

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

REVISION BIBLIOGRAFICA SOBRE METODOS DE
OBTENCION DE OXIDO DE MAGNESIO, DURANTE
LOS AÑOS DE 1969 A 1974 INCLUSIVE.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
Q U I M I C O
P R E S E N T A

FERNANDO DIAZ MORLET CASTAÑO



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CLAS. Tesis
ADD.
FECHA 1976
PROC. 77-89



QUIMICA

82

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**“Fundamentos de la Tecnología
de Burbujas”.**

ANGEL CORTES ZAVALTA

INGENIERO QUIMICO

1975

CLAS. Tesis
ADQ. 1975
FECHA 1975
PROC. M-79



QUIMICA

Presidente I.Q. ARTO ENRIQUEZ MENDOZA

Vocal Q. TERESA TORAL PEÑARANDA

JURADO

Secretario I.Q. FERNANDO MALDONADO MENDOZA

ASIGNADO

1er. Suplente I.Q. ALBERTO SOLANO SALAZAR

2o. Suplente I.Q. ENRICO MARTINEZ SAENZ

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: BIBLIOTECA
DE LA FACULTAD DE QUIMICA

NOMBRE DEL SUSTENTANTE: ANGEL CORTES ZVALETA

ASESOR DEL TEMA M. en C.I.Q. FERNANDO MALDONADO M.

A MI MADRE Y HERMANOS
CON TODO CARÍÑO.

AL ING. FERNANDO MALDONADO M.
CON AGRADECIMIENTO Y RESPETO.

INDICE

	pag.
Introducción	1
Capitulo 1. Formación de Burbujas en Orificios	
Sumergidos.....	4
A.- Factores que Influencian el Tamaño de las Burbujas.....	4
B.- Mecanismos de Formación	6
C.- Análisis de los Factores que Influen cian el Tamaño de las Burbujas.....	21
D.- Regímenes de Formación.....	27
Capitulo 11. Dinámica de Burbujas.....	32
A.- Forma y Trayectoria.....	33
B.- Tamaño y Distribución.....	34
C.- Velocidad de Ascenso.....	37
D.- Retención de Gas.....	48
E.- Area Interfacial.....	51
Capitulo 111. Transferencia de Masa.....	54
A.- Coeficientes de Transferencia de Masa.....	56
B.- Factores que Influencian la Transferencia de Masa.....	60
C.- Transferencia de Masa en Lechos Fluidi zados.....	66
D.- Transferencia de Masa con Reacción Qui mica.....	70

	pag.
Capitulo IV. Consideraciones y Aplicaciones	
Prácticas.....	77
Bibliografía.....	96

INTRODUCCION.

Al ponerse en contacto dos fluidos inmiscibles forman una superficie común llamada interfase. Las operaciones que incluyen transferencia de masa y calor a través de dicha interfase son de gran importancia en la industria química. En tales operaciones es necesario una gran área interfacial por unidad de volumen, además de un movimiento relativo entre las fases si se desea un aumento en la velocidad de transferencia. Existen varias formas de aumentar la superficie de contacto las cuales básicamente pueden dividirse en dos grupos: en el primero, la superficie del líquido se aumenta haciéndolo fluir sobre varios tipos de formas sólidas a manera de una película delgada o subdividiendo el líquido en el gas en forma de gotas. En el segundo grupo el gas es subdividido en el interior del líquido, el método más común es dispersar el gas en forma de burbujas a través de orificios con un diseño bastante simple del equipo y proporcionando una gran área interfacial.

Existe una amplia variedad de operaciones que incluyen la dispersión de burbujas de gas en un líquido. Pueden ser procesos puramente físicos como la separación por flotación basada en la modificación del ángulo de contacto mediante la adición de pequeñas cantidades de sustancias químicas denominadas promotores. También puede ser un medio de suministrar oxígeno a la fase líquida en fermentaciones y otros procesos de bio-oxidación. Pero desde el punto de vista de la ingeniería química estas dispersiones deben su importancia a la transferencia de masa ya sea para la absor-

CAPITULO I

FORMACION DE BURBUJAS EN ORIFICIOS SUMERGIDOS

- A.- Factores que Influencian el Tamaño de las Burbujas.
- B.- Mecanismos de Formación.
- C.- Análisis de los Factores que Influencian el Tamaño de las Burbujas.
- D.- Regímenes de Formación.

ción de gases o bien en un reactor gas-líquido.

En el presente estudio se exponen los aspectos generales de la formación de las burbujas, así como su comportamiento através de un líquido y la transferencia de masa entre las fases la cual puede o no estar acompañada de una reacción química.

Existe un gran número de trabajos realizados sobre la formación y dinámica de burbujas en líquidos. Sin embargo, no hay un procedimiento claro en la predicción del comportamiento de las burbujas debido a que es un fenómeno muy complejo aún en líquidos--estáticos, por lo que la mayoría de los trabajos se han efectuado en modelos sencillos--constituidos de orificios simples.

Se le ha dado preferencia a la transferencia de masa a parte de los investigadores en éste campo, dándole respectivamente poca importancia a la transferencia de calor que tiene lugar simultáneamente, encontrándose muy escasa bibliografía sobre éste tema. Se ha puesto especial énfasis en la crítica de la literatura existente hasta la fecha. Incluyendo también abundantes sugerencias de programas experimentales que pueden llevarse a cabo en la Facultad a Química.

FORMACION DE BURBUJAS EN ORIFICIOS SUMERGIDOS.

Las primeras investigaciones en las que se describe la formación de burbujas bajo -
dos condiciones diferentes fueron realizadas por Davidson y Schüler (17), éstas son: 1).-
Bajo condiciones de flujo constante. 2).- Bajo condiciones de presión constante. En el
primer caso no existe el efecto de la cámara de gas y el flujo se mantiene constante debi-
do a una gran caída de presión a través del orificio. En el segundo caso la presión se ---
mantiene constante usando una cámara de gas amplia y la cantidad de flujo variará de -
acuerdo a la formación de las burbujas.

Ramakrishnan (48) y posteriormente Satyanarayan (50), propusieron un mecanismo de -
dos etapas para la formación de burbujas en condiciones de flujo constante y a presión cons-
tante, respectivamente. Ambos trabajos explican adecuadamente la influencia de los di-
ferentes factores que intervienen en el fenómeno de la formación de las burbujas. Se han
propuesto otros modelos recientemente (39, 46, 60) pero no reportan suficientes datos ex-
perimentales para una evaluación completa de éste fenómeno.

A.- FACTORES QUE INFLUENCIAN EL TAMAÑO DE BURBUJA.

Pueden clasificarse, en una forma general, en variables de equipo, variables del sistema-
y variables de operación.

1. - Variables de Equipo. Estas variables son directamente dependientes del aparato de formación de las burbujas cuyas partes principales son: la cámara de gas, el orificio y la columna del líquido. Como principales factores tenemos:

- (a).- Diámetro, geometría, orientación y material de construcción del orificio.
- (b).- Volumen de la cámara
- (c).- Arreglo de orificios para sistemas de platos multiperforados.

2.- Variables del Sistema son los factores asociados con la combinación gas-líquido escogido para la investigación. Los más importantes son:

- (a).- Tensión superficial σ
- (b).- Densidad del líquido ρ_l , viscosidad del líquido μ_l
- (c).- Densidad del gas ρ_g y viscosidad del gas μ_g
- (d).- Angulo de contacto θ

3.- Variables de Operación. Estos factores pueden ser variados por el investigador:

- (a).- Flujo volumétrico del gas
- (b).- Velocidad de la fase continua
- (c).- Altura del líquido en la columna

(d).- Caída de presión através del orificio

(e).- Temperatura del sistema.)

La temperatura del sistema no influencia directamente el tamaño de burbuja, sino que lo hace indirectamente variando las propiedades físicas del sistema gas-líquido.)

El efecto de algunos de los factores listados anteriormente no está muy claro todavía, en tanto que la influencia de otros sí está determinada en algunos casos. Existen, quizás, demasiadas contradicciones acerca de la influencia de éstos factores, esto se debe a las distintas variables del sistema y de operación utilizadas en los experimentos de los diversos autores. Por lo que es necesario analizar primero los mecanismos de formación y posteriormente explicar las contradicciones tomando en cuenta dichas variables.

B.- MECANISMOS DE FORMACION.

No se dispone de un modelo general aplicado a la formación de burbujas bajo todas las condiciones de operación existentes. La naturaleza del problema hace que existan modelos teóricos restringidos solamente a situaciones particulares.

El mecanismo más simple de formación de burbujas es aquél en el cual la burbuja es formada lentamente en el extremo abierto de un tubo sumergido verticalmente en el líquido. En es

te caso la burbuja crecerá hasta que su flotabilidad exceda la fuerza de tensión superficial tendiente a mantenerla sobre el tubo. En éste momento la burbuja se desprenderá.

Si se supone que la burbuja es esférica y de diámetro d_b al momento de soltarse la fuerza ascensional que actúa sobre ella es:

$$F_b = (\pi/6) d_b^3 \Delta \rho g \quad (1.1)$$

La fuerza de tensión superficial está dada por:

$$F_s = \pi d_o \sigma \cos. \theta f(d_o/a) \quad (1.2)$$

En donde $a = (2\sigma/\rho g)$ y $f(d_o/a) =$ factor de forma para una esfera $f(d_o/a) = 1$ y si el tubo está perfectamente mojado por el líquido $\theta = 0$, entonces:

$$\pi/6 d_b^3 \Delta \rho g = d_o \pi \sigma$$

por lo tanto:

$$d_b = (6 d_o \sigma / \Delta \rho g)^{1/3} \quad (1.3)$$

De la ecuación (1.3) se obtiene para aire-agua a 20°C la relación $V_b/d_o = 0.23$. Esta ecuación se confirma por una gran cantidad de datos experimentales obtenidos por Datta, Napier y Newitt (16), los cuales encontraron el valor de la relación $V_b/d_o = 0.33$ el cual concuerda con el calculado en la ecuación (1.3).

La formación de burbujas bajo condiciones de flujo y presión constante ha sido descrito en varios modelos. A continuación se describen los más importantes, los cuales nos permiten obtener una visión clara del fenómeno de formación bajo las dos condiciones mencionadas.

1.- Condiciones de Flujo Constante.

a.- Modelo de Davidson y Schüler (14). Este modelo es para líquidos de poca viscosidad y despreciando los efectos de la tensión superficial. Se supone que la burbuja se forma en un punto donde se alimenta el gas. A medida que la burbuja está formándose ésta se mueve con una velocidad ascendente la cual depende de las diversas fuerzas que actúan sobre ella. La separación se considera que se lleva a cabo cuando el centro de la burbuja ha cubierto una distancia igual a la suma del radio del orificio y el de la burbuja. Para orificios pequeños la distancia extra del radio del orificio normalmente se desprecia.

En cada etapa de la formación de la burbuja se supone siempre esférica, para evaluar el movimiento ascendente de la burbuja durante su formación, la fuerza a considerar es la ascensional representada como $V \rho_g g$ cuando $\rho_g \ll \rho_l$. Puesto que la burbuja está rodeada por el líquido una parte de éste es arrastrado con la burbuja, el volumen del líquido es un 11/16 del volumen de la esfera. Así la variación del cambio de momentum de la burbuja debido a la fuerza ascendente es $(d/dt) [(11/16) V \rho_g v]$ Escribiendo la veloci-

dad de la burbuja u como ds/dt la ecuación final de movimiento será:

$$V \rho_l g = (d/dt) \left[(11/16) V \rho_l (ds/dt) \right] \quad (1.4)$$

Como el flujo permanece constante a lo largo de la formación de la burbuja, el volumen a cualquier tiempo dado será

$$v = Qt \quad (1.5)$$

La ecuación (1.5) se sustituye en la ecuación (1.4) y posteriormente se integra usando las siguientes condiciones de frontera:

$$\text{a } t = 0, \quad ds/dt = 0 \quad \text{y} \quad s = 0$$

$$\text{así,} \quad s = 4g t^2 / 11$$

$$\text{al separarse a } t = t_c$$

$$s = r_f = (3 Q t_c / 4 \pi)^{1/3}$$

sustituyendo ésta ecuación en la anterior tenemos

$$t_c = (11/4g)^{3/5} (3Q/4\pi)^{1/5}$$

El volúmen final de la burbuja, V_f , es dado por:

$$V_f = Q t_c \quad 1.378 (Q^{6/5} / g^{3/5}) \quad (1.6)$$

Esta ecuación es semejante a la obtenida empíricamente por Van Kievelen y Hofstijzer (59) para la formación de burbujas en líquidos poco viscosos, estableciendo que la densidad del gas es despreciable comparada con la del líquido. Su relación es

$$V_f = 1.772 (Q^{6/5} / g^{3/5}) \quad (1.7)$$

Davidson y Schüller (14) obtuvieron datos del volumen de burbujas en agua, soluciones acuosas de glicerol y éter de petróleo, en el intervalo de flujo de 1.5 a 3.0 cm³/vg. A pesar de que su ecuación no ha sido verificada, establecen que es aplicable en el intervalo de 3 a 15 cm²/vg.

Otros investigadores (12) utilizan un valor de 1/2 en lugar de 11/16 para el término de masa aparente. Procediendo en la forma anterior obtienen.

$$V_f = 1.138 (Q^{6/5} / g^{3/5}) \quad (1.8)$$

A velocidades bajas de flujo el volumen de la burbuja depende principalmente de la tensión superficial. Por lo tanto

$$V_f = 2\pi r_0^3 \sigma \cos \theta / \Delta \rho g \quad (1.9)$$

En líquidos de gran viscosidad y despreciando la mezcla del líquido a velocidades bajas— de flujo, se obtiene (13) la siguiente ecuación

$$V_f = (4\pi/3)^{1/4} (15\mu Q/2\rho g)^{3/4} \quad (1.10)$$

ésta ecuación ha sido probada en un intervalo de viscosidades de 515 a 1040 cp. y un flujo de 0 a 2.5 cm³/seg

b.- Modelo de Ramahrishan (4B). Al igual que en el modelo anterior se supone un mecanismo de formación de dos etapas. En la primera, conocida como "etapa de expansión" la burbuja se expande en el orificio con su base fija en el mismo, actuando sobre ella — una fuerza ascendente (tendiente a favorecer su crecimiento) y varias fuerzas descendentes (las cuales retardan su formación), éstas son la tensión superficial, la viscosidad y la fuerza inercial del líquido. El equilibrio de la fuerza ascendente con las descendentes marca el final de la primera etapa y el volumen de burbuja obtenido se llama "volumen de fuerza balanceada", V_E . En la segunda etapa llamada "Etapa de Separación" la fuerza ascendente excede a las fuerzas descendentes y en ese momento la burbuja se aleja del orificio. La separación se considera que se efectúa cuando la base de la burbuja viaja — una distancia igual al radio r_E correspondiente a la primera etapa. El volumen de la — segunda etapa está dado por la Ec. (1.5). Así tenemos que el volumen final será:

$$V_f = V_E + Q t_e$$

Evaluación de V_f .- Se calcula mediante un balance de fuerzas:

$$\text{Fuerza ascendente: } V (\rho_f - \rho_g)g$$

$$\text{Fuerzas descendentes: } \begin{array}{l} \text{Viscosidad: } 6\pi r_e \mu v_e \\ \text{Tensión} \\ \text{superficial: } \pi d_o \sigma (\cos \theta) \end{array}$$

$$\text{Inercial: } d (Mv_e/dt_e)$$

donde M es la masa aparente de la burbuja igual a $(11/16 \rho_f) V$ y v_e es la velocidad de expansión de la burbuja $dr_e/dt_e = Q/4\pi r_e^2$. Cuando $Q \rightarrow 0$ el volumen se calcula directamente igualando la fuerza ascendente con la de la tensión superficial obteniéndose la Ec. (1.3) Sin embargo, cuando Q es finita ejercen su influencia las demás fuerzas asociadas en la expansión.

igualando la fuerza ascendente con las descendentes y simplificando tenemos:

$$V_E = 4.85 \times 10^{-5} Q^2 V_E^{-2/3} + 2.47 \times 10^{-3} (\mu/\rho_f) Q V_E^{-1/3} + 3.2 \times 10^{-3}$$

$$\frac{d_o \sigma}{\rho_f} \quad (1.11)$$

El valor del "volumen de fuerza balanceada" se calcula por ensayo y error de la Ec. (1.11).

En la segunda etapa el movimiento del centro de la burbuja es expresado por la 2a. Ley de Newton:

$$d(mv')/dt = (V_E + Qt) \Delta \rho g - 6\pi r mv' - \pi d_o \sigma \cos \theta \quad (1.12)$$

Cuando se resuelve la Ec. (1.12) bajo condiciones de frontera adecuadas se tiene la expresión siguiente:

$$r_E = \frac{B}{2Q(A+1)} (V_f^2 - V_E^2)^{2/3} - C/AQ (V_f - V_E) - \frac{3G}{2Q(A-1/3)} \quad (1.13)$$

donde

$$A = 1 - \frac{96 \pi (1.25) \mu_f \mu}{11 e_f Q}$$

$$B = 1.45 \text{ g/Q}$$

$$C = \frac{1.45 \pi D \sigma \cos. \theta}{e_f Q}$$

$$G = \frac{2.18 \mu}{(3/4\pi)^{1/3} e_f}$$

El valor de r_E es el calculado en la primera etapa.

Las ecuaciones obtenidas son generales pero pueden aplicarse en casos especiales; por ejemplo: despreciando el segundo término de la derecha en la Ec. (1.11) es aplicable a líquidos poco viscosos con efecto de la tensión superficial, al despreciarse también el último término se aplicará a líquidos de poca viscosidad sin considerar el efecto de la tensión superficial.

c.- Modelo de Wraith (61). Es un modelo aplicable a velocidades altas de flujo en un plato perforado sumergido en un líquido poco viscoso, Para simplificar el análisis de las fuerzas se hacen las siguientes consideraciones :

- 1).- El líquido es poco viscoso y en gran cantidad
- 2).- La tensión superficial es despreciable
- 3).- El gas se suministra a velocidad constante y se considera incompresible. La densidad del gas es despreciada.
- 4).- La superficie de la burbuja es esférica.

En la primera etapa de formación de la burbuja la simetría esférica es limitada por el plato a un crecimiento radial hemisférico y el radio máximo alcanzable por la burbuja en expansión será:

$$r_E = 0.453 Q^{2/3} g^{1/5} \quad (1.14)$$

y el volumen de la primera etapa es

$$V_E = 0.194 Q^{6/5} g^{-1/3} \quad (1.15)$$

La solución para el volumen final en el momento de la separación es

$$V_f = k Q^{6/5} g^{-3/5} \quad (1.16)$$

en donde $k = 1.09$

$$V_f = 1.09 Q^{6/5} g^{-1/3} \quad (1.17)$$

El valor de k es comparable al obtenido por Davidson y Schuler (13) $k = 1.378$. También es notable la similitud con la solución obtenida por Davidson y Harrison (12) para $k = 1.38$.

VELOCIDAD CRITICA DE FLUJO.- Teniendo presentes las anteriores consideraciones se determina el valor de la velocidad crítica de flujo, o sea, la velocidad más baja de flujo a la cual es aplicable el presente modelo. La Ec. (1.14) da el tamaño máximo para la burbuja hemisférica de la primera etapa de crecimiento. Es evidente que r_E debe ser — más grande que el radio del orificio para que esta etapa ocurra y se deduce que a veloci— dades de flujo para las cuales r_E es menor que r_0 el modelo no será aplicable. La veloci— dad crítica de flujo se definirá para $r_E = r_0$

$$Q_{crit.} = 7.25 r_0^{5/2} g^{1/2} \quad (1.18)$$

indicandonos que para poder aplicar el presente modelo $Q > Q_{crit.}$

La relación para conocer el momento en el cual comienza a haber interacción entre las - burbujas en los orificios del plato perforado es:

$$Q = 7.44 r_0 g^{1/2} \quad (1.19)$$

comparando las ecuaciones (1.18) y (1.19) podemos ver que la interacción entre las burbu— jas es característica del modelo de Wraith (6).

2.- Condiciones de Presión Constante.

En análisis hecho anteriormente para condiciones de flujo constante se extiende ahora a - condiciones de presión constante, en donde el flujo de gas variará de acuerdo a la rapidez de formación de las burbujas, para obtener ésta última condición es necesario trabajar con

Las ecuaciones anteriores fueron verificadas principalmente con agua como líquido experimental obteniéndose ciertas discrepancias entre los datos experimentales y los calculados como puede verse en la tabla 1.

b.- Modelo de Satynarayan y Colaboradores (50). La formación se lleva a cabo en las dos etapas descritas en el modelo de Rawakrishan (48) para condiciones de flujo constante; pero en esta ocasión Q variará con la rapidez de formación de las burbujas. Para la primera etapa se toma en cuenta la variación de la velocidad de flujo a través del orificio, usando la ecuación propuesta por Davidson y Schüler Ec. (1.21).

Haciendo un balance de las fuerzas que intervienen en la formación de las burbujas se obtiene la siguiente ecuación:

$$V_E \rho_f g = C_1 V_E^{-2/3} (P + 0.6203 \rho_f g V_E^{1/3} - 3.22 V_E^{-1/3} \sigma) - C_2 V_E^{-1} (2.48 V_E^{1/3} P + 1.149 \rho_f V_E^{2/3} - 10 \sigma) + C_3 V_E^{-1/3} (P + 0.62 \rho_f g V_E^{1/3} - 3.22 V_E^{-1/3} \sigma)^{1/2} + \pi D_o \sigma \quad (1.22)$$

en donde: $C_1 = 0.1422 K^2 \rho_f$

$$C_2 = 0.03822 K^2 \rho_f$$

$$C_3 = 2.4 K \mu$$

representando la relación implícita entre el volumen de la primera etapa y las demás variables.

Para calcular V_f la velocidad de flujo se supone constante e igual a Q_E , velocidad de flujo al final de la primera etapa. La Ec. (1.21) muestra que la velocidad de flujo duran

una cámara de gas bastante grande, situación muy común en la práctica industrial.

a.- Modelo de Davidson y Schüler (13). La situación más simple es para fluidos poco viscosos en donde la ecuación básica es la misma que para las condiciones de flujo constante incluyendo el movimiento instantáneo de la burbuja:

$$V_g = d/dt \left(\frac{11}{16} V d s/dt \right) \quad (1.20)$$

La velocidad de flujo Q durante la formación será

$$Q = dV/dt = K(p + g s \rho_f - 2 \sigma/r_b)^{1/2} \quad (1.21)$$

en donde $p = (P_L - \rho_f g h)$

En la ecuación (1.29) K es una constante dependiente del orificio y se determina experimentalmente con un flujo de gas en estado estacionario a través del orificio y en ausencia de líquido.

Las ecuaciones anteriores se resuelven simultáneamente (13) usando como condiciones iniciales a $t = 0$:

$$s = 0, \quad ds/dt = 0, \quad \text{y} \quad V_0 = \frac{4}{3} \pi r_0^3$$

El volumen final de la burbuja se calcula suponiendo que la separación ocurre cuando $s = r_f + r_0$.

Se observó que la influencia de la tensión superficial del sistema y el radio del orificio sobre el volumen de burbuja es pequeña. Sin embargo, la tensión superficial tiene efecto sobre el valor mínimo de P necesario para que ocurra el burbujeo ya que éste cesa si p es menor que $2 \sigma/r_0$ (13).

te la segunda etapa varía poco y esta variación es debido a r , para un particular conjunto de condiciones, Q puede suponerse que es constante cuando el cambio en r sea pequeño. Se calcula Q_E substituyendo $r = r_E$ en la Ec. (1.21). después de haber calculado V de la Ec. (1.34). Al suponer Q_E constante podemos utilizar la Ec. (1.13) del modelo de Ramakrishnan (48) para condiciones de flujo constante.

c.- Modelo de La Nauze y Harris (32). Se presenta un modelo basado en el de Davidson y Schüller (13); pero agregando dos términos a la ecuación del flujo de gas: la inercia del líquido causada por la translación vertical como lo propone Potter (46) y la aceleración radial del líquido que se encuentra alrededor de la burbuja, propuesto por Kupferberg y Jameson (31). El modelo ha sido utilizado para predecir volúmenes de burbujas y velocidades medias de flujo de gas para el estudio experimental hecho por Davidson y Schüller (13) logrando superar en exactitud a todos los modelos anteriores. El término utilizado para describir la inercia de translación de la burbuja es $\rho h d^2 V/dt^2/A$. El efecto de la aceleración radial del líquido que rodea a la burbuja es:

$\rho [r d^2 r/dt^2 + 3/2 (dr/dt)^2]$ La ecuación de movimiento de la burbuja será:

$$V \Delta P_g = \frac{d(M ds/dt)}{dt} = (\rho_g + 11/16 \rho_l) \left[(dv/dt) (ds/dt) + V d^2 s/dt^2 \right] \quad (1.23)$$

y la ecuación final expresada como un balance de presiones:

$$P_1 - \rho g h + \rho g s - \frac{\Delta P_f}{K_2} - \frac{1}{K_2} (dv/dt)^2 = \frac{\rho h d^2 V/dt^2}{A} + \rho [r d^2 r/dt^2 + 3/2 (dr/dt)^2] \quad (1.24)$$

en donde: $P_1 - \rho gh$ caída de presión estática

$\rho g s$ pérdida hidrostática

ΔP_σ presión causada por la tensión superficial

$\frac{1}{K^2} (dV/dt)^2$ presión perdida através del orificio.

Davidson y Schüller (13) y Satyanarayan (50), desprecian el efecto de la inercia --
del líquido tomando como 0 el lado derecho de la ecuación (1.24)

El volumen de la burbuja y sus derivadas son:

Para $s < r$

$$V = \pi (2/3 r^3 + r^2 s - s^3/3)$$

$$dV/dt = \pi (2r^2 dr/dt + 2r dr/dt + r^2 ds/dt - s^2 ds/dt)$$

$$d^2V/dt^2 = \pi [d^2r/dt^2 (2r^2 + 2rs) + 2 (dr/dt)^2 (2r + s) + 4r (dr/dt) (ds/dt) - 2s (ds/dt)^2 + d^2s/dt^2 (r^2 - s^2)]$$

Para $s > r$

$$V = 4/3 \pi r^3$$

$$dV/dt = 4\pi r dr/dt$$

$$d^2V/dt^2 = 4\pi [2r (dr/dt)^2 + r^2 d^2r/dt^2]$$

y ΔP_σ se obtiene igualando el trabajo hecho en la expansión con el aumento en la energía de superficie $\Delta P_\sigma dV = \sigma dA$

en donde $\Delta P_\sigma = \frac{2\sigma(3r+s)}{3r^2 + 2rs - s^2}$ para $s < r$

T A B L A 1

FORMACION DE BURBUJAS DE AIRE A PRESION CONSTANTE =72 dinas/cm

2r ₀ cm	K g/cm ^{1/2}	P g/cm seg.	2√/r ₀ din/cm ^{1/2}	Exp.	Ref. (14)	Velocidad media de flujo \bar{Q}			Exp.	Ref. (14)	Volumen de Burbuja V				
						Ref. (50)	h=5	h=10			h=15	Ref. (50)	h=5	h=10	h=15
0.298	1.9	951*	968	32	67	65.5	44.4	42.0	40.6	2.3	3.5	3.29	3.06	2.95	2.83
0.298	1.9	1118	968	45	70	68.0	51.6	50.3	49.0	2.9	3.8	3.52	3.55	3.46	3.42
0.298	1.9	1323	968	61	76	73.2	58.9	57.5	56.2	3.4	4.2	3.78	4.02	3.95	3.89
0.374	3.06	779	771	33	102	86.4	63.6	59.4	56.9	3.2	6.1	5.89	4.88	4.59	4.31
0.374	3.06	877	771	47	105	89.7	73.2	68.8	66.2	4.1	6.4	6.13	5.54	5.32	5.07
0.374	3.06	1024	771	60	112	93.9	83.8	79.2	76.4	4.5	6.9	6.47	6.26	6.09	5.78
0.412	3.82	734	698	30	124	109.0	80.9	73.4	69.9	4.3	7.8	7.88	6.37	5.85	5.43
0.412	3.82	832	698	57	129	113.0	89.3	85.4	79.8	4.9	8.3	8.18	7.16	6.71	6.37
0.412	4.9	1006	698	68	141	118.2	104.0	99.7	93.7	5.7	9.1	7.98	8.25	7.86	7.54
0.460	4.9	632	625	25	156	135.0	93.1	83.4	73.6	5.6	10.7	10.73	7.78	6.93	5.80
0.460	4.9	739	625	60	163	140.0	110.0	99.4	91.6	6.9	11.4	11.18	9.10	8.29	7.45
0.460	4.9	790	625	68	169	142.8	113.0	107.0	97.2	7.1	11.7	11.39	9.60	8.85	8.09
0.460	4.9	800	625	70	169		114.0	108.0	101.0	7.5	11.8		9.69	8.95	8.34

* Este caso representa el volumen mínimo de velocidad de flujo predicha por el modelo conforme $P \rightarrow 2\sqrt/r_0$

$$\Delta P_r = 2\sigma / r \quad \text{para } s > r$$

$$\text{tomando } dr/dt = x \quad (1.25)$$

$$ds/dt = y \quad (1.26)$$

$$\text{la Ec. (1.23) ser\'a } dy/dt = f_1(r, s, x, g) \quad (1.27)$$

$$\text{y la Ec. (1.26) ser\'a } dx/dt = f_2(r, s, x, g) \quad (1.28)$$

Estas cuatro ecuaciones diferenciales de primer orden se resuelven simult\'aneamente para r, s, x, y , usando una t\'ecnica num\'erica de cuarto orden para las condiciones iniciales.

$$\text{a } t=0, \quad r=r_0, \quad s=0, \quad y=0$$

el criterio para la separaci\'on se toma como $s=r+r_0$ y el volumen inicial a $t=0$. Como $\frac{2}{3} \pi r_0^3$.

Los resultados se comparan con los de Davidson y Sch\"uller (13) y Satyanarayan (50) en la tabla I. Con la introducci\'on de \'estas modificaciones los datos calculados se aproximan m\'as a los experimentales, particularmente para los di\'ametros de orificio m\'as grandes.

C.- EFECTOS DE LOS FACTORES QUE INFLUENCIAN LA FORMACION DE LAS BURBUJAS.

Habiendo analizado primeramente los mecanismos de formaci\'on propuestos, se proceder\'a a analizar los diferentes factores que influyen la formaci\'on de las burbujas. La mayorfa de los sistemas utilizados son aire-agua, por lo que se tiene poca informaci\'on acerca de las propiedades ffsicas del gas. Sin embargo, se espera que sean menos importantes com

paradas con las propiedades del líquido, las cuales han sido variadas ampliamente en las investigaciones realizadas pero desafortunadamente las conclusiones obtenidas, acerca de su efecto, son bastante contradictorias.

1.- Efecto de las Características del Orificio.

El diámetro del orificio influye en el volumen de las burbujas porque de acuerdo a él, varía el término de la tensión superficial en la Ec. (1.2); así a velocidades bajas de flujo— el efecto del diámetro del orificio es tal que el volumen de la burbuja es directamente proporcional a él. A velocidades altas, de flujo el volumen de la burbuja será una función fuerte del diámetro del orificio; Leibson (35) y Davidson y Amick (11) encuentran que el volumen es proporcional a d_o ^{inversamente} elevando a una potencia de $3/2$. Quigley (47) encontró que esta potencia es de 2.01 y Silberman (30) reporta que el volumen es independiente del diámetro del orificio; debe tenerse en cuenta que éste último autor trabajó con velocidades elevadas de flujo. Ramakrishnan (48) muestra que el volumen de las burbujas para diferentes diámetros de orificio tienden a unirse en una sola curva a velocidades elevadas de flujo. Fig. (1.1) El desacuerdo en los resultados es debido a que se utilizaron diferentes sistemas y condiciones de operación.

2.- Efecto de la Tensión Superficial del Líquido.

Las conclusiones generales obtenidas a través de diferentes autores (14, 29), son las siguientes:

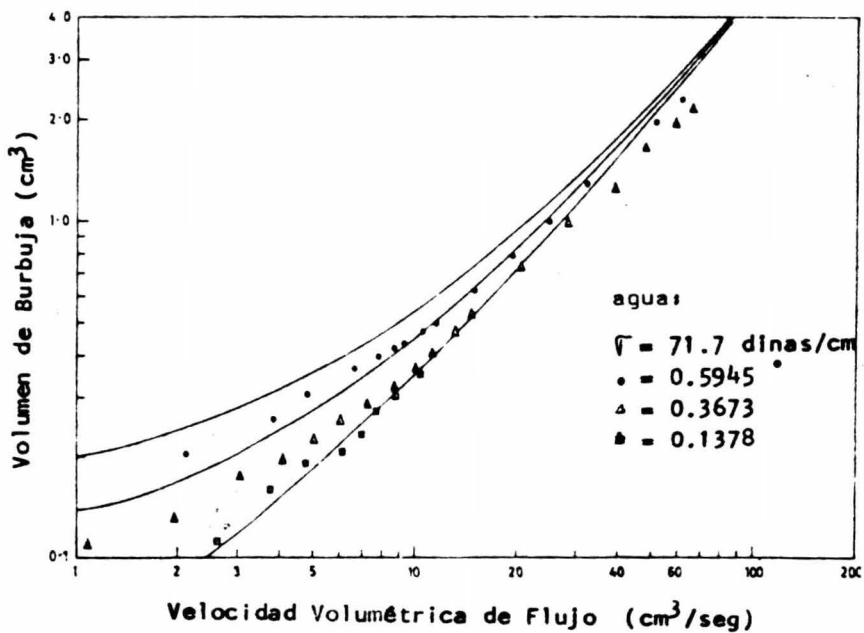


Fig. 1. 1 Efecto del diámetro de orificio sobre el tamaño de Burbuja. Ref. (48).

a).- La variación de la tensión superficial tiene un efecto despreciable en el volumen de las burbujas cuando usamos orificios de diámetro pequeño.

b).- Con orificios grandes la influencia es notoria a velocidades bajas de flujo del gas y es menor conforme aumenta dicho flujo.

c).- En líquidos poco viscosos el efecto de la tensión superficial es importante pero la influencia disminuye hasta que se alcanza un cierto valor de Q en el cual el volumen de burbuja es el mismo para los diferentes valores de la tensión superficial.

d).- Para líquidos de gran viscosidad el efecto de la tensión superficial es despreciable.

3.- Efecto de la Viscosidad del Líquido.

Al igual que los demás factores que afectan el volumen de las burbujas, la importancia del efecto de la viscosidad dependerá de las condiciones de operación. Así tenemos que algunos autores (6, 16) concluyen que el volumen de las burbujas no es afectado por la viscosidad, pero éstos investigadores trabajaron con líquidos de poca viscosidad y velocidades bajas de flujo del gas. En estas condiciones la influencia debida al arrastre es despreciable y la fuerza dominante es la tensión superficial. Davidson y Schtuler (13) emplearon líquidos de gran viscosidad y velocidades altas de flujo, encontrando un efecto apreciable.

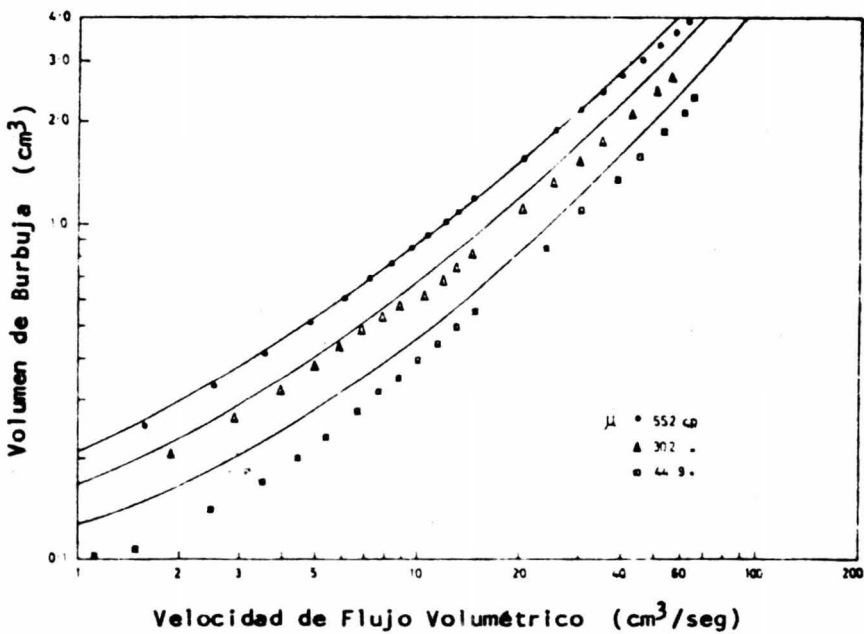


Fig. 1.2 Efecto de la viscosidad sobre el tamaño de Burbuja. Ref. (48).

Resumiendo tenemos:

a).- Un aumento en la viscosidad causa un aumento en el volumen de la burbuja-

Fig. (1.2)

b).- El efecto de la viscosidad es mayor a altas velocidades de flujo.

c).- El aumento en el volumen de las burbujas con la viscosidad es mayor en líquidos de baja tensión superficial y orificios de diámetro pequeño.

4.- Efecto de la Densidad del Líquido.

El aumento en la densidad del líquido tiene como consecuencia una disminución en el volumen de la burbuja formada, ya que, para un líquido determinado la fuerza ascendente aumenta y la tensión superficial permanece constante. La densidad no influye cuando se trabaja con: velocidades altas de flujo, viscosidades y diámetros de orificio pequeños.

5.- Efecto de la Cámara de Gas.

El volumen de la cámara de gas situado debajo del orificio nos determina si la formación de las burbujas se lleva a cabo bajo condiciones de flujo constante o a presión constante.

Si el volumen de la cámara es grande las burbujas se toman a presión esencialmente constante, que es la condición de interés en aplicaciones industriales. Cuando el volumen--

de la cámara es pequeño se trabaja en condiciones de flujo constante y la presión varía de acuerdo a la fig. (1.3).

Quando el volumen de la cámara de gas es mayor de 800 cm^3 la condición que prevalece es la de presión constante (30).

6.- Efecto de la Velocidad de Flujo.

Al aumentar la velocidad de flujo del gas el diámetro de la burbuja permanece primeramente constante, mientras que la frecuencia de formación de las burbujas aumenta, a medida que el flujo de gas es mayor la frecuencia de formación tiende a permanecer aproximadamente constante y el diámetro de la burbuja aumenta en forma directamente proporcional al flujo del gas hasta llegar a la región de turbulencia en donde, debido al rompimiento e interacción de las burbujas, se obtiene una gran variedad de volúmenes.

La variación de la velocidad de flujo es la causa directa de que la formación de las burbujas se lleve a cabo bajo diferentes regímenes, los cuales se describen a continuación.

D.- REGÍMENES DE FORMACION DE BURBUJAS

1.- Régimen Estático o de volumen Constante.

El tamaño de la burbuja es una función del diámetro de orificio y de la tensión superficial. La velocidad de flujo del gas y la viscosidad del líquido tienen efectos despreciables. La región corresponde a un número de Reynolds de orificio menor de 200 aproximadamente. Las burbujas se forman individualmente y son de forma regular (58).

En este régimen estático Mc Cann y Prince (39) encuentran que el volumen de bur-

buja es dado por:

$$V_B = 2 \pi r r_o / (\rho_l - \rho_g) g \quad (1.29)$$

y la frecuencia de formación es directamente proporcional al flujo de gas.

2.- Régimen Dinámico.

Comprende dos regiones: la de aumento lento de volumen y la de frecuencia constante.

a.- Región de Aumento Lento de Volumen.- La variación del volumen de burbuja no se debe solamente al flujo del gas, sino que, también es función del diámetro de orificio.-- En esta región comienza a notarse algunos efectos inerciales. En general las burbujas son formadas todavía individualmente pero hay posibilidad de formación en pares. Esta región corresponde a un número de Reynolds de orificio de aproximadamente 300, para orificios de tamaño industrial ($\frac{1}{4}$ "). La ecuación sugerida (58) para ésta región es:

$$V_B = \text{Const.} (r_o \sqrt{(\rho_l - \rho_g)}) (Q M_f)^{1/4} \quad (1.30)$$

b.- Región de Frecuencia Constante. Para un dado diámetro de orificio la frecuencia de formación de las burbujas es constante. La tensión superficial pierde importancia y la inercia del líquido aparece como un factor principal para determinar volumen y velocidad de la burbuja. La frecuencia varía de 15/seg, para orificios de diámetro grande, a 45/seg. para pequeños capilares. Esta región corresponde a un Reynolds de orificio entre 1000 y 2 100. Comienza a presentarse la interacción entre burbujas.

Al final del régimen dinámico la frecuencia alcanza un valor máximo (39) dado por:

$$f = 9.1 Q^{-0.13} / r_o^{0.45} \quad (1.31)$$

3.- Régimen de Altas Velocidades de Flujo.

El efecto del diámetro de orificio y la velocidad del gas sobre el diámetro de burbuja es ligero, tendiente a disminuir el tamaño final y éste depende primeramente de la turbulencia en la fase continua. En esta región comienza a haber rompimiento continuo de burbujas. Al aumentar la velocidad de flujo, la interacción de las burbujas ocurre muy cercana al orificio (3 o 4 pulgadas); y es posible la formación de burbujas en serie las cuales pueden tener forma irregular pero predominantemente son de casquete esférico.

En ésta región para

$$v_o > (20 r_o^5 / \rho_l g^2 \Delta \rho^2)^{1/16}$$

y burbujas formadas en serie Van Krevelen (59) sugiere:

$$d_b = (72 \rho_l / \pi^2 g \Delta \rho)^{0.2} Q^{0.4} \quad (1.36)$$

Muller y Prince (43) clasifican los regímenes de flujo de acuerdo a la velocidad del gas y a la profundidad del líquido, éstos son:

- a).- Burbujeo perfecto
- b).- Burbujeo deformado
- c).- Burbujeo imperfecto
- d).- "Jet" de gas estacionario y
- e).- Pulsante.

A grandes profundidades y velocidades bajas de gas, se tienen burbujas discretas de forma

esférica, éste es llamado burbujeo perfecto. Conforme la velocidad del gas aumenta a grandes profundidades las burbujas se van distorsionando, éste es el denominado burbujeo deformado, en cuyo límite se observa turbulencia. En el burbujeo imperfecto tenemos que las burbujas se rompen antes de estar completamente formadas, esto se debe a velocidades bajas de gas y poca profundidad del líquido. A profundidades aún más bajas no se forman burbujas sino un menisco en el orificio, si se aumenta la velocidad de flujo se empiezan a esparcir gotas de la interfase, llegando al régimen de "jet" estacionario. Si al partir de aquí se aumenta la profundidad del líquido a una velocidad de gas constante llegamos a un régimen inestable llamado pulsante, el cual es probablemente el régimen dominante en platos perforados en los procesos de destilación. Fig. (1.4).

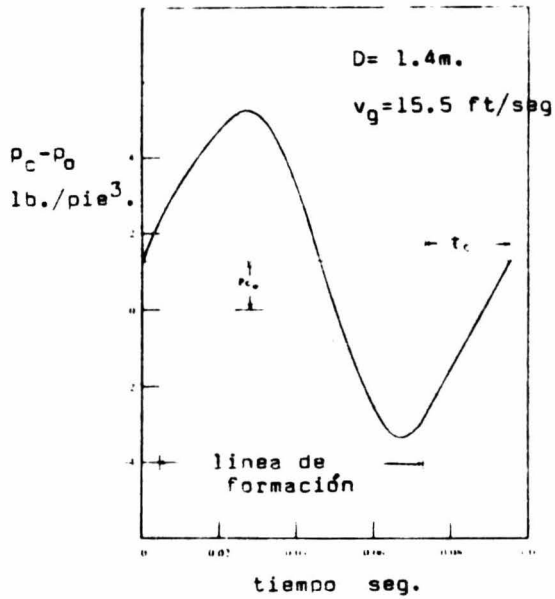


Fig. 1.3 Variación de la presión en la cámara de gas. Ref (38).

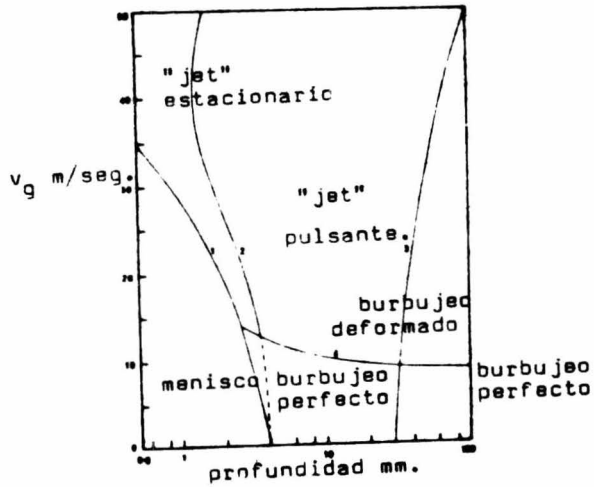


Fig. 1.4 Régimenes de burbujeo. Ref. (43).

CAPITULO II

DINAMICA DE BURBUJAS

- A).- Forma y Trayectoria
- B).- Tamaño y Distribución
- C).- Velocidad de Ascenso
- D).- Retención de Gas
- E).- Area Interfacial.

A.- FORMA Y TRAYECTORIA.

Cuando la agitación del líquido solamente se debe al burbujeo, tenemos 3 formas de movimiento de acuerdo a la trayectoria de ascenso de las burbujas, y son: rectilíneo, helicoidal y cicloidal. El movimiento rectilíneo es observado en pequeñas burbujas con un radio equivalente de 0.07 cms. El movimiento helicoidal se observa en burbujas elipsoidales con un radio equivalente de aproximadamente 0.3 cms. por encima de este valor nuevamente el movimiento será rectilíneo si se trata de líquidos puros sin presencia de agentes activos de superficie. En presencia de contaminantes el movimiento es de naturaleza cicloidal. Las burbujas de mayor tamaño asumen la forma de casquete esférico las cuales se mueven rectilíneamente.

En general para líquidos Newtonianos se observan formas semejantes, variando solamente los intervalos de r_e . Para burbujas de aire en agua pura (40) distinguimos cuatro regiones:

Región I. $r_e < 0.035$ cms.

En esta región las burbujas son esféricas y se comportan como esferas, sólidas, su movimiento es rectilíneo.

Región II. $0.035 < r_e < 0.07$ cms.

Las burbujas continúan siendo esféricas; pero se observa cierta circulación dentro de la burbuja.

Región III. $0.07 < r_e < 0.3$ cms

Aquí pierden su forma esférica las burbujas y tienden a seguir una trayectoria en espiral.

Aparece cierto ondulamiento en la superficie superior de la burbuja (5).

Región IV $r_e > 0.3$ cms.

Las burbujas asumen la forma de casquete esférico. la ondulación en la interfase es más evidente hasta un $r_e > 0.5$ cms. después del cual desaparece completamente.

La excentricidad (relación de el eje máximo /eje menor) para las burbujas de casquete esférico y elipsoidales ha sido determinada por Tadaki y Maeda (56) como sigue:

Burbujas de casquete esférico: $E = 3.5$

Burbujas elipsoidales: $E = 0.675 (Re M^{0.23})^{0.528}$

para $2 < Re M^{0.23} < 6$

y $E = 0.4 (Re M^{0.23})^{0.84}$ $6 < Re M^{0.23} < 16.5$

en donde $M = g \mu_L / \rho r^3$

Se puede deducir que las burbujas de casquete esférico tienen propiedades geométricas — substancialmente independientes del fluido a través del cual se están moviendo.

En líquidos no-newtonianos la forma de las burbujas observadas (4,10) varía desde — la esférica a la elipsoidal alargada de los polos, a la esferoidal con un alargamiento en — forma de cola, hasta la forma de casquete esférico. Fig. (2.1) Las burbujas no presen — tan ondulación en la superficie y se elevan rectilineamente.

B.- TAMAÑO Y DISTRIBUCION DE BURBUJAS.

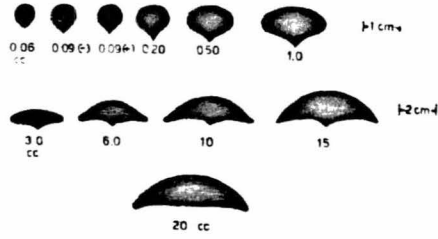


Fig. 2.1 Forma de burbujas en una solución 0.5% J-100. Ref. (4).

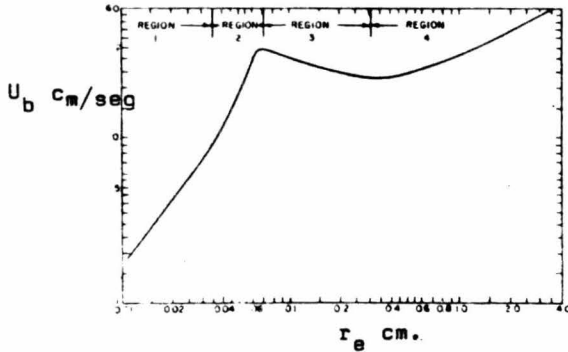


Fig. 2.2 Velocidad de burbuja vs. radio equivalente. Ref. (40)

Para un mismo sistema dispersor siempre tendremos diferentes diámetros de burbujas, cuya distribución es posteriormente influenciada por: los efectos del movimiento del líquido, la deformación natural, la interacción y el rompimiento de las propias burbujas. A bajas velocidades del flujo de gas, a través de los orificios del distribuidor, el tamaño de las burbujas tiende a ser razonablemente uniforme pero a números de Reynolds de orificio mayores de 2 100 el flujo turbulento nos producirá un intervalo más amplio de tamaños.

En general: a bajas velocidades de gas ($V_s < 0.5$ cm/seg) el diámetro de la burbuja será fuertemente dependiente del diámetro de orificio y en grado menor de la velocidad del gas. A velocidades moderadas de flujo de gas ($0.5 < V_s < 16$ cm/seg.) sucede lo inverso, el diámetro de la burbuja dependerá de la velocidad del gas. A velocidades más altas ($V_s > 10$ cm/seg) el diámetro del orificio y la velocidad del gas tienen muy poco efecto sobre d_b . El tamaño final de las burbujas dependerá esencialmente de la turbulencia en la fase continua.

Una correlación aplicable para flujo turbulento alto ($NR_{e0} \approx 10\ 000$) fue propuesta por Leibson (35) para orificios aislados y confirmada por Calderbank (51) en platos perforados:

$$d_b = 0.73 (Re_0)^{-0.05} \quad ((2.1))$$

Leibson (35) encontró que si el número de Reynolds de orificio era mayor de 6000 había

un amplio intervalo de tamaños, pero un uniforme diámetro medio (llamado diámetro medio de Sauter) de aproximadamente $1/16$ in. El diámetro medio de Sauter es el promedio de burbujas esféricas teniendo una razón de superficie/volumen correspondiente a la mayoría de las burbujas. El diámetro observado por diferentes autores varía desde $1/16$ a $1/4$ in. El tamaño máximo, estable, de las burbujas es dado por la expresión:

$$(d_b)_{\text{máx.}} = \frac{7.95 (10^{-3} \sigma g_c)}{u_b^2 \rho_g^{1/3} \rho_l^{2/3}} \quad (2.2)$$

lo que para aire - agua nos da $d_b \approx 1.08$ in.

Como puede verse las propiedades del sistema, principalmente las propiedades del líquido influyen el tamaño de burbuja y su efecto ha sido ya ampliamente discutido en el capítulo anterior, así como las correlaciones para la estimación de d_b .

C. - VELOCIDAD DE ASCENSO

Los regímenes de movimiento están determinados por: el valor del número de Reynolds, la forma de la burbuja y las características de la interfase. Esta última puede ser libre o rígida. Una interfase libre es aquella en la que la continuidad del esfuerzo cortante se satisface, tal que si supone que el gas es poco viscoso, el tensor τ es cero en una interfase libre. Una interfase rígida es aquella en la que la velocidad del líquido, en dicha interfase, es siempre igual a la velocidad del centro de gravedad de la burbuja, tal como si fuera una esfera sólida.

para diferenciar los diferentes regimenes de movimiento los llamaremos de acuerdo a los autores que prouieron soluciones para cada uno de ellos. Astarita y Apuzzo (4) -- hacen una extensión a líquidos no-newtonianos. Las únicas soluciones para líquidos no-newtonianos son aquellas que siguen la Ley de la Potencia de los líquidos, las cuales se caracterizan por la siguiente ecuación reológica:

$$\tau = - \left[m \left| \sqrt{\frac{1}{2} \Delta : \Delta} \right|^{n+1} \right] \quad (2.3)$$

Régimen de Stokes (54).- Una burbuja se mueve en éste regimen cuando el líquido esta en flujo laminar, la burbuja es esférica y la interfase es rígida. Estas tres condiciones pueden satisfacerse para cualquier líquido, siempre que el volumen de burbuja sea suficientemente pequeño. El coeficiente de obstáculo esta relacionado al número de Reynolds por la ecuación:

$$C_D = 8 g R/3 U^2 = 24 / N_{Re} \quad (2.4)$$

en donde el $N_{Re} = 2UR/\gamma$. La velocidad de la burbuja es relacionada al volumen por la ecuación:

$$U = \frac{84}{\gamma} v_b^{2/3} \quad (2.5)$$

La ecuación análoga para líquidos no-newtonianos es:

$$C_D = X_n / N'^{Re} \quad (2.6)$$

en donde por definición del número de Reynolds modificado

$$N^*R_e = 2(R)^n \rho U^{2-n}/m \quad (2.7)$$

X_n es una función del índice de flujo n . Esta función no es conocida rigurosamente, solamente los límites superior e inferior han sido calculados. Ambos coinciden en el valor de 24 cuando $n=1$. La relación velocidad-volumen es:

$$U = \left[\frac{\rho g}{m} \frac{2^{1+n}}{X_n} \left(\frac{4\pi}{3} \right)^{2-n/3} \right]^{-1/n} V^{(1+n)/3n} \quad (2.8)$$

Es importante establecer que para fluidos pseudoplásticos ($n < 1$) la velocidad U se incrementa con el aumento de volumen más rápidamente que para líquidos newtonianos.

$$n < 1 \quad \text{de } \log. U / \text{d } \log. V = (1+n)/3n > 2/3 \quad (2.9)$$

Régimen de Hadamard - Rybezynsky (25).- Las burbujas se mueven en este régimen cuando el flujo es laminar, la burbuja esférica y la interfase es libre. Para algunos líquidos estas condiciones son imposibles de satisfacerse ya que para líquidos de baja viscosidad si queremos que la interfase sea libre, el tamaño de la burbuja deberá ser grande lo cual corresponde aun número de Reynolds alto.

El coeficiente de obstáculo es dado por:

$$C_D = 16/NR_e \quad (2.10)$$

y la velocidad de la burbuja

$$U = \frac{126}{\gamma} V^{2/3}$$

Para líquidos no-newtonianos podemos considerar

$$C_D = X'n/N^2Re \quad (2.11)$$

donde $X'n$ es nuevamente una función de n , La velocidad es dada por la Ec. (2.8) - donde $X'n$ substituirá a X_n . A pesar de que una solución rigurosa de $X'n$ es difícil se puede de facilmente obtener información cualitativa de las características de $X'n(n)$. Por analogía con un problema similar concerniente a una interfase libre, se puede suponer que - para fluidos pseudo plásticos:

$$n < 1, \quad X'n < 16 = (X'n)^{n+1} \quad (2.12)$$

Además de la Ec. (2.6) X_n es mayor que 24 (valor para fluidos newtonianos) de acuerdo con todas las soluciones de frontera conocidas para fluidos pseudoplásticos, de donde podemos suponer

$$n < 1 \quad X_n/X'n > 1.5 \quad (2.13)$$

El factor 1.5 es la razón de la velocidad en el régimen de Hadmard a la velocidad en el régimen de Stokes para fluidos newtonianos.

$$(U_{\text{Hadmard}}/U_{\text{Stokes}}) = 1.5$$

Tomando en cuenta las ecuaciones (2.8) y (2.13) para fluidos pseudoplásticos tendremos:

$$(U_{\text{Hadmard}}/U_{\text{Stokes}})^{n+1} = (X_n/X'n)^{1/n} > 1.5 \quad (2.14)$$

Régimen de Levich (36).- Se aplica para burbujas esféricas cuando el número de Rey-

nolds es alto y la interfase es libre. Estas condiciones son teóricas, imposibles de realizar simultáneamente para un dado líquido. En líquidos viscosos una burbuja suficientemente grande para alcanzar un número de Reynolds alto, puede tener una forma distorsionada de la esférica.

El coeficiente de arrastre es dado por

$$C_D = 48 / N_{Re} \quad (2.15)$$

y la velocidad

$$U = \frac{42}{\sqrt{}} \sqrt{2/3} \quad (2.16)$$

Para fluidos no-newtonianos tendremos

$$C_D = K_n / N'_{Re} \quad (2.17)$$

donde

$$K_n = \frac{2n+3}{1+4n} \int_0^{(n+1)/2} (1+2x^2)^{(n+1)/2} dx \quad (2.18)$$

La función K_n toma siempre valores menores de 48 para $n < 1$. La velocidad U es relacionada al volumen por la ecuación (2.8) substituyendo a X_n por K_n .

Régimen de Davies - Taylor (15). - Caracterizado por números de Reynolds altos, burbujas de casquete esférico e interfase libre. Condiciones fácilmente alcanzables en la mayoría de las experiencias realizadas. Tenemos la ecuación

$$U = 0.67 (rc)^{1/2} \quad (2.19)$$

donde rc es el radio de curvatura del casquete esférico de la burbuja. Para un ángulo de 50° la ecuación anterior es

$$U = 25 \sqrt[1/6]{} \quad (2.20)$$

lo cual corresponde a un valor de C_D de 2.6

Experimentalmente se ha encontrado para líquidos no newtonianos, un coeficiente ligeramente más bajo en la ecuación anterior. Lo cual puede escribirse en términos de radio-equivalente.

$$U = 1.02 (g r e)^{1/2} \quad (2.21)$$

Los datos para agua pura, Fig. (2.2), son típicos para la velocidad de ascenso de burbujas en líquidos de baja viscosidad. Las cuatro regiones corresponden a las anteriormente descritas. La forma característica de esta curva generalmente se describe como sigue:

Región I.- La velocidad terminal es limitada por el arrastre viscoso y las burbujas obedecen la Ec. de Stokes (2.5)

Región II.- También la velocidad terminal es limitada por la viscosidad, sin embargo, debido a la circulación interna en la burbuja la velocidad es mayor a la esperada por la Ec. de Stokes.

Región III.- En esta región el arrastre se ve aumentado por la formación de remolinos en la parte posterior de la burbuja. Peebles y Garber (45), usando un tubo de diámetro relativamente pequeño encontraron que la velocidad en esta región podía correlacionarse por

$$U = 1.35 \sqrt{r/\mu \rho} \quad (2.22)$$

Región IV.- Esta región es la estudiada por Davies y Taylor (15), en la cual la velocidad de las burbujas sigue la ecuación (2.21). Existe otra ecuación la cual nos da velocidades de burbuja con una precisión mayor que las Ecs. (2.22) y (2.23) es la ecuación propuesta por Mendelson (40).

$$U = \left(\frac{\sigma}{re \rho} + g r \right)^{1/2} \quad (2.23)$$

la cual se compara con datos experimentales en la fig. (2.3)

No todos los fluidos se comportan como se ha descrito anteriormente. Por ejemplo, la velocidad en fluidos altamente viscosos puede ser menor que la calculada por las Ecs. (2.21) y (2.22). Sin embargo, para números de Reynolds suficientemente grandes los datos se aproximan a la curva característica de la fig. (2.2) como un límite superior.

Para líquidos newtonianos se ha encontrado que conforme se aumenta la viscosidad el número de Reynolds de las burbujas que ascienden se reduce (29,55). Sin embargo, un aumento en el tamaño de burbuja trae consigo un aumento en el número de Reynolds, por lo que la velocidad de ascenso de burbujas grandes, aún en soluciones viscosas, se aproxima a la de burbujas en agua.

En los estudios realizados (4,10,33) sobre el movimiento de burbujas en líquidos no-newtonianos se reporta que la velocidad de ascenso de burbujas pequeñas, en ciertos líquidos viscoelásticos, sufre una discontinuidad en algún valor "crítico" del volumen de burbuja. En una solución 0.59% de J-100 (un aditivo comercial) en agua (4) la velocidad terminal aumenta aproximadamente seis veces cuando se excede cierto volumen-

de burbuja. Acompañan a este aumento variaciones en la forma de las burbujas, cambiando de esféricas a una forma elipsoidal luego a una esferoide achatada por los polos y finalmente adoptan la forma de casquete esférico. Calderbank (10) reporta resultados-- similares en soluciones acuosas al 1% de óxido de polietileno (Poliox), con un factor de aumento de aproximadamente cuatro en un tamaño crítico de burbuja de $r_e = 0.14$ cms. Trabajando en soluciones de Separan A.P 30 al 1% (aditivo comercial de comportamiento semejante al J-100) Leal (33) encontró un aumento de 5 a 10 veces. La transición ocurrió en un valor de $r_e = (3V/4\pi)^{1/3}$ aproximadamente 0.29 cms.

Astarita y Apuzzo (4) explican esta discontinuidad como debida a un cambio súbito del régimen de Stokes al régimen de Hadamard y que de algún modo la viscoelasticidad es la responsable. Ellos suponen que el aumento en la velocidad es atribuido, parcialmente, a una variación de la viscosidad con la variación de aplicación del esfuerzo cortante, parecida a la encontrada en la Ley de la Potencia en fluidos con $n < 1$.

La pendiente de las curvas $\ln. U$ vs. $\ln. V$ en un fluido viscoelástico son mayores que en un líquido newtoniano, además las pendientes antes y después del volumen crítico son semejantes.

En líquidos no newtonianos debilmente elásticos (puramente viscosos) no se encontró discontinuidad (10) en la velocidad, la variación de la forma de las burbujas es semejante a la de los fluidos newtonianos.

Efecto de la Pared en la Velocidad de Ascenso.- Conforme el diámetro de burbuja aumen-

ta, la proximidad de las paredes del recipiente ejercen un efecto obstaculizante en la velocidad de ascenso. Este efecto comienza a notarse aproximadamente cuando $De/Dc \approx 0.1$ (63).

La corrección de la velocidad de ascenso puede hacerse aplicando la Ec. de Uno-Kintner (63):

$$\frac{U_c}{U} = (1/b' (1-De/Dc))^{0.765} \quad \text{para } De/Dc \geq 0.1$$

Donde $b' = f(Dc, \nu) = 0.882$ para agua destilada. Cada sustancia tiene un valor de b' característico ($b' = 0.892$ para soluciones acuosas de glicerol)

Harmathy (26) propuso otra ecuación empírica para el efecto de la pared sobre la velocidad de ascenso; pero carece de precisión recomendándose utilizar la anterior.

La influencia de las paredes en la forma de las burbujas no es notable, se encontró que para $De/Dc < 0.2$ el efecto del diámetro de la columna en el radio de curvatura es menor del 4% (24).

Efecto de la Interacción Radial y Axial - Este depende del número de burbujas, su proximidad, tamaño y la variación de su forma o trayectoria. La corrección para éste efecto es determinada por observación directa de la diferencia en la velocidad de ascenso en burbujas solas y múltiples.

Yip y colaboradores (63) reportan que la velocidad terminal aumenta con el número de burbujas, tal vez debido a la disminución de las fuerzas de obstáculos como consecuencia de la interacción radial entre burbujas y la consecuente reducción en la oscilación-

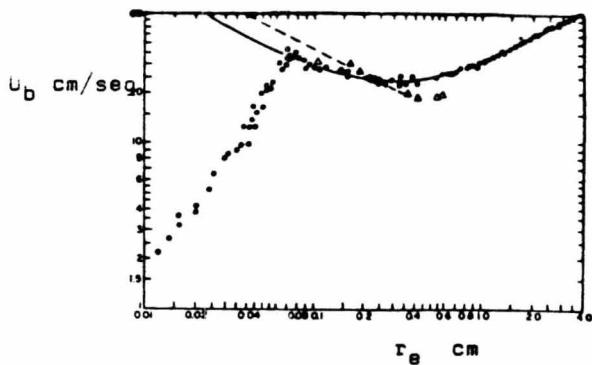


Fig 2.3 Velocidad de burbuja vs.
radio equivalente. Ref.(40).

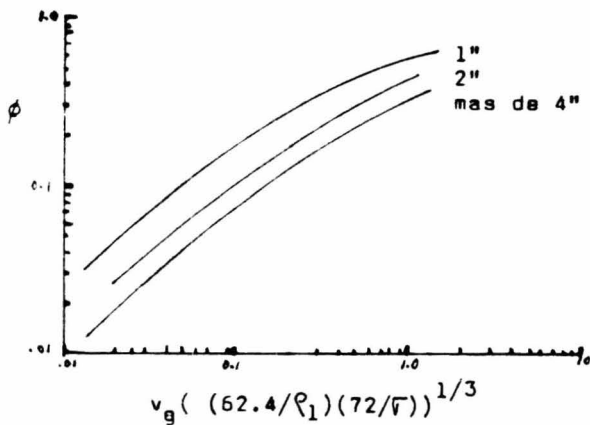


Fig. 2.4 Correlación de Hughmark (27)
para la retención de gas.

de su trayectoria. Se propone:

$$U_r = 4.40 (n_b - 1) (D_b - 0.39)$$

$$\text{para } D_b > 0.45 \text{ cms}$$

$$y \quad U_r = 0 \quad D_b \leq 0.45$$

Cuando una burbuja es seguida por otra, a una distancia menor de cierta "distancia crítica", hay una interacción axial entre ellas, la cual incrementa la velocidad de ascenso. Este efecto axial se debe a varios factores: la perturbación de vorticidad creada por la burbuja precedente, la componente adicional de la velocidad del líquido inducida por el desplazamiento del mismo siguiendo el paso de la burbuja y la variación en la trayectoria y forma de la misma.

Considerando una serie de burbujas elevándose, ya sea en un líquido estacionario o fluyendo en un tubo de diámetro fijo, el diámetro de la burbuja es probablemente el único parámetro que afecta la distancia de separación crítica. Si el diámetro de la burbuja es muy pequeño la distancia de separación crítica tiende a cero, es decir la integración axial existe. Para burbujas más grandes la interacción axial es significativa solamente cuando las burbujas se siguen una a la otra a una distancia menor de cinco veces el diámetro del tubo (para tubos de diámetro pequeño). Cuando se aumenta el número de burbujas la distancia de separación se ve influenciada por el diámetro de burbuja y además por n_b .

Se presenta una forma matemática que nos describe la distancia de separación crítica

$$\Delta Z_C = n_b V_b / (a + b n_b V_b)$$

donde a y b son constantes que se determinan empíricamente. La Fig. (2.6) muestra el aumento apreciable de la velocidad conforme disminuye la separación entre burbujas.

D.- RETENCION DE GAS.

Conforme el gas es dispersado através de un volumen de líquido, el gas retenido -- origina una expansión del volumen que debe ser considerado en establecer las dimensiones del tanque o columna. La verdadera importancia de la retención del gas radica en su relación con el tiempo de residencia y el área interfacial para la transferencia de masa y las reacciones químicas.

Si Z_L es la altura del líquido sin flujo de gas y Z_F la altura con la expansión debido al gas, el volumen de retención de gas es $S (Z_F - Z_L)$

La fracción de retención de gas es:

$$\phi = (Z_F - Z_L) / Z_F \quad (2.24)$$

La ecuación (2.24) puede ser aplicada a la altura total en cuyo caso ϕ es un valor global. Esta es una aproximación común para diseño. Sin embargo, debe quedar entendido que ϕ puede variar con la altura. Para alturas de líquido mayores de 300 mm. la retención de gas permanece constante (20).

El tiempo de residencia promedio del gas en el líquido es:

$$\bar{\theta} = \int_0^{Z_F} \frac{\theta \, dZ}{V_s} \quad (2.25)$$

En columnas o tanques los datos reportados por Ellis y Jones (19) indican que los efectos de pared aumentan la retención de gas en diámetros hasta de 3 in. y para diámetros mayores θ es independiente. La retención de gas varía directamente con la velocidad superficial del gas. En un sistema donde la única fuente de agitación es el flujo mismo del gas y para líquidos de poca viscosidad se da la siguiente ecuación (34):

$$\theta = (V_s / V_t) / (1 + (V_s / V_t)) \quad (2.26)$$

Hughmark (27) cubre un amplio intervalo de condiciones de flujo y propiedades de líquidos, demostrando que el término $V_s \left[(62.4 / \rho_l) (72 / \sigma) \right]^{1/3}$ correlaciona bien los datos experimentados; ver fig. (2.4). Para un sistema aire-agua:

$$\theta = V_s / (30 + 2 V_s)$$

Para diferentes líquidos también puede calcularse la retención de gas por la Ec. (2.27) -- propuesta por Mashekar (37)

$$\theta = V_s / (30 + 2 V_s) \left(\frac{1}{\rho_l} \right)^{1/3} \left(\frac{72}{\sigma} \right)^{1/3} \quad (2.27)$$

El acuerdo entre datos experimentales y la Ec. (2.27) se muestra en la fig. (2.5)

El trabajo más reciente en el estudio de las propiedades físicas del líquido en la retención de gas, es el efectuado por Akita y Yoshida (1,2), trabajando en los sistemas metanol-aire, agua-aire y glicol-aire, en una columna de 15.2 cms. de diámetro y 400 cms. de altura; reportando la siguiente ecuación:

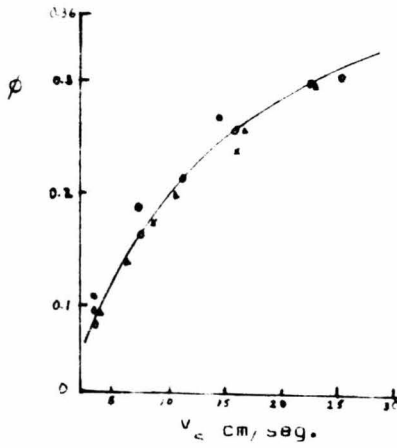


Fig. 2.5 Correlación para la re-
tensión de gas Ec. (2.29)
Ref. (37).

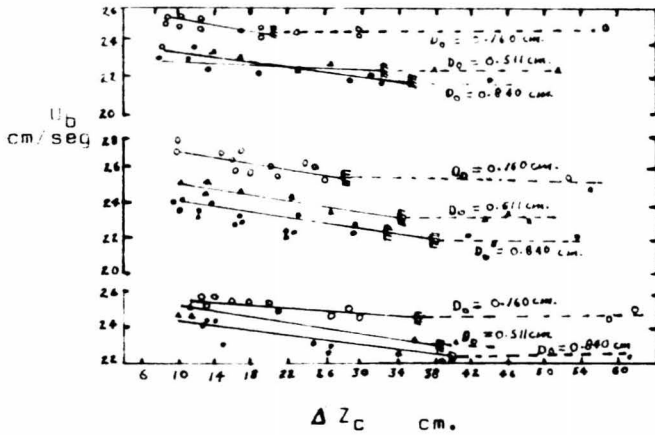


Fig. 2.6 Velocidad de burbujas vs.
distancia de separación.
Ref. (63).

$$\frac{\phi}{(1-\phi)^4} = 0.20 (g D^2 e / \gamma)^{1/8} (g D^3 / \gamma^2)^{1/12} (V_s / \sqrt{g D})^{1.0} \quad (2.28)$$

Los mismos autores (1) encontraron que la retención de gas, en soluciones de electrolitos (Sulfito y sulfato de sodio) eran ligeramente mayores que las soluciones no electrolíticas debido al potencial electrostático en la interfase gas-líquido. Se sugiere un coeficiente de 0.25 en lugar de 0.2 en la Ec. (2.28) para éstas soluciones.

E.- AREA INTERFACIAL.

El área interfacial es un factor determinante en la transferencia de masa de los procesos de contacto gas-líquido, en los cuales siempre se busca aumentar el área de transferencia, una forma de lograrlo es subdividir el gas en el líquido en forma de burbujas, como ejemplos tenemos los tanques agitados y las columnas de burbujas.

Se han presentado excelentes análisis sobre la literatura disponible para el cálculo de áreas interfaciales (22, 49, 51). Se reportan diferentes áreas al emplear diferentes métodos de medición, aún cuando los experimentos se llevan a cabo en aparatos de igual dimensión, con el mismo líquido y en condiciones de operación semejantes; por lo que la comparación de los resultados es difícil de realizar. A continuación se hace una breve descripción de las técnicas disponibles para la medición de áreas interfaciales.

Dispersión de la Luz.- Este método está basado en la propiedad que tienen las burbujas-

en líquidos de dispersar la luz. A través de la solución se pasa un rayo de luz y se coloca una fotocelda a una distancia l de la solución. La fotocelda detecta solamente la parte del rayo de luz que no encuentra ningún obstáculo (burbujas de gas). Calderbank (9) obtuvo la relación.

$$4 \ln. (I/I_0) = -a l \quad (2.29)$$

Este método mide áreas de $700 \text{ m}^2/\text{m}^3$ con mucha precisión. Una limitación es que solamente se obtienen valores locales de a perdiéndose precisión para obtener el valor global para el tanque o columna.

Reflexión de la Luz.- Consiste en colocar en la pared del recipiente que contiene la solución, una fuente de luz, un espejo y una fotocelda. La luz que incide sobre la dispersión es reflejada por las burbujas y registrada por el espejo y la fotocelda. No es aplicable para la medición de valores totales de a , como en tanques agitados y columnas de burbujas, donde la variación de a es grande de un punto a otro. El área específica puede colocarse midiendo la reflectividad por medio de la ecuación

$$R/R - 1 = 46.5/a \quad (2.30)$$

donde

R^* = reflectividad correspondiente a un área infinito

= $0.417 M$ para partículas grandes

= $0.684 M$ para partículas pequeñas.

$M_L = (M^2 - 1)/(M^2 + 2)$ coeficiente de Lorentz.

$M = N_G / N_L$ razón de índices de refractividad

N_G = Índice de refractividad para el gas

N_L = Índice de refractividad para el líquido

R = reflectividad

a = área específica de superficie

Técnica Fotográfica.- Se basa en tomar fotografías a través de una pared transparente del recipiente. El área específica se obtiene a partir de la retención de gas y el diámetro — medio de Sauter medido de las fotografías, utilizando la ecuación:

$$a = 6(1 - \phi) / db \quad (2.31)$$

Técnica Química.- Se utilizan reacciones entre el gas y el líquido de cinética conocida. Si la reacción es mejorada químicamente puede calcularse la velocidad de variación de la absorción por unidad de área interfacial, por medio de la teoría de absorción de gases acompañada de reacción química. El área interfacial puede calcularse midiendo la velocidad de absorción.

Tiene la desventaja de que no es posible hacer una investigación sistemática de las propiedades de la fase líquida sobre el área de transferencia.

Una de las correlaciones digna de ser mencionada es la de Calderbank (49), utilizable para una gran variedad de líquidos en tanques agitados:

$$a = 1.44 \rho_i^{0.2} (P/\epsilon V)^{0.4} \bar{v}^{-0.6} (V_g/U_b)^{0.5} \quad (2.32)$$

para valores de a hasta de $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ con velocidades de gas, V_g , de $0.3 - 1.8$ --
(10^{-2} m/seg) y una potencia específica $P/\epsilon V$ de $0.3 - 5 \text{ kw/m}^3$.

CAPITULO III
TRANSFERENCIA DE MASA

- A.- Coeficientes de Transferencia de Masa
- B.- Factores que Influencian la Transferencia de Masa.
- C.- Transferencia de Masa en Lechos Fluidizados.
- D.- Transferencia de Masa con Reacción Química.

TRANSFERENCIA DE MASA.

Las etapas más importantes de transferencia de masa que ocurren durante el contacto gas-líquido son:

- a) Difusión en el interior de las burbujas
- b) Transferencia a través de la interfase gas-líquido al líquido
- c) Transferencia hacia la superficie de un sólido suspendido

La rapidez de transferencia de masa en prácticamente todos los sistemas de contacto gas-líquido está controlada por la resistencia a la transferencia de la fase líquida. En la revisión de la bibliografía consultada se encontró que la mayoría de los trabajos realizados están orientados hacia el estudio de la absorción de un gas en un líquido. La ecuación de un proceso de éste tipo bajo condiciones de estado estacionario es:

$$k_L a = N_A / (C_A^* - C_A) \quad (3.1)$$

bajo condiciones de estado no-estacionario será:

$$K_L a = \frac{d C_A}{d t} \quad \frac{1}{(C_A^* - C_A)} \quad (3.2)$$

la concentración C_A^* es considerada en equilibrio con el gas y puede ser calculada por la constante de la Ley de Henry $H = P_A^* / C_A^*$

Existen aparatos de contacto gas-líquido que contienen un catalizador sólido suspendido (reactores "slurry"), el catalizador es generalmente un material finamente dividido te-

niendo una gran área de superficie. La reacción en la superficie es precedida por la transferencia de uno o más de los reactivos a dicha superficie, de acuerdo a la ecuación.

$$K_c \cdot a_p = NA / (CA - CA_s) \quad (3.3)$$

El coeficiente volumétrico está basado en el área de superficie de las partículas:

$$a_p = 6 W_c / \rho_p d_p \quad (3.4)$$

A.- COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Las ecuaciones que han sido utilizadas para correlacionar los datos experimentales para la transferencia de masa en superficies esféricas rígidas, siguen la forma de la ecuación:

$$Sh = F_1 + f_2 (Sc)^{1/3} (Re)^{1/2} \quad (3.5)$$

donde F_1 y F_2 son constantes. El valor de la constante F_1 depende del sistema y es una función del número de Grashof $Gr = \rho d^3 g \Delta C / M^2$, en general F_1 se aproxima a 2 cuando $Gr \rightarrow 0$. En la mayoría de los sistemas prácticos de burbujeo de un gas en un líquido el número de Grashof es pequeño, por lo que F_1 en la Ec. (3.5) puede igualarse a 2 sin un error apreciable. El valor de F_2 encontrado por los diferentes investigadores es variable, por ejemplo Rowe, Claxton y Lewis (7) reportan las siguientes:

$$\text{aire} \quad Sh = 2 + 0.69 (Sc)^{1/3} (Re)^{1/2} \quad (3.6)$$

$$\text{agua} \quad Sh = 2 + 0.79 (Sc)^{1/3} (Re)^{1/2} \quad (3.7)$$

para números de Reynolds entre 30 a 2 000.

En esferas móviles tenemos la siguiente ecuación para la fase líquida:

$$Sh = 1.13 (Re)^{1/2} (Sc)^{1/2} \quad (3.8)$$

y para la transferencia de masa en la fase gas:

$$Sh \approx 1/6 (Re) (Sc) \left[1 - 0.61 \exp. (-39.5)/ReSc \right] \quad (3.9)$$

La Ec. (3.9) es aplicable solamente para valores del número de Reynolds altos. Cuando no hay circulación interna la ecuación encontrada es:

$$Sh = 6.6 + 1/6 (Re) (Sc) \left[1 - 0.61 \exp (-39.5) / ReSc \right] \quad (3.10)$$

En la práctica las burbujas varían de rígidas a móviles a través de su trayectoria en el líquido. En aire-agua Siddique (58) obtuvo las curvas mostradas en la fig. (3.1), las cuales tienen la misma forma general. La movilidad de la burbuja comienza en el intervalo 0.1-0.3 mm y alcanza su máximo aproximadamente a los 2 mm. más allá del cual la burbuja será completamente móvil.

Se sabe que cuando la burbuja excede de cierto tamaño deja de ser esférica y sufre deformaciones (5). Es de suponerse que ésta deformación afecte la velocidad de transferencia no sólo por el aumento del área sino por la alteración del patrón de flujo cercano a la interfase. Sin embargo, este efecto no es grande (58), pudiendo suponer con un error pequeño que la burbuja es esférica.

Existen numerosas correlaciones para la transferencia de masa en diferentes sistemas y condiciones de operación. En la literatura se encuentran excelentes resúmenes acerca de la mayoría de las correlaciones obtenidas (51, 57, 62). Se hará mención de las consideradas las de mayor importancia teórica y práctica (10), en sistema aire-agua.

Ecuación de Levich.- Para esferas móviles $Re < 1$, $Pe \gg 1$

$$Sh = 0.65 Pe^{1/2} \quad K_L = 0.65 (D_c^2 U/d_e^2)^{1/2} \quad (3.11)$$

Ecuación de Griffith.- Para esferas rígidas $Re \gg 1$

$$Sh = 2 + 0.57 Re^{0.5} Sc^{0.35} \quad (3.12)$$

Ecuación de Lockiel-Calderbank.- para esferas de movilidad intermedia $Re, Pe \gg 1$

$$Sh = 1.13 (1 - 2.90 Re^{-1/2})^{1/2} Pe^{1/2} \quad (3.13)$$

Ecuación de Boussinesq.- para esfera móviles y flujo turbulento

$$Sh = 1.13 Pe^{1/2} \quad (3.14)$$

Para la velocidad de absorción de burbujas aisladas de CO_2 , etileno y buteno elevándose - en agua se tiene la correlación (28)

$$Sh = 1.13 Pe (de / (0.45 + 0.2 de))^{1/2} \quad (3.15)$$

Válida para burbujas de $0.6 < de < 4$ cms. y dentro del intervalo $500 < N_{Re} < 20\ 000$.

En los sistemas sol. de sulfato de sodio - aire y agua oxígeno Yoshida y Akita (1) - encontraron que $K_L a$ aumenta conforme es aumentado el diámetro de la columna, en el intervalo de diámetros estudiados (7.7 a 60.0 cms) obteniendo la ecuación:

$$Sh (a D_c) = K_L a D_c / DL = 0.6 N_{Sc}^{0.5} N_{B0}^{0.62} N_{GS}^{0.31} \phi^{1.1} \quad (3.18)$$

donde ϕ se calcula por la Ec. (2.28)

Hughmark (27) propone la ecuación:

$$Sh = 2 + a [(N_{Re})^{0.484} (N_{Sc})^{0.339} d_b g^{1/3} / DL]^{0.072} b \quad (3.19)$$

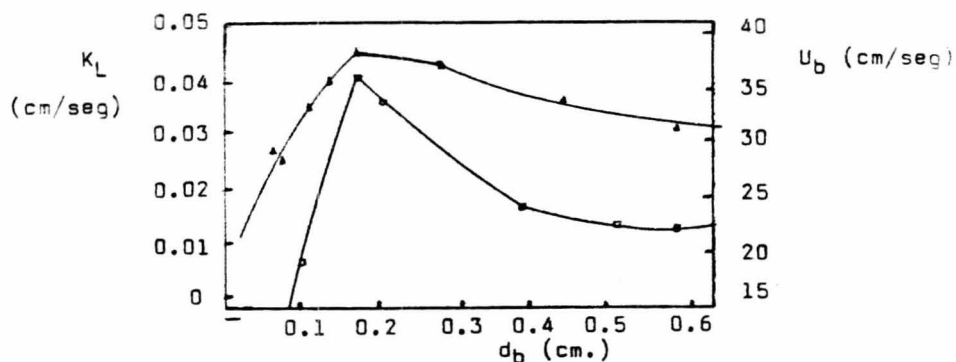


Fig. 3.1 Variación del coeficiente de transferencia de masa y de la velocidad de ascenso con el diámetro de burbuja. Ref. (58).

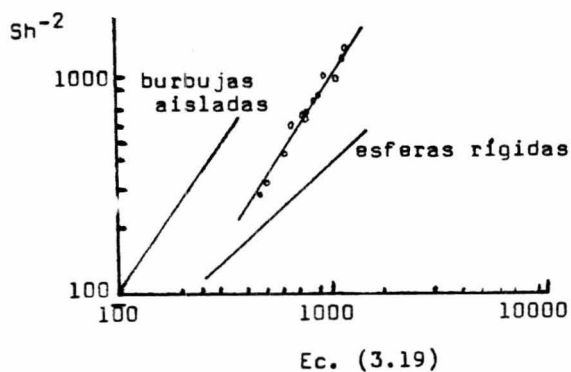


Fig. 3.2 Datos para burbujas múltiples. Ref.(27).

Para burbujas aisladas $a = 0.061$ y $b = 1.61$.

Las operaciones industriales se llevan a cabo con burbujas múltiples no aisladas. La fig. (3.2) muestra datos para el sistema CO_2 -agua. La resistencia para la fase gas para este sistema es despreciable, así que el coeficiente de transferencia de masa es aplicable a la fase líquida. Estos datos indican que las burbujas múltiples pueden ser correlacionadas por la Ec. (3.19) cuando $a = 0.0187$ y $b = 1.61$

B.- FACTORES QUE INFLUENCIAN LA TRANSFERENCIA DE MASA.

En forma general la transferencia de masa en dispersiones gas-líquido se ve afectada por:

- 1) La velocidad superficial del gas
- 2) Propiedades físicas del gas y el líquido
- 3) Diseño del distribuidor de gas
- 4) Tipo de agitador y energía consumida
- 5) Dimensiones del tanque o columna
- 6) Presencia de electrolitos
- 7) Presencia de sólidos o líquidos inmiscibles
- 8) Tensión superficial o surfactantes

Para un sistema dado los factores que intervienen directamente son: el tamaño y distribución de las burbujas, su velocidad de ascenso, la retención de gas y el área interfacial.

1).- Velocidad Superficial del Gas.- El área interfacial efectiva y los coeficientes g_L

bales de transferencia de masa, del lado del gas y del líquido, aumentan en forma directamente proporcional a la velocidad del gas. Sharma y Mashalkar (37) encontraron que $K_L a$ y $K_g a$ varían de acuerdo con la velocidad del gas elevada a la 0.7 potencia. El coeficiente de masa, K_L , no es afectado por la velocidad de flujo del gas (37), siempre y cuando se encuentre en la zona de pequeña ($d_b = 0.4$ mm). y grande burbuja ($d_b = 1.2$ mm). ya que entre estos dos valores K_L varía fuertemente.

A pesar de que el coeficiente de transferencia de masa global y el área interfacial efectiva son fuertemente dependientes de la velocidad del gas, no es deseable una velocidad elevada del gas ya que arriba de cierto valor cesa el aumento de área interfacial y consecuentemente el coeficiente global.

2.- Propiedades Físicas del Gas y el Líquido.

Al aumentar la viscosidad se aumenta la estabilidad de la dispersión y el área interfacial efectiva, como consecuencia tenemos un aumento en $K_L a$. Yoshida y Akita (1) encontraron que el coeficiente de transferencia real del lado del líquido, K_L , disminuye conforme la viscosidad aumenta, probablemente debido a una disminución en la difusividad del líquido. Las propiedades del gas, tal como la densidad tienen un efecto despreciable en el comportamiento de las burbujas (Cap. 1).

3.- Diseño del Distribuidor de Gas.

De acuerdo con Fair (21) el diseño del distribuidor es importante solamente a $V_g = 5$ cm/seg. En esta región el tamaño de la burbuja es independiente de la velocidad de

flujo y la frecuencia de la burbuja es proporcional a la velocidad de flujo (21). Así tenemos que un distribuidor de disco poroso, con tamaño de poro de 10 a 100 micras da un área interfacial mayor que un solo distribuidor de tubo. Sin embargo, a $V_g \gg 10$ cm/seg el diseño del dispersor pierde importancia, lo que se desea es una distribución uniforme de los orificios sobre la sección transversal del recipiente y la velocidad de salida del gas en cualquier orificio no deberá ser mayor de 250 - 300 pies/seg.

La caída de presión a través de un dispersor perforado puede calcularse mediante la ecuación de orificio (21):

$$\Delta P = \frac{\rho_g}{2 g_c} (V_o/C_v)^2 \quad (3.20)$$

donde C_v es el coeficiente de orificio. Si la caída de presión no es crítica se puede usar un valor para diseño de $C_v = 0.80$.

4.- Efecto de la Agitación en el Coeficiente de Masa.

Se puede considerar que el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, K_L , es prácticamente independiente de la intensidad de la agitación. Sin embargo, es digno de tomarse en cuenta la consideración teórica de Calderbank (51) para velocidades altas de mezclado.

$$K_L \propto (P/V)^{0.25} \propto N^{0.75}$$

bajo esas consideraciones

$$(P/V) \propto N^3 D^2$$

Otros autores consideran ecuaciones empíricas basadas en la transferencia de masa entre-

un líquido y un sólido suspendido (58), por ejemplo.

$$K_L \propto N^{0.6} \propto (P/V)^{0.2}$$

Otra correlación semejante es la sugerida por Yoshida (7, 51):

$$K_L \propto N^{0.42} \propto (P/V)^{0.14} \quad (\text{Turbina})$$

$$K_L \propto N^{0.54} \propto (P/V)^{0.18} \quad (\text{disco de aspas})$$

5.- Dimensiones del tanque o Columna.

Los datos disponibles indican que a , K_g y K_L son independientes de la relación - longitud/diámetro de columna (1,37,21), dentro de ciertos límites. A valores bajos de la relación L/D (< 3) se obtienen coeficientes de transferencia altos debido a la turbulencia originada por la poca profundidad del líquido. A valores de L/D mayores de 12 ocurre lo contrario obteniéndose movimientos lentos de burbuja. Cuando el diámetro de la columna es mayor de 7 cms. (37), no influye sobre el coeficiente de transferencia de masa, K_L . Yoshida y Akita (2) encontraron que $K_L a$ aumentaba directamente proporcional al diámetro de columna de acuerdo a la Ec. (3.18).

6).- Presencia de Electrolitos.

Diferentes autores han observado la presencia de pequeñas burbujas iónicas en soluciones electrolíticas (1,3, 52). Encontrando que en estas soluciones la retención del gas y el área interfacial efectiva el mayor que las obtenidas en soluciones no electrolíticas. - Este efecto depende de la concentración y naturaleza del electrolito utilizado. En la ecuación (2.28) puede verse la influencia de la presencia de electrolitos sobre la re

tención de gas al cambiar el coeficiente de 0.2 a 0.25. A su vez $K_L a$ se ve afectado - en los sistemas estudiados, por la retención de gas elevada a la potencia de 1.1 (ver Ec. 3.18

7.- Presencia de Sólidos o Líquidos Inmiscibles.

Los sólidos pueden presentarse ya sea como reactivos, catalizadores o como producto de una reacción. En cualquiera de estos casos tiene una gran influencia sobre el área interfacial efectiva y el coeficiente de transferencia de masa. Sharma y Mashelkar (37) encontraron que la presencia de sólidos aumentaba considerablemente el área interfacial aumentando así $K_L a$. Como consecuencia de una fase líquida inmiscible en las dispersiones gas-líquido se tiene pequeñas gotas de líquido, las cuales actúan de forma semejante a los sólidos

8.- Tensión Superficial y surfactantes.

El efecto de los surfactantes dependerá de su naturaleza química, concentración y diámetro de las burbujas, posiblemente muchos de los datos contradictorios en la dinámica de burbujas puedan ser explicados en términos de la pureza del agua utilizada.

Se ha observado que los surfactantes disminuyen la velocidad de las burbujas (3,53), forman burbujas más esféricas que las obtenidas en agua pura al mismo Re (8,44) y disminuyen la turbulencia interfacial e interna de las burbujas.

Delmar y Zieminski (17) trabajando con soluciones acuosas de diferentes alcoholes encontraron que la disminución del coeficiente de masa dependía de la concentración del-

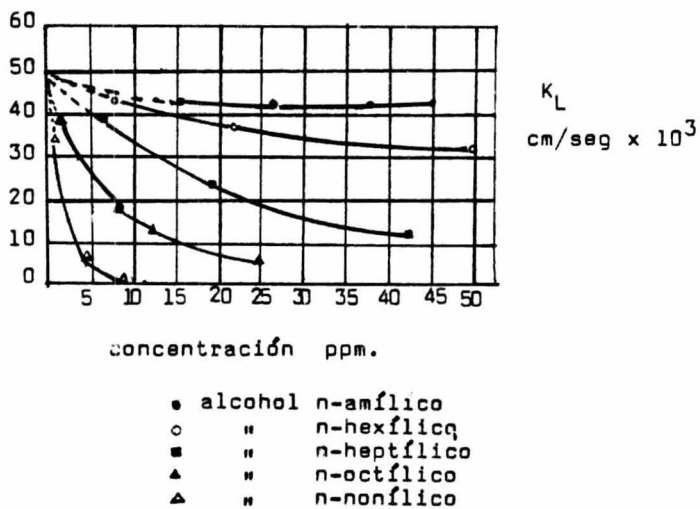


Fig. 3.3 K_L vs. concentración ($r_0 = 0.19\text{cm.}$).

Ref. (17).

alcohol y la longitud de su cadena de carbonos. La fig. (3.3) muestra que K_L disminuye bruscamente a bajas concentraciones del alcohol, posteriormente ésta disminución es más leve conforme se aumenta la concentración. El efecto es más pronunciado con alcoholes de cadena larga.

Las cantidades pequeñas de surfactantes retardan el flujo interfacial, por lo que reducen la velocidad de transferencia alrededor de cuerpos móviles desde valores dados por la Ec. (3.12) a los dados por la Ec. (3.11). La pureza relativa de la fase continua influye en los valores del coeficiente de transferencia instantánea del estado estacionario en una burbuja de tamaño constante; el aumento del esfuerzo cortante interfacial, causado por los surfactantes, nos lleva también a una dependencia de la velocidad instantánea con el tiempo (44). A causa de éste último efecto las condiciones de estado estacionario alrededor de la burbuja solamente puede ser establecido después de que se ha movido una distancia mayor de 10 veces su propio diámetro (dependiendo del grado de movilidad superficial), mientras que ésta distancia es solamente de 1 diámetro para una burbuja completamente móvil.

El efecto de los surfactantes es más ligero en líquidos viscosos con burbujas grandes y en sistemas altamente turbulentos.

C.- TRANSFERENCIA DE MASA EN LECHOS FLUIDIZADOS.

En lo que al movimiento de burbujas se refiere, el lecho fluidizado se comporta como un fluido poco viscoso con una tensión superficial igual a cero (30).

Con respecto a la formación de burbujas en lechos fluidizados tenemos las siguientes conclusiones:

- 1).- La profundidad del lecho no tiene influencia en el tamaño de la burbuja producida (42)
- Como el lecho no tiene tensión superficial no se espera ninguna variación de flujo durante la formación de la burbuja, aproximándose a las condiciones de formación a flujo constante.
- 2).- El tamaño de las partículas sólidas no influye el volumen de la burbuja producida (30).
- 3).- La frecuencia de formación de las burbujas es independiente de la altura del lecho fluidizado y aumenta proporcionalmente a $V_s^{0.9}$ (42).

Debido a que el lecho actúa como un fluido poco viscoso, sin tensión superficial y que la burbuja se forma en condiciones aproximadas de flujo constante, es razonable suponer que los modelos mencionados anteriormente (Cap. I) para dichas condiciones pueden aplicarse a lechos fluidizados, en lo que a formación de burbujas se refiere.

Se ha encontrado buena concordancia entre los datos experimentales y los calculados con la Ec. (1.8) de Davidson y Harrison (12).

$$V_F = 1.138 (Q^{6/5} / g^{3/5})$$

Para la formación de burbujas con un solo orificio.

Otra ecuación propuesta, para un plato perforado con arreglo triangular uniforme, es la de Miwa y colaboradores (41):

$$d_b = 0.347 \left[\frac{A_t (V_s - u_{mf})}{n} \right]^{2/5} \quad (3.21)$$

para $V_s < V_c$. Donde la velocidad crítica de flujo, V_c , es la velocidad a la cual comienza a haber interacción entre las burbujas formadas en el plato perforado. Cuando $V_s > V_c$ se tiene (41), la siguiente ecuación:

$$d_b = 0.00376 (V_s - u_{mf})^2 \quad (3.22)$$

La velocidad de ascenso de las burbujas es afectada por el diámetro de la torre y la velocidad del gas (42), sin embargo, el efecto del diámetro de la burbuja sobre su propia velocidad de ascenso es pequeño.

Las velocidades de ascenso observadas en la parte central del lecho son mayores que las calculadas por la ecuación de Davidson y Harrison (42):

$$U_b = V_s - u_{mf} + 0.711 (g d_b)^{1/2} \quad (3.23)$$

La velocidad de ascenso de las burbujas aumenta conforme es aumentado el diámetro de la torre, indicándonos que al estar circulando las partículas en el lecho las burbujas del centro ascienden en ésta corriente circulante. La velocidad en el centro puede expresarse por:

$$U_{bc} = U_{bo} + 2 V_s \quad \text{para } V_s > 10 \text{ cm/seg} \quad (3.24)$$

Las burbujas de gas elevándose en un lecho fluidizado al transferir el gas a la fase densa lo hacen por dos mecanismos: difusión y convección. El primero es comparable a la transferencia de gas de una burbuja en un líquido, a pesar de que el coeficiente de difusión es mayor en un lecho fluidizado.

La superficie de la burbuja es porosa y la conducción del gas dentro y fuera de ella se debe al gradiente de presión que existe en la fase densa que rodea la burbuja. El gas que sale por la parte superior de la burbuja es arrastrado por las partículas sólidas alrededor de ella entrando nuevamente por la parte inferior, formándose así una capa de la fase densa alrededor de la burbuja y el gas contenido en esta capa está en un continuo intercambio convectivo con el gas del interior de la burbuja. Un parámetro importante que nos determina el espesor de esta capa o nube es $\alpha = U_b/u_{*c}$. Dentro de la nube se lleva a cabo el contacto de sólidos y gas (reacción, adsorción). Es decir que a pesar de que el gas presente en la nube regresa nuevamente a la burbuja, parte de él es transferido a la fase densa por adsorción en los sólidos que pasan a través de la nube. Simultáneamente se efectúa la transferencia por difusión. La resistencia en el interior de la burbuja es R_0 , en el límite de la burbuja tenemos una resistencia R_1 , una resistencia R_2 en la nube y finalmente una resistencia R_3 en el límite de la nube. Lógicamente se tienen diferentes concentraciones a través de estas resistencias. La concentración dentro de la burbuja, c_b , la cual es diferente de la concentración en la nube, c_n , sin embargo, ésta última no es uniforme en toda la nube sino que dependerá de la distancia del límite de la burbuja. Finalmente la concentración en la fase densa, c_d , la cual será diferente a c_n . Las correlaciones que se encuentran en la literatura están basadas en la suposición

de que una o más, de las resistencias anteriores puede ser despreciada.

Rowe y Partridge (18) suponen que $R_0 = R_1 = R_2 = 0$
y $c_b = c_n$ dando la siguiente expresión:

$$K = 0.58 \epsilon_0^{1/2} g^{1/4} d_b^{-1/4} \quad (3.25)$$

Davidson y Harrison (18) hacen las siguientes suposiciones: $R_1 = R_2 = R_3 = 0$

$c_c = c_d$

obteniendo

$$K = 0.75 V_s + 0.975 D^{1/2} g^{1/4} d_b^{-1/4} \quad (3.26)$$

Toei y Matsuno (18) consideran $R_0 = R_1 = R_2 = 0$ y $c_b = c_c$

$$K = \frac{1.02 \epsilon_0}{1 + 2 \epsilon_0 / (\alpha - 1)} \left[\frac{U_b D}{d_b} \left(\frac{\alpha + 1}{\alpha - 1} \right)^{1/2} \left(\frac{\alpha - 1}{\alpha} \right) \right]^{1/2} \quad (3.26)$$

Cuando $\alpha \gg 1$ y con $U_b = 0.35 \sqrt{g d_b}$ la ecuación será

$$K = 0.61 \epsilon_0^{1/2} D^{1/2} g^{1/4} d_b^{-1/4}$$

D.- TRANSFERENCIA DE MASA CON REACCION QUIMICA.

La formación de disposiciones gas-líquido con el propósito de que ocurra una reacción química tiene gran importancia en procesos tales como: producción de ácido nítrico, oxidación

ción biológica, hidrogenación y eluvación de compuestos orgánicos, etc.

La cinética de la reacción en los procesos industriales es bastante compleja por lo que las investigaciones realizadas para desarrollar la teoría básica de absorción con reacción química se han efectuado en sistemas relativamente simples. En la práctica la reacción química y la resistencia controlante se encuentran generalmente en la fase líquida (la producción de ácido nítrico es una excepción importante); pero aún en este caso la cinética es compleja debido a los siguientes factores: distribución de tamaño, tiempo de residencia, grado de mezclado de las burbujas de gas y los efectos de la turbulencia de la fase líquida sobre la transferencia de masa.

En la mayoría de los casos prácticos no hay forma de determinar separadamente la rapidez de transferencia de masa y de reacción química. La rapidez de transferencia de masa puede obtenerse de correlaciones publicadas en la literatura, pero esto supone un conocimiento del nivel de turbulencia o de la velocidad relativa entre el gas y el líquido y además del grado de movilidad de la superficie de las burbujas, teniéndose un error considerable. En algunos casos se ha determinado el coeficiente de transferencia de masa en el mismo sistema físico (por ejem. platos perforados) (58), con o sin reacción química. Sin embargo, la presencia del reactivo en las soluciones (generalmente acuosas) altera sus propiedades físicas y así influencia el tamaño de las burbujas formadas de manera que los dos casos no son comparables.

La teoría de la película en apariencia ofrece la mayor y la más simple descripción del fenómeno

meno. Una descripción amplia de ésta teoría para el caso de que exista absorción con reacción química puede verse en la Ref. (58). En dicha teoría se utiliza el factor de aceleración $\phi = K_L^* / K_L$, donde K_L^* es el coeficiente aparente de transferencia de masa con reacción química (coeficiente químico de transferencia de masa) y K_L es el coeficiente de transferencia de masa sin reacción química.

Orden de Reacción, Tiempo de Residencia, Retromezclado.

Anteriormente se dijo que no es posible calcular separadamente el coeficiente de transferencia de masa sin reacción química del coeficiente de transferencia con reacción. Lo que se hace es determinar el coeficiente combinado y el coeficiente de transferencia sin reacción química se obtiene mediante algunas de las correlaciones dadas anteriormente; teniéndose un error de $\pm 25\%$. De igual manera el orden de reacción no es posible determinarlo de la reacción misma y debe ser calculado por ensayo y error de las ecuaciones generales que describen la reacción. El retromezclado y la variedad de tiempos de residencia influyen el orden de reacción y la conversión. En general en un sistema disperso gas-líquido puede haber: una completa interacción o algún estado entre estos dos extremos. Un grado de segregación no puede ser definido solamente en la rapidez de interacción y su relación a la conversión o a la rapidez de conversión química. El efecto de la segregación en la conversión química es como sigue (58):

Se supone que la conversión química es de orden n en el reactivo A para cada burbuja, la cantidad que reacciona por segundo es:

$$-r \, da/dt = V_b K a^n \quad b$$

para N burbujas

$$\begin{aligned} -NV_b \frac{da}{dt} &= \sum V_b K a^n b \\ &= NV_b K b (a^n) \end{aligned}$$

a es la concentración de A en la burbuja, n el orden de reacción y b es la concentración del reactivo B alrededor de la burbuja.

A menos que $N=1$ $(\bar{a}^n) \neq (a)^n$ lo que significa que la rapidez de conversión - promedio para todas las burbujas se ve afectada por la forma en que A está distribuida en ellas.

$$\begin{aligned} (\bar{a}^n) &< (\bar{a})^n & n < 1 \\ (\bar{a}^n) &> (\bar{a})^n & n > 1 \end{aligned}$$

Se observa que para reacciones de orden mayor de 1 la segregación aumenta de rapidez de conversión global y para ordenes de reacción menores de 1 la disminuye; sin embargo, cuando $n = 1$ no se observa influencia alguna.

El orden de reacción en la ecuación para el componente B se tomó igual a 1, pero si - - tomara cualquier otro orden de reacción, éste no influiría ya que no hay segregación en la fase continua.

La rapidez de la conversión de una sola burbuja puede tomarse como constante (el promedio sobre toda la superficie de la burbuja). Debido a las limitaciones de la transferencia de masa este promedio puede ser menor que para la rapidez de reacción química en sí. - En general el orden de conversión de burbujas individuales y la fase dispersa total se ve - - disminuido por resistencias difusionales actuando simultáneamente con una reacción quími

ca.

Orden de Conversión Global.

En la práctica, una reacción en los sistemas gas-líquido tiene lugar generalmente en la fase líquida. Para el caso de reacción dentro de la burbuja y un orden de conversión de 0 ó 1/2, Rietema (58) trazó la conversión contra la razón de tiempos de residencia para la segregación completa y la interacción infinita, la cual se muestra en la Fig. (3.4). Puede verse que el efecto de la segregación para el orden de conversión igual a un 1/2 es mas bajo que para el orden de conversión igual a 0 y para una conversión de primer orden el efecto desaparece, mientras que para ordenes de conversión mas grandes de 1 el efecto es inverso.

Rietema (58) obtuvo las siguientes dos ecuaciones que relacionan el orden de conversión con el orden de conversión:

$$n = [(1-f)/f] \left(d a_0 / (d a^- - 1) \right)$$

para θ constante y a_0 variable y

$$n = [(1-f)/\theta] \left(d \theta / df - (1-f)/f \right)$$

para a_0 constante y θ variable

donde

n = orden de conversión para el reactivo

f = grado de conversión

θ = tiempo de residencia promedio

a_0 = valor de la concentración del componente A en la alimentación.

Estas ecuaciones hacen posible calcular el orden de conversión a partir de datos experimentales. Al ser aplicadas el resultado obtenido dependerá de: si la concentración promedio \bar{a} varía por un cambio en el tiempo de residencia promedio o por un cambio en la concentración de la alimentación.

Esto se muestra en la Fig. (3.5). Solamente cuando el grado de conversión es bajo pueden notarse marcadas diferencias entre los ordenes de conversión en burbujas. Para valores altos del grado de conversión (y grandes tiempos de residencia) se encuentra un orden de conversión global igual a 1. Aún en el caso de que el grado de conversión coincidiera con una reacción de primer orden esto no probaría de ningún modo la ausencia de limitaciones en la transferencia de masa; por ejemplo la coincidencia puede haber sido causada por segregación combinada con limitación de la transferencia de masa. En este caso obviamente se requerirá efectuar experimentos con valores bajos de conversión para esclarecerlo.

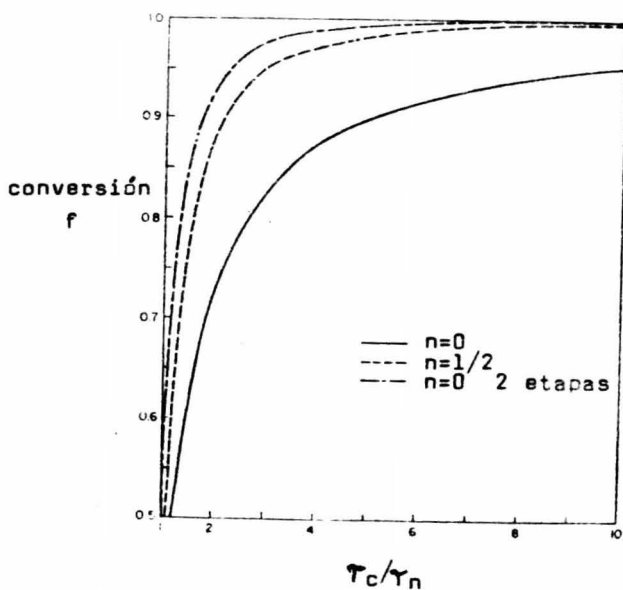


Fig. 3.4 T_c/τ_n contra el grado de conversión. Ref. (58).

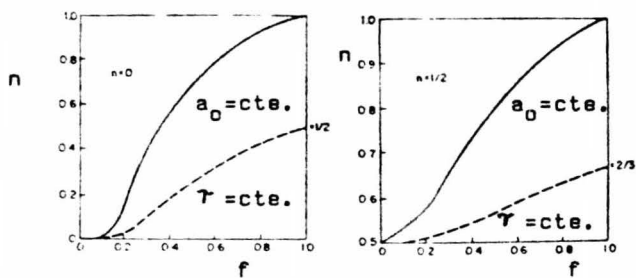


Fig.3.5 Orden de conversión global n como una función del grado de conversión, en sistemas donde no hay interacción en la fase dispersa. Ref (58).

Capítulo IV.

APLICACIONES Y CONSIDERACIONES.

PRACTICAS .

APLICACIONES Y CONSIDERACIONES PRACTICAS.

En este capítulo se hace un análisis de algunas aplicaciones industriales de la tecnología de burbujas, así como también de las consideraciones prácticas del diseño de equipo.

El equipo de contacto gas-líquido es ampliamente utilizado en los procesos industriales y generalmente la información acerca del diseño no se encuentra en forma coherente y organizada en la mayoría de los libros de texto. Es por lo tanto necesario delinear la secuencia de cálculo que debe seguirse, así como también la búsqueda de la información necesaria, ya que ésta en general, aunque abundante, tiende a presentar un panorama confuso para el ingeniero de diseño.

Es conveniente primero discutir someramente los tipos de aplicaciones que se pueden presentar; entre éstas pueden mencionarse las siguientes: agitar un líquido mediante la introducción de aire o gas através de un dispersor, en su forma más simple éste equipo consiste de un recipiente que contiene el líquido y un dispersor colocado en el fondo sin agitadores mecánicos ni alguna otra parte móvil. Esto es lo que comunmente se conoce como columna de burbujas. Otra aplicación de gran importancia industrial la tenemos en los reactores "slurry" utilizados en reacciones gas-líquido en presencia de catalizadores sólidos. Situación descrita en la figura (4.1.)

En la industria metalúrgica se encuentra otra aplicación en el proceso de concentración y separación de minerales en celdas de flotación. El sólido que va a separarse es tratado con un reactivo de flotación el cuál tiene como finalidad cambiar el ángulo de contacto y al mismo tiempo evitar la unión de las burbujas cuando llegan a la su

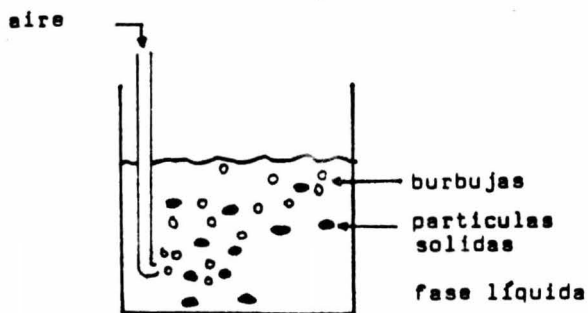


Fig. 4.1 Diagrama simplificado de un reactor "slurry".

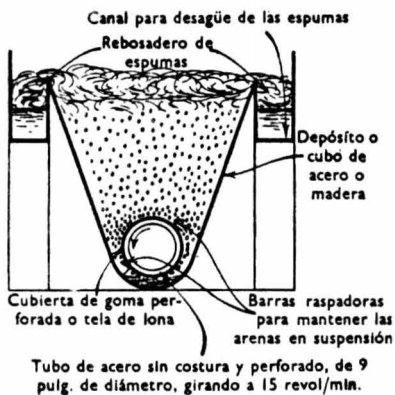


Fig. 4.2 Sección transversal de una cuba de flotación.



perficie del líquido favoreciendo así la espuma. El producto que flota se llama "con centrado" el cuál es separado junto con la espuma por medio de un rebosadero. En la Fig. (4.2) se puede ver una celda de flotación típica.

En las columnas de burbujas la agitación proporcionada al líquido está limitada por la rapidez del flujo de gas y en algunos casos puede ser insuficiente. Si se requiere que la agitación sea aumentada independientemente del flujo de gas es necesario utilizar un agitador mecánico. Los tanques agitados tienen gran aplicación actualmente en la industria, en la mayoría de los casos el gas se suministra através de uno o varios orificios, dentro o por debajo del impulsor, siendo arrastrado y descargado rápidamente en el líquido por las paletas del impulsor, en cuya periferia ocurre en gran parte el rompimiento y fusión de las burbujas, las cuáles se obtienen finalmente en gran número y con diámetros muy pequeños. Para el mismo consumo de energía un impulsor pequeño tiene menor flujo de líquido através de él que uno más grande, sin embargo, el impulsor de mayor tamaño posee una velocidad de descarga mayor y por lo tanto una turbulencia más grande en su periferia, lo cual ocasiona un mejor rompimiento de burbujas. A un cierto valor crítico $(We)_{crit}$ ocurre el rompimiento, condición que puede expresarse por la relación:

$$(We)_{crit} = C(1 + \phi) (Vi) \quad (4.1)$$

donde $\phi \rightarrow 0$ cuando $(Vi) \rightarrow 0$. C es el valor de $(We)_{crit}$ cuando el efecto de la viscosidad del líquido es despreciable. El diámetro máximo de burbuja-

puede ser calculado despreciando la coalescencia entre las burbujas y suponiendo una -

turbulencia homogénea:

$$d_{\max} = F \left(\frac{P}{(1 + \phi) V} \right)^{2/5} e^{1/5} \quad (4.2)$$

P = potencia proporcionada al impulsor

V = volumen de la dispersión

ϕ = retención de gas en la dispersión.

Para el diámetro mínimo de burbujas, tomando en cuenta la fusión entre burbuja existe una teoría (58) la cual supone que la unión entre dos burbujas no es inmediata y el contacto puede ser evitado nuevamente por la turbulencia del líquido. Si d_{\min} es el diámetro más pequeño de burbuja para el cual la fusión puede evitarse tenemos:

$$d_{\min} = F' \left(\frac{P}{(1 - \phi) V} \right)^{2/5} e^{1/5} \quad (4.3)$$

ecuación muy semejante a la anterior aunque la constante será diferente en ambos casos.

Los tanques agitados son particularmente importantes en procesos de absorción con reacción química y más aún cuando la reacción química es lenta, en donde se necesita obtener mayores tiempos de residencia del gas.

A continuación se dan algunas consideraciones para el diseño de tanques agitados:

Para un consumo de energía y velocidad del gas dados el tipo de impulsor tiene poca influencia sobre el área de superficie específica. El diámetro del tanque debe ser aproximadamente igual a su altura, ésta última puede aumentarse un poco más sin tener efectos adversos pero nunca excederse de dos veces el diámetro ya que la fusión entre las burbujas se efectuaría en la zona superior (sin agitación) y se disminuiría el área de --

superficie. La forma del tanque es generalmente esférica pudiendo llevar deflectores o no, los cuáles son esenciales para un buen mezclado del líquido. Para la posición del agitador se recomienda se coloque a una altura de 0.2-0.5 veces la altura del líquido, fuera de éstos límites la eficiencia disminuye.

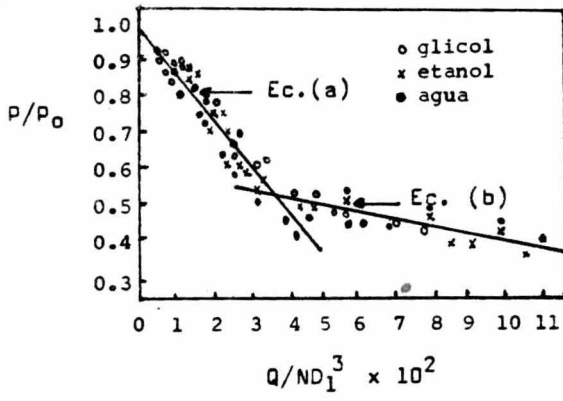
El consumo de energía disminuye cuando el gas pasa através del agitador debido a la disminución global de la densidad de la mezcla gas-líquido comparada con el líquido puro. El parámetro importante es la densidad de la espuma alrededor y en el impulsor, la cual es bastante más baja que la densidad media en el tanque. La relación entre estas dos densidades es desconocida, puede suponerse solamente partiendo de los resultados del consumo de energía. La siguiente expresión correlaciona la disminución en el consumo de energía con la velocidad de flujo:

$$P_G = F \left(\frac{P_o}{P} \right)^{0.56} \left(\frac{Q_G}{Q} \right)^{0.45} \quad (4.4)$$

donde P_G = consumo de energía con flujo de gas
 P_o = consumo de energía sin flujo de gas
 Q_G = flujo volumétrico de gas.

Otra correlación se muestra en la Fig. (4.3). Las dos líneas son separadas por el llamado "punto de inundación"; antes de éste punto el consumo de energía disminuye pronunciadamente con la velocidad del gas, después de él la disminución es menor. La elección del motor debe hacerse para mover el agitador en el líquido sin presencia de gas.

El área de superficie específica aumenta proporcionalmente a la retención del gas y-



Ec. (a) $P/P_0 = 1 - 1.26 Q/ND_1^3$

Ec. (b) $P/P_0 = 0.62 - 1.95 Q/ND_1^3$

Fig. 4.3 Correlación para consumo de potencia de impulsores en líquidos aerados. Ref. (58)

al tamaño de las burbujas y la dependencia con la velocidad del gas es menor. La retención de gas es afectada también por el flujo de gas así como por la potencia suministrada al agitador. A potencias de disipación relativamente altas se tiene:

$$\phi \propto (P/V)^{0.4-0.5} \quad (4.5)$$

Para la determinación del área de superficie específica Calderbank (9) desarrolló una correlación basada en la transmisión de la luz (cap. II).

$$a_o = 14.4 (P/V)^{0.4} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.2} \left(\frac{u}{u_t} \right)^{0.6} \quad (2.32)$$

Para impulsores girando a velocidades altas ($Re_l \times (nd/u_g)^{0.3} > 20\,000$) Calderbank introdujo un factor de corrección, el cual tiene el defecto de disminuir la influencia del término de la velocidad del gas $(u/u_t)^{0.5}$. La retención de gas es correlacionada por la ecuación:

$$\phi = (u_g \phi / u_t)^{1/2} + 0.0216 (P/V)^{0.4} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.2} \left(\frac{u}{u_t} \right)^{0.6} \quad (4.6)$$

si $P/V = 0$ entonces $\phi = u/u_t$. A energías de disipación realmente altas

$$\phi \propto (P/V)^{0.4} u_g^{0.5}$$

El tamaño de la burbuja aumenta en la medida en que es aumentada la retención de gas, el efecto será mayor a valores altos de ϕ :

$$d_{mb} = 4.15 \left(\frac{\mu^{0.6}}{(P/V)^{0.4}} \sqrt{c} \right)^{0.2} \phi^{1/2} \quad (4.7)$$

Las soluciones acuosas de alcoholes y electrolitos inhiben la coalescencia en las burbujas produciéndose burbujas de mayor tamaño.

Resumiendo se tiene:

- El tanque agitado es una modificación de una columna de burbujas o un reactor de alberca profunda. A velocidades bajas de agitación el comportamiento dominante es el de una alberca profunda, ya que el tamaño de burbuja es regularmente constante y la retención de gas así como el área depende principalmente de la velocidad del gas.
- A velocidades intermedias de agitación la potencia suministrada al agitador se convierte en un factor importante y el tamaño de la burbuja disminuye. El efecto de la velocidad del gas disminuirá conforme aumenta ϕ debido a la recirculación de las burbujas de gas.
- A velocidades altas de agitación (sistemas industriales) el tamaño de las burbujas es constante. Su valor es determinado por las propiedades de superficie de la fase líquida. El área de superficie es proporcional a ϕ . La velocidad del gas es un factor de menor importancia.

Calderbank (58) fué el primero en determinar áreas de superficie específicas y coeficientes volumétricos de transferencia de masa. Logrando así separar los efectos del área de superficie y la rapidéz de transferencia de masa. Sus experimentos los llevó a cabo con diferentes gases orgánicos e inorgánicos en agua, glicol, glicol agua y glicerol-

agua. Correlacionando sus datos con la expresión:

$$Sh \propto Sc^{1/2} Re^{3/4} \quad (4.8)$$

la variación del tamaño de las burbujas en los experimentos fué de 0.2 a 0.5 cms.; así que el valor de k_L en la ecuación anterior varía con el diámetro de las burbujas en una cantidad solamente de \pm 11 % de valor medio.

Se ha establecido (cap. 111) que cuando el líquido contiene alcoholes o agentes de superficie las burbujas que se forman son muy pequeñas, con diámetro de 1 mn. ó menos. En este caso las burbujas se comportan como esferas rígidas siguiendo la ecuación (3.5). Siendo más aplicable la Ec. (4.8) ya que ésta última se limita al caso de burbujas completamente rígidas.

A continuación se presenta el diseño de una columna de burbujas, el cual presenta menor complicación que el diseño de un tanque agitado. Dando así una mejor ilustración de la tecnología de burbujas.

Se desea diseñar una columna de burbujas para absorber 20 Tons/día de isobutileno a partir de una fracción C_4 obtenida del rompimiento térmico de Nafta. El porcentaje de isobutileno contenido en la alimentación es del 40 % teniendo una concentración a la salida del 1 %.

La columna operará isotéricamente a 30° C.

1.- Ecuaciones de Diseño.

Gehlart y Sharma (23) estudiaron la cinética de absorción de isobutileno en ácido sulfúrico encontrando que bajo ciertas condiciones la rapidez específica de absorción puede expresarse como:

$$R = HP \left(\frac{D k}{L f} \right)^{1/2} \quad (4.1)$$

k_f es una función exponencial de la concentración del reactivo. Para un elemento diferencial de altura de la columna dh puede escribirse

$$-G \frac{dm}{dZ} = A_0 P H \left(\frac{m}{m_0} + 1 \right) (D_L K_f)^{1/2} \quad (4.2)$$

ésta ecuación puede modificarse considerando:

- a).- Que el retromezclado del líquido es completo.
- b).- La presión en cualquier punto de la columna varía debido a la carga hidrostática por encima de ese punto. En un punto, el cual está a una altura Z de la parte superior de la columna, la presión será dada por:

$$P = P_t + \frac{Z}{13.6 \times 76} \rho_{\text{disp.}} \quad (4.3)$$

Suponiendo que el gas sale de la columna a presión atmosférica tenemos:

$$-G_i \frac{dm}{dZ} = A \left(1 + \frac{Z \rho_{\text{disp.}}}{(13.6 \times 76)} \right) H \left(\frac{m}{m+1} \right) \left(\frac{D_L k_f}{L} \right)^{1/2}$$

Esta ecuación puede integrarse entre el cambio deseado en el contenido de isobutileno en la corriente total

$$m_i \int_{m_o}^{m+1} \frac{dm}{1} = \frac{A a H (D_L k_f)^{1/2}}{G_i} \left(1 + \frac{Z \rho_{\text{disp.}}}{13.6 \times 76} \right) dZ$$

la expresión final es

$$m_i - m_o + \ln \frac{m_i}{m_o} = \frac{A a H (D_L k_f)^{1/2}}{G_i} \left(L + \frac{L^2 \rho_{\text{disp.}}}{2 \times 13.6 \times 76} \right) \quad (4.4)$$

la cual será utilizada para diseñar la columna y encontrar su diámetro y la altura. El flujo del líquido se obtiene haciendo un balance global de materia:

$$A v_L (B_i - B_f) = G_i (m_i - m_o) \quad (4.5)$$

2.- Elección de la concentración del Reactivo.

Se puede utilizar un intervalo amplio de concentraciones de ácido sulfúrico, de preferencia entre 60 y 65 % W (23).

A concentraciones mayores la rapidez específica de absorción es más grande pero se corre el riesgo de que se absorban otros C_4 . Las concentraciones elegidas serán:

$$(B)_i = 65 \% \text{ W} \quad (10.25 \text{ g.mol/1})$$

$$(B)_f = 63 \% \text{ W} \quad (9.3 \text{ g.mol/1})$$

3.- Area Interfacial Efectiva en la Columna.

Como se ha explicado anteriormente las propiedades físicas del absorbente tienen gran influencia en el rendimiento de la columna, el valor del área interfacial efectiva no puede predecirse de una manera apriori. Debe trabajarse en una escala pequeña y utilizar la velocidad del gas para extrapolar. Gehlawat y Sharma (23) encontraron el valor del área interfacial efectiva igual a 18.6 cm^{-1} a una velocidad superficial del gas de 18 cm/neg. El área interfacial efectiva para cualquier otra velocidad de gas puede encontrarse suponiendo que varía de acuerdo a $v_g^{0.7}$.

4.- Retención de Gas en la Columna.

La retención de gas depende de las propiedades físicas del líquido (viscosidad, tensión superficial) así como de la velocidad superficial del gas en la columna. Es difícil decidir-- la retención de gas observandola en pequeñas columnas ya que a diámetros más grandes de columna la retención de gas disminuye; por lo que será decidida por la densidad de la -- dispersión. Considerando todos los anteriores factores se escoge una velocidad superficial del gas de 12 cm/seg. lo que nos da un valor aproximado de la densidad de la dispersión -- igual a 1.2 g/cm^3 .

5.- Resumen de las Condiciones de Operación Seleccionadas.

$$m_i = 0.668$$

$$m_o = 0.010$$

velocidad superficial promedio del gas 12 cm/seg.

$$(B)_i = 65 \% W \quad (10.25 \text{ g.mol/lit.})$$

$$(B)_f = 63 \% W \quad (9.8 \text{ g.mol/lit.})$$

$$G_i = 6.23 \text{ g.mol/seg.}$$

$$H (D_L K_f)^{1/2} = 1.31 \times 10^{-7} \text{ g.mol/cm}^2 \text{ atm. seg. (Para } 63\% \text{H}_2 \text{SO}_4)$$

$$A = 13.3 \text{ cm}^2/\text{cm}^3 \quad \text{a } 12 \text{ cm/seg.}$$

6.- Procedimiento para Encontrar la Altura y Diámetro de la Columna.

Con las suposiciones anteriores tenemos dos incógnitas en las ecuaciones de diseño A y h.-

Las cuales se calculan por el método de ensayo y error con las siguientes etapas.

- Suponer un valor de la presión promedio en la columna.
- Calcular el flujo volumétrico promedio.
- A partir de la velocidad del gas disponible en la columna, determinar su área y de aquí el diámetro de la misma.
- Calcular la razón de altura a diámetro. Debe estar entre 4 y 12, si no es así repetir las etapas (a) a (d).
- Determinar ahora la presión en el fondo de la columna dada por la carga hidrostática en la columna (de la etapa (e)). Comprobar si la presión calculada coincide con la presión supuesta en (a). De no ser así repetir de (a) hasta (f).

Cálculos.

a).- Suponemos una presión promedio de 1.5 atm.

b).- Cálculo del flujo volumétrico:

isobutileno a la entrada al 40%

" a la salida " 1%

se absorbe el 39%

Se desea diseñar la columna para absorber 20 ton/día = 230 g/seg.

flujo total de gases a la entrada = 230 g/seg. $\times \frac{100}{39} = 590$ g/seg.

flujo total de gases a la salida = 590 g/seg. - 230 g/seg. = 360 g/seg.

flujo promedio $\frac{590 + 360}{2} = 475$ g/seg.

el flujo volumétrico se calcula de $PV = nRT$

de donde $V = nRT / P$.

Suponiendo que el P.M. promedio de la fracción C_4 sea aproximadamente igual al P.M. del isobutileno (P.M. = 56) tenemos:

$$n = \frac{475 \text{ g/seg}}{56 \text{ g/gmol}} = 8.48 \text{ gmol/seg.}$$

$$V = \frac{8.48 \text{ gmol/seg.} \times 82 \text{ cm}^3 \text{- atm/gmol} \text{ K}^{\circ} \times 303^{\circ} \text{K}}{1.5 \text{ atm.}}$$

$$= 138000 \text{ cm}^3/\text{seg.}$$

que es el flujo volumétrico promedio de la columna

c).- Determinación del Area y Diámetro de la Columna:

$$A = Q / v_g^{1/2} = 138000/12 = 11500 \text{ cm}^2$$

$$D = (4A/\pi)^{1/2} = (4 \times 11500/3.14)^{1/2} = 120 \text{ cm.}$$

d).- Utilizando la ec. (4.4) calcular la altura de la columna.

$$0.668 - 0.010 + \ln \frac{0.668}{0.010} = \frac{11500 \text{ cm}^2 \times 13.3 \text{ cm}^2/\text{cm}^3 \times 1.31 \times 10^7 \text{ gmol/cm}^2 \text{ atm}}{6.23 \text{ gmol/seg.}}$$

$$\left(L + \frac{L^2 (1.2)}{2 \times 13.6 \times 76} \right)$$

$$L^2 1.85 \times 10^{-6} + L 3.2 \times 10^{-3} - 4.858 = 0$$

$$L = 955 \text{ cms.}$$

e).- La razón de altura entre diámetro:

$$L/D = 955/120 = 7.9 \quad \text{valor comprendido entre}$$

los límites de $4 < L/D < 12$ (ver pag. 63)

f).- La presión en el fondo de la columna

$$P = 1 \text{ atm.} + \frac{955 \text{ cm} \times 1.28 \text{ g/cm}^2}{13.6 \times 76}$$

$$P = 2.1$$

lo cual nos da una presión promedio de 1.55 que concuerda con la presión supuesta de 1.5

NOMENCLATURA.

- A_t Area total del plato perforado, (L^2).
- a Area específica de superficie, (L^2/L^3).
- a_n Concentración del reactivo A en la alimentación, (ML^{-3}).
- C Concentración, C_D en la fase densa, C_A del reactivo A, C_b en la burbuja, C_n en la nube, C_A en el equilibrio, - ($M L^{-3}$).
- C_D Coeficiente de arrastre = $8gr_g/3u_D$, adimensional.
- D, D_c Diámetro de la columna, (L).
- D_e Diámetro equivalente de burbuja, (L).
- d Diámetro, d_b de burbuja, d_o de orificio, (L).
- D_L Difusividad de la fase líquida, (L^2T^{-1}).
- F_b Fuerza ascensional = $V g$.
- F_s Fuerza de la tensión superficial, (MLT^{-2}).
- f Frecuencia de formación de burbujas, (T^{-1}); grado de - conversión (Cap. III).
- G_i Velocidad del flujo molar del gas inerte, (MT^{-1}).
- G_r Número de Grashoof = $\rho d^3 g \Delta \rho / \mu^2$, adimensional
- g Aceleración de la gravedad, (LT^{-2}).
- H Constante de la Ley de Henry.
- I Intensidad de la luz incidente; I_o intensidad de la luz transmitida, (lumens/seg.).
- K Constante de orificio.
- k_c Coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida para transferencia al catalizador, (LT^{-1}).
- K_L Coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, (LT^{-1}).

- K_{ga} Coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase gas, (T^{-1}).
- K_{La} Coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida, (T^{-1}).
- L Longitud de la columna, (L).
- l Distancia, Ec. (2.29), (L).
- m Consistencia, Ec. (2.3), ($ML^{-1}T^{n-2}$).
- m_i Razón mol de isobutileno a gas inerte a la entrada.
- m_o Razón mol de isobutileno a gas inerte a la salida.
- n Índice de flujo Ec. (2.2); orden de conversión (Cap.IV).
- n_b Número de burbujas.
- P Presión, P_A presión del reactivo A en el equilibrio, - (ML^{-2}).
- Q Flujo volumétrico del gas, (L^3).
- R Reflectividad; rapidez específica de adsorción (Cap. IV).
- R' Reflectividad correspondiente a un área infinita.
- Re Número de Reynolds = $u d \rho / \mu$; Re_o número de Reynolds de orificio, adimensional.
- r Radio, r_b radio de burbuja; r_c radio de curvatura; r_e - radio equivalente; r_f radio final; r_L radio de la burbuja en la primera etapa de formación, (L).
- s Distancia, (L).
- S Sección transversal del recipiente, (L^2).
- Sc Número de Schmith = \sqrt{L}/D_L , adimensional.
- Sh Número de Sherwood = $K_L D/D_L$, adimensional.
- t Tiempo, t_c tiempo de separación, t_e tiempo relacionado a la primera etapa de formación de las burbujas, (T).

- u_{mf} Velocidad mínima de fluidización, (LT^{-1}).
 U, u_b Velocidad de la burbuja; U_{bc} velocidad en el centro de la columna; U_{bo} en la pared de la columna; U_c velocidad de ascenso corregida, (LT^{-1}).
 V Volumen, V_b volumen de burbuja; V_E volumen de "fuerza balanceada"; V_f volumen final; V_o volumen inicial de burbuja. (L^3).
 v Velocidad de la fase continua (LT^{-1}).
 v_e Velocidad de expansión de la burbuja, (LT^{-1}).
 v_o Velocidad del gas en el orificio, (LT^{-1}).
 Z Altura, Z_L altura del líquido en la columna; Z_f altura del líquido con expansión debida al gas, (L).
 α Velocidad relativa de la burbuja (Cap. III), (LT^{-1}).
 Δ Diferencia de cantidad entre un estado inicial y otro final.
 ϵ_o Porosidad intersticial.
 θ Angulo de contacto.
 μ Viscosidad, μ_g del gas; μ_l del líquido, (cp.).
 ρ Densidad, ρ_l del líquido; ρ_g del gas, (ML^{-3}).
 σ Tensión superficial, (MT^{-2}).
 T Esfuerzo cortante; tiempo de residencia (Cap. III).
 ϕ Fracción de retención del gas.
 ν Viscosidad cinemática del líquido, (L^2T^{-1}).

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Akita K. y F. Yoshida., Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., Vol.12, i, pag. 76, (1973).
- 2.- Akita K. y F. Yoshida., Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., vol.13, 1, pag.84, (1974).
- 3.- Anderson J. y J.L.Quinn., Chem. Eng. Sci., Vol. 25, pag.373, (1970).
- 4.- Astarita G. y G. Apuzzo., A. I. Ch. E. Journal, Vol. 11, 5, pag. 815, (1965).
- 5.- Baker J. y T. Chao., A. I. Ch. E. Journal, Vol.11, 2, pag. - 268, (1965).
- 6.- Benzin R.L. y J.E. Myers., Ind. Eng. Chem., Vol. 47, pag. - 2087, (1955).
- 7.- Borjas R., J. Camas, R. Hernandez, M. Ibarra y G. Sada., Tesis Profesional; "Estudio Teorico-Experimental de un Sistema de Calentamiento entre Gases de Combustion y Agua". Fac. de Quimica, (1969).
- 8.- Bowonder B. y R. Kumar., Chem. Eng. Sci., Vol.25, pag. 25, - (1970).
- 9.- Calderbank P.H., Trans. Inst. Chem. Engrs. (London), Vol.34, pag. 79, (1962). De Ref. (58).
- 10.- Calderbank P.H., D.S. Johnson y J. Loudon., Chem. Eng. Sci., Vol. 25, pag. 235, (1970).
- 11.- Davidson L. y E.H. Amick, A. I. Ch. E. Journal, Vol. 2, pag. - 337, (1956). De Ref. (30).
- 12.- Davidson J.F. y H. Harrison., "Fluidised Particles", Cambridge University Press, Cambridge (1963).

- 13.- Davidson J.H. y B.O. Schöler., Trans. Inst. Chem. Engrs., Vol. 38, pag. 144, (1960).
- 14.- Davidson J.H. y B.O. Schuler., Trans. Inst. Chem. Engrs., Vol. 38, pag. 335, (1960).
- 15.- Davies R. y G.C. Taylor., Proc. Roy. Soc. (London) J-200, pag. 375, (1950). De Ref. (4).
- 16.- Datta R.L., D.H. Napier y D.M. Newitt., Trans Inst. Chem. - Engrs., Vol. 28, pag. 14, (1950). De Ref. (58).
- 17.- Delmar R.R. y A.Z. Stefan., A.I.Ch.E. Journal, Vol. 17, 1, - pag. 57, (1971).
- 18.- Drinkenburg A.A.H. y K. Rietema., Chem. Eng. Sci., Vol. 27, pag. 1765, (1972).
- 19.- Ellis J.E. y E.L. Jones., Two Phase Flow Symposium, Exeter - England, (1965). De Ref.(58).
- 20.- Efremov G.I. y I.A. Vakrushev., Int. Chem. Engng., Vol. 9,4, pag. 614, (1969).
- 21.- Fair J.R., Chem. Eng., Julio 3, pag. 67, (1967).
- 22.- Falkov N., E. Martyushin, V. Pavlov., Int. Chem. Eng., Vol. 13, 2, pag. 240, (1973).
- 23.- Gehlawat J.K. y M.M. Sharma., Chem. Eng. Sci., Vol. 23, pag. - 1173, (1968).
- 24.- Guthrie R.I. y A.V. Bradshaw., Chem. Eng. Sci., Vol. 28, pag. - 191, (1973).
- 25.- Hadamard J., Compt. Rend. 152, pag. 1735, (1911). De la Ref. (4).
- 26.- Harmathy Tibor Z., A.I.Ch.E. Journal, Vol. 6, pag. 281, (1960).
- 27.- Hughmark G.A., Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., Vol. 6, 2, pag. 218, (1967).

- 28.- Johnson A.I. y B. Hamielec., Can. J. Chem. Eng., Vol.47, 6, - pag. 559, (1969).
- 29.- Kumar R. y N.R. Kuloor., Can. J. Chem. Eng., Vol. 48, pag.383, (1970).
- 30.- Kumar R. y N.R. Kuloor., Advances Chem. Eng., 8, pag. 225, - (1970).
- 31.- Kupferberg A. y G. Jameson., Trans. Inst. Chem. Eng., Vol.47, pag. T241, (1969). De Ref. (32).
- 32.- La Nauze R.D. e I.J. Harris., Chem. Eng. Sci., Vol. 27, pag.- 2102, (1972).
- 33.- Leal L.G., J. Skoog y A. Acrivos., Can. J. Chem. Eng., Vol.49, pag. 569, (1971).
- 34.- Lehrer I.H., Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., Vol. 10, 1, pag. 37, (1971).
- 35.- Leibson I. E.G. Holcomb, A. Cacosso, J. Jaemie., A.I.Ch.E. Journal, Vol. 2, pag. 296.
- 36.- Levich V.G., Physicochemical Hydrodynamics, Prentice Hall, - (1962). De Ref. (4).
- 37.- Mashelkar R.A., British Chem. Eng., Vol. 15, 10, pag. 1297, - (1970).
- 38.- McCann D.J. y R.G. Prince., Chem Eng. Sci., Vol. 24, pag. 801, (1969).
- 39.- McCann D.J. y R.G. Prince., Chem. Eng. Sci., Vol. 26, pag. - 1505, (1971).
- 40.- Mendelson H.D., A.I.Ch.E. Journal, Vol. 13, 2, pag. 250, (1967).
- 41.- Miwa R., S. Mori., T. Kato., I. Muchi., Int. Chem. Eng., Vol. - 12, 1, pag. 187, (1972).

- 42.- Morooka S., K. Tajima y T. Miyauchi., Int. Chem. Eng., Vol.12, 1, pag. 168, (1972).
- 43.- Muller R.L. y R.G.H. Prince., Chem. Eng. Sci., Vol. 27, pag. - 1583,(1972).
- 44.- Okun D. y J.K. Baars., Chem. Phys. Appl. Surface Active Subst., Proc. Int. Congr., IV, pag. 1179, (1969).
- 45.- Pebbles F.N. y H.J. Garber., Chem. Eng. Progr., Vol. 49, pag.- 88, (1953).
- 46.- Potter O.E., Chem. Eng. Sci., Vol. 24, pag. 1733, (1969).
- 47.- Quigley C.J., A.I. Johnson y B.L. Harris., Chem. Engng. Symp. Ser., Vol. 16, pag. 31, (1955). De Ref. (30).
- 48.- Ramakrishan S., R. Kumar y N.R. Kuloor., Chem. Eng. Sci., - Vol. 24, pag. 731, (1969).
- 49.- Reith T., British Chem. Eng., Vol. 15, 12, pag. 1559,(1970).
- 50.- Satyanarayan A., R. Kumar, y N.R. Kuloor., Chem. Eng. Sci., Vol. 24, pag. 749, (1969).
- 51.- Sideman S., H. Oner y J.W. Fulton., Ind. Eng. Chem., Vol. 58, 7, pag. 32, (1966).
- 52.- Stefan A. , M. Maurice, y R. Blackmore., Ind. Eng. Chem. Fundamentals, Vol. 6, 2, pag. 233, (1969).
- 53.- Stefan A. y R. Delmar., Chem. Eng. Sci., Vol. 23, pag,17, - (1968).
- 54.- Stokes G.G., Mathematical and Physical Papers, Vol. 1, Cambridge University Press, (1880). De Ref. (4).
- 55.- Swope R. , Can. J. Chem. Eng., Vol. 49, pag. 169, (1971).
- 56.- Tadaki T. y S. Maeda., Chem. Eng., Vol. 25, pag. 582, (1961). De Ref. (7).