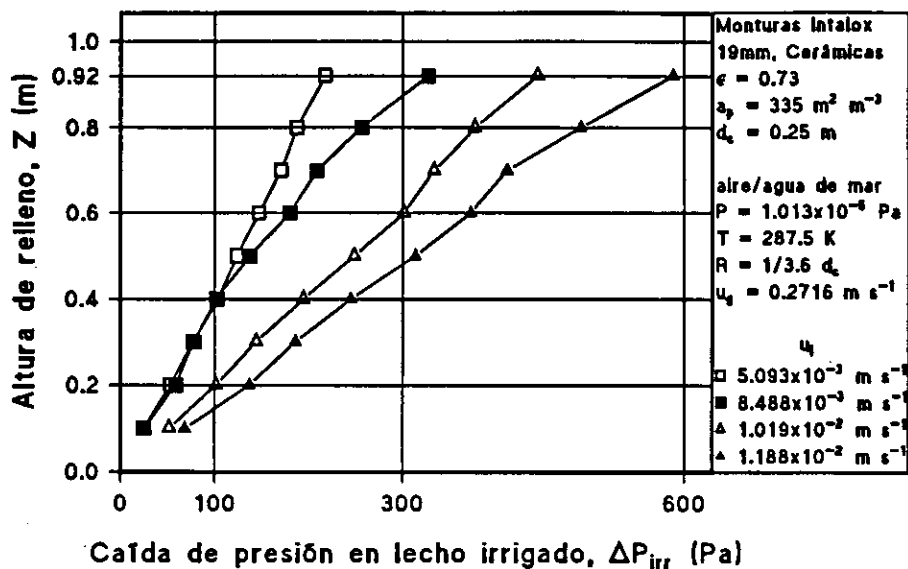


Figura V.23.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

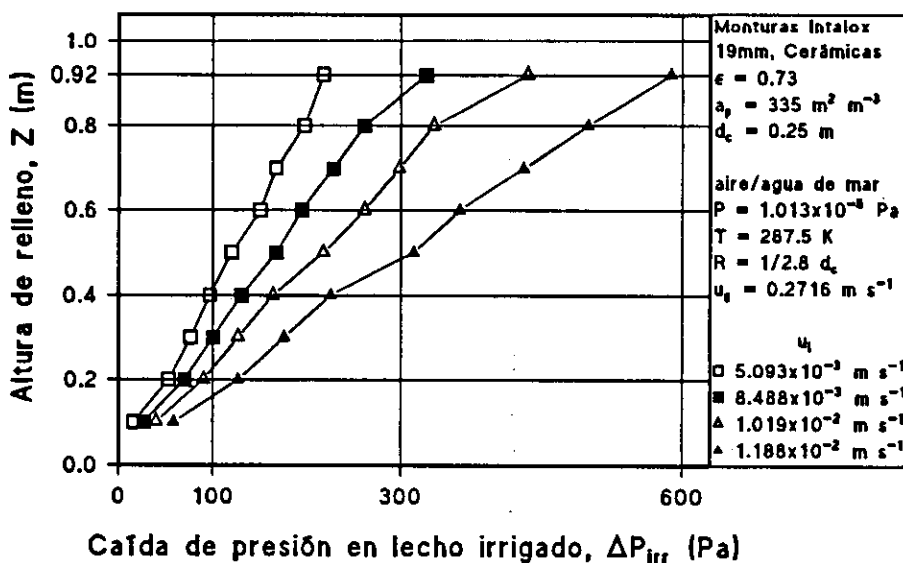


Figura V.24.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

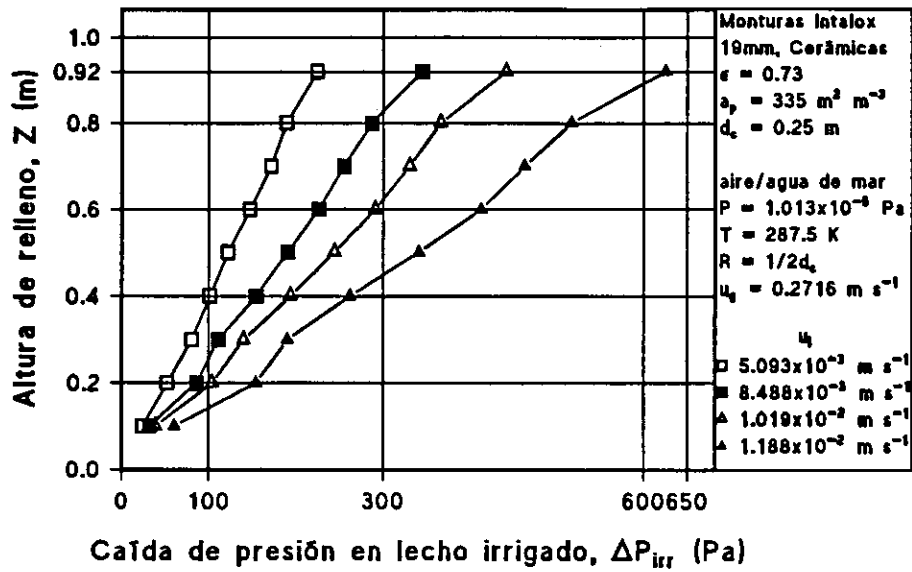


Figura V.25.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$, m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

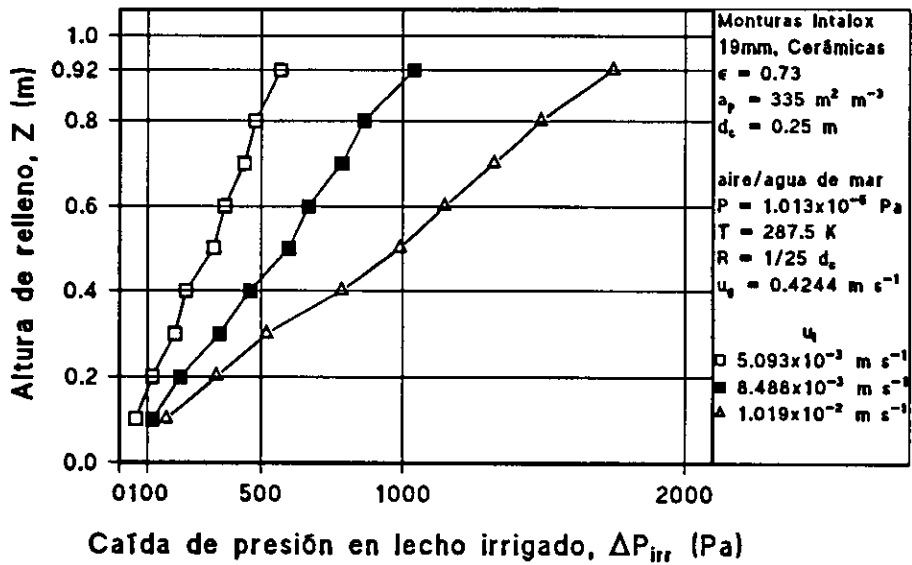


Figura V.26.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/25 d_c$, m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

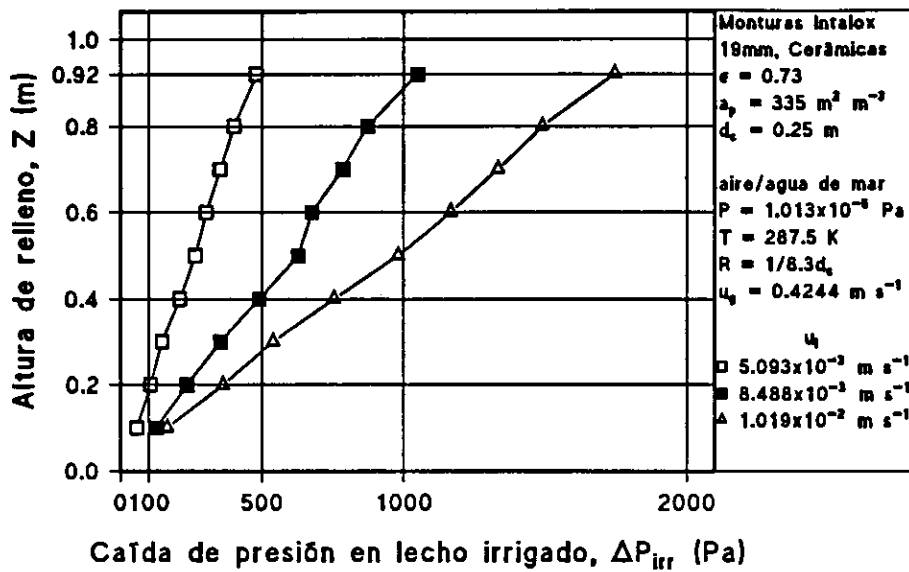


Figura V.27.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/8.3 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

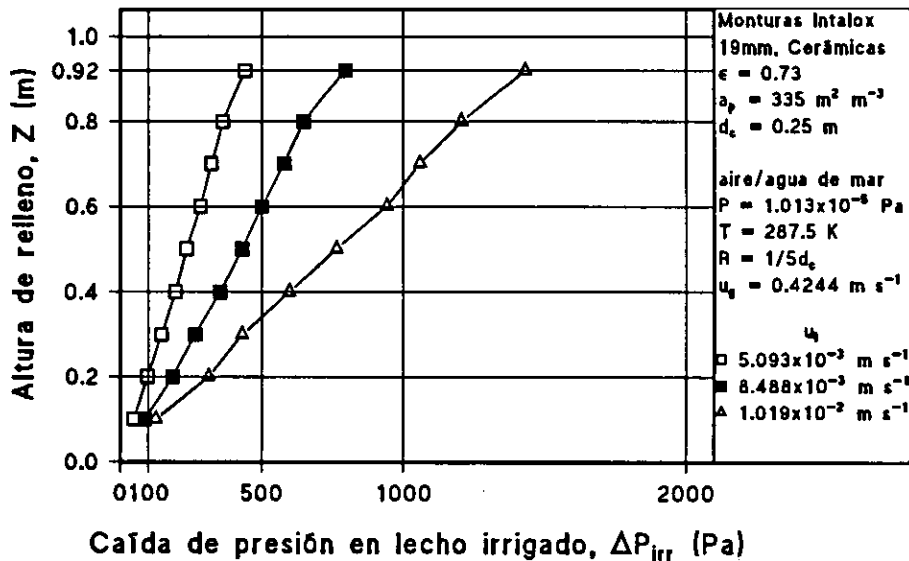


Figura V.28.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/5 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

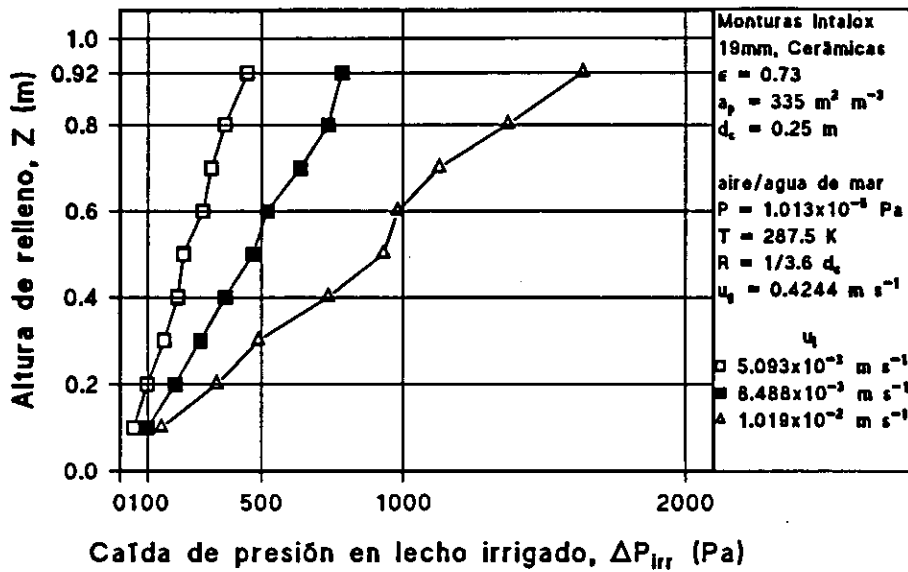


Figura V.29.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

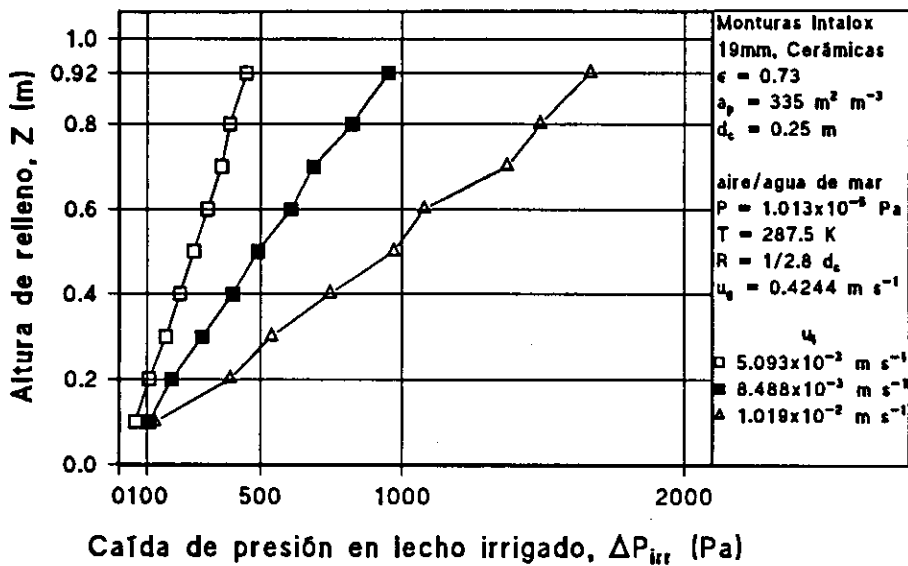


Figura V.30.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

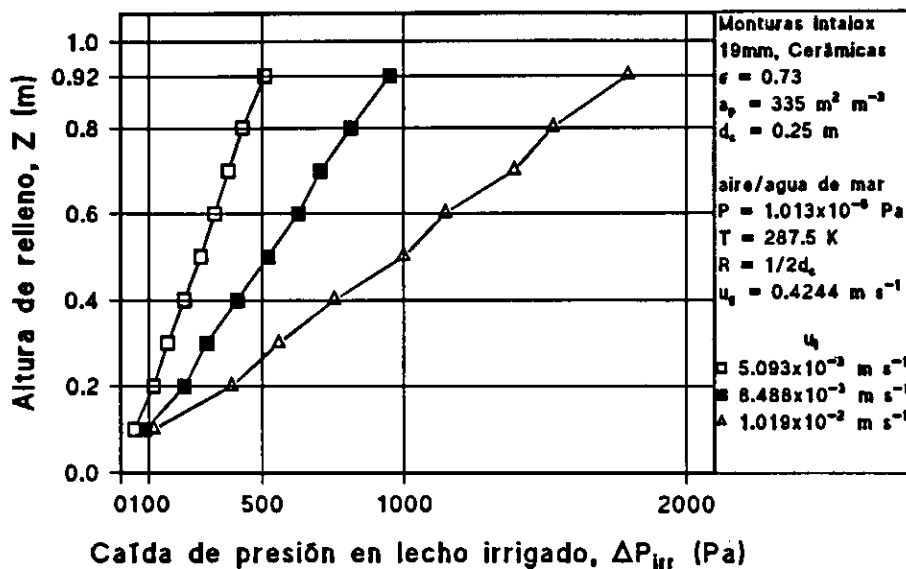


Figura V.31.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$, m , y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

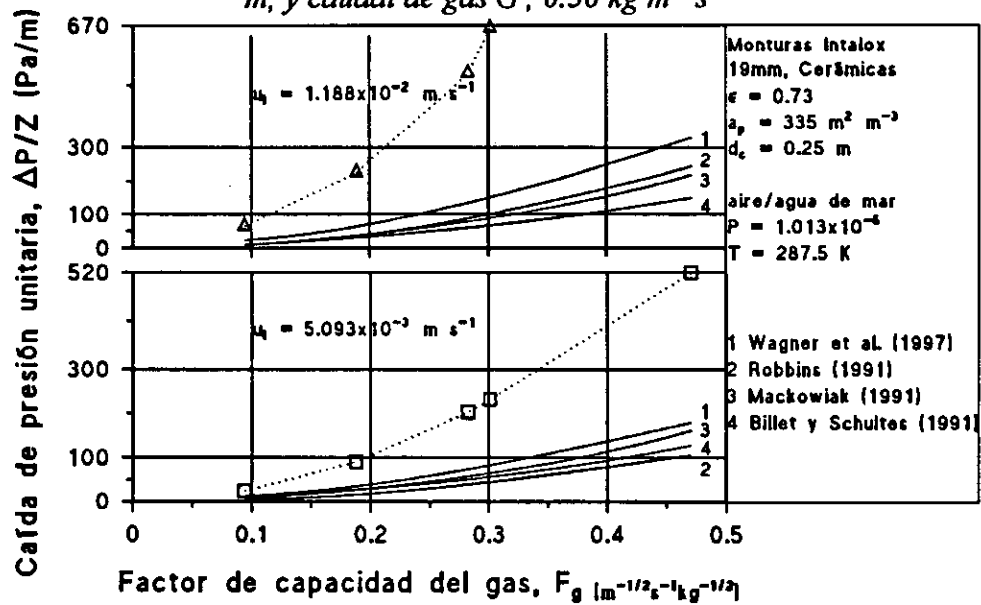


Figura V.32.- Comparación de caídas de presión unitarias experimentales con valores de cuatro modelos teóricos, empleando como parámetro la velocidad de líquido u_l , Relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

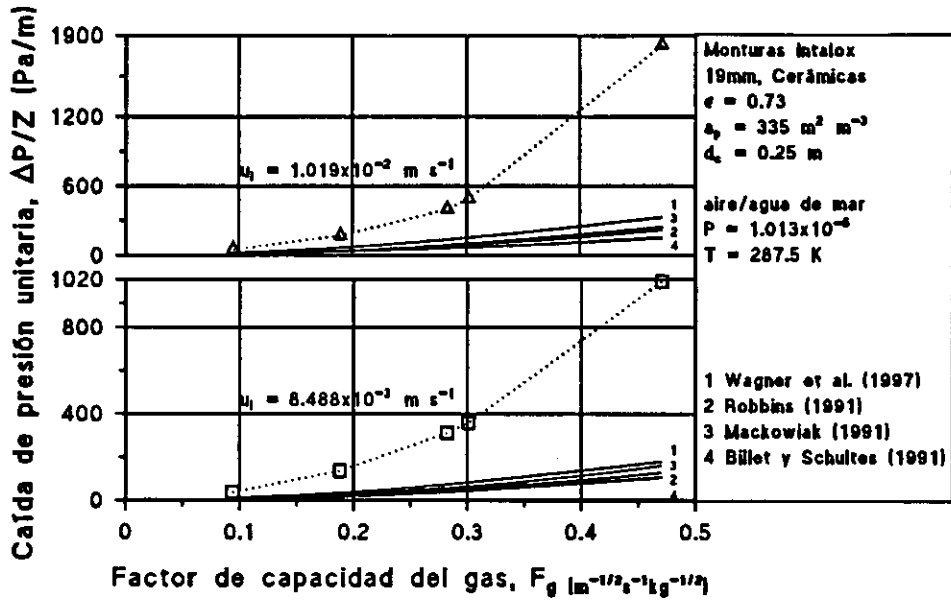


Figura V.33.- Comparación de caídas de presión unitarias experimentales con valores de cuatro modelos teóricos, empleando como parámetro la velocidad de líquido u_1 . Relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m.

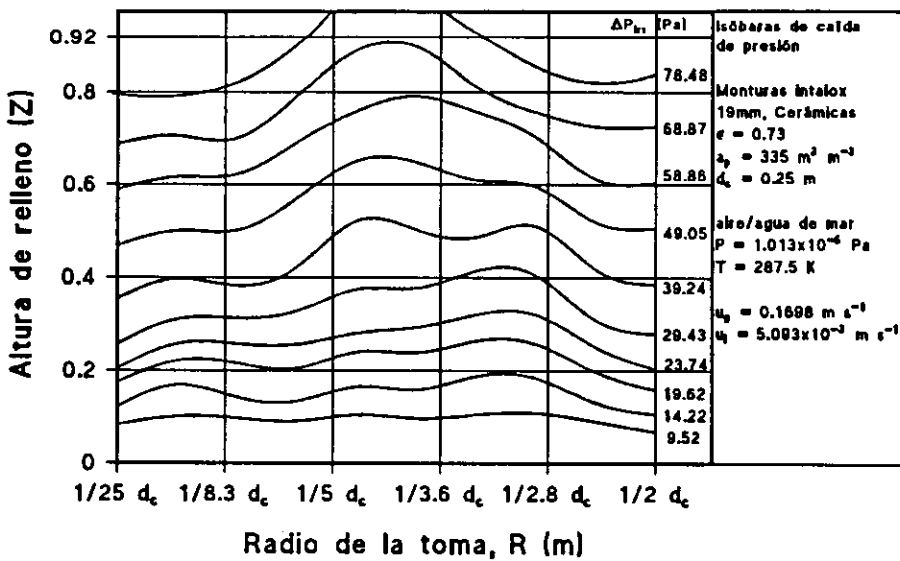


Figura V.34.- Isóbaras de caída de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una velocidad de gas de 0.1698 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_1 de $5.093 \times 10^{-3} \text{ m s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

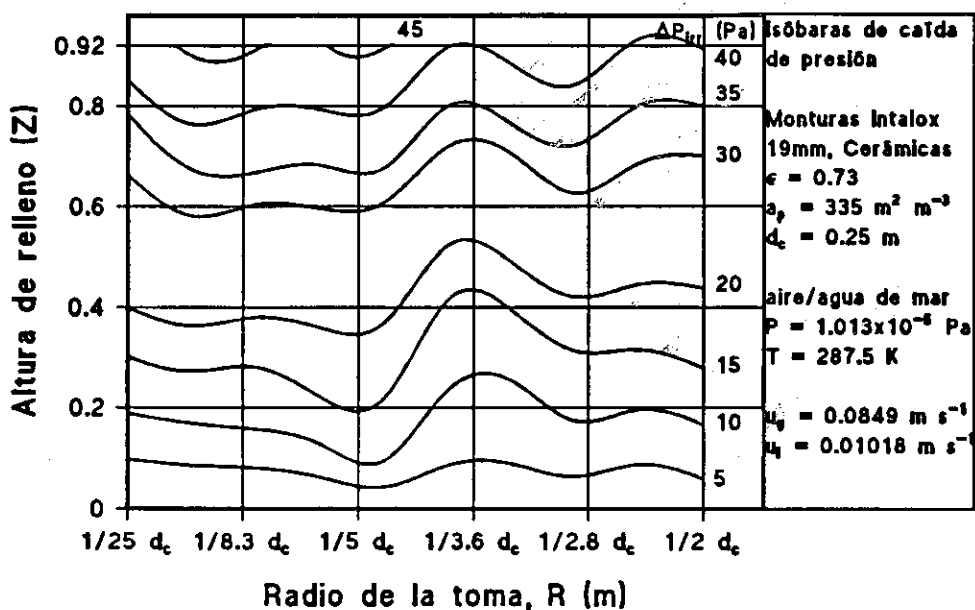


Figura V.35.- Isóbaras de caída de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una velocidad de gas u_g de 0.0849 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de 0.01018 m s^{-1} .

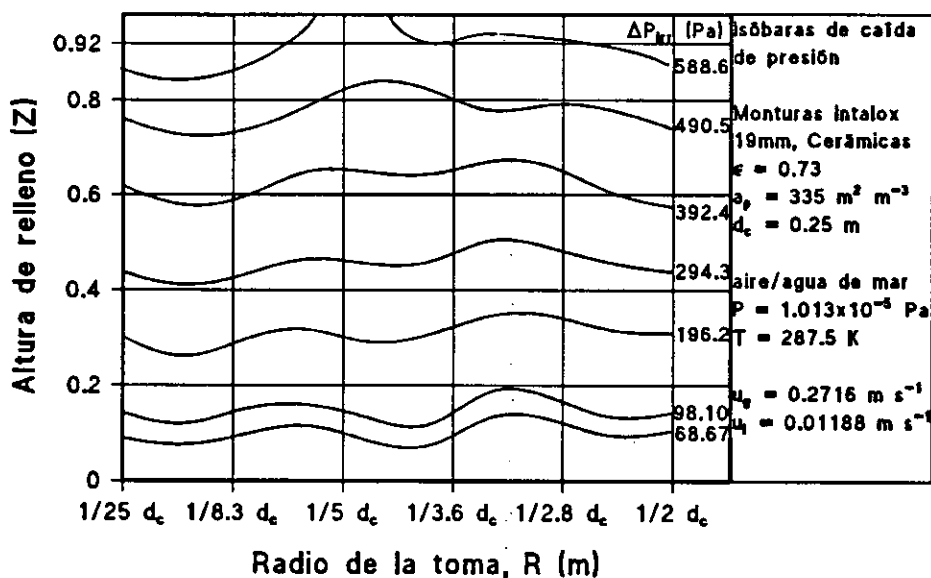


Figura V.36.- Isóbaras de caída de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una velocidad de gas u_g de 0.2716 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de 0.01188 m s^{-1} .

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

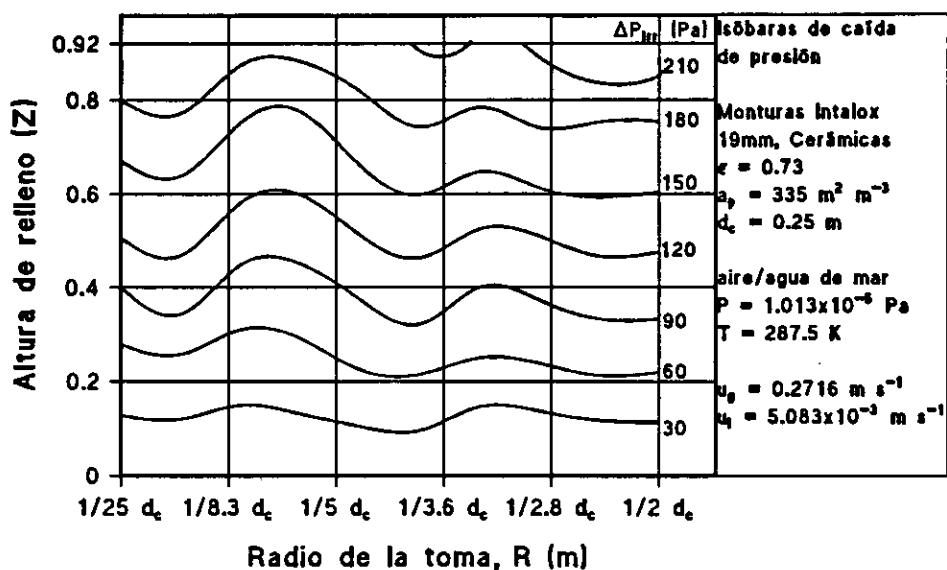


Figura V.37.- Isóbaras de caída de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una velocidad de gas u_g de 0.2716 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de $5.093 \times 10^{-3} \text{ m s}^{-1}$.

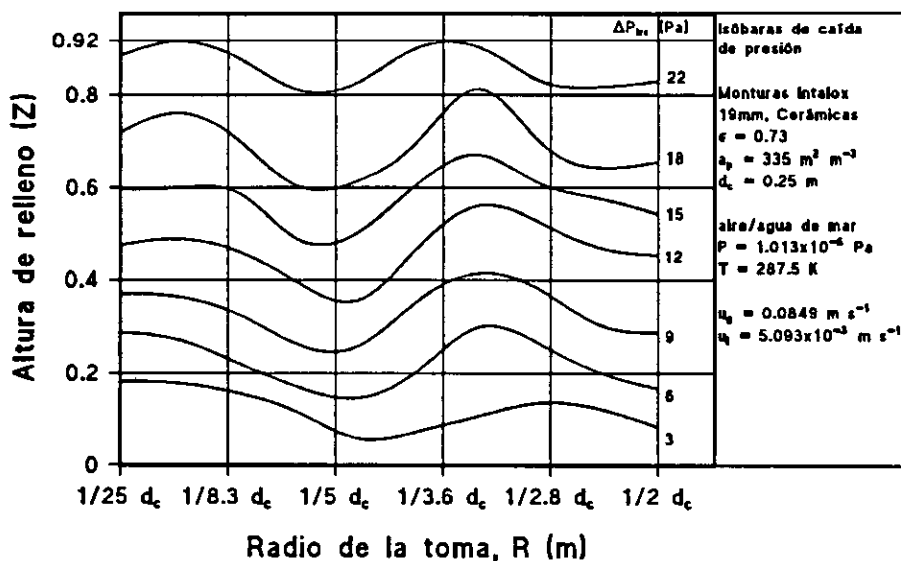


Figura V.38.- Isóbaras de caída de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una velocidad de gas u_g de 0.0849 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de $5.093 \times 10^{-3} \text{ m s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

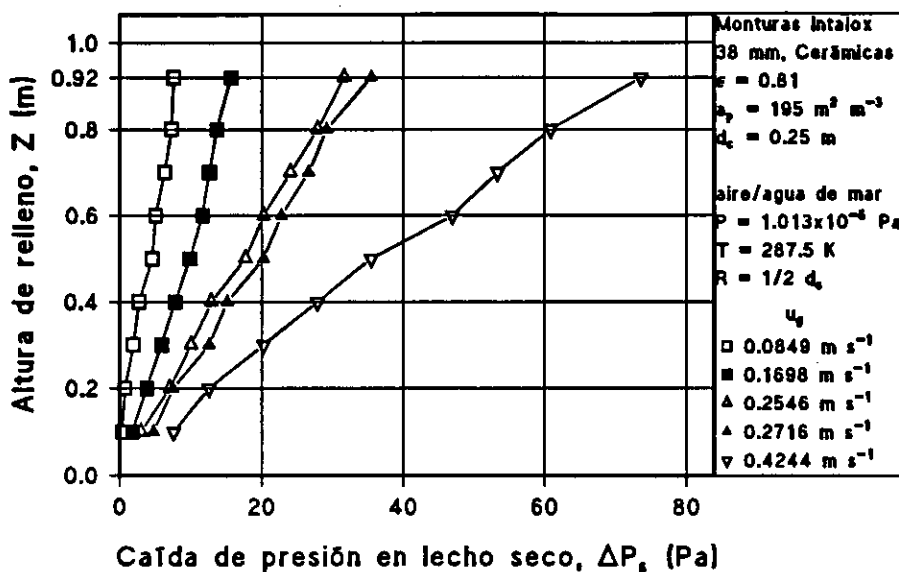


Figura V.39.- Caída de presión en lecho seco a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de gas. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$ m.

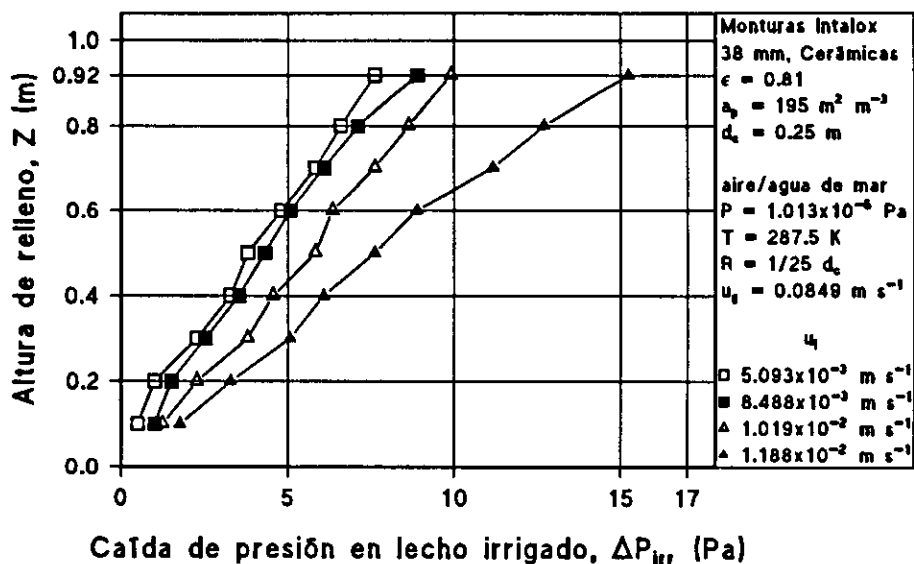


Figura V.40.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/25 d_c$ m, y caudal de G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

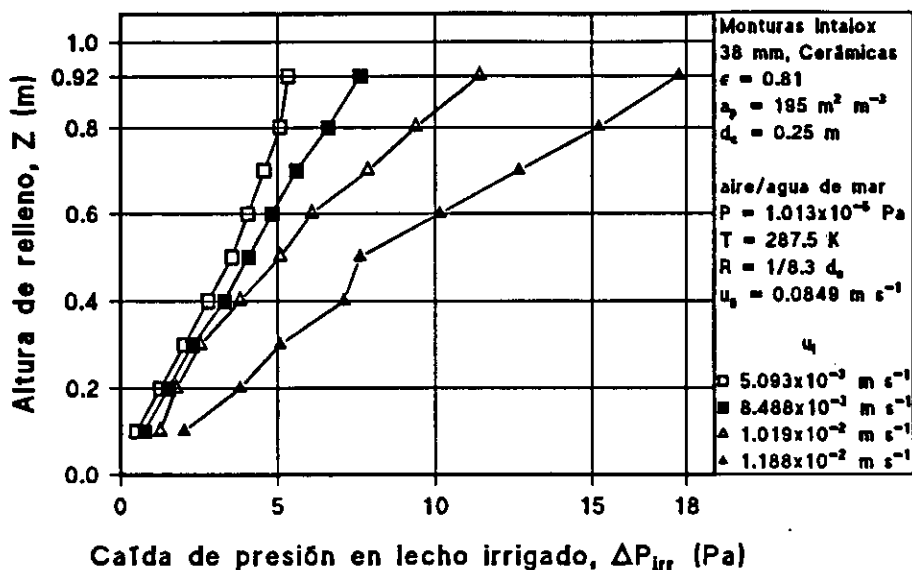


Figura V.41.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R, $1/8.3 d_c$ m, y caudal de G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

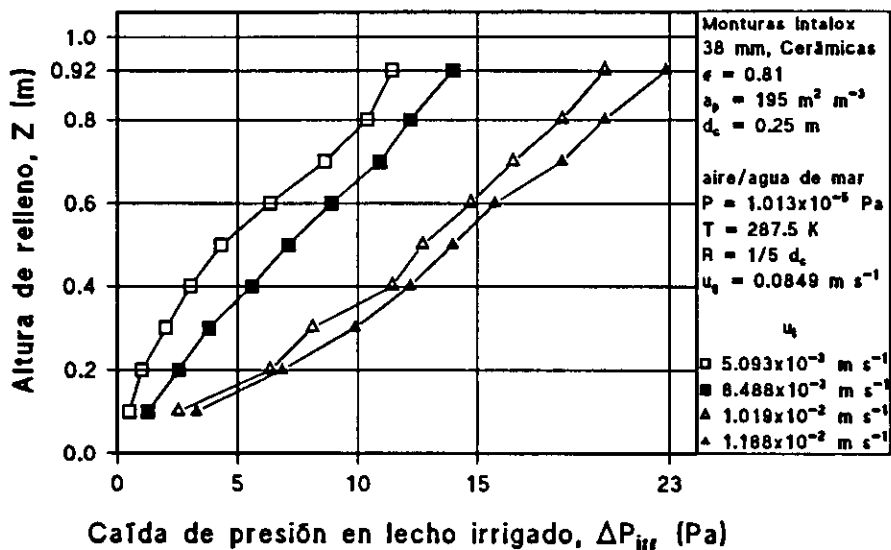


Figura V.42.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R, $1/5 d_c$ m, y caudal de G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

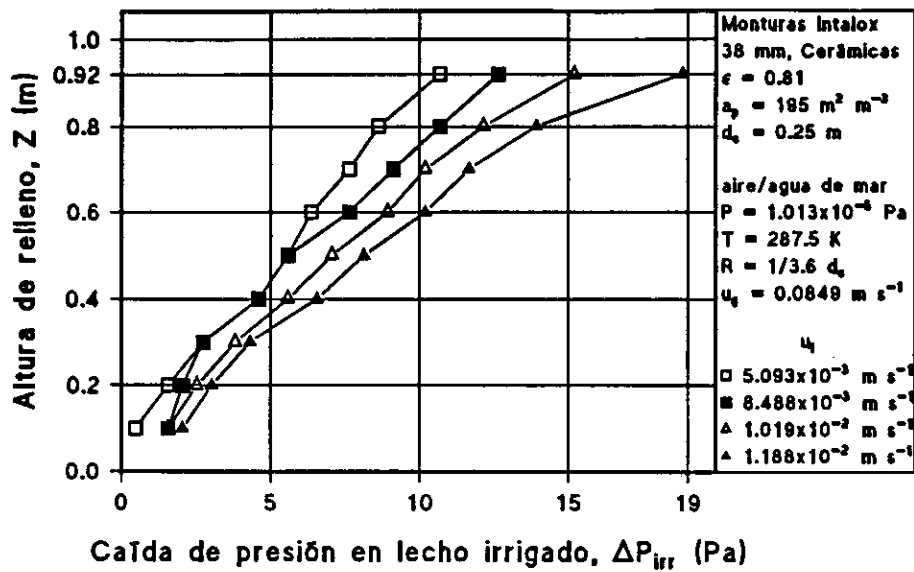


Figura V.43.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$ m, y caudal de G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

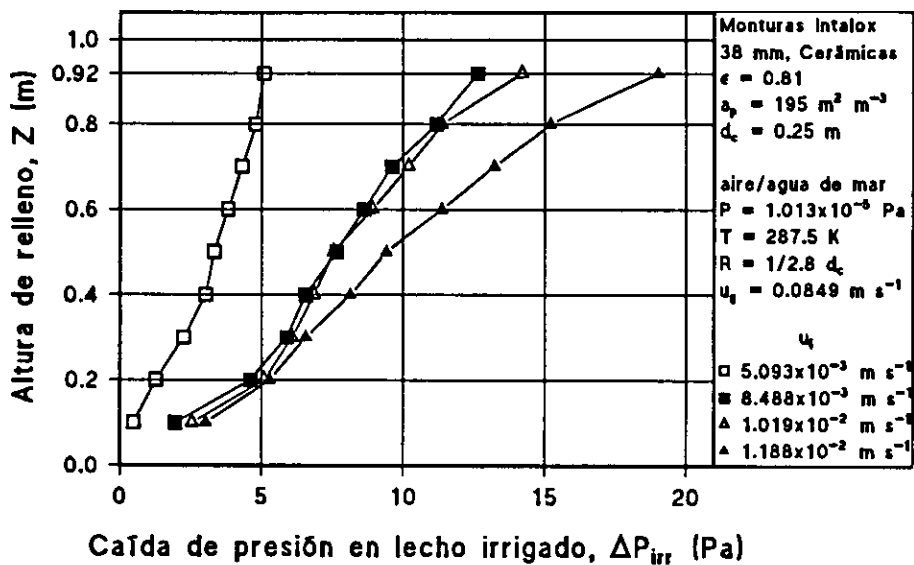


Figura V.44.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$ m, y caudal de G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

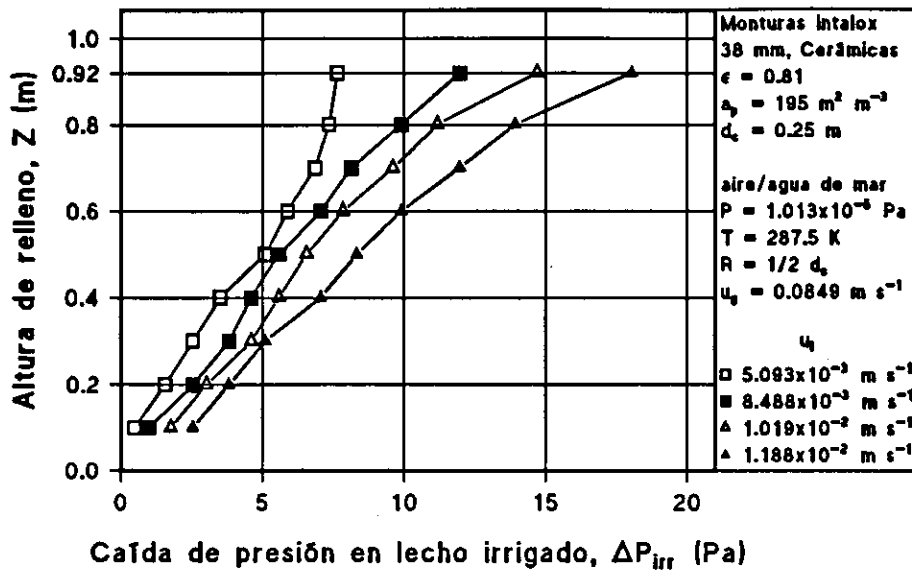


Figura V.45.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$ m, y caudal de G' , $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

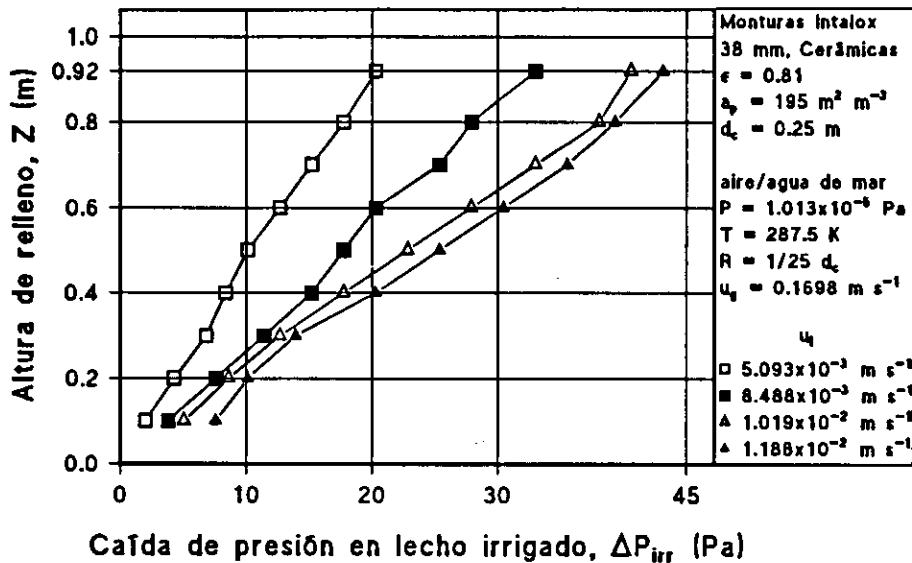


Figura V.46.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/25 d_c$ m, y caudal de G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

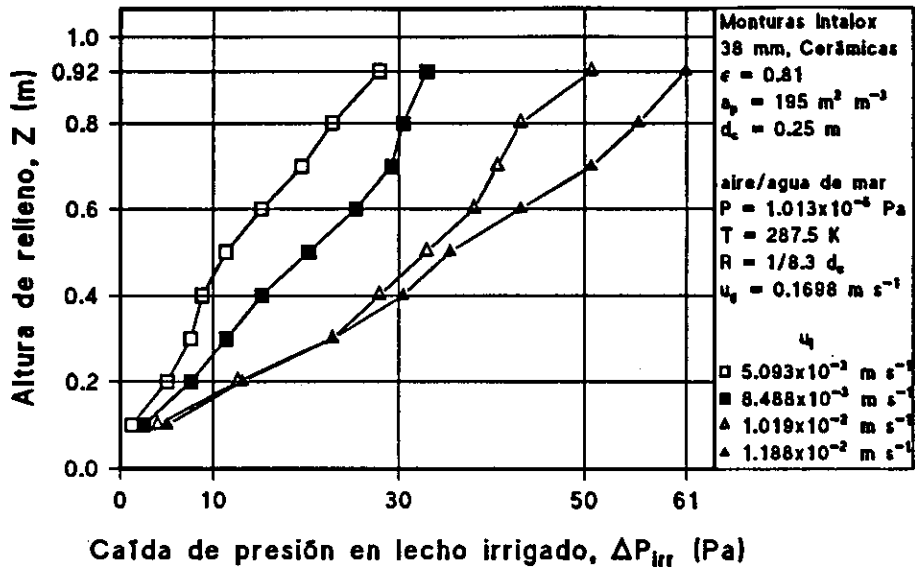


Figura V.47.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/8.3 d_c$ m, y caudal de G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

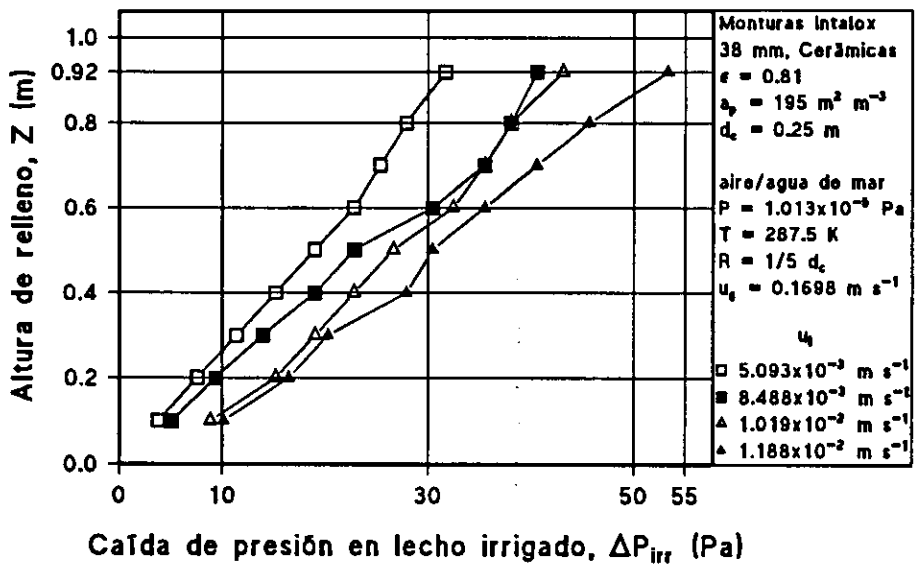


Figura V.48.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/5 d_c$ m, y caudal de G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

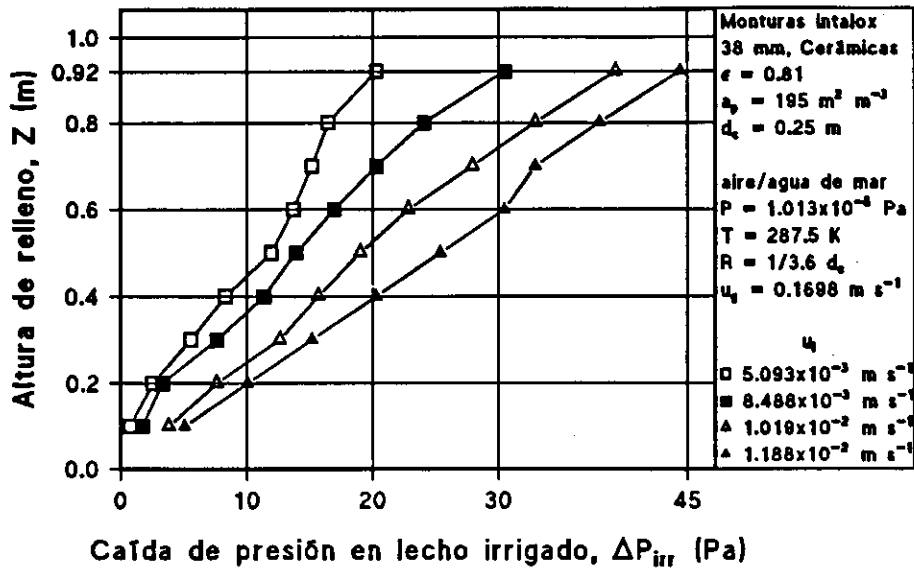


Figura V.49.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$ m, y caudal de G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

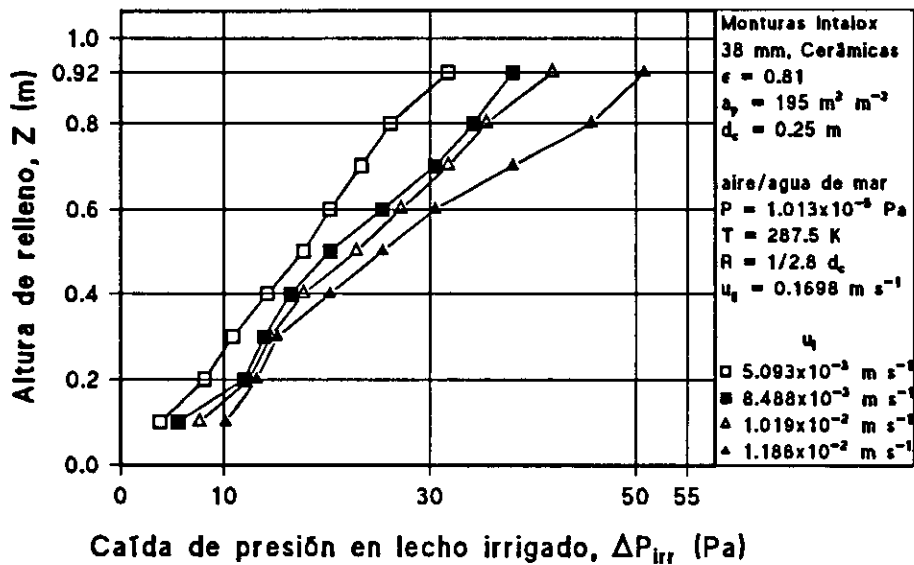


Figura V.50.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$ m, y caudal de G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

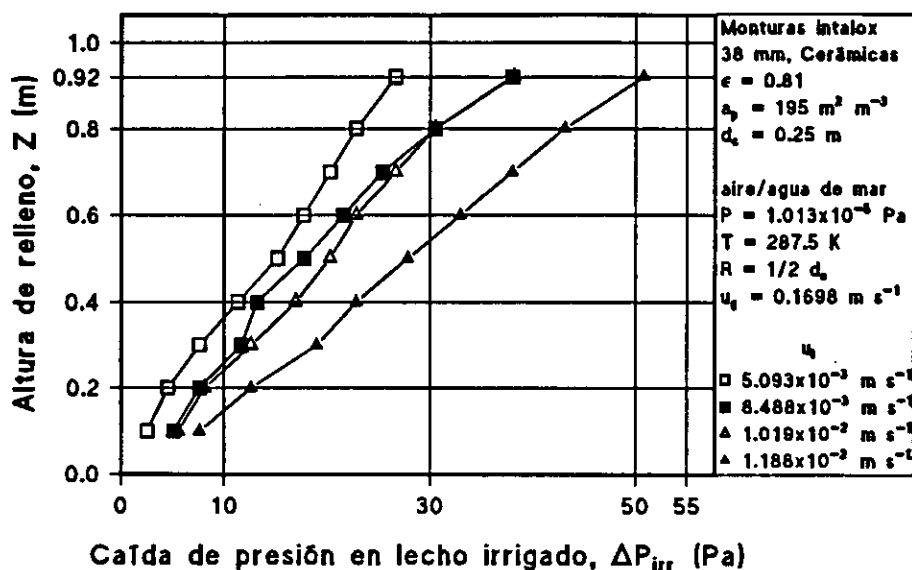


Figura V.51.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$ m, y caudal de G' , $0.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

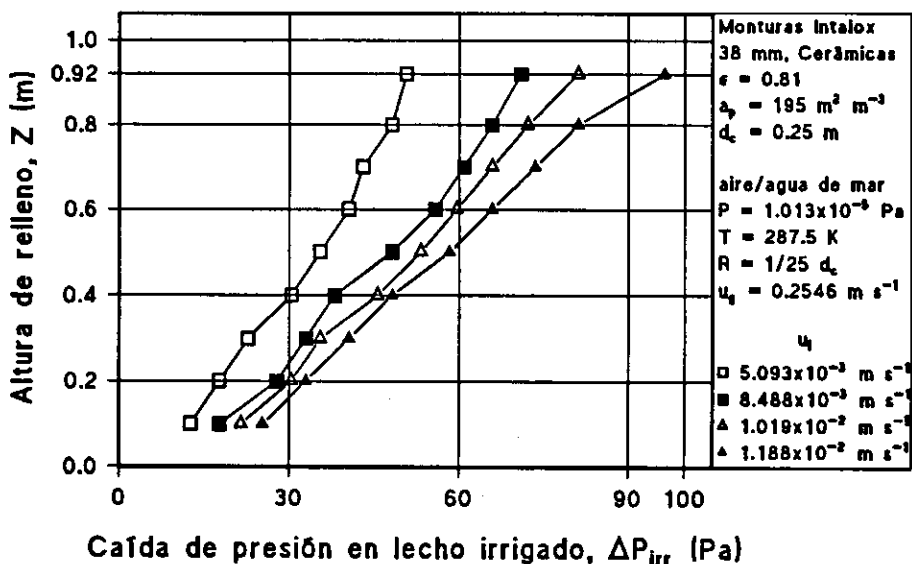


Figura V.52.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/25 d_c$ m, y caudal de G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

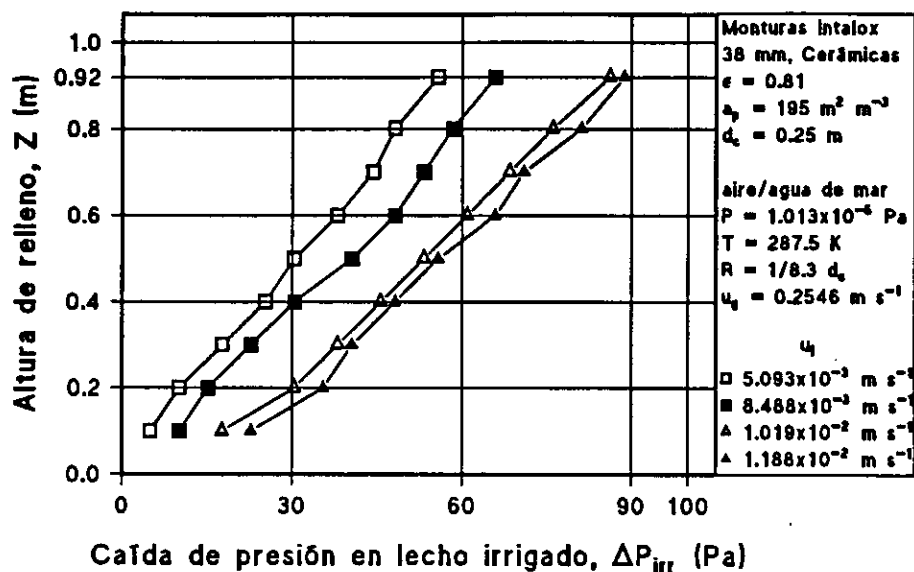


Figura V.53.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R, $1/8.3 d_c$, m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

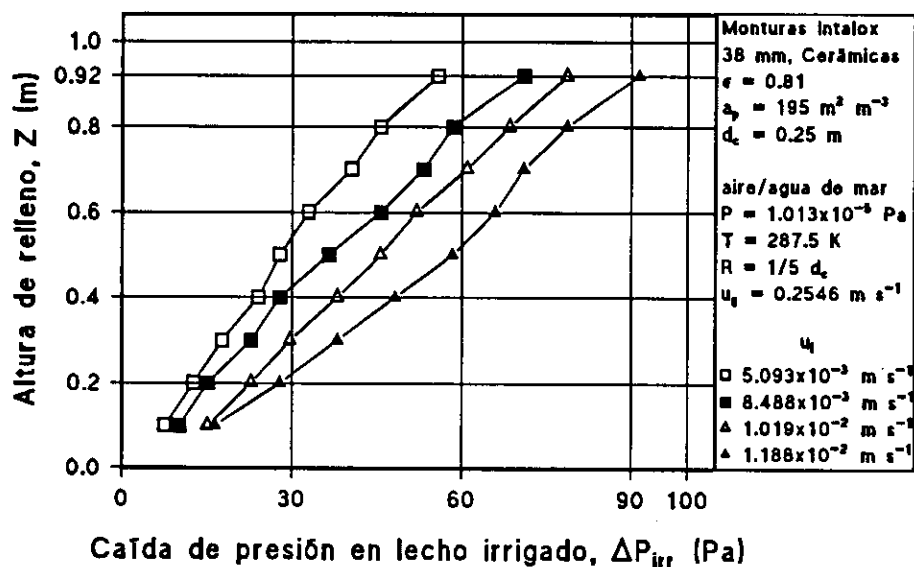


Figura V.54.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R, $1/5 d_c$, m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

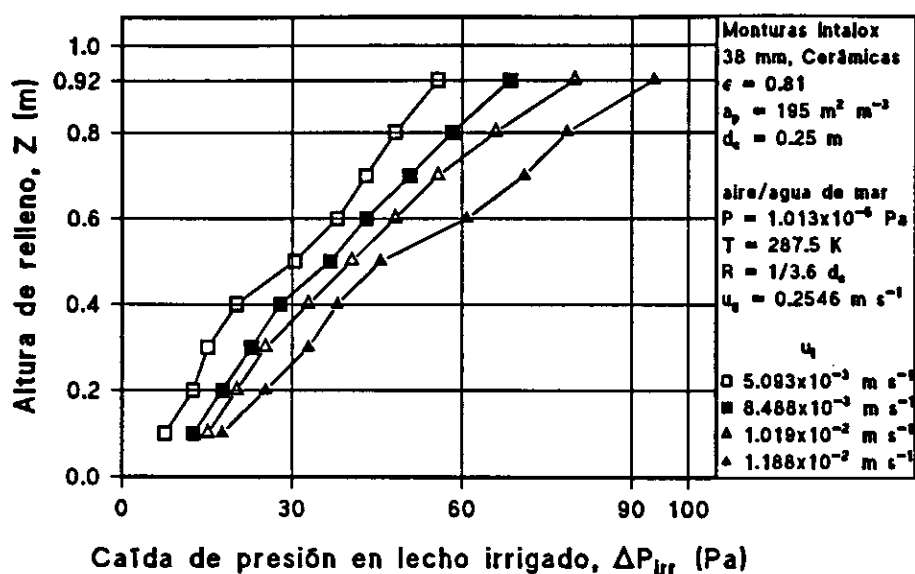


Figura V.55.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

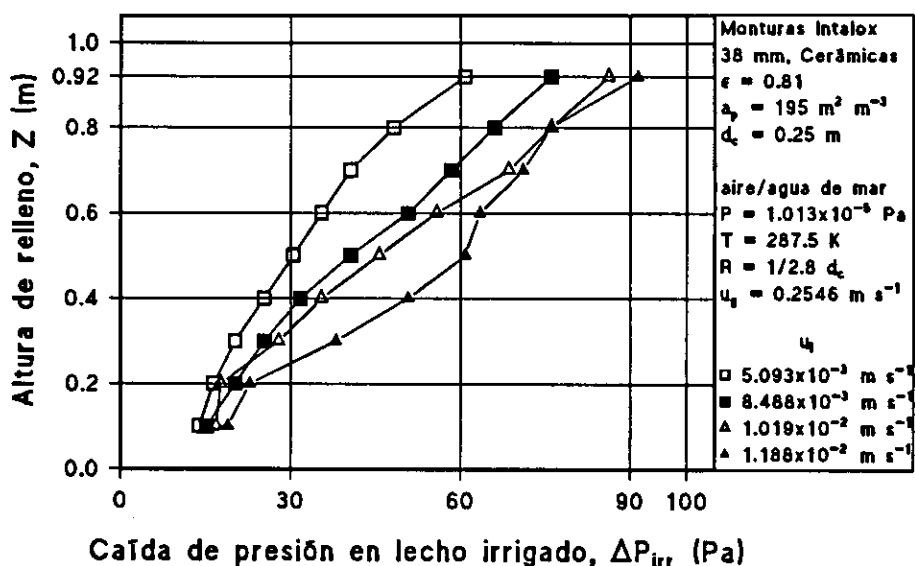


Figura V.56.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

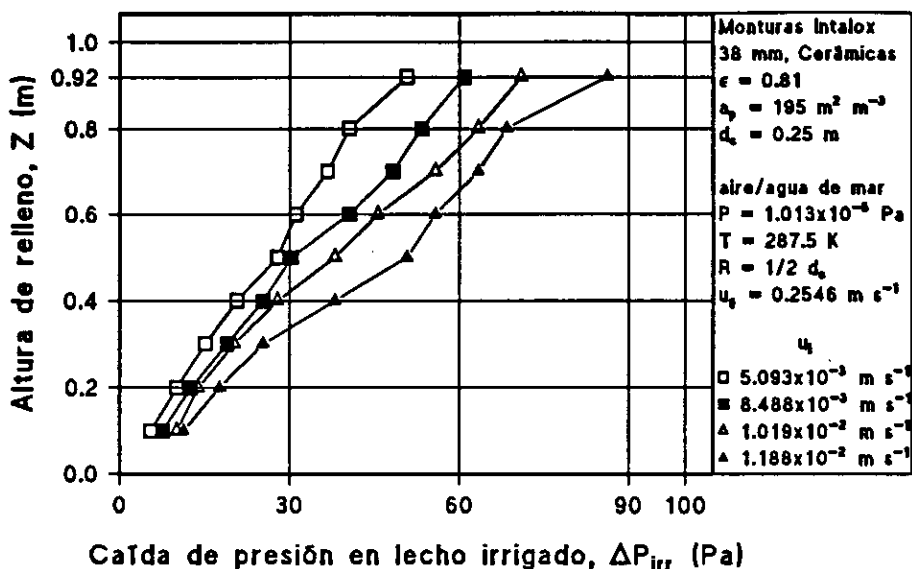


Figura V.57.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.31 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

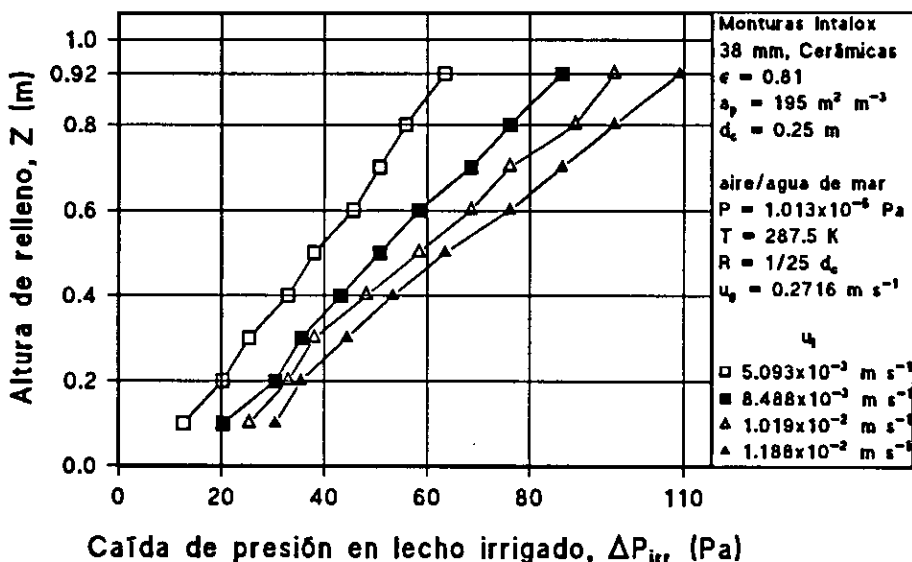


Figura V.58.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/25 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

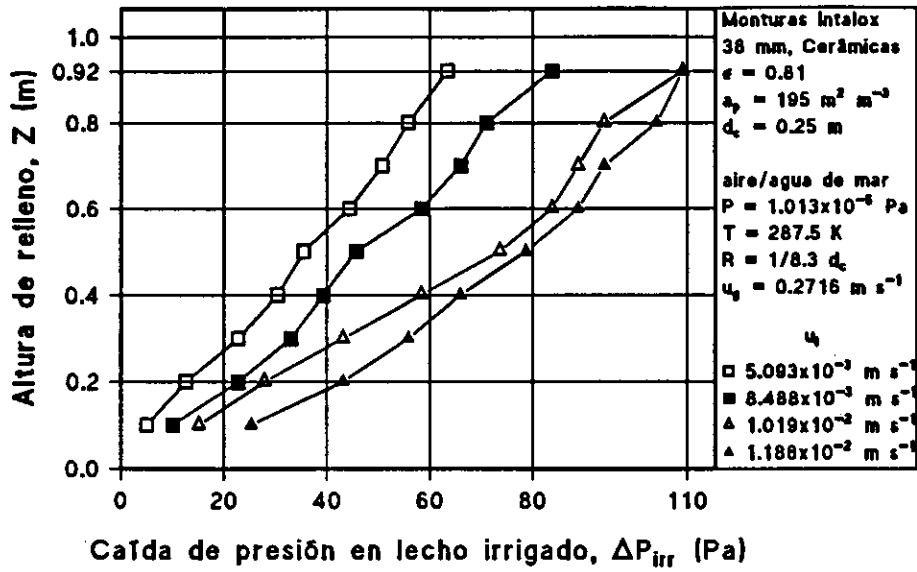


Figura V.59.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/8.3 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

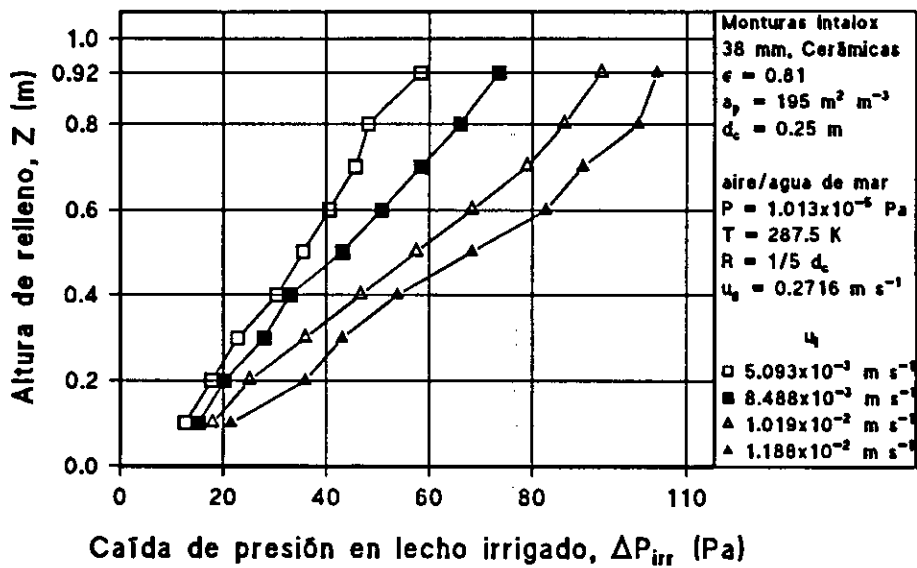


Figura V.60.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/5 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

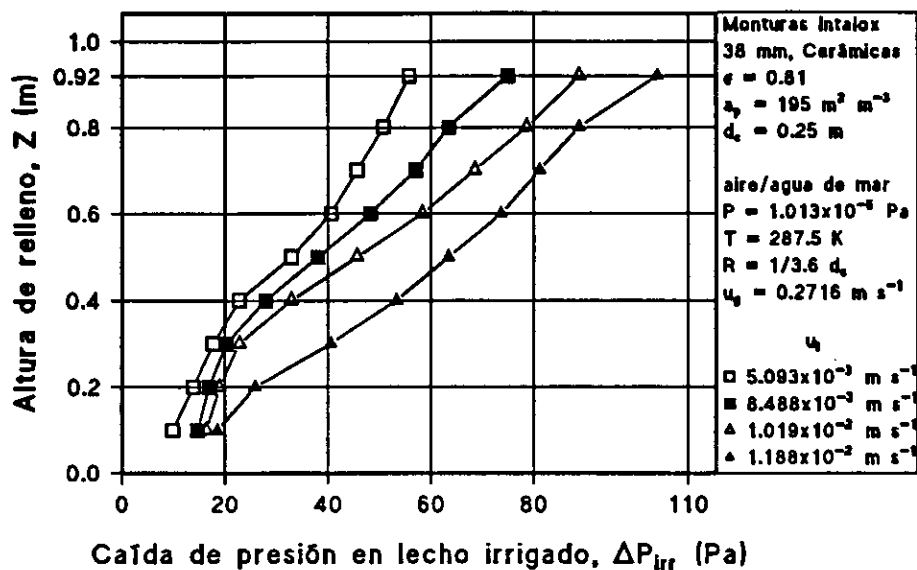


Figura V.61.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

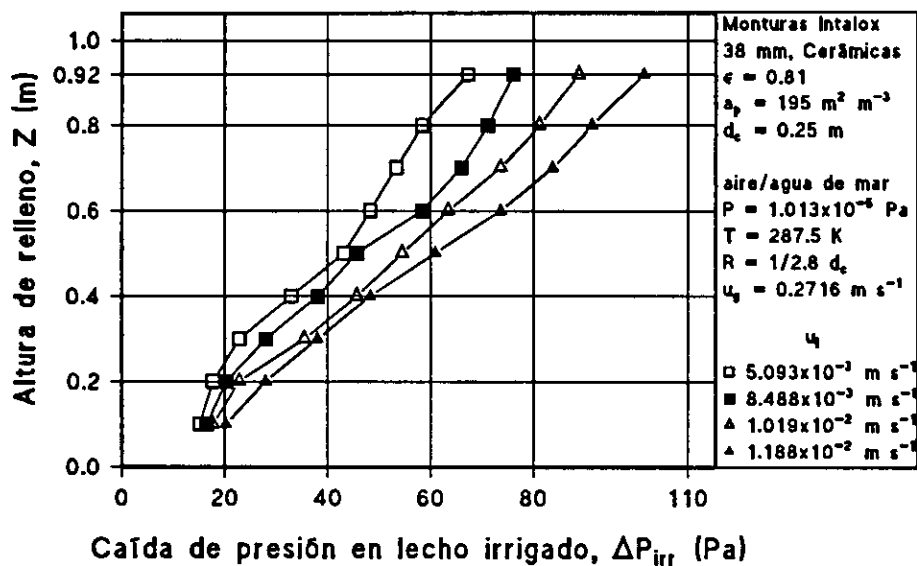


Figura V.62.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

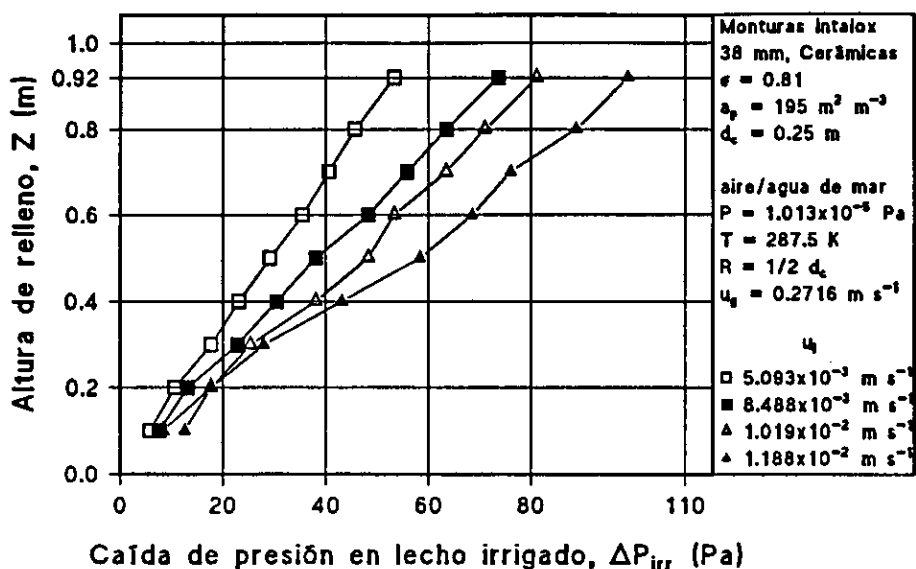


Figura V.63.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$, m , y caudal de gas G' , $0.33 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

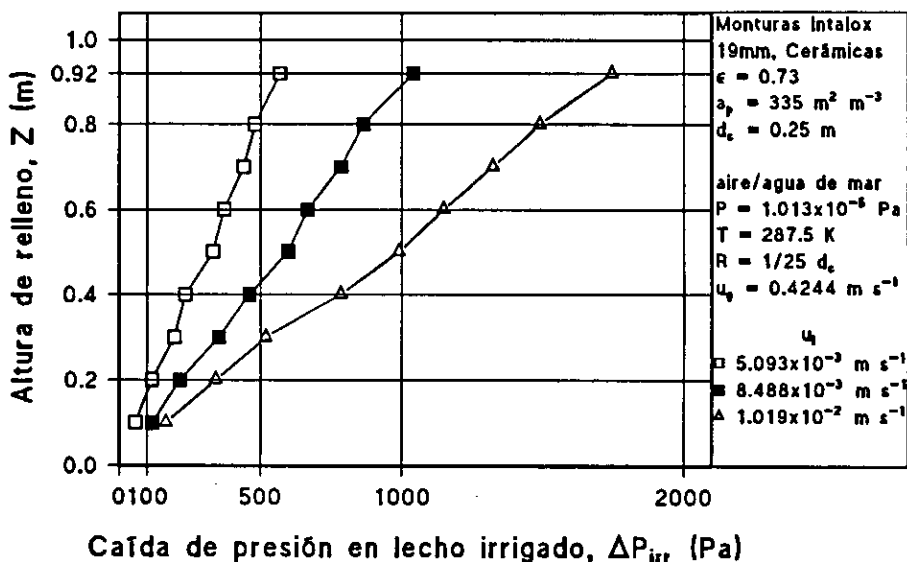


Figura V.64.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/25 d_c$, m , y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

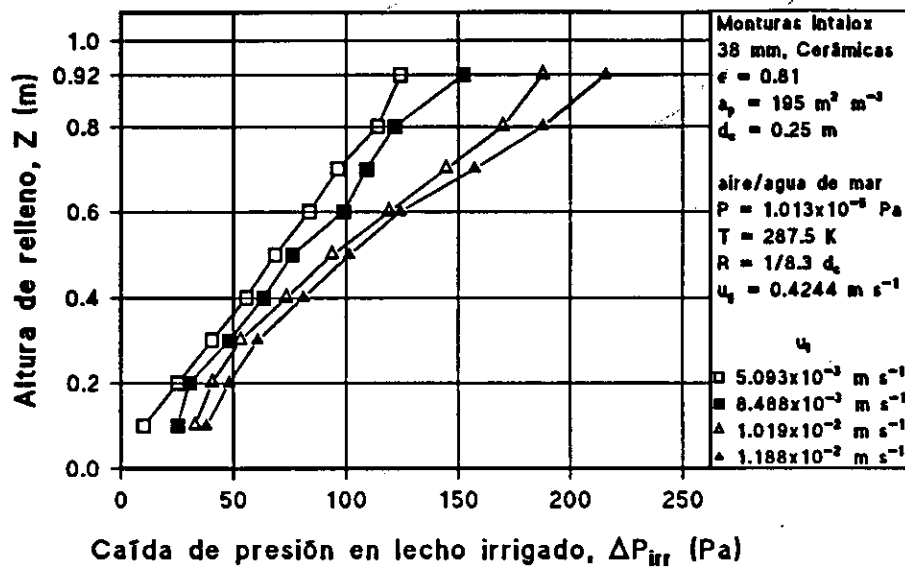


Figura V.65.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/8.3 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

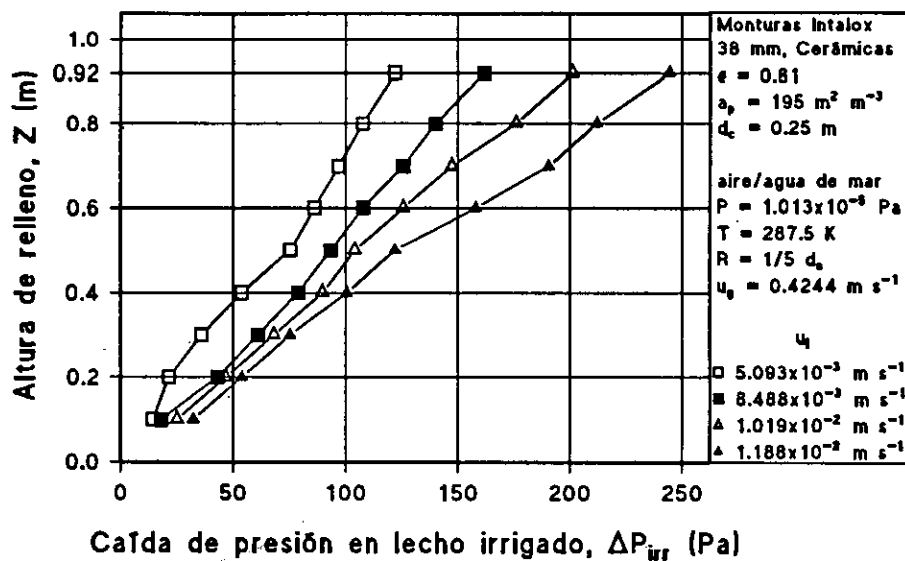


Figura V.66.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/5 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

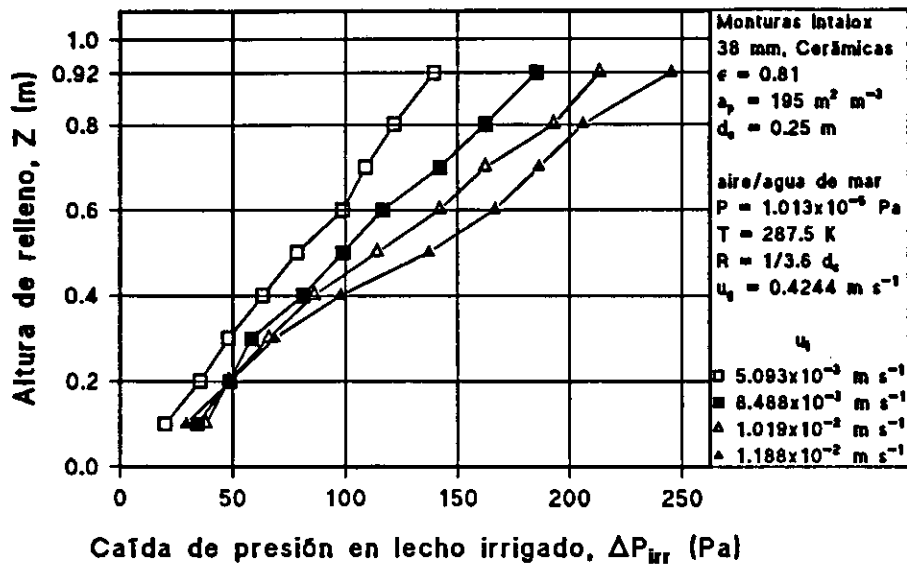


Figura V.67.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/3.6 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

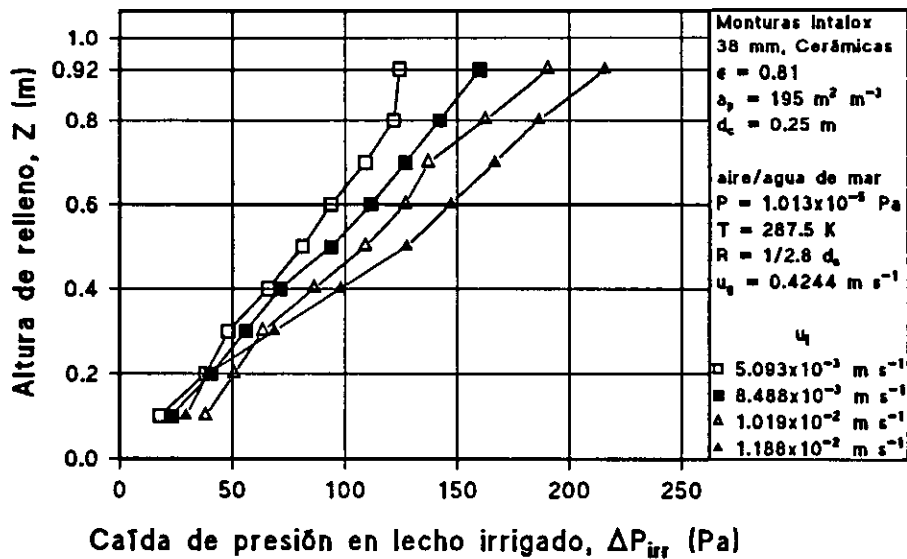


Figura V.68.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2.8 d_c$ m, y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

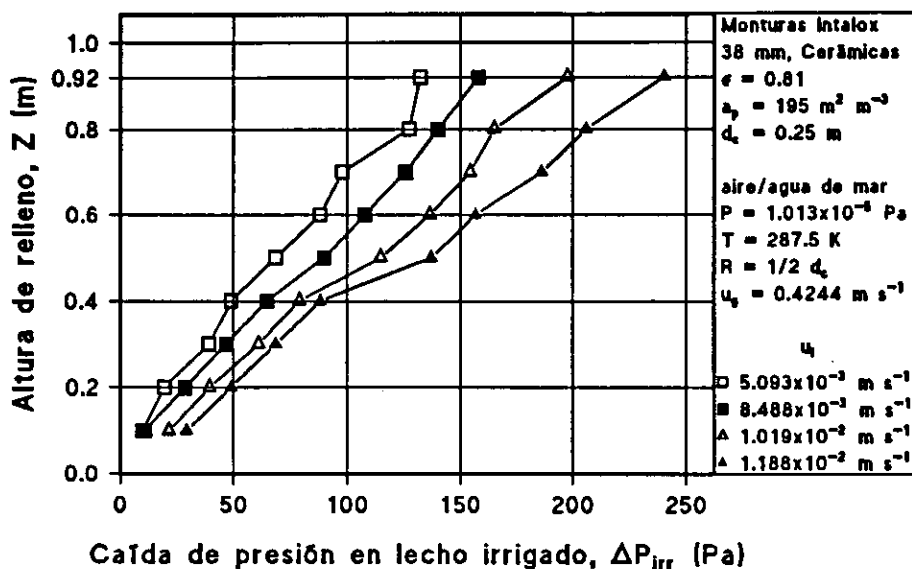


Figura V.69.- Caída de presión en lecho irrigado a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con distintos caudales de líquido. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$, m , y caudal de gas G' , $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

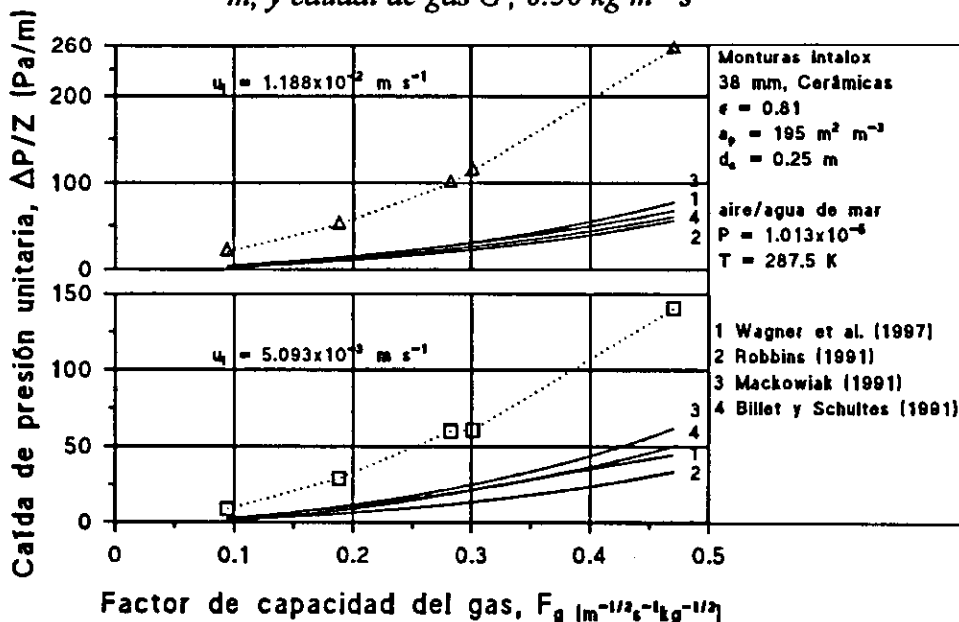


Figura V.70.- Comparación de caídas de presión unitarias experimentales, con valores de cuatro modelos teóricos, empleando como parámetro la velocidad de líquido u_l . Relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con una altura Z de 0.92 m.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

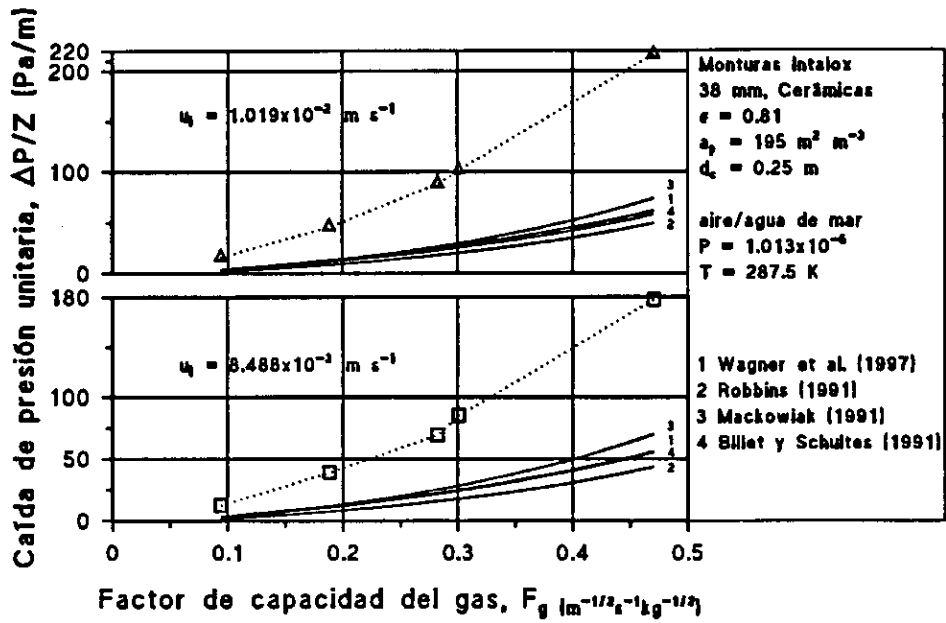


Figura V.71.- Comparación de caídas de presión unitarias experimentales con valores de cuatro modelos teóricos, empleando como parámetro la velocidad de líquido u_l , Relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con una altura Z de 0.92 m.

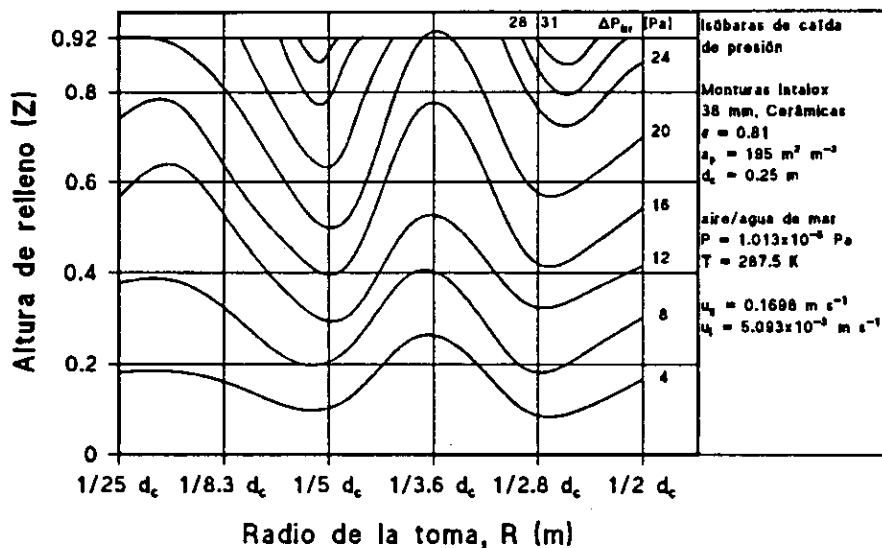


Figura V.72.- Isóbaras de caídas de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con una velocidad de gas u_g de 0.1698 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de $5.093 \times 10^{-3} \text{ m s}^{-1}$.

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

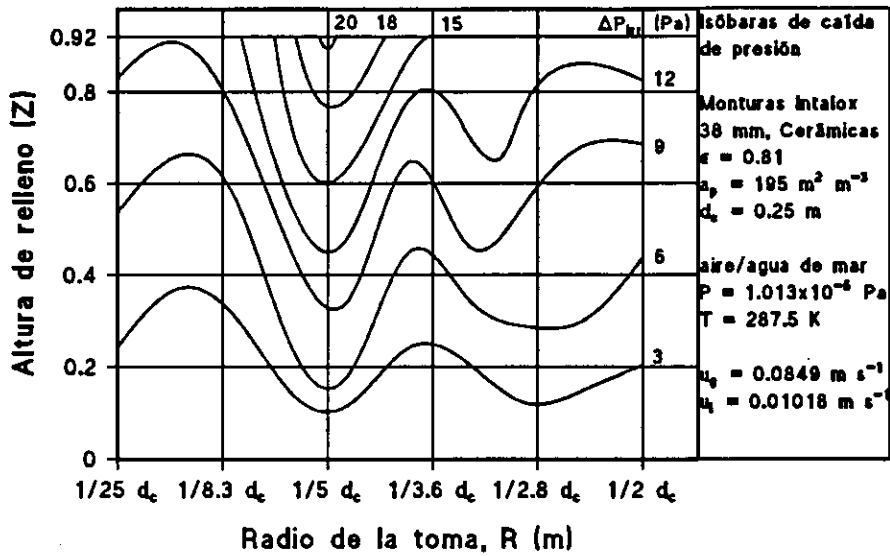


Figura V.73.- Isóbaras de caídas de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con una velocidad de gas u_g de 0.0849 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de 0.01018 m s^{-1} .

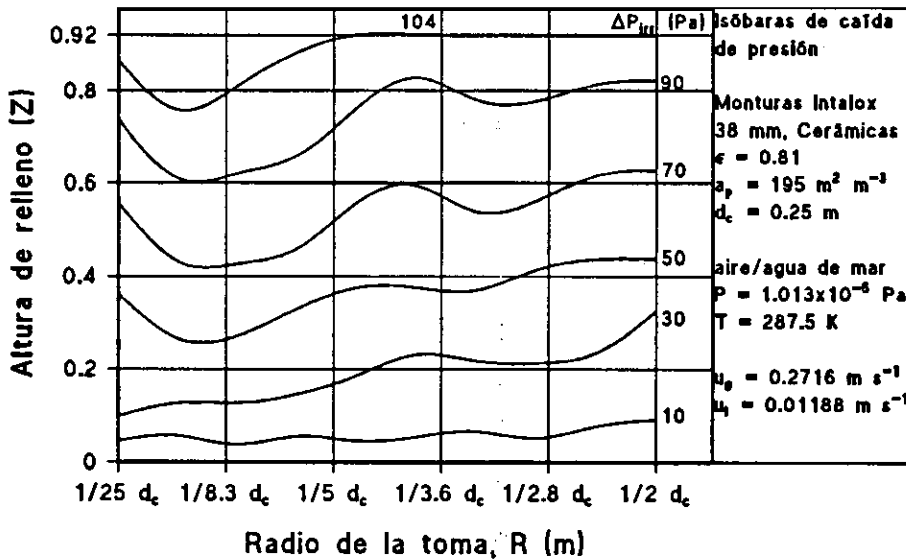


Figura V.74.- Isóbaras de caídas de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con una velocidad de gas u_g de 0.2716 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de 0.01188 m s^{-1} .

5.- Estudio experimental de la hidrodinámica.

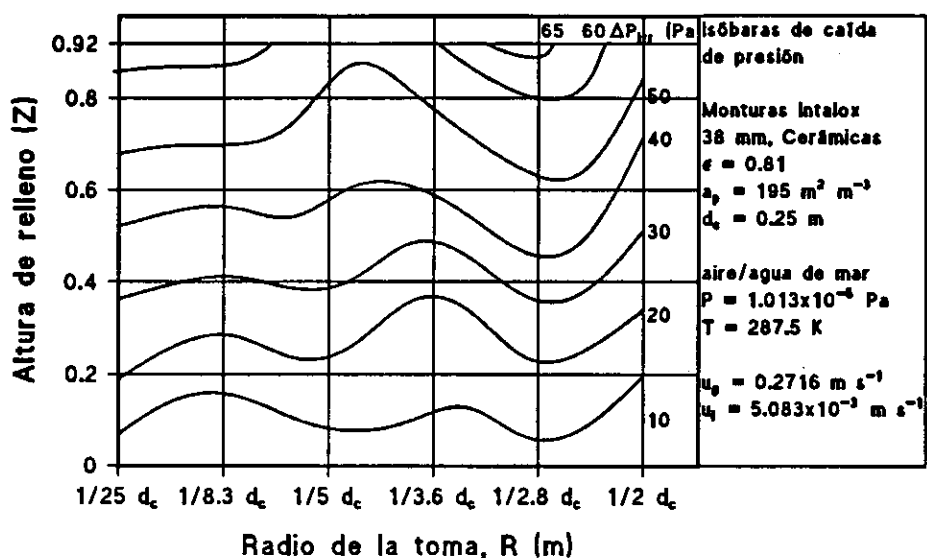


Figura V.75.- Isóbaras de caída de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con una velocidad gas u_g de 0.2716 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de $5.093 \times 10^{-3} \text{ m s}^{-1}$.

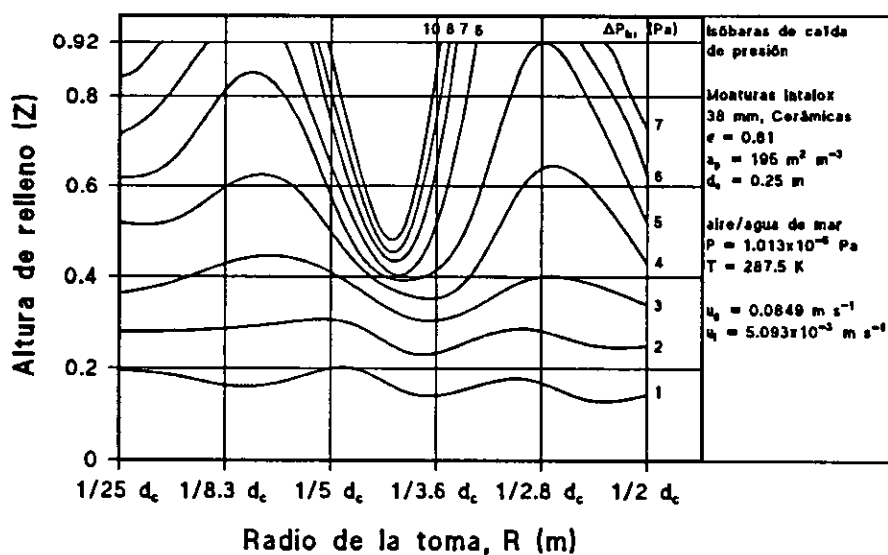
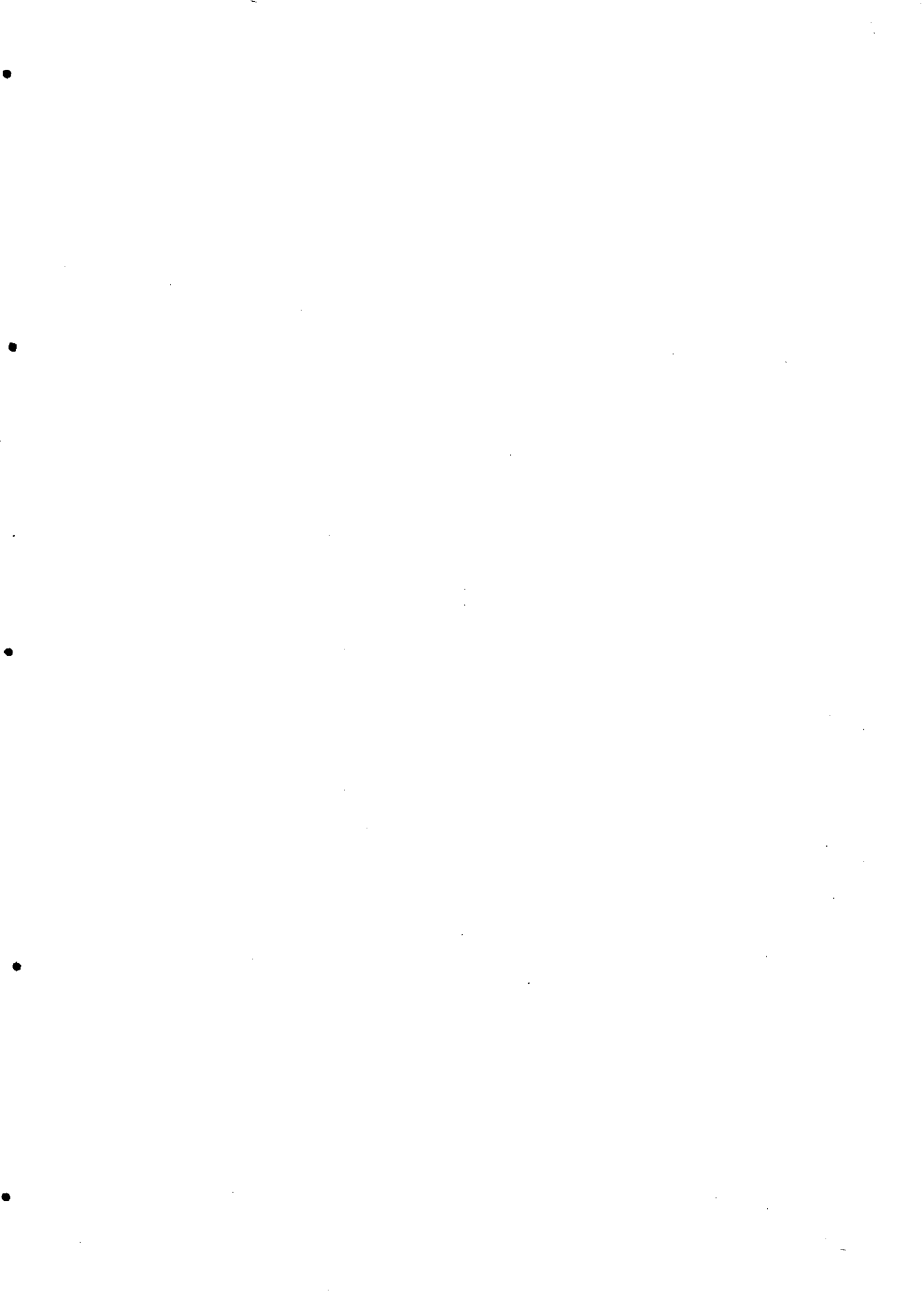


Figura V.76.- Isóbaras de caída de presión a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con una velocidad gas u_g de 0.0849 m s^{-1} , y velocidad de líquido u_l de $5.093 \times 10^{-3} \text{ m s}^{-1}$.



6.- ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA

6.1.- INTRODUCCIÓN.

6.2.- DESCRIPCIÓN DE LA REALIZACIÓN DE LAS EXPERIENCIAS.

6.3.- RESULTADOS.

6.1.- INTRODUCCIÓN.

Se ha realizado un extenso estudio experimental del proceso de absorción de SO₂ en agua de mar, que incluye la determinación del rendimiento de absorción con distintas condiciones de operación y rellenos, medición del pH del efluente y seguimiento de la variación de concentración a lo largo del absorbedor. Los datos obtenidos permitieron el cálculo de los coeficientes de transferencia de materia y la verificación de la validez de los modelos teóricos presentes en la bibliografía. Por su parte, con la medición del pH también se verificó la validez del modelo teórico de Abdulsattar *et al.* (1977).

6.2.- DESCRIPCIÓN DE LA REALIZACIÓN DE LAS EXPERIENCIAS.

Las experiencias de absorción han sido realizadas con dos tipos de relleno, Monturas Intalox cerámicas de 19 y 38 mm. Los caudales de gas oscilaron entre 0.10 y 0.50 kg m⁻² s⁻¹, y los caudales de líquido entre 3.48 y 17.42 kg m⁻² s⁻¹. Para la mayoría de las relaciones líquido-gas, se realizaron experiencias con tres concentraciones iniciales de SO₂ distintas de 0.010, 0.006 y 0.002 en fracción molar (10000, 6000 y 2000 ppm en volumen).

Para la realización de cada experiencia se siguieron los siguientes pasos:

- Se establecieron los caudales de líquido y gas deseados en la torre.
- Se dosificó SO₂ a la entrada de la torre, controlando el caudal mediante el medidor de burbuja. Para comprobar que se alcanzaba la concentración prefijada se analizó una muestra de la fase gas a la entrada en cada caso.
- Una vez alcanzada la dosificación correcta, se analizaron muestras de gas a distintas alturas de relleno y para distintos radios de muestreo, lo que permitió obtener los perfiles de concentración a lo largo del relleno. A continuación, en cada caso, se analizó una muestra a la salida de la torre, que permitió determinar el porcentaje de SO₂ absorbido, y el cálculo del coeficiente global de transferencia de materia en la fase gas, $K_g \alpha$, así como la altura y el número de unidades de transferencia, H_{og} y N_{og} . Los parámetros de transferencia fueron comparados con los valores obtenidos de modelos teóricos presentes en la bibliografía y con los obtenidos por un modelo propio.
- Finalmente se tomaron muestras del efluente líquido a la salida de la torre para la medición del pH. Los valores obtenidos se confrontaron con las predicciones del modelo de Abdulsattar *et al.* (1977) y por un modelo químico propio.

6.3.- RESULTADOS.

Los datos experimentales de absorción, coeficientes de transferencia, altura y número de unidades de transferencia obtenidos para relleno compuesto por Monturas Intalox de 19 y 38 mm, se muestran en las Tablas VI-1 a 3, y Figuras VI.1 a 4. Las Tablas VI.4 a 6, y Figuras VI.5 y 6, muestran una comparación entre los valores experimentales de transferencia y los obtenidos por medio de los modelos teóricos desarrollados en la revisión bibliográfica, y que se presentan en forma de programa en el Apéndice.

Las Tablas VI.7 a 9 y Figuras VI.7 a 14, muestran la variación de concentración de SO₂ a lo largo de relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, empleando cuatro relaciones

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

líquido- gas y dos concentraciones iniciales de SO_2 .

Finalmente, en las Tablas VI.10 a 12 y Figuras VI.15 y 16, se muestran los valores experimentales de pH del efluente y los obtenidos con el modelo de Abdulsattar *et al.* (1977).

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VI.1

Valores experimentales de coeficientes de transferencia de materia, número y altura de la unidad de transferencia, para un caudal de gas G' , de 0.10 y 0.21 $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$, con diversos caudales de líquido y concentraciones iniciales de SO_2 . Relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m. Radio de muestreo R . $1/2 d_c$

G'	L'	$y_1 \cdot 10^{-3}$	% SO_2 absorbido	$G_s \cdot 10^{-3}$	L_s	$K_g a \cdot 10^{-4}$	$\beta_g a$	H_{og}	N_{og}	
0.10	3.48	9.80	95.40	3.56	0.19	1.18	0.28	0.30	3.05	
		5.70	96.30	3.58	0.19	1.27	0.30	0.28	3.28	
		1.70	99.60	3.59	0.19	2.13	0.51	0.17	5.51	
	5.21	10.10	97.11	3.56	0.28	1.36	0.33	0.26	3.52	
		5.95	98.69	3.58	0.28	1.67	0.40	0.21	4.31	
		2.10	99.65	3.59	0.28	2.18	0.52	0.16	5.65	
	6.97	9.80	99.60	3.56	0.37	2.11	0.51	0.17	5.48	
		5.70	99.70	3.58	0.37	2.23	0.54	0.16	5.78	
		1.70	99.80	3.59	0.37	2.40	0.57	0.15	6.21	
	8.70	10.10	99.75	3.56	0.47	2.29	0.55	0.15	5.94	
		5.90	99.78	3.58	0.47	2.35	0.57	0.15	6.09	
		2.05	99.85	3.59	0.47	2.51	0.60	0.14	6.49	
	0.21	3.48	10.40	82.70	7.13	0.19	1.35	0.33	0.53	1.74
			5.50	87.30	7.16	0.19	1.59	0.38	0.45	2.06
			1.90	97.60	7.18	0.19	2.88	0.69	0.25	3.72
5.21		9.80	88.47	7.13	0.28	1.66	0.40	0.43	2.15	
		6.00	95.00	7.15	0.28	2.30	0.55	0.31	2.98	
		2.00	98.50	7.19	0.28	3.24	0.78	0.22	4.19	
6.97		10.40	96.60	7.12	0.37	2.59	0.63	0.27	3.36	
		5.50	97.30	7.16	0.37	2.78	0.67	0.26	3.60	
		1.90	99.70	7.18	0.37	4.48	1.07	0.16	5.80	
8.70		9.50	98.42	7.13	0.47	3.18	0.77	0.22	4.12	
		6.00	99.15	7.15	0.47	3.66	0.88	0.19	4.75	
		2.00	99.50	7.18	0.47	4.08	0.98	0.17	5.29	

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VI.2

Valores experimentales de coeficientes de transferencia de materia, número y altura de la unidad de transferencia, para caudal de gas G' , de 0.31, 0.33 y 0.50 $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$, con diversos caudales de líquido y concentraciones iniciales de SO_2 . Relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm, con una altura Z de 0.92 m. Radio de muestreo R , $1/2 d_c$

G'	L'	$y_1 \cdot 10^{-3}$	% SO_2 absorbido	$G_r \cdot 10^{-3}$	L_r	$K_{g,a} \cdot 10^{-4}$	$\beta_{g,a}$	H_{og}	N_{og}	
0.31	3.48	9.90	72.73	10.69	0.19	1.50	0.36	0.71	1.29	
		6.00	80.50	10.73	0.19	1.89	0.45	0.56	1.63	
		2.20	89.77	10.77	0.19	2.64	0.63	0.40	2.28	
	5.21	9.60	79.58	10.69	0.28	1.83	0.44	0.58	1.58	
		6.00	84.00	10.73	0.28	2.12	0.51	0.50	1.83	
		2.30	93.04	10.77	0.28	3.08	0.74	0.35	2.66	
	6.97	10.00	88.10	10.69	0.37	2.45	0.59	0.43	2.12	
		6.60	92.70	10.72	0.37	2.91	0.70	0.37	2.52	
		1.70	98.50	10.78	0.37	4.86	1.16	0.22	4.19	
	8.70	9.50	95.12	10.69	0.47	3.48	0.84	0.31	3.00	
		6.00	96.05	10.73	0.47	3.73	0.90	0.29	3.22	
		2.30	99.22	10.77	0.47	5.61	1.34	0.19	4.84	
	17.42	10.00	98.70	10.69	0.93	5.00	1.20	0.21	4.31	
		6.60	99.90	10.72	0.93	7.96	1.91	0.13	6.87	
		1.70	99.90	10.78	0.93	7.99	1.91	0.13	6.90	
	0.33	3.48	10.00	67.58	11.40	0.19	1.39	0.33	0.82	1.12
			5.93	69.20	11.45	0.19	1.45	0.35	0.78	1.17
			2.07	87.72	11.50	0.19	2.59	0.62	0.44	2.09
5.21		10.00	83.00	11.40	0.28	2.18	0.53	0.52	1.76	
		6.00	85.00	11.44	0.28	2.34	0.56	0.49	1.89	
6.97		9.90	87.74	11.40	0.37	2.58	0.62	0.44	2.09	
		5.96	90.94	11.45	0.37	2.96	0.71	0.38	2.39	
8.70		2.05	95.74	11.49	0.37	3.89	0.93	0.29	3.15	
		10.00	96.30	11.40	0.47	4.04	0.98	0.28	3.27	
		5.40	97.50	11.45	0.47	4.54	1.09	0.25	3.67	
0.50		5.21	9.35	71.12	17.82	0.28	2.39	0.58	0.74	1.24
			6.10	73.77	17.88	0.28	2.58	0.62	0.69	1.33
	8.70	9.10	89.01	17.83	0.47	4.24	1.02	0.42	2.20	
		6.20	91.93	17.88	0.47	4.84	1.16	0.37	2.51	

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VI.3

Valores experimentales de coeficientes de transferencia de materia, número y altura de la unidad de transferencia, para un caudal de gas G' , de 0.10, 0.21 y 0.31 $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$, con diversos caudales de líquido y concentraciones iniciales de SO_2 . Relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm, con una altura Z de 0.92 m. Radio de muestreo R . $1/2 d_c$

G'	L'	$y_1 \cdot 10^{-3}$	% SO_2 absorbido	$G_r \cdot 10^{-3}$	L_r	$K_{ga} \cdot 10^{-4}$	β_{ga}	H_{og}	N_{og}
0.10	3.48	10.00	98.80	3.56	0.19	1.69	0.41	0.21	4.39
		5.50	99.20	3.58	0.19	1.86	0.45	0.19	4.81
		1.60	97.40	3.59	0.19	1.41	0.34	0.25	3.65
	6.97	10.00	99.00	3.56	0.37	1.76	0.43	0.20	4.57
		5.50	99.20	3.58	0.37	1.86	0.45	0.19	4.81
		1.70	97.40	3.59	0.37	1.41	0.34	0.25	3.65
0.21	3.48	10.20	94.00	7.12	0.19	2.16	0.52	0.33	2.79
		5.80	96.00	7.15	0.19	2.48	0.60	0.29	3.21
		1.80	97.40	7.18	0.19	2.81	0.67	0.25	3.64
	6.97	10.20	99.10	7.12	0.37	3.61	0.87	0.20	4.67
		5.80	99.30	7.15	0.37	3.81	0.92	0.19	4.94
		1.80	99.70	7.18	0.37	4.48	1.07	0.16	5.80
0.31	6.97	10.50	95.00	10.69	0.37	3.45	0.83	0.31	2.97
		7.00	96.90	10.72	0.37	4.00	0.96	0.27	2.46
		1.60	98.00	10.78	0.37	4.53	1.08	0.24	3.91
	17.42	8.70	99.70	10.69	0.93	6.68	1.61	0.16	5.77
		6.70	99.00	10.72	0.93	5.31	1.28	0.20	4.58
		2.00	97.00	10.78	0.93	4.06	0.97	0.26	3.50

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VI.4

Comparación de los valores experimentales de transferencia con los obtenidos de modelos teóricos presentes en la bibliografía, para caudales de gas de 0.10 y 0.21 kg m⁻² s⁻¹ y relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm.

G'	L'	Datos experimentales				Billet y Schultes (1993)		Dschabagin et al. (1965)		Wagner et al. (1997)	
		y ₁ .10 ⁻³	%SO ₂	K _g a.10 ⁻⁴	N _{og}	K _g a.10 ⁻⁴	N _{og}	K _g a.10 ⁻⁴	N _{og}	K _g a.10 ⁻⁴	N _{og}
0.10	3.48	9.80	95.40	1.18	3.05	5.97	2.27	1.14	3.00	0.0091	0.024
		5.70	96.30	1.27	3.28	2.46	6.40	1.23	3.21	0.0111	0.029
		1.70	99.60	2.13	5.51	2.84	7.37	1.41	3.66	0.0185	0.048
	5.21	10.10	97.11	1.36	3.52	2.81	7.37	1.45	3.79	0.0129	0.033
		5.95	98.69	1.67	4.31	3.01	7.83	1.54	4.09	0.0154	0.040
		2.10	99.65	2.18	5.65	3.38	8.77	1.71	4.45	0.0235	0.061
	6.97	9.80	99.60	2.11	5.48	3.28	8.59	1.71	4.47	0.0163	0.043
		5.70	99.70	2.23	5.78	3.50	9.11	1.81	4.72	0.0198	0.052
		1.70	99.80	2.40	6.21	3.96	10.29	2.03	5.26	0.0329	0.085
	8.70	10.10	99.75	2.29	5.94	3.70	9.68	1.94	5.09	0.0194	0.051
		5.90	99.78	2.35	6.09	3.93	10.23	2.05	5.35	0.0236	0.061
		2.05	99.85	2.51	6.49	4.36	11.33	2.25	5.85	0.0364	0.095
0.21	3.48	10.40	82.70	1.35	1.74	3.04	3.97	1.51	1.97	0.0090	0.012
		5.50	87.30	1.59	2.06	3.40	4.42	1.67	2.17	0.0113	0.015
		1.90	97.60	2.88	3.72	4.06	5.27	1.96	2.55	0.0176	0.023
	5.21	9.80	88.47	1.66	2.15	3.84	5.02	1.94	2.54	0.0128	0.017
		6.00	95.00	2.30	2.98	4.17	5.43	2.09	2.73	0.0153	0.020
		2.00	98.50	3.24	4.19	4.96	6.43	2.45	3.17	0.0241	0.031
	6.97	10.40	96.60	2.59	3.36	4.46	5.84	2.29	3.00	0.0160	0.021
		5.50	97.30	2.78	3.60	4.94	6.43	2.51	3.27	0.0201	0.026
		1.90	99.70	4.48	5.80	5.79	7.51	2.89	3.74	0.0313	0.041
	8.70	9.50	98.42	3.18	4.12	5.17	6.76	2.68	3.50	0.0198	0.026
		6.00	99.15	3.66	4.75	5.55	7.23	2.85	3.71	0.0234	0.031
		2.00	99.50	4.08	5.29	6.49	8.42	3.26	4.23	0.0368	0.048

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VI.5

Comparación de los valores experimentales de transferencia con los obtenidos de modelos teóricos presentes en la bibliografía, para caudales de gas de 0.31, 0.33 y 0.50 kg m⁻² s⁻¹ y relleno formado por Monturas Intalox de 19 mm.

G'	L'	Datos experimentales				Billet y Schultes (1993)		Dschabagin et al. (1965)		Wagner et al. (1997)		
		y ₁ .10 ⁻³	%SO ₂	K _a .10 ⁻⁴	N _{og}	K _a .10 ⁻⁴	N _{og}	K _a .10 ⁻⁴	N _{og}	K _a .10 ⁻⁴	N _{og}	
0.31	3.48	9.90	72.73	1.50	1.29	3.53	3.07	1.74	1.52	0.0091	0.008	
		6.00	80.50	1.89	1.63	3.90	3.39	1.91	1.66	0.0109	0.009	
		2.20	89.77	2.64	2.28	4.77	4.12	2.29	1.98	0.0164	0.014	
	5.21	9.60	79.58	1.83	1.58	4.73	4.12	2.11	1.84	0.0129	0.011	
		6.00	84.00	2.12	1.83	5.15	4.47	2.27	1.97	0.0153	0.013	
		2.30	93.04	3.08	2.66	6.08	5.26	2.60	2.25	0.0226	0.020	
	6.97	10.00	88.10	2.45	2.12	5.66	4.93	2.68	2.34	0.0162	0.014	
		6.60	92.00	2.91	2.52	6.14	5.34	2.88	2.50	0.0188	0.016	
		1.70	98.50	4.86	4.19	7.96	6.88	3.56	3.07	0.0329	0.028	
	8.70	9.50	95.12	3.48	3.00	6.59	5.74	3.14	2.74	0.0195	0.017	
		6.00	96.05	3.73	3.22	7.19	6.24	3.38	2.93	0.0189	0.020	
		2.30	99.22	5.61	4.84	8.58	7.42	3.90	3.37	0.0346	0.030	
	17.42	10.00	98.70	5.00	4.31	9.76	8.51	4.75	4.14	0.0347	0.030	
		6.60	99.90	7.96	6.87	10.49	9.11	5.03	4.37	0.0408	0.035	
		1.70	99.90	7.99	6.90	13.08	11.31	5.96	5.15	0.0706	0.061	
0.33	3.48	10.00	67.58	1.39	1.12	3.85	3.15	1.77	1.45	0.0091	0.007	
		5.93	69.20	1.45	1.17	4.32	3.52	1.96	1.59	0.0110	0.009	
		2.07	87.72	2.59	2.09	1.30	4.39	2.38	1.93	0.0169	0.014	
	5.21	10.00	83.00	2.18	1.76	4.88	3.99	2.29	1.87	0.0127	0.010	
		6.00	85.00	2.34	1.89	5.43	4.42	2.51	2.04	0.0153	0.012	
	6.97	9.90	87.74	2.58	2.09	5.79	4.73	2.75	2.25	0.0162	0.013	
		5.96	90.94	2.96	2.39	6.42	5.22	3.00	2.44	0.0195	0.016	
		2.05	95.74	3.89	3.15	7.91	6.42	3.56	2.89	0.0302	0.025	
	8.70	10.00	96.30	4.04	3.27	6.97	5.70	3.06	2.50	0.0195	0.016	
		5.40	97.50	4.54	3.67	7.83	6.37	3.36	2.73	0.0244	0.020	
	0.50	5.21	9.35	71.12	2.39	1.24	5.52	2.88	2.53	1.32	0.0130	0.007
			6.10	73.77	2.58	1.33	6.51	3.39	2.90	1.51	0.0152	0.008
8.70		9.10	89.01	4.24	2.20	8.19	4.28	3.77	1.97	0.0201	0.011	
		6.20	91.93	4.84	2.51	8.95	4.66	4.06	2.11	0.0231	0.012	

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VL6

Comparación de los valores experimentales de transferencia con los obtenidos de modelos teóricos presentes en la bibliografía, para caudales de gas de 0.10, 0.21 y 0.31 kg m⁻² s⁻¹ y relleno formado por Monturas Intalox de 38 mm.

G'	L'	Datos experimentales				Billet y Schultes (1993)		Dschabagin et al. (1965)		Wagner et al. (1997)	
		y ₁ .10 ⁻³	%SO ₂	K _g a.10 ⁻⁴	N _{og}	K _g a.10 ⁻⁴	N _{og}	K _g a.10 ⁻⁴	N _{og}	K _g a.10 ⁻⁴	N _{og}
0.10	3.48	10.00	98.80	1.69	4.39	2.29	5.98	1.15	3.01	0.0063	0.017
		5.50	99.20	1.86	4.81	2.49	6.47	1.24	3.23	0.0079	0.020
		1.60	97.40	1.41	3.65	2.90	7.52	1.42	3.68	0.0132	0.034
	6.97	10.00	99.00	1.76	4.57	3.28	8.57	1.71	4.47	0.0113	0.030
		5.50	99.20	1.86	4.81	3.53	9.19	1.82	4.74	0.0140	0.037
		1.70	97.40	1.41	3.65	4.01	10.41	2.03	5.26	0.0229	0.060
0.21	3.48	10.20	94.00	2.16	2.79	3.02	3.96	1.51	1.98	0.0063	0.008
		5.80	96.00	2.48	3.21	3.35	4.37	1.66	2.16	0.0077	0.010
		1.80	97.40	2.81	3.64	4.11	5.34	1.98	2.57	0.0125	0.016
	6.97	10.20	99.10	3.61	4.67	4.44	5.80	2.30	2.01	0.0112	0.015
		5.80	99.30	3.81	4.94	4.87	6.35	2.49	3.25	0.0137	0.018
		1.80	99.70	4.48	5.80	5.85	7.59	2.90	3.77	0.0223	0.029
0.31	6.97	10.50	95.00	3.45	2.97	5.12	4.46	2.66	2.32	0.011	0.010
		7.00	96.90	4.00	2.46	5.53	4.81	2.85	2.48	0.0128	0.011
		1.60	98.00	4.53	3.91	7.28	6.29	3.59	3.10	0.0236	0.020
	17.42	8.70	99.70	6.68	5.77	9.02	7.86	4.84	4.22	0.0254	0.022
		6.70	99.00	5.31	4.58	9.43	8.20	5.02	4.36	0.0279	0.024
		2.00	97.00	4.06	3.50	11.44	9.89	5.85	5.06	0.0457	0.040

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VL.7

Concentración de SO_2 , y_i , a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para un radio de muestreo R de $1/8.3 d_c$ m, y diversas relaciones G'/L' (en $kg\ m^{-2}\ s^{-1}$).

a) Concentración de SO_2 inicial media $y_i = 0.006$:

z_i (m)	G'/L'			
	0.33/5.21	0.33/8.70	0.50/5.21	0.50/8.70
$z_0 = 0.00$	0.00620	0.00620	0.00560	0.00600
$z_1 = 0.10$	0.00480	0.00360	0.00470	0.00380
$z_2 = 0.20$	0.00420	0.00270	0.00440	0.00300
$z_3 = 0.30$	0.00320	0.00170	0.00370	0.00200
$z_4 = 0.40$	0.00250	0.00100	0.00340	0.00100
$z_5 = 0.50$	0.00150	0.00050	0.00280	0.00080
$z_6 = 0.60$	0.00100	0.00012	0.00220	0.00040
$z_7 = 0.70$	0.00080	0.00011	0.00190	0.00014
$z_8 = 0.80$	0.00080	0.00003	0.00110	0.00004
$z_9 = 0.92$	0.00042	-	0.00056	-
$z_{10} = \text{salida}$	0.00090	0.00019	0.00130	0.00030

b) Concentración de SO_2 inicial media $y_i = 0.01$:

z_i (m)	G'/L'			
	0.33/5.21	0.33/8.70	0.50/5.21	0.50/8.70
$z_0 = 0.00$	0.01050	0.01045	0.00975	0.00980
$z_1 = 0.10$	0.00800	0.00790	0.00870	0.00670
$z_2 = 0.20$	0.00760	0.00560	0.00840	0.00600
$z_3 = 0.30$	0.00640	0.00440	0.00770	0.00490
$z_4 = 0.40$	0.00550	0.00240	0.00680	0.00400
$z_5 = 0.50$	0.00350	0.00160	0.00530	0.00240
$z_6 = 0.60$	0.00260	0.00070	0.00440	0.00180
$z_7 = 0.70$	0.00200	0.00054	0.00380	0.00080
$z_8 = 0.80$	0.00120	0.00023	0.00290	0.00033
$z_9 = 0.92$	0.00065	0.00011	0.00220	0.00015
$z_{10} = \text{salida}$	0.00200	0.00053	0.00320	0.00120

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VI.8

Concentración de SO_2 , y_i , a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para un radio de muestreo R de $1/3.6 d_c$ m, y diversas relaciones G'/L' (en $kg\ m^{-2}\ s^{-1}$).

a) Concentración de SO_2 inicial media $y_i = 0.006$:

z_i (m)	G'/L'			
	0.33/5.21	0.33/8.70	0.50/5.21	0.50/8.70
$z_0 = 0.00$	0.00610	0.00610	0.00610	0.00580
$z_1 = 0.10$	0.00480	0.00400	0.00490	0.00360
$z_2 = 0.20$	0.00420	0.00280	0.00450	0.00330
$z_3 = 0.30$	0.00320	0.00170	0.00410	0.00250
$z_4 = 0.40$	0.00210	0.00090	0.00350	0.00190
$z_5 = 0.50$	0.00130	0.00036	0.00270	0.00100
$z_6 = 0.60$	0.00090	0.00010	0.00230	0.00060
$z_7 = 0.70$	0.00030	0.00001	0.00180	0.00030
$z_8 = 0.80$	0.00025	-	0.00100	0.00007
$z_9 = 0.92$	-	-	0.00022	-
$z_{10} = \text{salida}$	0.00070	0.00018	0.00150	0.00030

b) Concentración de SO_2 inicial media $y_i = 0.01$:

z_i (m)	G'/L'			
	0.33/5.21	0.33/8.70	0.50/5.21	0.50/8.70
$z_0 = 0.00$	0.00990	0.00990	0.00960	0.00740
$z_1 = 0.10$	0.00820	0.00680	0.00840	0.00590
$z_2 = 0.20$	0.00770	0.00540	0.00790	0.00500
$z_3 = 0.30$	0.00620	0.00400	0.00680	0.00410
$z_4 = 0.40$	0.00510	0.00240	0.00580	0.00290
$z_5 = 0.50$	0.00350	0.00130	0.00440	0.00210
$z_6 = 0.60$	0.00230	0.00050	0.00330	0.00140
$z_7 = 0.70$	0.00140	0.00022	0.00240	0.00050
$z_8 = 0.80$	0.00050	0.00003	0.00180	0.00020
$z_9 = 0.92$	0.00013	-	0.00014	-
$z_{10} = \text{salida}$	0.00160	0.00030	0.00210	0.00050

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VI.9

Concentración de SO_2 , y_i , a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para un radio de muestreo R de $1/2 d_c$ m, y diversas relaciones G'/L' (en $kg\ m^{-2}\ s^{-1}$).

a) Concentración de SO_2 inicial media $y_i = 0.006$:

z_i (m)	G'/L'			
	0.33/5.21	0.33/8.70	0.50/5.21	0.50/8.70
$z_0 = 0.00$	0.00600	0.00540	0.00610	0.00620
$z_1 = 0.10$	0.00440	0.00290	0.00530	0.00400
$z_2 = 0.20$	0.00360	0.00180	0.00460	0.00350
$z_3 = 0.30$	0.00230	0.00100	0.00340	0.00190
$z_4 = 0.40$	0.00180	0.00043	0.00310	0.00130
$z_5 = 0.50$	0.00140	0.00017	0.00220	0.00080
$z_6 = 0.60$	0.00110	0.00006	0.00220	0.00070
$z_7 = 0.70$	0.00040	0.00002	0.00110	0.00020
$z_8 = 0.80$	0.00003	-	0.00100	-
$z_9 = 0.92$	-	-	-	-
$z_{10} = \text{salida}$	0.00090	0.00013	0.00160	0.00050

b) Concentración de SO_2 inicial media $y_i = 0.01$:

z_i (m)	G'/L'			
	0.33/5.21	0.33/8.70	0.50/5.21	0.50/8.70
$z_0 = 0.00$	0.00970	0.01000	0.00935	0.00910
$z_1 = 0.10$	0.00800	0.00700	0.00850	0.00720
$z_2 = 0.20$	0.00710	0.00480	0.00810	0.00610
$z_3 = 0.30$	0.00510	0.00260	0.00680	0.00410
$z_4 = 0.40$	0.00440	0.00200	0.00620	0.00350
$z_5 = 0.50$	0.00280	0.00080	0.00510	0.00210
$z_6 = 0.60$	0.00270	0.00050	0.00440	0.00150
$z_7 = 0.70$	0.00160	0.00018	0.00360	0.00060
$z_8 = 0.80$	0.00080	0.00002	0.00280	0.00012
$z_9 = 0.92$	0.00015	-	0.00100	0.00005
$z_{10} = \text{salida}$	0.00170	0.00037	0.00270	0.00029

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VL10

Comparación entre valores experimentales de pH del efluente y los calculados utilizando el modelo de equilibrio de Abdulsattar et al. (1977). Relleno de Monturas Intalox de 19 mm con una altura Z de 0.92 m. Caudales de gas y líquido, G' y L' , en $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ y SO_2 total absorbido, T_{SO_2} , en mol kg^{-1} . Temperatura del agua de mar, 14.5 °C; pH inicial del agua de mar, 8.00. Presión total P, $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$.

G'	L'	$y_1 \cdot 10^{-3}$	% SO_2 absorbido	$T_{\text{SO}_2} \cdot 10^{-3}$	pH experimental	pH calculado
0.10	3.48	9.80	95.40	9.43	2.16	2.43
		5.70	96.30	5.56	2.49	2.74
		1.70	99.60	1.72	5.00	5.46
	5.21	10.10	97.11	6.74	2.40	2.62
		5.95	98.69	4.03	2.78	3.01
		2.10	99.65	1.44	5.17	5.70
	6.97	9.80	99.60	4.92	2.51	2.84
		5.70	99.70	2.88	3.03	3.47
		1.70	99.80	0.86	5.69	6.12
	8.70	10.10	99.75	4.15	2.69	2.98
		5.90	99.78	2.43	3.56	4.01
		2.05	99.85	1.03	5.80	6.00
0.21	3.48	10.40	82.70	17.34	1.94	2.13
		5.50	87.30	9.73	2.11	2.41
		1.90	97.60	3.77	2.75	3.08
	5.21	9.80	88.47	11.91	2.10	2.31
		6.00	95.00	7.83	2.25	2.53
		2.00	98.50	2.71	3.15	3.61
	6.97	10.40	96.60	10.13	2.18	2.39
		5.50	97.30	5.42	2.47	2.76
		1.90	99.70	1.93	4.70	5.23
	8.70	9.50	98.42	7.71	2.13	2.54
		6.00	99.15	4.91	2.51	2.84
		2.00	99.50	1.64	5.10	5.54

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VL11

Comparación entre valores experimentales de pH del efluente y los calculados utilizando el modelo de equilibrio de Abdulsattar et al. (1977). Relleno de Monturas Intalox de 19 mm con una altura Z de 0.92 m. Caudales de gas y líquido, G' y L', en $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ y SO_2 total absorbido, T_{SO_2} , en mol kg^{-1} . Temperatura del agua de mar, 14.5 °C; pH inicial del agua de mar, 8.00. Presión total P, $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$.

G'	L'	$y_1 \cdot 10^{-3}$	% SO_2 absorbido	$T_{\text{SO}_2} \cdot 10^{-3}$	pH experimental	pH calculado	
0.31	3.48	9.90	72.73	22.26	1.80	2.03	
		6.00	80.50	14.93	1.90	2.20	
		2.20	89.77	6.11	2.25	2.68	
	5.21	9.60	79.58	15.75	1.82	2.18	
		6.00	84.00	10.39	2.20	2.38	
		2.30	93.04	4.41	2.50	2.93	
	6.97	10.00	88.10	13.3	2.15	2.25	
		6.60	92.70	9.22	2.40	2.44	
		1.70	98.50	2.55	3.40	3.79	
	8.70	9.50	95.12	11.16	2.17	2.34	
		6.00	96.05	7.13	2.15	2.58	
		2.30	99.22	2.82	2.90	3.51	
	17.42	10.00	98.70	5.97	2.42	2.70	
		6.60	99.90	4.00	2.71	3.02	
		1.70	99.90	1.04	5.45	6.00	
0.33	3.48	10.00	67.58	22.28	1.79	2.03	
		5.93	69.20	13.53	1.86	2.25	
		2.07	87.72	5.99	2.35	2.69	
	5.21	10.00	83.00	18.25	1.97	2.11	
		6.00	85.00	11.21	2.20	2.34	
	6.97	9.90	87.74	14.32	2.18	2.22	
		5.96	90.94	8.94	2.30	2.45	
		2.05	95.74	3.24	2.85	3.27	
	8.70	10.00	96.30	12.70	2.06	2.28	
		5.40	97.50	6.94	2.50	2.60	
	0.50	5.21	9.35	71.12	22.84	1.85	2.02
			6.10	73.77	15.46	2.22	2.19
8.70		9.10	89.01	16.69	2.09	2.15	
		6.20	91.93	11.75	2.30	2.31	

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

Tabla VL12

Comparación entre valores experimentales de pH del efluente y los calculados utilizando el modelo de equilibrio de Abdulsattar et al. (1977). Relleno de Monturas Intalox de 38 mm con una altura Z de 0.92 m. Caudales de gas y líquido, G' y L', en $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ y SO_2 total absorbido, T_{SO_2} , en mol kg^{-1} . Temperatura del agua de mar, 14.5 °C; pH inicial del agua de mar, 8.00. Presión total P, $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$.

G'	L'	$y_1 \cdot 10^{-3}$	% SO_2 absorbido	$T_{\text{SO}_2} \cdot 10^{-3}$	pH experimental	pH calculado
0.10	3.48	10.00	98.80	9.96	2.40	2.40
		5.50	99.20	5.53	2.78	2.75
		1.60	97.40	1.59	5.00	5.59
	6.97	10.00	99.00	5.00	2.81	2.82
		5.50	99.20	2.76	3.44	3.56
		1.70	97.40	0.84	5.98	6.14
0.21	3.48	10.20	94.00	19.34	1.97	2.09
		5.80	96.00	11.28	2.33	2.33
		1.80	97.40	3.57	3.03	3.14
	6.97	10.20	99.10	10.19	2.36	2.39
		7.00	99.30	5.83	2.65	2.71
		1.60	99.70	1.83	4.80	5.36
0.31	6.97	10.50	95.00	15.08	2.20	2.20
		7.00	96.90	10.29	2.29	2.38
		1.60	98.00	2.39	3.58	4.10
	17.42	8.70	99.70	5.26	2.68	2.79
		6.70	99.00	4.03	3.01	3.01
		2.00	97.00	1.18	5.21	5.89

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

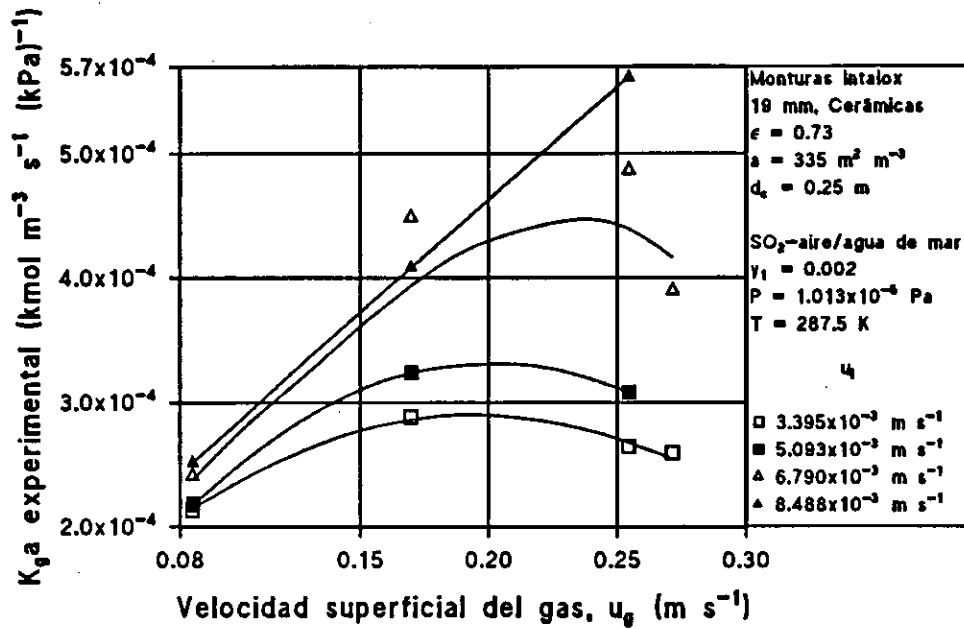


Figura VI.1.- Valores experimentales del coeficiente global de transferencia de materia en la fase de gas, $K_g a$, empleando como parámetro la velocidad del líquido u_l , Relleno Monturas Intalox de 19 mm. Concentración inicial de SO_2 , $y_1 = 0.002$.

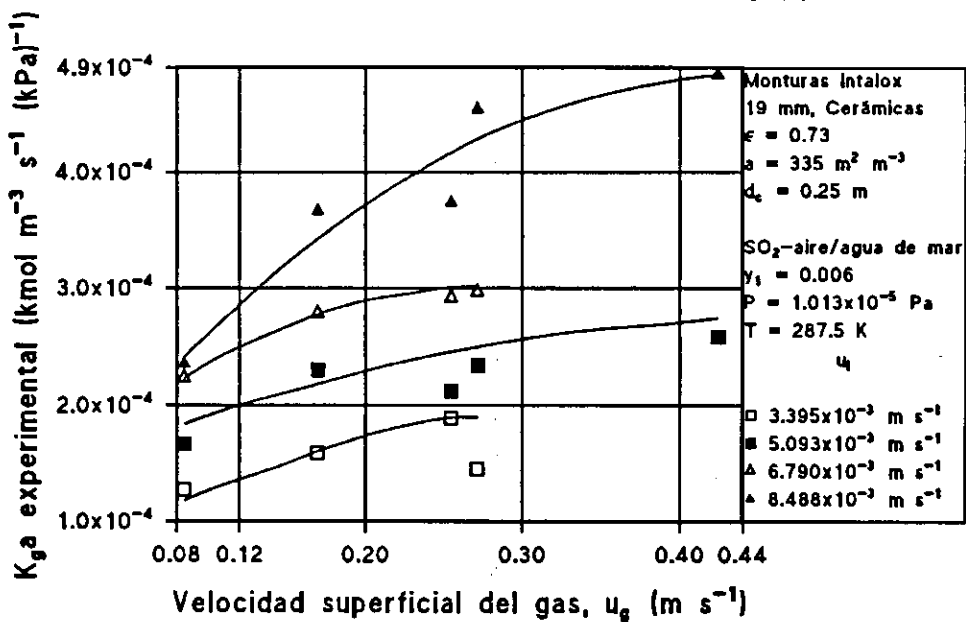


Figura VI.2.- Valores experimentales del coeficiente global de transferencia de materia en la fase de gas, $K_g a$, empleando como parámetro la velocidad del líquido u_l , Relleno Monturas Intalox de 19 mm. Concentración inicial de SO_2 , $y_1 = 0.006$.

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

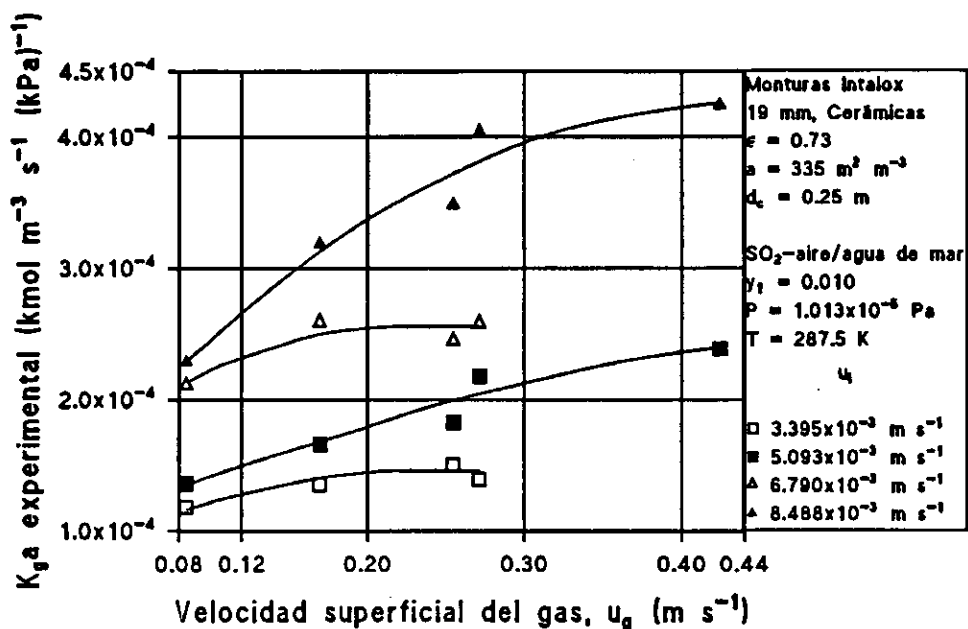


Figura VL3.- Valores experimentales del coeficiente global de transferencia de materia en la fase de gas, $K_{g,a}$, empleando como parámetro la velocidad del líquido u_l , Relleno Monturas Intalox de 19 mm. Concentración inicial de SO_2 , $y_1 = 0.01$.

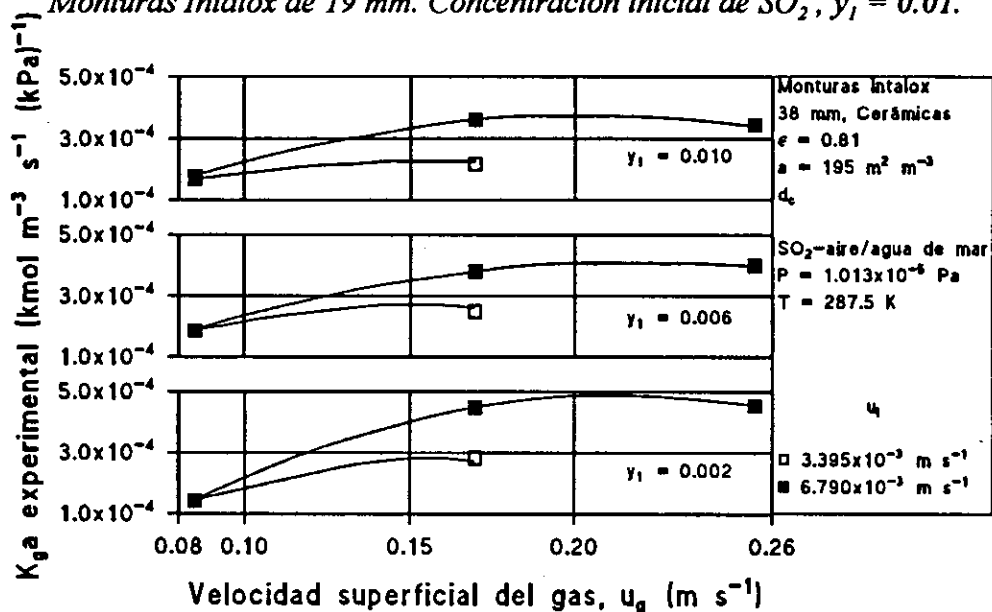


Figura VL4.- Valores experimentales del coeficiente global de transferencia de materia en la fase de gas, $K_{g,a}$, empleando como parámetro la velocidad del líquido u_l , Relleno Monturas Intalox de 38 mm. Concentración inicial de SO_2 , $y_1 = 0.002, 0.006$ y 0.01 .

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

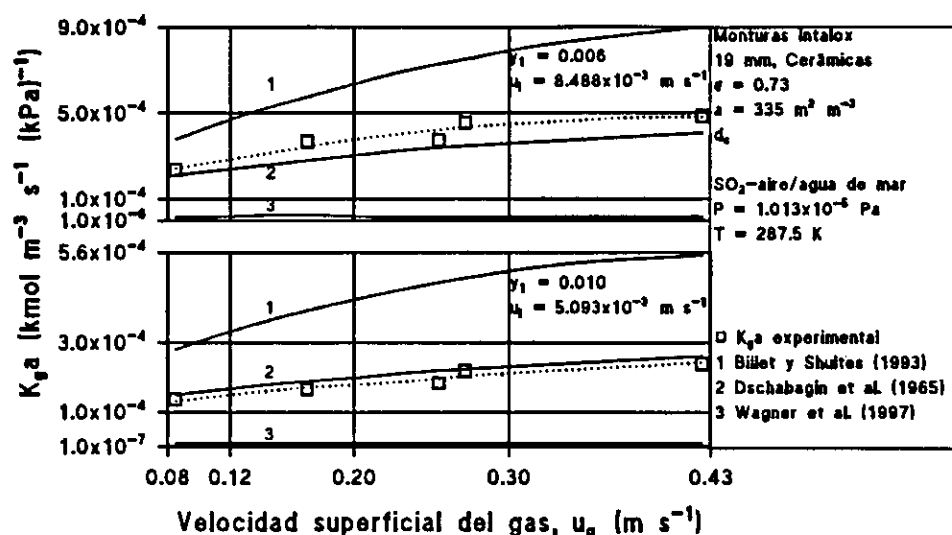


Figura VI.5.- Comparación de valores experimentales del coeficiente global de transferencia de materia en la fase de gas, $K_g a$, con modelos teóricos presentes en la bibliografía. Relleno Monturas Intalox de 19 mm.

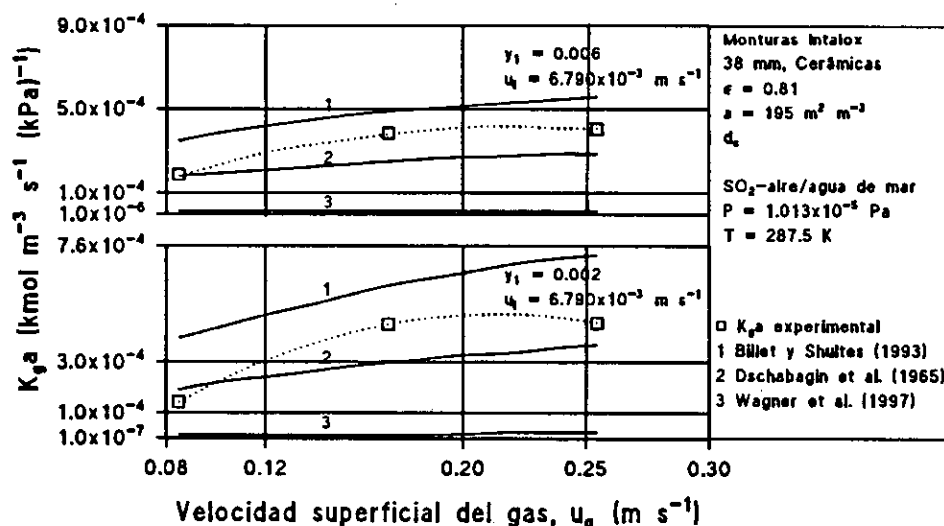


Figura VI.6.- Comparación de valores experimentales del coeficiente global de transferencia de materia en la fase de gas, $K_g a$, con modelos teóricos presentes en la bibliografía. Relleno Monturas Intalox de 38 mm.

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

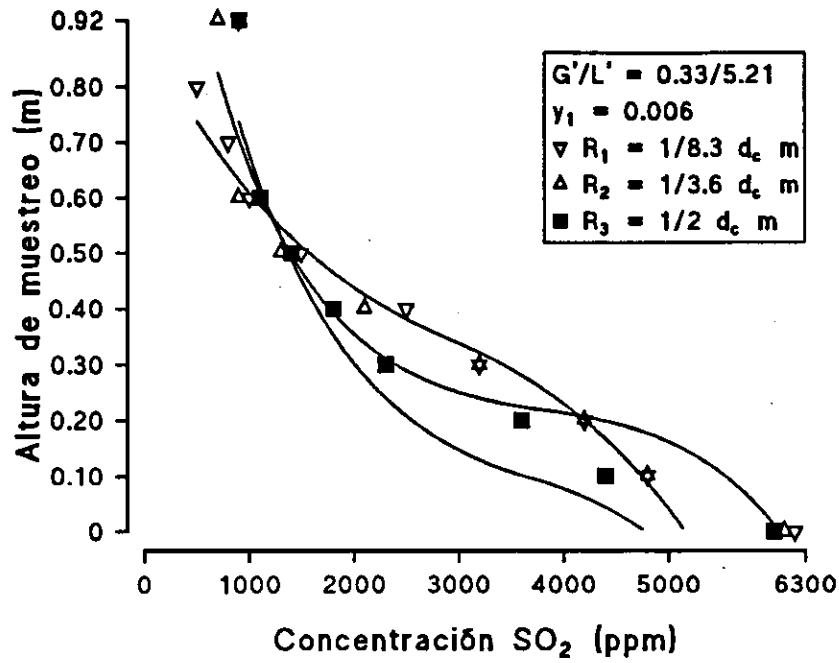


Figura VI.7.- Variación de la concentración de SO_2 a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para diferentes radios de muestreo. $G'/L' = 0.33/5.21$ (caudales en $kg \text{ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$). Concentración de entrada $y_1 = 0.006$

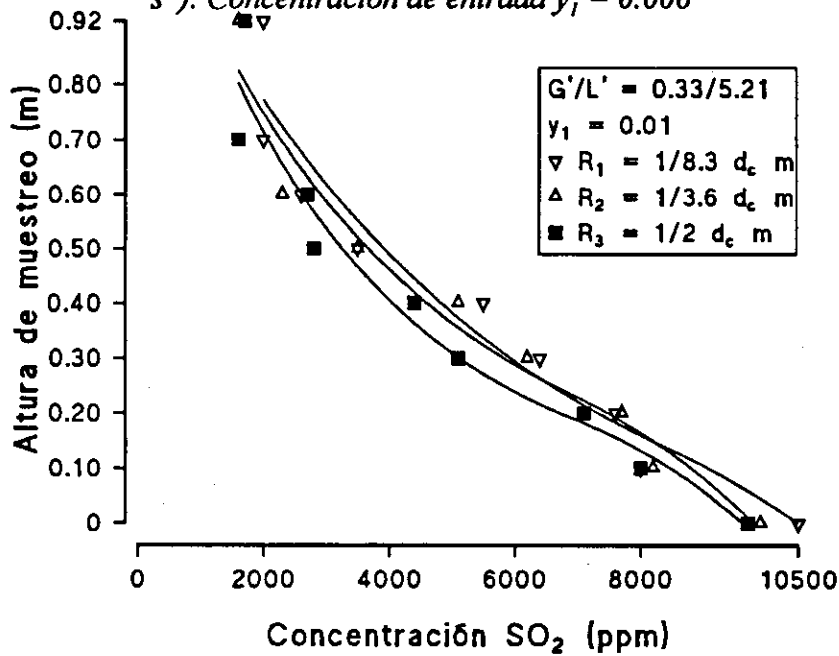


Figura VI.8.- Variación de la concentración de SO_2 a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para diferentes radios de muestreo. $G'/L' = 0.33/5.21$ (caudales en $kg \text{ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$). Concentración de entrada $y_1 = 0.01$

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

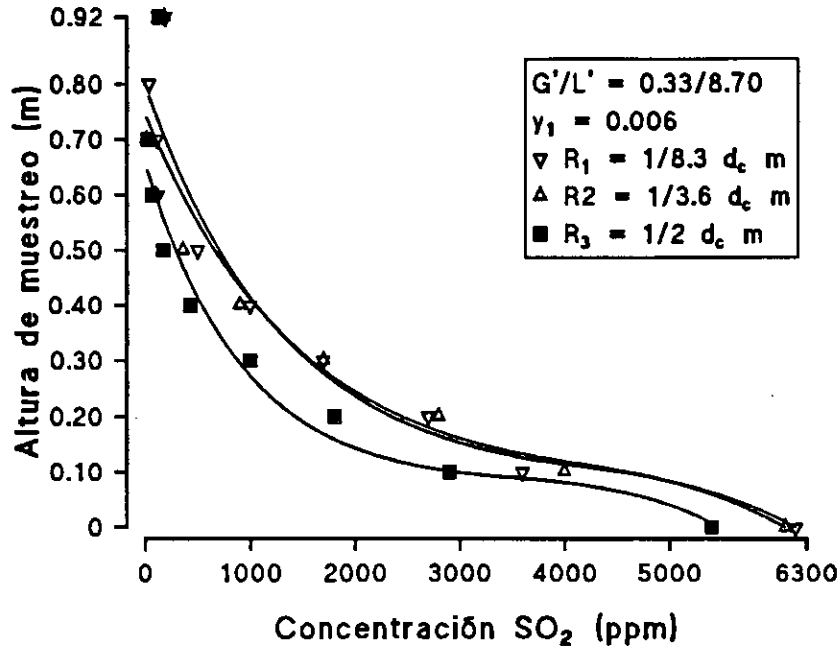


Figura VI.9.- Variación de la concentración de SO_2 a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para diferentes radios de muestreo. $G'/L' = 0.33/8.70$ (caudales en $kg m^{-2} s^{-1}$). Concentración de entrada $\gamma_1 = 0.006$.

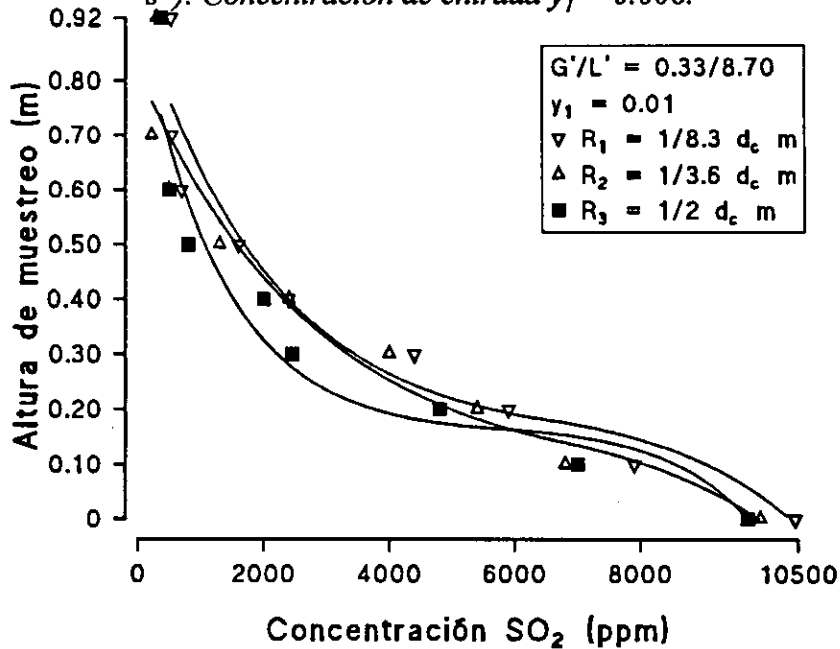


Figura VI.10.- Variación de la concentración de SO_2 a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para diferentes radios de muestreo. $G'/L' = 0.33/8.70$ (caudales en $kg m^{-2} s^{-1}$). Concentración de entrada $\gamma_1 = 0.01$.

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

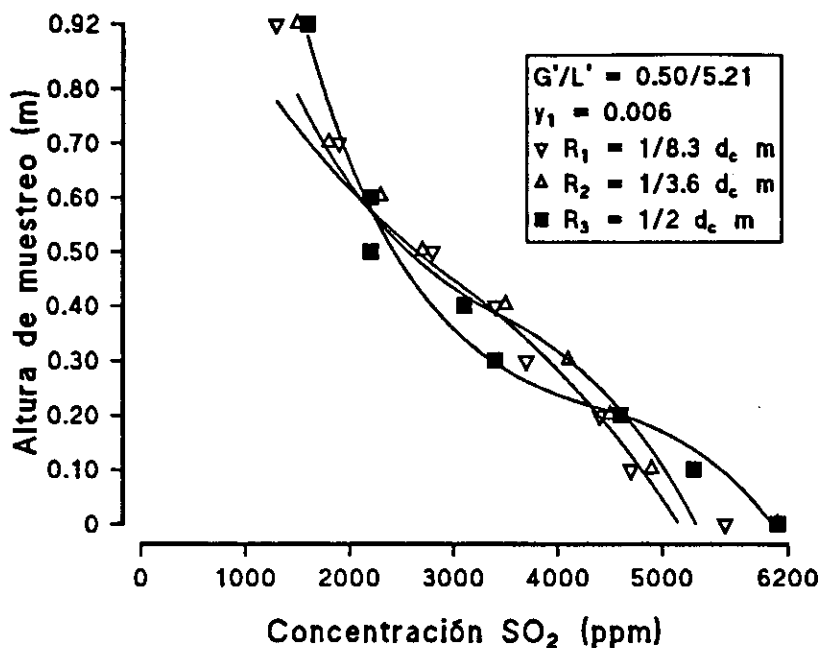


Figura VI.11.- Variación de la concentración de SO_2 , a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para diferentes radios de muestreo. $G'/L' = 0.50/5.21$ (caudales en $kg \text{ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$). Concentración de entrada $y_1 = 0.006$

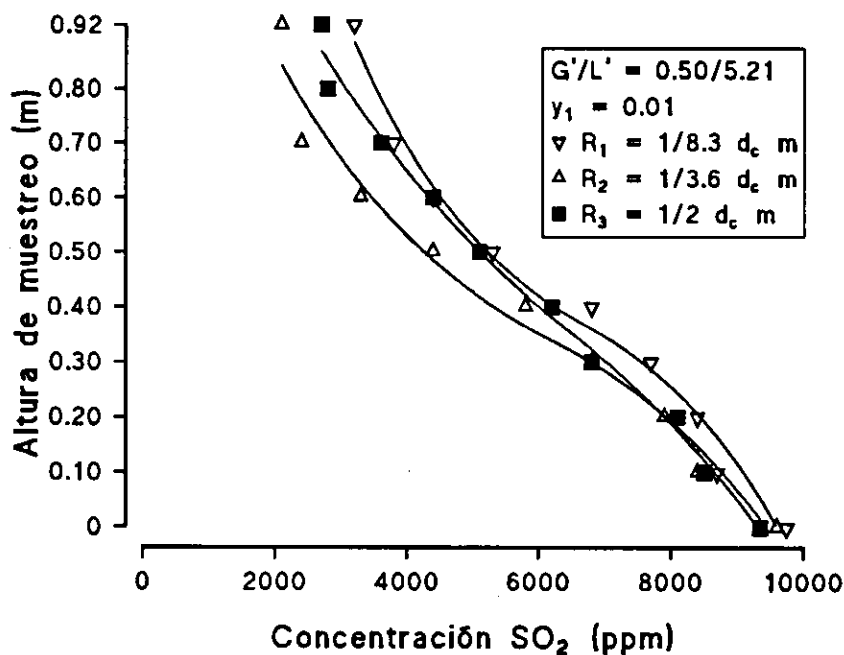


Figura VI.12.- Variación de la concentración de SO_2 , a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para diferentes radios de muestreo. $G'/L' = 0.50/5.21$ (caudales en $kg \text{ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$). Concentración de entrada $y_1 = 0.01$

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

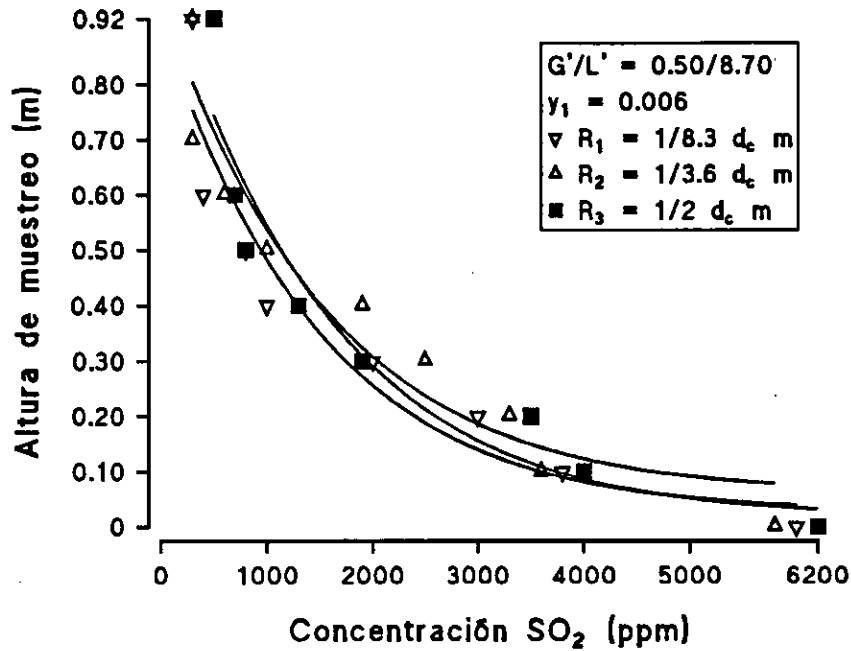


Figura VI.13.- Variación de la concentración de SO_2 a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para diferentes radios de muestreo. $G'/L' = 0.50/8.70$ (caudales en $kg \text{ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$). Concentración de entrada $y_1 = 0.006$

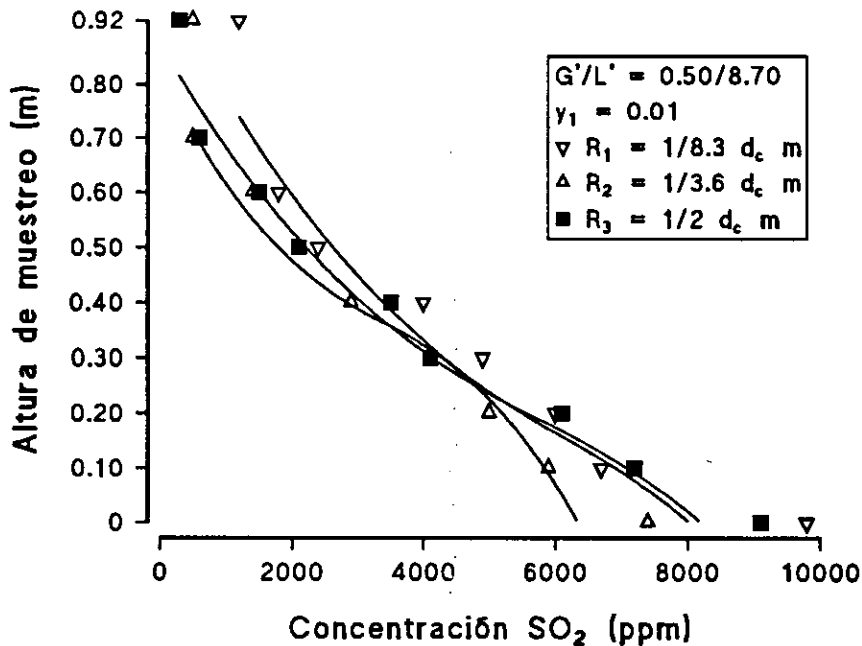


Figura VI.14.- Variación de la concentración de SO_2 a lo largo de relleno de Monturas Intalox de 19 mm, para diferentes radios de muestreo. $G'/L' = 0.50/8.70$ (caudales en $kg \text{ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$). Concentración de entrada $y_1 = 0.01$

6.- Estudio experimental de la transferencia de materia.

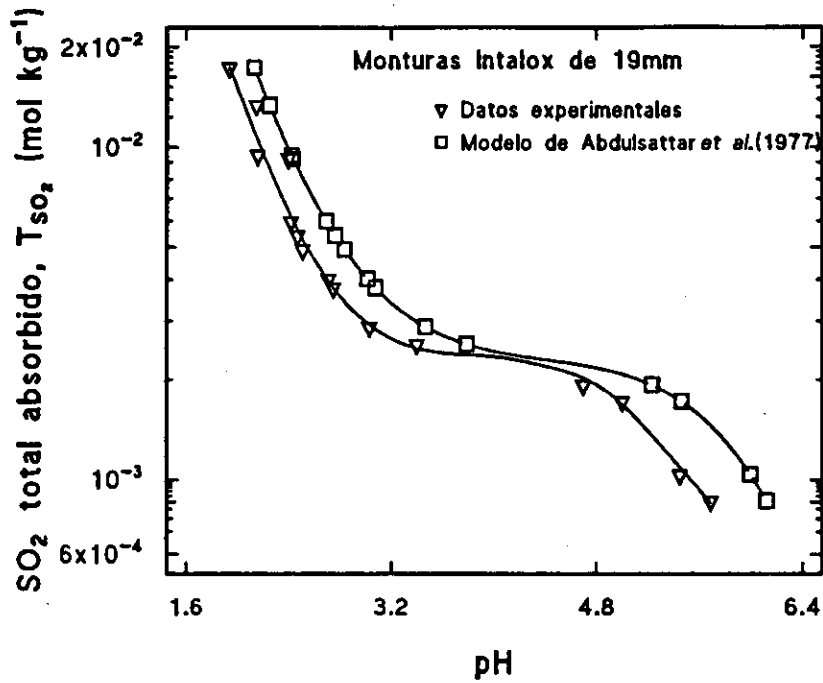


Figura VI.15.- Variación del SO₂ total absorbido con relación al pH del efluente y el pH obtenido con modelo de Abdulsattar et al. (1977). Monturas Intalox de 19 mm; temperatura 14.5 °C; presión 1.013x10⁵ Pa.

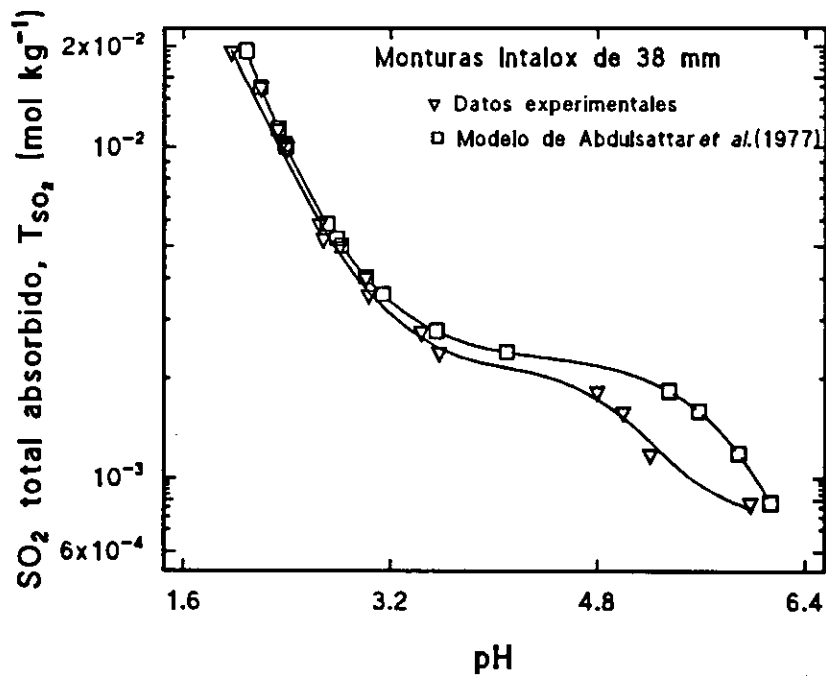
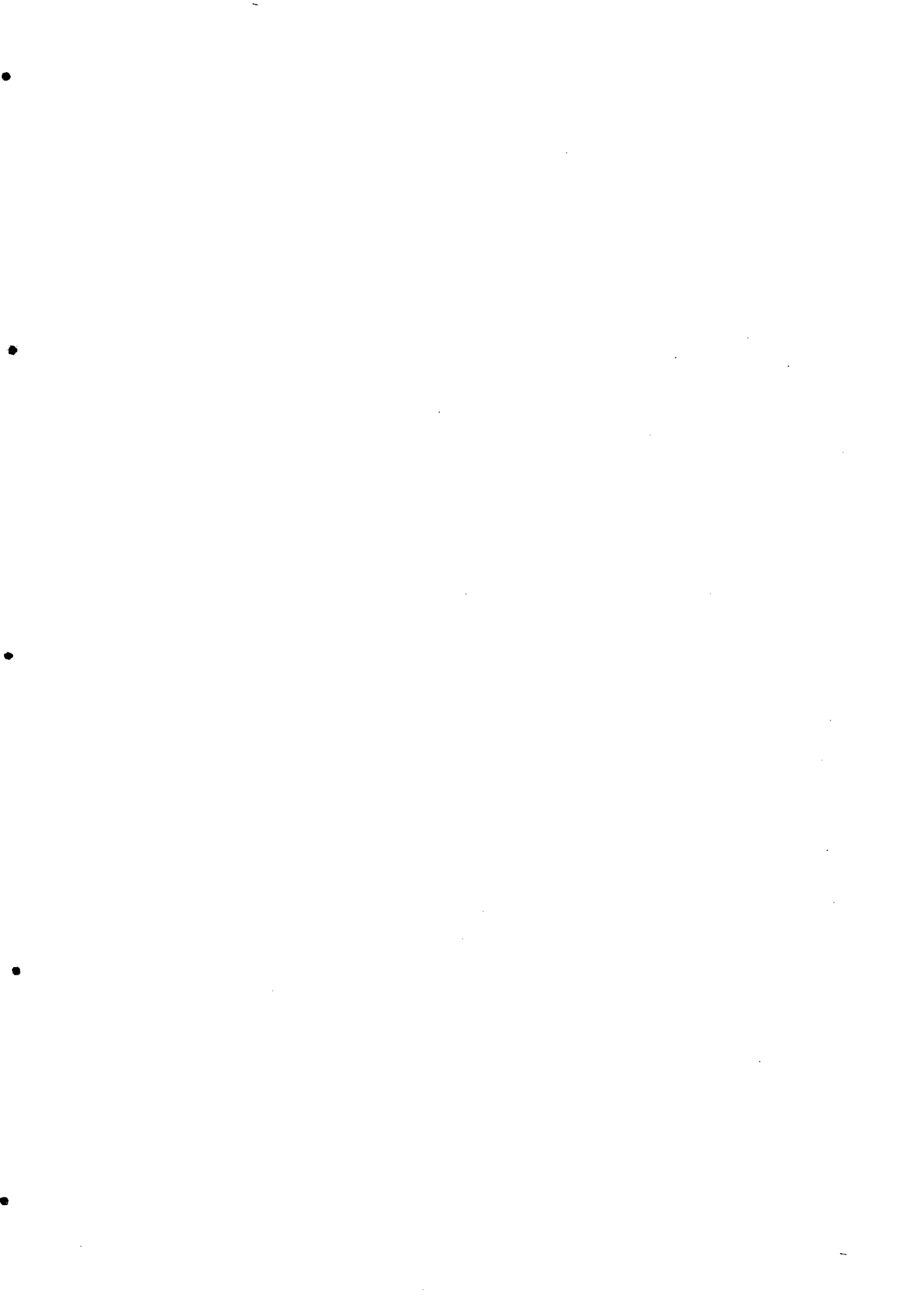


Figura VI.16.- Variación del SO₂ total absorbido con relación al pH del efluente y pH obtenido con modelo de Abdulsattar et al. (1977). Monturas Intalox de 38 mm; temperatura 14.5 °C; presión 1.013x10⁵ Pa.



7.- DISCUSIÓN DE RESULTADOS

7.1.- HIDRODINÁMICA.

7.1.1.- Caída de presión experimental.

7.1.2.- Caída de presión experimental comparada con modelos teóricos.

7.1.3.- Modelo para la determinación de la caída de presión.

7.2.- TRANSFERENCIA DE MATERIA.

7.2.1.- Datos experimentales de transferencia

7.2.2.- Perfiles de concentración en el relleno.

7.2.3.- pH del efluente.

7.1.- HIDRODINÁMICA.

7.1.2.- Caída de presión experimental.

En las Tablas V.1 a 6, y V.9 a 16, así como las Figuras V.1 a 31 y V.39 a 69, se muestran las caídas de presión medidas para dos tipos de relleno, Monturas Intalox de 19 y 38 mm, mostrando la evolución desde la base del relleno hasta la parte superior, manteniendo en todas las experiencias una altura de 0.92 m. Así mismo, se emplearon 5 caudales de gas diferentes, 0.10, 0.21, 0.31, 0.33 y $0.55 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$, y 4 caudales de líquido, 3.48, 8.70, 10.45 y $12.16 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$. Las medidas se realizaron con seis radios de muestreo distintos lo que permitió establecer un estudio completo de la hidrodinámica en el seno del relleno.

Las caídas de presión para lecho seco se han realizado para un único radio de muestreo que coincide con el eje de la torre, dado que la variación de presión a distintos radios es despreciable cuando no existe circulación de fase líquida, debido a que el gas se distribuye uniformemente en el seno del relleno. Los valores alcanzados para ambos rellenos se presentan en las Tablas V.1 y V.9 y de forma gráfica en las Figuras V.1 y V.39.

De los resultados obtenidos se desprende rápidamente que la caída de presión para las monturas de 19 mm dobla con creces los valores obtenidos para las de 38 mm, excepto para el caudal de gas más reducido de $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$. Las diferencias geométricas de ambos rellenos, principalmente en cuanto a la fracción hueca, marcan el comportamiento de los mismos respecto al flujo de gas.

Teniendo en cuenta las figuras antes citadas, se observa un comportamiento perfectamente lineal de las caídas de presión para todos los caudales en las monturas más pequeñas. Sin embargo, para las monturas de 38 mm, comienzan a observarse pequeñas fluctuaciones para los caudales mas elevados, lo que indica la imperfecta distribución del gas cuando la fracción hueca es mayor.

Las caídas de presión para lecho irrigado han sido obtenidas para 6 radios de muestreo diferentes de 0.01, 0.03, 0.07, 0.09 y 0.125 m, y para las relaciones líquido-gas resultantes de combinar los caudales de gas y líquido ya mencionados. Los resultados se muestran en las Tablas V.2 a V.6 y Figuras V.2 a 31, para monturas de 19 mm y en las Tablas V.10 a 14 y Figuras V.40 a 69, para monturas de 38 mm. En vista de los valores numéricos de las tablas se observa que las diferencias de caída de presión entre ambos rellenos se acrecientan con la presencia de la fase líquida a contracorriente, y, sobre todo, a caudales de líquido y gas elevados. A modo indicativo, la caída de presión para la relación líquido gas de 0.10/5.21 toma un valor máximo de 24.33 Pa para monturas de 19 mm (Tabla V.2.a), y de 11.43 Pa para las de 38 mm (Tabla V.10.a), mientras que para la relación 0.50/10.45, los valores alcanzados son de 1795.23 y 213.28 Pa, respectivamente (Tablas V.6.c y 14.c). De aquí se deduce la existencia de un mayor incremento de la caída de presión para caudales elevados con monturas de 19 mm, que con las de 38 mm. Por otra parte, para las monturas pequeñas se han alcanzado condiciones de inundación para un caudal de gas G' de $0.50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ y $12.16 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$, de donde se desprende que sólo se presenten datos para la relación 0.50/10.45, obteniéndose como valor máximo de caída de presión 1795.23 Pa (Tabla V.6.c). De forma contraria, para las monturas de 38 mm, no se han presentado fluctuaciones en las mediciones con la relación de inundación de las monturas pequeñas, presentándose los resultados obtenidos para estas condiciones en la Tabla V.14.d., de donde se

7.- Discusión de resultados.

deduce una caída de presión máxima de 245.82 Pa.

Considerando ahora la evolución de la caída de presión a lo largo del relleno en el sentido longitudinal, se observa que, para las monturas pequeñas, en la mayoría de los casos la caída de presión se comporta de una forma prácticamente lineal a medida que el gas asciende por el relleno (Figuras V.8, 9 y 10 entre otras). Sólo se observan pequeñas perturbaciones cuando el caudal de gas toma el valor mínimo de $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ y los caudales de líquido son elevados (Figuras V.2 a 7). Esto hecho puede ser debido a que el caudal de gas ejerce un papel distribuidor muy importante que declina cuando se valor es reducido. Sin embargo, estos fenómenos de no linealidad se ven acrecentados en el caso de relleno formado por las monturas de 38 mm (Figuras V.43, 44, 47 entre otras), y más concretamente en la zona próxima al distribuidor de líquido. Esto es debido a que el mayor tamaño de estas monturas, provoca una peor distribución de líquido, con lo que se precisa una mayor más altura de relleno hasta alcanzar una distribución adecuada. De ahí que la pendiente de las líneas de presión presente una mayor inclinación en la zona superior del relleno, sobre todo cuando el radio de muestreo coincide con una zona de recepción de líquido procedente del distribuidor toroidal (Figuras V.59 y 69).

La distribución de las tomas con distintos radios de muestreo permite estudiar el comportamiento de la caída de presión en sentido radial o transversal, y obtener una base experimental más detallada a la hora de estudiar la distribución de líquido y su implicación en los procesos de transferencia de materia. A modo indicativo, se han representado gráficamente isolíneas de caída de presión en el seno del relleno para 5 condiciones de operación representativas y los dos tamaños de monturas (Figuras V.34 a 38 y V.72 a 76). Iniciando el análisis individualizado para relleno de monturas de 19 mm, se puede establecer una comparación entre las condiciones de operación caracterizadas por caudales de gas y líquido reducidos (Figuras V.34 y 38) y aquellas caracterizadas por caudales de gas y líquido elevados (Figura V.36). Observando las figuras, se deduce que la distribución de líquido se alcanza con mayor rapidez cuando el caudal de gas es elevado, lo cual refuerza la idea ya mencionada de la influencia del caudal de gas en la distribución del líquido. Este hecho se constata fácilmente teniendo en cuenta las Figuras V.34 y 38, que están realizadas con un mismo caudal de líquido de $5.21 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ y caudales de gas de 0.21 y $0.10 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$, en donde se observa una peor distribución para el caudal más pequeño (Figura V.38). Si ahora se consideran las Figuras V.36 y 37, que se corresponden con un mismo caudal de gas elevado y de un caudal de líquido más alto que el otro, se observa que la distribución de líquido es incluso mejor para el caso de caudal de líquido superior, dado que en el caso de caudal reducido existen mayores posibilidades de canalización. Cabe destacar que en las figuras no se presentan fenómenos de efecto pared. En cuanto a las monturas de 38 mm, se observa el mismo efecto distribuidor del gas, pero se presentan problemas de distribución mucho mayores que en las monturas pequeñas (Figuras V.72 y 76), sobre todo para la zona correspondiente al radio de muestreo de 0.07 m. Así mismo, existe una mayor canalización del líquido y efecto pared.

7.1.2.- Caída de presión comparada con modelos teóricos.

En las tablas V.7, 8, 15 y 16 y figuras V.32, 33, 70 y 71, se muestran, para ambos rellenos, las caídas de presión unitarias experimentales tomadas como la media de los valores totales de los distintos radios de muestreo frente a los valores obtenidos mediante los modelos teóricos de Mackowiak (1991), Robbins (1991), Billet y Schultes (1991) y Wagner *et al.* (1997). Se puede

7.- *Discusión de resultados.*

observar que para ambos rellenos y en todos los casos las caídas de presión experimentales alcanzan valores muy superiores a los previstos por todos y cada uno de los modelos estudiados. Este hecho ya ha sido constatado experimentalmente por Rodríguez (1993), y las causas de tales discrepancias pueden encontrarse en que tales modelos pretenden ser de utilidad para todo tipo de sistemas y rellenos lo cual limita mucho su precisión.

7.1.3.- Modelo para la determinación de la caída de presión.

Se ha tratado de desarrollar una correlación sencilla que recoja los parámetros de mayor influencia en la caída de presión para lecho irrigado, y que sea aplicable al sistema aire-agua de mar, empleando los dos tipos de relleno ya mencionados. Las variables consideradas fueron los caudales de líquido y gas, densidad del gas y geometría del relleno. La ecuación general de la correlación toma la siguiente forma:

$$\frac{\Delta P_{irr}}{Z} = \frac{a_1}{\epsilon^{4.65} \rho_g} G' 10^{a_2 L'} \quad (7.1)$$

en donde a_1 y a_2 son coeficientes. El factor de geometría de relleno está representado por la fracción hueca, ϵ , que se encuentra elevado al exponente 4.65 deducido por Stichlmair *et al.* (1989) dado que ha sido confrontado ampliamente con datos experimentales.

La confrontación de los datos experimentales obtenidos con la expresión anterior permite deducir un valor fijo del coeficiente a_2 , de 0.15, mientras que el coeficiente a_1 depende del caudal de líquido y del tipo de relleno, y oscila entre 98.12 y 24.43 para Monturas Intalox de 19 mm, y entre 40 y 7 para Monturas Intalox de 38 mm. La posibilidad de obtener un valor de a_1 para cada caudal de líquido y tipo de relleno permite la deducción de valores muy precisos con relación a los experimentales. Para ello se precisa la ayuda de la Figura VII.1, que permite la obtención del coeficiente a partir del caudal de líquido y del tipo de relleno. En las Figuras VII.2 y 3, se presentan los valores de caída de presión calculados con el modelo frente a los valores experimentales correspondientes a relleno de Monturas Intalox de 19 mm y 38 mm, respectivamente. En ambos casos, se observa la buena correlación obtenida, a excepción del valor correspondiente a un caudal de líquido de $10.45 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ y 0.50 de gas para relleno de monturas de 19 mm (Figura VII.2). La razón de esta discrepancia reside en que, bajo estas condiciones, la torre está próxima a condición de inundación por lo que el valor de caída de presión experimental se aleja ampliamente de la predicción del modelo.

En vista de lo anterior, el modelo se muestra válido para la predicción de la caída de presión en el sistema aire-agua de mar, para lecho irrigado compuesto por Monturas Intalox de 19 y 38 mm, y para condiciones de funcionamiento que no provoquen la entrada de la torre en régimen de inundación.

7.- *Discusión de resultados.*

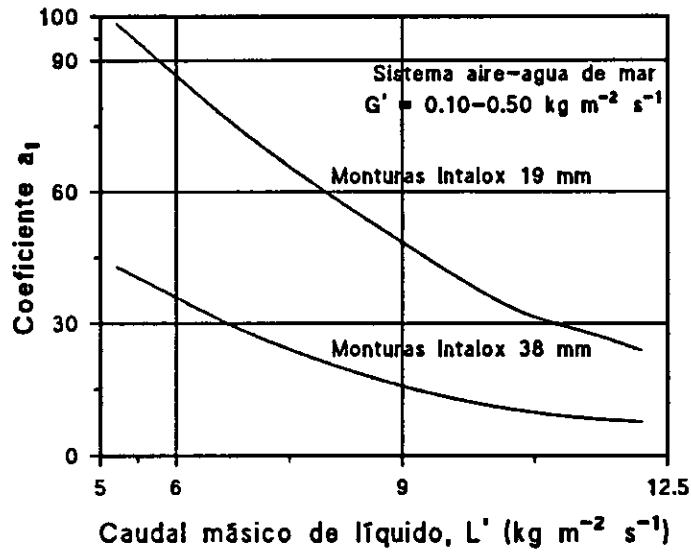


Figura VII.1.- *Gráfica para obtención del coeficiente a_1 , correspondiente al modelo de predicción de caída de presión en lecho irrigado.*

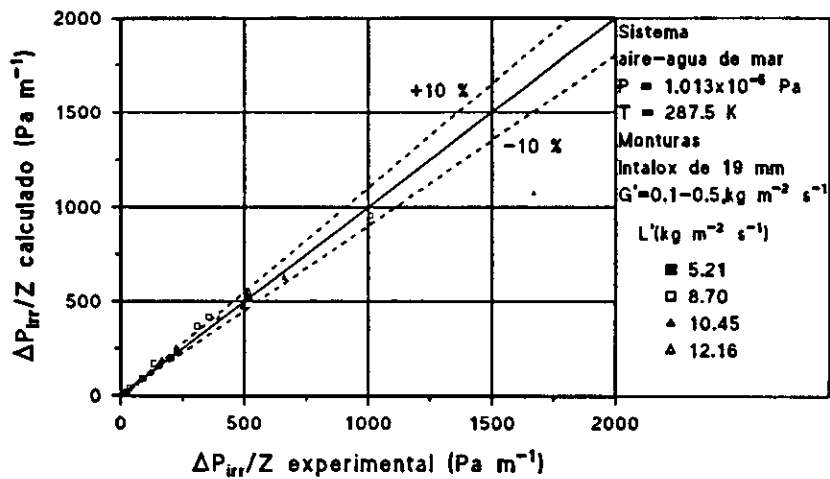


Figura VII.2.- *Comparación entre valores de caída de presión experimentales y calculados con el modelo teórico propuesto. Lecho de Monturas Intalox de 19 mm, irrigado.*

7.- Discusión de resultados.

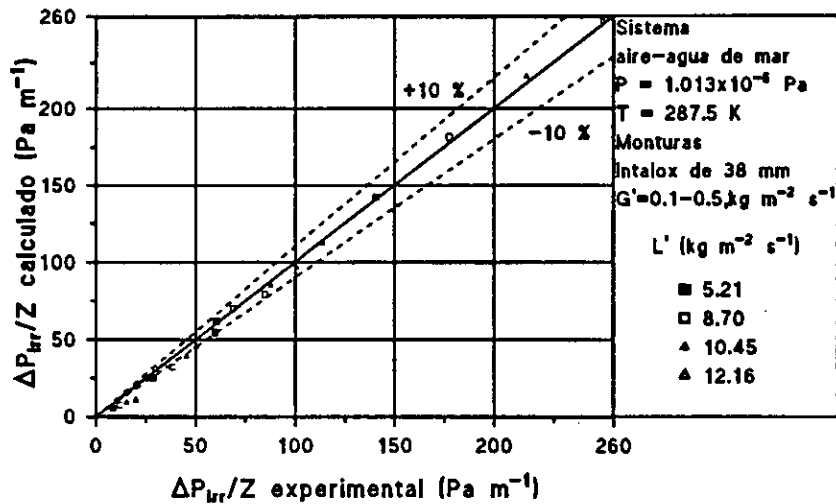


Figura VII.3.- Comparación entre valores de caída de presión experimentales y calculados con el modelo teórico propuesto. Lecho de Monturas Intalox de 38 mm, irrigado.

7.2.- TRANSFERENCIA DE MATERIA.

7.2.1.- Datos experimentales de transferencia.

Los datos experimentales de absorción se encuentran recogidos en las Tablas VI-1 a 3 y Figuras VI.1 a 4. Puede observarse que para monturas de 19 mm, los porcentajes de absorción superan en la mayoría de los casos el 80%, mientras que para las de 38 mm, las retenciones son menores. Este hecho se relaciona con la menor área interfacial disponible para la transferencia en las monturas grandes, la cual se encuentra muy acrecentada en las monturas pequeñas donde al mismo tiempo se alcanza una mejor distribución de líquido, como se demostró en la sección anterior. En las Figuras VI.1 a 4 se observa el comportamiento del coeficiente de transferencia de la fase gas, para distintas concentraciones iniciales de SO_2 , empleando como parámetro el caudal de líquido. En este caso, se observa la tendencia de incremento del coeficiente con relación al caudal de líquido y de gas. Esto es provocado por el aumento de la diferencia de concentraciones entre las fases y, por tanto, en el aumento de la fuerza conductora de la difusión.

En las tablas VI.4 a 6 y Figuras VI.5 y 6, se ponen de manifiesto las discrepancias entre los modelos de predicción de los parámetros de transferencia y los valores experimentales, con la excepción del modelo de Dschabagin *et al.* (1965). La buena correlación de este modelo se corresponde con la no pretensión de obtener predicciones para todo tipo de sistemas, y ceñirse a un caso particular. Con los datos experimentales disponibles se ha intentado desarrollar un modelo que proporcione valores fiables del coeficiente de transferencia global de la fase gas, ya que en el sistema SO_2 diluido-agua de mar el proceso de transferencia está controlado por la fase

7.- *Discusión de resultados.*

gas. Para el cálculo se han considerado como parámetros influyentes la difusividad del gas, el caudal de gas, y el caudal de líquido, ya que, como se ha deducido de los datos experimentales, éste último influye sobre el coeficiente global de la fase gas, dado que afecta a la turbulencia general de la fase gas, al área de transferencia y a la velocidad del gas. La ecuación general de correlación toma por tanto la siguiente forma:

$$K_g a = \alpha' D_g^{b_1} G^{b_2} L^{b_3} \quad (7.2)$$

en donde α' es una constante que dependerá del tipo de relleno y de la concentración inicial de SO_2 en la fase gas. El valor de la difusividad será una constante cuyo exponente se establece en 0.5 como predice la teoría de película. Los exponentes de los caudales que dan mejor correlación con los resultados experimentales son 0.4 y 0.3 respectivamente. La ecuación toma entonces la siguiente forma:

$$K_g a = \alpha' D_g^{0.5} G^{0.4} L^{0.3} \quad (7.3)$$

Los valores del coeficiente α' oscilaron entre 0.046 y 0.12 para las monturas de 19 mm, y entre 0.08 y 0.1 para las de 38 mm. En las Figuras VII.4 y 5 se muestra la comparación entre los valores calculados y experimentales para las Monturas Intalox de 19 mm, presentando una desviación máxima de un orden $\pm 15\%$, que es completamente válida para los órdenes de transferencia de materia considerados.

7.- *Discusión de resultados.*

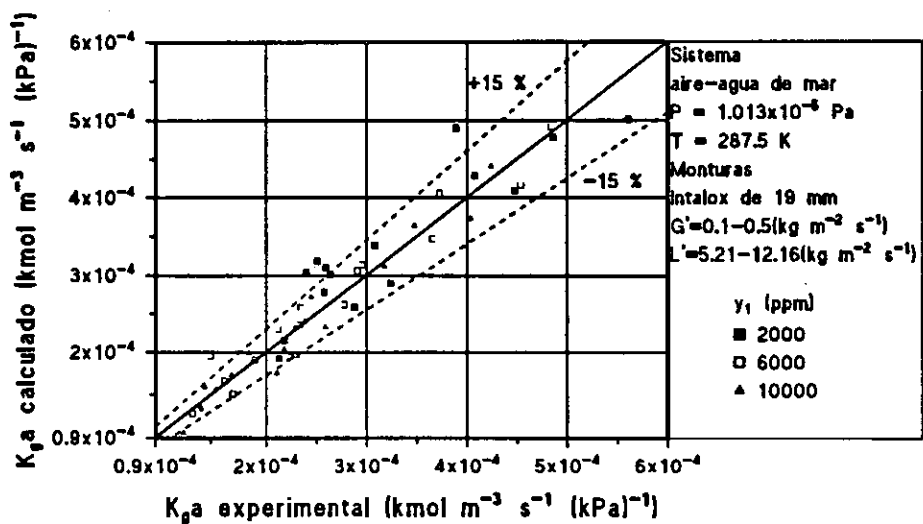


Figura VII.4.- *Comparación entre valores del coeficiente de transferencia experimentales y calculados con el modelo teórico propuesto. Lecho de Monturas Intalox de 19mm.*

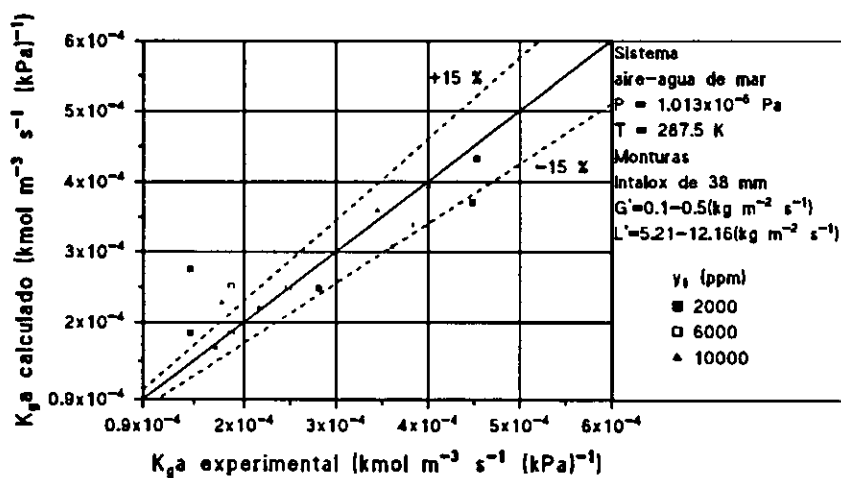


Figura VII.5.- *Comparación entre valores del coeficiente de transferencia experimentales y calculados con el modelo teórico propuesto. Lecho de Monturas Intalox de 38 mm.*

7.- *Discusión de resultados.*

7.2.2.- **Perfiles de concentración en el relleno.**

Las Tablas VI.7 a 9 y Figuras VI.7 a 14, muestran el comportamiento de la concentración de SO₂ a lo largo de relleno formado por monturas de 19 mm. De los resultados obtenidos desprende la existencia de variaciones en la pendiente del perfil de concentración que se corresponden con el funcionamiento de la torre en régimen de reacción de superficie en su parte superior y de reacción interna, a mayor velocidad, en la parte inferior. Es muy destacable el fuerte descenso de concentración que se experimenta en la parte inferior de la torre, debido a que la buena distribución de líquido en la parte inferior del relleno, y a que la diferencia de concentraciones entre ambas fases es grande. La existencia de zonas del relleno en donde la concentración se mantiene con valores inferiores a los de la salida del gas limpio, justifica el hecho de la fuerte influencia de la hidrodinámica, y en particular, de la distribución en los perfiles de concentración en el seno del relleno.

7.2.3.- **pH del efluente.**

En las Tablas VI.10 a 12, se muestran los valores experimentales del efluente líquido a la salida de la torre, para los dos tipos de relleno, distintas condiciones de operación y concentraciones de entrada. Para caudales de líquido reducidos y concentraciones elevadas se alcanzan niveles bastante bajos de pH, lo cual indica la importancia de las condiciones de operación a lo hora de obtener un efluente perjudicial para el medio circundante (Baaliña *et al.* 1996). En los casos de pH reducido sería necesario someter el efluente a un proceso de aireación que restablezca el COD y posteriormente mezclar con agua de mar fresca (Strommen *et al.* 1993). En las mismas tablas se puede observar el SO₂ absorbido total para cada experiencia, y que sirve de base para el cálculo del pH teórico mediante el modelo de Abdulsattar *et al.* (1977). En general la correlación entre resultados experimentales y teóricos es aceptable como se puede observar en las figuras VI.15 y VI.16. No obstante los valores experimentales se mantienen generalmente por debajo de los valores teóricos. Ello puede ser debido a las simplificaciones del propio modelo que ignoran la formación de pares iónicos, la consideración de que el sistema es cerrado y no abierto, y la inexistencia de oxidación a sulfato (Baaliña *et al.* 1997). La consideración de sistema abierto implicaría que el CO₂ generado como consecuencia de la reacción (3.121) pase a la fase gas, de tal modo que la cantidad de CO₂ acuoso (H₂CO₃*) permanece constante para cualquier valor de pH y es función de la constante de Henry. De este modo, en el balance de protones expresado en la ecuación (3.137) el término [H₂CO₃]_g* tiene que ser sustituido por los moles de bicarbonato consumidos como consecuencia del descenso del pH, y que se obtiene restando al CO₂ acuoso resultante de la ecuación (3.131) el bicarbonato resultante del descenso de pH al absorberse el SO₂ (ec. 3. 126):

$$[\text{HCO}_3^-]_{\text{CON}} = [\text{H}_2\text{CO}_3^*]_i - [\text{HCO}_3^-] \quad (7.4)$$

Los valores obtenidos con este nuevo modelo se asemejan bastante con los obtenidos por medio del modelo de Abdulsattar *et al.* (1977), en el rango de pH bajo (2-4), mientras que para pH elevado, con el modelo de sistema abierto los valores son mayores.

7.- *Discusión de resultados.*

En general, dado que en condiciones de funcionamiento normal el pH oscila entre 4 y 2, el modelo de Abdulsattar se aproxima bastante en cuanto a sus predicciones, aunque el modelo aquí propuesto es más ajustado a las condiciones reales que concurren en la torre.

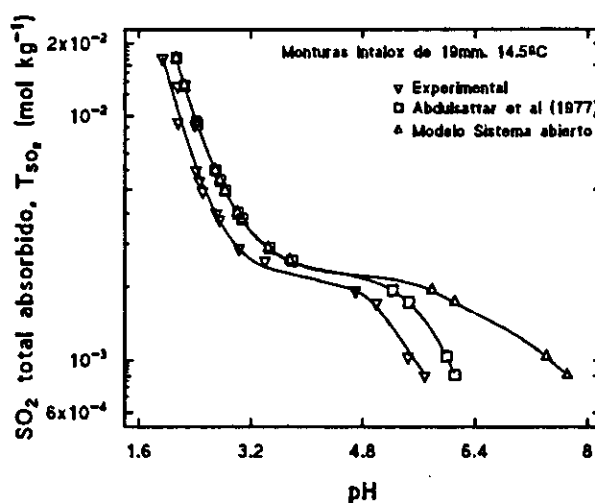


Figura VII.6.- Comparación de datos experimentales para Monturas Intalox de 19 mm en el sistema SO_2 diluido-agua de mar, con el modelo de Abdulsattar et al. (1977) y con el modelo de sistema abierto.

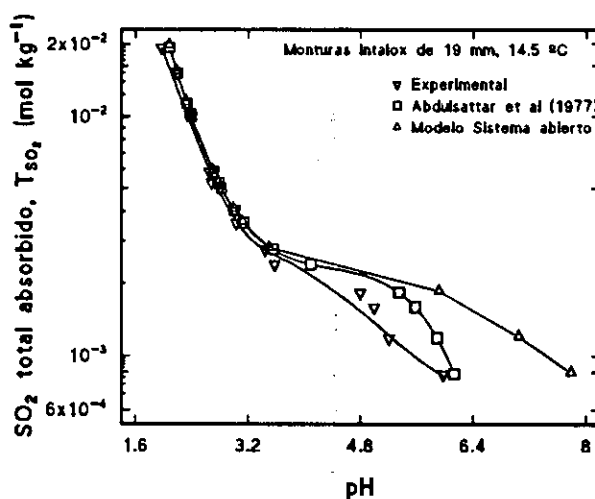
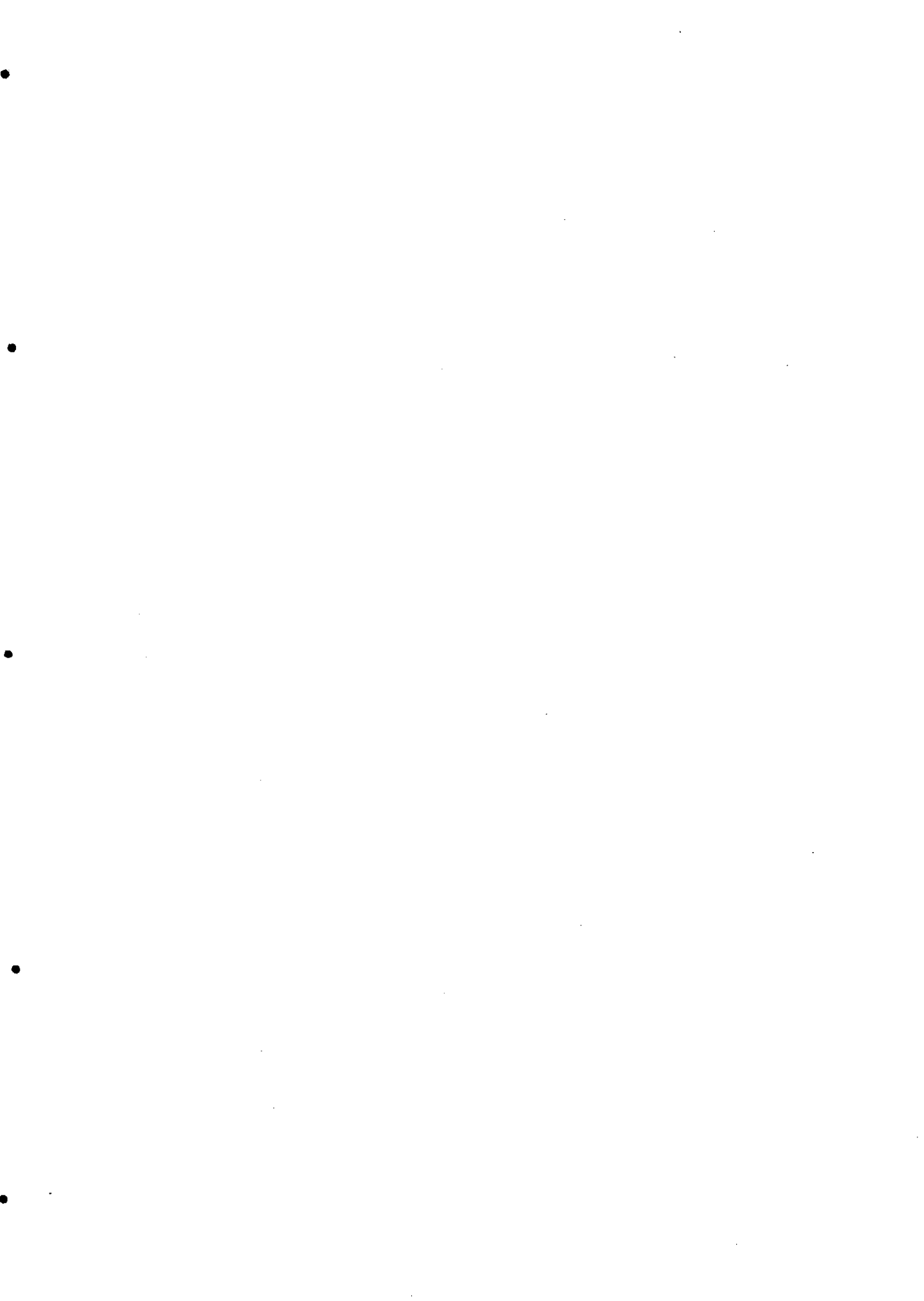


Figura VII.7.- Comparación de datos experimentales para Monturas Intalox de 38 mm en el sistema SO_2 diluido-agua de mar, con el modelo de Abdulsattar et al. (1977) y con el modelo de sistema abierto.



8.- CONCLUSIONES

8.- Conclusiones.

El estudio del sistema SO_2 diluido-agua de mar en el caso de absorción en una torre de lavado tiene una aplicación directa en gran cantidad de procesos industriales, como la generación de gas inerte, desalinización, purificación de gases, etc.

El agua de mar constituye un excelente medio absorbedor del SO_2 , y cuando existe disponibilidad presenta grandes ventajas con respecto a otros sistemas, sobre todo en relación a los costos y el efecto de los efluentes del proceso sobre el medioambiente. La absorción del SO_2 en el agua de mar se ve favorecida por la presencia en la misma de carbonatos y sulfatos que neutralizan las especies ionizadas del SO_2 disuelto, por su pH alcalino que oscila entre 8 y 8.3, y por la presencia del ion cloruro que actúa como catalizador de la oxidación del sulfito a sulfato.

En la transferencia del SO_2 en el agua de mar hay una absorción física seguida de una reacción química instantánea. En consecuencia, puede decirse que el proceso de transferencia viene gobernado por la fase gas, por lo que es factible el cálculo del coeficiente global y demás parámetros, es decir, altura y número de unidades de transferencia.

Para la determinación del efecto de las condiciones hidrodinámicas sobre la transferencia de materia en el sistema SO_2 diluido-agua de mar, se realizaron experiencias disponiendo de una torre de lavado a contracorriente, empleando dos tipos de relleno y estableciendo un gran número de condiciones de operación diferentes. Los principales esfuerzos se han centrado en la determinación de caídas de presión y obtención de datos de transferencia para poder establecer la influencia de las condiciones hidrodinámicas sobre la absorción.

Partiendo de las consideraciones anteriores, y teniendo en cuenta la revisión de resultados se deducen las siguientes conclusiones:

1.- Se han determinado las caídas de presión en el seno de dos tipos de relleno, tanto en el sentido longitudinal como transversal, para el sistema aire-agua de mar, dado que la presencia del SO_2 diluido no tiene efectos apreciables. Ello ha permitido la elaboración de un mapa de caídas de presión, que indica claramente las condiciones de distribución de las fases en el interior del relleno. Se ha observado que las propiedades geométricas del relleno influyen de manera decisiva en la caída de presión total, dado que los valores alcanzados son mucho mayores para monturas de 19 mm, que para las de 38 mm. Este factor geométrico también influye en la distribución, de tal forma que en las monturas pequeñas se alcanza más rápidamente una distribución uniforme de caída de presión.

2.- Además de la geometría del relleno, el aumento de los caudales de gas y líquido incrementa la caída de presión en el seno de relleno. Ello es debido a la reducción del espacio hueco como consecuencia de la circulación de la fase líquida. De esta forma, para los caudales de gas y líquido máximos empleados en este trabajo se alcanzó la condición de inundación en caso de relleno formado por Monturas cerámicas Intalox de 19 mm con una altura de 0.92 m. Para estas mismas condiciones no se presenta el fenómeno de inundación para el relleno de 38 mm, debido a la mayor fracción hueca disponible para la circulación de ambas fases.

3.- Se ha observado una importante influencia del caudal de gas sobre la distribución del líquido en el seno del relleno, de tal forma que a caudales elevados de éste último se presenta una buena dispersión con caudales de gas también elevados. No obstante, caudales de gas altos pueden provocar canalizaciones cuando el caudal de líquido es reducido. La geometría del relleno

8.- Conclusiones.

también juega un papel importante en la distribución del líquido, dado que se observan mejores cualidades en el relleno de 19 mm.

4.- Para Monturas Intalox de 19 mm, la distribución inicial del líquido no representa un factor muy importante, dado el efecto redistribuidor del propio relleno y del gas. No obstante, para las Monturas de 38 mm, la distribución inicial juega un papel determinante del buen funcionamiento del equipo absorbedor.

5.- Se ha puesto de manifiesto que los modelos de predicción de la caída de presión presentes en la bibliografía conducen a valores muy reducidos con respecto a los datos experimentales. El origen de estas discrepancias puede hallarse en que tales expresiones pretenden ser aplicables a todo tipo de sistemas y rellenos. Conviene, como se ha realizado en este trabajo, establecer correlaciones específicas para el sistema objeto de estudio.

6.- Se ha obtenido un modelo teórico específico para el sistema aire-agua de mar, considerando los dos tipos de relleno utilizados, que permite el cálculo de la caída de presión en lecho irrigado dentro de las condiciones de operación empleadas en el estudio experimental. Se tomaron como parámetros influyentes la geometría del relleno, y los caudales de líquido y gas. Se han encontrado buenos resultados tomando como exponente de la fracción hueca el valor de 4.65, como ya había establecido Stichlmair *et al.* (1989), mientras que para los caudales máxicos de gas y líquido, G' y L' , se toman como 2 y 0.15 respectivamente. Partiendo de un coeficiente α , adecuado, en función del caudal del líquido y del tipo de relleno, se obtuvieron valores teóricos de la caída de presión unitaria que entran dentro del razonable intervalo de desviación de $\pm 10\%$.

7.- En cuanto al estudio de la transferencia de materia en el sistema SO_2 diluido-agua de mar, también se han realizado experiencias en la torre con dos tipos de relleno y diversas condiciones de operación. Se ha observado que para relleno de monturas de 19 mm se alcanzaron valores de retención que superan el 99 % para concentraciones de SO_2 del orden de las 10000 ppm, siempre y cuando se utilizaran caudales de líquido suficientemente altos. Los valores de retención en el caso de monturas de 38 mm, fueron generalmente menores aunque superaron con facilidad el 90 %. Estas diferencias residen en la geometría del relleno y en la hidrodinámica que éste induce. En las monturas pequeñas el área interfacial disponible para la transferencia es mayor, la distribución de las fases es mejor y la mayor caída de presión induce un incremento de la turbulencia y del contacto entre las fases, lo cual aumenta la transferencia de materia a la fase líquida.

8.- El cálculo de los coeficientes de transferencia de materia en la fase gas para cada condición demostró una cierta linealidad en su comportamiento a medida que aumentaban tanto el caudal de gas como el de líquido.

9.- En general, el coeficiente $K_g a$ fue mayor para el relleno de monturas de 19 mm.

10.- El análisis de los parámetros de transferencia, a partir de modelos teóricos presentes en la bibliografía, demostró la ineficacia de los mismos para la predicción de tales parámetros en el sistema SO_2 diluido-agua de mar. El modelo de Billet y Schultes (1993) ha conducido a valores

8.- Conclusiones.

muy elevados del coeficiente de transferencia, mientras que el de Wagner *et al.* (1997) dio origen a valores reducidos con respecto a los obtenidos experimentalmente. Las desviaciones observadas se deben al planteamiento generalista de estos modelos, dado que pretenden ser válidos para todo tipo de sistemas y condiciones de operación. El modelo de Dschabagin *et al.* (1965) aporta mejores aproximaciones, dado su carácter menos general, ya que inicialmente fue establecido para los sistemas NH_3 , aire-agua, CO_2 , agua-aire y SO_2 y aire-agua.

11.- Tomando como base los valores experimentales del $K_L a$ se ha desarrollado un modelo teórico para su cálculo. Se tomaron como parámetros dominantes la difusividad del gas, los caudales de líquido y gas y la geometría del relleno recogida en un coeficiente. La difusividad toma como exponente el valor de 0.5, como predice la teoría de película, mientras que los caudales de gas y líquido toman como exponentes los valores de 0.4 y 0.3. Utilizando datos adecuados del coeficiente α' en la mayoría de los casos se han obtenido valores teóricos cuya discrepancia, con relación a los experimentales, no sobrepasó el $\pm 15\%$. El modelo demuestra ser recomendable para la predicción del coeficiente de transferencia en el sistema SO_2 diluido-agua de mar, en el rango de concentraciones iniciales de SO_2 en la fase gas de 10000 a 2000 ppm.

12.- La obtención de datos de absorción a distintas alturas y radios de muestreo demostró la presencia de dos zonas de absorción a lo largo del relleno: una primera zona de reacción de superficie en la parte superior y otra de reacción interna en la parte inferior. La influencia de la hidrodinámica es clave en el establecimiento de ambas zonas, y en la distribución de concentraciones a lo largo del relleno.

13.- En zonas superiores del relleno se han obtenido concentraciones de SO_2 en la fase gas más reducidas que las de salida. Este fenómeno se presenta sobre todo cuando el caudal de gas es bajo. La hidrodinámica vuelve a ser el factor determinante de este hecho, y, concretamente la distribución del líquido en la parte superior del relleno. Como se observó en el estudio hidrodinámico la distribución óptima del líquido se alcanzó en zonas intermedias del relleno, lo cual provocó la no uniformidad de concentraciones detectada en la zona superior. De aquí se deduce que este efecto sea más acusado para el relleno de 38 mm que origina una peor distribución.

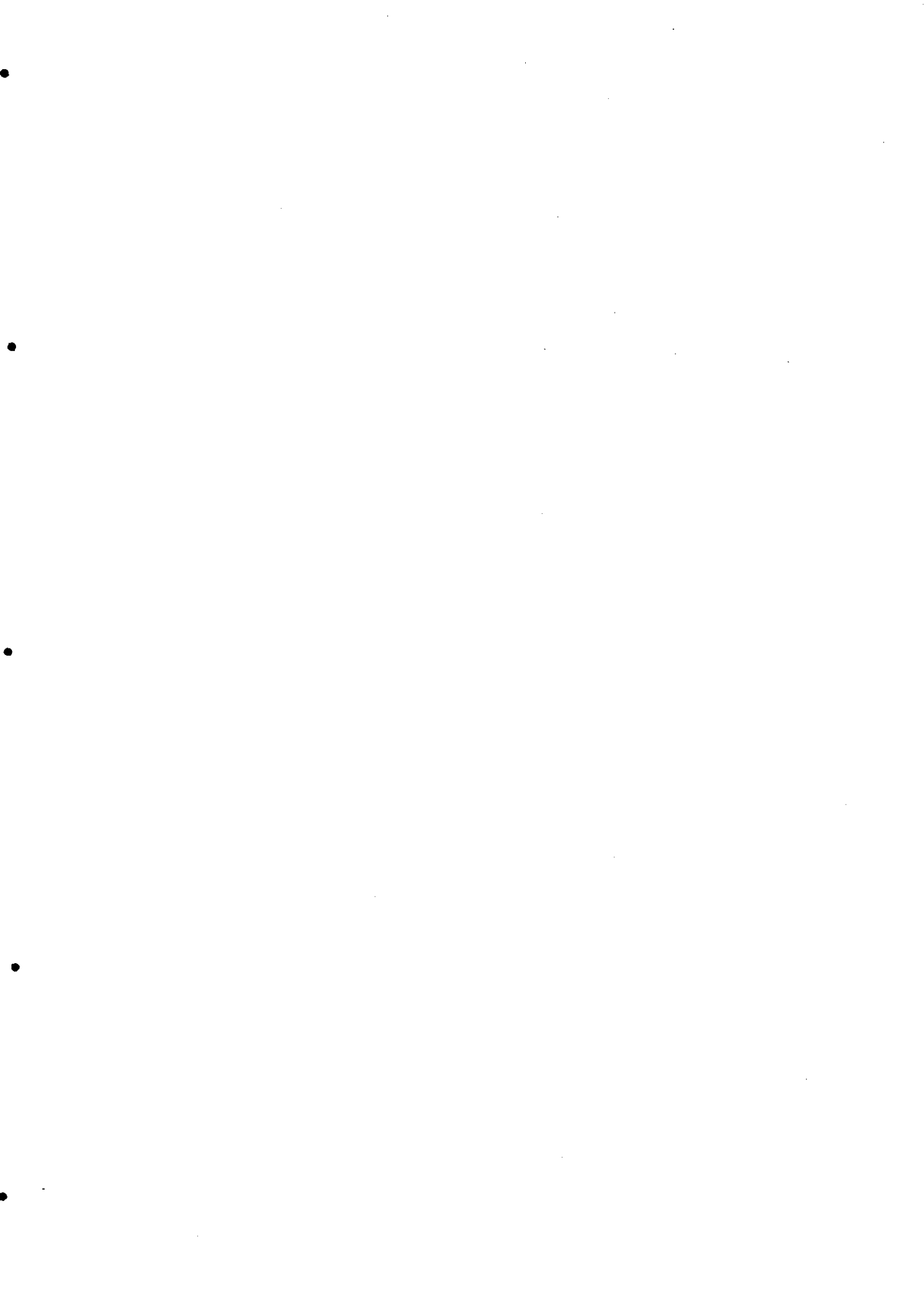
14.- El estudio del equilibrio químico del sistema SO_2 diluido-agua de mar, puede simplificarse considerando que las especies a tener en cuenta en la fase gas son el SO_2 y el CO_2 , mientras que en el agua de mar las especies reaccionantes son los carbonatos y sulfatos. El sistema inicialmente complejo, se reduce a un sistema abierto SO_2 , CO_2 -agua con las concentraciones de carbonatos y sulfatos existentes en el agua de mar.

15.- Se ha propuesto un modelo químico, cuya validez ha sido demostrada con la obtención de valores experimentales del pH del efluente, junto con el cálculo del SO_2 total absorbido, T_{SO_2} . En la mayoría de los casos los valores experimentales de pH fueron ligeramente inferiores a los derivados del modelo, probablemente como consecuencia de simplificaciones del propio modelo tales como la formación de pares iónicos de las especies de SO_2 disueltas y la oxidación del sulfito a sulfato como consecuencia del efecto catalizador del ion Cl^- presente en el agua de mar.

8.- Conclusiones.

16.- Desde el punto de vista del impacto ambiental, el proceso de lavado con agua de mar presenta como único inconveniente los bajos valores del pH del efluente líquido. Se han obtenido datos experimentales de pH para gran variedad de condiciones de operación, alcanzándose valores muy reducidos cuando las concentraciones de SO_2 a la entrada son muy altas, y los caudales de líquido son bajos. No obstante, se ha demostrado que el empleo de relaciones líquido/gas adecuadas permite la obtención de un pH mayor y por lo tanto no perjudicial para el medio marino. El control del pH, garantiza la total inocuidad del efluente líquido dado que las especies disueltas del SO_2 terminan oxidándose a sulfatos, los cuales son constituyentes naturales del agua de mar.

17.- En vista de los resultados obtenidos se demuestra que la caída de presión constituye un parámetro fundamental de la hidrodinámica y que influye en gran medida sobre las condiciones de absorción y pH del efluente. En general, el empleo de rellenos con menor fracción hueca origina una mayor caída de presión y por tanto mayor gasto de energía. No obstante, esta mayor caída de presión, conlleva mejor distribución del líquido, mayores rendimientos de retención y valores reducidos de pH. Dado que las condiciones experimentales se realizan con caudales, rellenos y concentraciones reales, los resultados obtenidos resultan útiles para el establecimiento de los parámetros de diseño de equipos de lavado de gases.



9.- NOMENCLATURA

NOMENCLATURA

a_1 y a_2	coeficientes del modelo de caída de presión ec. (7.1).
a_e	Área superficial interfacial específica, $m^2 m^{-3}$.
a_i	Actividad del componente i en escala molar o molal.
a_p, a	Área superficial específica del relleno, $m^2 m^{-3}$.
a_{tot}	Área superficial específica total del relleno húmedo, $m^2 m^{-3}$.
an^-	Anión.
A	Sección transversal de columna, m^2 , ó factor de absorción ($= L_f/mG_d$).
A_1 y A_2	Constantes en ecuación (3.181).
b	Concentración del reactante en la fase líquida, $mol m^{-3}$.
b_1, b_2 y b_3	Coeficientes del modelo teórico de cálculo del coeficiente global de transferencia de materia ec. (7.2).
b_o	Concentración del reactante en el seno del líquido, $mol m^{-3}$.
B_g	Coeficiente global de transferencia de materia fase gas, $m s^{-1}$.
B_l	Coeficiente global de transferencia de materia fase líquida, $m s^{-1}$.
c	Concentración, $mol m^{-3}$, ó exponente en ecuación (3.176).
c'	Concentración en el equilibrio, $mol m^{-3}$.
c_i	Concentración del componente i, $mol m^{-3}$.
c_o	Concentración de gas absorbido en el seno del líquido, $mol m^{-3}$.
c'_o	Concentración de gas absorbido en la interfase, $mol m^{-3}$.
cat^+	Catión.
C_1, C_2, C_3	Constantes en ecuación (3.158) características de cada relleno.
C_{gp}, C_l	Constantes en ecuaciones (3.188, 189) características de cada relleno.
C_p	Constante en ecuación (3.170) característica de cada relleno.
C_{pk}	Constante en ecuación (3.194) característica de cada relleno.
C_s	Velocidad superficial del gas corregida por densidades, $m s^{-1}$.
C_T	Densidad molar promedio, $kmol m^{-3}$.
d	Longitud de elemento líquido en teoría de penetración, m.
d_c	Diámetro de columna, m.
d_h	Diámetro hidráulico, m.
d_p	Diámetro de partícula, m.
d'_p	Diámetro de partícula para lecho irrigado, m.
D_i	Difusividad del componente i, $m^2 s^{-1}$.
D_1	Difusividad del componente absorbido, $m^2 s^{-1}$.
D_2	Difusividad del reactante en el líquido, $m^2 s^{-1}$.
D_g	Difusividad o coeficiente de difusión en la fase gas, $m^2 s^{-1}$.
D_l	Difusividad o coeficiente de difusión en la fase líquida, $m^2 s^{-1}$.
D^*	Difusividad efectiva, $m^2 s^{-1}$.
e	Energía de atracción molecular, J, ó distancia desde la interfase al plano de

9.- Nomenclatura

	reacción, m.
E	Factor de incremento de la velocidad de absorción por concurrencia de una reacción química.
f_0	Factor de fricción para flujo a través de una partícula simple aislada o sumatorio del producto difusividad-concentración en el seno del líquido, para las especies que contengan S(IV).
f'_0	Factor de fricción para flujo a través de una partícula simple mojada.
f'	Sumatorio del producto difusividad-concentración en la interfase, para las especies que contengan S(IV).
F_g	Factor de capacidad del gas referido a columna vacía ($= u_g \rho_g^{0.5}$).
$F_{g.p.l.}$	Factor de carga del gas en el punto de inundación ($= u_{g.p.l.} \rho_g^{0.5}$).
F_p	Factor de relleno.
F_{ps}	Factor de relleno seco.
Fa	Constante de Faraday ($= 96500 \text{ Clb}$).
Fr_1	Número de Froude de la fase líquida.
g	Aceleración de la gravedad, m s^{-2} .
G'	Caudal másico de gas por unidad de sección transversal de columna, $\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.
G	Caudal molar de gas por unidad de sección transversal de columna, $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.
G_1	Caudal molar de gas por unidad de sección transversal de columna a la entrada, $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.
G_2	Caudal molar de gas por unidad de sección transversal de columna a la salida, $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.
G_f	Factor de carga de gas.
G_s	Caudal molar de gas por unidad de sección transversal de columna, $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.
h_d	Retención de líquido dinámica.
h_e	Retención de líquido estática.
h_t	Retención de líquido total u operacional.
$h_{t.p.l.}$	Retención de líquido total en condición de inundación.
h'_t	Retención de líquido total u operacional por encima del punto de carga.
He	Constante de Henry, Pa, Pa kg mol^{-1} ó $\text{m}^3 \text{ mol}^{-1}$.
H_g	Altura de la unidad de transferencia de materia fase gas, m.
H_l	Altura de la unidad de transferencia de materia fase líquida, m.
H_{og}	Altura global de la unidad de transferencia de materia fase gas, m.
H_{ol}	Altura global de la unidad de transferencia de materia fase líquida, m.
I	Fuerza iónica ($= 0.5 \sum_j C_j z_j^2$), en escala molar o molal.
k	Constante de Boltzmann, J K^{-1} .
k_g	Coefficiente local de transferencia de materia fase gas, $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1} (\text{kPa})^{-1}$.
k_y	Coefficiente local de transferencia de materia fase gas, $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.
k_l	Coefficiente local de transferencia de materia fase líquida, $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1} (\text{kmol m}^{-3})^{-1}$.
k_x	Coefficiente local de transferencia de materia fase gas, $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

9.- Nomenclatura

k'	Coefficiente local de transferencia de materia fase líquida en presencia de reacción química, $\text{kmol m}^{-3} \text{s}^{-1} (\text{kPa})^{-1}$.
K	Factor de pared.
K_g	Coefficiente global de transferencia de materia fase gas, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1} (\text{kPa})^{-1}$.
K_l	Coefficiente global de transferencia de materia fase líquida, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1} (\text{kmol m}^{-3})^{-1}$.
K_x	Coefficiente global de transferencia de materia fase líquida, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
K_y	Coefficiente global de transferencia de materia fase gas, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
K_1, K_2	Constantes en ec. (3.167) dependientes del tipo de relleno.
$K_1^{s(n)}, K_2^{s(n)}$	Constantes termodinámicas de disociación primera y segunda del sulfito en escala molar.
$K_1^{s(n)}, K_2^{s(n)}$	Constantes aparentes o efectivas de disociación primera y segunda del sulfito en escala molar.
$K_{1a}^{c(n)}, K_{1b}^{c(n)}$	Constantes termodinámicas de paso de CO_2 a ácido carbónico y de disociación del ácido carbónico, en escala molar.
$K_{\text{H}_2\text{CO}_3}$	Constante compuesta primera de disociación del carbonato en escala molar.
$K_2^{c(n)}$	Constante termodinámica de disociación segunda del carbonato en escala molar.
$K_1^{s(n)}$	Constante termodinámica de disociación del ion bisulfato en escala molar.
K_w	Constante termodinámica de autoprotólisis ó producto iónico del agua, en escala molar.
K'_w	Constante aparente o efectiva de autoprotólisis ó producto iónico, del agua, escala molar.
K_{He}	Constante de solubilidad en solución acuosa, M atm^{-1} .
l_c	Longitud característica, m.
L'	Caudal másico de líquido por unidad de superficie de columna, $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
L	Caudal molar de líquido por unidad de sección transversal de columna, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
L_1	Caudal molar de líquido por unidad de sección transversal de columna a la salida, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
L_2	Caudal molar de líquido por unidad de sección transversal de columna a la entrada, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
\mathcal{L}	Transformada de Laplace.
L_f	Factor de carga de gas.
L_s	Caudal molar de disolvente por unidad de sección transversal de columna, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
L_v	Caudal volumétrico de líquido, $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$.
m	Pendiente de la línea de equilibrio en función de fracción molar.
m'	Pendiente de la línea de equilibrio, $\text{kPa} (\text{kmol m}^{-3})^{-1}$.
M_A	Peso molecular del componente A, kg kmol^{-1} .
M_B	Peso molecular del componente B, kg kmol^{-1} .
M_l	Peso molecular del líquido, kg kmol^{-1} .
M_{so_2}	Peso molecular del SO_2 , kg kmol^{-1} .
n_{\pm}	Valencia.

9.- Nomenclatura

N_{og}	Número global de unidades de transferencia de la fase gas.
p	Presión parcial, Pa.
p'	Presión parcial en la interfase, Pa.
P	Presión total, Pa.
ΔP_{ir}	Caída de presión para relleno irrigado, Pa.
$\Delta P_{ir}'$	Caída de presión para relleno irrigado por encima del punto de carga, Pa.
$\Delta P_{p.i.}$	Caída de presión en punto de inundación, Pa.
ΔP_s	Caída de presión para relleno seco, Pa.
q	Coefficiente estequiométrico, relación entre moles de reactante y moles de gas absorbido.
r	Velocidad de reacción, $\text{mol m}^{-3} \text{s}^{-1}$, ó separación molecular durante el choque, nm.
\mathcal{R}	Constante del gas, $\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$.
Re_g	Número de Reynolds de la fase gas = $d_p u_g \rho_g \mu_g^{-1}$ en ecuación (3.158).
s	Parámetro de Laplace, s^{-1} , ó fracción se superficie reemplazada por unidad de tiempo.
t	Tiempo, s.
t^*	Tiempo de contacto del elemento líquido con la fase gas, s.
T	Temperatura absoluta, K.
T_{CO_2}	Concentración total de especies con C(IV).
$T_{SO_4^{2-}}$	Concentración total de especies con S(VI).
T_{SO_2}	Concentración total de especies con S(IV).
u	Vector velocidad de convección del líquido, m s^{-1} .
u_b	Velocidad del elemento líquido en teoría de penetración, m s^{-1} .
u_x	Componente x de la velocidad de convección del líquido, m s^{-1} .
\bar{u}_g	Velocidad efectiva del gas, m s^{-1} .
$u_{g p.i.}$	Velocidad del gas correspondiente al punto de inundación, m s^{-1} .
$u_{g p.i.t}$	Velocidad del gas teórica correspondiente al punto de inundación, m s^{-1} .
u_l	Velocidad del líquido referida a columna vacía, m s^{-1} .
V_i	Velocidad instantánea de absorción física del componente i, $\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
\bar{V}_i	Velocidad neta de absorción física del componente i, $\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
V'_i	Velocidad instantánea de absorción con reacción química del componente i, $\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
\bar{V}'_i	Velocidad neta de absorción con reacción química del componente i, $\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.
V_c	Volumen total de columna, m^3 .
V_l	Volumen de líquido en la columna, m^3 .

9.- Nomenclatura

V_{so2}	Volumen molar del SO ₂ en el punto de ebullición normal, m ³ kmol ⁻¹ .
We_1	Número de Weber de la fase líquida.
x	SO ₂ disuelto en la fase líquida en equilibrio con la fase gas, mol kg ⁻¹ , ó dirección de difusión, m.
x_1	Fracción molar del gas en la fase líquida a la salida.
x_2	Fracción molar del gas en la fase líquida a la entrada.
x_i	Fracción molar del componente i en la fase líquida.
x^*	Fracción molar del gas en la fase líquida en equilibrio.
x'	Fracción molar del gas en la interfase líquida.
X	Parámetro de flujo, abscisa de cartas SLE, ó relación molar de la fase líquida (moles de soluto por moles de disolvente líquido).
X_1	Relación molar en fase líquida a la salida (moles de soluto por moles de disolvente en la fase líquida).
X_2	Relación molar en fase líquida a la entrada (moles de soluto por moles de disolvente en la fase líquida).
y_i	Fracción molar del componente i en la fase gas.
y_{int}	Fracción molar del gas correspondiente a transición desde régimen de reacción interna a absorción física.
y_1	Fracción molar del gas correspondiente a transición desde régimen de reacción en superficie a reacción interna.
y_1	Fracción molar de SO ₂ a la entrada de la columna.
y_2	Fracción molar de SO ₂ a la salida de la columna.
Y	Factor de capacidad, ordenada de cartas SLE, ó relación molar en fase gas (moles de soluto por moles de gas inerte en la fase gas).
Y_1	Relación molar en fase gas a la entrada (moles de soluto por moles de gas inerte en la fase gas).
Y_2	Relación molar en fase gas a la salida (moles de soluto por moles de gas inerte en la fase gas).
Y^*	Relación molar del gas en equilibrio (moles de soluto por moles de gas inerte en la fase gas).
Y'	Relación molar del gas en la interfase (moles de soluto por moles de gas inerte en la fase gas).
z	Dirección de difusión, m.
Z	Altura de columna, m.
Z_i	Altura de columna en régimen de reacción interna, m.
Z_s	Altura de columna en régimen de reacción de superficie, m.

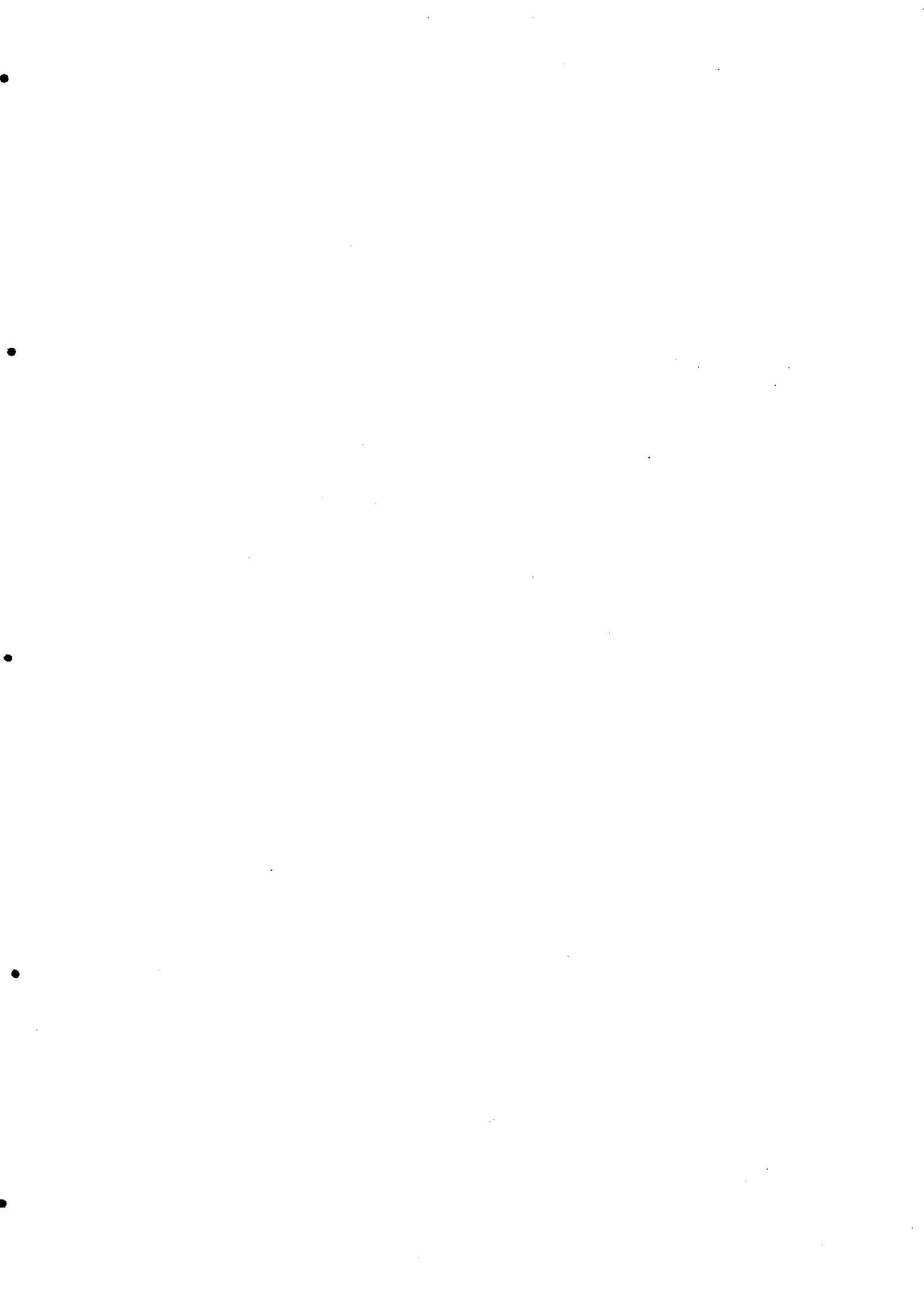
Griego:

α	Parte no efectiva del área superficial total en relleno húmedo.
α'	Coefficiente del modelo teórico para el cálculo del coeficiente global de transferencia, ec. (7.2).

9.- Nomenclatura

β_g	Coefficiente local de transferencia de materia en el gas, $m s^{-1}$.
β_l	Coefficiente local de transferencia de materia en el líquido, $m s^{-1}$.
γ_i	Coefficiente de actividad del componente i, en escala molar o molal.
∇	Operador nabla, m^{-1} .
Δ_v	Volumen de difusión atómico y estructural, $m^3 kmol^{-1}$.
ΔH	Calor de absorción, $kJ kmol^{-1}$.
Δ_2	Operador de Laplace, m^{-2} .
δ	Espesor de película, m.
μ_g	Viscosidad de la fase gas, Pa s.
μ_l	Viscosidad de la fase líquida, Pa s.
ϵ	Fracción hueca característica del relleno, $m^3 m^{-3}$.
ϵ'	Fracción hueca para relleno irrigado o fracción hueca efectiva, $m^3 m^{-3}$.
λ	Factor de fricción de Darcy-Weißbach.
λ'	Relación de flujo en el punto de inundación = $u_1 / u_{g.p.i.}$
$\lambda^{0.2}$	Conductividad iónica equivalente a dilución infinita, $ohm^{-1} cm^2 eq^{-1}$.
η	Factor de forma de relleno.
ψ	Coefficiente de fricción para flujo turbulento y de transición en lecho seco.
ψ'	Pseudo coeficiente de fricción de gas para flujo de dos fases.
ρ_g	Densidad del gas, $kg m^{-3}$.
ρ_l	Densidad del líquido, $kg m^{-3}$.
ρ_m	Densidad molar media, $kmol m^{-3}$.
σ_l	Tensión superficial del líquido, $kg s^{-2}$.
ν_l	Viscosidad dinámica del líquido, $m^2 s^{-1}$.
χ	Longitud característica, m.
φ	Factor de asociación del disolvente.

Cinemática



10.- BIBLIOGRAFÍA

10.- Bibliografía

Abdulsattar, A. H., Sridhar, S. y Bromley, L. A., *AIChE. J.*, **23**, 62 (1977).

Andrew, S. P. S., "*Alta tecnologia chimica; Processi di Scambio*", Academia Nazionale dei Lincei, Roma (1961).

Astarita, G. y Gioia, F., *Chem. Eng. Sci.*, **19**, 963-971 (1964).

Astarita, G., "Mass transfer with chemical reactionn", Elsevier, Amsterdam (1967).

Baaliña, A., Rodríguez, E., Santaballa, J. A. y Arce, A., *Environm. Technol.*, **18**, 545-550 (1997).

Baaliña, A., Rodríguez, E., Santaballa, J. A. y Arce, A., *Environm. Technol.*, **17**, 331-335 (1996).

Bennet, A. y Goodridge, F., *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **48**, T232 (1970).

Billet, R. y Schultes, M., *Chem. Eng. Tech.*, **16**, 1-9 (1993).

Billet, R. y Schultes, M., *Chem. Eng. Tech.*, **14**, 89-95 (1991).

Bird, R. B., Stewart, W. E. y Lightfoot, E. N., "Transport phenomena", J. Wiley, New York (1960).

Bornhütter, K. y Mersmann, A., *Chem. Eng. Technol.*, **16**, 46-57 (1993).

Bromley, L. A., *J. Chem. Thermo.*, **4**, 669 (1972).

Bronikowska, W. P. y Rudzinski, K. J., *Chem. Eng. Sc.*, **46** (9), 2281 (1991).

Buzek, J. y Jaschik, M., *Chem. Eng. Sc.*, **50** (19), 3067 (1995).

Campbell, W. B. y Maas, O., *Can. J. Res.*, **2**, 42 (1930).

Ciric, J. *et al.*, "Techno-Chemical Handbook, Part 2: Analisis", Rad, Beograd, Yugoslavia (1986).

Clarke, A. G. y Radojevic, M., *Atmosph. Env.*, **17**, 617 (1983).

Clarke, A. G. y Radojevic, M., *Atmosph. Env.*, **18**, 2761 (1984).

Coulson, J. y Richardson, J., "Ingeniería Química", 3ª Ed, Reverté, Barcelona (1988).

Chang, C. S. y Rochelle, G. T., *Ind. Eng. Chem. Fund.*, **24**, 7 (1985).

10.- Bibliografía

- Chang, C. S. y Rochelle, G. T., *AIChE. J.*, **27** (2), 292 (1981).
- Chenlo, F., Tesis Doctoral, Universidad de Santiago, Santiago (1985).
- Danckwerts, P. V., *AIChE. J.*, **1** (4), 456 (1955).
- Danckwerts, P. V., *Ind. Eng. Chem.*, **43**, 1460 (1951).
- Danckwerts, P. V., *Chem. Eng. Sci.*, **23**, 1045-1051 (1968).
- Danckwerts, P. V., "Gas-liquid reactions", McGraw-Hill, London (1970).
- Dschabagin, T. K., Roi, D. K. y Semenov, P. A., *Khim. Prom.*, **11**, 870 (1965).
- Eckert, J. S., *Chem. Eng. Prog.*, **57** (9), 54-58 (1961).
- Eigen, M., Kustin, K. y Maas, G., *Z. Phys. Chem.*, **30**, 130-136 (1961).
- Ergun, S., *Chem. Eng. Prog.*, **48** (2), 89-94 (1952).
- Fuller, E. N.; Schettler, P. D. y Giddings, J. C., *Ind. Eng. Chem.*, **58** (5), 19-27 (1966).
- Gerard, P., Segantini, G. y Vanderschuren, J., *Chem. Eng. Sc.*, **51** (12) 3349 (1996).
- Goldberg, R. N. y Parker, V. B., *J. Res. Natl. Bur. Stand.*, **90**, 341 (1985).
- Gravenhorst, G., Janssen-Schmidt, Th., Ehhalt, D. H. y Roth, E. P., *Atmosph. Envir.*, **12**, 691 (1978).
- Higbie, R., *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **31**, 365 (1935).
- Hikita, H., Asai, S. y Tsuji, T., *AIChE. J.*, **24** (1), 147-149 (1978).
- Hikita, H., Asai, S. y Tsuji, T., *AIChE. J.*, **23** (4), 548-543 (1977).
- Holman, J. y Gajda, W., "Experimental methods for engineers", 4ª Ed., McGraw-Hill, New York (1984).
- Hutchings, L. E., Stutzman, L. F. y Koch, H. A. Jr., *Chem. Eng. Prog.*, **45** (4), 253 (1949).
- Jeser, B. Y Elgin, J. C., *Trans. AIChE.*, **39**, 277 (1943).
- Johstone, H. F., Read, H. J. y Blankmeyer, H. C., *Ind. Eng. Chem.*, **30**, 101 (1938).
- King, C. J., *Ind. Eng. Chem. (Fund)*, **5** (1), 1 (1966).

10.- Bibliografía

- Kister, H. Z. y Gill, D. R., *Chem. Eng. Prog.*, **87** (2), 32-42 (1991).
- Koziol, A. y Maćkowiak, J., *Int. Chem. Eng.*, **33** (3), 442-449 (1993).
- Lancia, A., Musmarra, D. y Pepe, F., *Ind. Eng. Chem. Res.*, **36**, 197 (1997).
- Leaist, D. G., *J. Chem. Soc. Faraday Trans.*, **84** (2), 581 (1988)
- Leva, M., *Chem. Eng. Prog.*, **50** (10), 51-59 (1954).
- Lobo, W. E.; Friend, L.; Hashmall, F. y Zenz, F. A., *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, **41**, 693-710 (1945).
- Lindner, J. R.; Schubert, C. N. y Kelly, R. M., *Ind. Eng. Chem. Res.*, **27**, 636-642 (1988).
- Maćkowiak, J., *Chem. Eng. Proc*, **29**, 93-105 (1991).
- Marrero, T. R. y Mason, E. A., *J. Phys. Chem. Ref. Data*, **1**, 3-118 (1972). No disp.
- Mersmann, A. y Deixler, A., *Chem. Eng. Tech.*, **58**, 19-31 (1986).
- Mottola, A. C., *Chem. Eng.*, **19**, 77-80 (1977).
- Olander, D. R., *AIChE. J.*, **6**, 233 (1960).
- Onda, K., Kobayashi, T., Fujine, M. y Takahashi, M., *Chem. Eng. Sci.*, **66**, 2009-2026 (1971).
- Onda, K; Takeuchi, H y Okumoto, Y., *J. Chem. Eng. Jpn.* **1**, 56 (1968). No disp.
- Patwardhan, V. S., *Can. J. Chem. Eng.*, **56**, 56 (1978).
- Pearson, D. A., Lundberg, L. A., West, F. B. y McCarthy, J. L., *Chem. Eng. Prog.*, **47** (5), 257 (1951).
- Rabe, A. E. y Harris, J. F., *J. Chem. and Eng. Data*, **8** (3), 333 (1963).
- Radojevic, M., *Env. Technol. Lett.*, **10**, 71 (1989).
- Robbins, L. A., *Chem. Eng. Prog.*, **87** (5), 87-91 (1991).
- Roberts, D. L. y Friedlander, S. K., *AIChE. J.*, **26** (4) 593 (1980).
- Rodríguez, E., Tesis Doctoral, Universidad de Santiago. Santiago (1993)
- Rochelle, G. T. y King, J. C., *Ind. Eng. Chem. Fund.*, **16** (1), 67 (1977).

10.- Bibliografía

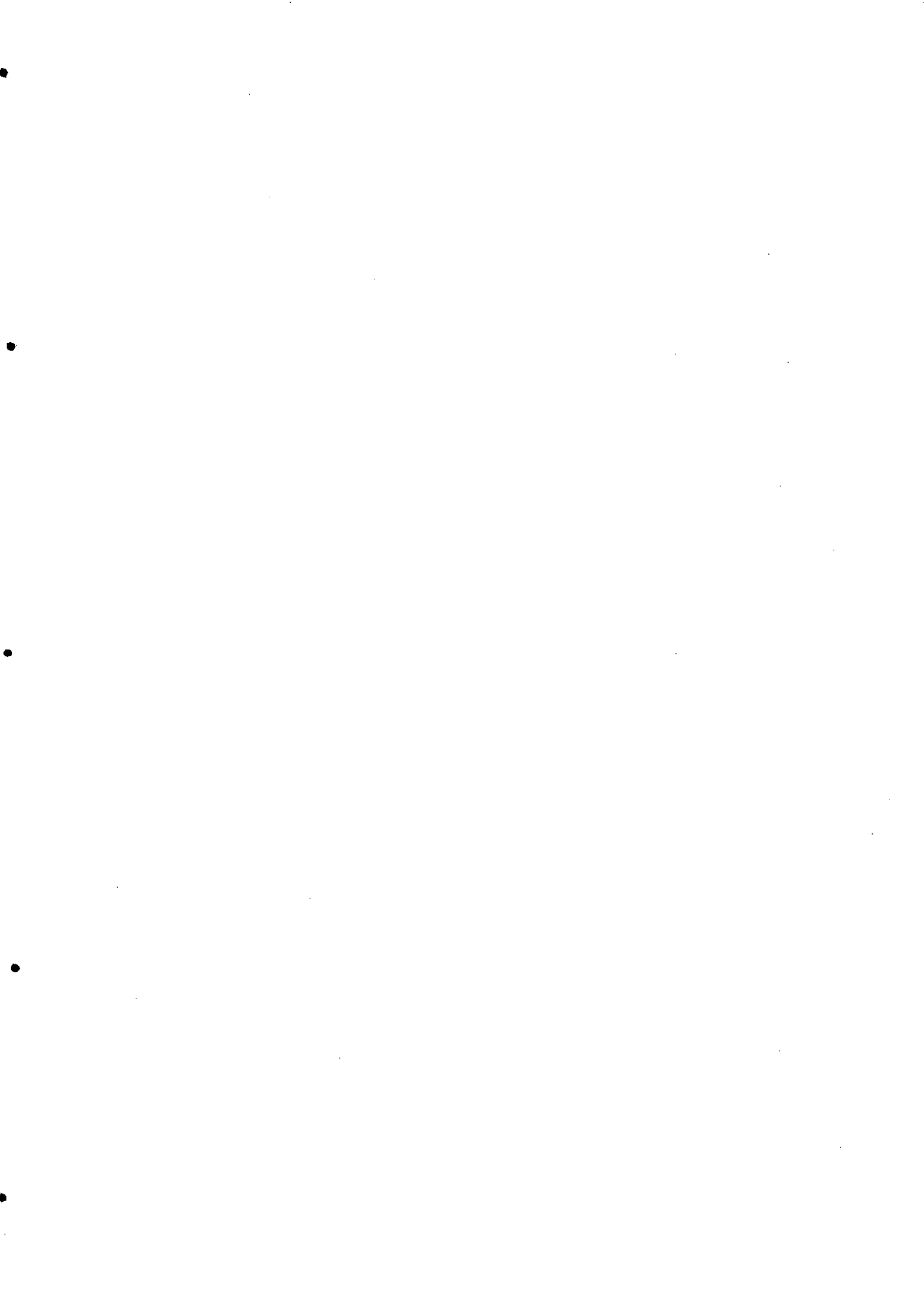
- Seidell, A., "*Solubilities of inorganic and metal organic compounds*", Van Nostrad, New York (1940).
- Sater, V. E. y Levenspiel, O., *Ind. Eng. Fundam.*, **5**, 89 (1966).
- Sherwood, T. K.; Shipley, G. H. y Holloway, F. A. L., *Ind. Eng. Chem.*, **30**, 765-769 (1938).
- Shi, M. G. y Mersmann, A., *Ger. Chem. Eng.*, **8**, 87-96 (1985).
- Shulman, H. L.; Mellish, W. G. y Lyman, W. H., *AIChE. J.*, **17**, 631 (1971).
- Shulman, H. L.; Ullrich, C. F. y Wells, N., *AIChE. J.*, **1**, 247 (1955)..
- Sicardi, S. y Baldi, G., *Chem. Eng. Sci.*, **31**, 651-656 (1976).
- Sridhar, S., Tesis doctoral, Universidad de California, USA (1975).
- Stichlmair, J.; Bravo, J. L. y Fair, J. R., *Gas Sep. Purif.*, **3**, 19-28 (1989).
- Strigle, R. F., Jr., "Random packings and packed towers", Gulf Publishing, Houston (1987).
- Strommen, S. O. y Hjelm, J., *Ind. Chem. Eng. Symp. Series*, **131**, 94 (1993).
- Stumm, W. y Morgan, J. J., "*Aquatic Chemistry: An Introduction Emphasizing Chemical Equilibria in Natural Waters*". 2nd Ed. John Wiley and Sons. New York (1981).
- Stumm, W. y Morgan, J. J., "Aquatic Chemistry: An introduction emphasizing chemical equilibria in natural waters", 2nd Ed., John Wiley and Sons, New York (1981).
- Tartar, H. V. y Garretson, H. H., *J. Am. Chem. Soc.*, **63**, 808 (1941).
- Toor, H. L. y Marchello, J. M., *AIChE. J.*, **4**, 97 (1958).
- Treybal, R., "Operaciones de transferencia de masa", 2ª Ec, McGraw-Hill, Méjico (1987).
- van Swaaij, W. P. M.; Charpentier, J. C. y Villermaux, J., *Chem. Eng. Sci.*, **24**, 1083-1095 (1969).
- Vinograd, J.R. y McBain, J. W., *J. Am. Chem. Soc.* **63**, 2008 (1941).
- Wagner, I.; Stichlmair, J. y Fair, J. R., *Ind. Eng. Chem. Res.*, **36**, 227-237 (1997).
- Wang, J. C. y Himmelblau, D. M., *AIChE. J.*, **10** (4), 574 (1964).
- White, F., "Mecánica de fluidos", McGraw-Hill, Madrid (1983).

10.- Bibliografía

Whitman, W. G., *Chem. Met. Eng.*, 29, 147 (1923).

Wilke, C. R. y Lee, C. Y., *Ind. Eng. Chem.*, 47, 1253-1257 (1955).

Wilke, C. R. y Chang, P. C., *AIChE. J.*, 1, 264-270 (1955).



11.- APÉNDICE

11.1.

■ Modelo para la predicción del coeficiente de transferencia de materia de Billet y Schultes (1993).

□ Datos:

$\epsilon = \text{Input}[\text{"Fracción hueca, m}^3 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $a_{\text{tot}} = \text{Input}[\text{"Área superficial total por un. vol. de relleno, m}^2 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $L_v = \text{Input}[\text{"Caudal volumétrico líquido, m}^3 \text{ s}^{-1}\text{"}];$
 $G_s = \text{Input}[\text{"Caudal molar de gas inerte Gs, kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{"}];$
 $\nu_l = \text{Input}[\text{"Viscosidad cinemática líquido, m}^2 \text{ s}^{-1}\text{"}];$
 $\rho_l = \text{Input}[\text{"Densidad del líquido, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $\sigma_l = \text{Input}[\text{"Tensión superficial líq., kg s}^{-2}\text{"}];$
 $\mu_l = \text{Input}[\text{"Viscosidad del líquido, Pa s"}];$
 $g = \text{Input}[\text{"Aceleración de la gravedad, m s}^{-2}\text{"}];$
 $Z = \text{Input}[\text{"Altura de relleno, m"}];$

$C_g = \text{Input}[\text{"Coeficiente del relleno"}];$
 $u_g = \text{Input}[\text{"Velocidad gas, m s}^{-1}\text{"}];$
 $\nu_g = \text{Input}[\text{"Viscosidad cinem. gas, m}^2 \text{ s}^{-1}\text{"}];$

Cálculo de la Difusividad del gas (SO₂ en el aire, m² s⁻¹):

1.-Correlación de Fuller (1966):

$T = \text{Input}[\text{"Temperatura absoluta, K"}];$
 $M_{\text{so}_2} = \text{Input}[\text{"Peso molecular del SO}_2\text{, kg/kmol"}];$
 $M_{\text{aire}} = \text{Input}[\text{"Peso molecular del aire, kg/kmol"}];$
 $P = \text{Input}[\text{"Presión total, Pa"}];$
 $\Sigma \Delta v_{\text{so}_2} = \text{Input}[\text{"Suma de volúmenes atómico y estructural del SO}_2\text{"}];$
 $\Sigma \Delta v_{\text{aire}} = \text{Input}[\text{"Suma de volúmenes atómico y estructural del aire"}];$

$$D_{g1} = (0.0101 T^{1.75} (1/M_{\text{so}_2} + 1/M_{\text{aire}})^{0.5}) / (P ((\Sigma \Delta v_{\text{so}_2})^{1/3} + (\Sigma \Delta v_{\text{aire}})^{1/3})^2)$$

2.-Correlación de Wilke y Lee (1955):

$r_{\text{so}_2\text{-aire}} = \text{Input}[\text{"Separación molecular durante el choque, nm"}];$
 $(* = r_{\text{so}_2} + r_{\text{aire}} / 2 = 0.4112 + 0.3711 / 2 = 0.39115*)$
 $e_{\text{so}_2\text{-aire}} = \text{Input}[\text{"Energía de atracción molecular, J"}];$
 $k = \text{Const. de Boltzmann, J/K};$
 $(* e_{\text{so}_2\text{-aire}} / k = (e_{\text{so}_2} e_{\text{aire}} / k^2)^{0.5} = (335.4 \cdot 78.6)^{0.5} = 162.365*)$
 $(* kT / e_{\text{so}_2\text{-aire}} = 287.5 / 162.365 = 1.771*)$
 $f(kT / e_{\text{so}_2\text{-aire}}) = \text{Input}[\text{"Valor obtenido gráficamente"}]$

11.- Apéndice

(*0.56*)

$$D_{g2} = (10^{-4})(1.084 - 0.249(1/M_{so2} + 1/M_{aire})^{0.5}) T^{3/2} (1/M_{so2} + 1/M_{aire})^{1/2} / (P (r_{so2-aire})^2 f(kT/e_{so2-aire}))$$

$$D_{g1} = (0.0101 (287.5)^{1.75} ((1/64.06) + (1/28.93))^{0.5}) / (1.013 \cdot 10^5 ((41.1)^{1/3} + (20.1)^{1/3})^2)$$

$$D_{g2} = (10^{-4})(1.084 - (0.249 (1/64.06 + 1/28.93)^{0.5})) 287.5^{3/2} (1/64.06 + 1/28.93)^{0.5} / (1.013 \cdot 10^5 (0.39115)^2 0.56)$$

□ Transferencia de materia en la fase gas:

Diámetro hidráulico, d_h , m:

$$d_h = (4 \epsilon) / a_{tot}$$

ϵ = Fracción hueca, $m^3 m^{-3}$.

a_{tot} = Área superficial total por unidad de volumen de relleno, $m^2 m^{-3}$.

Sección de columna, A , m^2 :

$$A = (3.14159 \cdot 0.25^2) / 4;$$

Velocidad de líquido referida a columna vacía, u , $m s^{-1}$:

$$u_l = L_v / A;$$

L_v = Caudal de líquido volumétrico, $m^3 s^{-1}$.

Área interfacial efectiva, a_e , $m^2 m^{-3}$:

$$a_e = a_{tot} 1.5 (a_{tot} d_h)^{-0.5} ((u_l d_h) / \nu_l)^{-0.2} ((u_l^2 \rho_l d_h) / \sigma_l)^{0.75} ((u_l)^2 / (g d_h))^{-0.45};$$

Números de Reynolds Re_l , Weber We_l , y Froude Fr_l , del líquido:

$$Re_l = ((u_l d_h) / \nu_l);$$

$$We_l = ((u_l^2 \rho_l d_h) / \sigma_l);$$

$$Fr_l = (u_l^2 / (g d_h));$$

u_l = Velocidad del líquido, $m^3 m^{-2} s^{-1}$.

ν_l = Viscosidad cinemática del líquido, $m^2 s^{-1}$.

ρ_l = Densidad del líquido, $kg m^{-3}$.

σ_l = Tensión superficial, $N m^{-1}$ ó $kg s^{-2}$.

g = Aceleración de la gravedad, $m s^{-2}$.

Retención de líquido total, h_t , $m^3 m^{-3}$:

$$h_t = ((12 \mu_l u_l a_{tot}^2) / (g \rho_l))^{1/3};$$

11.- Apéndice

μ_1 = Viscosidad del líquido, $\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$.

Coefficiente volumétrico de transferencia de materia local para el gas, $\beta_g a_c$, ó $k_g a_c$, $\text{m s}^{-1} \text{m}^2 \text{m}^{-3}$ ó $\text{kmol s}^{-1} \text{m}^{-3} (\text{kPa})^{-1}$:

$$\beta_g a_c = ((C_g (a_{\text{tot}})^{1.5} D_{g2}) / ((\epsilon - h_t)^{0.5} d_h^{0.5})) (u_g / (a_{\text{tot}} v_g))^{0.75} (v_g / D_{g2})^{1/3} (a_c / a_{\text{tot}});$$

$$k_g a_c = (\beta_g a_c G_g) / (101.3 u_g);$$

C_g = Constante del relleno.

D_{g2} = Difusividad del gas, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$.

u_g = Velocidad del gas, $\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$.

v_g = Viscosidad cinemática del gas, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$.

Altura de la unidad de transferencia del gas, H_g , m:

$$H_g = (((\epsilon - h_t)^{0.5} d_h^{0.5} u_g) / (C_g a_{\text{tot}}^{1.5} D_{g2})) ((a_{\text{tot}} v_g) / u_g)^{0.75} (D_{g2} / v_g)^{1/3} (a_{\text{tot}} / a_c);$$

Considerando resistencia reside en fase gas $H_g = H_{og}$, por lo que el n° global de unidades de transferencia, N_{og} , será:

$$N_{og} = Z / H_{og};$$

Z = Altura de relleno, m.

H_{og} = Altura global de la unidad de transferencia del gas, m.

□ Resultados:

```
Print["Diámetro hidráulico, dh = ", dh "m"]
Print["Área interf., atot = ", a_tot "m2m-3"]
Print["Área interf. espec., ac = ", a_c "m2m-3"]
Print["Velocidad líquido, ul = ", u_l "m3m-2s-1"]
Print["Numero Reynolds, Rel = ", Re_l]
Print["Numero Weber, Wel = ", We_l]
Print["Numero Froude, Frl = ", Fr_l]
Print["Retención de líquido, ht = ", h_t "m3m-3"]
Print[" "]
Print["Coef volum. transf. local βgac = ", β_g a_c "s-1"]
Print["Coef volum. transf. kgac = ", k_g a_c "kmol s-1 m-3 (kPa)-1"]
Print["Altura local unidad transf. gas Hg = ", H_g "m"]
Print["Nog, considerando Hg = Hog = ", N_og]
Print[" "]
Print["Difusividad SO2 en el aire = ", D_g1, D_g2 "m2s-1"]
```

□ Datos:

11.- Apéndice

$C_1 = \text{Input}["\text{Constante relleno para líquido}"];$
 $L_s = \text{Input}["\text{Caudal molar de líquido } L_s, \text{ kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}"];$

Cálculo de la difusividad del SO₂ en el agua de mar, D, m² s⁻¹, según correlación de Wilke y Chang (1955):

$M_1 = \text{Input}["\text{Peso molecular del líquido, kg kmol}^{-1}"]$
 $\varphi = \text{Input}["\text{Factor de asociación del disolvente}"]$
 $V_{s02} = \text{Input}["\text{Volumen molar del SO}_2 \text{ en el punto de ebullición normal, m}^3 \text{ kmol}^{-1}"]$

$$D_1 = ((117.3 \cdot 10^{-18}) (\varphi M_1)^{0.5} T) / (\mu_1 (V_{s02})^{0.6});$$

$$D_1 = ((117.3 \cdot 10^{-18}) (2.26 \cdot 18.65)^{0.5} 287.5) / (1.256 \cdot 10^{-3} (0.0448)^{0.6});$$

Densidad molar promedio, C_T, kmol m⁻³:

$$C_T = ((\rho_l/M_1) + (\rho_g / ((x \cdot 10^{-3}) + ((1 - (x \cdot 10^{-3} M_{s02})/M_1)))))) / 2;$$

□ Transferencia de materia en la fase líquida:

Coeficiente volumétrico local de transferencia de materia para líquido, $\beta_1 a_c$ ó $k a_c$, s⁻¹ ó kmol s⁻¹ m⁻³ (kmol m⁻³)⁻¹:

$$\beta_1 a_c = C_1 (g/v_l)^{1/6} (D/d_l)^{0.5} (a_{tot})^{2/3} u_1^{1/3} (a_c/a_{s02});$$
$$k a_c = (\beta_1 a_c L_s) / (u_1 C_T);$$

Altura de la unidad de transferencia del líquido, H_l, m:

$$H_l = u_1 / \beta_1 a_c;$$

□ Resultados:

$\text{Print}["\text{Difusividad del SO}_2 \text{ en agua de mar, } D_1 = ", D_1 \text{ "m}^2 \text{ s}^{-1}"]$
 $\text{Print}["\text{Densidad molar promedio, } C_T = ", C_T \text{ "kmol m}^{-3}"]$
 $\text{Print}["\text{Coef. volum. local de transf. de materia para el líquido, } \beta_1 a_c = ", \beta_1 a_c \text{ "s}^{-1}"]$
 $\text{Print}["\text{Coef. volum. local de transf. de materia para el líquido, } k a_c = ", k a_c \text{ "kmol s}^{-1} \text{ m}^{-3}$
 $\text{ (kmol m}^{-3})^{-1}"]$
 $\text{Print}["\text{Altura de la unidad de transferencia del líquido, } H_l = ", H_l \text{ "m}"]$

□ Datos:

$y_1 = \text{Input}["\text{Fracción molar entrada } y_1"];$
 $y_2 = \text{Input}["\text{Fracción molar salida } y_2"];$
 $x = \text{Input}["\text{SO}_2 \text{ en equilibrio en el líquido, mol kg}^{-1}"];$

11.- Apéndice

Pendiente de la línea de equilibrio, m:

$$m = y_1 / (x_1 \cdot 10^{-3} M_1);$$

para m en kPa (kmol m⁻³)⁻¹:

$$m' = (y_1 \cdot 101.3) / (x_1 \cdot 10^{-3} \rho_1);$$

Cálculo de los coeficientes globales sin considerar simplificación de que toda la resistencia reside en una fase:

Coeficiente global de transferencia de materia fase gas, B_ga_e ó K_ga_e, s⁻¹ ó kmol s⁻¹ m⁻³ (kPa)⁻¹:

$$K_g a_e = 1 / ((1/k_{g a_e}) + (m'/k_{l a_e}));$$

$$B_g a_e = (K_g a_e \cdot 101.3 \cdot u_g) / G_g;$$

Altura global de la unidad de transferencia de materia fase gas, H_{og}, m:

$$H_{og} = G_g / (K_g a_e \cdot 101.3);$$

o bien:

$$H_{og} = H_g + ((m \cdot G_g / L_l) H_l);$$

Número global de unidades de transferencia fase gas, N_{og}:

$$N_{og} = Z / H_{og};$$

Coeficiente global de transferencia de materia fase líquida, B_la_e ó K_la_e, s⁻¹ ó kmol s⁻¹ m⁻³ (kmol m⁻³)⁻¹:

$$K_l a_e = 1 / ((1/m' \cdot k_{g a_e}) + (1/k_{l a_e}));$$

$$B_l a_e = (K_l a_e \cdot u_l \cdot C_T) / L_l;$$

Altura global de la unidad de transferencia de materia fase líquida, H_{ol}, m:

$$H_{ol} = L_l / (K_l a_e \cdot C_T);$$

o bien:

$$H_{ol} = H_l + ((L_l / (m \cdot G_g)) H_g);$$

Resultados:

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase gas. B_ga_e = ", B_ga_e "1/s"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase gas K_ga_e = ", K_ga_e "kmol s⁻¹ m⁻³ (kPa)⁻¹"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase líquida B_la_e = ", B_la_e "s⁻¹"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase líquida K_la_e = ", K_la_e " kmol s⁻¹ m⁻³ (kmol m⁻³)⁻¹"]

Print["Altura global de la unidad de transferencia fase gas H_{og} = ", H_{og} "m"]

Print["Altura global de la unidad de transferencia fase líquida H_{ol} = ", H_{ol} "m"]

Print["Número global de unidades de transferencia fase gas N_{og} = ", N_{og} "m"]

11.2.

■ Modelo para la predicción del coeficiente de transferencia de materia de Koziol y Maćkowiak (1993).

□ Datos:

$u_g = \text{Input}["\text{Velocidad del gas, m s}^{-1}"];$
 $\rho_g = \text{Input}["\text{Densidad del gas, kg m}^{-3}"];$
 $D_g = \text{Input}["\text{Difusividad del SO}_2 \text{ en el aire, m}^2 \text{ s}^{-1}"];$
 $G_g = \text{Input}["\text{Caudal molar de gas inerte } G_g, \text{ kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}"];$
 $u_l = \text{Input}["\text{Velocidad del líquido, m s}^{-1}"];$
 $Z = \text{Input}["\text{Altura de la columna, m}"];$

□ Transferencia de materia en la fase gas:

Coeficiente volumétrico de transferencia de masa local para el gas, $\beta_g a_c$ ó $k_g a_c$, s^{-1} ó $\text{kmol s}^{-1} \text{ m}^{-3} (\text{kPa})^{-1}$:

$$\beta_g a_c = 5.18 \cdot 10^4 (u_g (\rho_g)^{0.5})^{0.67} u_l^{0.46} D_g^{2/3};$$

$$k_g a_c = (\beta_g a_c G_g) / (101.3 u_g);$$

$u_g = \text{Velocidad del gas, m s}^{-1}.$
 $\rho_g = \text{Densidad del gas, kg m}^{-3}.$
 $G_g = \text{Caudal molar de gas inerte } G_g, \text{ kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}.$
 $D_g = \text{Difusividad del SO}_2 \text{ en el aire, m}^2 \text{ s}^{-1}.$
 $u_l = \text{Velocidad del líquido, m s}^{-1}.$

Altura de la unidad de transferencia del gas, H_g , m:

$$H_g = u_g / \beta_g a_c;$$

Considerando que toda la resistencia reside en la fase gas, entonces $H_g = H_{og}$, por lo que el n° global de unidades de transferencia N_{og} será:

$$N_{og} = Z / H_{og};$$

$Z = \text{Altura de la columna, m.}$

$H_{og} = \text{Altura global de la unidad de transferencia del gas, m.}$

□ Resultados:

$\text{Print}["\text{Coef. volum. local de transf. de materia fase gas, } \beta_g a_c = ", \beta_g a_c \text{ "s}^{-1}"]$
 $\text{Print}["\text{Coef. volum. local de transf. de materia fase líquida, } k_g a_c = ", k_g a_c \text{ "kmol s}^{-1} \text{ m}^{-3} (\text{kPa})^{-1}"]$
 $\text{Print}["\text{Altura de la unidad de transferencia del gas, } H_g = ", H_g \text{ "m}"]$

11.- Apéndice

Print["Número de unidades de transferencia, $N_{og} =$ ", N_{og} "]

Datos:

$D_1 = \text{Input}$ ["Difusividad del SO_2 en el líquido, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ "];

$L_s = \text{Input}$ ["Caudal molar de líquido, $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$ "];

$\rho_l = \text{Input}$ ["Densidad del líquido, kg m^{-3} "];

$M_l = \text{Input}$ ["Peso molecular del líquido, kg kmol^{-1} "];

$M_{so2} = \text{Input}$ ["Peso molecular del SO_2 , kg kmol^{-1} "];

Densidad molar promedio, C_T , kmol m^{-3} :

$C_T = ((\rho_l/M_l) + (\rho_l/(1/((x \cdot 10^{-3}) + ((1 - (x \cdot 10^{-3} M_{so2}))/M_l)))))/2$;

Transferencia de materia en la fase líquida:

*Coficiente volumétrico de transferencia de masa local para el líquido, βa_c ó $k a_c$
 s^{-1} ó $\text{kmol s}^{-1} \text{m}^{-3} (\text{kmol m}^{-3})^{-1}$:*

$\beta_1 a_c = 2.17 \cdot 10^4 u_1^{5/6} D_1^{0.5}$;

$k_1 a_c = (\beta_1 a_c L_s)/(u_1 C_T)$;

$u_1 = \text{Velocidad del líquido, m s}^{-1}$.

$D_1 = \text{Difusividad del líquido, m}^2 \text{s}^{-1}$.

$L_s = \text{Caudal molar de líquido, kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.

$C_T = \text{Densidad molar promedio, kmol m}^{-3}$.

Altura de la unidad de transferencia del líquido, H_1 , m:

$H_1 = u_1/\beta_1 a_c$;

Resultados:

Print["Densidad molar promedio, $C_T =$ ", C_T "kmol m^{-3} "]

Print["Coef. volum. local de transf. de materia para el líquido, $\beta_1 a_c =$ ", $\beta_1 a_c$ "s $^{-1}$ "]

Print["Coef. volum. local de transf. de materia para el líquido, $k_1 a_c =$ ", $k_1 a_c$ "kmol $\text{s}^{-1} \text{m}^{-3}$
(kmol m^{-3}) $^{-1}$ "]

Print["Altura de la unidad de transferencia del líquido, $H_1 =$ ", H_1 "m"]

Datos:

$y_1 = \text{Input}$ ["Fracción molar entrada y_1 "];

$y_2 = \text{Input}$ ["Fracción molar salida y_2 "];

$x = \text{Input}$ [" SO_2 en equilibrio en el líquido, mol kg^{-1} "];

11.- Apéndice

Pendiente de la línea de equilibrio, m:

$$m = y_1/(x \cdot 10^{-3} M_1);$$

para m en kPa (kmol m⁻³)⁻¹:

$$m' = (y_1 \cdot 101.3)/(x \cdot 10^{-3} \rho);$$

Cálculo de los coeficientes globales:

Coficiente global de transferencia de materia fase gas, B_ga_c ó K_ga_c s⁻¹ ó kmol s⁻¹ m⁻³ (kPa)⁻¹:

$$K_{g,a_c} = (1/((1/k_{g,a_c}) + (m'/k_{l,a_c})));$$

$$B_{g,a_c} = (K_{g,a_c} \cdot 101.3 \cdot u_g)/G_s;$$

Altura global de la unidad de transferencia de materia fase gas, H_{og} m:

$$H_{og} = G_s/(K_{g,a_c} \cdot 101.3);$$

o bien:

$$H_{og} = H_g + ((m \cdot G_s/L_s) H_l);$$

Número global de unidades de transferencia fase gas, N_{og}:

$$N_{og} = Z/H_{og};$$

Coficiente global de transferencia de materia fase líquida, B_la_c ó K_la_c s⁻¹ ó kmol s⁻¹ m⁻³ (kmol m⁻³)⁻¹:

$$K_{l,a_c} = (1/((1/m' \cdot k_{g,a_c}) + (1/k_{l,a_c})));$$

$$B_{l,a_c} = (K_{l,a_c} \cdot u_l \cdot C_T)/L_s;$$

Altura global de la unidad de transferencia de materia fase líquida, H_{ol} m:

$$H_{ol} = L_s/(K_{l,a_c} \cdot C_T);$$

o bien:

$$H_{ol} = H_l + ((L_s/(m \cdot G_s)) H_g);$$

Resultados:

Print["Pendiente línea de equilibrio m y m' = ", m m']

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase gas B_ga_c = ", B_ga_c "s⁻¹"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase gas K_ga_c = ", K_ga_c "kmol s⁻¹ m⁻³ (kPa)⁻¹"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase líquida B_la_c = ", B_la_c "s⁻¹"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase líquida K_la_c = ", K_la_c "kmol s⁻¹ m⁻³ (kmol m⁻³)⁻¹"]

Print["Altura global de la unidad de transferencia fase gas H_{og} = ", H_{og} "m"]

Print["Altura global de la unidad de transferencia fase líquida H_{ol} = ", H_{ol} "m"]

Print["Número global de unidades de transferencia fase gas N_{og} = ", N_{og} "m"]

11.3.

■ Modelo para la predicción del coeficiente de transferencia de materia de Wagner *et al.* (1997).

□ Datos:

$D_g = \text{Input}["\text{Difusividad del SO}_2 \text{ en el aire } D_g, \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}"];$
 $u_l = \text{Input}["\text{Velocidad del líquido } \text{m s}^{-1}"];$
 $u_g = \text{Input}["\text{Velocidad del gas, } \text{m s}^{-1}"];$
 $Z = \text{Input}["\text{Altura de la columna, m}"];$
 $C_{pk} = \text{Input}["\text{Constante característica del relleno}"];$
 $a_p = \text{Input}["\text{Área superficial específica del relleno } a_p, \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}"];$
 $g = \text{Input}["\text{Aceleración de la gravedad, } \text{m s}^{-2}"];$
 $\epsilon = \text{Input}["\text{Fracción hueca, } \text{m}^3 \text{ m}^{-3}"];$
 $\alpha = \text{Input}["\text{Parte inefectiva del área superficial total en relleno húmedo, } \alpha"];$
 $G_s = \text{Input}["\text{Caudal molar de gas inerte } G_s, \text{ kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}"];$

Longitud característica, l_c , m:

$$l_c = (C_{pk}^2) Z;$$

C_{pk} = Constante característica del relleno

Z = Altura del relleno, m.

Retención de líquido operativa, h_f :

$$h_f = 0.555 ((a_p u_l^2)/(g \epsilon^{4.65}))^{1/3};$$

a_p = Área superficial específica del relleno, $\text{m}^2 \text{ m}^{-3}$.

u_l = Velocidad del líquido, m s^{-1} .

g = Aceleración de la gravedad, m s^{-2} .

ϵ = Fracción hueca, $\text{m}^3 \text{ m}^{-3}$.

Área superficial efectiva para la transferencia de masa, a_e , $\text{m}^2 \text{ m}^{-3}$:

$$a_e = a_p(((1-\epsilon+h_f)/(1-\epsilon))-\alpha);$$

α = parte inefectiva del área superficial total del lecho húmedo.

□ Transferencia de materia en la fase gas:

Coeficiente volumétrico local de transferencia de materia en fase gas, $k_g a_e$, ó $\beta_g a_e$, $\text{kmol s}^{-1} \text{ m}^{-3} (\text{kPa})^{-1}$ ó s^{-1} :

$$k_g a_e = (((4 D_g u_g)/(Pi (\epsilon-h_f) l_c))^{0.5}) a_p/101.3;$$

$$\beta_g a_e = (k_g a_e u_g 101.3)/G_s;$$

11.- Apéndice

- D_g = Difusividad del SO_2 en el aire, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$.
 u_g = Velocidad del gas, m s^{-1} .
 a_e = Área superficial efectiva, $\text{m}^2 \text{m}^{-3}$.
 G_i = Caudal molar de gas inerte, $\text{kmol m}^2 \text{s}^{-1}$.

Altura de la unidad de transferencia en fase gas, H_g , m:

$$H_g = G_i / (k_g a_e \cdot 101.3);$$

Considerando que toda la resistencia reside en la fase gas, entonces $H_g = H_{og}$, por lo que el n° global de unidades de transferencia N_{og} será:

$$H_{og} = H_g;$$

$$N_{og} = Z / H_{og};$$

Z = Altura de la columna, m.

H_{og} = Altura global de la unidad de transferencia.

□ Resultados:

```
Print["Longitud característica  $l_c =$ ",  $l_c$  "m"]
Print["Retención total de líquido  $h_t =$ ",  $h_t$ ]
Print["Área superficial específica  $a_e =$ ",  $a_e$  "m2 m-3"]
Print["Coef. volum. local de transf. de materia fase gas  $k_g a_e =$ ",  $k_g a_e$  "kmol s-1 m-3 (kPa)-1"]
Print["Coef. volum. local de transf. de materia fase gas  $\beta_g a_e =$ ",  $\beta_g a_e$  "s-1"]
Print["Altura de la unidad de transferencia del gas  $H_g =$ ",  $H_g$  "m"]
Print["Numero global de unidades de transferencia  $N_{og} =$ ",  $N_{og}$ ]
```

□ Datos:

```
 $\rho_l =$  Input["Densidad del liquido, kg m-3"];
 $M_l =$  Input["Peso molecular del liquido, kg kmol-1"];
 $x =$  Input["SO2 en fase líquida en equilibrio con fase gas, mol kg-1"];
 $M_{so2} =$  Input["Peso molecular del SO2, kg kmol-1"];
 $D_l =$  Input["Difusividad del SO2 en líquido  $D_l$ , m2 s-1"];
 $L_l =$  Input["Caudal molar de líquido  $L_l$ , kmol m-2 s-1"];
```

Densidad molar promedio, C_T , kmol m^{-3} :

$$C_T = ((\rho_l / M_l) + (\rho_l / (1 / ((x \cdot 10^{-3}) + ((1 - (x \cdot 10^{-3} \cdot M_{so2})) / M_l)))))) / 2;$$

□ Transferencia de materia en la fase líquida:

Coeficiente volumétrico local de transferencia de materia en fase líquida, k_a , ó βa_e , $\text{kmol s}^{-1} \text{m}^{-3} (\text{kmol m}^{-3})^{-1}$ ó s^{-1} :

11.- Apéndice

$$k_1 a_c = (((4 D_1 u_1)/(Pi h_1 l_c))^{0.5}) a_c / C_T;$$
$$\beta_1 a_c = (k_1 a_c C_T u_1) / L_s;$$

Altura de la unidad de transferencia del líquido, H_l, m:

$$H_l = u_1 / \beta_1 a_c;$$

□ Resultados:

Print["Densidad molar promedio C_T=", C_T "kmol m⁻³"]

Print["Coef. volum. local de transf. de materia para el líquido k₁a_c=", k₁a_c "kmol s⁻¹ m⁻³
(kmol m⁻³)⁻¹"]

Print["Coef. volum. local de transf. de materia para el líquido β₁a_c=", β₁a_c "1/s"]

Print["Altura de la unidad de transferencia del líquido H_l=", H_l "m"]

□ Datos:

y1=Input["Fracción molar de entrada y₁"];

y2=Input["Fracción molar de salida y₂"];

Pendiente de la línea de equilibrio, m:

$$m = y_1 / (x \cdot 10^{-3} M_1);$$

para m en kPa, m', m³ kmol⁻¹:

$$m' = (y_1 \cdot 101.3) / (x \cdot 10^{-3} \rho);$$

□ Cálculo de los coeficientes globales:

*Coeficiente global de transferencia de materia fase gas, B_ga_c ó K_ga_c, s⁻¹ ó kmol s⁻¹ m⁻³
(kPa)⁻¹:*

$$K_g a_c = (1 / ((1/k_1 a_c) + (m'/k_1 a_c)));$$

$$B_g a_c = (K_g a_c \cdot 101.3 \cdot u_g) / G_s;$$

Altura global de la unidad de transferencia de materia fase gas, H_{og}, m.

$$H_{og} = G_s / (K_g a_c \cdot 101.3);$$

o bien:

$$H_{og} = H_l + ((m \cdot G_s / L_s) H_l);$$

Número global de unidades de transferencia fase gas, N_{og}:

$$N_{og} = Z / H_{og};$$

*Coeficiente global de transferencia de materia fase líquida, B_la_c ó K_la_c, s⁻¹ ó kmol s⁻¹ m⁻³
(kmol m⁻³)⁻¹:*

11.- Apéndice

$$K_{1a_c} = (1/((1/m' k_{g a_c}) + (1/k_{1 a_c})));$$

$$B_{1a_c} = (K_{1a_c} u_1 C_T)/L_s;$$

Altura global de la unidad de transferencia de materia fase líquida, H_{ol} , m:

$$H_{ol} = L_s/(K_{1a_c} C_T);$$

o bien:

$$H_{ol} = H_1 + ((L_s/(m G_s))H_g);$$

□ Resultados:

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase gas $B_{g a_c}$ =", $B_{g a_c}$ "s⁻¹"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase gas $K_{g a_c}$ =", $K_{g a_c}$ "kmol s⁻¹ m⁻³
(kPa)⁻¹"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase líquida $B_{1 a_c}$ =", $B_{1 a_c}$ "s⁻¹"]

Print["Coef. volum. global de transf. de materia fase líquida $K_{1 a_c}$ =", $K_{1 a_c}$ "kmol s⁻¹ m⁻³
(kmol m⁻³)⁻¹"]

Print["Altura global de la unidad de transferencia fase gas H_{og} =", H_{og} "m"]

Print["Altura global de la unidad de transferencia fase líquida H_{ol} =", H_{ol} "m"]

Print["Número global de unidades de transferencia fase gas N_{og} =", N_{og}]

11.4.

■ Modelo para la predicción de la caída de presión de Stichlmair *et al* (1997).

□ Datos:

$\epsilon = \text{Input}[\text{"Fracción hueca, m}^3 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $\rho_g = \text{Input}[\text{"Densidad del gas, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $u_g = \text{Input}[\text{"Velocidad del gas, m s}^{-1}\text{"}];$
 $Z = \text{Input}[\text{"Altura de la columna, m"}];$
 $a_p = \text{Input}[\text{"Área superficial específica del relleno, m}^2 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $\mu_g = \text{Input}[\text{"Viscosidad, Pa s"}];$
 $C_1 = \text{Input}[\text{"Constante } C_1 \text{ característica del relleno"}];$
 $C_2 = \text{Input}[\text{"Constante } C_2 \text{ característica del relleno"}];$
 $C_3 = \text{Input}[\text{"Constante } C_3 \text{ característica del relleno"}];$

Diámetro de partícula, d_p , m:

$$d_p = 6(1-\epsilon)/a_p;$$

$\epsilon = \text{Fracción hueca, m}^3 \text{ m}^{-3}.$

$a_p = \text{Área superficial específica del relleno, m}^2 \text{ m}^{-3}.$

Número de Reynolds del gas, Re_g :

$$Re_g = (d_p \rho_g u_g)/\mu_g;$$

$d_p = \text{Diámetro de partícula, m.}$

$\rho_g = \text{Densidad del gas, kg m}^{-3}.$

$u_g = \text{Velocidad del gas, m s}^{-1}.$

$\mu_g = \text{Viscosidad, Pa s.}$

Factor de fricción para un flujo que atraviesa una partícula simple, f_0 :

$$f_0 = (C_1/Re_g) + (C_2/Re_g^{0.5}) + C_3;$$

$C_1, C_2, C_3 = \text{Constantes características del relleno.}$

□ Cálculo de la caída de presión en lecho seco:

Caída de presión en lecho seco, ΔP_s , Pa ó mm de H_2O :

$$\Delta P_s = (((3/4) f_0 ((1-\epsilon)/(\epsilon^{4.65}))) \rho_g u_g^2/d_p)Z;$$

$$\Delta P_{s1} = \Delta P_s (1/9.81);$$

□ Resultados:

11.- Apéndice

```
Print["Diámetro de partícula  $d_p =$ ",  $d_p$  "m"]
Print["Número de Reynolds del gas  $Re_g =$ ",  $Re_g$ ]
Print["Factor de fricción para flujo a través de partícula simple  $f_0 =$ ",  $f_0$ ]
Print["Velocidad del gas  $u_g =$ ",  $u_g$  "m s-1"]
Print["Caída de presión en relleno seco  $\Delta P_s =$ ",  $\Delta P_s$  "Pa"]
Print["Caída de presión en relleno seco  $\Delta P_{s1} =$ ",  $\Delta P_{s1}$  "mm H2O"]
```

□ Datos:

```
g = Input["Aceleración de la gravedad, m s-2"];
ul = Input["Velocidad del líquido, m s-1"];
ρl = Input["Densidad del líquido, kg m-3"];
```

Retención de líquido operacional por debajo del punto de carga, h_t :
 $h_t = 0.555 ((a_p u_l^2)/(g \epsilon^{4.65}))^{1/3}$;

Fracción hueca efectiva, ϵ' , m³ m⁻³:
 $\epsilon' = \epsilon - h_t$;

Diámetro de partícula efectivo, dp' , m:
 $d_p' = d_p ((1 - \epsilon + h_t)/(1 - \epsilon))^{1/3}$;

Exponente, c :
 $c = ((-C_1/Re_p) - (C_2/(2 Re_g^{0.5}))) / f_0$;

Factor de fricción efectivo, f_0' :
 $f_0' = f_0 ((1 - \epsilon + h_t)/(1 - \epsilon))^{c/3}$;

□ Cálculo de la caída de presión en lecho irrigado

Caída de presión en lecho irrigado, ΔP_{irr} Pa ó mm de H₂O:
 $\Delta P_{irr} = (((3/4) f_0' ((1 - \epsilon')/(\epsilon'^{4.65}))) \rho_g u_g^2 / d_p') Z$;
 $\Delta P_{irr1} = \Delta P_{irr} (1/9.81)$;

Retención de líquido por encima del punto de carga, h_t' :
 $h_t' = h_t (1 + 20 (\Delta P_{irr, est} / (Z g))^2)$;

Caída de presión por encima del punto de carga, $\Delta P_{irr}'$, Pa:
 $\Delta P_{irr}' = \Delta P_s ((1 - \epsilon + h_t')/(1 - \epsilon))^{(2+c)/3} (\epsilon/(\epsilon - h_t'))^{4.65}$;

Cálculo iterativo:

```
Plot[{ $\Delta P_{irr}'$ ,  $\Delta P_{irr, est}$ }, { $\Delta P_{irr, est}$ , 1, 150}]
B = FindRoot[ $\Delta P_{irr}' - \Delta P_{irr, est} = 0$ , { $\Delta P_{irr, est}$ , 150}]
```

□ Resultados

```
Print["Retención de líquido operacional  $h_t =$ ",  $h_t$ ]  
Print["Retención de líquido por encima del punto de carga  $h_t' =$ ",  $h_t'$  ]  
Print["Fracción hueca efectiva  $\epsilon' =$ ",  $\epsilon'$ ]  
Print["Diámetro de partícula efectivo  $d_p' =$ ",  $d_p'$  "m"]  
Print["Factor de fricción efectivo  $f_0' =$ ",  $f_0'$ ]  
Print["Caída presión lecho irrig.  $\Delta P_{irr} =$ ",  $\Delta P_{irr}$   $\Delta P_{irr1}$  "Pa ó mm H2O"]  
Print["Caída presión encima punto carga  $\Delta P_{irr}' =$ ",  $B \Delta P_{irr1}'$  "Pa ó mm H2O"]
```

11.5.

■ Modelo para la predicción de la caída de presión de Wagner *et al.* (1997).

□ Datos:

$\epsilon = \text{Input}[\text{"Fracción hueca, m}^3 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $\rho_g = \text{Input}[\text{"Densidad del gas, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $u_g = \text{Input}[\text{"Velocidad del gas, m s}^{-1}\text{"}];$
 $Z = \text{Input}[\text{"Altura de la columna, m"}];$
 $a_p = \text{Input}[\text{"Área superficial específica del relleno, m}^2 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $\mu_g = \text{Input}[\text{"Viscosidad, Pa s"}];$
 $C_1 = \text{Input}[\text{"Constante } C_1 \text{ del relleno"}];$
 $C_2 = \text{Input}[\text{"Constante } C_2 \text{ del relleno"}];$
 $C_3 = \text{Input}[\text{"Constante } C_3 \text{ del relleno"}];$

Diámetro de partícula, d_p m:

$$d_p = (6(1-\epsilon)/a_p);$$

$\epsilon = \text{Fracción hueca, m}^3 \text{ m}^{-3}.$

$a_p = \text{Área superficial específica del relleno, m}^2 \text{ m}^{-3}.$

Número de Reynolds del gas, Re_g :

$$Re_g = (d_p \rho_g u_g)/\mu_g;$$

$\rho_g = \text{Densidad del gas, kg m}^{-3}.$

$u_g = \text{Velocidad del gas, m s}^{-1}.$

$\mu_g = \text{Viscosidad, Pa s}.$

Factor de fricción para un flujo que atraviesa una partícula simple, f_0 :

$$f_0 = (C_1/Re_g) + (C_2/Re_g^{0.5}) + C_3;$$

$C_1, C_2, C_3 = \text{Constantes características del relleno}.$

□ Cálculo de la caída de presión en lecho seco:

Caída de presión en lecho seco, ΔP_s , Pa ó mm de H_2O :

$$\Delta P_s = ((3/4) f_0 (a_p/(6 \epsilon^{4.65}))) \rho_g u_g^2 Z;$$

$$\Delta P_{s1} = \Delta P_s (1/9.81);$$

$Z = \text{Altura de columna, m}.$

□ Resultados:

11.- Apéndice

```
Print["Número de Reynolds del gas  $Re_g =$ ",  $Re_g$ ]  
Print["Factor de fricción para flujo a través de partícula simple  $f_0 =$ ",  $f_0$ ]  
Print["Velocidad del gas  $u_g =$ ",  $u_g$  "m s-1"]  
Print["Caída de presión en relleno seco  $\Delta P_s =$ ",  $\Delta P_s$   $\Delta P_{s1}$  "Pa ó mm H2O"]
```

Datos:

```
g = Input["Aceleración de la gravedad, m s-2"];  
ul = Input["Velocidad del líquido, m s-1"];  
 $\rho_l$  = Input["Densidad del líquido, kg m-3"];
```

Retención de líquido operacional por debajo del punto de carga, h_r :

$$h_r = 0.555 ((a_p u_l^2)/(g \epsilon^{4.65}))^{1/3};$$

u_l = Velocidad del líquido, m s⁻¹.

g = Aceleración de la gravedad, m s⁻².

Número de Froude del líquido, Fr_l :

$$Fr_l = ((a_p u_l^2)/(g \epsilon^{4.65}));$$

Retención de líquido operacional por encima del punto de carga, h'_l :

$$h'_l = h_r (1 + 20 (\Delta P_{irr.est}/(Z \rho_l g))^2);$$

ρ_l = Densidad del líquido, kg m⁻³.

$\Delta P_{irr.est}$ = Caída de presión estimada en lecho irrigado.

Exponente, c :

$$c = ((-C_1/Re_g) - (C_2/(2 Re_g^{0.5}))) / f_0;$$

Factor de fricción efectivo, f_0' :

$$f_0' = f_0 (((1-\epsilon+h_r)/(1-\epsilon))^{c/3});$$

Factor de fricción efectivo por encima de punto de carga, f_0'' :

$$f_0'' = f_0 (((1-\epsilon+h'_l)/(1-\epsilon))^{c/3});$$

Área total interfacial del relleno húmedo, a_{tot} m² m⁻³:

$$a_{tot} = a_p ((1-\epsilon+h_r)/(1-\epsilon))^{2/3};$$

Área total interfacial del relleno húmedo por encima punto de carga, a_{tot}' , m² m⁻³:

$$a_{tot}' = a_p ((1-\epsilon+h'_l)/(1-\epsilon))^{2/3};$$

Cálculo de la caída de presión en lecho irrigado.

11.- Apéndice

Caída de presión en lecho irrigado, ΔP_{irr} Pa ó mm de H_2O :

$$\Delta P_{irr} = (((3/4) f_0'' ((a_{tot}')/(6(\epsilon-h_t)^(4.65)))) \rho_g u_g^2) Z;$$

$$\Delta P_{irr1} = \Delta P_{irr} (1/9.81);$$

Caída de presión por encima del punto de carga, $\Delta P_{irr}'$, Pa ó mm de H_2O :

$$\Delta P_{irr}' = (((3/4) f_0'' ((a_{tot}')/(6(\epsilon-h_t)^(4.65)))) \rho_g u_g^2) Z;$$

$$\Delta P_{irr1}' = \Delta P_{irr}' (1/9.81);$$

Calculo iterativo:

Plot[{ $\Delta P_{irr}'$, $\Delta P_{irr.est}$ }, { $\Delta P_{irr.est}$, 1, 150}]

-Graphics-

B = FindRoot[$\Delta P_{irr}' - \Delta P_{irr.est} == 0$, { $\Delta P_{irr.est}$, 150}]

Comprobación:

$$h_t' = h_t (1 + 20 (\Delta P_{irr.est} / (Z \rho_l g))^2) / B;$$

$$a_{tot}' = a_p ((1 - \epsilon + h_t') / (1 - \epsilon))^{2/3};$$

$$f_0'' = f_0 (((1 - \epsilon + h_t') / (1 - \epsilon))^{c/3});$$

$$\Delta P_{irr}' = (((3/4) f_0'' ((a_{tot}') / (6(\epsilon - h_t')^{4.65}))) \rho_g u_g^2) Z / B;$$

$$\Delta P_{irr1}' = \Delta P_{irr}' (1/9.81);$$

□ Resultados

Print["Retención de líquido operacional $h_t = "$, h_t "]

Print["Retención de líquido por encima del punto de carga $h_t' = "$, h_t' "]

Print["Número de Froude del líquido $Fr_1 = "$, Fr_1 "]

Print["Diámetro de partícula efectivo $d_p' = "$, d_p' "m"]

Print["Factor de fricción seco $f_0 = "$, f_0 "]

Print["Factor de fricción efectivo $f_0' = "$, f_0' "]

Print["Factor de fricción por encima del pto. de carga $f_0'' = "$, f_0'' "]

Print["Área superficial total del relleno húmedo $a_{tot} = "$, a_{tot} "m² m⁻³"]

Print["Área superficial total del relleno húmedo por encima del pto de carga $a_{tot}' = "$, a_{tot}' "m² m⁻³"]

Print["Caída presión lecho irrigado $\Delta P_{irr} = "$, ΔP_{irr} , ΔP_{irr1} "Pa mm H_2O "]

Print["Caída presión por encima del punto de carga $\Delta P_{irr}' = "$, B $\Delta P_{irr1}'$ "Pa mm H_2O "]

11.6.

■ Modelo para la predicción de la caída de presión de Robbins (1991).

□ Datos:

$F_{ps} = \text{Input}[\text{"Factor de relleno"}];$
 $\rho_g = \text{Input}[\text{"Densidad del gas, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $u_g = \text{Input}[\text{"Velocidad del gas, m s}^{-1}\text{"}];$
 $Z = \text{Input}[\text{"Altura de columna, m"}];$

Factor de capacidad del gas referido a columna vacía, F_g :

$$F_g = u_g (\rho_g)^{0.5};$$

$u_g = \text{Velocidad del gas, m s}^{-1}.$
 $\rho_g = \text{Densidad del gas, kg m}^{-3}.$

□ Cálculo de la caída de presión en lecho seco:

Caída de presión en lecho seco, ΔP_s , Pa ó mm de H_2O :

$$\Delta P_s = (1.9747 F_{ps} F_g^2) Z;$$

$$\Delta P_{s1} = (1.9747 F_{ps} F_g^2) Z/9.81;$$

$Z = \text{Altura de la columna, m.}$

□ Resultados:

$\text{Print}[\text{"Factor de capacidad del gas } F_g = \text{"}, F_g]$
 $\text{Print}[\text{"Caída de presión en lecho seco } \Delta P_s = \text{"}, \Delta P_s, \Delta P_{s1} \text{"Pa ó mm de } H_2O\text{"}]$

□ Datos:

$\rho_l = \text{Input}[\text{"Densidad del líquido, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $\mu_l = \text{Input}[\text{"Viscosidad del líquido, Pa s"}];$
 $L = \text{Input}[\text{"Caudal másico de líquido por unidad de superficie, kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{"}];$

Factor de carga del gas, G_f :

$$G_f = 808.22 F_g (F_{ps})^{0.5};$$

Factor de carga del líquido, L_f :

$$L_f = 737.25 L ((10^3)/\rho_l) (F_{ps}/20)^{0.5} (10^3 \mu_l)^{0.1};$$

11.- Apéndice

L = Caudal másico de líquido por unidad de superficie, $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$]

ρ_l = Densidad del líquido, kg m^{-3} .

μ_l = Viscosidad del líquido, Pa s.

Cálculo de la caída de presión en lecho irrigado:

Constantes, A_1 y A_2 :

$$A_1 = 7.4 \cdot 10^{-8};$$

$$A_2 = 2.7 \cdot 10^{-5};$$

Caída de presión en lecho irrigado, ΔP_{irr} , Pa ó mm H₂O:

$$\Delta P_{irr} = ((817.5 A_1 G_f^2 10^{(A_2 L_f)}) + (327 (L_f/20000)^{(0.1)} (A_1 G_f^2 10^{(A_2 L_f)^4})) Z;$$

$$\Delta P_{irr1} = \Delta P_{irr} / 9.81;$$

Resultados:

Print["Factor de carga del gas G_f =", G_f]

Print["Factor de carga del líquido L_f =", L_f]

Print["Caída de presión en lecho irrigado ΔP_{irr} =", ΔP_{irr} ΔP_{irr1} "Pa ó mm H₂O"]

11.7.

■ Modelo para la predicción de la caída de presión de Maćkowiak (1991).

□ Datos:

$\epsilon = \text{Input}[\text{"Fracción hueca, m}^3 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $a_p = \text{Input}[\text{"Área superficial específica, m}^2 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $d_c = \text{Input}[\text{"Diámetro de columna, m"}];$
 $u_g = \text{Input}[\text{"Velocidad del gas, m s}^{-1}\text{"}];$
 $\nu_g = \text{Input}[\text{"Viscosidad dinámica del gas, m}^2 \text{ s}^{-1}\text{"}];$
 $\rho_l = \text{Input}[\text{"Densidad del líquido, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $\rho_g = \text{Input}[\text{"Densidad del gas, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $d_g = \text{Input}[\text{"Diámetro de gotas, m"}];$
 $u_{g0} = \text{Input}[\text{"Velocidad del gas, m s}^{-1}\text{"}];$
 $Z = \text{Input}[\text{"Altura de la columna, m"}];$
 $K_1 = \text{Input}[\text{"Coeficiente K}_1\text{"}];$
 $K_2 = \text{Input}[\text{"Coeficiente K}_2\text{"}];$

Sección de la torre, A, m²:

$$A = N[\text{Pi}] d_c^{(2/4)};$$

$d_c =$ Diámetro de columna, m.

Diámetro de partícula, d_p , m:

$$d_p = 6 (1-\epsilon)/a_p;$$

$\epsilon =$ Fracción hueca, m³ m⁻³.

$a_p =$ Área superficial específica del relleno, m² m⁻³.

Factor de pared, K:

$$K = (1 + ((2 d_p)/(3 (1-\epsilon) d_c)))^{-1};$$

Diámetro hidráulico, d_h , m:

$$d_h = (2 \epsilon d_p K)/(3 (1-\epsilon));$$

Numero de Reynolds del gas, Re_g :

$$Re_g = (u_g d_p K)/((1-\epsilon)\nu_g);$$

$u_g =$ Velocidad del gas, m s⁻¹.

$\nu_g =$ Viscosidad dinámica del gas, m² s⁻¹.

Coeficiente de fricción para flujo turbulento y de transición, ψ :

$$\psi = K_1 (Re_g)^{K_2};$$

11.- Apéndice

K_1, K_2 = Coeficientes dependientes del tipo de relleno.

□ Cálculo de la caída de presión en lecho seco:

Caída de presión en lecho seco, ΔP_p , Pa ó mm H₂O:

$$\Delta P_p = (\psi (1-\epsilon) (u_g \rho_g^{0.5})^2 Z / (\epsilon^3 d_p K));$$

$$\Delta P_{p1} = \Delta P_p / 9.81;$$

□ Resultados:

Print["Número de Reynolds del gas $Re_g =$ ", Re_g]

Print["Coeficiente de fricción $\psi =$ ", ψ]

Print["Caída de presión en lecho seco $\Delta P_p =$ ", ΔP_p , ΔP_{p1} "Pa ó mm H₂O"]

□ Datos:

$u_l =$ Input["Velocidad del líquido, m s⁻¹"];

□ Cálculo de la situación de inundación:

Relación de flujo en el punto de inundación, λ' :

$$\lambda' = u_l / u_{g p.i.};$$

u_l = Velocidad de líquido, m s⁻¹.

$u_{g p.i.}$ = Velocidad de gas en el punto de inundación, m s⁻¹.

Retención de líquido en el punto de inundación, $h_{l p.i.}$:

$$h_{l p.i.} = (\epsilon / (0.4(1-\lambda'))) (((1.44 \lambda'^2) + (0.8 \lambda' (1-\lambda')))^{0.5} - (1.2 \lambda'));$$

Velocidad del gas en el punto de inundación según modelo teórico, $u_{g p.i. t}$, m s⁻¹:

$$u_{g p.i. t} = 0.5 \epsilon^{1.2} (d_p / (2.677 \cdot 10^{-3}))^{0.25} (\rho_l / 9.81)^{0.5} (0.002677 / \rho_g)^{0.5} (1 - h_{l p.i.} / \epsilon)^{3.5};$$

Calculo iterativo:

$$FUN = u_{g p.i.} - u_{g p.i. t};$$

Simplify[%];

Plot[FUN, { $u_{g p.i.}$, 0.0001, 3}]

raiz = FindRoot[FUN==0, { $u_{g p.i.}$, 0.1}]

$$u_{g p.i.} = u_{g p.i.} / raiz;$$

$$\lambda' = u_l / u_{g p.i.};$$

$$h_{l p.i.} = (\epsilon / (0.4(1-\lambda'))) (((1.44 \lambda'^2) + (0.8 \lambda' (1-\lambda')))^{0.5} - (1.2 \lambda'));$$

□ Resultados:

11.- Apéndice

```
Print["Relación de flujo en el punto de inundación  $\lambda' = \lambda'$ , ]  
Print["Retención de líquido en el punto de inundación  $h_{t,p.i} = h_{t,p.i}$  ]  
Print["Velocidad de gas en el punto de inundación  $u_{g,p.i} = u_{g,p.i}$  "m s-1"]
```

Datos:

```
vl = Input["Viscosidad dinámica del líquido, m2 s-1"]  
μr = Input["Factor de forma"]
```

Factor de carga del gas en el punto de inundación, $F_{g,p.i}$:

$$F_{g,p.i} = u_{g,p.i} \rho_g^{0.5};$$

Factor de carga en operación, F_g :

$$F_g = u_g \rho_g^{0.5};$$

Relación de carga de la columna, $F_g/F_{g,p.i}$:

$$\text{Rel} = F_g/F_{g,p.i};$$

Retención de líquido para relación de carga inferior a 0.65, h_t :

$$h_t = 2.2 ((v_l/9.81^2)^{1/3} u_l (1 - \epsilon)/(\epsilon^2 d_p))^{0.5};$$

Cálculo de la caída de presión en lecho irrigado:

Caída de presión en lecho irrigado, ΔP_{irr} Pa ó mm de H₂O:

$$\Delta P_{irr} = ((3.8 Z \mu_r (1 - \epsilon) F_g^2)/(\epsilon^3 d_p K)) (1 + h_t/(1 - \epsilon)) (1 - h_t/\epsilon)^{-3};$$

$$\Delta P_{irr1} = \Delta P_{irr}/9.81;$$

Resultados:

```
Print["Retención de líquido  $h_t = h_t$ "]
```

```
Print["Caída de presión  $\Delta P_{irr} = \Delta P_{irr} \Delta P_{irr1}$  "Pa ó mm H2O"]
```

11.8.

■ Modelo para la predicción de la caída de presión de Billet y Schultes (1991).

□ Datos:

$\epsilon = \text{Input}[\text{"Fracción hueca, m}^3 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $a_p = \text{Input}[\text{"Área superficial específica, m}^2 \text{ m}^{-3}\text{"}];$
 $d_c = \text{Input}[\text{"Diámetro de la torre, m"}];$
 $\nu_g = \text{Input}[\text{"Viscosidad cinemática del gas, m}^2 \text{ s}^{-1}\text{"}];$
 $\rho_l = \text{Input}[\text{"Densidad del líquido, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $\rho_g = \text{Input}[\text{"Densidad del gas, kg m}^{-3}\text{"}];$
 $u_g = \text{Input}[\text{"Velocidad del gas, m s}^{-1}\text{"}];$
 $Z = \text{Input}[\text{"Altura de la columna, m"}];$
 $C_p = \text{Input}[\text{"Coeficiente } C_p\text{"}];$

Diámetro de partícula, d_p , m:

$$d_p = 6(1 - \epsilon)/a_p;$$

$\epsilon =$ Fracción hueca, $\text{m}^3 \text{ m}^{-3}$.

$a_p =$ Área superficial específica del relleno, $\text{m}^2 \text{ m}^{-3}$.

Factor de pared, K:

$$K = (1 + ((2 d_p)/(3 (1 - \epsilon) d_c)))^{-1};$$

$d_c =$ Diámetro de columna, m.

Numero de Reynolds del gas, Re_g :

$$Re_g = (u_g d_p K)/((1 - \epsilon) \nu_g);$$

$u_g =$ Velocidad del gas, m s^{-1} .

$\nu_g =$ Viscosidad dinámica del gas, $\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$.

Coeficiente de fricción para lecho seco, ψ :

$$\psi = C_p ((64/Re_g) + (1.8/(Re_g^{0.08})));$$

□ Cálculo de la caída de presión en lecho seco:

Caída de presión en lecho seco, ΔP_s , Pa ó mm H_2O :

$$\Delta P_s = (\psi a_p Z (u_g \rho_g^{0.5})^2)/(\epsilon^3 2 K);$$

$$\Delta P_{s1} = \Delta P_s/9.81;$$

□ Resultados:

11.- Apéndice

```
Print["Número de Reynolds del gas  $Re_g =$ ",  $Re_g$ ]  
Print["Coeficiente de fricción  $\psi =$ ",  $\psi$ ]  
Print["Caída de presión en lecho seco  $\Delta P_s =$ ",  $\Delta P_s$ ,  $\Delta P_{s1}$  "Pa ó mm H2O"]
```

Datos:

```
 $u_l =$  Input["Velocidad del líquido, m s-1"];  
 $\mu_l =$  Input["Viscosidad del líquido, Pa s"];
```

Retención de líquido por debajo del punto de carga, h_t :

$$h_t = ((12 \mu_l u_l a_p^2)/(9.81 \rho_l))^{(1/3)};$$

$\mu_l =$ Viscosidad del líquido, Pa s.

$u_l =$ Velocidad de líquido, m s⁻¹.

$\rho_l =$ Densidad del líquido, kg m⁻³.

Número de Reynolds del líquido, Re_l :

$$Re_l = (u_l \rho_l)/(a_p \mu_l);$$

Cálculo de la caída de presión en lecho irrigado:

Cálculo de la caída de presión en lecho irrigado, ΔP_{irr} Pa ó mm H₂O:

$$\Delta P_{irr} = \Delta P_s \text{ Exp}[Re_l/200] (\epsilon/(\epsilon-h_t))^{1.5};$$

$$\Delta P_{irr1} = \Delta P_{irr}/9.81;$$

Resultados:

```
Print["Retención de líquido  $h_t =$ ",  $h_t$ ]
```

```
Print["Caída de presión  $\Delta P_{irr} =$ ",  $\Delta P_{irr}$ ,  $\Delta P_{irr1}$  "Pa ó mm H2O"]
```

11.9.

■ Composición del agua de mar según Abdulsattar et al. (1977).

Salinidad = 33.9 g/kg.

Ion	ppt	Molalidad	Bi(25 °C)
Cl ⁻	18.6597	0.52627	0.156
SO ₄ ⁻	2.6039	0.02710	-0.009
HCO ₃ ⁻	0.1373	0.00225	-0.039
Br ⁻	0.0635	0.00080	0.191
F ⁻	0.0013	0.00007	0.096
H ₃ BO ₃	0.0256	0.00041	-
Na ⁺	10.3781	0.45140	-0.035
Mg ⁺⁺	1.2505	0.05142	0.043
Ca ⁺⁺	0.3934	0.00981	-0.035
K ⁺	0.3736	0.00956	-0.087
Sr ⁺⁺	0.0131	0.00015	-0.070
H ⁺	-	-	0.087
HSO ₃ ⁻	-	-	-0.013
HSO ₄ ⁻	-	-	-0.013
SO ₃ ⁻	-	-	-0.087

11.10.

■ Constantes de equilibrio y coeficientes de actividad empleados para el cálculo del pH con el modelo químico propuesto.

Constantes de equilibrio		Constantes de la ley de Henry (kg kPa mol ⁻¹)		Coeficientes de actividad	
K_{H,CO_2}	3.76×10^{-7}	H_{SO_2}	59.4	γ_{H^+}	0.781
$K_2^{c(V)}$	4.70×10^{-11}	$H_{H_2CO_3}$	2.1×10^{-3}	$\gamma_{HSO_3^-}$	0.567
$K_1^{s(V)}$	1.42×10^{-2}			$\gamma_{SO_3^{2-}}$	0.109
$K_1^{s(IV)}$	2.02×10^{-2}			$\gamma_{HCO_3^-}$	0.551
$K_2^{s(IV)}$	6.24×10^{-8}			$\gamma_{CO_3^{2-}}$	0.021
				$\gamma_{HSO_4^-}$	0.567
				$\gamma_{SO_4^{2-}}$	0.119
				γ_{SO_2}	0.98
				$\gamma_{H_2CO_3}$	1.13

ACIDITY OF EFFLUENT FROM INERT GAS SYSTEMS USING SEAWATER SCRUBBING

ALVARO BAALIÑA¹, EVARISTO RODRIGUEZ¹, JUAN A. SANTABALLA¹ AND ALBERTO ARCE^{2*}

¹ Escuela Superior de la Marina Civil, Universidad de La Coruña, Spain

² Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Santiago de Compostela, Spain

(Received 21 September 1994; Accepted 3 July 1995)

ABSTRACT

As a contribution to understanding of the environmental effects of direct discharge of effluent from the inert gas generators of oil tankers, in this work we determined how the pH of seawater leaving ceramic-saddle-packed scrubbing towers after absorption of SO₂ from simulated fluegas depended on fluegas/seawater flow rate ratio and the concentration of SO₂ in the fluegas.

Key words: Flue gas desulphurisation, Inert gas system, Seawater scrubbing

INTRODUCTION

Current international legislation on marine transport establishes that cargo tanks carrying crude oil, oil derivatives and many other substances must at all times have an inert atmosphere so as to prevent the risk of explosion. During the discharge of cargo, the tanks must therefore be filled with large quantities of inert gas. On oil tankers, inert gas for this purpose is usually generated by passing the exhaust gases of their main or auxiliary boilers through scrubbers (tray towers or packed columns) in which soot, ash and sulphur oxides, which would damage equipment and structures, are transferred to seawater (Figure 1). A number of papers (1-4) have discussed such systems in detail. The high concentrations of soot and sulphur oxides in the scrubber effluent mean that its direct discharge into the environment can cause serious pollution in closed milieux such as docks and harbours, and in industrialized nations it is accordingly subject to ever stricter regulations and inspections.

The starting material for the generation of inert gas by the systems described above is the fuel oil used in the boilers of the tanker, which has the approximate composition shown in Table 1. Assuming combustion to be complete with a 20% excess of air, and depending on the actual composition of the fuel, the composition of flue gases will be as listed in Table 2. The function of the scrubbing/demisting system is to cool the flue gas from about 200°C to about 25°C, and to modify its composition so as to meet the specifications listed in Table 3 (5). The mean flash limit of crude oil being 11.5%, an oxygen content of 4-5% is considered sufficiently low to avoid explosion (5).

As a contribution to understanding of the environmental effects of direct discharge of effluent from the inert gas generators of oil tankers, in this work we determined how the pH of seawater leaving ceramic-saddle-packed laboratory-scale scrubbing towers after absorption of SO₂ from simulated fluegas depended on fluegas/seawater flow rate ratio and the concentration of SO₂ in the fluegas, both of

Table 1. Average composition of fuel oil used in tankers' main boilers

Component	Wt, %
Carbon	81.5-90.0
Hydrogen	12.0-15.0
Sulphur	3.5-8.0
Ash	0.0-0.5

Table 2. Average composition of flue gases

Component	Wt, %
Carbon dioxide	12.0-14.0
Water	5.0-8.0
Nitrogen	74.0-80.0
Sulphur dioxide	0.5-1.0
Nitrogen oxide	0.05 - 0.07
Oxygen	4.0-5.0
Soot and ash	variable

Table 3. Characteristics required of inert gas for oil tanker tanks

Component	Concentration
O ₂	4-5 %
CO ₂	13 %
SO ₂	300 ppm
SO ₃	< 100 ppm
NO _x	< 100 ppm
CO + H ₂	< 100 ppm
H ₂ O	30 g/m ³
N ₂ + noble gases	82-83 %
Soot and ash	8 mg/m ³

Table 4. Composition of seawater (7) Salinity: 35 g/kg

Ion	g/kg
Cl ⁻	19.35
Na ⁺	10.77
Mg ²⁺	1.29
Ca ²⁺	0.41
K ⁺	0.40
SO ₄ ²⁻	2.71
HCO ₃ ⁻	0.14
Br ⁻	0.07

which were varied within the ranges commonly used on oil tankers.

EXPERIMENTAL

The experimental rig (Figure2) consisted in a 200 × 25 cm stainless steel column packed to a height of 92 cm with 19 or 38 mm Intalox ceramic saddles. Fluegas was simulated by adding SO₂ to air. Both SO₂ concentration and the flow rate of the air/SO₂ mixture were varied (the latter between 0.1 and 0.3 kg/m²s) were varied, as was the flow rate of seawater (from 3.5 and 17.4 kg/m²s); seawater was pumped directly from the sea with the average composition given in Table 4 (from references 7 and 10), an acidity of pH 8.0 and a temperature of 14.5°C. The gas/liquid flow rate ratios and SO₂ concentrations used (see Tables 5 and 6) covered the ranges normally used on oil tankers.

The composition of the simulated flue gas before and after scrubbing was determined with a Konik KNK 3000

HRGC gas chromatograph equipped with a column switching system, a thermal desorption chamber and a thermal conductivity detection system. Samples were run on a 2 m × 1/8 o.d. A1166-8T column packed with teflon Poropak Q 80/100, with injector, furnace and detector temperatures of 100°, 80° and 120°C respectively. The pH of effluent was measured with a CRISON Micro pH 2002 pH-meter.

RESULTS AND DISCUSSION

SO₂ absorption ranged from 97.7 to 99.8 % when columns were packed with 19 mm saddles, and from 97.0 to 99.0 % with 38 mm saddles in the same conditions. The smaller saddle size was naturally more efficient due to its greater surface area per unit volume, with packing heights of 0.20, 0.40 and 0.60 m the differences were more pronounced.

The measured pH of the scrubber effluent ranged from pH 1.94 to pH 5.98 (Tables 5 and 6, Figs. 3 and 4). These values are in keeping with values of pH 2-3 for scrubber

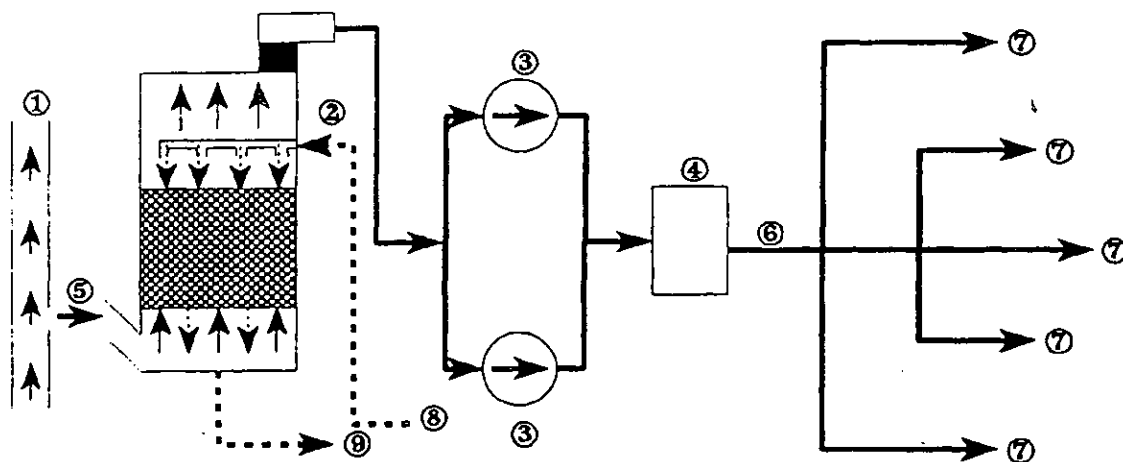


Figure 1. A typical inert gas system: (1) Flue (2) Scrubber (3) Fans (4) Deck water seal (5) Flue gas intake (6) Inert gas deck main (7) Distribution of inert gas to cargo tanks (8) Scrubber water supply (9) Scrubber effluent outlet

11.- Apéndice

Table 5.

pH of experimental scrubber effluent, for various gas and liquid mass flow rates ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$) and concentrations of SO_2 (ppm) in the simulated fluegas input. Scrubber packing: 19 mm Intalox saddles. Packing height: 0.92 m. Seawater temperature: 14.5°C. pH seawater: 8.00

Gas / Liquid	SO_2 , gas inlet	pH liquid, outlet	% SO_2 absorbed
0.3/7.0	10000	2.15	88.1
0.3/0.7	6600	2.40	92.0
0.3/0.7	1700	3.08	98.5
0.3/17.4	10000	2.42	98.7
0.3/17.4	6600	2.71	99.9
0.3/17.4	1700	5.45	99.9
0.2/3.5	10400	1.94	82.7
0.2/3.5	5500	2.11	87.3
0.2/3.5	1900	2.75	97.6
0.2/7.0	10400	2.18	96.6
0.2/7.0	5500	2.47	97.3
0.2/7.0	1900	3.57	99.7
0.1/3.5	9800	2.16	95.4
0.1/3.5	5700	2.49	96.3
0.1/3.5	1700	3.85	99.6
0.1/7.0	9800	2.51	99.6
0.1/7.0	5700	3.03	99.7
0.1/7.0	1700	5.69	99.8

Table 6.

pH of experimental scrubber effluent, for various gas and liquid mass flow rates ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$) and concentrations of SO_2 (ppm) in the simulated fluegas input. Scrubber packing: 38 mm Intalox saddles. Packing height: 0.92 m. Seawater temperature: 14.5°C. pH seawater: 8.00

Gas / Liquid	SO_2 , gas inlet	pH liquid, outlet	% SO_2 absorbed
0.3/7.0	10500	2.20	95.0
0.3/7.0	7000	2.29	96.9
0.3/7.0	1600	3.24	98.0
0.3/17.4	8700	2.68	99.7
0.3/17.4	6700	3.01	99.0
0.3/17.4	2000	5.21	97.0
0.2/3.5	10200	1.97	94.0
0.2/3.5	5800	2.33	96.0
0.2/3.5	1800	3.03	97.4
0.2/7.0	10200	2.36	99.1
0.2/7.0	5800	2.65	99.3
0.2/7.0	1800	4.51	99.7
0.1/3.5	10000	2.40	98.8
0.1/3.5	5500	2.78	99.2
0.1/3.5	1600	4.24	97.4
0.1/7.0	10000	2.81	99.0
0.1/7.0	5500	3.44	99.2
0.1/7.0	1700	5.98	97.4

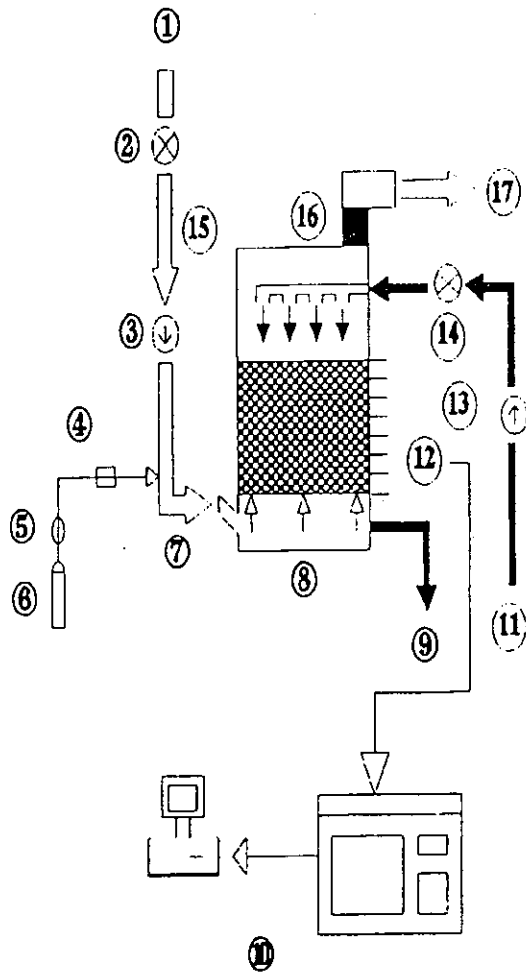


Figure 2 The experimental scrubber: (1) Air (2) SO₂ gas (3) Packed column (4) Effluent (5) Liquid distributor (6) Demister (7) Clean gas (8) Water intake (9) Gas chromatograph (10) Computer

effluent from oil tankers discharging in the harbour of La Coruña (Spain), where the rate of discharge of crude oil is usually kept relatively slow, about 3000 m³/h (the fuel oils used by these tankers had sulphur contents in the 3.5-8.0 % range shown in Table 1).

The thermodynamics of the absorption of SO₂ by seawater, and the desulphurization of combustion gases by seawater, have been extensively studied (6-9). The chemical composition of seawater, which is slightly alkaline, is invariably very close to that shown in Table 4 (7, 10), and its reaction with SO₂ basically produces sulphite ions and protons. If the effect of CO₂ absorption is ignored (its influence on pH is negligible compared to that of SO₂ absorption at pH > 4 (7, 10)) the effluent pH values measured

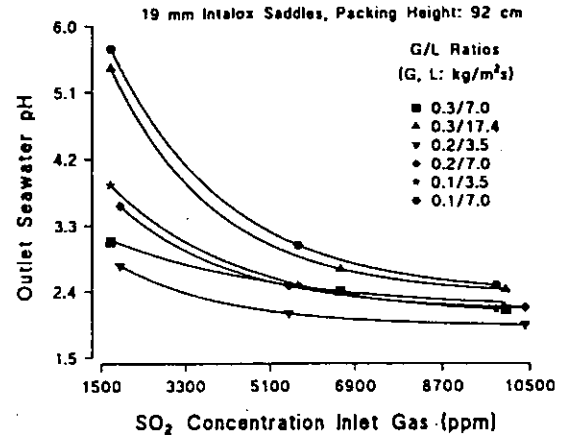


Figure 3. Influence of the SO₂ concentration in simulated fluegas on scrubber effluent pH, for various gas/liquid flow rate ratios. Scrubber packing: 19 mm Intalox saddles

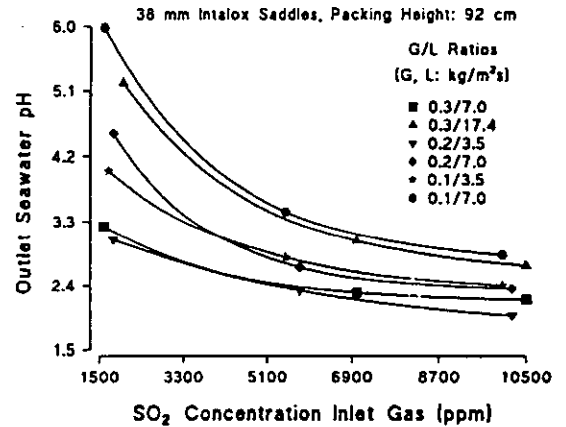


Figure 4. Influence of the SO₂ concentration in simulated fluegas on scrubber effluent pH, for various gas/liquid flow rate ratios. Scrubber packing: 38 mm Intalox saddles.

in our experiments are in keeping with theoretical predictions based on published values of equilibrium concentrations of SO₂ in seawater (7); details of these calculations will be published elsewhere.

CONCLUSIONS

For scrubber effluent from discharging oil tankers to be of pH > 6, very high seawater flow rates must be used. Scrubber effluent pH seems generally to lie in the range pH 2-3, and can fall below pH 2 for gas/liquid flow rate ratios > 0.05. Acidities of this order can be expected to give rise to pollution problems in closed environments such as harbours or in other relatively still waters.

REFERENCES

1. Beaver, E.R. and Graham T. E., Inert Gas Generation Systems for Offshore Platforms, *Energy Prog.*, 6, (3) 149-154 (1986).
2. Zane Egan B. and Felker, L.K., Removal of SO₂ from Simulated Flue Gas by Magnesia Spray Absorption: Parameters Affecting Removal Efficiency and Products, *Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev.*, 25, 558-561 (1986).
3. McCarthy, J.E., Choosing a flue-gas desulfurization system, *Chem Eng.*, 85, March 13, 79-84 (1978).
4. Kaplan, N. and Maxwell, M.A., Removal of SO₂ from Industrial Waste Gases, *Chem Eng.*, 84, 127-132 (1977).
5. Moser, R.E., FDG Options Offer Environmental Trade-offs. *Hydrocarbon Processing*, 60, October, 88-92 (1981).
6. Hikita, H., Asai, S. and Nose, H., Absorption of Sulfur Dioxide into Water, *AIChE J.*, 24, 147-149 (1978).
7. Abdulsattar, A. H., Sridhar, S. and Bromley, L., Thermodynamics of the Sulfur Dioxide-Seawater System, *AIChE J.*, 23 62-68 (1977).
8. Radojevic, M., The use of seawater for flue gas desulphurisation, *Environ. Technol. Lett.*, 10, 71-76 (1989).
9. Strømmen, S.O. and Hjelm, F., Sulphur in Flue Gases Can Safely be Absorbed by Seawater and Returned to the Oceans, *ICHEME Symposium Series No. 131* (1993).
10. Stumm, W. and Morgan, J.J., *Aquatic Chemistry: An Introduction Emphasizing Chemical Equilibria in Natural Waters* 2nd Ed., John Wiley and Sons, New York (1981).

PREDICTION OF THE ACIDITY OF EFFLUENT FROM FLUEGAS SCRUBBERS USING SEAWATER

A. BAALIÑA¹, E. RODRIGUEZ¹, J. A. SANTABALLA¹ AND A. ARCE²

¹Escuela Superior de la Marina Civil, Universidad de La Coruña, Paseo de Ronda, 51. 15011 La Coruña, Spain.

²Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Santiago de Compostela, Spain.

(Received 11 November 1997; Accepted 24 March 1997)

ABSTRACT

In a previous study, sulphur dioxide was absorbed from a simulated fluegas into seawater in a countercurrent scrubbing tower, and the pH of the effluent and the total SO₂ absorbed were determined for a range of scrubbing conditions [2]. In the present work, Abdulsattar *et al.*'s equilibrium model [1] was found to allow reasonably accurate prediction of effluent pH from measurements of total SO₂ absorbed. This equilibrium model could be useful in the design and optimization of industrial scrubbing towers and inert gas generation systems that use seawater scrubbing, with a view to avoiding the damage caused to the marine environment when acidic effluent is discharged into the sea.

Keywords: Flue gas desulphurisation, Seawater scrubbing, Chemical model, Prediction of effluent pH.

INTRODUCTION

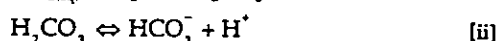
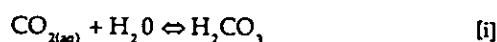
Sulphur is present to a greater or lesser extent in the fuels commonly used to power industrial processes. To reduce atmospheric pollution by the sulphur dioxide deriving from combustion of these fuels, several fluegas desulphurization (FGD) processes have been developed. For processes carried out at coastal installations, one of the most economic and efficient FGD methods is scrubbing with seawater [3, 4], which also has applications in the generation of inert gases for the holds of oil tankers [2]. In seawater FGD, SO₂ is selectively absorbed and oxidized to sulphates -natural seawater components that in themselves have negligible negative effects on the marine environment. However, the sulphate-rich effluent from seawater FGD scrubbers can have very low pH and must be pretreated before being discharged (2 - 4). In order to implement the appropriate pretreatment, it is necessary to be able to predict the pH of the effluent under different operating conditions on the basis of physico-chemical parameters describing the system. This should enable scrubber performance to be optimized within acceptable pH limits by adjustment of flow rates, and the optimum process conditions (if such exist) to be determined [4]. In this work, we compared the predictions of the equilibrium model proposed by Abdulsattar *et al.* [1] with the experimental pH of effluent from a pilot scrubbing tower [2].

Theoretical Model

The absorption of SO₂ by seawater involves both physical absorption of the gas in the liquid phase, and a series of chemical reactions. In Abdulsattar *et al.*'s model [1], the

salts in seawater are assumed to be fully ionized and to have negligible chemical effects, so that they only affect the equilibrium of the system through their influence on the ionic strength, and the oxidation of ionized SO₂ species is also ignored. By virtue of these considerations, the complex air-SO₂-seawater system reduces to the much simpler oxygen-free system formed by SO₂, CO₂ and an aqueous solution of bicarbonate and sulphate.

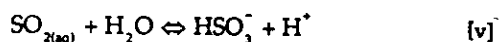
In nature, atmospheric CO₂ is in equilibrium with CO₂ species dissolved in seawater (CO_{2(aq)}, H₂CO₃, HCO₃⁻ and CO₃²⁻). The equilibria among these species are as follows:



For the sulphates in the seawater, the only relevant equilibrium is:



When seawater is exposed to gaseous SO₂, this is physically absorbed and then ionized in accordance with the following equilibria:



The final proton content of the seawater is given by the protons initially present (mean seawater pH is 8.00), plus

those liberated in equilibria [v] and [vi], minus those consumed in equilibria [iii] and [iv]:

$$[H^+] = \frac{10^{-14.00}}{\gamma_{H^+}} + [HSO_3^-] + 2[SO_3^{2-}] - [H_2CO_3^*]_g - [HSO_4^-] \quad \text{[vii]}$$

(where $[H_2CO_3^*]_g$ comprises both the H_2CO_3 and the $CO_{2(aq)}$ generated during SO_2 absorption ($[H_2CO_3^*] = [CO_{2(aq)}] + [H_2CO_3]$); this is convenient because $CO_{2(aq)}$ and H_2CO_3 are difficult to distinguish analytically [5]).

In equation (vii), $[HSO_4^-]$ is given by equilibrium [iv] in conjunction with the mass balance for sulphate in the seawater:

$$T_{SO_4^{2-}} = [HSO_4^-] + [SO_4^{2-}] = 2.71 \times 10^{-2} m \quad \text{[viii]}$$

(Abdulsattar *et al.*'s model [1] assumes a closed system, so the total concentration is a constant, taken from ref. [5]). Similarly, $[HSO_3^-] + 2[SO_3^{2-}]$ is obtained from [vi] in conjunction with the mass balance for the total amount of SO_2 absorbed in the liquid phase:

$$T_{SO_2} = [SO_{2(aq)}] + [HSO_3^-] + [SO_3^{2-}] \quad \text{[ix]}$$

where T_{SO_2} is a measured quantity in this paper and $[SO_{2(aq)}]$ is calculated from the final concentration of SO_2 in the gas phase ($Y_{SO_{2(g)}}$) and the working pressure ($P = 1.013 \times 10^5$ Pa):

$$[SO_{2(aq)}] = \frac{y_{SO_2} \cdot P}{H_{SO_2} \cdot \gamma_{SO_2}} \quad \text{[x]}$$

$$y_{SO_{2(aq)}} = \frac{T_{SO_2} \cdot H_{SO_2}}{P} \left[\frac{1}{\gamma_{SO_2}} + \frac{K_5}{[H^+] \cdot \gamma_{HSO_3^-}} + \frac{K_5 \cdot K_6}{[H^+]^2 \cdot \gamma_{SO_3^{2-}}} \right]^{-1} \quad \text{[xi]}$$

(the Henry's law constant H_{SO_2} and the activity coefficient γ_{SO_2} , both taken from ref [6], and $\gamma_{HSO_3^-}$ and $\gamma_{SO_3^{2-}}$, from ref. [1], are listed in Table 1)

Finally,

$$[H_2CO_3^*]_g = [H_2CO_3^*] - [H_2CO_3^*] \quad \text{[xii]}$$

where i refers to initial concentration. The second term on the right-hand side here is obtained by considering that if the mean proportion of CO_2 in atmospheric air is taken as 0.033%, then at the working temperature and pressure of the scrubbing tower (14.5 °C and 1.013×10^5 Pa) the partial pressure of CO_2 will be $P_{CO_2} = 33.43$ Pa, and hence

$$[H_2CO_3^*]_i = \frac{P_{CO_2}}{H_{H_2CO_3} \cdot \gamma_{H_2CO_3}} = 1.42 \times 10^{-5} m \quad \text{[xiii]}$$

(the Henry's law constant $H_{H_2CO_3}$ and the activity coefficient $\gamma_{H_2CO_3}$ were taken from refs. [7] and [8] respectively and are listed in Table 1). The first term is obtained from equilibrium [ii] and [iii] together with:

$$\frac{[H_2CO_3^*] \cdot [H^+]}{[H_2CO_3^*]} = \frac{K_2}{1 + K_1} = K_{H_2CO_3} \quad \text{[xiv]}$$

Table 1. Thermodynamic constants (H values in kg kPa mol⁻¹) and activity coefficients (molal scale) in aqueous solutions at 14.5 °C. Sources are indicated in parentheses.

Equilibrium constants	Henry's law constants	Activity coefficients
$K_{H_2CO_3}$ [11] 3.76×10^7	H_{SO_2} [6] 59.4	γ_{H^+} [1] 0.781
K_3 [12] 4.70×10^{-11}	$H_{H_2CO_3^*}$ [7] 2.1×10^3	$\gamma_{HSO_3^-}$ [1] 0.567
K_4 [11] 1.42×10^{-2}		$\gamma_{SO_3^{2-}}$ [1] 0.109
K_5 [9] 2.02×10^{-2}		$\gamma_{HCO_3^-}$ [1] 0.551
K_6 [10] 6.24×10^{-8}		$\gamma_{CO_3^{2-}}$ [5] 0.021
		$\gamma_{HSO_4^-}$ [1] 0.567
		$\gamma_{SO_4^{2-}}$ [1] 0.119
		γ_{SO_2} [6] 0.98
		$\gamma_{H_2CO_3^*}$ [8] 1.13

(since equilibrium [i] lies far to the left, $(\text{H}_2\text{CO}_3^*) \cong (\text{CO}_{2(\text{aq})})$), and

$$T_{\text{CO}_2} = [\text{H}_2\text{CO}_3^*] + [\text{HCO}_3^-] + [\text{CO}_3^{2-}] = 2.3 \times 10^{-3} \text{ m} \quad [\text{xv}]$$

(In Abdulsattar *et al.*'s model, the system is closed and H_2CO_3^* is assumed to be non-volatile, and the total concentration of CO_2 in the seawater is therefore a constant, $2.3 \times 10^{-3} \text{ m}$ according to ref. [1] and [5]).

EXPERIMENTAL

A detailed description of the experimental apparatus, together with a full account of the experimental procedure, is available in reference [2]. Briefly, a simulated fluegas (prepared by mixing predetermined amounts of commercial SO_2 with air) was drawn by a fan into the bottom of a 200×25 (i.d.) cm stainless steel scrubbing tower packed to a height of 92 cm with 19 or 38 mm Intalox ceramic saddles; and a countercurrent of seawater was pumped directly from the sea into the top of the tower and allowed to percolate through it under gravity. For each size of packing material, the SO_2 concentration in the outflowing gas and the pH of seawater samples were determined for inflowing SO_2 concentrations ranging from 1.60×10^{-3} to 1.05×10^{-2} in mole fraction and various fluegas/seawater flow ratios (the usual working range for inert gas generators and industrial scrubbers was covered). The pH of the effluent samples was measured within 15 s of sampling using a Crison 2002 pH-meter equipped with an Ingold combined electrode and calibrated using buffers at pH 7.0 and 4.0. Samples at the exit of the scrubber were collected for later analysis. The SO_2 concentrations in the in- and outflowing gases (from which the total SO_2 absorbed T_{SO_2} was calculated) were determined by high resolution gas chromatography [2]. The mean composition of the seawater has been published elsewhere [1, 5].

Calculations

Equilibrium constants and activity coefficients listed in Table 1 were taken from refs. [1] and [5 - 12]. Other input data were the SO_2 absorbed in each experiment (previously published in ref. [2]), the mean pH of the raw seawater (pH 8.00), and the working temperature and pressure (14.5°C and $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$). The calculation was iterative: an estimated value of $[\text{H}^+]$ was used to calculate the concentrations of the species on the right-hand side of equation [vii], which was used to calculate a new estimate for $[\text{H}^+]$; and so on to convergence.

RESULTS AND DISCUSSION

Table 2 lists, for each set of working conditions used in the experiments with 19 mm saddles, the experimental and

calculated effluent pH and the total SO_2 absorbed (T_{SO_2}); Table 3 lists analogous data for the experiments with 38 mm saddles; and plots of total absorbed SO_2 against the experimental and calculated effluent pH values are compared in Figs. 1 and 2 for the experiments with 19 and 38 mm saddles respectively. The fact that the experimental pH was generally lower than the calculated pH for given SO_2 absorption, especially in experiments with 19 mm saddles, may perhaps have been due in part to ion pair formation and complexation of HCO_3^- or CO_3^{2-} with metal ions in the medium [15-17], neither of which are processes considered in Abdulsattar *et al.*'s model. However, the chief reason is probably that some of the SO_2 absorbed in the scrubber underwent oxidation to sulphate, another process ignored by Abdulsattar *et al.*'s model. Clarke and Radojevic [13,14] reported that the oxidation of SO_2 in seawater is a second order process with respect to S(IV) concentration and is catalysed by chloride ions, and that the oxidation rate increases with pH. Since measurement of effluent pH took up to 15 s and the experimentally measured tower residence time with a packing of 19 mm saddles ranged from 11 to 15 s (depending on gas and liquid flow rates), some oxidation must have occurred, and this interpretation is coherent with the fact that the discrepancy between measured and calculated pH was greater with 19 mm saddles than with 38 mm saddles, with which the residence time will have been shorter. Furthermore, the finding that the calculated values were more accurate at lower than at higher pH values is explained by the pH-dependence reported by Clarke and Radojevic.

SUMMARY AND CONCLUSIONS

The absorption of SO_2 from simulated fluegas into seawater at a temperature of 14.5°C and 1 atm pressure was examined. Experimentally determined pH values for the effluent [2] from a scrubbing tower packed with 19 or 38 mm ceramic saddles and operating with a countercurrent of seawater of initial mean pH 8.00 were compared with the pH values calculated from the total amount of SO_2 absorbed (T_{SO_2}) by means of the equilibrium model proposed by Abdulsattar *et al.* [1]. The variation of T_{SO_2} with effluent pH was determined for inflowing SO_2 concentrations ranging from 1.60×10^{-3} to 1.050×10^{-2} in mole fraction (1,600 - 10,500 ppm), and fluegas/seawater ratios in the usual working range for inert gas generators and industrial scrubbers. In the experiments, total SO_2 absorbed varied between 8.420×10^{-4} and $1.934 \times 10^{-2} \text{ mol kg}^{-1}$ of seawater. The effluent pH calculated using the model was generally higher than the experimental pH (especially for the scrubber packed with 19 mm saddles), probably because the model ignores the formation of ion pairs and, in particular, the oxidation of SO_2 to sulphate. The accuracy of the calculated pH was nonetheless reasonably satisfactory, especially in the range of greatest practical interest (pH 2-4), and could be improved by including calculations of SO_2 oxidation based on known

Table 2. Comparison of the experimental pH values [2] and those calculated using Abdulsattar *et al.*'s equilibrium model [1], for the effluent from the scrubber packed with 19 mm Intalox ceramic saddles. Ratios of gas to liquid flow-rates (in $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$), inflowing SO_2 (mol fraction) and total SO_2 absorbed (T_{SO_2} , $\text{mol}\cdot\text{kg}^{-1}$), as indicated. Height of packing, 0.92 m. Seawater temperature, 14.5 °C; seawater pH, 8.00. Total pressure, 1.013×10^5 Pa.

Gas/Liquid	SO_2 , gas inlet	T_{SO_2}	Experimental pH	Calculated pH
0.3/7.0	1.00×10^{-2}	1.333×10^{-2}	2.15	2.25
0.3/7.0	6.60×10^{-3}	9.217×10^{-3}	2.40	2.44
0.3/7.0	1.70×10^{-3}	2.554×10^{-3}	3.40	3.79
0.3/17.4	1.00×10^{-2}	5.972×10^{-3}	2.42	2.70
0.3/17.4	6.60×10^{-3}	4.003×10^{-3}	2.71	3.02
0.3/17.4	1.70×10^{-3}	1.036×10^{-3}	5.45	6.00
0.2/3.5	1.04×10^{-2}	1.734×10^{-2}	1.94	2.13
0.2/3.5	5.50×10^{-3}	9.729×10^{-3}	2.11	2.41
0.2/3.5	1.90×10^{-3}	3.771×10^{-3}	2.75	3.08
0.2/7.0	1.04×10^{-2}	1.013×10^{-2}	2.18	2.39
0.2/7.0	5.50×10^{-3}	5.422×10^{-3}	2.47	2.76
0.2/7.0	1.90×10^{-3}	1.926×10^{-3}	4.70	5.23
0.1/3.5	9.80×10^{-3}	9.431×10^{-3}	2.16	2.43
0.1/3.5	5.70×10^{-3}	5.560×10^{-3}	2.49	2.74
0.1/3.5	1.70×10^{-3}	1.722×10^{-3}	5.00	5.46
0.1/7.0	9.80×10^{-3}	4.923×10^{-3}	2.51	2.84
0.1/7.0	5.70×10^{-3}	2.878×10^{-3}	3.03	3.47
0.1/7.0	1.70×10^{-3}	8.627×10^{-4}	5.69	6.12

Table 3. Comparison of the experimental pH values [2] and those calculated using Abdulsattar *et al.*'s equilibrium model [1], for the effluent from the scrubber packed with 38 mm Intalox ceramic saddles. Ratios of gas to liquid flow-rates (in $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$), inflowing SO_2 (mol fraction) and total SO_2 absorbed (T_{SO_2} , $\text{mol}\cdot\text{kg}^{-1}$), as indicated. Height of packing, 0.92 m. Seawater temperature, 14.5 °C; seawater pH, 8.00. Total pressure, 1.013×10^5 Pa.

Gas/Liquid	SO_2 , gas inlet	T_{SO_2}	Experimental pH	Calculated pH
0.3/7.0	1.05×10^{-2}	1.508×10^{-2}	2.20	2.20
0.3/7.0	7.00×10^{-3}	1.029×10^{-2}	2.29	2.38
0.3/7.0	1.60×10^{-3}	2.392×10^{-3}	3.58	4.10
0.3/17.4	8.70×10^{-3}	5.256×10^{-3}	2.68	2.79
0.3/17.4	6.70×10^{-3}	4.027×10^{-3}	3.01	3.01
0.3/17.4	2.00×10^{-3}	1.183×10^{-3}	5.21	5.89
0.2/3.5	1.02×10^{-2}	1.934×10^{-2}	1.97	2.09
0.2/3.5	5.80×10^{-3}	1.128×10^{-2}	2.33	2.33
0.2/3.5	1.80×10^{-3}	3.566×10^{-3}	3.03	3.14
0.2/7.0	1.02×10^{-2}	1.019×10^{-2}	2.36	2.39
0.2/7.0	5.80×10^{-3}	5.833×10^{-3}	2.65	2.71
0.2/7.0	1.80×10^{-3}	1.825×10^{-3}	4.80	5.36
0.1/3.5	1.00×10^{-2}	9.964×10^{-3}	2.40	2.40
0.1/3.5	5.50×10^{-3}	5.528×10^{-3}	2.78	2.75
0.1/3.5	1.60×10^{-3}	1.585×10^{-3}	5.00	5.59
0.1/7.0	1.00×10^{-2}	4.992×10^{-3}	2.81	2.82
0.1/7.0	5.50×10^{-3}	2.764×10^{-3}	3.44	3.56
0.1/7.0	1.70×10^{-3}	8.420×10^{-4}	5.98	6.14

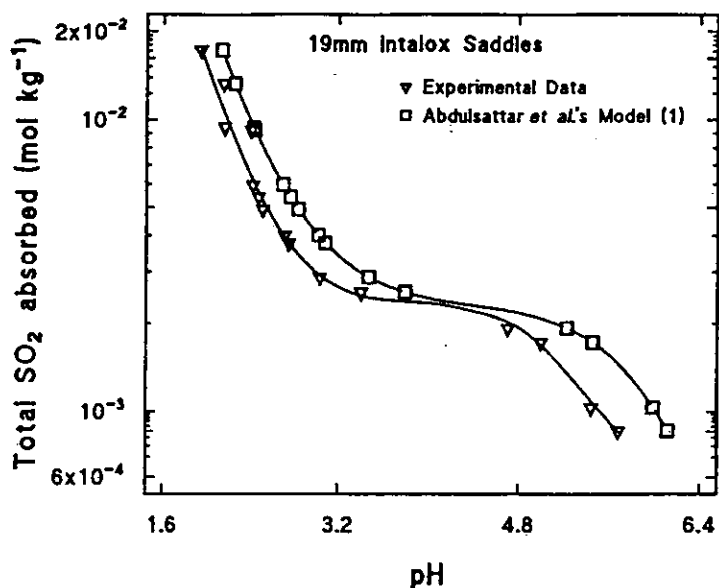


Figure 1. Variation of total SO₂ absorbed with effluent pH for the scrubbing experiments with 19 mm Intalox ceramic saddles [2], and the corresponding plot of the pH values calculated using Abdulsattar *et al.*'s equilibrium model [1]. Temperature, 14.5 °C; pressure, 1.013x10⁵ Pa.

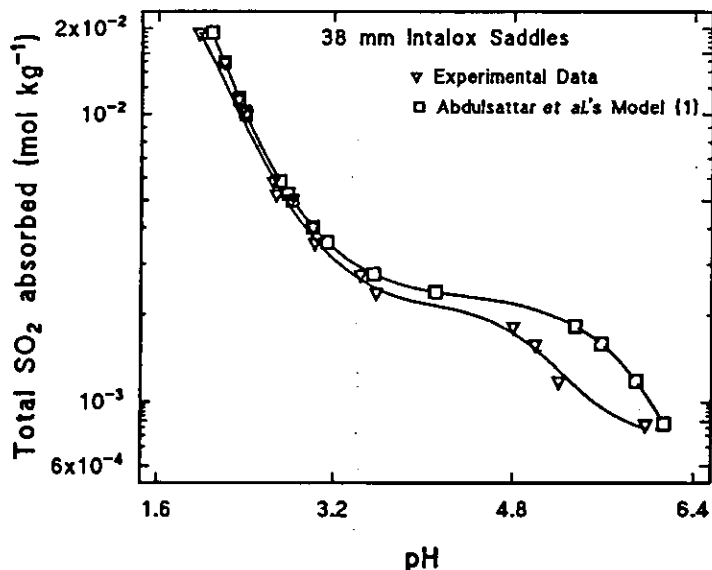


Figure 2. Variation of total SO₂ absorbed with effluent pH for the scrubbing experiments with 38 mm Intalox ceramic saddles [2], and the corresponding plot of the pH values calculated using Abdulsattar *et al.*'s equilibrium model [1]. Temperature, 14.5 °C; pressure, 1.013x10⁵ Pa.

residence time. Abdulsattar *et al.*'s equilibrium model may therefore be useful for predicting the pH of the effluent from scrubbing towers packed with ceramic saddles using seawater for the absorption of SO₂, although further experiments at other temperatures will be necessary to confirm this. These

results may therefore be of utility in the design of inert gas generation systems that use seawater scrubbing, in particular for the simulation of scrubbing conditions that remove the SO₂ while maintaining the effluent pH above levels representing a pollution threat to marine environments.

NOMENCLATURE		y	mol fraction in the gas phase
H	Henry's law constant (kg kPa mol ⁻¹)	γ_x	molal activity coefficient of species X
K	equilibrium constant calculated from ion activities (mol kg ⁻¹ of solvent) on molality basis	Subscripts	
m	molality (mol kg ⁻¹)	(aq)	liquid (aqueous) phase
p	partial pressure (Pa)	(g)	gas phase
P	total pressure (Pa)	g	generated
T _x	total molal concentration of species X (mol kg ⁻¹)	i	initial

REFERENCES

1. Abdulsattar, A. H., Sridhar, S. and Bromley, L., Thermodynamics of the sulfur dioxide-seawater system. *AIChE J.*, 23, 62-68 (1977).
2. Baaliña, A., Rodríguez, E., Santaballa, A., and Arce, A., Acidity of effluent from inert gas systems using seawater scrubbing. *Environ. Technol.*, 17, 331-335 (1996).
3. Radojevic, M., The use of seawater for flue gas desulphurisation. *Environ. Technol. Lett.*, 10, 71-76 (1989).
4. Strømmen, S. O. and Hjelm, F., Sulphur in flue gases can safely be absorbed by seawater and returned to the oceans. *ICHEME Symposium Series No. 131*, 95-108 (1993).
5. Stumm, W. and Morgan, J. J., *Aquatic Chemistry: An Introduction Emphasizing Chemical Equilibria in Natural Waters*. 2nd Ed., John Wiley and Sons, New York (1981).
6. Rabe, A. E. and Harris, J. F., Vapor liquid equilibrium data for the binary system, sulphur dioxide and water. *J. Chem. Eng. Data*, 8, 333 (1963).
7. Munjal, P., and Stewart, P. B., Correlation equation for solubility of carbon dioxide in water, seawater, and seawater concentrates. *J. Chem., Eng. Data*, 16, 170 (1971).
8. Garrels, R. M., and Christ, C. L., *Solutions, Minerals and Equilibria*. Harper and Row, New York (1965).
9. Campbell, W. B., and Maass, O., Equilibria in sulphur dioxide solutions. *Can. J. Research*, 2, 42 (1930)
10. Tartar, H. V., and Garretson, H. H., The thermodynamic ionization constants of sulphurous acid at 25 °C. *J. Am. Chem. Soc.*, 63, 808 (1941).
11. Robinson, R. H., and Stokes, R. H., *Electrolyte Solutions*. Butterworths, London, England (1968).
12. Latimer, W. M., and Hildebrand, H. H., *Reference Book of Inorganic Chemistry*, 3rd Ed., The MacMillan Company, New York (1965).
13. Clarke, A. G. and Radojevic, M., Chloride ion effects on the aqueous oxidation of SO₂. *Atmospheric Environment*, 17, 617-624 (1983).
14. Clarke, A. G. and Radojevic, M., Oxidation rates of SO₂ in sea-water and sea-salt aerosols. *Atmospheric Environment*, 18, 2761-2767 (1984)
15. Berner, R. A., *Chemical Sedimentology*. McGraw-Hill, New York (1971)
16. Pytkowicz, R. M., Use of apparent equilibrium constants in Chemical Oceanography, Geochemistry and Biochemistry. *Geochem. J.*, 3, 181-184 (1969).
17. Whitfield, M., *Chemical Oceanography*. J. P. Riley and G. Skirrow (eds.), Vol. 1, 2nd Ed., Academic, New York (1975).

UNIVERSIDADE DA CORUÑA
Servicio de Bibliotecas



1700744177