

87
20j



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

"CARACTERIZACION DE UN FERMENTADOR PILOTO"

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a :

Octavio Tonatiuh Ramírez Reivich

México, D. F.

Febrero, 1985



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 está 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.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

<i>VI. Resultados.</i>	
<i>VI.1. Resultados de k_{La}.</i>	84
<i>VI.2. Resultados de U.</i>	102
<i>VI.3. Resultados de θ_m.</i>	109
<i>VII. Análisis de Resultados.</i>	
<i>VII.1. Potencia.</i>	120
<i>VII.2. k_{La}</i>	122
<i>VII.3. U.</i>	128
<i>VII.4. θ_m.</i>	129
<i>VIII. Conclusiones.</i>	132
<i>IX. Apéndices.</i>	
<i>IX.1. Apéndice A. Cálculo de la Potencia Teórica.</i>	134
<i>IX.2. Apéndice B. Método de Mínimos Cuadrados.</i>	136
<i>X. Nomenclatura.</i>	140
<i>XI. Bibliografía.</i>	145

RESUMEN

Con el fin de evaluar la eficiencia del diseño del fermentador piloto de 500 litros del Instituto de Investigaciones Biomédicas, UNAM, se realizaron experimentos para caracterizarlo. Los parámetros estudiados fueron el coeficiente de transferencia de oxígeno ($k_L a$), el coeficiente de transferencia de calor (U) y el tiempo de mezclado (θ_m). El $k_L a$ se determinó mediante la técnica modificada de sulfito, el θ_m mediante HCl como trazador y U a través de datos tomados durante esterilizaciones del fermentador. Los efectos probados fueron el de la viscosidad, que se varió desde 1 cp hasta 3500 cp, y el de la aeración, que se varió desde 0 lt/seg hasta 7.08 lt/seg; al mismo tiempo se midió la potencia por unidad de volumen (P_g/V). Se obtuvieron ecuaciones aplicables a este fermentador que correlacionan los resultados de $k_L a$ y θ_m ; para U solo se obtuvo un rango para las distintas condiciones de operación. Finalmente, se proponen mejoras en el diseño del fermentador.

I. OBJETIVOS.

El presente trabajo tiene por objeto la caracterización de un fermentador a nivel de planta piloto. Los parámetros que se caracterizarán son la velocidad de transferencia de oxígeno, la velocidad de transferencia de calor y el tiempo de mezclado. Se buscarán así mismo, las correlaciones de estos parámetros con respecto a las variables de operación. La determinación se hará en el fermentador de 500 litros que se encuentra en la planta piloto del Departamento de Biotecnología del Instituto de Investigaciones Biomédicas de la U.N.A.M.

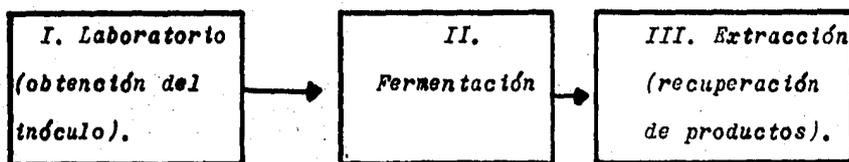
II. INTRODUCCION.

El aprovechamiento de métodos biológicos para la transformación de materias primas en productos útiles para el hombre ha hecho surgir una disciplina llamada biotecnología o ingeniería bioquímica. El dominio de la biotecnología incluye muchos campos como lo son la utilización de enzimas, el tratamiento de aguas, producción de proteína y las fermentaciones industriales.

Dentro de las áreas que cubren los productos de las principales fermentaciones industriales se encuentran la alimentaria, química, farmacéutica, agricultura, contaminación ambiental, medicina, etc., tal como se puede apreciar en la tabla 1.

De lo anterior se desprende la gran importancia que la biotecnología esta adquiriendo día a día y el extenso panorama que ésta abarca.

En toda fermentación se pueden distinguir tres etapas:

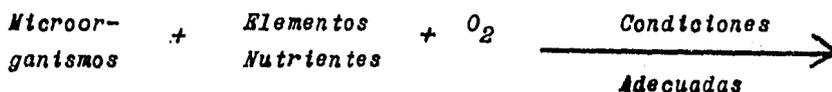


De éstas tres etapas, la fermentación es la que interesa y será aquella en la que los microorganismos crecerán a expensas de los elementos nutrientes y condiciones adecuadas dando como resultado los productos deseados ya sean intra o extracelulares.

Tabla 1. Principales productos de las fermentaciones industriales. (1).

Acidos orgánicos:	acético, cítrico, fumárico, glucónico, itacónico, láctico.
Aminoácidos:	glutamato de sodio, L-lisina, DL- metionina, L-triptofano, L-valina.
Alcoholes y solventes:	acetona, butanol, 2,3 butanodiol, - etanol, glicerol.
Antibióticos:	bacitracina, estreptomycina, neomicina, penicilina, tetraciclina.
Esteroides:	cortisona, hidrocortisona, prednisona, testosterona, triamcinolona.
Proteína unicelular:	alga, bacteria, levadura, hongos.
Vitaminas:	ácido ascórbico, cianocobalamina, - β -caroteno, riboflavina.
Otros:	alcaloides, enzimas, insecticidas biológicos, metano, nucleótidos (saborizantes), polisacáridos, recuperación de minerales (Fe, Cu, Pb, Zn, etc.).

Dentro de las fermentaciones se pueden distinguir dos tipos, la anaeróbica y la aeróbica. La fermentación anaeróbica es un proceso en el cual no se necesita oxígeno mientras que en la aeróbica, se suministra oxígeno al sistema y se desprende CO_2 . En general las fermentaciones aeróbicas se pueden representar de la siguiente manera:



$\text{CO}_2 \uparrow + \text{Productos} + \text{Microorganismos.}$

1

El equipo donde se efectúan las fermentaciones es el reactor biológico o fermentador y las características que deben de considerarse en el diseño son:

1.- Tipo y geometría del reactor.

1.1.- Transferencia de masa en el reactor.

1.2.- Transferencia de calor en el reactor.

1.3.- Mezclado en el reactor.

1.4.- Tiempo de residencia.

2.- Características inherentes a la reacción que se efectúa como lo son la cinética de la reacción, propiedades físicas del medio reaccionante, uso final de los productos obtenidos, etc.

Los puntos 1.1, 1.2 y 1.3 se analizarán con detalle en la siguiente sección ya que cualquiera podría ser una limitante si no cumple las condiciones necesarias de la fermentación. Además, en una planta piloto para fermentaciones industriales deberán conocerse a fondo éstos parámetros ya que constituirán los criterios a seguir para transportar los resultados obtenidos a una escala industrial.

De lo último se desprende la importancia que tiene la caracterización de un fermentador piloto porque así se podrán mani

pular las variables del proceso para determinar las condiciones óptimas de producción, predecir los efectos de nuevos cultivos y materias primas en equipos industriales, etc., lo cual estará encaminado a la elaboración de una tecnología propia en el campo de la biotecnología.

III. BASES TEORICAS.

III.1. FERMENTADORES.-

El fermentador o reactor biológico es el corazón de toda fermentación industrial, el cual deberá de satisfacer ciertas condiciones de operación como son el mezclado, temperatura y oxígeno disuelto y considerar propiedades del sistema como lo son el pH, viscosidad, espuma, etc., con el fin de optimizar la obtención del producto deseado.

Los fermentadores se pueden clasificar según su forma de operar en continuos y en intermitentes o por lotes. Los intermitentes son cargados inicialmente con la cantidad total de reactivos, se procesa y después de un tiempo dado se descargan los productos quedando el reactor disponible para iniciar otro ciclo (ver fig. 1). En los fermentadores continuos el equipo se mantiene operando en estado estable con una alimentación de reactivos y una descarga de productos constante. Como ejemplo de fermentadores continuos están el tanque agitado, columnas empacadas con enzima inmovilizada y torres de lecho fluidizado donde el flujo del medio mantiene suspendidos a los microorganismos floculados. Como ejemplo de fermentadores por lotes o "batch" se tiene al tanque agitado.

Cabe mencionar que la división entre fermentadores intermitentes y fermentadores continuos no está muy bien definida ya que por ejemplo un reactor por lotes de tanque agitado mantiene una alimentación de aire y una descarga de gases continua y por el otro lado, un reactor biológico de diálisis continua,

emplea membranas selectivas de tal manera que las moléculas grandes y las células son retenidas mientras que el resto de los componentes están fluyendo continuamente en la corriente de reacción.

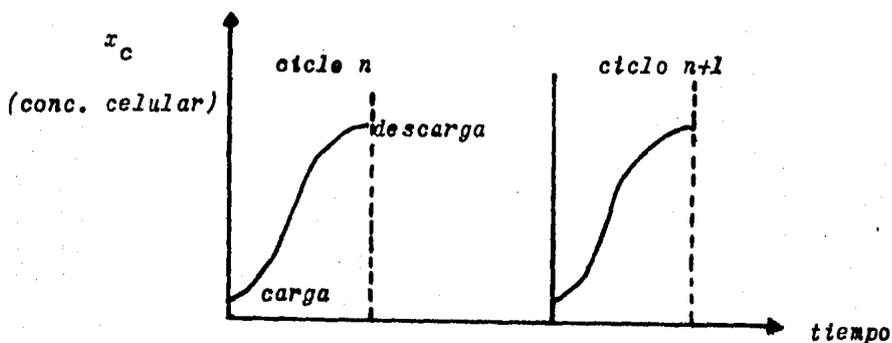


Figura 1. Proceso intermitente. (4).

Otro criterio para clasificar a los reactores es tomando en cuenta el estado físico de la mezcla reaccionante. Desde este punto de vista, se pueden dividir en homogéneos, en los cuales las reacciones ocurren en una sola fase y, en heterogéneos, en donde se presentan dos o más fases. Las fermentaciones aeróbicas siempre serán heterogéneas ya que se tiene un medio líquido y el burbujeo de oxígeno gaseoso.

De los muchos tipos de fermentadores que existen se destacan cuatro con importancia industrial, estos son: el "aldhof", la columna burbujeadora, el "air lift" y el de turbina. El fermentador de turbina es capaz de suministrar altas cantidades de oxígeno por unidad de tiempo y de volumen, razón que lo hace ser el más usado en la industria. El fermentador "air-lift" tiene la ventaja de operar con menos energía y suminis-

trar más oxígeno, pero su uso es todavía limitado. La tabla 2 presenta la velocidad de transferencia de oxígeno para distintos fermentadores.

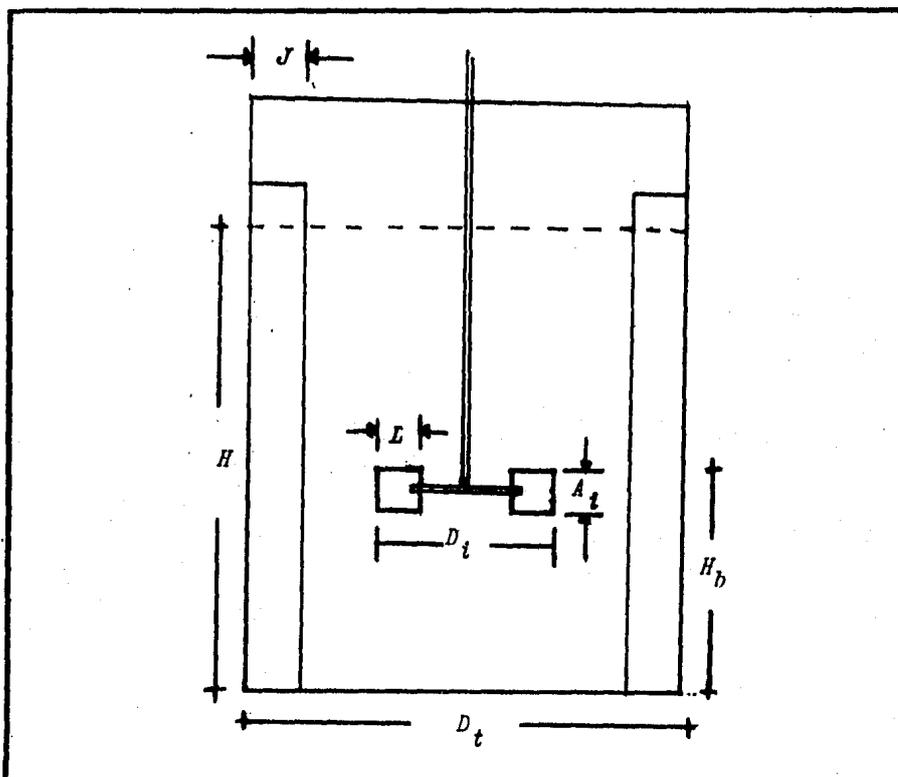
Tabla 2. Transferencia de oxígeno en fermentadores, (46).

Bioreactor	N_a (Kg O_2/m^3 hr)
Phritz	0.6
Waldhof	1.7
Vogelbusch	1.6
Lefrancois	1 - 1.8
Air-Lift	2.4 - 3.5
Vogelbusch-Dispergator	4.5
Tanque agitado	4 - 8
Jet profundo	6 - 10
Tubular	20 - 60

En la figura 3 se comparan los flujos, geometrías y características de los principales fermentadores.

A pesar del desarrollo que han venido experimentando los nuevos sistemas de fermentación continua, que resultan más ventajosos para células de crecimiento rápido, el fermentador de tanque agitado intermitente sigue teniendo una gran importancia tanto a nivel industrial como en investigación. Por esta razón su diseño ha llegado a estandarizarse, lo cual no significa que no exista una libertad en el diseño que logre satisfacer los requerimientos específicos de los distintos casos, por lo que sigue habiendo fermentadores de tanque agitado que no se ajustan al estandar. Las figuras 4 y 5 muestran ejemplos de diseño de fermentadores de laboratorio e industriales respectivamente. Un fermentador de tanque agitado típico con las relaciones geométricas estandares se presenta en la figura 2.

El diseño de un fermentador de tanque agitado para proce--



Relaciones geométricas para un fermentador estándar.					
Tipo de impelente	D_i/D_t	H/D_t	L/D_i	A_i/D_i	H_b/D_t
turbina de álabe plano	1/3	1.0	1/4	1/5	1.0
de paleta	1/3	1.0	-	1/4	1.0
hélice marina	1/3	1.0	Pitch = D_i		1.0
para los tres	$N_b=4$	$J/D_t=1/10$			

Figura 2. Dimensiones y relaciones geométricas estándar para un fermentador. (1).

Los aeróbicos contempla los siguientes puntos:

- a) Un sistema de aeración que aporte de oxígeno al medio-

de tal manera que el microorganismo pueda cubrir su demanda . Entre los dispersores de aire en líquidos, los más comunes son: los de turbina, de jet, de disco y de tubo poroso, de espuma y los perforados. De ellos los de mayor importancia industrial son los perforados, ya sean de tubo con una sola perforación localizada debajo del impulsor, o los de tubo circular con perforaciones en todo su perímetro y colocado también debajo del impulsor.

b) Un sistema de transferencia de calor ya que por un lado, antes de iniciar la operación se debe suministrar calor para esterilizar el equipo y el medio de cultivo, y por el otro, durante la operación habrá que remover calor ya que las fermentaciones aeróbicas son procesos exotérmicos. Para lograr la transferencia de calor, en la práctica se usan tanques en-

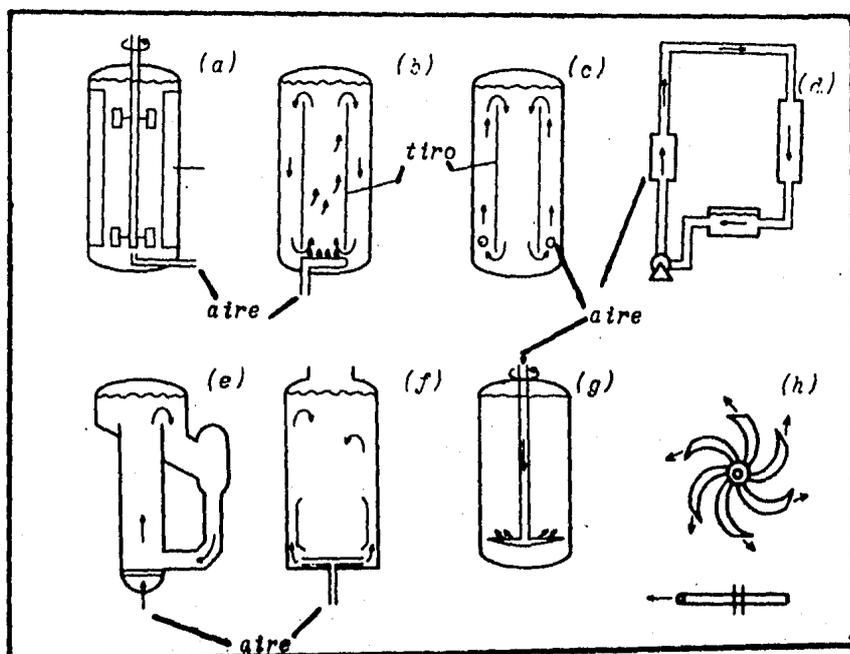


Figura 3. Diversos tipos de fermentadores industriales y sus patrones de flujo. (57). a) Porton; b) air-lift; c) Masco air-lift; d) tubular cíclico; e) Kanegafuchi air-lift; f) LeFrancis air-lift; g) Vogelbusch; h) disco de aereación Waidhof.

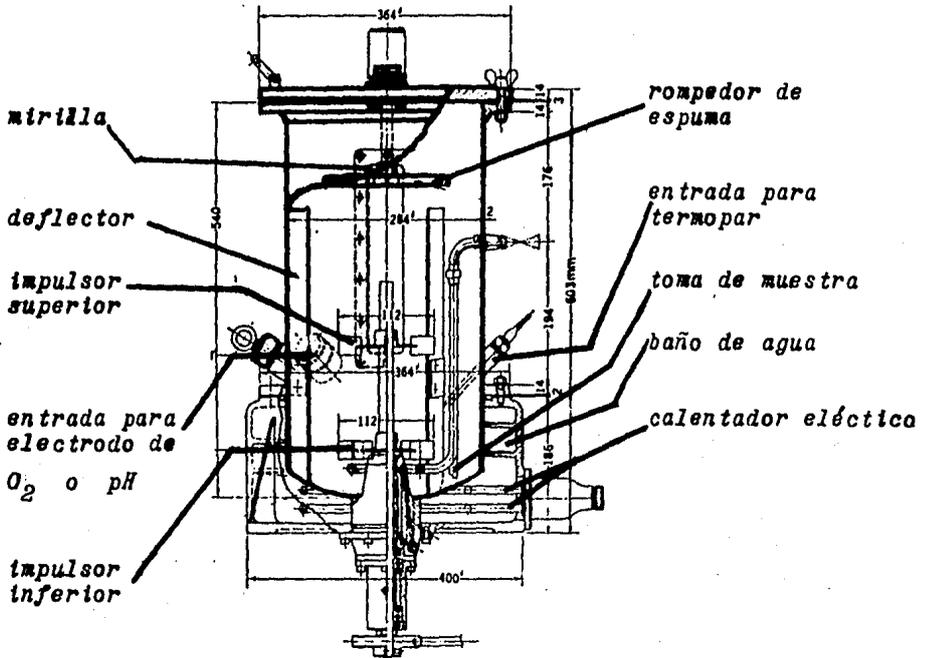


Figura 4. Fermentador de laboratorio de 30 litros. (22).

chaquetados o serpentines. Cuando se trata de equipos mayores, se acostumbra utilizar una combinación de serpentín y camisa o también se puede derivar una corriente y pasarla por un intercambiador de calor.

c) Un sistema de agitación que mantenga la mezcla de reacción homogénea en todas sus propiedades como: pH, temperatura, concentración microbiana, etc. El mezclado se logra parcialmente mediante el burbujeo del aire, pero el efecto principal lo provoca la agitación mecánica. El sistema de agitación mecánica consiste esencialmente de un motor, una flecha y de los impulsores. Es común que se instalen varios impulsores sobre la misma flecha. En la industria, tres son los tipos de

impulsores más usados: los de propela marina o hélice, los de paletas y los de turbina. Ver figura 6. Cada tipo de impulsor producirá un distinto patrón de flujo como se verá en las figuras 12 y 13 del capítulo de mezclado. En fermentaciones se prefieren los impulsores de tipo turbina porque aseguran una mejor transferencia de oxígeno.

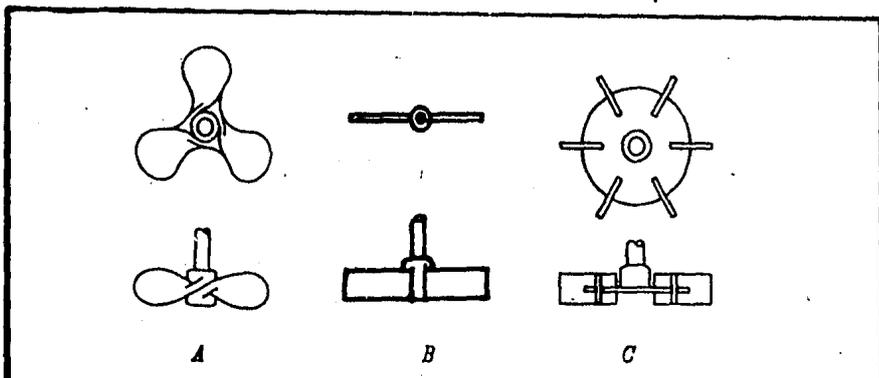


Figura 6. Distintos tipos de impulsores. A- de hélice; B- de paletas; C- de turbina. (2).

Debido a que la agitación produce un vórtice, los fermentadores se diseñan con deflectores o "baffles" que evitan su formación, de lo contrario se producirá, provocando un mezclado deficiente.

d) Instrumentación para controlar las variables de operación, entre éstas se encuentran los medidores y controladores de pH, temperatura, presión, oxígeno disuelto, etc.

e) Accesorios como empaques, sellos, mirillas, rompedores de vacío y de espuma, válvulas de seguridad, etc.

Finalmente, un fermentador deberá de ser un equipo totalmente aislado ya que : 1- las fermentaciones son sistemas que muy fácilmente se contaminan lo cual provoca que el rendimiento -

del producto deseado disminuya o como generalmente sucede, ni siquiera se obtenga ; 2- en la fermentación que se esta efectuando existan microorganismos patógenos que pongan en peligro la salud de los operadores. Por todo lo anterior, los materiales de construcción más usados en la industria son vidrio para fermentadores menores de 30 litros y de acero inoxidable para fermentadores mayores, aunque los hay también de otros tipos de materiales como bronce, madera, etc., pero se prefiere a los primeros ya que soportan perfectamente las condiciones de operación como presión, temperatura y corrosión.

III.2. DEMANDA DE OXIGENO.-

Una fase de la tecnología de fermentaciones que puede ser tratado por métodos de la bioingeniería, es el problema del suministro de oxígeno a procesos aeróbicos. Con el adecuado conocimiento del mecanismo de la transferencia de oxígeno y de los factores que la afectan, se podrán mejorar los métodos para el diseño y la evaluación del desempeño de equipos de fermentación.

Muchos métodos para abastecer de oxígeno a un cultivo han sido propuestos pero dos son los que mayor importancia práctica tienen. El primero, de crecimiento superficial estático en recipientes poco profundos (como albercas o estanques) con relaciones de superficie a volumen altas, y el segundo, con cultivo de crecimiento sumergido en tanques con aeración forzada con o sin agitación. En el caso estudiado, el segundo tipo de fermentador es el que interesa.

La participación del oxígeno en las fermentaciones juega un papel muy importante y desempeña varias funciones en los microorganismos, estableciendo una demanda de este elemento que debe ser satisfecha. Entre las funciones del oxígeno esta la oxidación de la fuente de carbón y su transformación en material celular, productos y CO_2 . La respiración es parte fundamental del metabolismo microbiano y puede representarse de la siguiente manera:



Otras funciones y efectos del oxígeno en los microorganismos son:

a) Como componente nutricional en ciertas bacterias como las Pseudomonas metánicas que utilizan el oxígeno a través de la acción de enzimas oxigenasas como nutriente y hongos y levaduras que incorporan oxígeno a ácidos grasos insaturados que a pesar de formar solo una pequeña parte de la masa celular, resulta vital para su crecimiento. (6).

b) La presencia del oxígeno disuelto induce o reprime varias rutas de fermentación dependiendo de su concentración en el medio. Así por ejemplo, en Pseudomonas saccharophiles el O_2 a 1 atmósfera de presión inhibe la síntesis de lípidos pero estimula la producción de polisacáridos.

c) El oxígeno puede también regular una fermentación ya que se ha visto que induce la síntesis de citocromos los cuales a su vez controlan la actividad respiratoria del organismo. Existe un valor llamado concentración crítica de oxígeno, por debajo de la cual la velocidad de consumo de oxígeno del microorganismo disminuye ocasionando una alteración en su metabolismo. (figura 7). Estas concentraciones críticas son particulares a cada organismo como lo muestra la tabla 3.

d) Según su concentración el oxígeno puede actuar en ciertas fermentaciones como veneno o tóxico a pesar de que éstas sean aeróbicas como sucede en la fermentación del ácido glutámico. Puede también tener un efecto mutagénico como sucede en la Escherichia coli a presiones de 10 atmósferas y reprimir la síntesis de enzimas.

e) Como controlador del potencial redox en el cultivo, el oxígeno también interviene. Un adecuado potencial redox va a ser deseable ya que un cambio en éste provoca cambios en la actividad metabólica del cultivo.

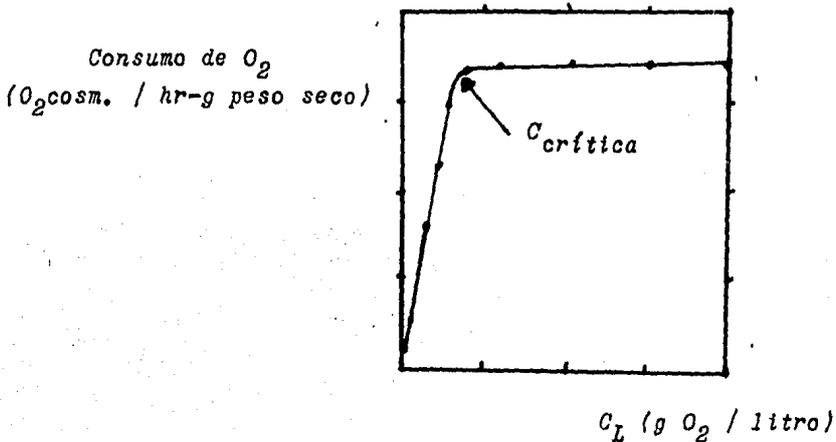


Figura 7. Concentración crítica. (7).

De lo expuesto anteriormente se explica porque al estudiar una fermentación a nivel industrial, uno de los factores determinantes es el suministro adecuado de oxígeno al sistema, debiendo ser la velocidad de transferencia de oxígeno al medio de cultivo, mayor o por lo menos igual a la demanda de oxígeno del organismo en cuestión. Para un cultivo por lotes, la demanda de oxígeno es:

$$\text{Demanda de Oxígeno} = Q_{O_2} x$$

3

donde Q_{O_2} es la demanda específica de O_2 (mMO_2 / g células-h) y x es la concentración celular (g/l).

Tabla 3. Concentraciones críticas y demanda de oxígeno para diferentes microorganismos. (6).

Organismo	C_{crit} (mg/l)	Q_{O_2} (mMO_2/g células-h)
<u>Levadura</u>	0.569	
<u>Torula utilis</u>	0.074	
<u>Penicillium chrysogenum</u>	0.4	3.9
<u>Escherichia coli</u>	0.26	10.8
<u>Torulopsis utilis</u>	2.0	
<u>Pseudomonas ovalis</u>	1.10	
<u>Saccharomyces cerevisiae</u>	0.6	8.0
<u>Klebsiella aerogenes</u>	0.455-0.853	4.0
<u>Aspergillus niger</u>	0.32	3.0
<u>Streptomyces griseus</u>		3.0
<u>Candida utilis</u>	1.1	

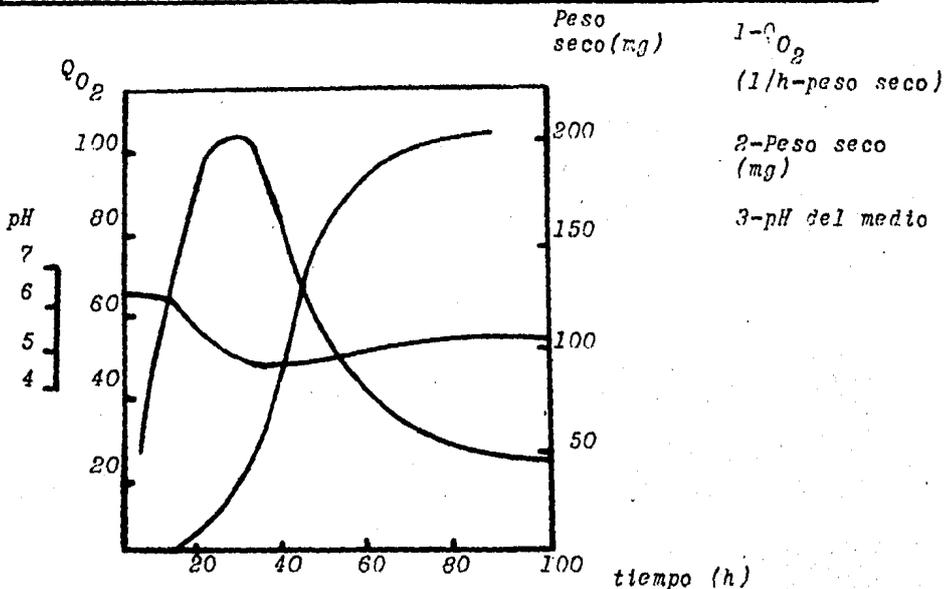


Figura 8. Utilización del oxígeno en un cultivo por lotes. (4).

Muchas variables pueden modificar la demanda de oxígeno como lo son los microorganismos cultivados (ver tabla 3), fase del crecimiento (ver figura 8), fuente de carbón, pH, naturaleza del proceso (utilización del sustrato, producción de biomasa u obtención de productos), etc.

Después de conocer las necesidades, funciones e influencia del oxígeno en una fermentación, se procederá al diseño del sistema de aeración que cumpla con los propósitos de la fermentación. Para esto es indispensable saber como se efectúa la transferencia de oxígeno desde el sistema de aeración hasta el interior del organismo cultivado.

III.3. TRANSFERENCIA DE OXIGENO.-

Como se vid en el capítulo anterior, el oxígeno es un factor determinante en toda fermentación por lo que el problema de su transporte, desde el aire hasta el sistema respiratorio del microorganismo, deberá ser estudiado con detenimiento.

Una de las operaciones unitarias de la ingeniería química es la transferencia de masa entre soluciones y mezclas mediante métodos que no impliquen necesariamente reacciones químicas, dando como resultado un cambio en la composición de las soluciones. Entre éste tipo de operaciones se encuentran las de contacto directo entre dos fases inmiscibles, transferencia a través de una membrana, contacto directo entre fases miscibles y el uso de fenómenos interfaciales. En este caso, la transferencia de masa en un fermentador se llevará a cabo entre la fase gaseosa que es el aire y la fase líquida que es el medio de cultivo, siendo una operación de contacto directo gas-líquido en la cual el componente que se transfiere es el oxígeno.

Al hablar de transferencia entre dos fases aparece el concepto de la rapidez con la cual un componente se transfiere de una fase a otra. Esta rapidez tiene gran importancia en el diseño del fermentador ya que de ella dependerá el tiempo que las dos fases necesitan estar en contacto para efectuar la separación, el cual, a su vez, determina tamaño del equipo y por lo tanto su costo.

La rapidez o velocidad de transferencia de masa esta gover

nada por las resistencias que el componente a transferir debe vencer, el área disponible para efectuar la transferencia y una fuerza motriz o potencial que es el grado de desviación del sistema del equilibrio. Solo se transferirá aquél material que se encuentre en deficiencia en la fase a la que está llegando y la transferencia terminará cuando se alcance el equilibrio. Se puede escribir entonces:

$$N_a = a \Delta F / R$$

4

donde N_a = velocidad total de transferencia de masa; a = área; F = fuerza directora y R = resistencia a la transferencia.

La resistencia a la transferencia es el inverso de una conductancia o coeficiente de transferencia de masa: $K = 1/R$, por lo tanto:

$$N_a = K a \Delta F$$

5

La transferencia puede ocurrir por medio de dos mecanismos: difusión y convección.

El mecanismo de difusión se da cuando en el sistema prevalecen condiciones de estado estacionario o a lo mucho de flujo laminar, la transferencia se efectúa por el movimiento de las moléculas individuales y por consiguiente es un mecanismo lento. Bajo estas condiciones se puede describir la transferencia mediante modelos matemáticos susceptibles a resolución, no se necesitan coeficientes de transferencia de masa ya que prevalece la difusión molecular y se pueden utilizar las relaciones que parten de la primera ley de Fick para calcular la transferencia de masa:

$$J_A = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial x}$$

donde J_A = flux de difusión (mol/L²); D_{AB} = difusividad o coeficiente de difusión y $\frac{\partial C_A}{\partial x}$ = gradiente de concentración.

Sin embargo, en la práctica es difícil encontrarse con esta situación y por lo tanto se propone el mecanismo de convección.

El mecanismo de convección se da bajo condiciones de flujo turbulento. Mediante este mecanismo ocurren la mayoría de las situaciones prácticas en la que la imposibilidad para describir matemáticamente las condiciones del flujo, se tiene que recurrir a datos experimentales para predecir la transferencia de masa. Sin embargo, los datos experimentales son de aplicación limitada a casos específicos por lo que se han desarrollado muchas teorías que tratan de explicar el comportamiento de los coeficientes de transferencia de masa, como por ejemplo: la teoría de la película, la de penetración, la de renovación de superficie, etc.

Para un fermentador de tanque agitado, donde el oxígeno se introduce al burbujear una corriente de aire por el fondo del reactor, se pueden distinguir los siguientes pasos en la transferencia de masa:

- 1- Difusión del seno del gas a la interfase gas-líquido.
- 2- Paso a través de la interfase gas-líquido.
- 3- Difusión del soluto a través de una película líquida sin mezclar (condiciones de flujo laminar) adyacente a la burbuja, hasta el seno del líquido bien mezclado (flujo turbulento).
- 4- Transporte del soluto a través del seno del líquido a una

segunda película estacionaria de líquido que rodea a las especies microbianas.

5- Transporte a través de una segunda película de líquido estática.

6- Difusión a través del agregado celular (para organismos unicelulares éste paso desaparece).

7- Consumo del soluto por reacción bioquímica dentro del organismo.

Cada uno de estos 7 pasos representa una resistencia a la transferencia de masa que se puede esquematizar mejor en la figura 9:

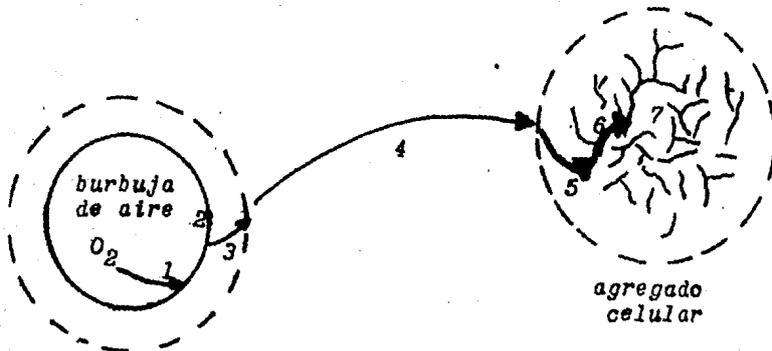


Figura 9. Pasos de la transferencia de oxígeno desde la burbuja hasta el microorganismo.

Se puede asumir que estas siete resistencias son pasos en serie ya que no se utiliza el oxígeno en procesos paralelos - tales como la oxidación de los constituyentes del caldo(4). - Las resistencias se pueden indicar como los recíprocos de las

conductancias o coeficientes de transferencia de masa y la resistencia total, $1/K_0$, entre la burbuja y la célula se puede escribir como la suma de las resistencias individuales:

$$1/K_0 = 1/K_1 + 1/K_2 + 1/K_3 + \dots + 1/K_7$$

7

Por tratarse de pasos en serie, si alguna de las conductancias es marcadamente mayor a las demás, ésta se puede despreciar y el mecanismo total a la transferencia solo estará afectado por el resto de las resistencias. La velocidad de transferencia en cada uno de los pasos deberá ser por lo menos igual a la velocidad global, es decir, la velocidad global no puede exceder la menor velocidad individual.

Se ha demostrado (Bartholomew et al 32) que prácticamente en todos los sistemas de burbujas gas-líquido, la resistencia de la fase líquida a la transferencia de masa es la que controla fuertemente, y los coeficientes para la fase gaseosa no se necesitan. Por lo tanto, de los siete pasos descritos anteriormente, solo el tercero es de importancia. La excepción a esto se presenta cuando se tienen redes micelares o agregados celulares los cuales pueden atrapar grandes cantidades de burbujas y la transferencia de oxígeno se efectuará directamente de la burbuja a la célula en contacto, siendo en este caso, la difusión a través del agregado el paso que controla la transferencia de masa. (7, 32).

Para el caso en que la resistencia de la fase líquida controla, la ecuación 5 se puede escribir como:

$$Na = K_L a (C_i - C_L)$$

8

donde K_L = coeficiente de transferencia de oxígeno en la fase líquida, a = área, C_i = concentración de oxígeno en la interfase gas-líquido y C_L = concentración de oxígeno en el seno del líquido.

Ahora sólo restará conocer los términos de la derecha de la ecuación 8 para poder determinar la velocidad de transferencia de oxígeno:

a) C_i : Ya que el oxígeno sigue muy de cerca la ley de Henry, las condiciones de equilibrio en la interfase gas-líquido pueden representarse por:

$$C_i = H^*(P_i) \quad \underline{9}$$

donde H^* = constante de Henry y P_i = presión parcial del oxígeno en la interfase.

Como se dijo anteriormente, la resistencia de la película gaseosa es despreciable y entonces $P_i = P_g$, donde P_g es la presión parcial del oxígeno en el seno del gas. Entonces:

$$C_i = H^*(P_g) \quad \underline{10}$$

y C_i es casi igual a la solubilidad o concentración de equilibrio a la presión parcial del oxígeno que entra en la corriente de aire y a la temperatura de la fermentación.

b) C_L : La concentración de oxígeno en el seno de la solución puede ser cero, pero como se vio en el capítulo anterior, ésta no debe ser menor que la concentración crítica para el organismo que se está manejando.

c) a : El valor del área interfacial por unidad de volumen se puede determinar por medio del diámetro del orificio, información de la reacción global o por medio de datos fotográficos.

El tamaño de las burbujas depende de la rapidez de flujo a través de los orificios, el diámetro del orificio, de las propiedades del fluido y de la extensión de la turbulencia que prevalece en el líquido. En tanques con agitación, el impulsor romperá las burbujas provocando que el diámetro no sea igual para todas las burbujas, presentándose una distribución de tamaños dentro del reactor (38). En la vecindad inmediata a la punta del impulsor el área interfacial será en consecuencia muy grande, mientras que en partes lejanas al impulsor los diámetros de las burbujas son mayores por lo que el área local disminuye. Se han reportado correlaciones como la de Calderbank para calcular el área interfacial (24):

para $Re^{0.7} (N D_i / v_s)^{0.3} \leq 30000$:

$$a = 1.44 \left[(P/V)^{0.4} \rho_c^{0.2} \sigma^{-0.6} \right] (v_s / v_t)^{0.5} \quad \underline{11}$$

donde v_t = velocidad terminal de las burbujas ascendiendo libremente, v_s = velocidad superficial del gas, σ = tensión superficial del líquido, P/V = potencia por unidad de volumen y ρ_c = densidad.

Para velocidades mayores del impulsor el gas es arrastrado desde el espacio que queda por arriba del líquido hasta el interior de la mezcla de reacción y contribuye en forma importante a producir el área específica media \bar{a}_0 elevada:

para $Re^{0.7} (N D_i / v_s)^{0.3} > 30000$ (la aeración superficial es significativa):

$$\frac{\bar{a}_0}{a} = 8.33 \times 10^{-5} Re^{0.7} (N D_i / v_s)^{0.3} - 1.5 \quad \underline{12}$$

El área interfacial, como se verá más adelante, no solo - afectará la transferencia de masa sino que también influye en la transferencia de calor y en el tiempo de mezclado, por lo que se le deberá de tener siempre presente.

d) K_L : Como se vio anteriormente, los coeficientes de transferencia de masa en flujo turbulento son difíciles de calcular y no se comprenden completamente. En el K_L se incluyen - efectos tanto de difusión molecular como de la turbulencia. - En la siguiente tabla se resumen las teorías de transferencia de masa y la correlación para el cálculo de K_L :

Tabla 4. Correlaciones para el cálculo de K_L . (1, 2).

Teoría de la película	$K_L \sim D_{AB}$
Teoría de la penetración	$K_L = (D_{AB}/\pi \theta)^{0.5}$
Teoría de la renovación de la superficie	$K_L = (D_{AB} s)^{0.5}$
Teoría combinada de la renovación de la superficie	$K_L = (D_{AB} s)^{0.5} \coth(s z_b^2 / D_{AB})^{0.5}$
Teoría de la frontera	$K_L = f (Re, Sc)$
Teoría del estiramiento superficial	$K_L = \frac{(a/a_r)(D_{AB}/\pi \theta_r)^{0.5}}{\sqrt{\int_0^{\theta_r} (a/a_r)^2 d\theta}} \quad (2)$
Determinaciones experimentales:	
Calderbank y Moo-Young	
$K_L Sc^{0.5} = 0.42 (\Delta \rho \mu g / \rho^2)^{1/3}$	si $d_B \quad 2.5 \text{ mm} \quad (1)$
$K_L Sc^{2/3} = 0.31 (\Delta \rho \mu g / \rho^2)^{1/3}$	si $d_B \quad 0.8 \text{ mm}$

En la práctica tanto el área interfacial como el K_L son

difíciles de calcular a pesar de que se cuente con las correlaciones anteriores por lo que ambas se combinan para dar un coeficiente modificado o volumétrico de transferencia de oxígeno k_{L^a} el cual es fácilmente determinable experimentalmente para el sistema en estudio.

El coeficiente k_{L^a} tiene gran importancia en el diseño de un fermentador y es usado ampliamente como criterio de escalación. k_{L^a} varía de acuerdo a las propiedades hidrodinámicas del sistema, encontrándose en la literatura correlaciones de la forma propuesta por Sideman et al (9):

$$\frac{k_{L^a}}{Dt} = f(Di^2 N P / \mu, \mu / P Dt, \mu v_s / \sigma, \mu G / \mu') \quad \underline{13}$$

En general el coeficiente de transferencia de oxígeno es función de la potencia por unidad de volumen, la velocidad de aeración y la viscosidad del medio(10):

$$k_{L^a} = K' (Pg/V)^\alpha (v_s)^\beta (\mu)^\gamma \quad \underline{14}$$

donde α , β , γ y K' son constantes empíricas que varían en el siguiente rango: $0.4 < \alpha < 1$ y $0 < \beta < 0.7$

Entre las correlaciones más importantes para calcular el k_{L^a} en sistemas particulares, se encuentran las de la tabla

5 :

Tabla 5. Correlaciones para estimar $k_L a$. (1,39).

Autor	Correlación	Tipo de ferment.
Cooper	$k_L a = 0.0635 P_v^{0.95} v_s^{0.47}$	sulfito
Fukuda	$k_L a = (2+2.8) N i P_v^{0.56} v_s^{0.7} N^{0.5} \times 10^{-3}$	sulfito
Richards	$k_L a = K P_v^{0.4} v_s^{0.5} N^{0.5}$	sulfito
Hospodka	$k_L a = 0.56 P_v^{0.72} v_s^{0.11}$	<u>C. utilis</u>
Taguchi	$k_L a = 1.78 P_v^{0.33} v_s^{0.56}$	<u>Endomyces</u>
Humphrey	$k_L a = (\alpha + \beta) (N^{4/3} D_i^{1/4} v_s^{1/2})$	sulfito
Nestertep	$k_L a = \frac{K(1-\beta)}{H} (ND_i - NoD_i) (\rho T / \sigma)^{0.5}$ $NoD_i = (\sigma g / \rho)^{1/4} (k_1 + k_2 T / D_i)$	sulfito
Hatch	$k_L a = K v_s^{0.65}$	<u>C. utilis</u>
Yagi y Yoshida	$\frac{k_L a D_i^2}{D} = 0.06 (N \rho D_i^2 / \mu_a)^{1.5} (D_i N^2 / g)^{0.19}$ $(\mu_a v_s / \sigma)^{0.6} (ND_i / v_s)^{0.32} (\mu_a / \rho D)^{0.5}$	<u>C. intermedia</u>
Pérez y Sandall	$\frac{k_L a D_i^2}{D} = 21.2 (ND_i^2 / \mu_a)^{1.11} (\mu_a / \rho D)^{0.5}$ $(D_i v_s / \sigma)^{0.45} (\mu_d / \mu_a)^{0.69}$	

III.4. TRANSFERENCIA DE CALOR .-

La transferencia de calor constituye otro de los puntos básicos a considerar en un fermentador. En las fermentaciones industriales los objetivos de la transferencia de calor son dos:

1) *Remover calor*-- Puesto que las fermentaciones aeróbicas son procesos exotérmicos, se deberá remover calor del medio de cultivo para mantener al sistema en una temperatura constante. Esto es muy importante ya que la gran mayoría de los microorganismos que intervienen en las fermentaciones trabajan en un rango limitado de temperatura, fuera de la cual mueren o su actividad es inhibida. Por ejemplo, para una producción anual de 150,000 toneladas de proteína cruda, se deberán remover alrededor de 2×10^5 KW (27) lo cual representaría una cantidad considerable dentro del total de los costos de operación de la planta si no se ha seleccionado un sistema adecuado de enfriamiento.

El calor a remover se puede cuantificar haciendo un balance de energía en el fermentador:

$$Q_R = Q_F + Q_{Ag} - Q_{Rad} - Q_{Ev}$$

15

donde Q_R = calor que se removerá.

Q_F = calor producido por la fermentación.

Q_{Ag} = calor producido por la agitación.

Q_{Rad} = calor perdido por radiación.

Q_{Ev} = calor perdido por evaporación.

a) El calor producido en las fermentaciones depende del sustrato y del metabolismo del microorganismo usado (29), Cooney et al, desarrollaron la ecuación 16 que se ajusta muy bien a distintas fermentaciones:

$$Q_F = \Delta H_f Q_{Ox} \quad \underline{16}$$

donde Q_f y Q_{Ox} representan la velocidad de producción de calor y consumo de oxígeno respectivamente y ΔH_f es una constante de proporcionalidad empírica.

Otra manera de estimar el calor desprendido en una fermentación es mediante balances de energía para el medio, microorganismo y fermentador, como lo propone Lewis (30).

b) El calor generado debido a la agitación del reactor será la potencia del motor que mueve los impulsores multiplicada - por su eficiencia.

$$Q_{Ag} = Hp(\text{eficiencia}) \quad \underline{17}$$

c) La pérdida de calor por radiación se puede despreciar ya que los fermentadores están cubiertos por una capa de aislante.

d) El calor perdido por evaporación se determina sabiendo el flujo de aire y la humedad de éste a la entrada y salida del fermentador:

$$Q_{Ev} = (Y'_f - Y'_i) W Hv \quad \underline{18}$$

donde Hv = calor de vaporización del agua a la temperatura - del caldo; Y'_f y Y'_i son las humedades absolutas a la salida y entrada del fermentador y W es el flujo másico del aire seco.

2) Calor para esterilización -- Para evitar una contaminación por microorganismos ajenos e indeseables, toda fermentación requerirá tanto de un equipo como de un medio de cultivo estéril, de no ser así, se correrá el riesgo de no obtener -- producto o de tenerlo de mala calidad. A pesar de que existen muchas alternativas para esterilizar sistemas bioquímicos, como por ejemplo el uso de radiaciones, agentes químicos, ondas de sonido de alta frecuencia, eliminaciones físicas, etc.(), los métodos de calor son los que mayor importancia industrial tienen.

La destrucción de organismos por calor a una temperatura dada sigue una velocidad de reacción monomolecular (22):

$$\frac{d n}{d \theta} = - k' n \quad \underline{19}$$

donde n es el número de organismos vivos en cualquier tiempo y k' es la constante de reacción que es función de la temperatura:

$$k' = \alpha' \exp(-E/RT) \quad \underline{20}$$

donde α' es una constante empírica, T es la temperatura absoluta y R es la constante universal de los gases.

Por lo tanto se puede escribir:

$$\frac{d n}{d \theta} = - \alpha' \exp(-E/RT) (n) \quad \underline{21}$$

que integrando:

$$\ln(n_0/n) = \int \exp(-E/RT) d \theta \quad \underline{22}$$

donde n_0 es el número inicial de organismos vivos que, cuando

do no se conoce, se toma como 10^6 células/ml.

Se ha fijado un nivel de esterilidad que es por lo general una célula por cada 1000 corridas, o sea, 10^{-3} células/volumen total.

En fermentadores intermitentes la transferencia de calor - se puede llevar a cabo ya sea por vapor directo, calentador eléctrico, calentamiento con vapor en la camisa o serpentín y enfriamiento con refrigerante (como agua) en la camisa o en el serpentín. (Ver fig. 10), estableciéndose un perfil tiempo---temperatura con un período de calentamiento, un período estacionario y uno de enfriamiento (Ver fig. 11). Al obtener el perfil tiempo-temperatura, se puede evaluar gráficamente la relación entre $\exp(-E/R^*T)$ y θ , y así poder resolver la ecuación 22 dándonos como resultado el grado de esterilidad. La ecuación 22 también puede resolverse analíticamente utilizando las ecuaciones de la tabla 6. En la sección de calentamiento y enfriamiento de lotes, que se verá más adelante, -

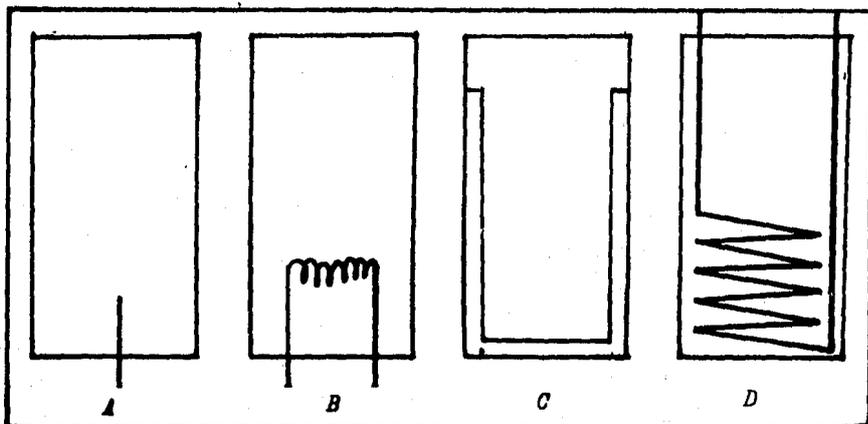


Figura 10. Tipos de transferencia de calor en fermentaciones:
A) Vapor directo; B) Calentamiento eléctrico; C) -
por chaqueta; D) por serpentín.

Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)

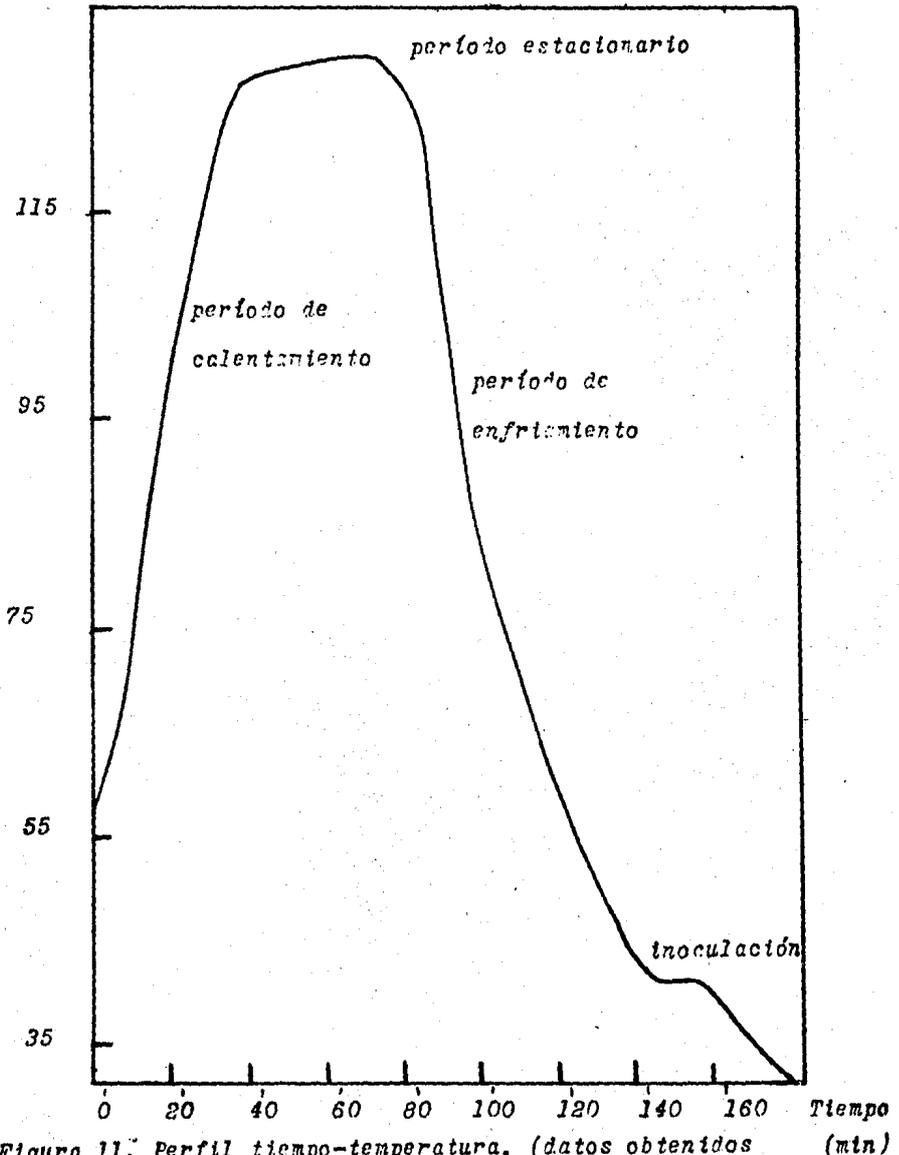


Figura 11. Perfil tiempo-temperatura. (datos obtenidos durante la esterilización del fermentador de 500 lt. de la planta piloto del I.I.B. U.N.A.M.).

se derivan las ecuaciones 3 y 4 de la tabla 6.

Tabla 6. Perfiles tiempo-temperatura para distintos tipos de transferencia de calor.(22).

Tipo de transferencia de calor.	perfil tiempo-temperatura	constantes
1- vapor directo (hiperbólico)	$T_f = T_o (1 + \frac{\alpha \theta}{1 + \delta \theta})$	$\alpha = \frac{h_s}{mCp T_o}$ $\delta = W/m$
2- eléctrico (lineal)	$T_f = T_o (1 + \alpha \theta)$	$\alpha = q/mCpT_o$
3- calentamiento por vapor (exponencial)	$T_f = t(1 + \beta e^{-\alpha \theta})$	$\alpha = UA/mCp$ $\beta = \frac{T_o - t}{t}$
4- enfriamiento con refrigerante (exponencial)	$T_f = t(1 + \beta e^{-\alpha \theta})$	$\alpha = \frac{W C' p}{m Cp} (1 - \exp(-UA/WCp))$

III.4.1. Coeficientes de transferencia de calor.-

La adición o remoción de calor en el fluido de proceso se logra por contacto con una superficie calentada o enfriada y la velocidad con que se efectúa la transmisión depende del tipo de superficie, de las características del flujo y de las -

propiedades del fluido. En fermentadores industriales, la superficie de transferencia esta dada generalmente por serpentines o por la misma pared del reactor para el caso de fermentadores encaquetados. El flujo de calor estardé determinado por la forma integrada de la ecuación de Fourier:

$$Q = U A (T_0 - T_1) \quad \underline{23}$$

donde $(T_0 - T_1)$ es la diferencia de temperaturas entre el líquido de proceso y el fluido de transferencia de calor, A es el área de transferencia de calor y U es el coeficiente total de transferencia de calor.

Al igual que el coeficiente de transferencia de masa, el coeficiente de transferencia de calor U representa una conductancia, siendo igual al inverso de la resistencia total:

$$U = \frac{1}{\sum R_i} = \frac{1}{R_1 + R_2 + R_3} \quad \underline{24}$$

Para el caso de superficies limpias (sin incrustaciones) - la resistencia total se puede dividir en tres resistencias individuales indicadas en la ecuación 24, las cuales son:

1) resistencia debida a la película estacionaria entre la pared del recipiente y el fluido del proceso:

$$R_1 = 1 / h_i \quad \underline{25}$$

dode h_i = coeficiente interno de transferencia de calor.

2) resistencia debida a la pared del tanque o serpentín:

$$R_2 = \Delta r A_i / k_w A_w \quad \underline{26}$$

3) resistencia debida a la película estacionaria entre la pared del recipiente y el fluido de transferencia de calor:

$$R_3 = A_i / A_o h_o \quad \underline{27}$$

Por lo tanto, la ecuación 24 nos queda como:

$$U = 1 / \left[(1/h_i) + (\Delta r A_i / k_w A_w) + A_i / h_o A_o \right] \quad \underline{28}$$

Para recipientes de paredes delgadas y con buena conductividad térmica, la segunda resistencia de la ecuación 28 se puede despreciar mientras que las otras dos resistencias se ha demostrado (31) que dependen de las variables v , C_p , k , D , ρ y μ . De una manera similar a como se obtuvieron las correlaciones para el K_L a del capítulo anterior, se ha llegado a través del análisis dimensional a la muy conocida ecuación para transferencia de calor por convección forzada a un fluido incompresible en flujo turbulento:

$$\frac{h \, Dt}{k} = K' (Dt \, v \, \rho / \mu)^\alpha (C_p \, \mu / k)^\beta (\mu / \mu_s)^\gamma \quad \underline{29}$$

donde generalmente $\alpha = 2/3$; $\beta = 1/3$; $\gamma = 0.14$ y K' es una constante empírica que se puede obtener de la tabla 7.

El cálculo para la transferencia de calor se puede hacer a través de las ecuaciones 28 y 29 o de una manera más simple, con valores de coeficientes globales de transferencia de calor encontrados en tablas (5, 35), como la tabla 8, para situaciones particulares. Ambas maneras son válidas para el caso de sistemas de una sola fase, o sea que solo servirán para

Tabla 7. Valores para la constante K' . (35).

Tipo de impulsor	deflectores	K'	Re
paleta plana	----	0.36	$300 < Re < 5 \times 10^5$
propela 2 hojas	4	0.47	} $1700 < Re < 9.15 \times 10^5$
" 3 "	4	0.50	
" 6 "	4	0.58	
turbina de 6 hojas	4	0.73	$30 < Re < 4 \times 10^4$

Tabla 8. Coeficientes totales para la transferencia de calor en recipientes con camisa. (5).

Fluido dentro de la camisa	Fluido en el recipiente	Material de la pared	Agitación.	U (Kcal/hr-m ² -°C)
vapor de agua	Agua	F. esmaltada	400rpm	470-590
"	" leche	"	--	980
"	" leche	"	removido	1460
"	" hirv.	"	--	2440
"	jugo frutas	"	--	160-440
"	"	"	removido	750
"	SO ₂ hirv.	acero	--	290
"	agua hirv.	acero	--	913
"	agua evapor.	cobre	agitado	1860
"	"	F. esmaltado	"	179
"	agua	cobre	--	722
"	cera	"	--	134
"	"	fundición	rascador	522
"	solución	"	"	854-1025
"	lodo o lechada	"	"	780-854
"	pasta	"	"	610-680
"	masa terrosa	"	"	370-470
"	polvo 5% humedad	"	"	200-250

La etapa de esterilización donde no se aerea el caldo de cultivo. Cuando se presentan dos fases, como ocurre durante la fermentación en donde sí se aerea el sistema, los resultados experimentales (27) indican que las correlaciones del tipo de la ecuación 29 no son aplicables, ni tampoco los valores de la tabla 8. Se ha encontrado (33) que para tanques agitados - aerados y en donde el calor es transferido a través de una chaqueta, los coeficientes de transferencia de calor del lado del tanque aumentan en comparación con los coeficientes para sistemas no aerados predichos por la ecuación 29. La explicación a esto se debe a que el burbujeo del aire modifica los patrones de flujo producidos por los agitadores, causando una mayor turbulencia en el líquido cercano a la superficie de transferencia y reduciendo el grosor de la capa de líquido que se encuentra en condiciones de flujo laminar. En la literatura se encuentran muy pocas correlaciones para sistemas -- agitados de dos fases, entre las que existen están las siguientes:

Fair et al (34) :
$$h_i = 1200 v_s^{0.22} \quad \underline{30}$$

donde v_s = velocidad superficial del gas (m/hr)

y h_i = coeficiente interno de transferencia de calor
(Kcal/hr m² °C)

Rao y Murli (33) (para tanques sin deflectores):

$$\frac{h_i Dt}{k} = 1.35 (Re^{\#})^{0.59} (Pr)^{0.33} (Ma)^{0.14} (Pr)^{-0.1} \quad \underline{31}$$

donde $Re^{\#}$ = número de Reynolds modificado $\Rightarrow \frac{D_1 \rho (DN + 4 v_s)}{\mu}$

32

Pollard y Topiwala (27):

$$h_i = c k (g Hr \rho^2 / \mu^2)^{1/3} Pr^{1/3}$$

33

donde Hr = retención del gas o "hold-up" =

$$V_g / (V_g + V_L)$$

34

III.4.2. Calentamiento y enfriamiento por lotes .-

La forma integrada de la ecuación de Fourier (ec. 23), no se puede aplicar directamente a equipo donde se procesan lotes ya que la diferencia de temperaturas no permanece constante durante el calentamiento o enfriamiento. Para el caso de procesos por lotes, se deben de derivar ecuaciones de estado inestable que tomen en cuenta el tiempo requerido para cambiar la temperatura del lote y que empleen una diferencia de temperaturas que cambie con el tiempo. En tanques enchaquetados se pueden distinguir cuatro casos: a) calentamiento con un medio isotérmico; b) enfriamiento con un medio isotérmico; c) calentamiento con un medio no isotérmico y d) enfriamiento con un medio no isotérmico.

Para deducir las ecuaciones de los cuatro casos anteriores se hacen las siguientes suposiciones: U es constante para el proceso y toda la superficie; el flujo de líquido es constante; los calores específicos son constantes para el proceso; -

el medio calefactor o enfriador tiene una temperatura constante; la agitación produce temperatura uniforme en el lote; no hay cambios parciales de fase y las pérdidas de calor son despreciables (56).

a) calentamiento con un medio isotérmico.-

Si Q' es el número total de calorías transferidas, entonces, por unidad de tiempo se tiene que:

$$\frac{dQ'}{d\theta} = m C_p \frac{dT}{d\theta} \quad \underline{35}$$

y de la ecuación 23 se tiene que el flujo de calor es:

$$dQ = U A \Delta T \quad \underline{36}$$

donde ΔT es la diferencia entre la temperatura constante t del medio calefactor que se condensa y T es la temperatura del lote a cualquier tiempo .

Igualando 35 con 36 se tiene que:

$$dQ = \frac{dQ'}{d\theta} = m C_p \frac{dT}{d\theta} = U A \Delta T \quad \underline{37}$$

y despejando:

$$\frac{dT}{d\theta} = \frac{U A \Delta T}{m C_p} \quad \underline{38}$$

integrando desde una temperatura T_0 hasta T_f para un tiempo desde 0 hasta θ :

$$\int_{T_0}^{T_f} \frac{dT}{(t - T)} = \int_0^{\theta} \frac{U A}{m C_p} d\theta \quad \underline{39}$$

$$\frac{\ln \frac{t - T_0}{t - T_f}}{m C_p} = \frac{U A \theta}{m C_p}$$

40

b) enfriamiento con un medio isotérmico.-

Siguiendo el mismo procedimiento que en a) pero ahora se enfriará por un medio vaporizante a una temperatura constante t . El lote es enfriado desde una temperatura inicial T_0 hasta una final T_f :

$$\frac{\ln \frac{T_0 - t}{T_f - t}}{m C_p} = \frac{U A \theta}{m C_p}$$

41

c) calentamiento con un medio no isotérmico.-

El medio calefactor tiene una razón de flujo constante \dot{V} y una temperatura de entrada t_0 pero una temperatura de salida variable t_f .

si:

$\Delta T = MLDT =$ media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

$$MLDT = \frac{t_0 - t_f}{\ln \left(\frac{t_0 - T}{t_f - T} \right)}$$

42

el calor cedido por el medio por unidad de tiempo es:

$$\frac{dQ}{d\theta} = \dot{V} C_p (t_0 - t_f) = U A \Delta T$$

43

si despejamos a t_f de la ec. 43 :

$$t_f = T + (t_o - T) / \exp(U A / \dot{m} C_p) \quad \underline{44}$$

y definiendo a $K_1 = \exp(U A / \dot{m} C_p)$ e igualando el calor cedido por el medio calefactor con el calor absorbido por el -- caldo de cultivo:

$$\dot{m} C_p \frac{dT}{d\theta} = \dot{m} C_p' \frac{(K_1 - 1)}{K_1} (t_o - T) \quad \underline{45}$$

finalmente integrando se tiene que:

$$\ln \frac{t_o - T_o}{t_o - T_f} = \frac{\dot{m} C_p' \theta}{\dot{m} C_p} ((K_1 - 1)/K_1) \quad \underline{46}$$

d) enfriamiento con un medio no isotérmico.-

Al igual que en c) se tiene que:

$$\frac{dQ'}{d\theta} = - \dot{m} C_p \frac{dT}{d\theta} = \dot{m} C_p' (t_f - t_o) = U A \Delta T \quad \underline{47}$$

$$\ln \frac{T_o - t_o}{T_f - t_o} = \frac{\dot{m} C_p' \theta}{\dot{m} C_p} ((K_1 - 1)/K_1) \quad \underline{48}$$

donde t_o es la temperatura del fluido refrigerante y T_o y T_f son las temperaturas inicial y final respectivamente del líquido de proceso.

Como se puede ver, el caso a) es el que esta reportado en la tabla 6 como la ecuación # 3 y el caso d) corresponde a la ecuación # 4 de la misma tabla.

III.5. MEZCLADO.-

El desempeño de un fermentador depende, como ya se ha visto, no solo de las cinéticas intrínsecas de las diferentes reacciones químicas que se están efectuando sino que también de la velocidad de ciertos procesos físicos tales como la transferencia de masa y la transferencia de calor. A su vez, estos procesos físicos dependen del comportamiento dinámico de las fases involucradas en el sistema fermentativo, por lo que el mezclado toma un papel principal en toda fermentación. Se puede decir que en una fermentación dos son los objetivos básicos del mezclado:

- a) Mantener un grado específico de homogeneidad y evitar zonas muertas o estáticas.
- b) Aumentar la velocidad de transferencia de masa y de calor.

El medio de fermentación es en algunos casos una solución compleja que puede provocar heterogeneidad al sistema, como por ejemplo, los nutrientes como harinas, aceites, almidón, manteca, etc. (11); cambios en las propiedades reológicas como en la fermentación de organismos micelares y en la producción de compuestos extracelulares macromoleculares ya que la viscosidad irá aumentando con el tiempo. Todo esto afectará al proceso si en el diseño del bioreactor no se consideró adecuadamente el fenómeno de mezclado, por lo que los objetivos de mantener una homogeneidad y aumentar la velocidad de los procesos físicos, no se podrán cumplir. Así por ejemplo, Johnson (12) demostró como un diferente mezclado en la fermenta--

ción lleva a variaciones en el oxígeno disuelto en el fermentador; Hansford (13) por su parte, demostró como un mal mezclado de los nutrientes en el cultivo de levadura lleva a una menor producción de células.

III.5.1. Patrones de flujo.-

Un conocimiento de los patrones de flujo es muy útil para comprender el desempeño del mezclado(45). Un impulsor eficiente producirá una máxima deformación del fluido que deberá de estar distribuido uniformemente en todo el reactor. El observar los patrones de flujo nos permite analizar cualitativamente o semicualitativamente que tan cerca el mezclado se asemeja al ideal. Estos patrones de flujo junto con los perfiles de velocidad son de gran utilidad para explicar los datos de mezclado medidos para diferentes fluidos.

De acuerdo a las direcciones principales de las líneas de corriente en el recipiente hay tres tipos principales de flujos:

a) Flujo Tangencial: En el cual el líquido fluye paralelo a la trayectoria descrita por el impulsor (figura 12). La transferencia en la dirección vertical es insignificante y el mezclado solo se efectúa en la periferia del impulsor.

b) Flujo Radial: El impulsor descarga el líquido en ángulos rectos a su eje y a lo largo de un radio. Se producen dos secciones: en el fondo del recipiente embarca el líquido hacia arriba y lo desplaza en ángulos rectos al eje del impulsor; -

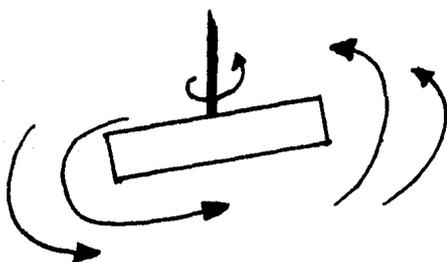


Figura 12. Flujo tangencial producido por un impulsor de paletas planas. (25).

en la parte superior del recipiente, el impulsor embarca el líquido hacia abajo desplazándolo también perpendicularmente al eje del impulsor.

c) Flujo Axial: En el cual el líquido entra al impulsor y se

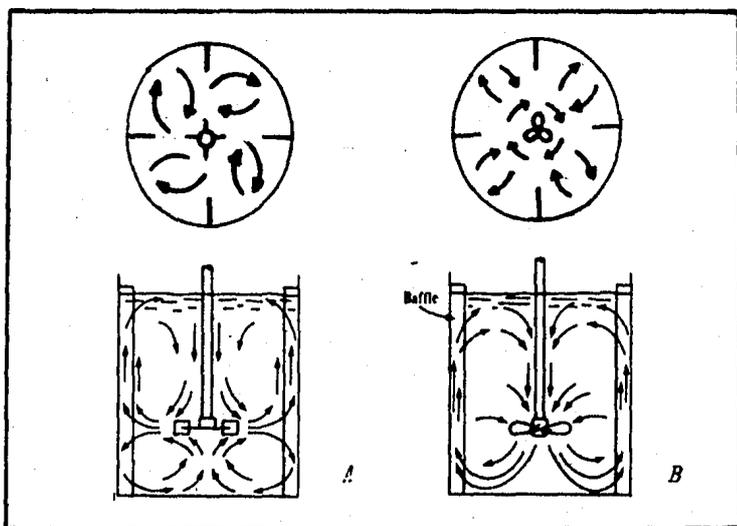


Figura 13. A) Flujo radial producido por un impulsor de turbina. B) Flujo axial producido por un impulsor tipo hélice. (25).

descarga de él paralelo a su eje como se ilustra en la figura 13.B. De acuerdo al arreglo del impulsor con respecto al sentido de rotación, hay dos patrones de flujo axial:

---El impulsor bombea el líquido desde el fondo a la superficie.

---El impulsor bombea el líquido desde la superficie al fondo.

De los tres patrones de flujo descritos, en fermentaciones se prefiere trabajar con el flujo radial, tipo turbina, porque asegura un mejor mezclado y, al absorber mayor energía, como se verá más adelante, la potencia por unidad de volumen será mayor y por lo tanto el $K_L a$ (ver la ec. 14). La figura 14 muestra distintos tipos de impulsores de turbina típicos.

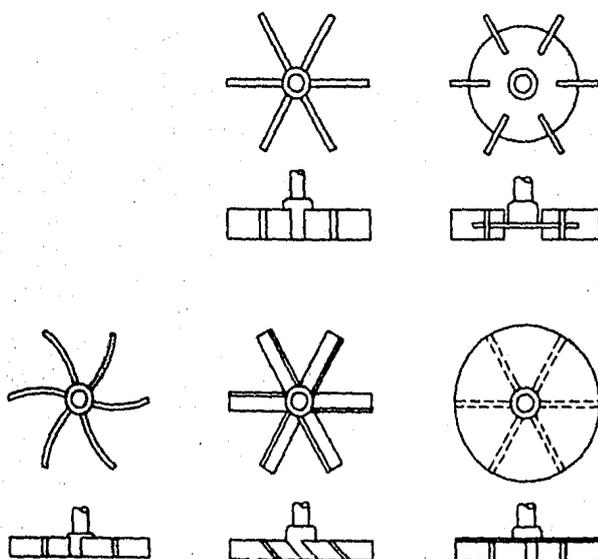


Figura 14. Distintos tipos de impulsores de turbina.(2).

Cuando la flecha es vertical y localizada centralmente en el tanque, el componente tangencial es generalmente desventajoso y sigue una trayectoria circular alrededor de la flecha, creando un vórtice en la superficie del líquido (figura 15). Para lograr un mezclado eficiente se evita la formación del vórtice mediante el uso de deflectores.

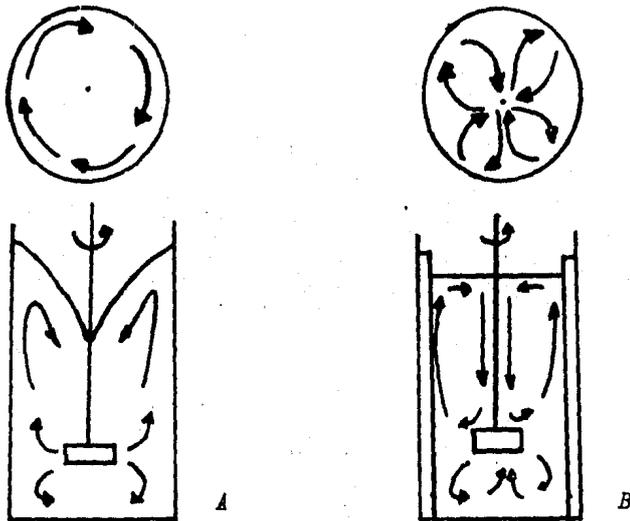


Figura 15. Comparación de patrones de flujo. A: sin deflectores (se forma vórtice); B: con deflectores (no se forma vórtice). (1).

III.5.2. Tiempo de mezclado y potencia.-

La mezcla es una de las operaciones unitarias de la ingeniería química más difíciles de someter al análisis científico. No se han desarrollado ecuaciones aplicables al cálculo del grado de realización al que se verifica la mezcla o la velocidad con que se realiza en determinadas condiciones. Sin

embargo, el fenómeno por convención se ha dividido en dos diferentes puntos de vista: el micromezclado y el macromezclado. Dentro del concepto de macromezclado existe un parámetro llamado tiempo de mezclado, que es el tiempo que tarda un sistema en regresar a sus condiciones de homogeneidad después de haberlas perdido por alguna perturbación. Este parámetro será una medida de la eficacia del sistema de mezclado y para tanques agitados intermitentes dependerá del tipo de agitador, - velocidad de agitación, aeración, viscosidad y geometría del reactor (11).

A partir del análisis dimensional se ha podido relacionar estas variables del sistema con el tiempo de mezclado, siendo la ecuación general de la forma:

$$F(N, H, Dt, Di, \Delta P, \rho, \mu, Hb, J, \theta_m, g)$$

49

Al introducir grupos adimensionales esta ecuación se puede escribir como:

$$N \theta_m = f(Re, Fr_m, Nq, \rho/\Delta P, Dt/Di, H/Di, Hb/Di, J/L, S/Di)$$

50

donde θ_m es el tiempo de mezclado y el resto de la nomenclatura se puede ver al final del trabajo.

Si se mantienen similitudes geométricas, la ecuación 50 se simplifica en:

$$N \theta_m = K Re^a Fr_m^b$$

51

En estado estable y cuando no hay formación de vórtice, la ecuación 51 se simplifica todavía más al desaparecer el término de Fr_m :

$$\theta_m = K Re^a \quad \underline{52}$$

donde a es una constante empírica.

Existen relaciones más simples que toman en cuenta menor número de variables, como por ejemplo:

$$\theta_m = K N^a \quad \underline{53}$$

También se han propuesto (14, 47) para correlacionar datos de tiempo de mezclado las gráficas de número de Reynolds contra el grupo adimensional número de tiempo de mezclado (θ_0) (fig 16) y las gráficas del tiempo de mezclado contra la potencia consumida (fig 17).

Otra ecuación que predice el tiempo de mezclado y explica el comportamiento del mezclado es la del decaimiento exponencial (15) (ver fig. 18):

$$A' = 2 \exp(-k \theta) \quad \underline{54}$$

donde A' es la amplitud normalizada de las fluctuaciones de concentración y k es la constante de decaimiento la cual se obtiene de gráficas similares a la de la figura 16.

Existen otras correlaciones particulares para el tipo de fluido y de sistema de agitación usado. Gray (17) ha recopilado gran parte de la literatura sobre mezclado y tiempo de mez

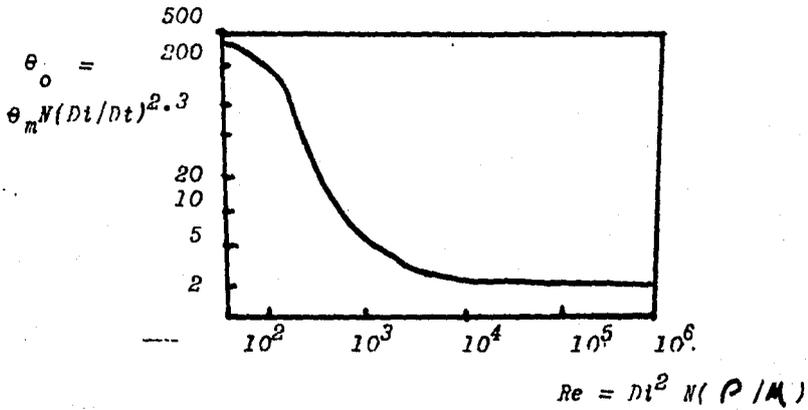


Figura 16. Correlación de tiempo de mezclado en tanques agitados. (20)

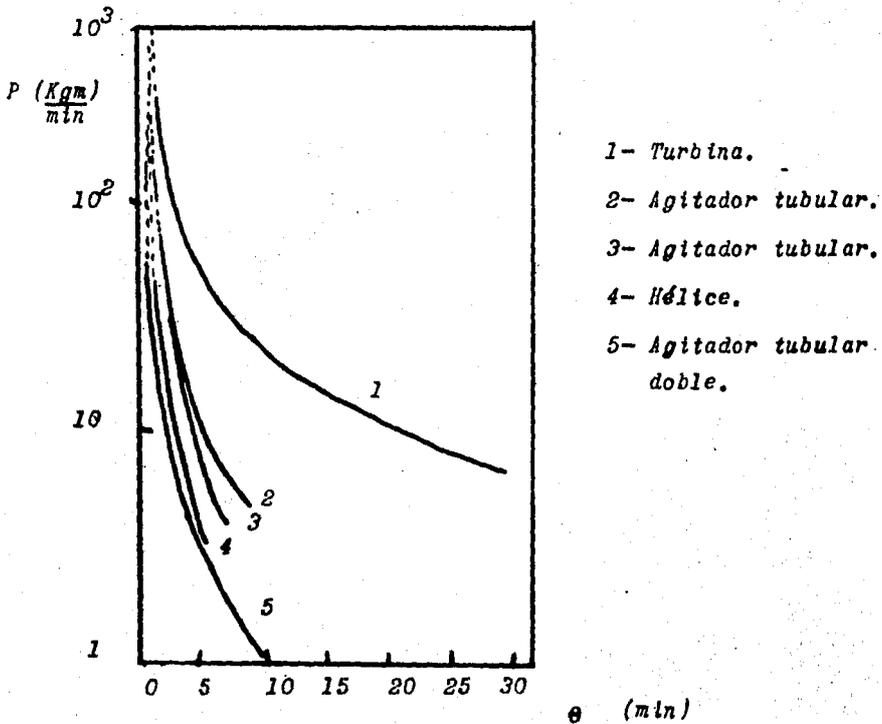


Figura 17. Tiempo de mezclado como función de la potencia consumida. (47).

clado.

Otro de los parámetros muy utilizados que nos dan una medida de la eficiencia de mezclado es la velocidad a la cual se suministra energía, es decir, la potencia, al impulsor del sistema de agitación. La potencia no solo depende del tipo de impulsor utilizado y que tan rápidamente está girando, sino que también, de las características físicas del fluido, forma del recipiente y la colocación relativa de todas las partes componentes del sistema como pueden ser los deflectores, serpentines, soportes, etc.

Al igual que en el caso del tiempo de mezclado, por análisis dimensional se pueden obtener las correlaciones para potencia a partir de la relación funcional general siguiente:

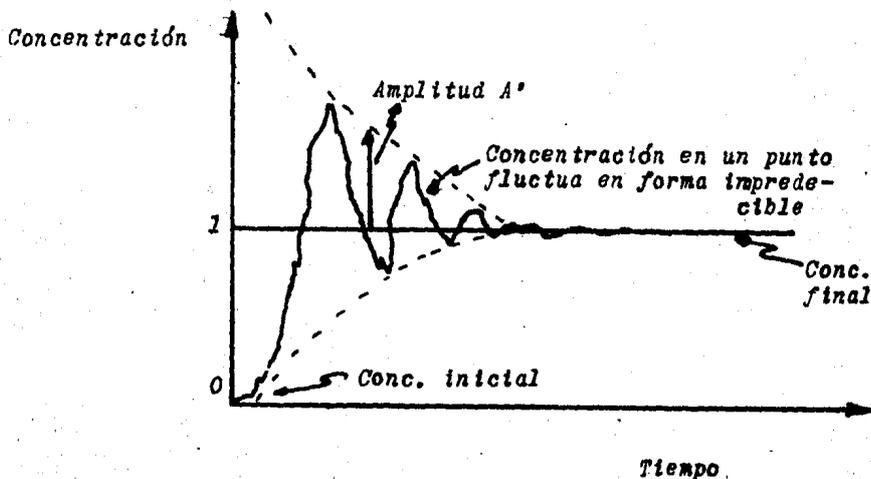


Figura 18. Comportamiento típico de un tanque agitado al agregar un agente extraño a la mezcla. (15).

$$F(D_t, D_t, H, H_b, S, L, A_t, J, \rho, \gamma, g, g_c, N, P) = 0$$

55

Rushton et al (18) mostraron que la potencia suministrada al impulsor a un liquido sin aeración se puede expresar por:

$$N_p = K (D_t^2 N \rho / \mu)^m (D_t N^2 / g)^n (D_t / D_t)^t (H / D_t)^h (H_b / D_t)^c (S / D_t)^s (L / D_t)^l (A_t / D_t)^w (J / D_t)^j (N_o / B)^b (N_o / N_b)^r$$

56

donde N_p = número de potencia = $P g_c / N^3 D_t^5 \rho$
y el resto de la nomenclatura se puede ver al final.

57

Si como en el caso del tiempo de mezclado, se comparan fermentadores geométricamente similares, los exponentes t, h, s, l, w, j, b, r , se hacen cero y si se trata de un tanque con deflectores que eviten la formación de vórtice, el número de Froude $(D_t N^2 / g)$ también desaparece por lo que la ecuación 56 se reduce a:

$$P = \frac{K}{g_c} \rho N^3 D_t^5 (D_t^2 N \rho / \mu)^m$$

58

que para Reynolds mayores a 1000 el exponente m es 0 y para Re menores a 10 m es -1 , quedando la ecuación 58 de la siguiente forma:

$$Re < 10 \quad P = (K N^2 D_t^3 \mu / g_c)$$

59

$$Re > 1000 \quad P = (K N^3 D_t^5 \rho / g_c)$$

60

Las ecuaciones anteriores se aplican a fluidos newtonianos

donde el esfuerzo de corte (τ) es proporcional a la velocidad de corte (dv/dy):

$$\tau = \mu (dv/dy) \quad \underline{61}$$

La ecuación 61 se puede aplicar también a fluidos no-newtonianos si se reemplaza la viscosidad por la viscosidad aparente correspondiente a la velocidad de corte producida por la velocidad de agitación. Para fluidos no-newtonianos, la velocidad de corte es simplemente proporcional a la velocidad de rotación (23):

$$\text{velocidad de corte} = K' N \quad \underline{62}$$

y el esfuerzo de corte es:

$$\text{esfuerzo de corte} = K'' (dv/dy)^n \quad \underline{63}$$

K' varía muy poco y se puede tomar como bueno el valor de 10 (23) y los valores de K'' y de n pueden determinarse a partir de gráficas log-log de las características del fluido (fig. 19). Este método no es seguro ya que n y K'' dependen del tiempo de cultivo, y la viscosidad aparente del valor de (dv/dy) (1).

Las correlaciones más útiles del funcionamiento del impulsor y su efecto sobre el mezclado pueden hacerse graficando N_p contra Re para una configuración geométrica en particular,

como se muestra en la figura 20.

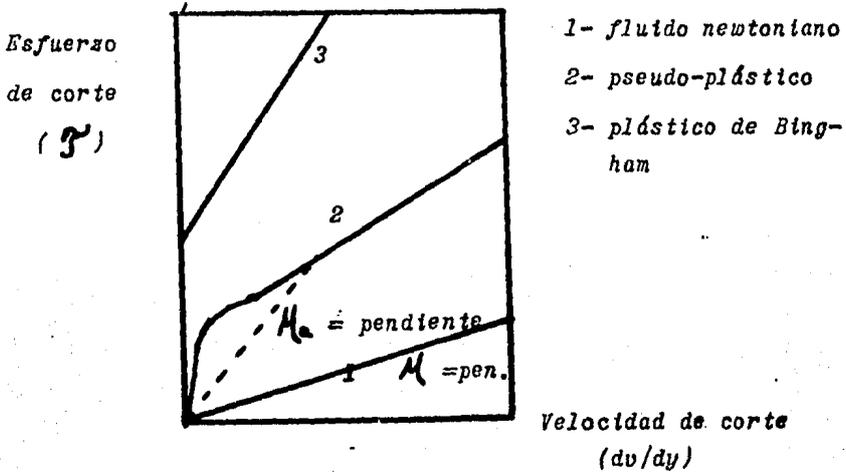


Figura 19. Características del fluido.(23).

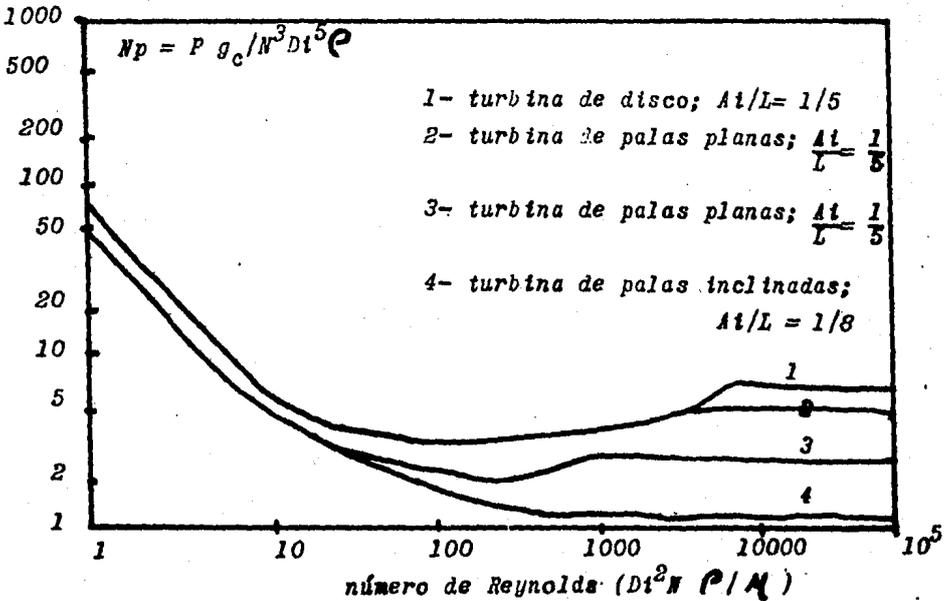


Figura 20. Correlación para la potencia suministrada para distintos tipos de turbinas en fluidos newtonianos. (20).

En un fermentador el mezclado no se lleva a cabo solamente por la rotación del impulsor, sino que también por el burbujeo del aire que se le alimenta. Cuando una corriente de aire se introduce al sistema de agitación, la potencia suministrada con aeración P_g puede reducirse hasta $1/3$ de la potencia para sistemas sin aeración (P) (ver fig. 21). Esto se debe a que la densidad del líquido alrededor del impulsor disminuye debido a la existencia de burbujas en esta zona. Es útil introducir aquí el concepto de retención de gas o "hold up" (H_r) que se define por la ecuación 64:

$$H_r = \frac{\text{volumen de gas}}{\text{volumen de gas} + \text{volumen de líquido}} = \frac{V_g}{V_g + V_L}$$

64

Para un sistema y velocidad particulares y suponiendo que se forma una dispersión aire-líquido con una densidad menor a la del líquido, se puede llegar a obtener la siguiente ecuación:

$$(P_g / P) = 1 - H_r$$

65

H_r será función de N , tipo de impulsor, viscosidad, tensión superficial, tamaño de la burbuja, diseño del sistema de aeración, etc.

De los primeros investigadores que estudiaron con detalle el efecto de la aeración sobre la potencia, están Oyama y Endoh (21) que propusieron la siguiente ecuación:

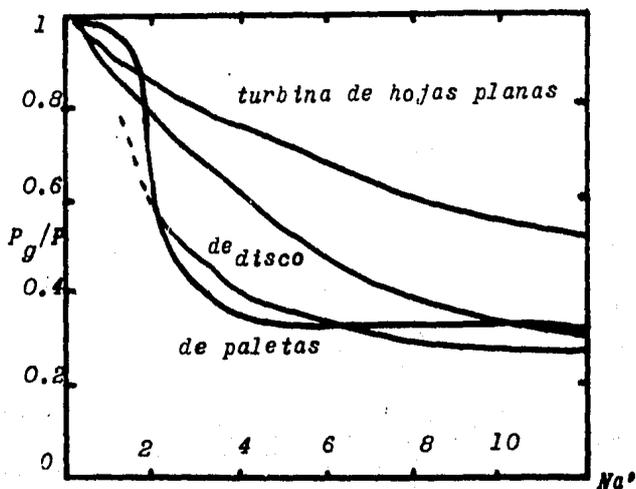


Figura 21. Influencia de la aeración sobre la potencia suministrada para agitación. (21).

$$(P_g/P) = f(Na)$$

66

donde Na es el número de aeración =

$$Na = \frac{\text{velocidad superficial del aire}}{\text{velocidad extrema del impulsor}} = \frac{(q/Dt^2)}{N Dt}$$

67

Otros investigadores han propuesto distintas correlaciones para estimar la potencia de sistemas aerados (ver la tabla 9), aunque se ha observado que una correlación de la forma de la ecuación 68 que nos relaciona directamente las variables N , v_s y factores geométricos, resulta ser muy útil (22).

$$(P_g/V) = K N^x v_s^y G^z$$

68

Finalmente, para cuantificar el total de la energía suminis

Tabla 9. Correlaciones para estimar la potencia a un fermentador. (39).

Autor	Correlación
Michel y Miller	$P_g = C(P^2 N Di^3 / q^{0.56})^{0.45} \quad (48)$
Aiba y Okabe (derivación teórica)	$P_g = (1.6 \times 10^{-2}) N^{2.73} v^{1.6} q^{-0.031}$
Loung y Volesky	$\frac{P_g}{P} = C(q/N Di^3)^m (N^2 Di^3 \rho L / \sigma)^n$
Oyama y Endoh	$P_g / P = \exp(-K^* / Na^*)$

trada al fermentador se deberá de tomar en cuenta la contribución del trabajo de burbujeo en el líquido. La contribución de ésta energía es pequeña variando entre 10 y 20 % de la energía suministrada en agitación, aunque en fluidos no-newtonianos puede alcanzar hasta un 40 % (ver la tabla 10). La energía de aeración también será importante cuando se incrementa el flujo gaseoso, la profundidad del fermentador y la velocidad lineal del aire a través del orificio del dispersor.

En los siguientes capítulos se presentará la descripción del equipo y de la técnica experimental a seguir así como los resultados, conclusiones y comentarios.

Tabla 10. Gasto de energía en agitación y aeración para diferentes tipos de fluidos. (1).

<i>Fluido newtoniano (fermentación de levaduras):</i>				
<i>volumen del fermentador (litros)</i>	<i>Velocidad de absorción de oxígeno (mM/l-h)</i>	<i>Velocidad del gas (cm/min)</i>	<i>Energía en agitación (kW-h/kg)</i>	<i>Energía en compresión del aire (kW-h/kg)</i>
20 000	16.7	47.1	0.475	0.045
20 000	21.8	78	0.528	0.057
20 000	27.8	78	0.615	0.044
34 000	20.4	47	0.927	0.0367
34 000	8	80	0.492	0.118
<i>Fluido no newtoniano (fermentación de <u>Endomyces</u>):</i>				
3 000	23.2	95	0.49	0.102
3 000	30.6	95	1.10	0.158
30 000	15.5	133	0.53	0.41
30 000	21.3	133	1.0	0.294

IV. ANTECEDENTES.

En ingeniería química el propósito de una planta piloto es el de ensayar corridas de algún proceso antes de construir la planta industrial. A través de éstos ensayos, se persigue conocer, evaluar y optimizar un proceso de la manera más eficiente, rápida y fidedigna. De la correcta manipulación de variables de operación se obtiene la información necesaria para el diseño de la planta de producción a gran escala. En fermentaciones existen ciertos parámetros como lo son el coeficiente de transferencia de masa, el coeficiente de transferencia de calor y el tiempo de mezclado, que nos permiten conocer la eficiencia del diseño del fermentador que, si se trata de un fermentador piloto, éstos parámetros serán la base para efectuar la escalación del proceso a nivel industrial o simplemente para comparar el desempeño de distintos tipos de diseños. Por lo anterior nace la necesidad de tener caracterizado, en cuanto se refiere a sus parámetros cinéticos, el fermentador de 500 litros de la planta piloto del Instituto de Investigaciones Biomédicas de la U.N.A.M.

IV.1. Descripción del Fermentador Piloto.

En el Instituto de Investigaciones Biomédicas de la U.N.A.M. dentro de su departamento de Biotecnología existe una planta

piloto que cuenta con dos fermentadores, uno de 100 litros y otro de 500 litros, además de todos los servicios auxiliares como lo son vapor, aire, agua, energía eléctrica y demás equipos secundarios e instrumentos. De los dos fermentadores, se trabajó con el de 500 litros de capacidad nominal, que consta, como se puede ver en la figura 22, de las siguientes partes:

- a - escotilla y mirilla.
- b - flecha.
- c - venteo y alimentación de inóculo, ácido, base y antiespumante.
- d - luceta.
- e - tapa.
- f - empaque.
- g - deflectores.
- h - cuerpo.
- i - entrada vapor y salida agua de enfriamiento.
- j - mampara en espiral entre el cuerpo y la chaqueta.
- k - impulsor tipo turbina de hojas planas. (dos)
- l - termopozo.
- m - entrada para electrodo medidor de pH.
- n - dispersor.
- ñ - chaqueta con recubrimiento exterior.
- o - drenado del fermentador.
- p - entrada agua de enfriamiento y salida de condensados.

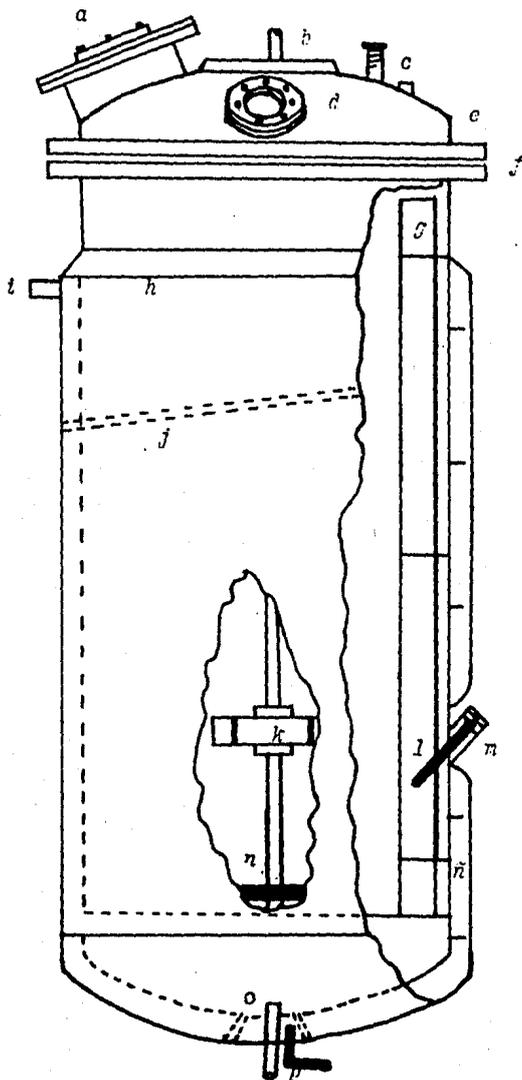


Figura 22. Fermentador de 500 litros del I.I.R. (ver la descripción en la página 60).

Las especificaciones del diseño del fermentador son las siguientes:

-- Agitador para reactor de 500 lts --.

montaje:	en brida
velocidad de salida:	234 rpm
sellado en la flecha:	mecánico
potencia en la flecha:	2.2 Hp

flecha

material:	acero inox. T-304
diámetro:	1.5 "
longitud:	1.45 m.

turbinas (dos)

material:	acero inox. T-304
diámetro:	27.7 cm
tipo:	flujo axial

transmisión

tipo:	mecánica por reductor
lubricación:	aceite
relación:	7.5 : 1

motor

eléctrico de 3 Hp, 3 fases 220/440 volts, 60 Hz,
T.C., C.V.

-- Fermentador --.

tipo:	cilíndrico vertical
tipo de tapas:	torisféricas
tipo de chaqueta:	corrída convencional
material de cuerpo y tapas:	acero inox. T-304
material chaqueta:	acero inox. T-304

-- Accesorios --.

4 deflectores interiores, registro de inspec

ción de 8" , las boquillas necesarias, mirilla, luceta, 4 patas tubulares de acero al carbón, una mampara en espiral entre el cuerpo y la chaqueta, acabados tipo sanitario.

-- datos de diseño --.

presión de trabajo de cuerpo:	2.0 kg/cm ²
presión de diseño cuerpo:	4.0 kg/cm ²
presión de prueba cuerpo:	6.0 kg/cm ²
presión de trabajo chaqueta:	2.0 kg/cm ²
presión de diseño chaqueta:	4.0 kg/cm ²
presión de prueba chaqueta:	6.0 kg/cm ²
código de construcción:	ASME
radiografiado:	no
relevado de esfuerzos:	no
eficiencia de junta en tapas:	100%
espesor del cuerpo:	1/4 "
espesor de tapas:	1/4 "

-- dimensiones --.

diámetro interior:	0.69 m
altura total:	1.414 m
altura hasta la tapa:	1.250 m
diámetro exterior cuerpo:	0.702 m
diámetro exterior chaqueta:	0.752 m
longitud de deflectores:	1.042 m
ancho de deflectores:	0.069 m
altura de la chaqueta desde el fondo:	0.1102 m
ancho de las hojas de los impulsores:	0.005 m
largo de las hojas de los impulsores:	0.007 m
número de hojas de los impulsores:	6
distancia desde el fondo hasta el primer impulsor:	0.0256 m

distancia desde el fondo hasta el segundo impulsor:	0.736 m
número de deflectores:	4
número de agujeros del dispersor:	61
diámetro de los agujeros del dispersor:	1/8 "

La planta también cuenta con distintos equipos que suministran los servicios auxiliares que ésta necesita. Estos equipos se describen a continuación:

-- Caldera .- marca Lukaut, caldera vertical con tubos de humo con una superficie de calentamiento máxima de 6.66 m^2 ; modelo V G 10; 10 C.V.; presión máxima de 10.5 kg/cm^2

-- Compresores .- se tienen dos compresores:

1^o : de pistones marca Murgía Kellog modelo B-331 A0; 3 Hp; 300 litros/min de aire.

2^o : recíprocante con cuatro pistones en "V"; marca Murgía Kellog modelo 452 TV; 7.5 Hp a 1740 rpm; 700 litros/min de aire.

-- Torre de Enfriamiento .- torre de película marca Marmex - modelo 5919; gasto de agua de 82.3 litros/min con capacidad para enfriar de 45°C a 25°C ; altura = 1.76 mts, ancho = 0.805 mts, largo = 1.54 mts; de madera de pino tratada y relleno de plástico; ventilador de tipo axial de 55.88 cms de diámetro con motor tipo APG de 1.0 Hp,

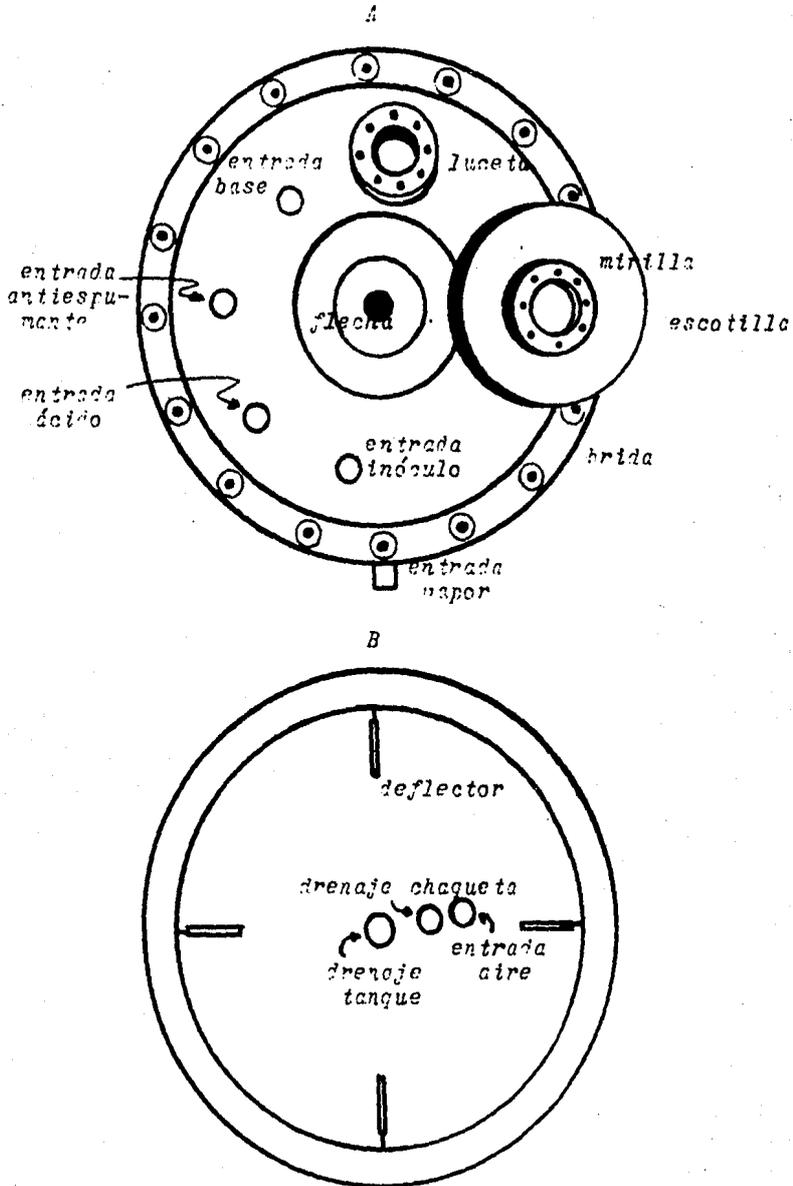


Figura 23. Vista de planta del fermentador de 500 litros.
A) Tapa; B) Fondo.

3 fases, 60 ciclos 220/440 volts y transmisión por bandas en "V"; válvula flotadora de 0.95 cms.

Se cuenta con energía eléctrica monofásica y trifásica. - Además de los servicios de drenajes, iluminación, tanques de almacenamiento y equipo de seguridad contra incendio.

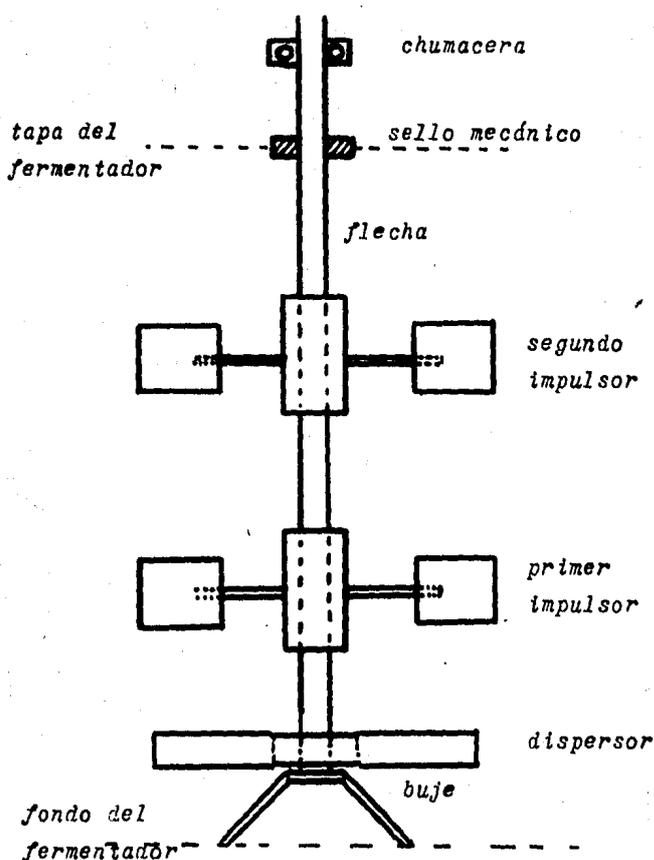


Figura 24. Detalle del agitador y del dispersor del fermentador de 500 lts. del I.I.B. U.N.A.M.

IV.2. Equipo de Medición y Lectura.

A continuación se da una lista de los equipos de medición de las variables involucradas, así como el aparato registrador o de lectura utilizado:

<u>Variable</u>	<u>Equipo de Medición</u>
pH	Electrodo de Vidrio.
Presión	Manómetros de tipo reloj marca Metron con escala de 0 a 4 $\overrightarrow{\text{Kg/cm}^2}$.
Temperatura	
(dentro del fermentador)	- Termistor colocado dentro del termopozo lleno de aceite.
(del agua de enfriamiento)	- Termómetro de mercurio.
(de bulbo humedo)	- Psicrómetro.
Oxígeno disuelto	Electrodo de plata y membrana de teflón.
Tiempo	Cronómetro.
Densidad	Densímetro marca Robsan.
Viscosidad	Viscosímetro "Brookfield Synchro-Lectric".
Potencia	Amperímetro.
Flujo de aire	Rotámetro de disco Flotante.

El pH, la temperatura dentro del fermentador y el oxígeno disuelto (como por ciento de saturación) se leían mediante módulos controladores digitales elaborados por el Centro de Instrumentos de la U.N.A.M.

La temperatura del agua de enfriamiento, la temperatura de bulbo humedo, el tiempo, la densidad, la viscosidad y la

presión se leían directamente del equipo de medición utiliza
do.

La temperatura dentro del fermentador, el pH y el oxígeno disuelto se fueron registrando contra el tiempo en un graficador "Varian" modelo 9176, ajustando la velocidad de carta de acuerdo a la rapidez de cambio de la variable graficada.

V. TECNICA EXPERIMENTAL.

V.1. Determinación del Coeficiente de Transferencia de Oxígeno.

La determinación del coeficiente $k_L a$ se puede hacer mediante dos tipos de mediciones:

a) *Mediciones Directas* .- en las que se efectúan las mediciones en sistemas fermentativos reales y el valor obtenido de $k_L a$ es representativo para el sistema en cuestión. Se pueden distinguir dentro de éste método la técnica dinámica que mide directamente el consumo de oxígeno por los microorganismos, y la técnica de balance de oxígeno, que cuantifica el oxígeno a la entrada y salida del fermentador.

b) *Mediciones Indirectas* .- en las que se efectúan las mediciones en sistemas donde no se está llevando a cabo una fermentación y los valores obtenidos solo indican un orden de magnitud útil para comparar distintos reactores y distintas condiciones de operación. Como mediciones indirectas están la oxidación de sulfito que se basa en cuantificar el oxígeno que reacciona con una solución de sulfito de sodio - al burbujear aire en el fermentador; y la técnica de eliminación del oxígeno mediante el burbujeo de nitrógeno o con una solución de sulfito de sodio para después aerar el sistema y detectar el aumento del oxígeno en la solución.

Tanto las mediciones directas como las indirectas parten

de un balance de oxígeno para el cálculo del k_{La} . La variación de la concentración del oxígeno disuelto en el cultivo con respecto al tiempo depende de la velocidad de transferencia de oxígeno del aire al medio y del consumo de oxígeno de el microorganismo cultivado:

$$\frac{dC}{d\theta} = k_{La} (C_i - C_L) - Q_{O_2} \quad \underline{69}$$

$$\frac{dC}{d\theta} = k_{La} (C_g^* - C_L) - Q_{O_2} \quad \underline{70}$$

donde C_g^* = concentración de saturación de O_2 disuelto = constante a una temperatura dada.

En éste trabajo la determinación de k_{La} se efectuó usando una técnica de medición indirecta ya que, por tratarse de una planta piloto, lo que interesa es la magnitud del k_{La} para el equipo y las condiciones de operación, y no un valor exacto para una fermentación en particular lo cual se obtendría mediante una de las técnicas de medición directa. Además de lo anterior, una medición directa implica mayor equipo como sistemas de medición y una técnica experimental más laboriosa donde se tendría que trabajar con una fermentación en proceso con los consecuentes riesgos de interferir en el proceso y estropear la fermentación, teniendo un alto costo cada corrida que se realice.

En base a lo descrito, la técnica escogida fue la de eliminación del oxígeno por medio de una solución de sulfito de sodio.

Técnica modificada de sulfito de sodio.

Esta técnica consiste en saturar con oxígeno el agua dentro del fermentador por medio de la aeración, después se corta el suministro de aire y agregando una solución saturada de sulfito de sodio se logra la eliminación del oxígeno. Finalmente se reestablece la aeración y se mide la concentración del oxígeno disuelto con respecto al tiempo.

En cada uno de los tres pasos mencionados se estará midiendo el oxígeno disuelto mediante el electrodo detector de oxígeno el cual manda una señal que registra el graficador. La figura 25 esquematiza la técnica.

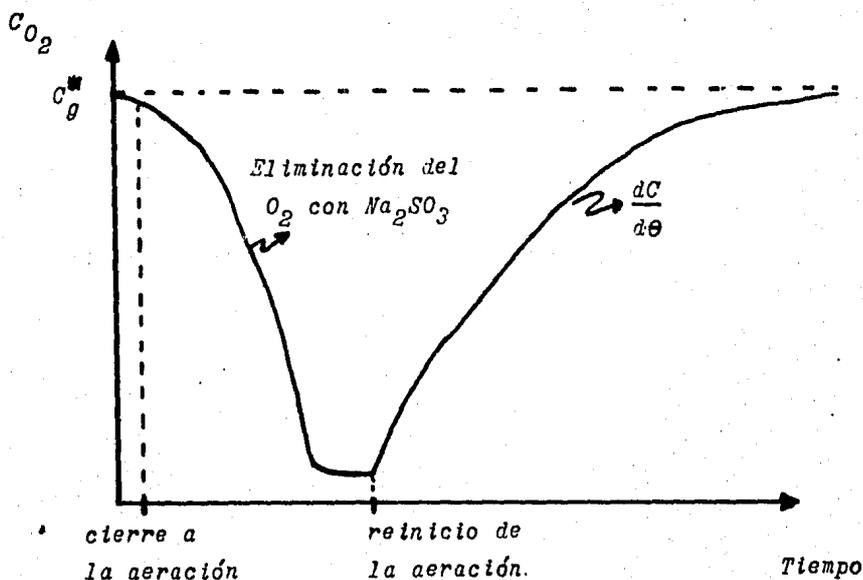
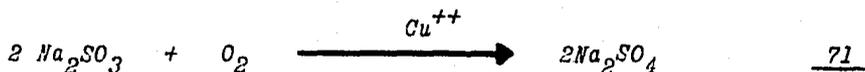


Figura 25. Técnica modificada de sulfito de sodio para la determinación de $k_L a$

La reacción entre el sulfito de sodio y el oxígeno disuelto es catalizada por el ión cobre (II) y aunque se sabe que la reacción se efectúa por un mecanismo en cadena (40), ésta se puede representar por la ecuación estequiométrica siguiente:



Se preparó una solución saturada de sulfito de sodio (solubilidad = 13.9% a 0 °C y 28.3% a 84 °C) y con sulfato cúprico 10^{-4} M, manteniéndose el pH siempre entre 6.5 y 7.5.

Las mediciones no se pudieron hacer a temperatura constante ya que la agitación hacía subir la temperatura unos 4 a 5 grados durante las corridas. Los parámetros que se variaron fueron la viscosidad y el volumen de aire/volumen de líquido por minuto (VVM), en los rangos indicados en la tabla 11. Las corridas se hicieron por duplicado y simultáneamente se midió la potencia absorbida mediante un amperímetro.

Tabla 11. Corridas efectuadas para determinar $k_L a$

M	VVM	0	0.20	0.40	0.60	0.80	1.0
1							
50							
500							
2000							
2500							
3500							

Para variar la viscosidad se le agregó al agua distintas cantidades de un aditivo para alimentos (Estabilizante TC-I) cuyos ingredientes son: azúcar, goma guar, goma carob, carragenina, carboximetil-celulosa y cloruro de sodio. Al revisar la literatura (49) se vio que ésta mezcla de gomas era estable para las condiciones a las que se iban a efectuar los experimentos.

Cálculo de $k_L a$.

Debido a que el sistema que se trabajó fue aire-agua sin el cultivo de ningún microorganismo, el término del consumo de O_2 en la ecuación 70 es cero y por lo tanto queda:

$$\frac{dC}{d\theta} = k_L a (C_g^* - C_L) \quad \underline{72}$$

y rearrreglando:

$$\int_{C_{L_0}}^{C_L} \frac{dC}{C_g^* - C_L} = k_L a \int_0^\theta d\theta = k_L a \theta \quad \underline{73}$$

integrando el lado izquierdo de la ec. 73 :

$$\ln \left[\frac{C_g^* - C_L}{C_g^* - C_{L_0}} \right] = - k_L a \theta \quad \underline{74}$$

Si el oxígeno disuelto es totalmente eliminado entonces -

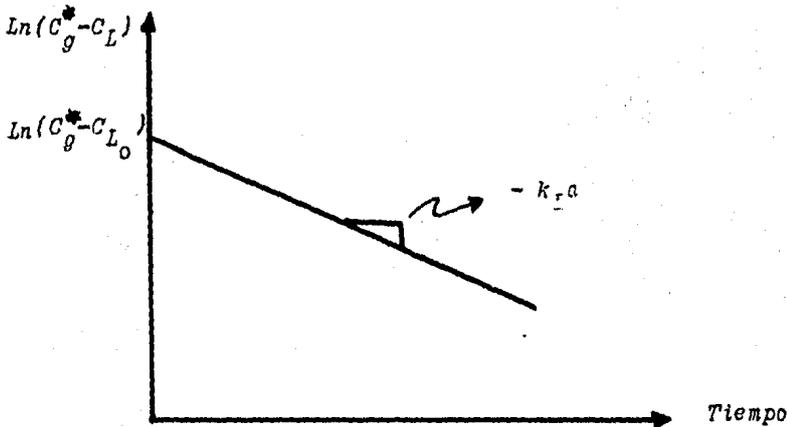
$C_{L_0} = 0$ y:

$$\ln \left[1 - \frac{C_L}{C_g^*} \right] = - k_L a \theta \quad \underline{75}$$

Si C_{L_0} es distinto de cero entonces la ecuación 74 queda como:

$$\ln (C_g^* - C_L) = \ln (C_g^* - C_{L_0}) - k_L a \theta \quad \underline{76}$$

que es la ecuación de una línea recta con pendiente = $-k_L a$ y ordenada al origen = $\ln (C_g^* - C_{L_0})$:



Otra manera de calcular el $k_L a$ es dejando indicada la integral del lado izquierdo de la ecuación 73 :

$$\text{Integral} = k_L a \theta \quad \underline{77}$$

$$\text{donde Integral} = \int_{C_{L_0}}^{C_L} f(C_L) dC_L \quad \underline{78}$$

siendo

$$f(C_L) = \frac{1}{(C_g^* - C_L)} \quad \underline{79}$$

La integral de la ec. 78 se puede aproximar mediante métodos numéricos usando como por ejemplo la regla de Simpson (50):

$$\int_{C_{L_0}}^{C_L} f(C_L) dC_L = \frac{h}{3} (f_0 + 4f_1 + 2f_2 + 4f_3 + 2f_4 + \dots + 2f_{n-2} + 4f_{n-1} + f_n) \quad \underline{80}$$

donde:

$$h = \frac{C_L - C_{L_0}}{n} \quad , \quad C_L > C_{L_0} \quad \underline{81}$$

y n = número de subintervalos = 2, 4, 6, 8,

De ésta forma queda finalmente que:

$$K_{L^a} = - \text{Integral} / \theta \quad \underline{82}$$

Ambas maneras de calcular el K_{L^a} son válidas y por sencillez se les llamará a la primera método de la pendiente y a la segunda método de la integral.

V.2. Determinación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor.

La medición de coeficientes individuales de transferencia de calor (h_i) es una tarea difícil ya que se precisa de técnicas de medición sofisticadas y de equipo muy sensible, además la complejidad aumenta cuando se presentan sistemas con dos fases (41). Una manera de abordar el problema es determinar el coeficiente total de transferencia de calor (U) para lo cual solo se necesita saber la diferencia de temperatura

entre el medio de enfriamiento o calentamiento y el seno del líquido de proceso, así como las propiedades de los fluidos y el área de transferencia.

El método que se siguió fue el de medir la temperatura de el medio de cultivo y del medio de transferencia de calor durante el enfriamiento del caldo de fermentación después de la esterilización. Estos valores se graficaron obteniéndose el perfil tiempo-temperatura como el de la figura 11 de la página 34. Los valores correspondientes al calentamiento no se utilizaron debido a que nunca se lograron condiciones estables a diferencia del enfriamiento donde la temperatura de el agua de entrada a la chaqueta y su flujo permanecieron razonablemente constantes.

El parámetro que se varió fue la velocidad de aeración - (0, 0.2, 0.4, 0.6, 0.8 y 1.0 VVM) además de que se obtuvieron varias corridas con viscosidades del caldo de fermentación altas.

Cálculo de U.

En la sección III.4 se obtuvo la ecuación 48 :

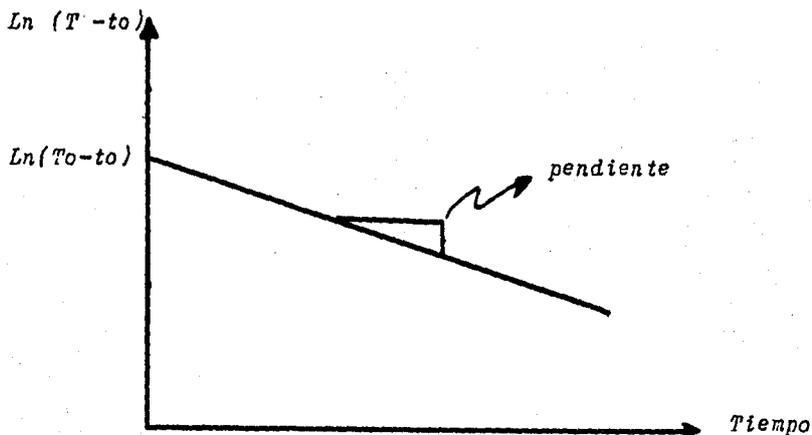
$$\ln \left[\frac{T_o - t_o}{T_f - t_o} \right] = \frac{F C_p' \theta}{m C_p} \left((K_1 - 1) / K_1 \right)$$

donde $K_1 = \exp (UA / F C_p')$

rearrreglando:

$$\ln (T_f - t_o) = \ln (T_o - t_o) - \frac{F C_p' (K_1 - 1) / K_1}{m C_p} \theta$$

que es la ecuación de una línea recta con pendiente igual a $-\frac{WCp'((K_1-1)/K_1)}{mCp}$ y ordenada al origen = $\text{Ln}(T_o - t_o)$:



Por lo tanto el coeficiente global de transferencia de calor es:

$$U = \frac{WCp'}{A} \text{Ln} \left[\frac{1}{(1 - (-mCp/WCp')(pendiente))} \right] \quad 84$$

Al igual que en el caso del cálculo del coeficiente de transferencia de oxígeno, se puede evaluar U mediante el método de la integral:

$$\int_{T_o}^{T_f} \frac{dT}{(T - t)} = \frac{WCp' ((K_1-1)/K_1)}{mCp} \theta = \text{Integral} \quad 85$$

En éste caso el algoritmo es iterativo:

- 1 - Se supone U .
- 2 - Se evalúa la integral por métodos numéricos.
- 3 - Se resuelve la ecuación 86.
- 4 - Si el tiempo calculado es igual al experimental entonces la U supuesta es correcta, si no lo es, entonces empezar desde el paso 1.

$$\tau_{\text{calculado}} = \frac{\text{Integral}}{\frac{WCp' ((K_1-1)/K_1)}{m Cp}} \quad \underline{86}$$

Dentro de las suposiciones que se hicieron para deducir las ecuaciones 84 y 86 (ver las suposiciones de las páginas 40 y 41) se establece que las pérdidas de calor son despreciables, sin embargo se calculó que se perdía entre 8 y 10 % del calor total extraído debido a la evaporación del agua hacia la corriente de aire de salida. Por ésta razón - se modificó la ecuación 45 de la siguiente manera:

$$- mCp \frac{dT}{d\theta} = WCp' ((K_1-1)/K_1) + \text{Calor de vaporización} \quad \underline{87}$$

donde :

$$\text{Calor de vaporización} = H_v (Y_f - Y_1) W_{\text{aire seco}} \quad \underline{88}$$

El calor latente de vaporización del agua es función de la temperatura de acuerdo a:

$$H_v = 590.071 - 0.5904 T (^{\circ}\text{C}) \quad \underline{89}$$

Finalmente se resuelve la ecuación 91 con el mismo algoritmo con el que se resolvió la ecuación 85.

V.3. Determinación del Tiempo de Mezclado.

Como ya se había mencionado en la sección III.5, el tiempo de mezclado se tomó como el tiempo que tarda el sistema en regresar a sus condiciones de homogeneidad después de haberlas perdido al haber introducido algún trazador. Las distintas técnicas utilizadas para medir el tiempo de mezclado difieren en el tipo de trazador que usan. Entre las técnicas más utilizadas se encuentran las siguientes:

- Con pigmentos o tintas.
- Por conductividad.
- Con indicadores ácido o base.
- A través de compuestos analizables.
- Por decoloración.
- Por métodos térmicos.

La técnica que se seleccione depende del tipo de sistema que se esté trabajando (fermentaciones, sistema aire-agua, sistemas con fluidos newtonianos o no newtonianos, etc.), de el grado de exactitud que se requiera y del tipo de equipo y materiales de que se disponga. En éste trabajo se decidió introducir como trazador una solución de ácido clorhídrico y medir el cambio del pH dentro del fermentador con respecto al tiempo mediante el electrodo de vidrio. Se escogió este

método por la facilidad con que se obtienen los datos a diferencia de otros métodos que implican la recolección y análisis de muestras así como también, lo barata y rápida que resulta la técnica sin pérdida de precisión.

El trazador se introdujo por la cabeza del fermentador ya que es por ahí donde se introduce el ácido, base o antiespumante en una fermentación real. La señal del electrodo se imprimió con el graficador y se consideró que el sistema estaba homogéneo cuando el pH no varió en más del 0.5% de su valor final. Los parámetros que se variaron fueron nuevamente la viscosidad y la aeración en los mismos rangos mostrados por la tabla 11. Simultáneamente se volvió a medir la potencia a la flecha.

Como en estos experimentos se variaba en un amplio rango el pH, se necesitaba un compuesto que aumentara la viscosidad del medio sin que se deteriorara con los cambios bruscos en el pH. Debido a ésta razón, se cambió el estabilizante, -- usado en la determinación del $k_{f,a}$, por la goma guar cuyo efecto sobre la viscosidad se puede ver en la figura 26. (49), -- siendo ésta goma estable en un pH entre 1.0 y 10.5 .

Cálculo del Tiempo de Mezclado.

El cálculo del tiempo de mezclado es bastante sencillo. -- Simplemente se mide la longitud de la curva registrada por -- el graficador y se divide entre la velocidad de carta a la que se efectuó la medición.

$$\theta_m = \text{longitud de la curva} / \text{velocidad de carta}$$

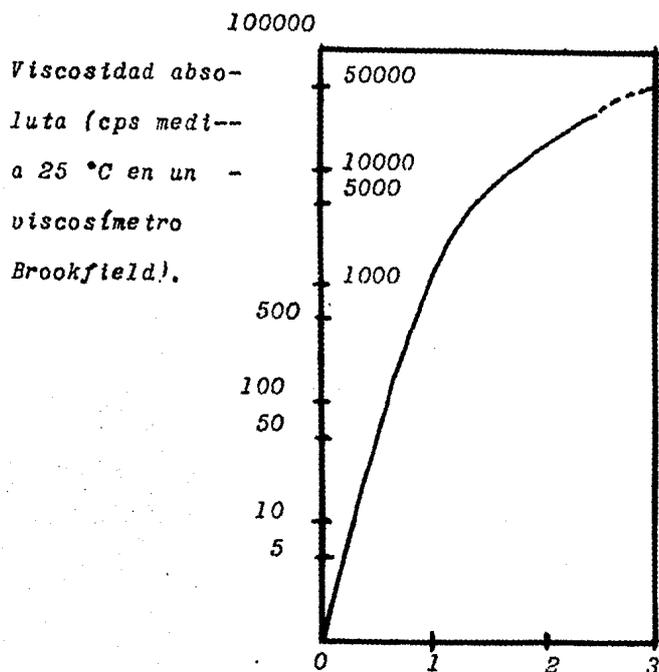


Figura 26. Propiedades reológicas de la goma guar en agua.
(49).

VI. RESULTADOS.

VI.1. Resultados de $K_L a$.

Se efectuaron un total de 60 corridas para determinar el coeficiente de transferencia de oxígeno a distintas condiciones. Se varió la viscosidad del medio desde 1 cp. hasta 3400 cp., y la aeración desde 0 ft³/min hasta 15 ft³/min. La figura 27 muestra una serie de gráficas típicas que se obtuvieron durante la experimentación.

Cálculo de C_g^* :

La concentración de saturación de oxígeno en el agua se puede conocer mediante la ley de Henry como se vio en el capítulo III.3. De la ecuación 10 se tiene que:

$$P_a = H^* x_a \quad \underline{94}$$

y de ahí:

$$x_a = P_{tot} y_a / H^* \quad \underline{95}$$

como H^* es función de la temperatura, se tiene que para el oxígeno:

$$H_{20^\circ C}^* = 4.04 \times 10^4$$

$$H_{30^\circ C}^* = 4.75 \times 10^4$$

por lo que interpolando se tiene que:

$$H_T^* = 4.01 \times 10^4 + 710(T-20) \quad \underline{96}$$

donde T es la temperatura en °C.

Dado que:

$$C_g^* = g_{O_2} / V_{tot} = \frac{P_{O_2} P_{H_2O}}{((H_T^* / P_t y_a) - 1)(P_{H_2O} V_t)} \quad \underline{97}$$

VI. RESULTADOS.

VI.1. Resultados de K_1a .

Se efectuaron un total de 69 corridas para determinar el coeficiente de transferencia de oxígeno a distintas condiciones. Se varió la viscosidad del medio desde 1 cp. hasta 3400 cp., y la aeración desde 0 ft^3/min hasta 15 ft^3/min . La figura 27 muestra una serie de gráficas típicas que se obtuvieron durante la experimentación.

Cálculo de C_g^* :

La concentración de saturación de oxígeno en el agua se puede conocer mediante la ley de Henry como se vio en el capítulo III.3. De la ecuación 10 se tiene que:

$$P_a = H^* x_a \quad \underline{94}$$

y de ahí:

$$x_a = P_{tot} y_a / H^* \quad \underline{95}$$

como H^* es función de la temperatura, se tiene que para el oxígeno:

$$H_{20^\circ C}^* = 4.04 \times 10^4$$

$$H_{30^\circ C}^* = 4.75 \times 10^4$$

por lo que interpolando se tiene que:

$$H_T^* = 4.01 \times 10^4 + 710(T-20) \quad \underline{96}$$

donde T es la temperatura en $^\circ C$.

Dado que:

$$C_g^* = g_{O_2} / V_{tot} = \frac{P_{NO_2}}{((H_T^*/P_t y_a) - 1)(P_{H_2O} V_t)} \quad \underline{97}$$

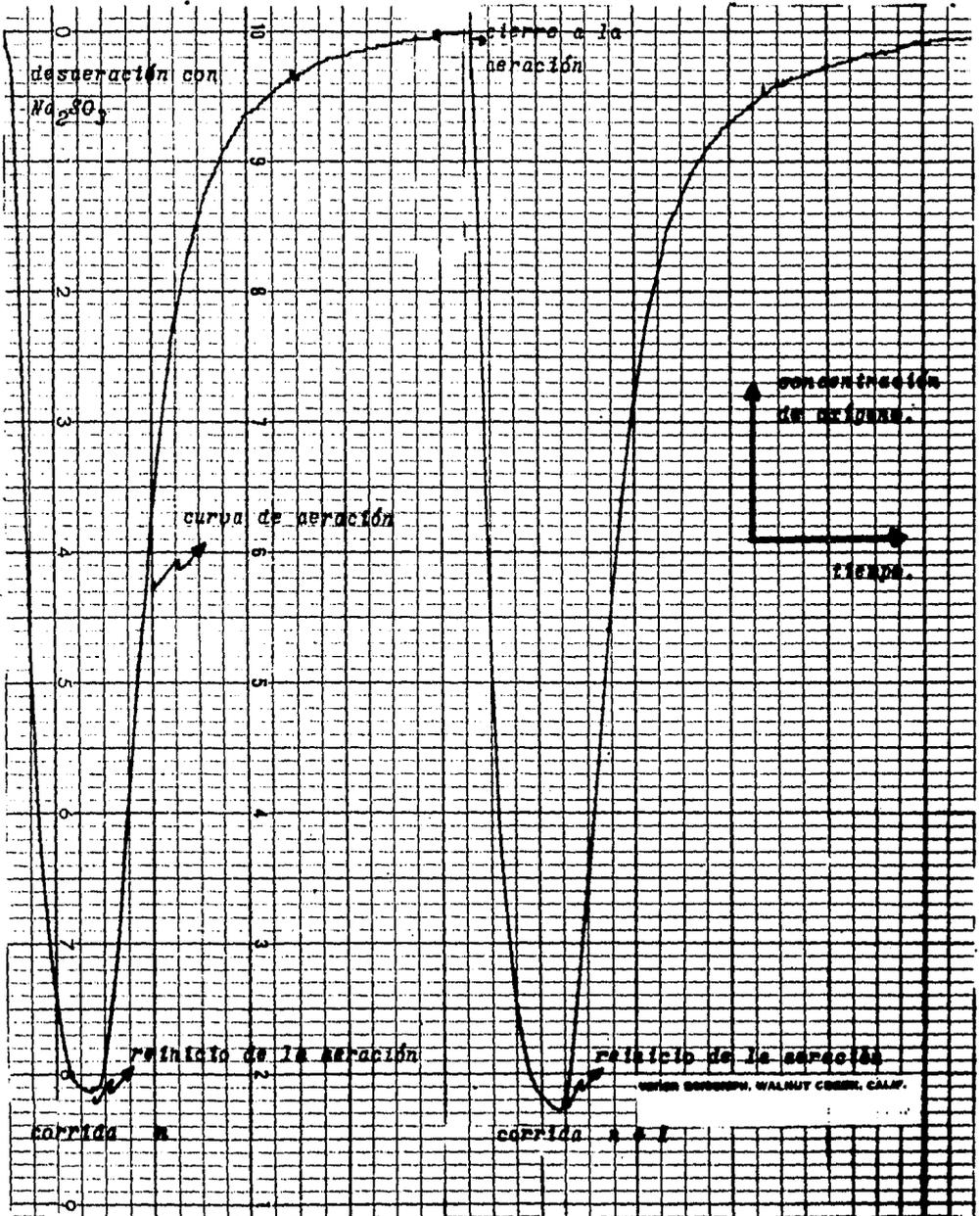


Figura 27. Gráficas obtenidas en la determinación de k_L mediante el método modificado del sulfito.

y finalmente, sustituyendo todos los valores queda:

$$C_{gT}^* = \frac{1777.8}{2.5 \times 10^5 + 4500(T - 20)} = (g/lt) \quad \underline{98}$$

Cálculo de $k_L a$:

Como se vió en la sección anterior, el coeficiente de transferencia de oxígeno se puede calcular, ya sea, por el que se llamó método de la pendiente (ec. 76) y por el método de la "integral" (ec. 82). Ambos métodos se ensayaron para varias corridas, a continuación se presenta el resultado para una corrida:

método de la pendiente.- $k_L a = 81.91 \text{ hr}^{-1}$

método de la integral .- $k_L a = 80.59 \text{ hr}^{-1}$

Se puede ver de ésto, que ambos métodos dan resultados muy parecidos, por lo tanto, se escogió simplemente el método de la integral para hacer todos los cálculos debido a la facilidad con que se manejan los datos. Además de lo anterior, se tiene la ventaja, con éste método, de escoger un número de subintervalos (ec. 81) muy grande y por consiguiente tener un resultado más exacto. Para hacer los cálculos, se elaboró un programa para calculadora de bolsillo "Texas Instruments 59" que daba directamente el $k_L a$ (programa 01).

Cálculo de la Potencia Real:

Se midió el amperaje a la entrada del motor variando la viscosidad y la aeración. Para calcular la potencia se usó la siguiente fórmula:

--CALCULO DE KLA --

000	76	LBL	041	95	=	082	13	C
001	17	R'	042	42	STD	083	36	PGM
002	75	-	043	09	09	084	09	09
003	02	2	044	9'	R/S	085	14	J
004	00	0	045	65	X	086	92	RTN
005	95	=	046	43	RCL	087	76	LBL
006	65	X	047	08	08	088	19	D'
007	04	4	048	95	=	089	55	+
008	05	5	049	42	STD	090	03	3
009	00	0	050	10	10	091	06	6
010	00	0	051	91	R/S	092	00	0
011	85	-	052	42	STD	093	00	0
012	02	2	053	11	11	094	95	=
013	93	.	054	92	RTN	095	35	1/X
014	05	5	055	76	LBL	096	65	X
015	52	EE	056	16	R'	097	43	RCL
016	00	0	057	53	X	098	04	04
017	05	5	058	24	CE	099	95	=
018	95	=	059	94	+/-	100	42	STD
019	42	STD	060	85	-	101	12	12
020	07	07	061	43	RCL	102	92	RTN
021	75	-	062	08	08			
022	01	1	063	54)			
023	95	=	064	35	1/X			
024	35	1/X	065	92	RTN			
025	65	X	066	76	LBL			
026	01	1	067	10	E'			
027	07	7	068	43	RCL			
028	07	7	069	09	09			
029	07	7	070	36	PGM			
030	03	.	071	09	09			
031	08	8	072	11	A			
032	95	=	073	43	RCL			
033	42	STD	074	10	10			
034	08	08	075	36	PGM			
035	92	RTN	076	09	09			
036	76	LBL	077	12	B			
037	18	C'	078	43	RCL			
038	65	X	079	11	11			
039	43	RCL	080	36	PGM			
040	08	08	081	09	09			

INSTRUCCIONES :

DAR T('C) -----B'
 DAR X0 -----C'
 DAR XF -- R/S DAR N
 -- R/S
 COMPUTAR LA INTEGRAL
 ----- E'
 DAR TIEMPO (SEG) --D'
 RESULTADO ----- KLA

Programa 01. Cálculo de $k_L a$ por el método de la "integral".

$$P = \sqrt{3} E_L I_L \cos \theta \eta_{\text{motor}} \eta_{\text{reductor}} \left[\frac{1}{746} \right] \quad \underline{99}$$

donde E_L = voltaje de línea (volts) = 220 V.

I_L = intensidad de corriente de línea (amperes).

$\cos \theta$ = factor de potencia = 0.9

η_{motor} = eficiencia del motor = 0.9

η_{reductor} = eficiencia de la caja reductora de velocidad = $\frac{\text{potencia en la flecha}}{\text{potencia en el motor}} = \frac{2.2}{3} = 0.73$

P = potencia (Hp)

Los resultados de potencia se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 12. Resultados de potencia a distintas viscosidades y aeraciones.

M	aeración (ft^3 / min)											
	0		2.5		5.0		7.5		10.0		12.5	
(cp.)	I_L	P	I_L	P	I_L	P	I_L	P	I_L	P	I_L	P
1	6.1	1.83	6	1.80	5.9	1.77	5.6	1.68	5.4	1.62	5.3	1.59
70	6.1	1.83	6.0	1.80	5.8	1.74	5.6	1.68	5.4	1.62	5.3	1.59
500	6.1	1.83	5.9	1.77	5.8	1.74	5.6	1.68	5.4	1.62	5.3	1.59
2500	5.7	1.71	5.6	1.69	5.5	1.65	5.5	1.65	5.4	1.62	5.3	1.59

Para obtener una correlación que indicará el cambio en la potencia al variar la aeración se tomaron los datos para el agua ($M = 1$) y se encontró que la potencia con -

aeración (P_g) se podía aproximar mediante la siguiente ecuación:

$$P_g \approx P - 0.02 (q) \quad \underline{100}$$

donde q = flujo volumétrico del aire (ft^3/min).

Junto con el cálculo de la potencia real, se hizo también el cálculo de la potencia teórica tal como se describe en el apéndice A. Los valores se encuentran resumidos en la tabla 13.

De las 69 corridas efectuadas, 7 se descartaron debido a problemas con el graficador y con el flujo de aire de entrada al fermentador. El resto se promediaron aquellas que mantuvieron las mismas condiciones y los resultados se resumen en la tabla 13.

Para visualizar que relación existía entre las variables de la tabla 13, se trazaron las gráficas de las figuras 28, 29, 30 y 31.

A partir de la figura 28 se puede proponer que todos los puntos se correlacionan satisfactoriamente mediante una expresión del tipo:

$$\ln K_L a = K + \alpha \ln(Re v_s) \quad \underline{101}$$

De las figuras 29 y 30, pero solo para los puntos de viscosidades mayores o iguales a 350, una correlación del tipo:

$$\ln K_L a = K' + \alpha' \ln(P_g/V) + \beta \ln v_s + \delta \ln M \quad \underline{102}$$

podría ajustar debidamente los valores experimentales obtenidos.

Tabla 13. Resumen de los resultados de la determinación del k_{La}

#	M (cp)	LnM	v_s (m/hr)	Re	$Ln[Re v]$	k_{La} exp. (hr ⁻¹)	Lnk_{La}	P teor. (Hp)	P_g/V (Hp/m ³) teor.	$Ln[P_g/V]$	k_{La} ec. 1 (hr ⁻¹)	Lnk_{La} ec. 1	$\%E$ ec. 1	k_{La} ec. 2 (hr ⁻¹)	Lnk_{La} ec. 2	$\%E$ ec. 2	k_{La} Cooper ec. 3 (hr ⁻¹)	Lnk_{La} ec. 3	k_{La} Sal- pador ec. 4 (hr ⁻¹)	Lnk_{La} ec. 4		
1	1	0.00	0.00	299243	-----	9.2	2.22	1.58	4.514	1.51	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----		
2	1	0	11.36	299243	15.04	44.59	3.80	1.58	4.429	1.49	45.11	3.81	1.15	20.08	3.00	54.97	31.57	3.45	39.65	3.68		
3	1	0	22.72	299243	15.73	54.05	3.99	1.58	4.286	1.46	57.94	4.06	6.71	31.59	3.45	41.55	50.18	3.92	54.05	3.99		
4	1	0	34.08	299243	16.14	57.59	4.05	1.58	4.143	1.42	67.08	4.21	14.15	41.73	3.73	27.54	63.76	4.16	64.72	4.17		
5	1	0	45.44	299243	16.43	68.64	4.23	1.58	4.029	1.39	74.43	4.31	7.78	51.03	3.93	25.66	75.29	4.32	72.97	4.29		
6	1	0	56.80	299243	16.65	74.46	4.31	1.58	3.886	1.36	80.67	4.39	7.70	60.45	4.10	18.82	84.48	4.44	79.84	4.38		
7	1	0	68.12	299243	16.83	138.25	4.93	1.58	3.743	1.32	86.15	4.46	37.69	69.91	4.25	49.43	92.08	4.52	84.77	4.44		
8	21	3.04	34.08	14250	13.09	12.08	2.49	1.58	4.143	1.42	22.34	3.11	45.93	13.95	2.64	13.41	63.76	4.16	64.72	4.17		
9	21	3.04	45.44	14250	13.38	30.43	3.42	1.58	4.029	1.39	24.78	3.21	18.57	17.05	2.84	43.97	75.29	4.32	72.97	4.29		
10	350	5.86	11.36	855	9.18	4.25	1.45	1.10	3.000	1.10	5.44	1.69	21.88	3.49	1.25	17.88	22.47	3.11	10.91	2.39		
11	350	5.86	22.72	855	9.87	5.65	1.73	1.10	2.857	1.05	6.98	1.94	19.05	5.57	1.72	1.42	34.14	3.53	14.88	2.70		
12	350	5.86	34.08	855	10.28	7.05	1.95	1.10	2.714	1.00	8.09	2.09	12.86	7.48	2.01	5.75	42.66	3.75	17.46	2.86		
13	350	5.86	45.44	855	10.57	8.94	2.19	1.10	2.600	0.96	8.97	2.19	0.33	9.27	2.23	3.56	49.66	3.91	19.49	2.97		
14	350	5.86	56.80	855	10.79	9.52	2.25	1.10	2.457	0.90	9.72	2.27	2.69	11.19	2.41	14.92	54.65	4.00	21.12	3.05		
15	1100	7.00	22.72	272	8.73	3.64	1.29	0.97	2.486	0.91	4.62	1.53	21.21	4.19	1.43	13.13	29.91	3.40	5.37	1.68		
16	1100	7.00	34.08	272	9.13	4.94	1.60	0.97	2.343	0.85	5.35	1.68	7.66	5.67	1.73	12.87	37.10	3.61	6.23	1.83		
17	1100	7.00	45.44	272	9.42	7.64	2.03	0.97	2.229	0.80	5.93	1.78	22.38	7.07	1.96	7.46	42.90	3.76	6.96	1.94		
18	1100	7.00	56.80	272	9.56	8.14	2.10	0.97	2.086	0.74	6.43	1.86	21.01	8.61	2.15	5.46	46.78	3.85	7.39	2.00		
19	1900	7.55	34.08	158	8.59	4.29	1.46	1.00	2.429	0.89	4.39	1.48	2.28	4.50	1.50	4.67	38.39	3.65	4.14	1.42		
20	1900	7.55	45.44	158	8.88	6.66	1.90	1.00	2.314	0.84	4.87	1.58	26.88	5.61	1.72	15.77	44.46	3.79	4.57	1.52		
21	1900	7.55	56.80	158	9.10	7.30	1.99	1.00	2.171	0.78	5.28	1.66	27.67	6.82	1.92	6.58	48.59	3.88	4.90	1.59		
22	2500	7.82	34.08	120	8.32	3.81	1.34	1.00	2.429	0.89	3.98	1.38	4.27	4.08	1.41	6.62	38.39	3.65	3.29	1.19		
23	2500	7.82	45.44	120	8.60	5.56	1.72	1.00	2.314	0.84	4.41	1.48	20.68	5.08	1.63	8.63	44.46	3.79	3.67	1.30		
24	2500	7.82	56.80	120	8.83	6.31	1.84	1.00	2.171	0.78	4.78	1.56	24.25	6.18	1.82	2.06	48.59	3.88	3.94	1.37		
25	3400	8.13	11.36	88	6.91	1.53	0.83	1.00	2.714	1.00	2.39	0.87	35.98	1.69	0.52	9.47	20.43	3.02	1.82	0.48		
26	3400	8.13	22.72	88	7.60	2.43	0.89	1.00	2.571	0.94	3.07	1.12	20.85	2.71	1.00	10.33	30.88	3.43	2.20	0.79		
27	3400	8.13	34.08	88	8.01	3.52	1.26	1.00	2.429	0.89	3.56	1.27	1.12	3.65	1.30	3.56	38.39	3.65	2.59	0.95		
28	3400	8.13	45.44	88	8.29	4.79	1.57	1.00	2.314	0.84	3.95	1.37	17.54	4.55	1.52	5.01	44.46	3.79	2.86	1.05		
29	3400	8.13	56.8	88	8.52	5.18	1.64	1.00	2.171	0.78	4.28	1.45	17.37	5.53	1.71	6.33	48.59	3.88	3.06	1.12		
													promedio	16.68	promedio		15.60	(para todos los puntos)				
															promedio	8.07	(de los puntos #10 al #29).					

Para llevar a cabo el mejor ajuste, es decir, encontrar los mejores valores para las constantes K , K' , α , α' , β y γ de las ecuaciones 101 y 102, se usó el método de mínimos cuadrados descrito en el apéndice B. De ésta manera - se obtuvieron las siguientes ecuaciones normales:

Para la ecuación 101 :

$$\sum \text{Ln } k_{L^a} = \alpha K + \beta \sum \text{Ln } (\text{Re } v_s) \quad \underline{103}$$

$$\sum (\text{Ln } k_{L^a})(\text{Ln } (\text{Re } v_s)) = K \sum \text{Ln } (\text{Re } v_s) + \beta \sum ((\text{Ln } (\text{Re } v_s))^2) \quad \underline{104}$$

y para la ecuación 102 :

$$\sum \text{Ln } k_{L^a} = nK' + \alpha' \sum \text{Ln } (P_g/V) + \beta \sum \text{Ln } v_s + \gamma \sum \text{Ln } M \quad \underline{105}$$

$$\sum \text{Ln } k_{L^a} \text{Ln } (P_g/V) = K' \sum \text{Ln } (P_g/V) + \alpha' \sum (\text{Ln } (P_g/V))^2 + \beta \sum \text{Ln } v_s \text{Ln } (P_g/V) + \gamma \sum \text{Ln } M \text{Ln } (P_g/V) \quad \underline{106}$$

$$\sum \text{Ln } k_{L^a} \text{Ln } v_s = K' \sum \text{Ln } v_s + \alpha' \sum \text{Ln } (P_g/V) \text{Ln } v_s + \beta \sum \text{Ln } v_s^2 + \gamma \sum \text{Ln } M \text{Ln } v_s \quad \underline{107}$$

$$\sum \text{Ln } k_{L^a} \text{Ln } M = K' \sum \text{Ln } M + \alpha' \sum \text{Ln } (P_g/V) \text{Ln } M + \beta \sum \text{Ln } v_s \text{Ln } M + \gamma \sum (\text{Ln } M)^2 \quad \underline{108}$$

que al sustituir las sumatorias correspondientes obtenidas de la tabla 13:

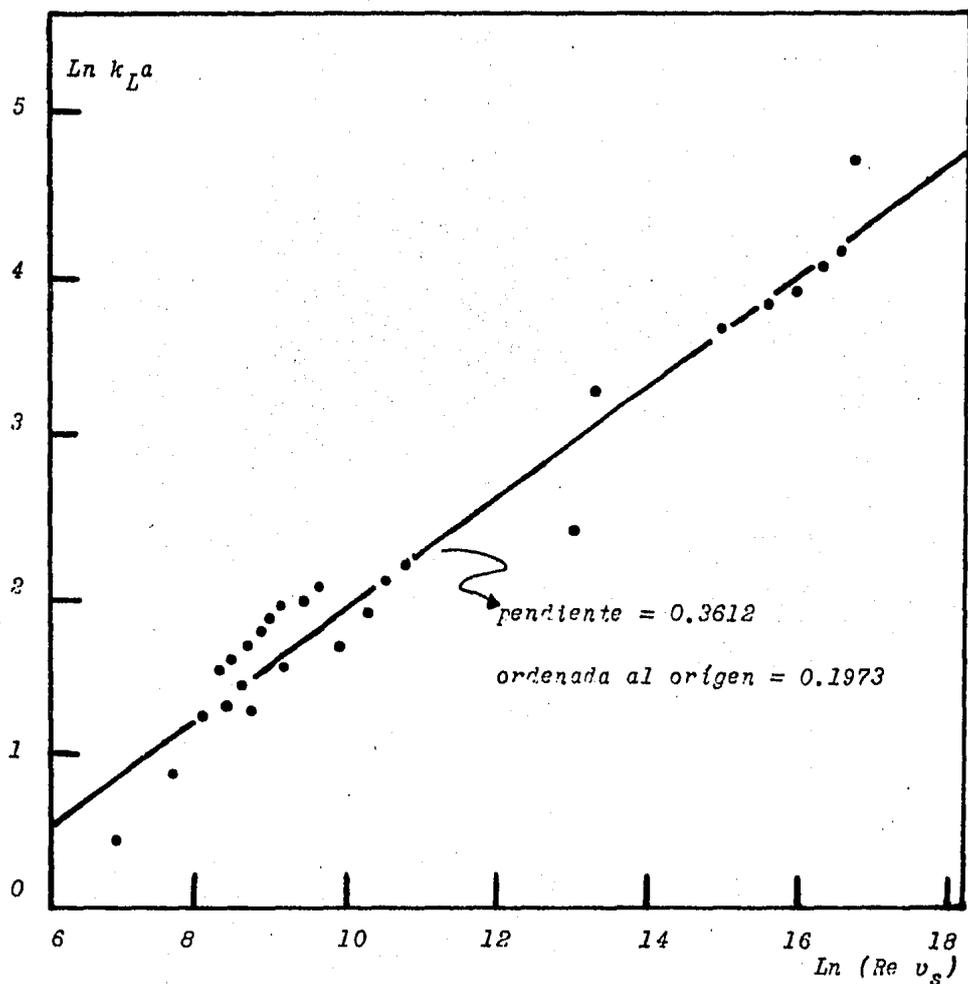


Figura 28. Correlación del $k_L a$ en función del número de Reynolds y de la velocidad superficial del aire.

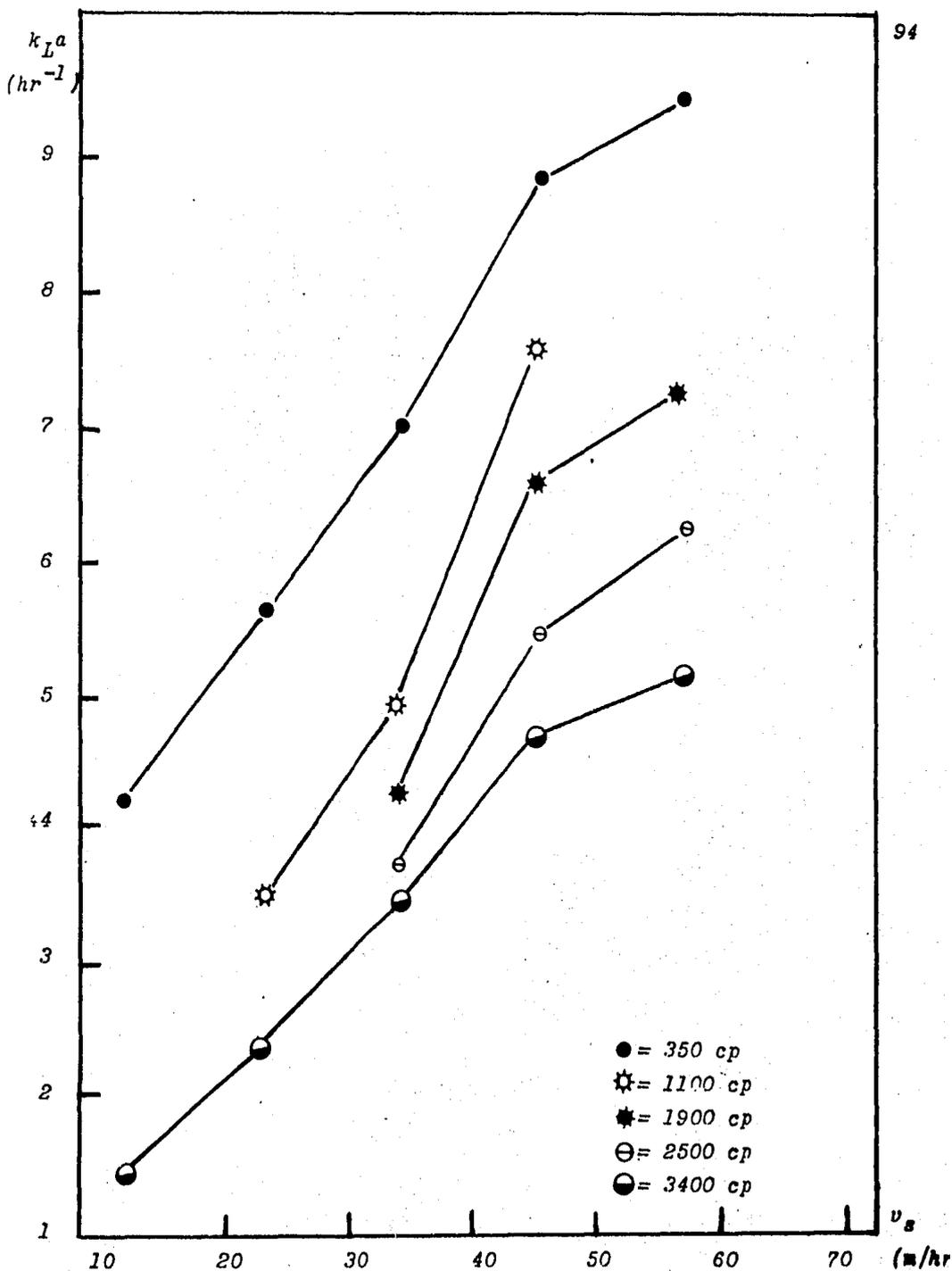


Figura 29. $k_L a$ como función de la aeración a distintas viscosidades.

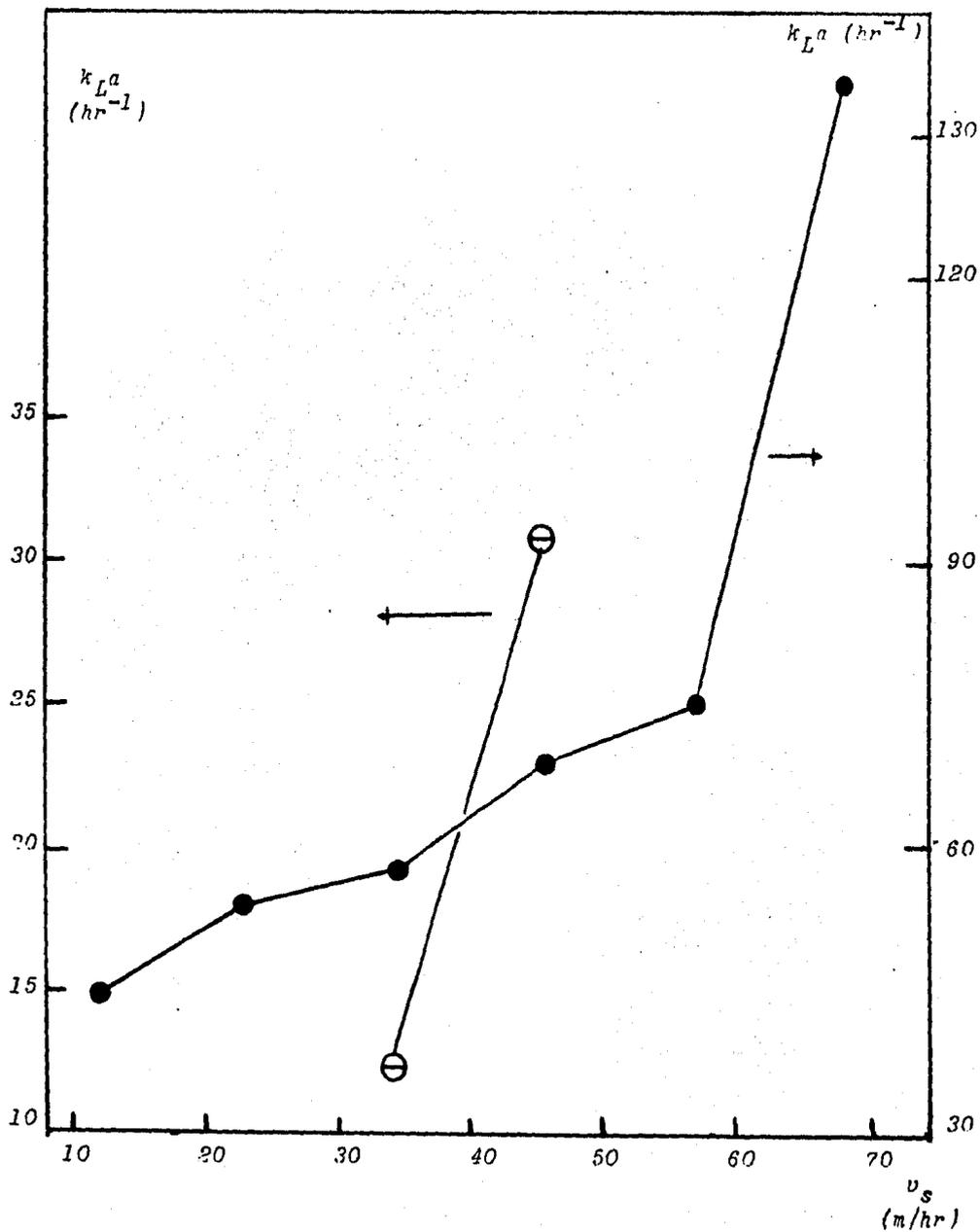


Figura 30. $k_L a$ como función de la aeración para distintas viscosidades: ● = 1 cp; ○ = 21 cp.

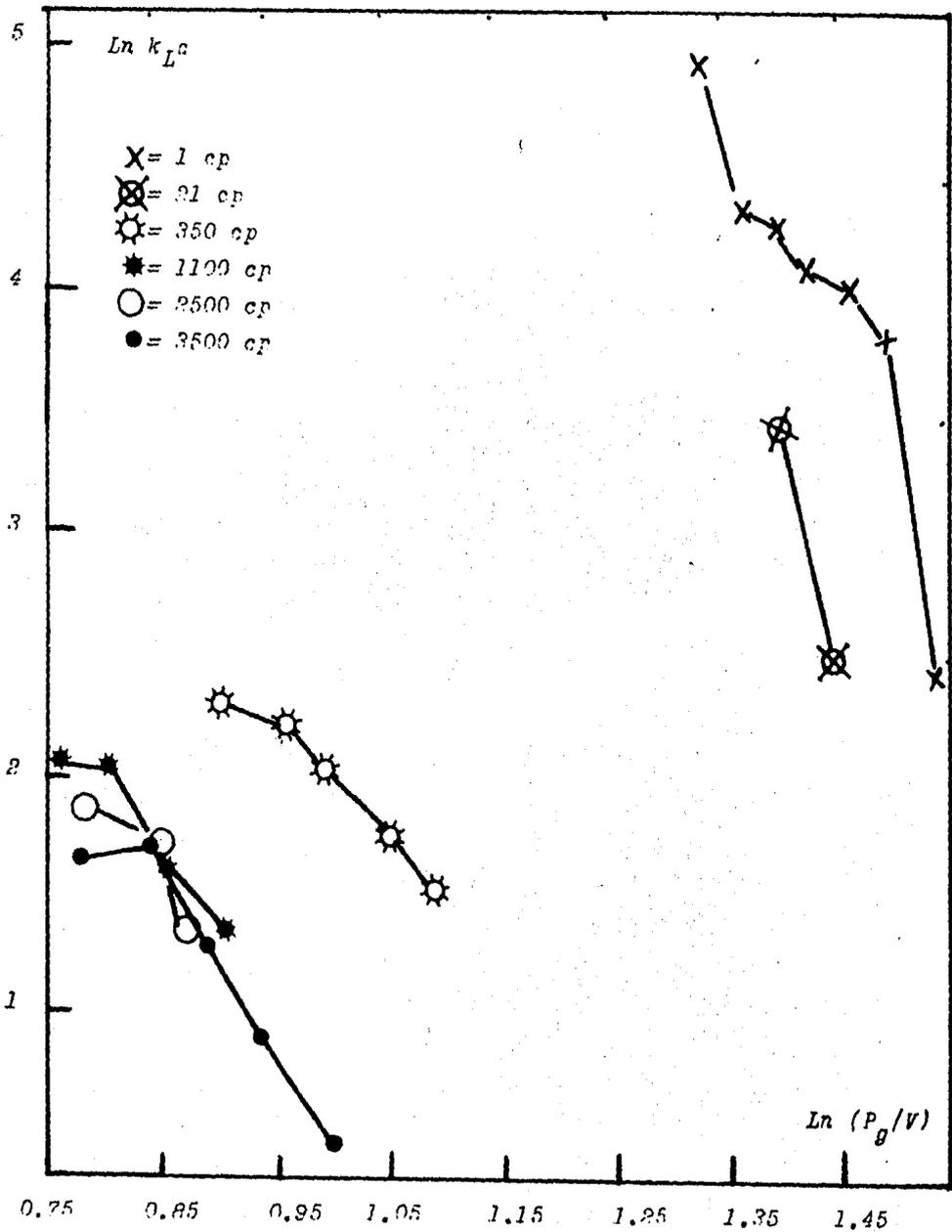


Figura 31. k_L como función de la potencia por unidad de volumen a distintas viscosidades.

Para la ecuación 101 :

$$\sum \ln k_{La} = 63.85$$

$$\sum \ln(Re v_s) = 302.56$$

$$\sum \ln k_{La} \ln(Re v_s) = 787.51$$

$$\sum (\ln(Re v_s))^2 = 3539.46$$

$K = 28 =$ número de datos tomados en cuenta.

y para la ecuación 102 :

$$\sum \ln k_{La} = 32.61$$

$$\sum \ln v_s = 71.15$$

$$\sum (\ln(P_g/V))^2 = 15.93$$

$$\sum (\ln M)^2 = 1052.99$$

$$\sum \ln k_{La} \ln v_s = 119.17$$

$$\sum \ln(P_g/V) \ln v_s = 62.38$$

$$\sum \ln(P_g/V) \ln M = 126.998$$

$$\sum \ln(P_g/V) = 17.75$$

$$\sum \ln M = 144.08$$

$$\sum (\ln v_s)^2 = 257.75$$

$$\sum \ln k_{La} \ln(P_g/V) = 28.63$$

$$\sum \ln k_{La} \ln M = 230.89$$

$$\sum \ln v_s \ln M = 513.58$$

$K' = 20 =$ número de datos tomados en cuenta.

y finalmente al resolver simultáneamente las ecuaciones

103 y 104 por un lado, y por el otro la 105 , 106 ,
107 y la 108 , se obtiene respectivamente:

$$k_{La} = 0.1973 (Re v_s)^{0.3612} \quad \underline{109}$$

$$k_{La} = 17.93 (P_g/V)^{-0.92} (v_s)^{0.61} (M)^{-0.36} \quad \underline{110}$$

La ec. 109 y la ec. 110 están designadas en la tabla 13 como k_{L^a} ec. 1 y k_{L^a} ec. 2 respectivamente. En la misma tabla, las columnas designadas como %E ec. 1 y %E ec. 2 se refieren al porcentaje de error del k_{L^a} calculado por la ec. 109 y por la ec. 110 respectivamente, con respecto al valor del k_{L^a} obtenido experimentalmente. Definiendo al %E como:

$$\%E = (1 - (k_{L^a} \text{ valor bajo} / k_{L^a} \text{ valor alto}))100 \quad \underline{111}$$

Para visualizar el grado de desviación de las ecuaciones 109 y 110 con respecto al valor experimental, se trazaron los valores teóricos dados por cada ecuación contra los valores experimentales de k_{L^a} (ver la fig. 32). Se compararon también los valores experimentales de k_{L^a} contra valores obtenidos por ecuaciones comunes halladas en la literatura - (ver fig. 33). Las ecuaciones probadas fueron:

Cooper et al (51): $k_{L^a} = 1.5535(P_g/V)^{0.95}(v_s)^{0.67} \quad \underline{112}$

designada como ec. 3 en la tabla 13.

Salvador y Sagal (39):

$$k_{L^a} = 4.3064(P_g/V)^{0.69}(v_s)^{0.49}(M)^{-0.81} \quad \underline{113}$$

y para $M=1$: $k_{L^a} = 4.3064(P_g/V)^{0.69}(v_s)^{0.49} \quad \underline{113'}$

designada como ec. 4 en la tabla 13.

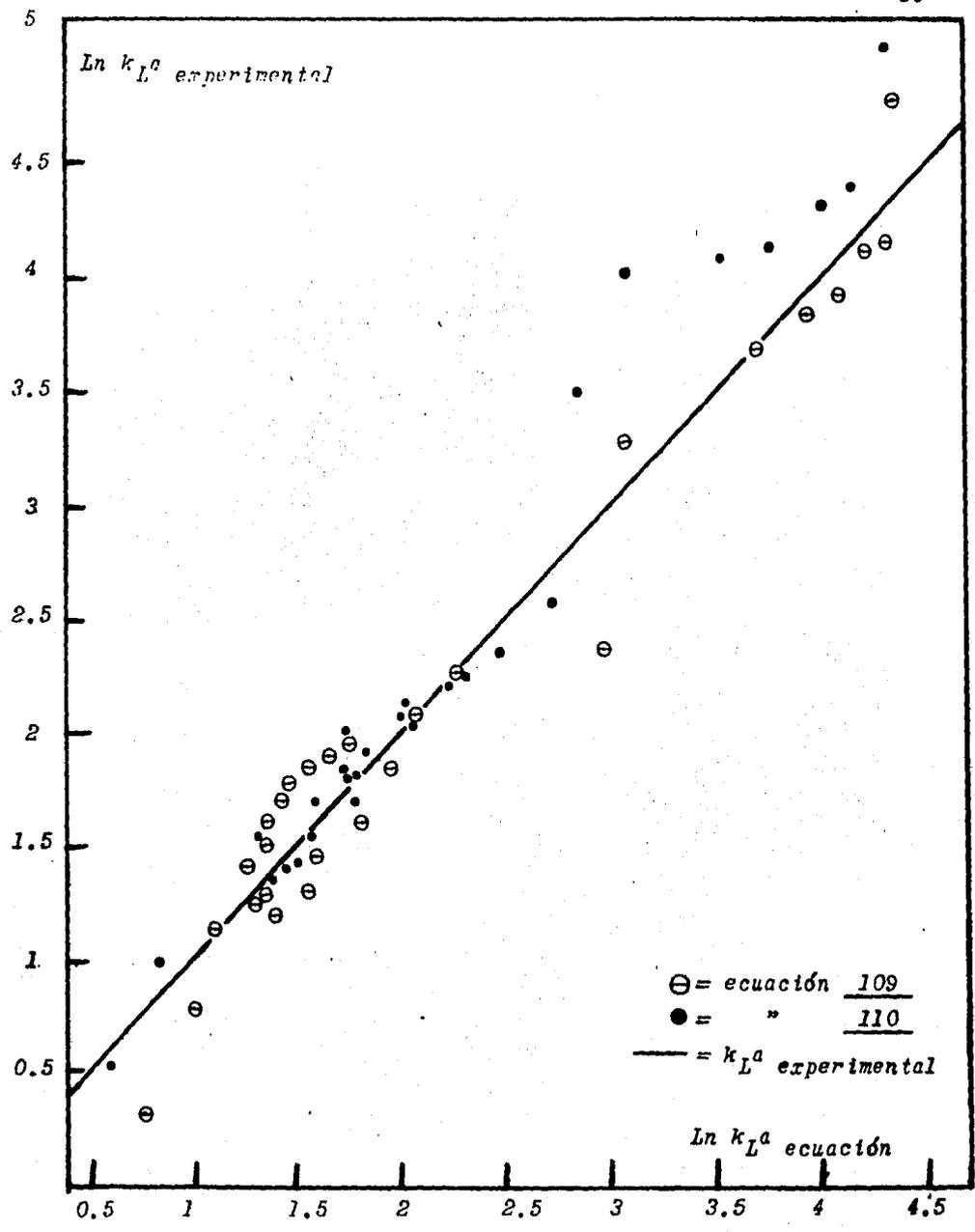


Figura 32. Comparación del k_L^a experimental con el k_L^a calculado por las correlaciones empíricas.

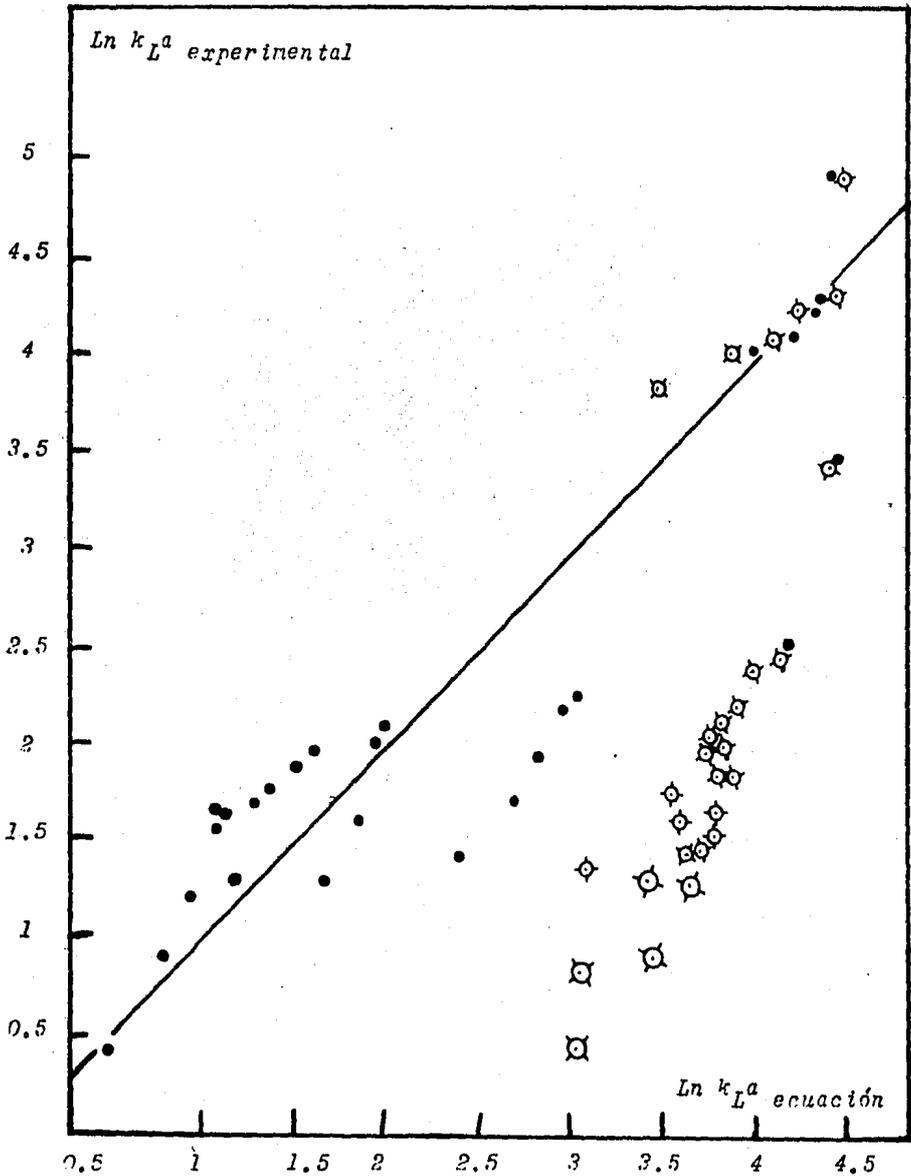


Figura 33. Comparación del k_{L^a} experimental con el k_{L^a} calculado por ecuaciones de la literatura.

● = ec. Salvador y Regal (39); ○ = ec. Cooper (51);
 — = k_{L^a} experimental.

Finalmente, otro resultado importante fué la determinación de la aeración superficial, es decir, la transferencia de oxígeno desde la capa de aire adyacente al líquido hasta el seno de éste debida solamente a la turbulencia en la superficie causada por la agitación y sin meter aire desde abajo del fermentador por el dispersor. Para el agua sola el valor fué (corrida # 1 tabla 13):

$$k_{L^a} \left| \begin{array}{l} \mu=1 \\ \text{sup.} \end{array} \right. = 9.2 \text{ hr}^{-1}$$

y para viscosidades mayores a 1 se vió que el $k_{L^a} \left| \begin{array}{l} \\ \text{sup.} \end{array} \right.$ fué despreciable.

VI.2. Resultados del Coeficiente de Transferencia de Calor.

Como ya se mencionó en el capítulo V.2. , se efectuaron mediciones durante la esterilización y enfriamiento del medio de cultivo, pero solamente se utilizaron los valores de enfriamiento ya que nunca se logró mantener condiciones estables durante el calentamiento. La figura 11 de la página 34 muestra uno de los resultados obtenidos, en una corrida, de como varía la temperatura dentro del fermentador con respecto al tiempo.

El área de transferencia de calor se calculó como el área del fondo del fermentador + el área del cuerpo del fermentador desde el fondo hasta la altura h del líquido:

$$\begin{aligned}
 A &= A_{cil.} + A_{fondo} = \pi D_t h + \pi (r^2 + h^2) \\
 &= 2.1677 h + 0.4584 = (m^2) \qquad \underline{114}
 \end{aligned}$$

Debido a que la determinación de U se llevó acabo trabajando durante el proceso de esterilización de fermentaciones reales, existían ciertas condiciones que no se podían controlar sin afectar la fermentación. Dentro de éstas condiciones, la que influía en el cálculo de U era la de mantener un sello continuo de vapor por las líneas que llegan y salen del fermentador, con el fin de evitar contaminaciones. Este sello de vapor en las líneas, ocasionaba que el enfriamiento fuera más lento y, por lo tanto, los valores de U determi-

dados con sello de vapor eran distintos a los determinados cuando no se usaba el sello de vapor en las tuberías.

Los resultados de las corridas efectuadas tanto con sello, como sin sello de vapor, se encuentran resumidos en la tabla 14.

En la tabla 14, la columna designada como t , se refiere a la temperatura promedio del agua de enfriamiento. Las columnas designadas como θ , T_i , T_f se refieren respectivamente al tiempo en que se enfrió el medio desde una temperatura T_i hasta una T_f .

Para calcular el coeficiente de transferencia de calor se utilizaron tres métodos que dan respectivamente los valores de las columnas U_1 , U_2 y U_3 , siendo las unidades de U en los tres casos = $(\text{Kcal}/\text{m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C})$.

U_1 se calculó mediante el método de la pendiente descrito en la página 77 (ecuaciones 83 y 84). Para U_2 se siguió el método de la integral sin considerar evaporación; página 78 y ecs. 85 y 86. Finalmente la columna designada como U_3 se refiere a U calculado por el método de la integral -- considerando las pérdidas de calor por evaporación; pág. 79, ecs. 91 y 92.

De estos tres métodos, solo se usó el último para calcular todos los valores de U ya que es el más exacto, mientras que sólo para algunas corridas, se calculó U con los otros dos métodos, simplemente para comparar los resultados.

Para hacer el cálculo tanto de U_2 como de U_3 , se elaboró un programa (programa 02) para calculadora de bolsillo "Texas-

#	μ (cp)	v_s (ft ³ /min)	t (°C)	T_i (°C)	T_f (°C)	U_1 (Kcal/hr-m ² -°C)	U_2	U_3	A (m ²)	m (Kg)	θ (min)
Sin sello de vapor en las tuberías.											
01	1	22.72	23.0	82.9	66.5	266	284	270	2.2533	343	11.0
02	1	45.44	23.0	64.2	50.6	254	278	265	2.2533	343	14.0
03	1	0.0	23.0	118.2	95.6	---	183	183	2.2533	343	12.0
04	1	0.0	20.5	99.3	46.9	242	256	256	2.2533	343	41.0
05	5200	0.0	21.0	106.1	98.8	95	95	95	1.5488	221	8.0
06	5200	34.08	20.0	66.5	52.8	113	117	104	1.5488	221	26.0
07	5200	54.52	20.0	51.9	41.0	157	167	152	1.5488	221	22.0
08	5200	56.80	21.0	95.3	68.3	230	247	182	1.5488	221	16.0
09	5800	0.0	21.0	103.5	67.1	---	105	105	1.5921	230	49.0
10	5800	52.25	21.0	65.2	47.5	---	129	124	1.5921	230	32.0
11	6000	22.72	19.0	97.5	74.9	---	---	109	1.6463	238	21.0
12	6000	45.44	17.9	74.9	58.7	---	---	121	1.6463	238	21.0
13	6000	54.52	17.2	58.7	46.7	---	---	106	1.6463	238	25.0
Con sello de vapor en las tuberías.											
14	1	0.0	21.0	118.9	101	146	174	174	2.2533	343	11.0
15	1	31.81	21.0	93.6	59.2	246	284	258	2.2533	343	26.0
16	1	35.21	21.0	57.2	37.2	187	194	136	2.2533	343	38.0
17	1	54.52	19.0	36.8	31.5	127	128	128	2.2533	343	26.0
18	1	56.80	20.0	120.4	39.9	---	284	267	2.2533	343	56.0
19	1	56.80	22.1	91.8	31.5	---	239	220	2.2533	343	81.0
20	1	56.80	20.0	122.3	95.4	---	162	142	2.2533	343	18.0
21	1	0.0	22.1	125.5	93.3	---	279	279	2.2533	343	13.0
22	1	43.16	19.9	119.5	106.8	---	---	245	1.642	237	15.5
23	1	52.25	18.0	104.7	76.3	---	---	120	1.642	237	12.0
24	1	0.0	20.0	76.3	32.4	---	---	77	1.642	237	53.0
25	1	56.80	20.3	98.5	30.5	---	283	258	2.2533	343	70.0

Tabla 14. Resultados del coeficiente de transferencia de calor, U .

Instruments 59", que daba directamente el U . Los resultados de la tabla 14 se graficaron para visualizar mejor que tendencia seguían (ver fig. 34). De ésta figura sólo se puede concluir que en general el U aumenta con la aeración (para el enfriamiento) y disminuye con la viscosidad. A diferencia de la determinación del k_{La} , en éste caso no se propone ninguna ecuación como podría ser: $U = a M^b v_s^c$, ya que la cantidad de datos no son suficientes como para que se encuentre una buena correlación ajustable a toda una serie de condiciones distintas. Además, para este caso, solamente interesa y es más que suficiente establecer un rango de U para el equipo. Es por esto que para las distintas condiciones que se trabajaron se presentan en la siguiente tabla, los rangos de U :

Tabla 15. Rangos del coeficiente de transferencia de calor a distintas condiciones, para el fermentador de 500 litros.

condición	viscosidad (cp)	coeficiente U (Kcal/m ² -hr-°C)
sin sello de vapor	1	183 --- 270
sin sello de vapor	5200	95.5 --- 182
sin sello de vapor	5800	104.7 --- 124
con sello de vapor	1	77 --- 258
con sello de vapor	6000	106 --- 121

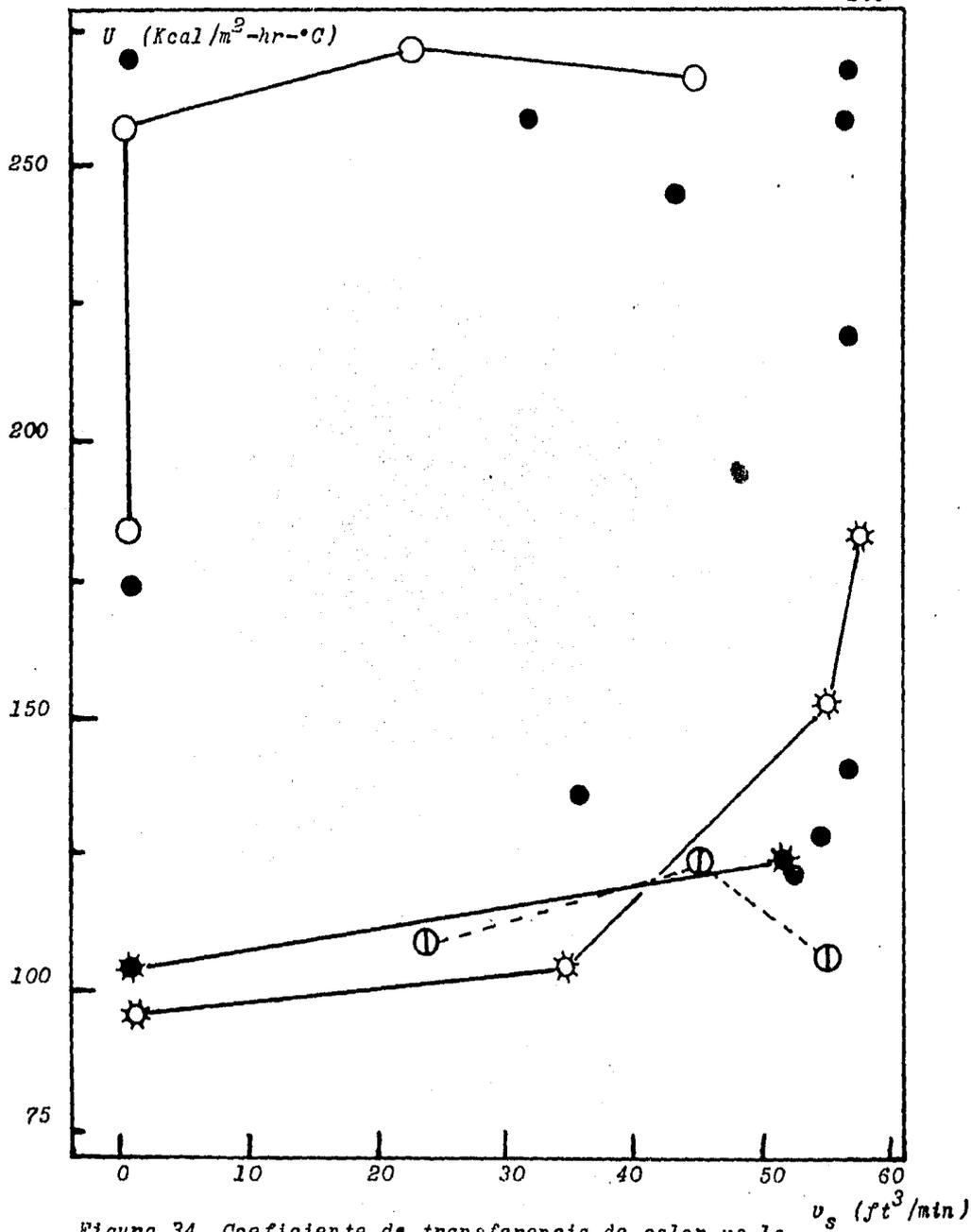


Figura 34. Coeficiente de transferencia de calor vs la velocidad superficial. Sin sello: ○ $\mu=1$, ⊛ $\mu=5200$, ⊛ $\mu=5800\text{cp}$. Con sello: ● $\mu=1$, ⊙ $\mu=6000\text{cp}$.

Cálculo de U .		
000	76	LBL
001	16	A'
002	53	(
003	24	CE
004	65	x
005	01	1
006	54)
007	42	STD
008	02	02
009	53	(
010	53	(
011	53	(
012	53	(
013	24	CE
014	85	+
015	43	RCL
016	07	07
017	54)
018	35	1/X
019	65	x
020	43	RCL
021	08	08
022	94	+/-
023	85	+
024	43	RCL
025	09	09
026	54)
027	22	INV
028	28	LDG
029	42	STD
030	10	10
031	94	+/-
032	85	+
033	07	7
034	06	6
035	00	0
036	54)
037	35	1/X
038	65	x
039	43	RCL
040	10	10
041	65	x
042	43	RCL
043	11	11
044	65	x
045	43	RCL
046	12	12
047	65	x
048	53	(
049	43	RCL
050	02	02
051	65	x
052	43	RCL
053	13	13
054	85	+
055	43	RCL
056	14	14
057	54)
058	85	+
059	53	(
060	43	RCL
061	17	17
062	65	x
063	43	RCL
064	18	18
065	54)
066	22	INV
067	23	LNK
068	42	STD
069	19	19
070	35	1/X
071	65	x
072	53	(
073	43	RCL
074	19	19
075	75	-
076	01	1
077	54)
078	65	x
079	43	RCL
080	15	15
081	65	x
082	53	(
083	43	RCL
084	02	02
085	75	-
086	43	RCL
087	16	16
088	54)
089	54)
090	35	1/X
091	92	RTN
092	76	LBL
093	17	B'
094	42	STD
095	20	20
096	92	RTN
097	76	LBL
098	18	C'
099	42	STD
100	21	21
101	92	RTN
102	76	LBL
103	19	D'
104	42	STD
105	17	17
106	92	RTN
107	76	LBL
108	42	STD
109	42	STD
110	16	16
111	92	RTN
112	76	LBL
113	43	RCL
114	35	1/X
115	94	+/-
116	65	x
117	08	8
118	02	2
119	03	3
120	00	0
121	00	0
122	95	=
123	42	STD
124	15	15
125	92	RTN
126	76	LBL
127	44	SUM
128	65	x
129	03	3
130	03	3
131	93	.
132	05	5
133	03	3
134	05	5
135	07	7
136	65	x
137	93	.
138	06	6
139	94	+/-
140	95	=
141	42	STD
142	12	12
143	92	RTN
144	76	LBL
145	33	X ²
146	55	÷
147	04	4
148	09	9
149	03	3
150	08	8

Programa 02. Cálculo de U por el método de la "integral", considerando pérdidas de calor por evaporación.

151	95	=	180	93	.	209	06	6
152	42	STD	181	00	0	210	42	STD
153	18	18	182	02	2	211	22	22
154	92	RTN	183	55	÷	212	92	RTN
155	76	LBL	184	02	2	213	76	LBL
156	34	IX	185	08	8	214	10	E'
157	02	2	186	93	.	215	43	RCL
158	03	3	187	09	9	216	20	20
159	00	0	188	07	7	217	36	PGM
160	42	STD	189	95	=	218	09	09
161	07	07	190	42	STD	219	11	A
162	01	1	191	11	11	220	43	RCL
163	06	6	192	93	.	221	21	21
164	08	8	193	05	5	222	36	PGM
165	06	6	194	09	9	223	09	09
166	93	.	195	00	0	224	12	B
167	08	8	196	04	4	225	43	RCL
168	06	6	197	94	+/-	226	22	22
169	42	STD	198	42	STD	227	36	PGM
170	08	08	199	13	13	228	09	09
171	07	7	200	05	5	229	13	C
172	93	.	201	09	9	230	36	PGM
173	09	9	202	00	0	231	09	09
174	09	9	203	93	.	232	14	D
175	04	4	204	00	0	233	92	RTN
176	42	STD	205	07	7	234	91	R/S
177	09	09	206	01	1			
178	01	1	207	42	STD			
179	08	8	208	14	14			

Instrucciones:

- 1.- Guardar constantes ----- SBR \sqrt{X}
- 2.- Temperatura agua enfriamiento ($^{\circ}C$) ----- SBR STD
- 3.- Masa del fluido (g) ----- SBR RCL
- 4.- Flujo de aire / masa ($ft^3 / min g$) ----- SBR SUM
- 5.- Area de transferencia de calor (m^2) ----- SBR X^2
- 6.- Temperatura inicial del caldo ($^{\circ}C$) ----- B'
- 7.- Temperatura final del caldo ($^{\circ}C$) ----- C'
- 8.- U supuesta ($Kcal/hr-m^2-^{\circ}C$) ----- D'
- 9.- Calcular la integral ----- E'

10.- Si la integral calculada es igual al tiempo experimental que tardó en pasar de T_i hasta T_f , entonces la U supuesta es la correcta, si no, entonces repetir desde el paso 8.

Programa 02. (Continuación).

VI.3. Resultados de Tiempo de Mezclado.

Se efectuaron un total de 81 corridas para determinar el tiempo de mezclado a distintas condiciones. Se varió la viscosidad del medio desde 1 cp. hasta 2500 cp. y la aeración - desde 0 hasta $12.5 \text{ ft}^3/\text{min}$. La variación del pH con respecto al tiempo se graficaba por medio del graficador, dando la curva de pH contra tiempo. La figura 35 muestra una serie de curvas típicas obtenidas durante la experimentación, de éstas se puede observar claramente como el mezclado sigue el comportamiento descrito por la ley del decaimiento exponencial visto en la sección III.5.2. (figura 18 y ecuación 54).

Para ver el efecto de la cantidad de trazador (en éste - caso HCl dil. 1:1) utilizado, 26 de las 81 corridas efectuadas, se hicieron a viscosidad = 1 cp. y aeración = $0 \text{ ft}^3/\text{min}$ siendo los únicos parámetros que se variaron la cantidad de ácido agregada y el rango de pH en el que se hizo la medición. Los resultados de éstas 26 corridas se presentan en la tabla 16.

De la tabla 16 se puede ver que no existe una relación entre la cantidad de trazador agregada y el tiempo de mezclado. También se observó que el rango del pH en el que se hacían - las mediciones, afectaba la forma de la curva pero no se observó una tendencia definida en cuanto al tiempo de mezclado se refiere. Por lo tanto, el resto de las mediciones se hicieron agregando 30 ml de HCl dil. 1:1 con una jeringa de - plástico, y manteniendo el pH entre 6 y 9 para no afectar -

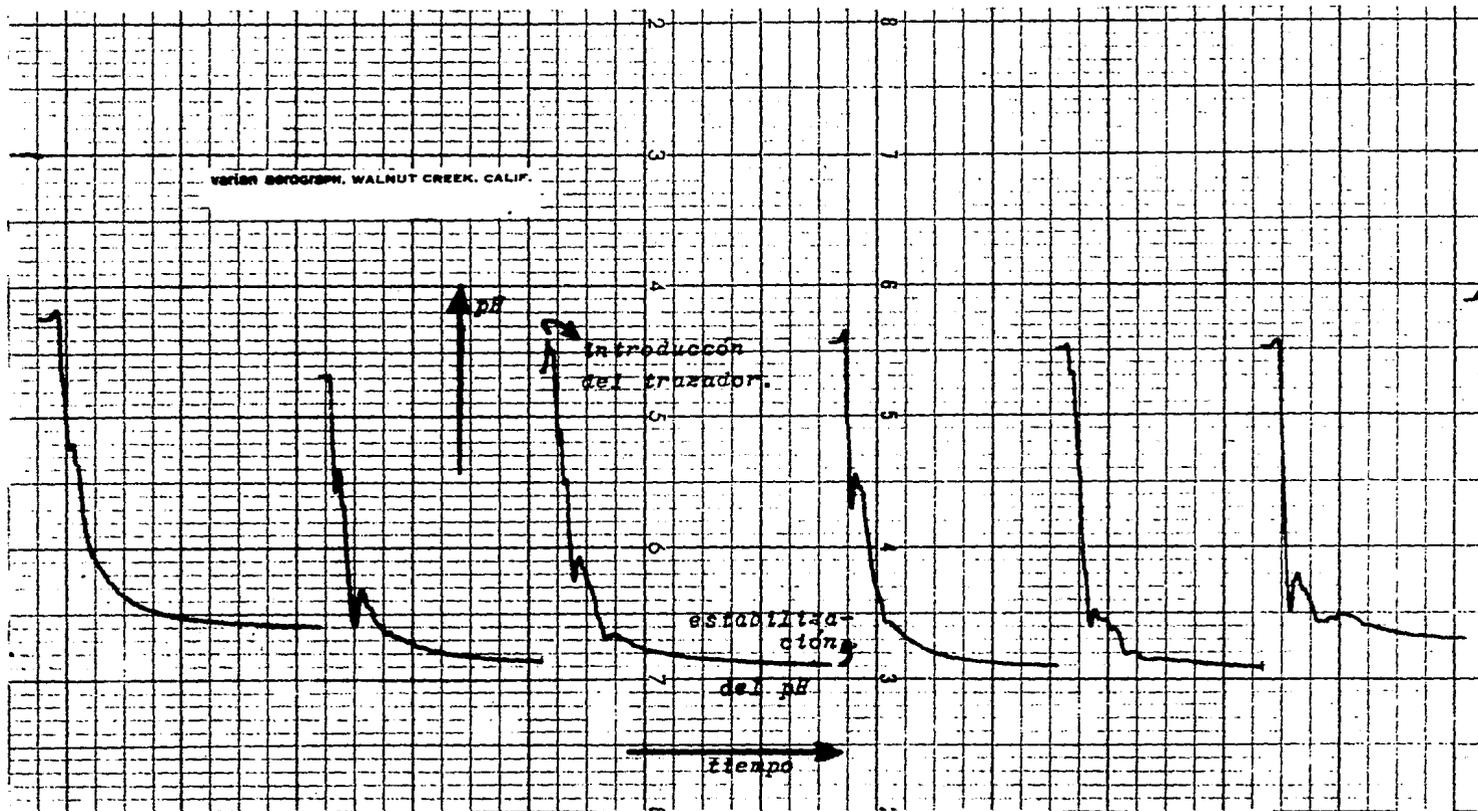


Figura 35. Gráficas de pH vs tiempo obtenidas en la determinación del tiempo de mezclado mediante el uso de HCl como trazador.

Tabla 16. Resultados de tiempo de mezcla variando la cantidad de trazador y el rango de pH, y manteniendo la viscosidad y la aeración constantes.

#	ml de HCl	rango de pH	tiempo de mezcla (seg)
1	10	5.5 - 3.0	21.0
2	10	"	18.0
3	20	"	22.8
4	20	"	22.8
5	30	"	21.0
6	30	"	20.7
7	35	"	19.2
8	35	"	18.6
9	40	"	27.6
10	40	"	25.8
11	45	"	22.2
12	45	"	25.8
13	50	"	20.4
14	50	"	20.4
15	20	7.0 - 6.4	28.8
16	15	6.4 - 6.1	12.0
17	20	6.1 - 5.8	13.8
18	25	5.8 - 5.3	13.8
19	25	5.3 - 3.7	15.0
20	30	10 - 9.5	18.0
21	30	9.5 - 9.1	19.8
22	35	9.1 - 7.5	45.6
23	35	7.5 - 6.8	16.2
24	30	6.8 - 6.4	18.0
25	30	6.4 - 6.1	18.0
26	30	6.1 - 5.8	18.0

la estabilidad de la goma, además de que con estas condiciones, la forma de las curvas obtenidas se parecía más al del comportamiento del decaimiento exponencial, haciendo más fácil su interpretación. El resto de los resultados se resumen en la tabla 17.

Nuevamente, al igual que en la determinación del $k_L a$ y de U , se graficaron los resultados de la tabla 17 para poder visualizar mejor si existía alguna relación definida entre las variables viscosidad y aeración con el tiempo de mezclado. Tal y como se muestra en la figura 36, al graficar el logaritmo natural de θ_m contra el $\text{Ln} M$ se vio claramente como para las distintas aeraciones, se tenía un comportamiento parabólico. Por lo tanto la ecuación propuesta para correlacionar los datos de tiempo de mezclado es de tipo parabólico:

$$\text{Ln } \theta_m = K + b \text{Ln} M + c (\text{Ln} M)^2 + d \text{Ln} VVM \quad \underline{115}$$

Al igual que en la determinación de $k_L a$ las constantes K , b , c y d se pueden calcular por el método de mínimos cuadrados descrito en el apéndice B. De esta manera, las ecuaciones normales para la ecuación 115 son las siguientes:

$$\sum \text{Ln} \theta_m = nK + b \sum \text{Ln} M + c \sum (\text{Ln} M)^2 + d \sum \text{Ln} VVM \quad \underline{116}$$

$$\sum \text{Ln} \theta_m \text{Ln} M = K \sum \text{Ln} M + b \sum (\text{Ln} M)^2 + c \sum (\text{Ln} M)^3 + d \sum \text{Ln} M \text{Ln} VVM \quad \underline{117}$$

Tabla 17. Resultados de tiempo de mezclado variando la aeración y la viscosidad del medio. Volumen de trazador = 30 ml. Rango de pH = 6 -- 9.

#	aire (ft ³ / min)	VVM (min ⁻¹)	μ (cp)	$\ln \mu$	θ_{exp} (seg)	$\ln \theta_{exp}$	θ_{teo} (seg)	$\ln \theta_{teo}$	% E
1	2.5	0.2023	4	1.39	8.1	2.09	7.8	2.05	3.7
2	2.5	0.2023	42	3.74	15.6	2.75	14.2	2.65	8.97
3	2.5	0.2023	500	6.21	33.3	3.51	53.1	3.97	37.29
4	2.5	0.2023	2500	7.82	267.0	5.59	183.0	5.21	31.46
5	2.5	0.2023	1	0	5.7	1.74	7.4	2.0	22.97
6	5.0	0.4046	4	1.39	7.5	2.01	6.8	1.92	9.33
7	5.0	0.4046	50	3.91	15.6	2.75	13.3	2.59	14.74
8	5.0	0.4046	500	6.21	32.1	3.47	46.4	3.84	30.82
9	5.0	0.4046	2500	7.82	180.0	5.19	159.8	5.07	11.22
10	5.0	0.4046	1	0	5.4	1.69	6.5	1.87	16.92
11	7.5	0.6069	4	1.39	6.9	1.93	6.0	1.79	13.04
12	7.5	0.6069	60	4.09	12.9	2.56	12.6	2.56	2.33
13	7.5	0.6069	2100	7.56	105.0	4.65	120.3	4.79	12.72
14	7.5	0.6069	1	0	5.1	1.63	5.7	1.74	10.53
15	7.5	0.6069	500	6.21	27.0	3.30	40.5	3.70	33.33
16	10.0	0.8091	4	1.39	6.3	1.84	5.2	1.65	17.46
17	10.0	0.8091	70	4.25	14.1	2.67	11.7	2.46	17.02
18	10.0	0.8091	500	6.21	25.8	3.25	35.4	3.57	27.12
19	10.0	0.8091	2100	7.65	96.0	4.56	105.1	4.65	8.66
20	10.0	0.8091	2500	7.82	159.0	5.07	121.9	4.80	23.33
21	10.0	0.8091	1	0	4.5	1.50	5.0	1.61	10.0
22	12.5	1.0114	4	1.39	5.8	1.76	4.6	1.53	20.69
23	12.5	1.0114	70	4.25	13.8	2.62	10.2	2.32	26.09
24	12.5	1.0114	2100	7.65	70.2	4.25	91.8	4.52	23.53
25	12.5	1.0114	2500	7.82	138.0	4.93	106.5	4.67	22.83
26	12.5	1.0114	1	0	4.5	1.50	4.3	1.46	4.44
27	12.5	1.0114	500	6.21	23.7	3.17	30.9	3.43	23.30

Tabla 17. (Continuación).

#	aire	VVM (ft ³ / min)	M (cp)	Ln M	θ_{exp} (seg)	Ln θ_{ex}	θ_{teo} (seg)	Ln θ_{teo}	% E
28	0	0	4	1.39	9.6	2.26	9.0	2.2	6.25
29	0	0	40	3.69	16.5	2.80	16.0	2.77	3.03
30	0	0	2500	7.82	300.	5.70	209.5	5.34	30.17
31	0	0	500	6.21	31.6	3.46	60.8	4.1	(47.7) *
promedio									17.44

* Se eliminó el valor # 31

$$\sum \text{Ln} \theta_m (\text{Ln } M)^2 = K \sum (\text{Ln } M)^2 + b \sum (\text{Ln } M)^3 + c \sum (\text{Ln } M)^4 + d \sum \text{Ln VVM } (\text{Ln } M)^2$$

118

$$\sum \text{Ln} \theta_m \text{Ln VVM} = K \sum \text{Ln VVM} + b \sum \text{Ln } M \text{Ln VVM} + c \sum (\text{Ln } M)^2 \text{Ln VVM} + d \sum (\text{Ln VVM})^2$$

119

que al substituir las sumatorias correspondientes obtenidas de la tabla 17:

$$n = 30$$

$$\sum \text{Ln} \theta_m \text{Ln } M = 494.633$$

$$\sum \text{Ln} \theta_m \text{Ln VVM} = 51.5317$$

$$\sum \text{Ln} \theta_m = 92.7246$$

$$\sum \text{Ln} \theta_m (\text{Ln } M)^2 = 3333.0988$$

$$\sum \text{Ln } M = 125.3900$$

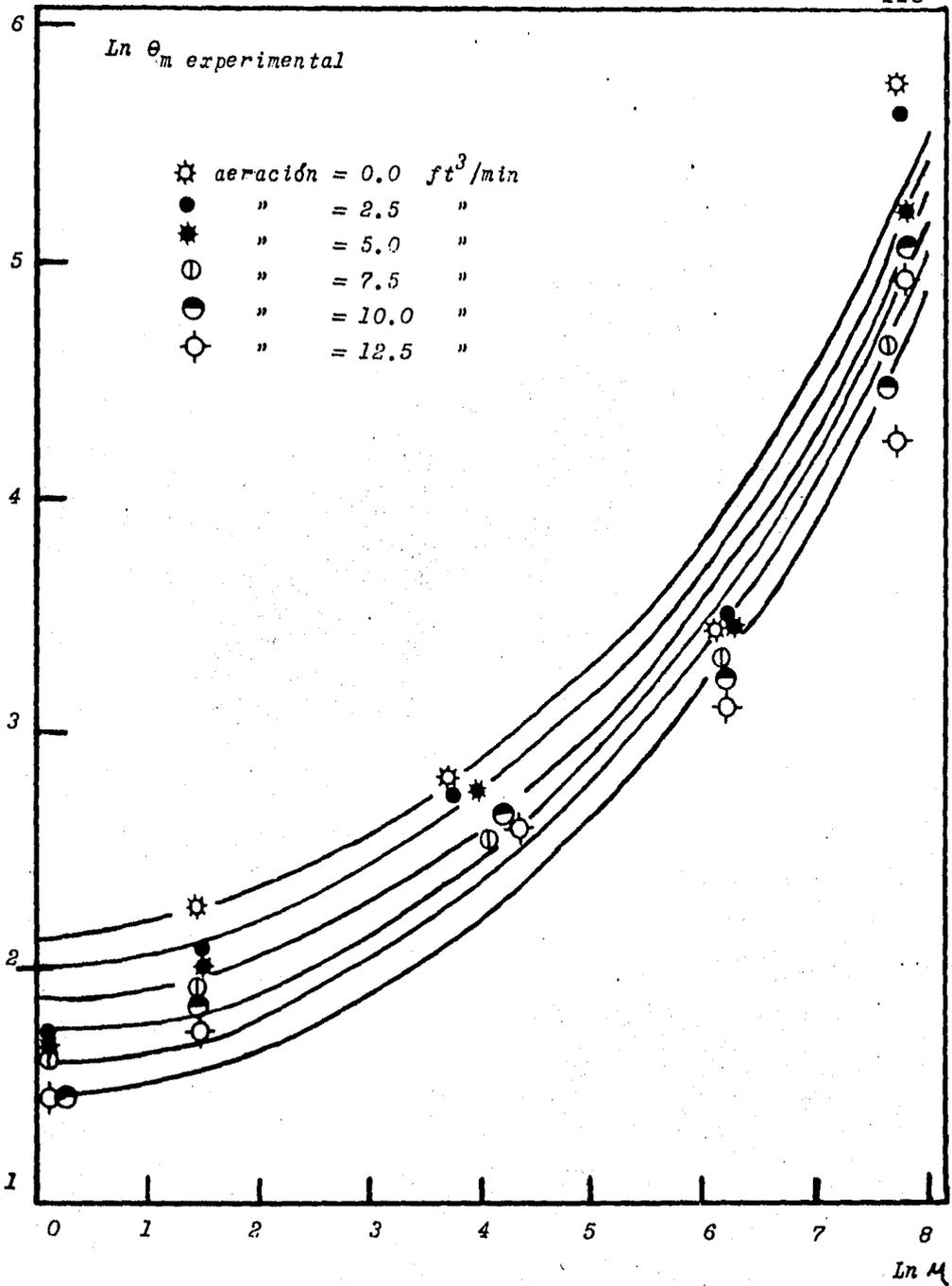


Figura 36. θ_m como función de M a distintas aeraciones.

$$\bar{\Sigma} \text{LnVVM} = 16.9920$$

$$\bar{\Sigma} (\text{Ln } M)^3 = 5338.0569$$

$$\bar{\Sigma} (\text{Ln } M)^4 = 38037.1633$$

$$\bar{\Sigma} (\text{LnVVM})^2 = 12.9302$$

$$\bar{\Sigma} (\text{Ln } M)^2 = 782.0145$$

$$\bar{\Sigma} \text{Ln } M \text{ LnVVM} = 73.1826$$

$$\bar{\Sigma} \text{LnVVM} (\text{Ln } M)^2 = 465.7127$$

y resolviendo simultáneamente las ecuaciones 116, 117, 118 y 119 se llega finalmente a:

$$\theta_m = 8.5227 M^\alpha \exp(\beta) \quad \text{donde:} \quad \underline{120}$$

$$\alpha = (\text{Ln } M^{0.0578} - 0.043) \quad \underline{121}$$

$$\beta = (-0.6688 \text{ VVM}) \quad \underline{122}$$

La ecuación 120 está designada en la tabla 17 como θ_{teo} y al igual que en la determinación de $k_L a$, se compara el valor experimental con el valor obtenido por la correlación, a través de el % E definido anteriormente por la ec. 111. Para visualizar el grado de desviación de la ecuación 120 con respecto al valor experimental, se trazaron los valores teóricos dados por la ecuación contra los valores experimentales de θ_m (ver figura 37).

Finalmente, se comparan en la figura 38 los valores experimentales y los valores dados por la ec. 120 contra los valores de tiempo de mezclado predichos por la ecuación de Khang y Levenspiel (15) vista anteriormente (ec. 54). El algoritmo para calcular el θ_m por la ecuación 54 es el siguiente:

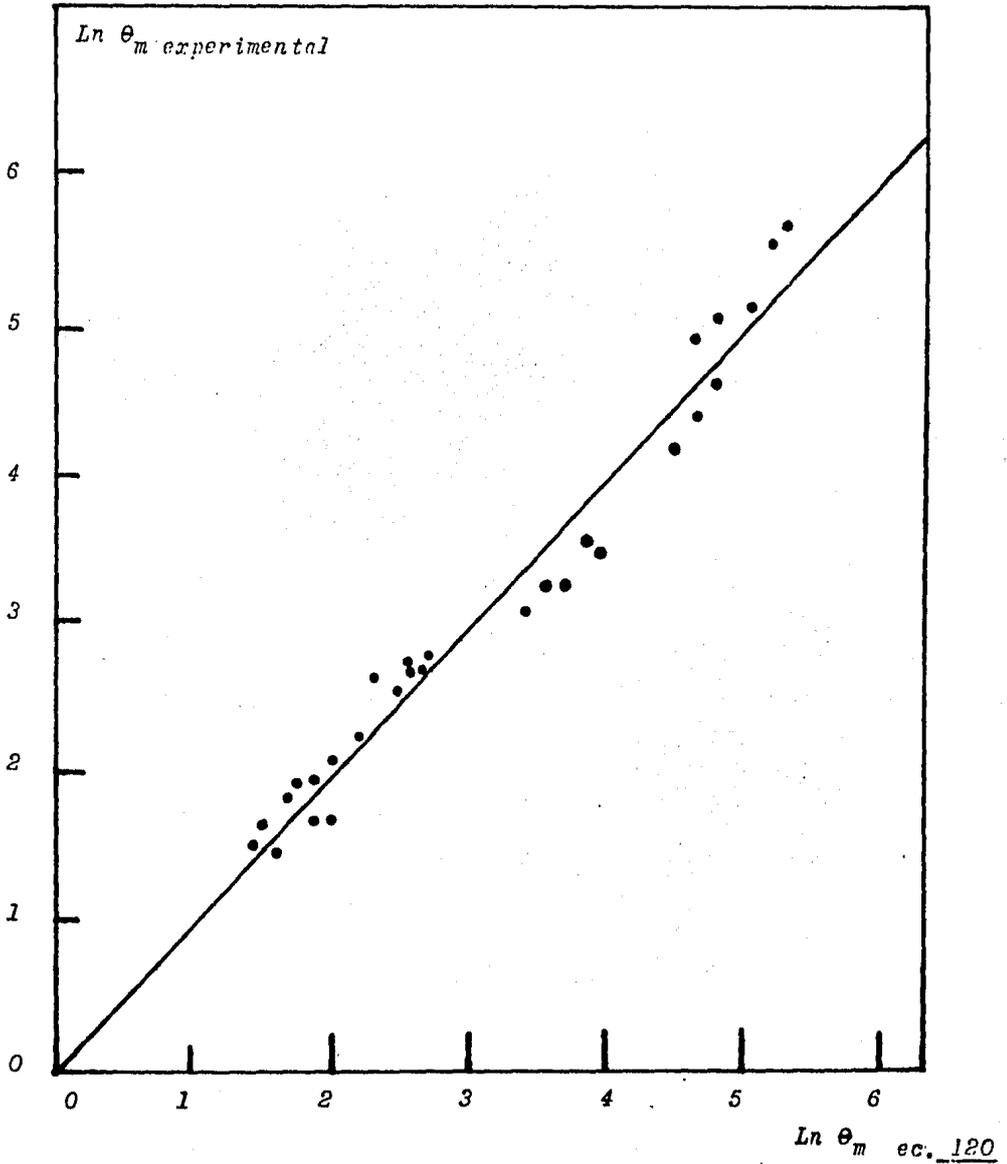


Figura 37. Comparación del tiempo de mezclado experimental (—) con el calculado por la ec. 120 (●).

- 1 .- Calcular el $Re = N D_i^2 \rho / \mu$
- 2 .- Con el Re , calcular el θ_0 usando las gráficas de Re vs θ_0 (15, 20).
- 3 .- Obtener K a partir de $\theta_0 = (Dt/Dt)^{2.3} N/K$
- 4 .- Finalmente $\theta_m = (\ln(A/2))/(-K)$ (ec. 54)
donde $A = 0.0005$ (ya que se consideró al sistema homogéneo cuando no había variaciones mayores del 0.05 % del valor final).

La ecuación 54 tiene el inconveniente de que no considera la aeración, por lo tanto, los valores para aeración = 0 ft³/min se resumen en la tabla 18:

Tabla 18. Cálculo del θ_m por medio de la ecuación del decaimiento exponencial.

μ (cp)	Re	θ_0	K	θ_m (seg)	$\ln \theta_m$
1	2.99×10^3	0.5	0.95597	6.3	1.84
4	7.48×10^4	0.5	0.95597	6.3	1.84
40	7.48×10^3	0.5	0.95597	6.3	1.84
42	7.12×10^3	0.5	0.95597	6.3	1.84
50	5.98×10^3	0.5	0.95597	6.3	1.84
60	4.99×10^3	0.5	0.95597	6.3	1.84
70	4.27×10^3	0.5	0.95597	6.3	1.84
500	5.98×10^2	0.7	0.68284	8.8	2.17
2100	1.42×10^2	4.0	0.11950	50.1	3.92
2500	1.20×10^2	5.0	0.09560	62.7	4.14

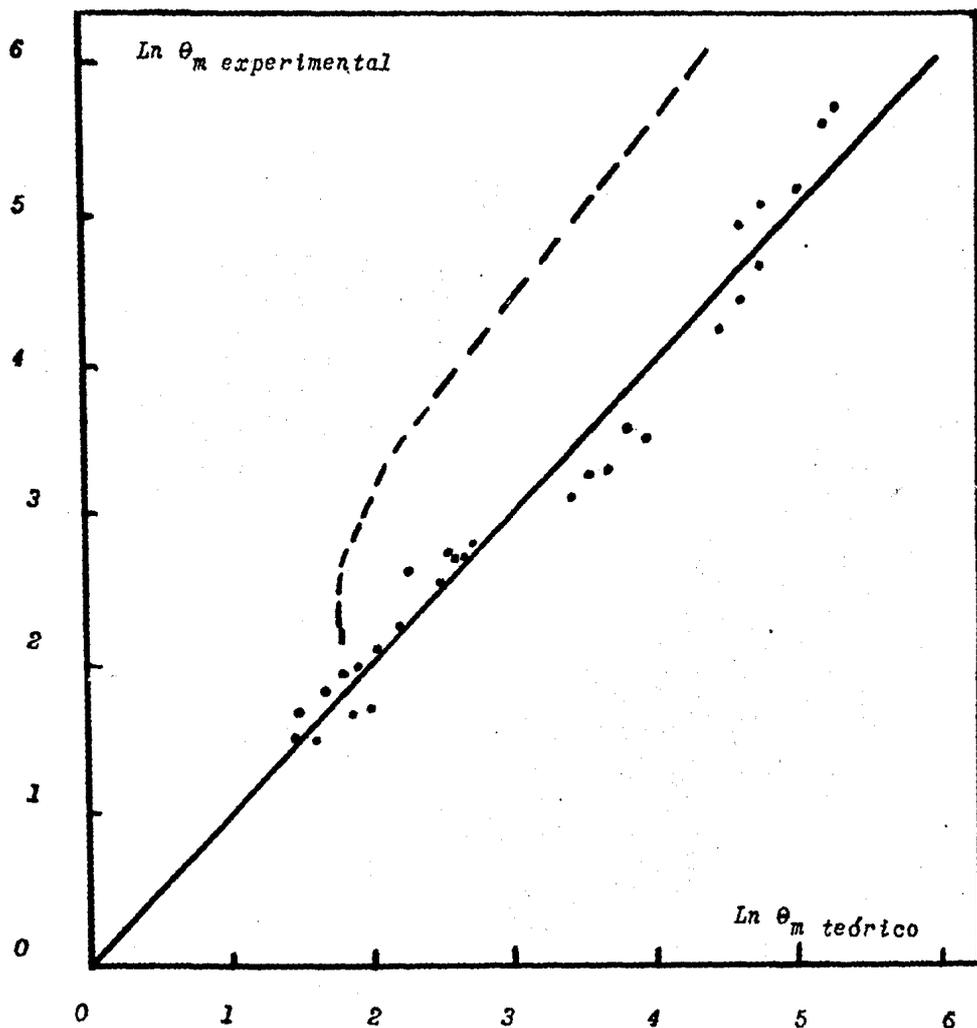


Figura 38. Comparación del tiempo de mezclado experimental (—) con el calculado por la ec. 120 (•) y con el calculado con la ec. del decaimiento exponencial (----).

VII. ANALISIS DE RESULTADOS.

VII.1. Potencia.

Como se puede ver en la tabla 12, la potencia en la flecha disminuyó, tal y como se esperaba (ver la figura 21), al aumentar la aeración. Una cosa que no se esperaba fué el hecho de que al aumentar la viscosidad, la potencia disminuyó, pero al calcular el Reynolds (tabla 13) para el sistema, se encontró que, para el rango de viscosidades en el que se trabajó, el tipo de flujo que se tenía caía dentro del régimen transicional. En el régimen transicional, como se puede apreciar en la figura A1 del apéndice A, ocurre que al disminuir el Re (osea aumentar la μ si ρ , N y D permanecen constantes) la potencia disminuye ligeramente, a diferencia del régimen laminar en donde una disminución del Re trae consigo un aumento en la potencia, y del régimen turbulento donde la potencia permanece constante al variar el Re . De esta forma se comprobó que para las condiciones que se trabajaron, la disminución de la potencia al aumentar la viscosidad era congruente con lo predicho por la teoría. Este comportamiento derivado de haber trabajado en condiciones de flujo transicional, trajo consecuencias curiosas, como se verá más adelante, al plantear las correlaciones para el $k_{L,a}$

Dado que las mediciones de potencia se hicieron mediante un amperímetro, se presentaron las siguientes desventajas: Primero, que existía una fluctuación en la aguja debida a va

riaciones en el voltaje, lo cual daba un primer error en la lectura. Segundo, que la graduación del amperímetro era de 0.2 en 0.2 amperes y dado que los valores medidos caían entre 5.2 y 6.1 amperes (ver la tabla 12), no se podía obtener mayor exactitud. Debido a éstas incertidumbres en la medición de la potencia, se calculó la potencia teórica (la cual aparece en la tabla 13) y se vio que para bajas viscosidades la desviación con respecto al valor fue alrededor de 12 %, mientras que a medida que la viscosidad aumentaba, la desviación también aumentaba, llegando a ser hasta del 40 %. Para comparar los resultados reales y los calculados con las ecuaciones de Rushton (18), se calculó la potencia mediante la fórmula propuesta por Richards (19):

$$P = 0.25 \rho N^3 D_i^{2.2} A_i L^{1.5} (\# \text{ hojas impulsor})^{0.56} N_b^{0.4} J^{0.3}$$

$$\#(\# \text{ de impulsores}) = (Hp)$$

123

para $Re > 1000$

que al sustituir los valores para el fermentador queda:

$$P = 1.32 \text{ Hp.}$$

Este valor, aunque es un poco menor y no considera la viscosidad ni la aeración, se encuentra dentro del rango de los otros dos.

Se debe aclarar que cuando se hace una comparación en este trabajo con los resultados obtenidos de ecuaciones halladas en la literatura, se hace únicamente con la finalidad de establecer un punto de referencia y no con el objetivo de buscar cual es la mejor ecuación ni de tratar de que predigan exactamente los mismos valores, ya que las obtenidas aquí son apli-

cables únicamente al fermentador estudiado o a otros con las características básicas iguales y bajo las condiciones en que se operó, a diferencia de las ecuaciones de la literatura las cuales son más generales o en caso de así especificarlo, utilizables solo para casos muy particulares.

Quintero (1) presenta una tabla que indica cuales son los rangos de operación más comunes en lo que se refiere a la potencia por unidad de volumen. Para fermentadores con capacidad entre 50 y 500 litros se da el rango de 1.36 a 4.08 Hp/m³. Al revisar la tabla 13, se puede ver que el P_{g/V} obtenido está entre 2.09 y 4.51 Hp/m³, rango que concuerda perfectamente con el reportado.

De la tabla 12 se obtiene el valor máximo de potencia que fué de 1.83 Hp. A partir de éste, se puede hacer el cálculo para tres impulsores en lugar de los dos que el fermentador tiene:

$$P_{3 \text{ imp.}}^{\text{max}} = (1.83) \times (3/2) = 2.745 \text{ Hp.}$$

VII.2. $k_L a$.

Al observar las gráficas obtenidas durante la experimentación (ver fig. 27) se ve que la forma de éstas coinciden perfectamente con las encontradas en la literatura como la de la figura 25. Esto dió el primer indicio de que la técnica experimental estaba bien montada. Sin embargo, de la fig. 28 se puede apreciar una ausencia de datos para la región comprendida entre $\ln(Re v_g) = 12$ y $\ln(Re v_g) = 14$. Esto se debió a la dificultad de manejar a la viscosidad como una variable, por lo que no se podían fijar valores determinados de Reynolds, sino que solamente se podían aumentar o disminuir con un grado de exactitud relativo.

Como ya se había explicado anteriormente, el cálculo del $k_L a$ se efectuó por el método de la pendiente y por el método de la integral, dando resultados muy parecidos, pero se decidió hacer el resto de los cálculos por el método de la inte-

gral dada la sencillez en el manejo de los datos y por su mayor exactitud.

El primer resultado interesante es el de la aeración superficial. Como se puede ver en la figura 30, la curva para viscosidad = 1 no tiende a cero cuando v_s era cero, mientras que para viscosidades mayores a 1, el k_{La} sí tendía a cero cuando no había aeración. El valor de k_{La} para $M = 1$ y $v_s = 0$, fué de 9.2 hr^{-1} ; esto significa que cuando no hay aeración y para viscosidades bajas, existe una transferencia de oxígeno desde el espacio de aire libre que queda por encima del líquido hasta el seno de éste, debido exclusivamente a la turbulencia en la superficie causada por la agitación. Hay que hacer notar que las correlaciones obtenidas para el cálculo de k_{La} (ecs. 109 y 110) no se aplican para el caso de $v_s = 0$ cuando la viscosidad es = 1.

Fuchs et al (54) trata sobre el efecto de la aeración superficial y obtiene que ésta disminuye al aumentar el volumen del fermentador, hecho que se debe de tomar en cuenta cuando se escala un fermentador con la base de k_{La} constante. A diferencia del valor de 9.2 hr^{-1} , ellos obtienen para las mismas condiciones pero en un fermentador de 550 litros y 3 impulsores, un k_{La} superficial = 25 hr^{-1} . Este valor no difiere tanto considerando que las relaciones geométricas usadas por ellos varían un poco con respecto a las del fermentador de 500 lts. estudiado, además del aumento en uno en el número de impulsores usados. Esto provoca mayor turbulencia en la superficie y por ende mayor transferencia de oxígeno desde ésta hacia el interior del fermentador.

De las funciones buscadas para relacionar de la mejor manera las variables manejadas, con el k_{La} , se pudo ver (fig. - 28) que una correlación del tipo $k_{La} = K (Re v_s)^a$ sería una buena opción. De esta manera se obtuvo la ec. 109 :

$$k_{La} = 0.1973 (Re v_s)^{0.3612}$$

que, como se ve en la tabla 13, al comparar los valores calculados por la ecuación, con los reales, se obtiene para todo el rango de condiciones trabajado un % E promedio (definido anteriormente) de 16.68%, siendo los valores mínimos y máximos 0.33 y 45.93 % respectivamente. Esta desviación es bastante baja si se considera el error experimental.

Dado que en la literatura la gran mayoría de las correlaciones de k_{La} están en función del Pg/V , v_s y M , se intentó probar una correlación de este tipo para los resultados obtenidos. La ecuación que se obtuvo fue la 110:

$$k_{La} = 17.93 (Pg/V)^{-0.92} (v_s)^{0.61} (M)^{-0.36}$$

esta ecuación solo se ajustó favorablemente para viscosidades mayores a 350 cp., obteniéndose para éstos puntos un % E promedio de 8.07 % que es bastante bueno, pero para el resto se tiene un % E = 31.71. Sin embargo, al revisar la ec. 110 se ve que el exponente de (Pg/V) es negativo a diferencia de todas las ecuaciones halladas en la literatura, donde éste es positivo. Esta discrepancia se puede explicar principalmente debido a las condiciones en que se efectuaron los experimentos. En primer lugar, las peculiaridades que surgen al trabajar en el régimen transicional como ya se mencionó en la parte sobre potencia. Este hecho por si solo daría una ecuación en la que el exponente de (Pg/V) sería positivo ya que a mayor M , menor Pg/V y por lo tanto menor k_{La} , no obstante, al incluir la variable aeración, se ve que ésta tiene un --

efecto mayor sobre el Pg/V que el que tiene la viscosidad. - Se pudo observar como un pequeño aumento en la aeración traía consigo una disminución notable en el Pg/V , mientras que sólo con un aumento grande en la viscosidad disminuía ligeramente el Pg/V . De ésta manera se tiene que los efectos que dominaron fueron los siguientes:

1) que a mayor aeración, menor Pg/V y mayor $k_L a$.

2) que a mayor viscosidad, menor $k_L a$.

y que el efecto no dominante fue:

3) que a mayor viscosidad, menor Pg/V y menor $k_L a$.

De los razonamientos anteriores se ve claramente que los coeficientes de una ecuación que involucren éstas tres variables deberán ser: para aeración positivo, y para Pg/V y \mathcal{M} negativos.

En segundo lugar, otra razón y de gran importancia, por la cual el signo del exponente de Pg/V no coincide con el de los hallados en la literatura, es debido a una diferencia en el equipo usado. Los trabajos reportados usan fermentadores pequeños con motores de velocidad variable, logrando modificar el Reynolds dentro del fermentador mediante un cambio en la velocidad de agitación (N) a diferencia del caso estudiado que debido a que la escala del fermentador era mucho mayor, los dispositivos para variarla son mucho más costosos, por lo que se tiene una velocidad única y que para modificar el Re se tendría que variar ya sea la densidad del medio, el diámetro de los impulsores o la viscosidad.

Haciendo el cálculo para este caso con $\mathcal{M} = 1$ y suponen

do N muy bajas (8 rev/min) se tiene ya un $Re = 10230$, que si se ve la figura A1 del apéndice A cae en la zona de flujo turbulento donde el número de potencia (N_p) es constante al aumentar el Re . Por lo tanto se puede llegar al siguiente razonamiento:

1) que a mayor N , mayor Re y $N_p = \text{constante}$.

pero como $N_p = P g / (N^3 D_i^5 \rho)$ de donde:

$$P = (N_p N^3 D_i^5 \rho) / g$$

con lo que se ve claramente que:

2) a mayor N , mayor P y finalmente mayor k_{La}

De lo anterior se ve porque en estos experimentos en donde se varió N , se obtuvo una correlación con el exponente del término (Pg/V) positivos, no así para experimentos donde la viscosidad varía. Esto es consecuencia directa de que al aumentar las revoluciones por minuto, se produce mayor dispersión de las burbujas de aire llegando a romper, con lo cual el área interfacial aumenta, favoreciendo notablemente la transferencia de oxígeno.

De lo que se ha mencionado se puede concluir que para fermentadores de escala piloto o mayores, en donde la velocidad de agitación en general no se puede variar, una ecuación que incluya el Re y la v_s es más que suficiente ya que incluir el término Pg/V estaría por demás, puesto que éste es función de M y de v_s . Sin embargo, para fermentadores menores o en donde N es una variable, es adecuado el uso de ecuaciones del tipo: $k_{La} = K (Pg/V)^a v_s^b M^c$, o del tipo: $k_{La} = K' N^a v_s^b M^c$.

Finalmente, el resultado más importante sobre transferencia de oxígeno, es la magnitud de valores que se obtuvieron. Quintero (1) reporta que los valores típicos de k_L para tanques agitados son de 60 a 240 hr^{-1} . Como se ve en la tabla 13, los valores de k_L encontrados para el agua están entre 9.2 y 138.25 hr^{-1} , que aunque bajos, caen dentro del rango de los valores típicos. Sin embargo, para viscosidades mayores a 1 cp., los valores de k_L disminuyen sensiblemente, estando entre 1.53 y 30.43 hr^{-1} . Esta disminución en el k_L se puede deber al efecto de la goma usada para aumentar la viscosidad. Aiba (22), Bailey (4) y Eckenfelder (55) explican como la presencia de distintas sustancias orgánicas pueden reducir considerablemente la transferencia de oxígeno. De cualquier forma, el hecho es que la transferencia de oxígeno para sistemas viscosos y con poca aeración, es ineficiente.

Por último, para comparar los resultados con los predichos por la teoría (recordando la aclaración que ya se hizo sobre lo que se pretende al comparar las ecuaciones aquí obtenidas) se presenta la figura 33, en donde se ve que la ecuación de Salvador y Sagal ajusta mejor que la de Cooper.

VII.3. U .

Tal y como se mencionó en los capítulos V.2. y VI.2., debido a variaciones que no se podían controlar, las mediciones de U solo se hicieron para la etapa de enfriamiento. No obs -

tante, en el enfriamiento tampoco se lograron obtener condiciones totalmente estables ya que había, aunque en menor grado, variaciones en la temperatura y flujo del agua de enfriamiento así como en el flujo del aire dispersado en el fermentador, aunado a cierta incertidumbre en el volumen del caldo de fermentación y por ende en el área de transferencia de calor. A lo anterior se sumó el problema de los sellos de vapor en las tuberías, que no se pudo cuantificar su contribución en la transferencia de calor. Debido a estas razones, no se pudo obtener una tendencia clara en el comportamiento de U con respecto a las variables aeración y viscosidad (ver fig. 34). Sin embargo, aunque se pudo haber elaborado un procedimiento experimental mucho más riguroso, adaptando más y mejor equipo de medición (termistores) y tratar de controlar al máximo variaciones como las caídas de vapor de la caldera y de temperatura del agua de enfriamiento, así como el problema de los sellos de vapor, se puede decir que los resultados obtenidos son de mayor utilidad ya que se obtuvieron bajo condiciones de operación reales. De esta forma, en lugar de obtener alguna correlación para U , solo se presentan los rangos para las distintas condiciones en la tabla 15, en donde se ve que los valores de U van desde 77 hasta $270 \text{ Kcal/m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$

Si comparamos este rango con los de la tabla 8, se ve que aunque caen dentro de los reportados, en general los valores de U son más bajos sobre todo a viscosidades altas y/o aeraciones bajas.

Finalmente, como se ve en la tabla 14, los coeficientes - obtenidos por los tres métodos explicados en el capítulo V.2. o sea U_1 , U_2 y U_3 , son bastante parecidos. U_3 siempre fué - más bajo que U_2 , aunque no tanto como se esperaba, lo cual dice que las pérdidas de calor por evaporación no fueron, para la mayoría de los casos, tan importantes como se creía. Con respecto a U_1 , éste siempre fué menor o cuando mucho -- igual a U_2 y en general más parecido a U_3 que a U_2 .

VII.4. θ_m .

En los resultados de tiempo de mezclado (θ_m) al igual que en los de $k_L a$, se obtienen unas curvas iguales a las que predice la teoría, lo cual indicó nuevamente, que el método experimental seleccionado era adecuado para trabajar con el fermentador piloto.

Desde los primeros resultados para hallar la concentración de trazador óptima, se empezó a comprobar como el fenómeno - del mezclado es bastante complejo y cuyo efecto no se puede - decir que sea rigurosamente predecible. Así por ejemplo, no se podrá hablar de un tiempo de mezclado exacto, sino que se tendrá que dar un intervalo de tiempo en el que se efectuará un cierto porcentaje de homogeneidad en el sistema. Por ésta razón, al revisar los valores de la tabla 16, se ve que no

nos dan tiempos de mezclado iguales, pero que tampoco siguen una tendencia definida, por lo que se puede concluir que el θ_m fue independiente de la concentración del trazador.

De los resultados resumidos en la tabla 17, se obtuvo la figura 36 en donde se ve claramente como el θ_m es una función parabólica en la que a mayor viscosidad y menor aeración los tiempos de mezclado aumentaban, y viceversa. Este comportamiento queda congruentemente expresado por la correlación 120:

$$\theta_m = 8.5227 M^{\alpha} \exp^{\beta}$$

siendo $\alpha = \ln M^{0.0578} - 0.043$

y $\beta = (-0.6688 \cdot VVM)$.

donde se ve que a mayor M , mayor θ_m y a mayor VVM , menor θ_m y viceversa.

Nuevamente se obtiene un % F promedio bastante bajo que fue de 17.44 %.

Para viscosidades bajas (menores de 50 cp.), los tiempos de mezclado también fueron bajos (menores a 17 segundos), -- sin embargo, para condiciones menos favorables como viscosidades altas y aeraciones bajas, los tiempos de mezclado ya no eran tan buenos, llegando hasta valores de 5 minutos.

Para comprobar que resultados se deberían esperar para las condiciones trabajadas, se calculó el θ_m mediante la ecuación de Khang y Levenspiel (15) y se encontró que los va

lores de θ_m predichos por la teoría son más bajos que los encontrados. En la figura 38 se puede apreciar esto último - en donde la línea punteada representa los valores predichos por la ecuación de Khang y Levenspiel, donde hay que hacer - notar que se trata de una línea continua ya que la ecuación no considera la aeración, a diferencia de la ecuación 120 que se obtuvo, que por considerar la aeración no se obtiene una línea continua sino puntos dispersos.

VIII. CONCLUSIONES.

De los resultados de potencia se ve que tanto los valores teóricos como los reales nunca son mayores a 2 Hp y dado que el motor del fermentador es de 3 Hp, se ve la posibilidad de aumentar un impulsor más a los dos ya existentes. Al hacer el cálculo para tres impulsores se ve que el valor máximo de potencia tampoco excede de 3 Hp. Por lo tanto, se concluye que el fermentador puede trabajar perfectamente con tres impulsores. La única desventaja que podría surgir al introducir tres impulsores es la posibilidad de que se desperdicie mucha potencia por lo que otra alternativa que se podría ensayar antes de tratar de introducir tres impulsores es la de modificar la distancia entre los dos ya existentes. (58).

No obstante *Fuchs et al* si usan tres impulsores. (54).

Los valores de $k_L a$ y U fueron algo más bajos que los típicos, y los valores de θ_m estuvieron por encima de los reportados. Estos tres parámetros tienen la característica de que al aumentar la turbulencia del sistema, el $k_L a$ y el U aumentan y el θ_m disminuye, con lo cual se ve que todos los resultados concuerdan indicando que las condiciones de turbulencia dentro del fermentador son bajas. De esto se concluye que para mejorar los tres parámetros (aumentar $k_L a$ y U y disminuir θ_m) se tendrá que provocar mayor turbulencia dentro del equipo y dado que la agitación no se puede variar, para lograrlo solo se tienen las alternativas de variar el número de impulsores y/o aumentar el diámetro de éstos. Como se mencionó al principio, el fermentador tiene capacidad para aceptar las mejoras propuestas por lo que éstas son factibles.

Existen otras opciones para mejorar $k_L a$ y U , y éstas son respectivamente: Cambiar el tipo de dispersor de aire e instalar un serpentín. Estas mejoras implican un gasto mayor y solo se justificarán si al aumentar el número de impulsores y/o diámetro de éstos, no mejoran los parámetros en cuestión y se vea que éstos están siendo los factores limitantes en las fermentaciones estudiadas. El cambiar el tipo de impulsor y -

usar un sistema combinado de serpentín y chaqueta, serán cuestiones que deberán de considerarse en un diseño futuro en que se desee aumentar la escala del fermentador para pasar del nivel de planta piloto al nivel industrial.

Finalmente, las correlaciones aquí encontradas son aplicables exclusivamente al fermentador de 500 lts. de la planta piloto del Instituto de Investigaciones Biomédicas de la -- U.N.A.E. y dentro del rango de condiciones que se experimentaron. De ninguna manera son ecuaciones de aplicación general ya que de perseguir ese objetivo se hubiera tenido que hacer una investigación más extensa en donde se manejara un mayor número de variables, distintas configuraciones geométricas y distintos tipos de fermentadores.

IX.1. APENDICE A

Cálculo de la Potencia Teórica.

Una de las formas más sencillas de calcular la potencia suministrada a un tanque agitado es la propuesta por Rushton et al (18). En la figura AI, aparece la gráfica del número de Reynolds vs número de potencia para un impulsor de tipo turbina de seis hojas. Sabiendo el número de Reynolds para el sistema, se puede obtener fácilmente el número de potencia y con éste y la ecuación 57 del capítulo III.5.2, finalmente se obtiene la potencia teórica.

De la ecuación 57 tenemos que:

$$P = (N_p N^3 D^5 \rho / g_c) \# \text{ de impulsores} \quad \underline{A1}$$

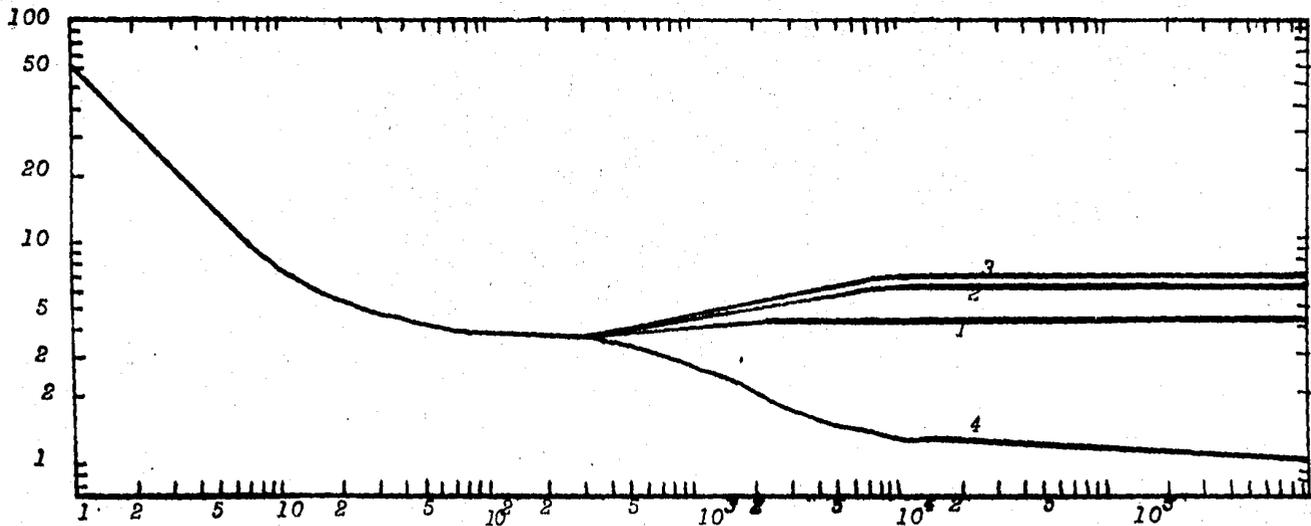
y si se sustituyen los datos para el fermentador, queda:

$$P = N_p / 3.81 \quad \underline{A2}$$

Por lo tanto el algoritmo a seguir es el siguiente:

- 1.- Calcular el número de Reynolds.
- 2.- Obtener el número de potencia de la figura AI. curva 2
- 3.- Finalmente, potencia = $N_p / 3.81$.

$$N_p = P \rho_c / N^3 D t^5 \rho$$



Número de Reynolds = $D t^2 N \rho / \mu$

Figura AI. Correlación de Re vs N_p para una turbina de sets hojas. (18).

curva 1: deflectores de 4 % del diámetro del tanque.

curva 2: " " 10 % " " " "

curva 3: " " 17 % " " " "

curva 4: tanque sin deflectores.

IX.2. APENDICE BMétodo de Mínimos Cuadrados.

Generalmente, más de una curva de un tipo dado parece ajustar un conjunto de datos. Para evitar un juicio individual, al construir la curva, ésta deberá ser la "mejor curva de ajuste" definida como (52, 53):

$$d_1^2 + d_2^2 + \dots + d_n^2 = \text{mínimo} \quad \underline{B1}$$

siendo " d_i " la distancia vertical entre el punto (x_i, y_i) y la curva propuesta.

Línea de Regresión .-

Si la curva que se propone es una recta, la distancia vertical del punto (x_i, y_i) hasta la recta

$$y = a + bx \quad \underline{B2}$$

es:

$$d = |y_i - a - bx_i| \quad \underline{B3}$$

Por lo tanto, los cuadrados de las distancias verticales de los n puntos de una muestra a la recta, tienen la suma:

$$\sum d^2 = q \sum_{j=1}^n (y_j - a - bx_j)^2 \quad \underline{B4}$$

donde q es función de a y b .

Para que B4 tenga un mínimo, es necesario que:

$$\frac{\partial q}{\partial a} = 0 \quad \text{y} \quad \frac{\partial q}{\partial b} = 0 \quad \underline{B5} \quad \text{y} \quad \underline{B6}$$

Por lo tanto:

$$\frac{\partial q}{\partial a} = -2 \sum (y_i - a - bx_i) = 0 \quad \underline{B7}$$

$$\frac{\partial q}{\partial b} = -2 \sum x_i (y_i - a - bx_i) = 0 \quad \underline{B8}$$

y finalmente:

$$\sum y_i = na + b \sum x_i \quad \underline{B9}$$

$$\sum x_i y_i = a \sum x_i + b \sum x_i^2 \quad \underline{B10}$$

Las ecuaciones B9 y B10 se conocen como ecuaciones normales, las cuales resolviéndolas simultáneamente se determinan las constantes a y b quedando de ésta forma determinada la recta B2 que se propuso.

Curva de Regresión No Lineal .-

Las ideas anteriores sobre regresión lineal se pueden ampliar para otros tipos de curvas. Por ejemplo se puede escoger la curva:

$$y(x) = b_0 + b_1 x + \dots + b_m x^m \quad \underline{B11}$$

si en cierto caso práctico ésta parece más conveniente que una recta. Como en el caso anterior, q tendrá un mínimo para los valores b_0, b_1, \dots, b_m que satisface las condiciones:

$$\frac{\partial q}{\partial b_0} = 0, \quad \frac{\partial q}{\partial b_1} = 0, \quad \dots, \quad \frac{\partial q}{\partial b_m} = 0 \quad \underline{B12}$$

originándose $m + 1$ ecuaciones normales con $m + 1$ incógnitas b_0, b_1, \dots, b_m , que al resolverlas simultáneamente dan los valores de los coeficientes. Así por ejemplo, para una parábola:

$$y = b_0 + b_1x + b_2x^2 \quad \underline{B12}$$

entonces la ecuación B4 adquiere la forma:

$$q = \sum_{i=1}^n (y_i - b_0 - b_1x_i - b_2x_i^2)^2 = 0 \quad \underline{B13}$$

y que al derivar da:

$$\frac{\partial q}{\partial b_0} = -2 \sum (y_i - b_0 - b_1x_i - b_2x_i^2) = 0 \quad \underline{B14}$$

$$\frac{\partial q}{\partial b_1} = -2 \sum x_i (y_i - b_0 - b_1x_i - b_2x_i^2) = 0 \quad \underline{B15}$$

$$\frac{\partial q}{\partial b_2} = -2 \sum x_i^2 (y_i - b_0 - b_1x_i - b_2x_i^2) = 0 \quad \underline{B16}$$

dando finalmente las tres ecuaciones normales con incógnitas b_0, b_1 , y b_2 :

$$b_0 n + b_1 \sum x_i + b_2 \sum x_i^2 = \sum y_i \quad \underline{B17}$$

$$b_0 \sum x_i + b_1 \sum x_i^2 + b_2 \sum x_i^3 = \sum x_i y_i \quad \underline{B18}$$

$$b_0 \sum x_i^2 + b_1 \sum x_i^3 + b_2 \sum x_i^4 = \sum x_i^2 y_i \quad \underline{B19}$$

Regresión Múltiple:

Todo lo anterior se puede también general

izar a más variables. Por ejemplo, si se cree que hay una relación lineal entre una variable dependiente z y dos variables independientes x , y , entonces se buscará una ecuación conectando las variables que tenga la forma :

$$z = a + bx + cy$$

B20

y siguiendo el mismo razonamiento que en los dos casos anteriores, fácilmente se puede llegar a las ecuaciones normales:

$$\sum z_i = na + b \sum x_i + c \sum y_i$$

B21

$$\sum x_i z_i = a \sum x_i + b \sum x_i^2 + c \sum x_i y_i$$

B22

$$\sum y_i z_i = a \sum y_i + b \sum x_i y_i + c \sum y_i^2$$

B23

y finalmente resolverlas simultáneamente para hallar los valores de las constantes a , b y c .

X. NOMENCLATURA.

A = Área de transferencia de calor.

A' = Amplitud.

A_i = Ancho de las hojas del impulsor.

a = Área interfacial. (m^2/m^3).

a' = Constante.

B = Número de hojas de la turbina.

b = Constante.

C = Concentración.

C_g^* = Concentración de saturación de O_2 disuelto.

C_p = Calor específico del medio de cultivo.

C_p' = Calor específico del medio de transferencia de calor.

D_{AB} = Difusividad o coeficiente de difusión.

D_i = Diámetro del impulsor.

D_t = Diámetro del fermentador.

d = Diámetro de las burbujas.

E = Energía de activación.

F = Fuerza directora.

Fr = Número de Froude = $D_i N^2/g$.

Fr_m = Número de Froude modificado = $D_t^2 N^2 \rho / g \Delta \rho H$.

$G = g$ = Flujo volumétrico. G = Factor geométrico.

g = aceleración de la gravedad.

g_c = Factor de conversión de la ley de Newton = $32.174 \frac{ft-lb}{lb \cdot sec^2}$

- H = Altura del líquido en el tanque.
 H' = Constante de la ley de Henry.
 H_b = Altura del impulsor desde el fondo del reactor.
 H_r = Retención del líquido o "hold-up".
 H_v = Calor de vaporización del agua.
 ΔH_f = Constante.
 h = Coeficiente individual de transferencia de calor.
 h_g = Entalpia de vapor.
 J = Ancho del deflector.
 J_A = Flux de difusión. (mol/L²).
 K = Coeficiente de transferencia de masa.
 K^o y K_1 = Constantes.
 k = Conductividad térmica.
 k^o = Constante cinética de reacción.
 K_{La} = Coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno.
 L = Longitud de las hojas del impulsor.
 $MLDT$ = Media logarítmica de la diferencia de temperaturas.
 m = masa.
 N = Velocidad de agitación. (revoluciones/minuto).
 Na = Velocidad total de transferencia de masa.
 Na^o = Número de aeración = $(q/D_i^2)/(N D_i)$.
 Nb = Número de deflectores.
 No = Número de referencia arbitrario.
 Np = Número de potencia = $P g_c / N^3 D_i^5 e$.
 Nq = Coeficiente de descarga = $q / N D_i^3$.
 n = Número de organismos vivos. (células/volumen total).
 n' = Constante.
 P = Potencia.

P_g = Potencia con aeración. (Hp)

P_i = Presión parcial.

Pr = Número de Prandtl = $C_p \mu / k$.

P_v = Potencia por unidad de volumen = P_g/V .

Q = Flujo de calor. (cal/hr).

Q' = Calor total transferido. (cal).

Q_{Ag} = Calor producido por agitación.

Q_{Ev} = Calor perdido por evaporación.

Q_F = Velocidad de producción de calor por fermentación.

Q_{O_2} = Demanda específica de O_2 . (mMO_2/g células-hr).

Q_{Ox} = Velocidad de consumo de O_2 .

Q_R = Velocidad de remoción de calor.

Q_{Rad} = Calor perdido por radiación.

q = Flujo volumétrico de aire (ft^3/min).

R = Resistencia.

R^* = Constante universal de los gases.

Re = Número de Reynolds = $Dt v \rho / \mu$.

(para agitación): $Di^2 N \rho / \mu$.

$Re^\#$ = Número de Reynolds modificado = $\frac{Di \rho}{\mu} (Di N + 4 v_s)$.

Δr = Espesor de la pared.

S = Arreglo del impulsor.

Sc = Número de Schmidt = $\mu / \rho D_{AB}$.

T = Temperatura del medio de cultivo.

t = Temperatura del medio de transferencia de calor.

U = Coeficiente global de transferencia de calor

V = Volumen.

v = Velocidad.

v_t = Velocidad terminal de las burbujas.

v_s = Velocidad superficial del aire = gasto volumétrico/área.

VVM = Volumen de gas, por volumen de líquido, por minuto.

W = Flujo másico.

x = Concentración celular.

Y^* = Humedad absoluta. (lb H_2O / lb aire seco).

z = Distancia.

5 = Ecuación # 5.

(61) = Referencia # 61,

Letras Griegas:

α = Constante.

β = Constante.

β = Constante.

γ = Constante.

ρ = Densidad.

$\Delta\rho$ = Diferencia de densidades.

Δ = Diferencia de.

η = Eficiencia.

μ = Viscosidad.

μ_a = Viscosidad aparente.

ν = Viscosidad cinemática (ft^2/seg).

σ = Tensión superficial.

τ = Esfuerzo de corte.

θ = Tiempo.

θ_m = Tiempo de mezclado.

θ_o = Número de tiempo de mezclado = $\theta_m N(Dt/Dt)^{2.3}$.

Σ = Sumatoria.

Subíndices:

i = *interfase o interno o inicial.*

L = *Fase líquida.*

g = *Fase gaseosa.*

o = *inicial o externo.*

w = *de la pared o en la pared.*

f = *Final.*

XI. BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Quintero R.R. "Ingeniería Bioquímica. Teoría y Aplicaciones" Alhambra Mexicana S.A. México 1981.
pp. 15-27, 81-133, 269-293.
- 2.- Treybal R.E. "Operaciones de Transferencia de Masa" McGraw-Hill. 2ª ed. México 1980. pp. 1-247.
- 3.- Foust A.S., Wenzel L.A., Clump C.F., Maus L., Andersen L.B.
"Principios de Operaciones Unitarias" Compañía Editorial Continental S.A. México 1980.
pp. 115-371.
- 4.- Bailey J.E., Ollis D.F. "Biochemical Engineering Fundamentals" McGraw Hill Inc. New York, 1977.
pp 411-573.
- 5.- Perry J.H. "Manual del Ingeniero Químico" Union Tipográfica Editorial Hispano Americana. 3ª ed. México 1980.
cáps. 3, 5, 6, 8.
- 6.- Mukhopadhyay S.N., Ghose T.K. "Oxygen Participation in Fermentation. Part 1 Oxygen Microorganism Interactions" Process Biochem. Jun, 19(1976).
- 7.- Hixson A.W., Gaden E.L. "Oxygen Transfer in Submerged Fermentation" Ind. Eng. Chem. 42 #9, 1792(1950).
- 8.- Calderbank P.H., Blakebrough N. "Mass Transfer in Fermentation Equipment" Biochem. and Biolog. Eng. -- Science. Vol I, Academic Press Inc. New York 1976.

- 9.- Sideman S., Hortacsu H., Fulton J.W. *Ind. Eng. Chem.* -
58, 32 (1966).
- 10.- Ryu D.Y., Humphrey A.E. *J. Ferm. Tech.* 50, 424 (1972).
- 11.- Pdca J., Kttler E., Gegor V. "Hydrodynamic Behavior and
Oxygen Transfer Rate in a Pilot Plant Fermenter. I Influence of Viscosity." *J. App. Chem. Biotechnol.* 26, 309 (1976).
- 12.- Phillips D.H., Johnson M.J. *J. Biochem. Microbiol. Technol. Eng.* 3, 277 (1961).
- 13.- Hansford G., Humphrey A.E. *Biotechnol. and Bioengng.* -
8, 85 (1966).
- 14.- Norwood K.W., Metzner A.B. *Amer. Inst. Chem. Engrs.* -
6, 432 (1960).
- 15.- Khang J.S., Levenspiel O. "The Mixing-rate Number for Agitator-stirred Tanks" *Chem. Eng. oct.11*, 141(1976).
- 16.- Wang D.IC., Humphrey A.E. "Developments in Agitation and Aeration of Fermentation Systems" *Prog. in Ind. Microbiol.* 6, 1-34 (1966).
- 17.- Uhl V.W., Gray J.B. "Mixing Theory and Practice" Academic Press, Vol I, New York 1966; Vol II 1967.
- 18.- Rushton J.H., Costich E.W., Everett H.J. "Power Characteristics of Mixing Impellers. Part II." 46 No. 8 467 (1950).
- 19.- Richards J.H. "Power Input to Fermenters and Similar Vessels" *British Chem. Eng.* 8, 158 (1963).

- 20.- Dickey S.D., Fenic G.J. "Dimensional Analysis for Fluid Agitation Systems" *Chem. Eng.* Jan 5, 139(1976).
- 21.- Oyama Y., Endoh K. *Chem Engng (Japan)*. 19, 2 (1955).
- 22.- Aiba S., Humphrey A.E., Millis N. "Biochemical Engineering" 2nd ed. Academic Press, New York, 1973. pp 1-17, 163-336.
- 23.- Brown D.E. "Impeller Power Consumption in Gas-Liquid Contactors" *Process Biochem.* Aug. 1967, 27-37.
- 24.- Calderbank P.H., Moo-Young M.B. *Trans. Instn. Chem. Engs.* 37, 26 (1959).
- 25.- Reyes Avilés y Villafuerte Macías "Estudio del Aprovechamiento Optimo de Sistemas de Agitación" Tesis - U.N.A.M. F.Q. 1976. pp 1-79, 96-110.
- 26.- Rushton J.H., Costich E.W., Everett H.J. "Power Characteristics of Mixing Impellers. Part I." 46 No. 8, 395 (1950).
- 27.- Pollard R., Topiwala H.H. "Heat Transfer Coefficients and Two-Phase Dispersion Properties in a Stirred Tank Fermentor" *Biotech. and Bioeng.* 18, 1517 (1976).
- 28.- Kempe L.L. *Advances in Applied Microbiology*. Vol 2, 313, (1960).
- 29.- Cooney G.L., Wang D.I., Mateles R.I. *Biotech. and Bioeng.* 11, 269 (1968).
- 30.- Lewis H.O. *Biotech. and Bioeng.* 21, 1289 (1979).

- 31.- Chilton H., Drew T.B., Jebens R.H. "Heat Transfer Coefficients in Agitated Vessels" *Ind. and Eng. Chem.* 36, 510 (1944).
- 32.- Bartholomew W.H., Karow E.O., Sfat M.R., Wilhelm R.H. "Oxygen Transfer and Agitation in Submerged Fermentation" *Ind. Eng. Chem.* 42, 1801 (1950).
- 33.- Balakrishna Rao K., Murti P.S. "Heat Transfer in Mechanically Agitated Gas-Liquid Systems" *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.* 12, 190 (1973).
- 34.- Fair F.R., Lambricht A.J., Anderen J.W. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.* 1, 33 (1962).
- 35.- Lydersen A.L. "Fluid Flow and Heat Transfer" John Wiley & Sons. p. 244. (1979).
- 36.- Darby R.T., Goddard D.R. *Am. J. Bot.* 37, 379 (1950).
- 37.- Chávez Mercado M. "Coeficientes de Transferencia de Masa en Equipo de Contacto Aire-Agua" *Trabajo U.N.A.M. F.Q.* 1981.
- 38.- Kawecki W., Reith T., "Bubble Size Distribution in the Impeller Region of a Stirred Vessel" *Chem. Eng. Science.* 22, 1519 (1967).
- 39.- Sagal Andrade R. "Caracterización de un Reactor Biológico" *Proyecto U.A.M.-I. México* 1983.
- 40.- Schultz J.S., Gaden E.L. "Sulfite Oxidation as a Measure of Aeration Effectiveness" *Ind. and Eng. Chem.* 48, 2209 (1956).

- 41.- Hetsroni, Sideman and Hartnett. "Progress in Heat and Mass Transfer" Pergamon Press, Vol. 6, p. 298 (1972).
- 42.- Kudrka A.A., Grosh R.J., McFadden W.P. "Heat Transfer in Two Phase Flow of Gas-Liquid Mixtures" Ind. and Eng. Chem. Fund. 4, 339 (1965).
- 43.- Johnstone E.R., Thring W.M. "Pilot Plants, Models and Scale-Up Methods in Chemical Engineering" McGraw-Hill Book Co. N.Y. 1957.
pp 1-73.
- 44.- Farres A., López D.L., Mateos M.R., Pérez G.J., Salvador F.M. "Diseño de Planta Piloto para la Producción de Antibióticos" I.I.B. U.N.A.M. Sin publicar.
- 45.- Carreau P.J., Patterson I., Yap C.Y. "Mixing of Viscoelastic Fluids with Helical-Ribbon Agitators. I - Mixing Time and Flow Patterns" Canadian J. Chem. Eng. 54, 135 (1976).
- 46.- "Biotechnological Fundamentals of Continuous Biomass Production" International Training Course. UNESCO. G.D.R. 1982.
- 47.- Moo-Young M., Tichard K., Dullien F.A.L. "The Blending Efficiencies of Some Impellers in Batch Mixing " AIChE Journal 18, No 1, 178 (1972).
- 48.- Michel B.J., Miller S.A. "Power Requirements of Gas-Liquid Agitated Systems" AIChE Journal 8, No 2, 262, (1962).

- 49.- Glicksman M. "Gum Technology in the Food Industry".
Academic Press. New York 1969.
pp 131-155.
- 50.- "Master Library". Manual Texas Instruments Programma-
ble 58C/59. T. I. Inc. 1979.
- 51.- Cooper C.M., Fernstrom G.A. & Miller S.A. "Performance
of Agitated Gas-Liquid Contactors".
Ind. Eng. Chem. 36, 504 (1944).
- 52.- Spiegel M.R. "Teoría y Problemas de Probabilidad y
Estadística". McGraw-Hill, México 1976.
pp. 258-305 .
- 53.- Kreyszig E. "Introducción a la Estadística Matemática,
Principios y Métodos". Ed. LIMUSA S.A. ,
México 1981. pp. 315-379.
- 54.- Fuchs R., Ryu D.Y., & Humphrey A.E. "Effect of Surface
Aeration on Scale-Up Procedures for Fer-
mentation Processes". Ind. Eng. Chem.
Process Des. Develop. 10 #2, 190 (1971).
- 55.- Eckenfelder & Barnhart. "The Effect of Organic Substan-
ces on the Transfer of O₂ from Air Bubbles
in Water". A.I.Ch.E. Journal. 7, 631 (1961).
56. Kern D.Q. "Procesos de Transferencia de Calor". Compañía Edi-
torial Continental S.A., México 1981.
pp. 13-43 y 713-766.
- 57.- Rose A.H. "Microbial Biomass". Academic Press. 1979.
p. 380.
- 58.- Wang D. I. C., Cooney C.L., Demain A.L., Dunnill P. Humphrey
A.E., Wilton L.D., "Fermentation and Enzyme Tech-
nology", John Wiley & Sons, 1979, pp 157-211.