

24.84



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

T E S I S

**ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO
DEL FLUJO EN UN SEDIMENTADOR
DE ALTA TASA**



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

JOSE DAVID TRUJILLO MARTINEZ
INGENIERO QUIMICO

1987



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

I N D I C E

	Pág.
LISTA DE FIGURAS	I
LISTA DE TABLAS	VI
NOMENCLATURA	X
RESUMEN	1
INTRODUCCION	3
1. FUNDAMENTOS TEORICOS	7
1.1 <i>Teoría general de la sedimentación</i>	7
1.1.1 Tipos de sedimentación	8
1.1.2 Sedimentadores convencionales	10
1.1.3 Sedimentadores de alta tasa	11
1.2 <i>Comportamiento hidráulico del sedimentador de alta tasa</i>	14
1.2.1 Tipos de flujo continuo en los reactores	15
1.2.2 Influencia del tiempo de retención	18
1.2.3 Importancia de la eficiencia hidráulica de los sedimentadores	20

	Pág.
1.2.4 Aplicación de las curvas de dispersión	21
1.3 Criterios de evaluación de las curvas de dispersión	35
1.3.1 Criterio de Villemonte y Tekippe	35
1.3.2 Criterio de Reynolds	40
1.3.3 Criterio de Roustan (Modelación Matemática)	42
2. METODOLOGIA EXPERIMENTAL	54
2.1 Ensayos preliminares	54
2.1.1 Descripción del sedimentador piloto	55
2.1.2 Condiciones empleadas durante los ensayos preliminares	59
2.2 Estudios de trazado	69
2.2.1 Condiciones empleadas durante los estudios de trazado	69
3. MODELACION MATEMATICA DEL COMPORTAMIENTO HIDRAULICO	75
3.1 Importancia de la modelación del comportamiento hidráulico en los reactores	76
3.2 Programa de cálculo	77
3.2.1 Introducción de datos experimentales	79

	Pág.
3.2.2 Modelo de j reactores en serie	82
3.2.3 Modelo de dos reactores perfectamente mezclados en serie con volúmenes diferentes	85
3.2.4 Modelo de un reactor con corto circuito y zona muerta	87
3.2.5 Modelo de j reactores en serie con zona muerta	90
3.2.6 Modelo de 2 reactores con recirculación	92
3.2.7 Modelo de dispersión axial	94
3.3 Diagrama de bloques	99
4. RESULTADOS Y EXPLOTACION DE RESULTADOS	100
4.1 Ensayos preliminares	100
4.1.1 Influencia del gasto	100
4.1.2 Influencia de la forma de la entrada	101
4.1.3 Influencia del módulo de alta tasa	107
4.2 Estudios de trazado	107
4.2.1 Criterio de Villemonte y Tekippe	108
4.2.2 Criterio de Reynolds	119
4.2.3 Criterio de Roustan	127
5. CONCLUSIONES	144
5.4 Conclusión general	156
6. BIBLIOGRAFIA	157

	Pág.
ANEXO 1 - TRANSFORMADAS DE LAPLACE	166
ANEXO 2 - BALANCE DE MATERIA PARA j REACTORES EN SERIE CON UN ESTIMULO TIPO IMPULSO	167
ANEXO 3 - PARAMETROS OBTENIDOS EMPLEANDO EL CRITERIO DE VILLEMONTTE Y TEKIPPE	172
ANEXO 4 - PARAMETROS OBTENIDOS EMPLEANDO EL CRITERIO DE REYNOLDS	173
ANEXO 5 - DATOS OBTENIDOS EMPLEANDO EL CRITERIO DE ROUSTAN	174

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
1. Módulo de alta tasa	11
2. Detalle del funcionamiento de los tubos inclinados de sedimentación	12
3. Reactor pistón	16
4. Trayectoria del flujo en un reactor pistón	17
5. Reactor perfectamente mezclado	18
6. Curvas de dispersión para varios patrones de flujo	22
7. Análisis de una curva de dispersión	24
8. Respuesta de un sistema a la función escalón positivo	30
9. Respuesta de un sistema a la función escalón negativo	31
10. Curva [obtenida a partir de un estudio de trazado con introducción del trazador en forma de impulsión	32
11. Forma de la curva [para los reactores ideales	33
12. Representación gráfica de los principales parámetros propuestos por Villemonte y Tekippe	39
13. Mediana del tiempo	41

	Pág.
14. Enlace en serie de funciones de transferencia	45
15. Enlace en paralelo de funciones de transferencia	46
16. Enlace en paralelo con recirculación de funciones de transferencia	46
17. Red del ejemplo 1	47
18. Red del ejemplo 2	49
19. Esquema de un reactor perfectamente mezclado	51
20. Sedimentador piloto de alta tasa	56
21. Formas de entrada	58
22. Puntos donde fueron tomadas las fotografías	62
23. Curva típica de dispersión obtenida durante los estudios de trazado	72
24. Posiciones del módulo de alta tasa: a) baja; b) alta	74
25. Curva experimental, $t, C(t)$	79
26. Modelo de j reactores en serie	82
27. Curvas de dispersión para distintos valores de j	83
28. Comparación de las curvas de dispersión teórica y experimental	85

	Pág.
29. Dos reactores perfectamente mezclados en serie de volumen diferente	86
30. Reactor con corto circuito y zona muerta	88
31. Función de transferencia para un reactor con corto circuito y zona muerta	89
32. Modelo de j reactores en serie con zona muerta	91
33. Modelo de dos reactores con recirculación	92
34. Función de transferencia para dos reactores con recirculación	93
35. Trayectoria de las corrientes de flujo dentro del sedimentador. Entrada: cuadrada	102
36. Localización de zonas muertas formadas al usar la entrada cuadrada	103
37. Trayectoria de las corrientes de flujo dentro del sedimentador. Entrada: con reducción atolvada y con deflector	105
38. Trayectoria de las corrientes de flujo dentro del sedimentador. Entrada: triangular	106
39. Curva típica de dispersión obtenida para gastos bajos (0.26, 0.47 l/s)	109
40. Curva típica de dispersión obtenida para gastos altos (0.72, 0.92 y 1.03 l/s)	109

	Pág.
41. Porcentaje de cortos circuitos (T_i) en función del gasto	120
42. Porcentaje de zonas muertas (T_p) en función del gasto	120
43. Porcentaje de remolinos difusionales (T_c) en función del gasto	121
44. Porcentaje de remolinos de recirculación (T_b) en función del gasto	121
45. Porcentaje de recirculación hidráulica (T_e) en función del gasto.	122
46. Error cuadrático en función del gasto (j reactores en serie)	141
47. Error cuadrático en función del gasto (dos reactores con volumen diferente)	141
48. Error cuadrático en función del gasto (un reactor con corto circuito y zona muerta)	142
49. Error cuadrático en función del gasto (j reactores en serie con zona muerta)	142
50. Error cuadrático en función del gasto (difusión axial)	143
51. Error cuadrático en función del gasto (2 reactores con recirculación)	143
52. Curva de dispersión para un gasto de 0.72 l/s Entrada cuadrada, módulo en posición baja	152

53. Curva de dispersión para un gasto de 0.72 l/s
Entrada cuadrada, sin módulo.

LISTA DE TABLAS

	Pág.
1. Función de transferencia global para diferentes tipos de flujo	44
2. Experimentos realizados durante los ensayos preliminares	59
3. Condiciones empleadas durante el estudio de la influencia del gasto	61
4. Condiciones empleadas con la entrada con reducción atolvada	66
5. Condiciones empleadas con la entrada con deflector	66
6. Condiciones empleadas con la entrada triangular	67
7. Condiciones empleadas con la entrada cuadrada y sin el módulo de alta tasa	68
8. Experimentos realizados durante los ensayos de trazado	69
9. Condiciones de operación de los experimentos sobre el estudio del comportamiento hidráulico empleando los cuatro tipos de entrada	71
10. Condiciones de operación de los experimentos sobre el estudio de la influencia del módulo de	

	Pág
alta tasa. Entrada cuadrada	73
11. Influencia de la forma de la entrada. Comparación entre los valores de T_i (cortos circuitos)	110
12. Influencia del módulo de alta tasa. Comparación entre los valores de T_i (cortos circuitos)	111
13. Influencia de la forma de la entrada. Comparación entre los valores de T_p (zonas muertas)	112
14. Influencia del módulo de alta tasa. Comparación entre los valores de T_p (zonas muertas)	113
15. Influencia de la forma de la entrada. Comparación entre los valores de T_c (remolinos difusionales de pequeña escala)	114
16. Influencia del módulo de alta tasa. Comparación entre los valores de T_c (remolinos difusionales de pequeña escala)	115
17. Influencia de la forma de la entrada. Comparación entre los valores de T_b (remolinos de recirculación)	116
18. Influencia del módulo de alta tasa. Comparación entre los valores de T_b (remolinos de recirculación)	117
19. Influencia de la forma de la entrada. Comparación entre los valores de T_e (recirculación hidráulica)	118

	Pág.
20. Influencia del módulo de alta tasa. Comparación entre los valores de T_e (recirculación hidráulica)	119
21. Influencia de la forma de la entrada. Comparación entre los valores de \bar{x}/τ (zonas muertas)	123
22. Influencia del módulo de alta tasa. Comparación entre los valores de \bar{x}/τ (zonas muertas)	124
23. Influencia de la forma de la entrada. Comparación entre los valores de la mediana de t/\bar{x} (cortos circuitos)	125
24. Influencia del módulo de alta tasa. Comparación entre los valores de la mediana de t/\bar{x} (cortos circuitos)	126
25. Influencia de la forma de la entrada. Modelo de j reactores en serie	128
26. Influencia del módulo de alta tasa. Modelo de j reactores en serie	129
27. Influencia de la forma de la entrada. Modelo de dos reactores perfectamente mezclados con volúmenes diferentes	131
28. Influencia del módulo de alta tasa. Modelo de dos reactores perfectamente mezclados con volúmenes diferentes.	132
29. Influencia de la forma de la entrada. Modelo de un reactor con corto circuito ($n = 0.99$) y zona muerta	133

	Pág.
30. Influencia del módulo de alta tasa. Modelo de un reactor con corto circuito ($n = 0.99$) y zona muerta	134
31. Influencia de la forma de la entrada. Modelo de j reactores en serie con zona muerta	135
32. Influencia del módulo de alta tasa. Modelo de j reactores en serie con zona muerta	136
33. Influencia de la forma de la entrada. Modelo de difusión axial	137
34. Influencia del módulo de alta tasa. Modelo de difusión axial	138
35. Influencia de la forma de la entrada. Modelo de 2 reactores con recirculación	138
36. Influencia del módulo de alta tasa. Modelo de 2 reactores con recirculación	139
37. Influencia de la forma de la entrada. Tipo de entrada que presentó el mejor funcionamiento hidráulico del sedimentador	146
38. Influencia del módulo. Condiciones para las cuales el sedimentador mostró el mejor funcionamiento hidráulico.	147

NOMENCLATURA

- A : Area, (L^2)
- C : Concentración de trazador en el efluente, ($M \cdot L^{-3}$)
- C_D : Coeficiente de resistencia
- C_0 : Concentración de trazador, valor igual a m_t/V , ($M \cdot L^{-3}$)
- C_p : Concentración máxima de trazador (pico de la curva de dispersión), ($M \cdot L^{-3}$)
- [: Relación entre C/C_0
- d : Diámetro, (L)
- D : Error cuadrático medio
- $E(\theta)$: Curva normalizada de la distribución del tiempo de retención, para una introducción del trazador por impulsión $E(\theta) = [$
- E_z : Coeficiente de dispersión axial, ($L^2 \cdot T^{-2}$)
- g : Aceleración debida a la gravedad, ($L \cdot T^{-2}$)
- $G(p)$: Función de transferencia
- H : Profundidad, (L)
- H_T : Diámetro entre los tubos del módulo de alta tasa, (L)
- I_1 : Indica el primer punto de inflexión de la curva de dispersión
- I_2 : Punto que indica a partir de cuando el flujo se transforma en perfectamente mezclado
- j : Número de reactores
- L : Longitud, (L)
- L^{-1} : Inversa de la transformada de Laplace

- m : Zona activa expresada como fracción del volumen del reactor
 m_t : Cantidad de trazador empleado, (M)
 n : Fracción del gasto de alimentación sin corto circuito
 p : Variable compleja de la transformada de Laplace, $p=x+iy$
 Pe : Número de Peclet, igual a uL/E_z
 Q : Gasto, ($L^3 \cdot T^{-1}$)
 Re : Número de Reynolds, igual a dup/μ
 t : Tiempo en la curva $C(t) = f(t)$, (T)
 \bar{t} : Media obtenida a partir de las curvas de dispersión, (T)
 t_b : Intervalo de tiempo para el cual la curva de flujo vale $C_p/10$, (T)
 t_c : Intervalo de tiempo para el cual la curva de flujo vale $C_p/2$, (T)
 t_i : Tiempo en el cual aparece el trazador en el efluente, (T)
 t_{i_1} : Tiempo para el cual C es igual a $C_p/10$, (T)
 t_I : Tiempo correspondiente a I_1 , (T)
 t_p : Tiempo para el cual la concentración del trazador alcanza su valor máximo, (T)
 t_t : Tiempo a partir del cual la curva de dispersión tiene una concentración menor a $C_p/10$, (T)
 T_b : Evaluación de la turbulencia y de los grandes remolinos de recirculación. Criterio Villemonte y Tekippe

- T_c : Evaluación de los remolinos difusionales. Criterio Villemonte y Tekippe
 T_e : Evaluación de la recirculación. Criterio Villemonte y Tekippe
 T_p : Evaluación de zonas muertas. Criterio Villemonte y Tekippe
 u : Velocidad de flujo de fluido, $(L \cdot T^{-1})$
 v_o : Velocidad promedio del flujo a través del sedimentador, $(L \cdot T^{-1})$
 v_δ : Velocidad de sedimentación, $(L \cdot T^{-1})$
 V : Volumen de la partícula, (L^3)
 Ψ : Volumen del tanque o reactor estudiado, (L^3)
 α : Relación de volúmenes de dos reactores, igual a ψ_1/ψ_2
 β : Fracción del gasto recirculado
 σ^2 : Varianza de la curva $(t, C(t))$, (T^2)
 θ : Tiempo relativo, igual a t/τ
 θ_m : Tiempo relativo máximo, igual a (t/τ) máximo
 τ : Tiempo teórico de retención hidráulica, igual a Ψ/Q , (T)
 μ : Viscosidad dinámica, $(M \cdot L^{-1} \cdot T^{-1})$
 ρ : Densidad del fluido, $(M \cdot L^{-3})$
 ρ_δ : Densidad de las partículas que sedimentan, $(M \cdot L^{-3})$

RESUMEN

En esta tesis se efectúa el análisis del comportamiento hidráulico de un sedimentador piloto de alta tasa. La construcción del modelo físico se basó en el proyecto "Diseño de un modelo físico de un sedimentador con extracción hidráulica de lodos, No. 3336" (Ríos, E. et.al., 1984).

El estudio comprende un análisis teórico sobre el buen funcionamiento de este tipo de reactores, la visualización del flujo, la evaluación de la eficiencia hidráulica y la modelación matemática del comportamiento hidráulico.

Las variables estudiadas en laboratorio fueron: la sección de la entrada, el gasto y la función del módulo de alta tasa.

Los resultados demostraron que, hidráulicamente, el tanque se comporta mejor a gastos bajos, con la sección de entrada cuadrada y el módulo en posición alta.

Por otra parte, los resultados de la modelación matemática indican que, el sedimentador adopta el comportamiento de un solo reactor. El patrón de flujo resultó con alto grado de mezclado y con una porción de zona muerta entre 15 y 30% del volumen efectivo. El comportamiento hidráulico del sedimentador presentó un ajuste similar con los siguientes modelos matemáticos: j reactores en serie, dos reactores con volúmenes diferentes, un reactor con corto circuito y zona muerta, y j reactores en serie con zona muerta.

INTRODUCCION

La sedimentación es uno de los procesos que presenta particular interés dentro del área de ingeniería ambiental; la remoción de sólidos, propósito primario de esta operación, es imprescindible tanto en los tratamientos biológicos como en los fisicoquímicos del agua residual y potable.

La necesidad de tratar cada vez mayores volúmenes de agua torna atractiva la idea de modificar las plantas existentes para aumentar su capacidad. En el caso de los sedimentadores, una buena opción es su conversión de convencionales a sedimentadores de alta tasa; transformación relativamente fácil y económica que permite acrecentar en tres a seis veces la producción de agua tratada.

El término sedimentación de alta tasa se refiere a el uso de sedimentadores gravitacionales poco profundos cuya particularidad es el empleo de módulos de tubos o placas construidas de material plástico con una inclinación entre 45 y 60 grados con respecto a la horizontal.

La sedimentación de alta tasa permite obtener eficiencias comparables a las de los sedimentadores convencionales y ofrece un mecanismo que asegura periodos de retención hasta seis veces menores que los normales.

La idea de la sedimentación poco profunda fue inicialmente sugerida por Hazen en 1904 y estudiada por Camp en 1946. Su aplicación práctica fue demostrada por Hansen y Culp durante los años sesenta.

Si bien es importante conocer la eficiencia de remoción de sólidos en un sedimentador de alta tasa, antes es necesario determinar las características hidráulicas del mismo, ya que la sedimentación ha mostrado ser un ejemplo típico en el cual la eficiencia hidráulica ejerce una influencia considerable sobre la eficiencia de operación. A partir de ella se puede evaluar si es necesario modificar el diseño de la estructura para obtener mejores resultados.

El presente estudio corresponde al trabajo realizado bajo el nombre "Fabricación y pruebas de un modelo físico de un sedimentador hidráulico de lodos"; proyecto elaborado para la Dirección General de Captaciones y Conducciones de Agua de la SARH.

Los objetivos específicos de esta tesis fueron: determinar, desde el punto de vista hidráulico, las razones por las cuales los sedimentadores de alta tasa tienen un buen rendimiento; las variables de diseño que favorecen este hecho (sección de entrada y posición del módulo), evaluar con ayuda de las curvas de dispersión la eficiencia hidráulica del sedimentador y, por último, describir el comportamiento hidráulico del sedimentador de alta tasa con base en modelos matemáticos que simulan condiciones reales de flujo.

Dentro de la tesis, en primer lugar se presentan los fundamentos teóricos de la sedimentación; se explica el porqué del buen funcionamiento de los sedimentadores de alta tasa. Asimismo, se discute sobre la importancia de que el comportamiento del fluido sea cercano al flujo pistón y se describe el desarrollo de las técnicas de trazado, así como de evaluación de las curvas de dispersión.

En el capítulo siguiente se presenta la metodología experimental en este estudio. Las bases de la modelación matemática

se describen en el capítulo 3, en donde se destaca la importancia de la modelación del comportamiento hidráulico en los reactores.

Como último tema, se presentan los resultados referentes a la visualización del flujo. A través de estos resultados se localizaron las zonas del tanque que operan de manera independiente al flujo principal. Posteriormente, y haciendo uso de las curvas de dispersión, se establece cuales son las condiciones que favorecen, desde el punto de vista hidráulico, la sedimentación. Por último, se presentan los modelos matemáticos que mejor se ajustaron al comportamiento real del sedimentador.

1. FUNDAMENTOS TEORICOS

1.1 *Teoría general de la sedimentación*

La sedimentación es un proceso de separación de fases, líquida-sólida, debida al efecto de la gravedad sobre las partículas; la condición en la cual se basa es que la densidad de las partículas (ρ_s) sea mayor a la densidad del fluido (ρ).

Esta operación unitaria se emplea tanto en potabilización como en el tratamiento de las aguas residuales. La teoría general de la sedimentación es la misma en ambos casos y el equipo y la operación de las instalaciones industriales son similares (Reynolds, 1982).

La importancia de la sedimentación se establece en el hecho de que cada día la necesidad de tratar agua es mayor, ya sea

para utilizarse como materia prima, riego o, simplemente, para consumo humano. La sedimentación aparece en todo lo largo de los procesos de tratamiento del agua (desarenación, sedimentación primaria, secundaria, etc.). Esta razón ha ocasionado que desde hace tiempo (ej. Hazen, 1904) y aún en la actualidad se realicen investigaciones al respecto.

1.1.1 Tipos de sedimentación

Se distinguen comúnmente cuatro tipos o etapas de la sedimentación (Teoría de Kynch):

1. Sedimentación de partículas libres
2. Sedimentación de partículas que flocculan
3. Sedimentación de partículas que se obstaculizan ("Hindered")
4. Compresión de partículas.

1.1.1.1 Sedimentación de partículas libres (tipo 1)

En este caso las partículas actúan en forma discreta e independiente; un ejemplo son las suspensiones diluidas. En la sedimentación de partículas libres cada partícula experimenta una aceleración hasta que la fuerza de resistencia del líquido iguala a la fuerza impulsora; a partir de este momento, la decantación ocurre a velocidad constante. La velocidad de

sedimentación está dada por la ecuación (1):

$$v_{\Delta} = \frac{2g}{C_D} \left(\frac{\rho_{\Delta} - \rho}{\rho} \right) \frac{V}{A} \quad (1)$$

donde:

v_{Δ} : velocidad de sedimentación

C_D : coeficiente de resistencia. Es una función del número de Reynolds (N_{Re})

A : área en un plano perpendicular a la velocidad

ρ_{Δ} , ρ : densidad de la partícula sólida y del líquido respectivamente

V : volumen de la partícula

g : aceleración debida a la gravedad

1.1.1.2 Sedimentación de partículas que flocculan (tipo 2)

Este tipo de sedimentación también ocurre en suspensiones diluidas pero en este caso las partículas flocculan entre sí lo que aumenta su velocidad de sedimentación. La sedimentación del tipo 2 es característica de la sedimentación primaria de aguas residuales y de la sedimentación de los procesos físico-químicos.

1.1.1.3 Sedimentación de partículas que se obstaculizan (tipo 3)

La sedimentación tipo 3 ocurre en suspensiones de concentración media donde las partículas se encuentran tan cercanas que obstaculizan su sedimentación. Los elementos sólidos en dichas condiciones guardan posiciones relativas fijas y sedimentan como un solo cuerpo a velocidad constante.

1.1.1.4 Compresión de partículas (tipo 4)

En la sedimentación tipo 4 las partículas se encuentran tan concentradas que forman una estructura que libera el agua por compresión de ella misma. Este tipo de sedimentación se observa en los espesadores utilizados para concentrar los lodos de purga de las plantas de tratamiento.

1.1.2 Sedimentadores convencionales

La sedimentación es usada para remover arena y otros sólidos del agua. El propósito primario de esta operación es el de producir efluentes clarificados aunque también se usa para obtener lodos con una concentración de sólidos tal, que puedan ser fácilmente tratados. La forma de los tanques sedimentadores es normalmente circular o rectangular con fondo atol-

vado y la geometría de la obra de entrada es variada.

Como ejemplo de las cargas hidráulicas manejadas en los sedimentadores convencionales, se cita el caso de los sedimentadores secundarios para lodos activados: $16-24 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ (Metalf & Eddy, 1979).

1.1.3 Sedimentadores de alta tasa

El término sedimentación de alta tasa se refiere al uso de sedimentadores gravitacionales poco profundos, los cuales se caracterizan por la presencia de un módulo de tubos inclinados (figura 1), dentro de un tanque circular o rectangular. El agua fluye en dirección ascendente a través de los tubos y los lodos sedimentados en dirección contraria (figura 2).

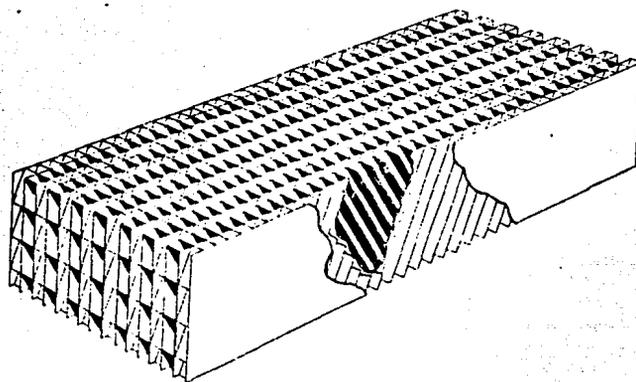


Figura 1. Módulo de alta tasa

Los tubos están inclinados a un ángulo que varía entre 45 y 60 grados con respecto a la horizontal, lo que permite a los lodos resbalar hacia el compartimiento de lodos, (Reynolds, 1982).

La razón por la cual estos sedimentadores se denominan de alta tasa es que la presencia de los módulos permite incrementar de 3 a 6 veces la carga hidráulica aplicada en los sedimentadores convencionales. Los períodos de retención son en consecuencia pequeños, del orden de 15 minutos.

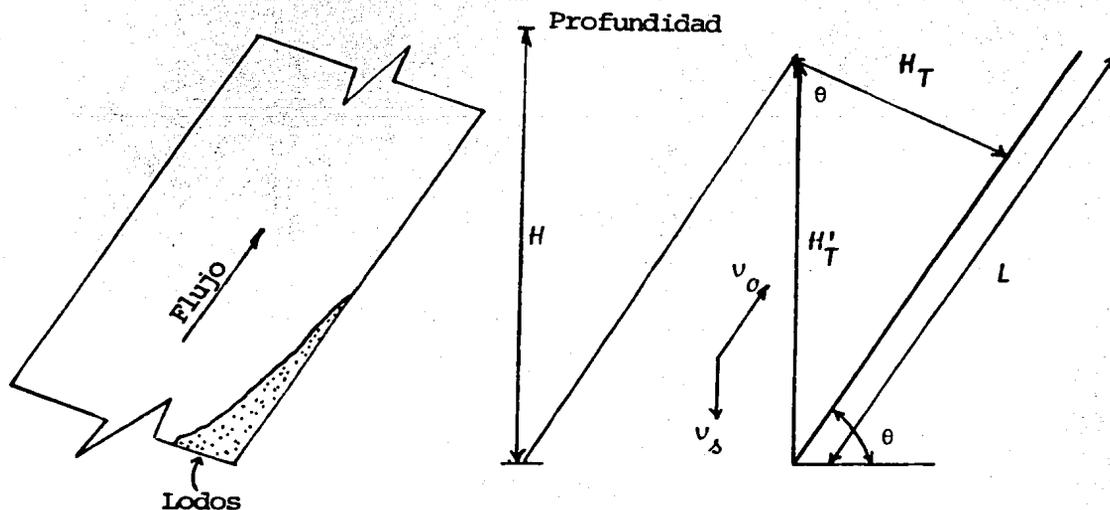


Figura 2. Detalle del funcionamiento de los tubos inclinados de sedimentación.

De acuerdo con la teoría del sedimentador ideal, en un sedimentador convencional:

$$\frac{v_o}{L} = \frac{v_s}{H} \quad (2)$$

La velocidad con la cual fluye el agua resulta entonces:

$$v_o = \frac{v_s L}{H} \quad (3)$$

Observe que para considerarse sedimentadas, las partículas tienen que recorrer una distancia H , la cual influye en la velocidad de paso del agua (v_o).

En los sedimentadores de alta tasa basta con que la partícula recorra la distancia H_T^i (figura 2) para estar sedimentada por lo que:

$$v_o = \frac{v_s L}{H_T^i} = \frac{v_s L}{(H_T / \cos \theta)} \quad (4)$$

como $H_T^i \ll H$, v_o en un sedimentador de alta tasa será mucho mayor que en un convencional.

La principal aplicación de este tipo de sedimentadores es la modificación de los tanques existentes para aumentar su capacidad.

En potabilización, las cargas aplicadas a los sedimentadores de alta tasa son del orden de 147 a 245 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$, mientras que para los efluentes biológicos secundarios se sitúan cerca de 163 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$, (Reynolds, 1982).

1.2 Comportamiento hidráulico del sedimentador de alta tasa

El buen funcionamiento de un sedimentador requiere una distribución uniforme del flujo. Sin embargo, en la realidad, los tanques de sedimentación se ven afectados por la existencia de zonas de alta turbulencia, la formación de corrientes inducidas por el viento o por gradientes térmicos, y la presencia de zonas muertas (Tekippe, 1968).

En un decantador ideal todos los elementos del fluido deberán atravesar el tanque en un tiempo igual al tiempo teórico de retención hidráulico τ , cuyo valor es igual a la relación del volumen del tanque y del gasto de entrada (V/Q). El valor de τ se establece a partir del tiempo requerido para que una partícula con características específicas sedimente y, es por ello importante que este tiempo se respete.

En la práctica se determina la distribución de los tiempos de retención mediante ensayos de trazado con el objeto de evaluar qué tanto difiere el tiempo medio de retención $\bar{\tau}$ de el tiempo teórico τ .

Una forma para determinar las características del flujo de un sedimentador consiste en introducir un material marcado en el influente y medir su concentración a intervalos de tiempo en el efluente. La gráfica que resulta de la distribución de concentraciones en el tiempo se denomina curva de dispersión y a la determinación experimental de ésta se le conoce como estudios de trazado.

El propósito de los estudios de trazado es determinar:

- En qué proporción el comportamiento del sedimentador se aproxima a un flujo tipo pistón, o bien, a uno completamente mezclado;
- El volumen de funcionamiento efectivo del sedimentador;
- El patrón de flujo a partir de la configuración de las curvas de dispersión; y
- El posible mejoramiento de la estructura del sedimentador para aumentar su eficiencia.

1.2.1 Tipos de flujo continuo en los reactores

Se presentan a continuación los dos tipos de reactores ideales sobre los cuales gira la caracterización de un flujo

real:

- El reactor con flujo pistón
- El reactor perfectamente mezclado

1.2.1.1 Reactor pistón

Es uno de los dos reactores con flujo ideal en estado estacionario y se le conoce con varios nombres como son: reactor con flujo pistón, reactor con flujo tapón y reactor tubular ideal (figura 3). Se caracteriza principalmente por el hecho de que el flujo a través del reactor es ordenado y no existen elementos del fluido que se mezclen entre sí. Se considera que, pueden haber mezclas laterales de fluido sin embargo, no debe existir mezclado, ni difusión axial a través de la trayectoria del flujo (figura 4).

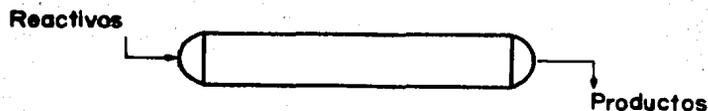


Figura 3. Reactor Pistón

Así, la condición necesaria y suficiente para que exista el flujo pistón es que el tiempo de residencia dentro del reactor sea el mismo para todos los elementos del fluido, es decir, que todas las moléculas pasen a través del reactor a la misma velocidad y en el mismo tiempo.

En un reactor con flujo pistón la composición del fluido varía punto a punto a lo largo de la trayectoria del flujo; esta razón ocasiona al efectuar un análisis del reactor se efectúe en forma diferencial considerando constante la velocidad de reacción.

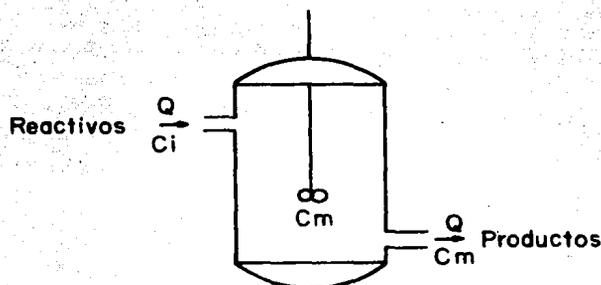


Figura 4. Trayectoria del flujo en un reactor pistón.

1.2.1.2 Reactor perfectamente mezclado

El otro reactor con flujo ideal en el estado estacionario es conocido también con varios nombres: reactor mezclado, reactor con movimiento ideal o reactor con movimiento constante; y, como su nombre lo indica, es un reactor en el cual su con

tenido está en movimiento continuo y uniformemente distribuido, de manera que en el efluente se tendrá la misma composición que en el interior (figura 5). La distribución del tiempo de retención (DTR) de los elementos del fluido va de cero a infinito en este caso.



C_i = Concentración en el influente

C_m = Concentración en el reactor y en el efluente

Figura 5. Reactor perfectamente mezclado

1.2.2. Influencia del tiempo de retención

Tradicionalmente se ha empleado en el diseño de los reactores el parámetro denominado "tiempo o período de retención".

Puesto que el período en el cual se efectúan las operaciones y procesos es una variable significativa para controlar el de

sarrollo de las transferencias o reacciones involucradas, es importante que, la masa de fluido sometida a tratamiento permanezca el tiempo adecuado para conseguir la mejor eficiencia en las diferentes unidades.

El período de retención se conoce como tiempo teórico de retención, τ , y se define como:

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{\text{Volumen del reactor}}{\text{Gasto o caudal en proceso}}$$

Sólo en la medida en que el comportamiento hidráulico de un reactor se aproxime al del tipo pistón, el fluido por él tratado será sometido a un tiempo comparable al seleccionado para realizar el proceso. En caso contrario, el período de retención es un concepto abstracto donde τ puede entenderse como el tiempo promedio en que el fluido, del gasto Q , permanece en un reactor de volumen V .

La aproximación de τ como tiempo promedio no resulta suficiente para identificar el comportamiento de un reactor ya que no considera los períodos que las diferentes fracciones del gasto Q permanecen en la unidad. Es por tanto necesario estudiar la distribución del tiempo de retención en el reactor, y conocer la forma en que la masa líquida en conjunto ha sido sometida a un determinado tratamiento.

1.2.3 Importancia de la eficiencia hidráulica de los sedimentadores

La eficiencia de muchos procesos y operaciones en ingeniería es función de las características hidráulicas del sistema. Por consiguiente, la medición y análisis de la eficiencia hidráulica es de gran importancia en la evaluación de su funcionamiento. El término eficiencia hidráulica se refiere a la distribución del fluido en relación con el tiempo de retención hidráulica y al patrón de flujo del sistema.

Un ejemplo típico en el cual la eficiencia hidráulica ejerce una influencia considerable sobre la eficiencia de operación es la sedimentación.

Se considera al flujo tipo pistón como el más deseable en los sedimentadores ya que, en éste, cada parte del fluido permanece dentro del sistema un período igual al tiempo teórico de retención. Bajo estas condiciones se asegura que las partículas dispongan del tiempo necesario para sedimentar ($t_d = \tau$).

Desafortunadamente, el flujo pistón nunca se presenta en un sedimentador real. Los disturbios del flujo en las zonas de entrada y salida, las corrientes de densidad y de convección y la existencia de zonas muertas afectan la distribución del flujo en el tiempo y determinan la eficiencia hidráulica de

la unidad.

1.2.4 Aplicación de las curvas de dispersión

El patrón de flujo y la distribución del tiempo de retención se determina mediante estudios de trazado. Un trazador (tinta, electrolito, isótopo radiactivo etc.) es inyectado en el influente y su concentración a la salida es determinada como una función del tiempo. Con estos resultados se construye una gráfica de los valores de C (concentración del trazador en el efluente) contra t (tiempo). La curva obtenida puede ser vista como una curva de la distribución del tiempo de retención del fluido en el tanque. Algunas veces a esta curva se le denomina curva de flujo.

En un sedimentador ideal -con flujo pistón- la curva de flujo es una línea recta representada por $\bar{x}/\tau=1$ donde τ es el tiempo teórico de retención hidráulica (curva B, figura 6). Por el contrario, en un sedimentador perfectamente mezclado la curva de flujo (curva A, figura 6) es descrita por la ecuación:

$$\frac{C}{C_0} = e^{-t/\tau} \quad (5)$$

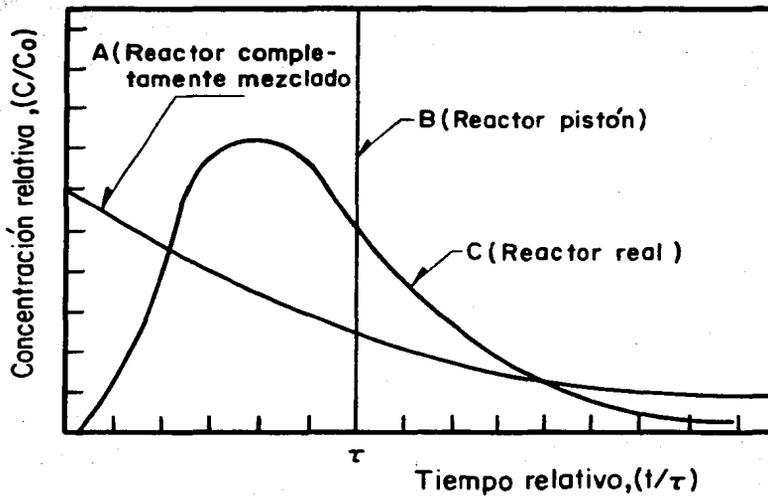


Figura 6. Curvas de dispersión para varios patrones de flujo

donde:

C_0 : peso del trazador dividido entre el volumen del tanque

El flujo en un sedimentador real (curva C) esta compuesto por flujo pistón, flujo perfectamente mezclado, zonas muertas y cortos circuitos por lo que es lógico suponer que la curva de dispersión correspondiente será una combinación de cada una de las curvas (figura 7). Según el criterio de Hirsch (1969), t_i indica el tiempo para el cual se detecta el trazador en el efluente y entre más pequeño sea su valor será mayor la importancia de los cortos circuitos en el tanque.

El tiempo t_1 corresponde al punto I_1 (máxima pendiente de la parte ascendente de la curva) e indica la fracción del flujo que se comporta como pistón.

El valor de I_2 marca a partir de cuando el flujo se transforma en perfectamente mezclado.

1.2.4.1 Determinación práctica de la distribución del tiempo de retención

Las distribuciones de tiempo de retención se determinan mediante una serie de experimentos los cuales se clasifican como técnicas de estímulo-respuesta.

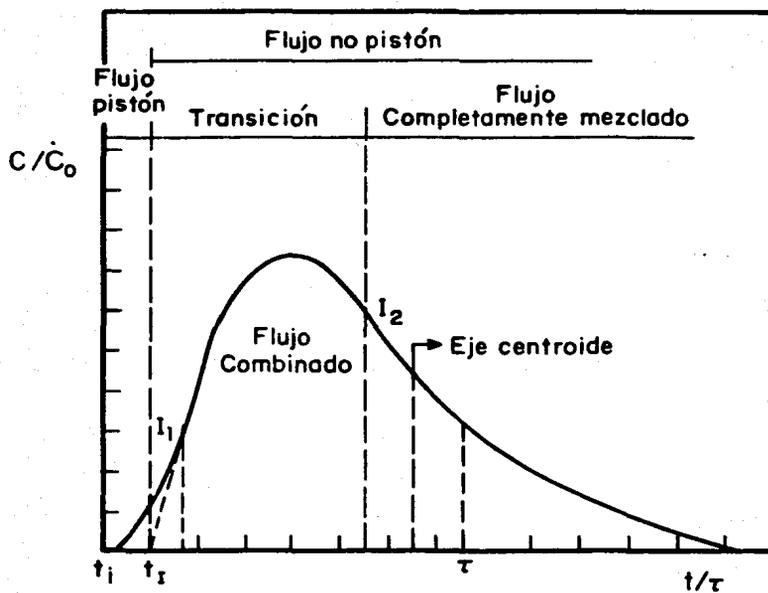


Figura 7. Análisis de una curva de dispersión

El principio utilizado se basa en la idea de marcar las partículas a la entrada del reactor para poder observarlas a la salida y así medir el tiempo que permanecieron dentro del tanque. La técnica consiste en agregar al gasto de entrada un trazador, es decir, una sustancia con las mismas propiedades químicas y físicas que el fluido con excepción del color, la conductividad eléctrica o la radioactividad. Sin perturbar al sistema se puede realizar, entonces, una "estimulación" a la entrada del reactor y registrar la respuesta a la salida. El análisis de ésta respuesta y su comparación con los modelos teóricos permite describir el comportamiento de un reactor; cabe notar que, la representatividad de los resultados será función directa de la calidad del trazador empleado.

Una buena prueba de trazado debe tener la siguiente secuencia de pasos (Hirsch, 1969):

- Paso 1. Observar cualquier compartimentalización entre la entrada y la zona de sedimentación.
- Paso 2. Seleccionar un trazador que no este sujeto a cambios químicos o físicos.
- Paso 3. Adicionar el trazador lo más rápido posible a través de la entrada hacia la sección de sedimentación.

- Paso 4. Colectar el efluente marcado en periodos de tiempo adecuados para cubrir totalmente las partes de la curva que cambian rápidamente.
- Paso 5. Notar cualquier discontinuidad o comportamiento anormal de la curva respuesta.
- Paso 6. Establecer detalles relevantes de las pruebas y del mismo tanque, para beneficio de futuras investigaciones.

1.2.4.2 Tipos de trazadores

Existen varios tipos de trazadores entre los cuales se encuentran los fluorescentes, los radioactivos, las sales y los colorantes. A continuación se dará una breve explicación de cada uno de ellos.

Trazadores fluorescentes. Las técnicas de fluorometría fueron utilizadas desde principios de siglo principalmente para solucionar problemas de hidrología y de contaminación en los grandes centros urbanos e industriales.

Una de las mayores ventajas de usar esta técnica reside en el hecho de que el límite de detección de trazador es de só-

lo 0.01 mg/l (Pineault, 1972), en consecuencia la adición del trazador no contamina al sistema y las propiedades físicas y químicas del fluido permanecen prácticamente inalteradas.

Además, el mismo autor señala que la estabilidad fotoquímica de las sustancias fluorescentes es muy buena. Ejemplos de este tipo de trazadores son: la Rhodamina B y la Fluoresceína.

Trazadores radioactivos. Los trazadores radioactivos tales como el titrio y ^{14}C han sido utilizados ampliamente en el estudio de las propiedades de catálisis y reacciones catalíticas. El uso que se ha hecho de los isótopos puede dividirse en 3 categorías de acuerdo con: (1) su poder de quimiabsorción sobre una superficie catalítica; (2) la cantidad de átomos de la estructura del sólido catalítico que toman parte dentro de la reacción; y (3) los detalles del mecanismo por el cual las reacciones catalíticas toman lugar sobre la superficie del catalizador.

La aplicación de este tipo de trazadores en el modelamiento de reactores no es muy común dada la sofisticación del equipo empleado y la naturaleza misma de los trazadores. Sin embargo, autores como Riemer, et.al. (1977) señalan su empleo en sistemas de tratamiento de aguas.

Sales. El uso de sales como trazadores, ha sido un método tradicional para la modelación matemática del comportamiento del flujo en tanques agitados.

La concentración de trazador se determina por conductimetría. Ejemplos de sales usadas como trazadores son el NaCl , Na_3PO_4 y el LiCl . La desventaja principal de estos trazadores es la fuerte variación de la conductividad en función de la temperatura, (incluso para oscilaciones de entre dos a tres grados). Esta condición implica inestabilidad del método y poca reproducibilidad en los estudios de trazado.

Colorantes. Una de las técnicas más comúnmente empleadas en estudios de trazado y modelamiento de reactores es el uso de colorantes. La razón de ello es la accesibilidad de los mismos y su facilidad de detección en cualquier espectrofotómetro.

Uno de los colorantes que por sus propiedades se recomienda, es la Eosina amarillenta. Además de presentar gran estabilidad química y la propiedad de no adsorberse sobre ninguna superficie, tiene una densidad en solución prácticamente igual a la del agua por lo que no afectará, en ningún momento, las propiedades del sistema al estar realizando los estudios.

Otros colorantes empleados son el permanganato de potasio, el cual al contacto con el aire y materia orgánica se oxida fácilmente y la Rhodamina B que se caracteriza por su adsorción sobre las moléculas de aire (Tauzin, 1979).

1.2.4.3 Formas de introducción del trazador

La introducción del trazador se puede realizar en dos formas: una llamada "en escalón" y la otra "en impulsión" o tipo impulso.

Función escalón

La introducción en escalón consiste en que a un instante dado, se realiza una introducción de trazador en forma continua y a concentración constante. Se distinguen dos tipos de estimulación en escalón que son: a) escalón positivo y b) escalón negativo.

a) Escalón positivo

Para aplicar un estímulo escalón positivo a un sistema en equilibrio con $C = C_0 = 0$, se aumenta instantáneamente la concentración de trazador en $t = 0$ a C_{is} , ver figura 8(a).

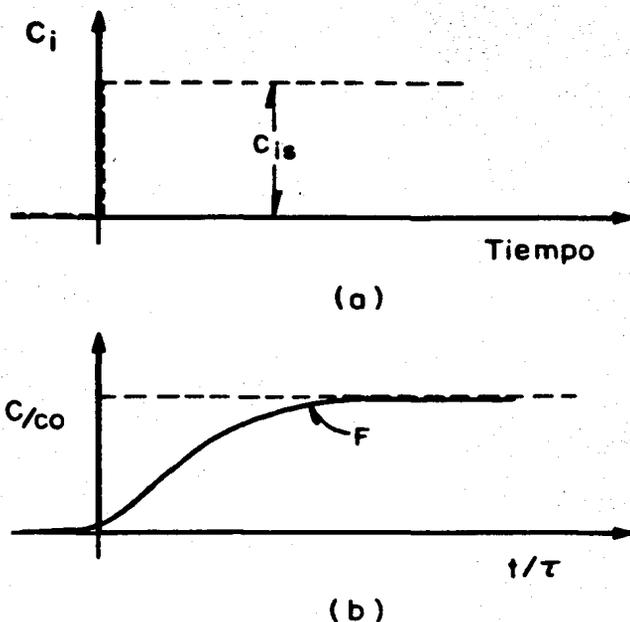


Figura 8. Respuesta de un sistema a la función escalón positivo

Si la concentración de salida se expresa bajo la forma normalizada, es decir como la relación C/C_0 , se obtiene la curva F mostrada en la figura 8(b).

b) Escalón negativo

La aplicación de esta técnica ha sido llamada procedimiento experimental de dos pasos; generalmente se usa para el modelamiento matemático de tanques agitados usando como trazador alguna sal. En el primer paso, se introduce agua y se recircula dentro del tanque con una concentración de trazador $C = 0$;

después, la concentración de trazador se lleva hasta un valor C_i determinado hasta que se alcancen condiciones estables.

El paso siguiente consiste en reintroducir agua limpia por el influente en forma continua determinándose un perfil de tiempo - concentración en el efluente. Así se obtiene entonces la curva mostrada en la figura 9.

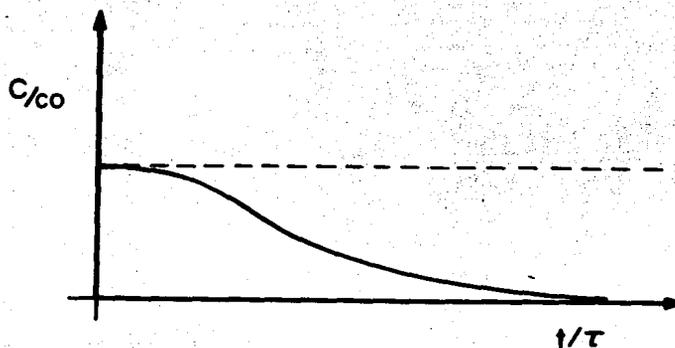


Figura 9. Respuesta de un sistema a la función escalón negativo

Función impulso

La estimulación tipo impulso consiste en inyectar el trazador al sistema en forma puntual. En otras palabras se introduce

una masa m_t de trazador en la alimentación durante un intervalo de tiempo muy corto (menor a 0.01τ , Villermaux, 1982). La cantidad m_t es tal, que si estuviera repartida uniformemente en todo el volumen del sistema, su concentración sería la concentración C_0 . La respuesta del reactor a esta impulsión, a saber la concentración de salida C/C_0 , se denomina curva E , figura 10.

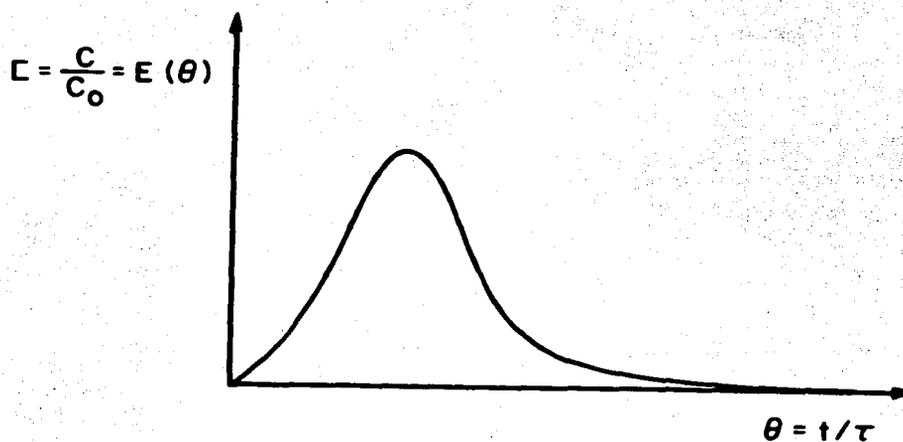


Figura 10. Curva E obtenida a partir de un estudio de trazado con introducción del trazador en forma de impulsión.

En la figura 10, se definirá C_0 como:

$$C_0 = \frac{m_t}{V} \quad (6)$$

En la figura 11(a), se muestra la forma de la curva C para el reactor con flujo pistón y la figura 11(b), muestra la misma curva C para el reactor perfectamente mezclado, ambas son respuesta a la función impulso.

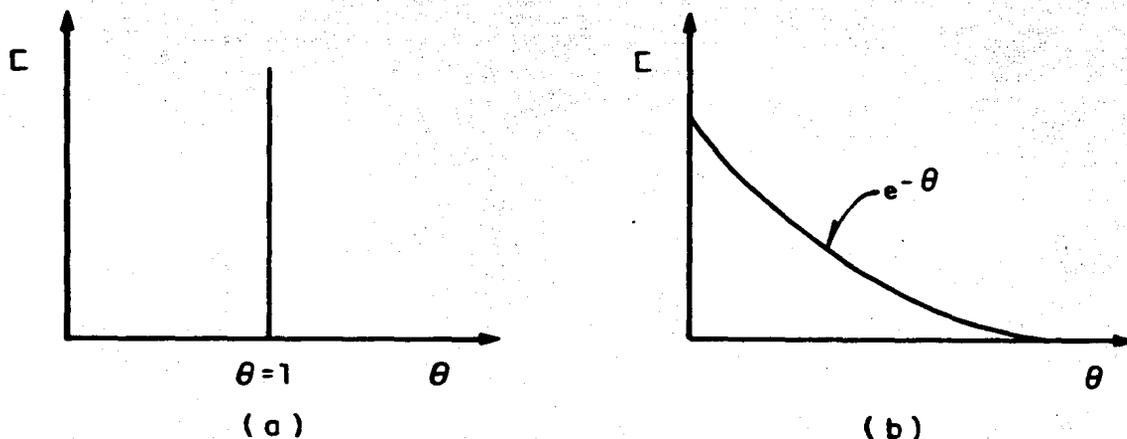


Figura 11. Forma de la curva C para los reactores ideales

Si se efectúa un balance de materia para cada forma de introducción de trazador se encontrará la ecuación que representa la respuesta del reactor en condiciones ideales. Considerando el reactor perfectamente mezclado:

- Función escalón

Balance de Materia:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida} + \text{Acumulación} \quad (7)$$

$$QC_0 + 0 = QC + V \frac{dC}{dt} \quad (8)$$

$$\frac{dC}{dt} + \frac{C}{\tau} = \frac{C_0}{\tau} \quad (9)$$

para $t = 0$, $C = 0$ y $t/\tau = \theta$, la integración de la ecuación (9) da:

$$\ln \frac{C_0 - C}{C_0} = e^{-t/\tau} \quad (10)$$

$$C = C_0 (1 - e^{-\theta}) \quad (11)$$

Para un reactor ideal con mezcla perfecta:

$$E(\theta) = 1 - e^{-\theta} \quad (12)$$

- Función impulso:

Balance de Materia:

$$QC_0 = 0$$

$$0 = QC + \frac{d(\psi C)}{dt} \quad (13)$$

$$t = 0 \quad ; \quad C = C_0$$

la integración de (13):

$$\frac{1}{\tau} t = - \ln \frac{C}{C_0} \quad (14)$$

$$C = C_0 e^{-\theta} \quad (15)$$

Para un reactor ideal con mezcla perfecta:

$$E(\theta) = e^{-\theta} \quad (16)$$

Cabe aclarar que en este estudio se empleó una introducción de trazador tipo impulso por aportar mayores ventajas en cuanto a la modelación matemática y al ahorro de la cantidad de trazador empleado.

1.3 Criterios de evaluación de las curvas de dispersión

1.3.1 Criterio de Villemonte y Tekippe

Este criterio permite hacer la evaluación de las curvas de dispersión para determinar los parámetros hidráulicos que

específicamente se relacionan con las condiciones de flujo siguientes: zonas muertas o sin mezclado, cortos circuitos, remolinos difusionales de pequeña escala y recirculación debida a grandes remolinos.

Villemonte, et.al. (1966), han establecido que las curvas de dispersión reales son afectadas por las siguientes condiciones de flujo:

1. Zonas muertas o estancadas sin mezcla. Si en un sedimentador existen regiones en las cuales no hay movimiento del fluido, no se utiliza el volumen total del sedimentador. Teóricamente los espacios muertos se entienden como aquellas partes del reactor donde la velocidad de flujo se aproxima a cero y consecuentemente el período de retención en ellos tiende a infinito. La curva de dispersión real tiende a acercarse hacia el tiempo cero ya que el trazador llega al efluente prematuramente y puede ocasionar lo que se conoce como cortos circuitos.

El corto circuito es ocasionado por aquella parte del flujo que, presenta, en su paso por el reactor, una velocidad que teóricamente tiende a infinito y posee, consecuentemente, un período de retención que se aproxima a cero. En la práctica, de manera aproximada, la fracción del flujo en corto circuito puede presentar períodos de retención medibles, pero sensiblemente menores que los

correspondientes a la masa principal del líquido.

2. Remolinos difusionales en pequeña escala. Bajo esta situación, el flujo en el sistema es turbulento y la distribución de los remolinos es al azar y homogénea a través de todo el sedimentador, aunque las velocidades locales en un tiempo dado son constantes. El resultado de los remolinos difusionales, o de dispersión, es que causan una dilución continua del trazador en el flujo a lo largo de su trayectoria; si bien parte del trazador llega a la salida en el tiempo de retención teórico, la concentración será necesariamente menor que C_0 y se observa una pequeña elongación de la curva respuesta.

3. Sistema de recirculación macroscópica. En esta situación, los cortos circuitos se producen con efectos similares a la condición 1. Los sistemas de recirculación transportan una cantidad disminuida de trazador al efluente, y producen un efecto extremo en el comportamiento de la curva de dispersión, semejando una tendencia hacia el mezclado ideal.

La teoría de Villemonte, et. al., se basa en la figura 12.

En esta figura:

- $T_i = t_i/\tau$ es una medida de los cortos circuitos. El va

lor de t_i es el tiempo inicial de salida de trazador en el efluente. T_i tiene un valor igual a 1.0 para un sedimentador con flujo pistón y cero para un mezclado perfecto. Si el valor de la relación es menor a 0.3 puede significar que existe la tendencia a paso directo de trazador entre la entrada y la salida.

- $T_p = t_p/\tau$ es una medida de las zonas muertas. El parámetro t_p es el tiempo para el cual la concentración de trazador alcanza su valor máximo C_p . El valor de T_p es igual a 1.0 para un sedimentador con flujo pistón y cero para el mezclado ideal. Valores mayores de uno pueden corresponder a espacios muertos negativos o a errores durante el ensayo.
- $T_c = t_c/\tau$ está relacionado con los remolinos difusionales causados por turbulencia; t_c representa el intervalo de tiempo para el cual la curva de flujo indica la mitad del valor de concentración de trazador máxima alcanzada, es decir, $C_p/2$. El valor de T_c será igual a la relación entre el tiempo de inyección del trazador y τ para un sedimentador con flujo pistón, y cercano a 0.7 para un mezclado perfecto.
- $T_b = t_b/\tau$ está relacionado con la turbulencia y grandes remolinos de recirculación; t_b es el intervalo de tiem-

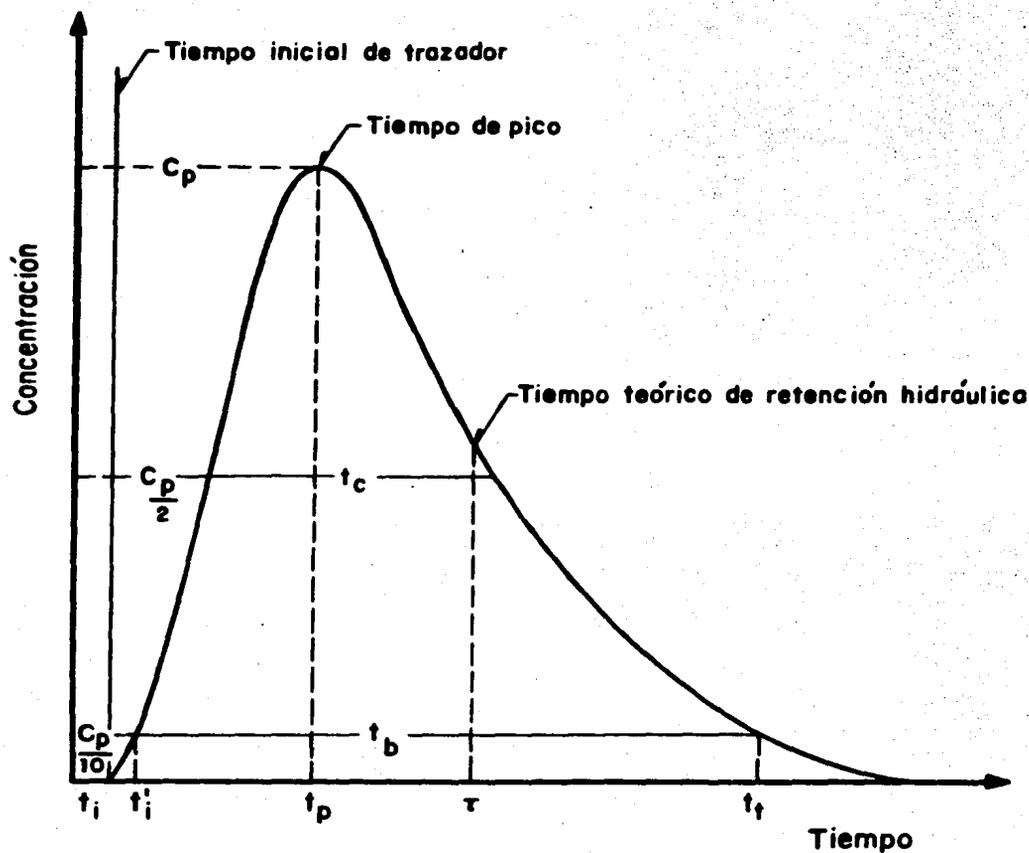


Figura 12. Representación gráfica de los principales parámetros propuestos por Villemonte y Tekippe.

po para el cual la concentración de trazador vale $C_p/10$. Para un sedimentador con flujo pistón el valor de T_b es igual a la relación entre el tiempo de inyección y τ y del orden de 2.3 para un mezclado ideal.

- Por último, $T_e = |(t_x - t_p) - (t_p - t'_x)|/\tau$ mide la excentricidad de la curva y es función de la recirculación. El parámetro t_x es el tiempo a partir del cual la curva de dispersión tiene una concentración menor a $C_p/10$ y t'_x el tiempo para el cual la concentración de trazador es igual a $C_p/10$. El valor de T_e es igual a cero para un sedimentador con flujo pistón y 2.3 para un mezclado ideal (Tekippe, 1968).

1.3.2 Criterio de Reynolds

El criterio de Reynolds consiste en evaluar qué tanto difiere el tiempo medio de retención \bar{x} del tiempo teórico de retención τ y de la mediana.

El cálculo del tiempo medio de retención se realiza mediante la ecuación:

$$\bar{x} = \frac{\int_0^{\infty} t C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (17)$$

La mediana representa el valor para el cual la mitad de observaciones son menores que ese valor y la otra mitad mayores que el mismo (figura 13).

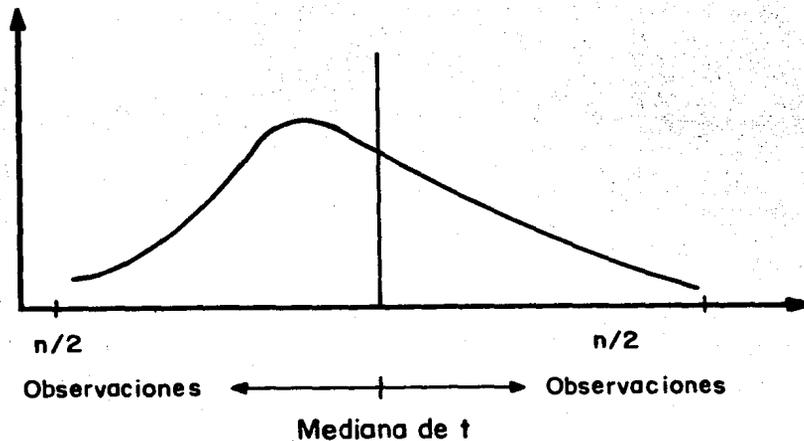


Figura 13. Mediana del tiempo

Según Reynolds (1982), existen zonas muertas en un flujo si la relación $\bar{x}/\tau < 1$ y no existirán éstas si $\bar{x}/\tau = 1$.

Por otro lado, Reynolds señala que habrá cortos circuitos si la relación mediana de $t/\bar{x} < 1$ y no existirán si $\bar{x} = \text{mediana de } t$.

1.3.3 Criterio de Roustan (Modelación Matemática)

Más que desarrollar un criterio Roustan (1982), hizo un compilamiento de los modelos de flujo presentados en las décadas de los 60-70 por Cholette, Cloutier, Pineault, etc. los cuales hacen uso de las funciones de transferencia para determinar el comportamiento dinámico de un sistema. Toda la modelación parte de los dos tipos de flujo más simples: el perfectamente mezclado y el pistón.

A saber, los modelos de flujo que se analizaron son: j reactores en serie, dos reactores en serie con volúmenes diferentes, un reactor con corto circuito y zona muerta, j reactores en serie con zona muerta, modelo de dispersión axial y, dos reactores con recirculación. Se compararon los resultados obtenidos y se seleccionó el modelo que mejor se ajustó.

Al modelar un reactor se considera que este funciona como una caja negra, en donde, a una entrada le corresponde una salida relacionadas por una función de transferencia. Uno de los métodos empleados, es el de la transformación de Laplace, el cual se usa comúnmente para el estudio de sistemas lineales. El objetivo es transformar las ecuaciones diferenciales en ecuaciones algebraicas.

Si se llama $x(t)$ a la señal de entrada y $y(t)$ a la señal

transformada por la caja negra o señal de salida, se puede definir la función de transferencia $G(p)$ del reactor como el cociente de la transformada de Laplace de la señal de salida entre la transformada de Laplace de la señal de entrada, cuando todas las condiciones iniciales son cero, es decir:

$$L [x(t)] = X(p) \quad (18)$$

$$L [y(t)] = Y(p) \quad (19)$$

$$G(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} \quad (20)$$

donde:

p : es la variable compleja de la transformada de Laplace.

Se nota que en lo que concierne a la forma de la función de transferencia, puede cambiarse la forma de transformada de Laplace a la forma de operador p .

Ahora bien, la transformada de Laplace de una función $f(t)$ es una nueva función $F(p)$ definida por:

$$F(p) = \int_0^{\infty} e^{-pt} f(t) dt \quad (21)$$

La función $f(t)$ será definida y continua para $t \geq 0$ y será igual a cero para $t \leq 0$.

Un reactor puede ser considerado como un sistema complejo, compuesto por diferentes elementos correspondientes a distintos tipos de flujo cada uno, caracterizado por una función de transferencia. La función de transferencia global $G(p)$ será una combinación de funciones de transferencia elementales enlazadas según el tipo de flujo. En la tabla 1 se da el valor de la función de transferencia global para diferentes casos.

TABLA 1. FUNCION DE TRANSFERENCIA GLOBAL PARA DIFERENTES TIPOS DE FLUJO

TIPOS DE FLUJO	ENLACES
Flujo pistón	en serie: $G(p) = G_1(p) \cdot G_2(p)$
Perfectamente mezclado	en paralelo: $G(p) = G_1(p) + G_2(p)$
Con zonas muertas y cortos circuitos	en paralelo con recirculación: $G(p) = \frac{G_1(p)}{1 + \alpha G_1(p) \cdot G_2(p)}$

En el análisis, proyecto y aplicación de los sistemas de medida el concepto de función de transferencia es muy útil. Uno

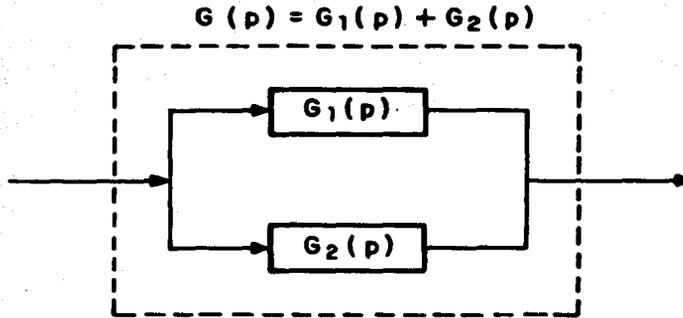


Figura 15. Enlace en paralelo de funciones de transferencia

Y por último, el enlace en paralelo con recirculación se muestra en la figura 16.

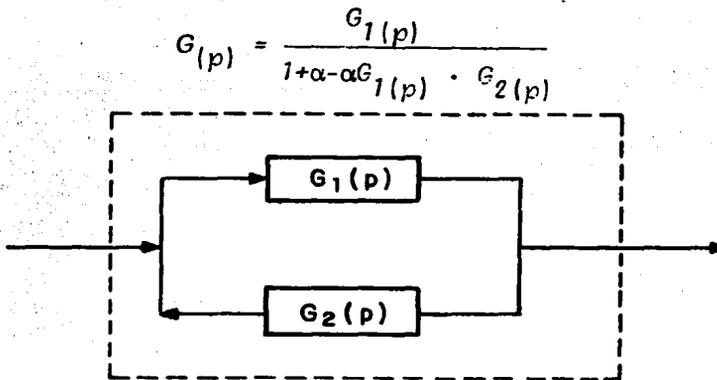


Figura 16. Enlace en paralelo con recirculación de funciones de transferencia.

A continuación se presentan varios ejemplos en los que se de

muestra la aplicación de las funciones de transferencia.

EJEMPLO 1.

En un sistema de reactores en los que se utiliza un líquido la señal de entrada la constituye la concentración de trazador $C_0(t)$ por el gasto QC_0 . Para conocer los coeficientes que afectan cada función de transferencia es suficiente con efectuar un balance de materia entre los nodos de toda la red, así por ejemplo si se tiene el sistema de la figura 17.

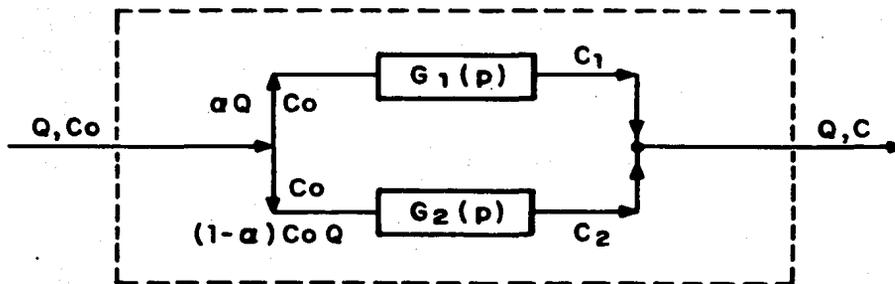


Figura 17. Red del Ejemplo 1

La ecuación de balance para la figura 17, es:

$$\alpha QC_1 + (1 - \alpha)QC_2 = QC \quad (22)$$

$$\delta \quad \alpha C_1 + (1 - \alpha) C_2 = C \quad (23)$$

por definición de la función de transferencia:

$$G_1(p) = \frac{C_1(p)}{C_o(p)} \quad ; \quad C_1(p) = G_1(p) \cdot C_o(p) \quad (24)$$

$$G_2(p) = \frac{C_2(p)}{C_o(p)} \quad ; \quad C_2(p) = G_2(p) \cdot C_o(p) \quad (25)$$

La ecuación de balance puede escribirse como:

$$\alpha C_1(p) + (1 - \alpha) C_2(p) = C(p) \quad (26)$$

ó también:

$$\alpha G_1(p) C_o(p) + (1 - \alpha) G_2(p) C_o(p) = C(p) \quad (27)$$

$$[\alpha G_1(p) + (1 - \alpha) G_2(p)] C_o(p) = C(p) \quad (28)$$

La función de transferencia del conjunto será, de (26), (27) y (28):

$$G(p) = \frac{C(p)}{C_o(p)} = \alpha G_1(p) + (1 - \alpha) G_2(p) \quad (29)$$

Ejemplo 2

Dado el esquema de la figura 18 de un reactor con un gasto de recirculación αQ .

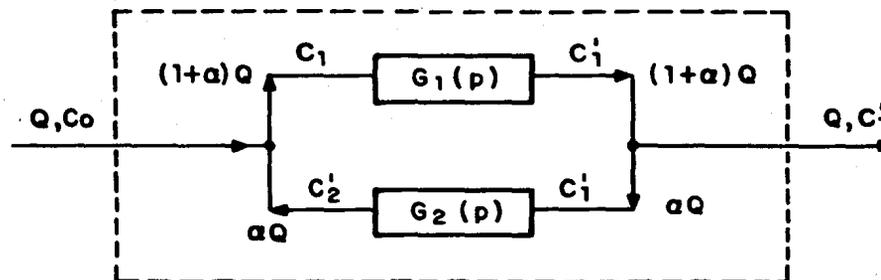


Figura 18. Red del Ejemplo 2

La ecuación de balance en el nodo inicial es:

$$QC_0 + \alpha QC_2' = (1 + \alpha)QC_1 \quad (30)$$

La ecuación de balance en el nodo terminal:

$$(1 + \alpha)QC_1' = QC_1' + \alpha QC_1' \quad (31)$$

Las funciones de transferencia son:

para $G_1(p)$:

$$G_1(p) = \frac{C'_1(p)}{C_1(p)} \quad ; \quad C'_1(p) = G_1(p) \cdot C_1(p) \quad (32)$$

y $G_2(p)$:

$$G_2(p) = \frac{C'_2(p)}{C_2(p)} \quad ; \quad C'_2(p) = G_2(p) \cdot C_2(p) \quad (33)$$

si se sustituyen (32) y (33) en la ecuación (30) queda:

$$C_0(p) + \alpha G_2(p) C'_1(p) = (1 + \alpha) \frac{C'_1(p)}{G_1(p)} \quad (34)$$

$$C_0(p) = C'_1(p) \left(\frac{1 + \alpha}{G_1(p)} - \alpha G_2(p) \right) \quad (35)$$

pero como:

$$G(p) = \frac{C'_1(p)}{C_0(p)}$$

La ecuación (35) resulta:

$$G(p) = \frac{1}{\left(\frac{1 + \alpha}{G_1(p)} - \alpha G_2(p) \right)} \quad (36)$$

6

$$G(p) = \frac{G_1(p)}{1 + \alpha - \alpha G_2(p) \cdot G_1(p)} \quad (37)$$

A continuación se presenta el desarrollo a seguir para modelar el caso más sencillo: un reactor perfectamente mezclado.

Modelo de un reactor perfectamente mezclado

El esquema de un reactor perfectamente mezclado se presenta en la figura 19.

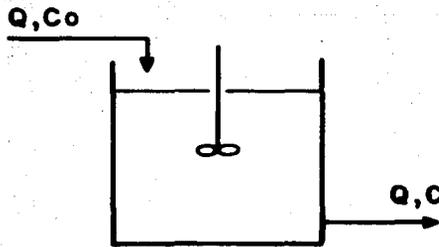


Figura 19. Esquema de un reactor perfectamente mezclado

Al aplicar la ecuación de balance:

$$\text{Entrada} = \text{salida} + \text{acumulación} \quad (38)$$

$$QC_o dt = QC dt + \psi dC \quad (39)$$

de donde

$$C_o = C + \frac{\psi}{Q} \frac{dC}{dt} \quad (40)$$

Al aplicar la transformada de Laplace, y para $\tau = \psi/Q$:

$$C_o(p) = C(p) + \tau(p) C(p) \quad (41)$$

$$C_o(p) = C(p) (1 + \tau_p) \quad (42)$$

pero:

$$G(p) = \frac{C(p)}{C_o(p)} \quad (43)$$

de manera que al relacionar (42) con (43):

$$G(p) = \frac{1}{1 + \tau_p} \quad (44)$$

La respuesta a una señal tipo impulso es:

$$E(\theta) = L^{-1} [G(p)] \quad (45)$$

donde:

$$E(\theta) = L^{-1} \left[\frac{1}{1 + \tau p} \right] \quad (46)$$

$$E(\theta) = e^{-t/\tau} \quad (47)$$

De manera análoga fueron desarrollados los modelos para los casos más complicados. En este trabajo se empleó un programa computacional desarrollado para estos modelos en lenguaje BASIC. El programa original correspondía a una microcomputadora HP-97 y fue adaptado para una microcomputadora APPLE II PLUS.

En el Anexo 1 se muestran las transformadas de Laplace utilizadas.

2. METODOLOGIA EXPERIMENTAL

2.1 *Ensayos preliminares*

Los ensayos preliminares corresponden a la etapa de observación cualitativa de la distribución del flujo en el sedimentador. La importancia de estas pruebas radica en la localización en forma visual de las zonas muertas; información que no se adquiere durante los ensayos de trazado.

En la práctica los experimentos se llevaron a cabo introduciendo permanganato de potasio en forma continua y tomando fotografías a diferentes tiempos. Con esta técnica resulta, relativamente fácil, detectar las zonas por las cuales el flujo no atraviesa o bien las zonas donde fluye el agua preferencialmente.

A continuación se efectúa la descripción del trabajo en laboratorio.

2.1.1 Descripción del sedimentador piloto

El sedimentador piloto está construido con placas de acrílico transparente de un centímetro de espesor. Se encuentra colocado sobre un soporte hecho con ángulos y soleras de acero (figura 20).

El piloto consiste en un tanque de fondo atolvado en el que se pueden distinguir tres partes: la superior tiene una sección cuadrada de 94 x 94 centímetros y 64 centímetros de altura; la media que es una pirámide truncada invertida de 62 centímetros de altura y, la inferior consistente en un cubo de 10 centímetros por lado. En la figura 20 se indican las zonas de entrada, salida y de acumulación de lodos para el decantador. Como se puede observar el módulo de alta tasa y las canaletas se encuentran situados en la parte superior del modelo. El módulo de alta tasa también está hecho de acrílico transparente, pero de 0.3 centímetros de espesor. Lo forman hileras de tubos cuadrados de 5 x 5 centímetros de sección transversal y 28 centímetros de largo, inclinados 60° con respecto a la horizontal. La inclinación de las hileras de tubos es alternada: hacia la izquierda y luego a la derecha.

El sistema de recolección del efluente clarificado está formado por seis canaletas de lámina de acero doblado y unidas en-

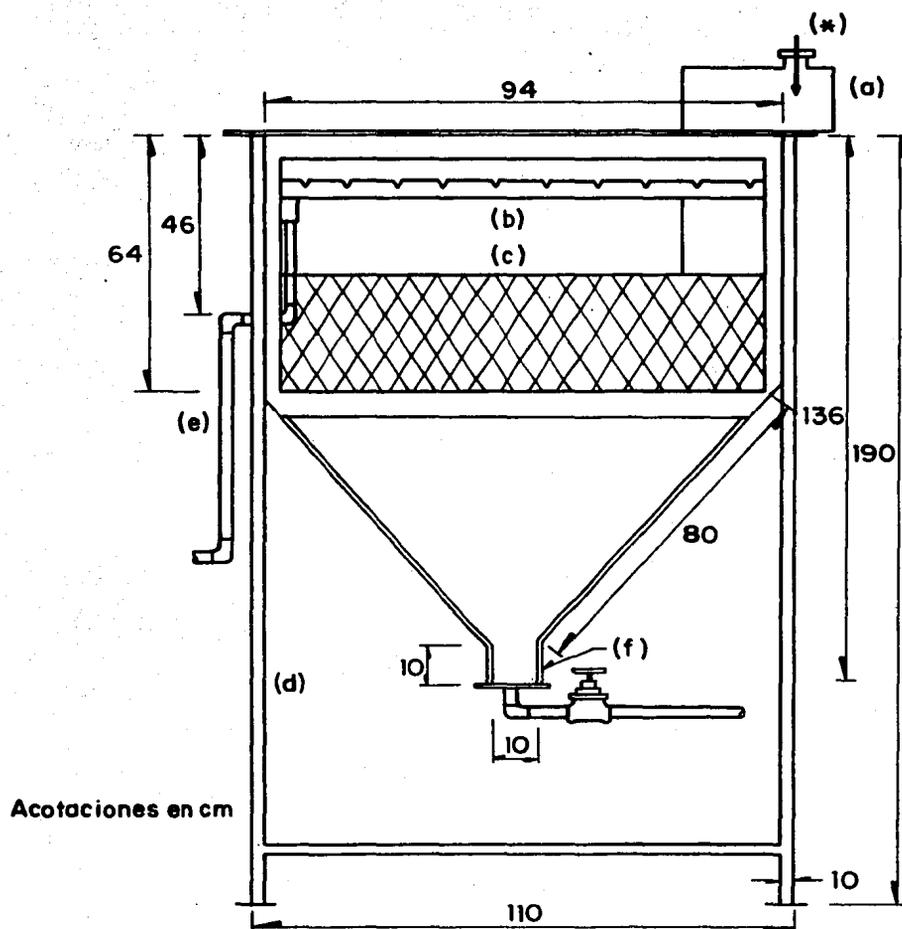


Figura 20. Sedimentador piloto de alta tasa
 a) Entrada; b) Canaletas; c) Módulo de alta
 tasa; d) Soporte; e) Salida de agua clara;
 f) Zona de acumulación de lodos *) Descarga
 de colorante y trazador

tre sí. Todas tienen 5 cm de ancho 5 cm de altura. Cinco de ellas tienen 88 cm de largo y la sexta 74 cm . La descarga de las canaletas se efectúa a una tubería común. El volumen útil del tanque, medido con las canaletas en la posición baja es de 660 l, con la posición alta 740 l y 700 l sin módulo.

Es interesante hacer notar que, tanto el módulo de alta tasa como las canaletas, se pueden subir y bajar dentro del piloto, para simular diferentes condiciones de operación.

En el fondo del tanque atollado se encuentra instalada una tubería para la extracción de lodos. El control del gasto de extracción se hace por medio de una válvula de compuerta.

El sedimentador cuenta con cuatro entradas intercambiables para la alimentación: a) canal de sección cuadrada; b) canal con reducción atollada, c) canal con deflector paralelo a las paredes de la tolva y d) canal de sección triangular (figura 21).

Las entradas son de lucita y sus características se muestran en el plano No. 8 de la referencia Ríos (1984). Se aclara que sólo la entrada triangular se modificó quedando con una sección uniforme de triángulo rectángulo de 15 cm de lado.

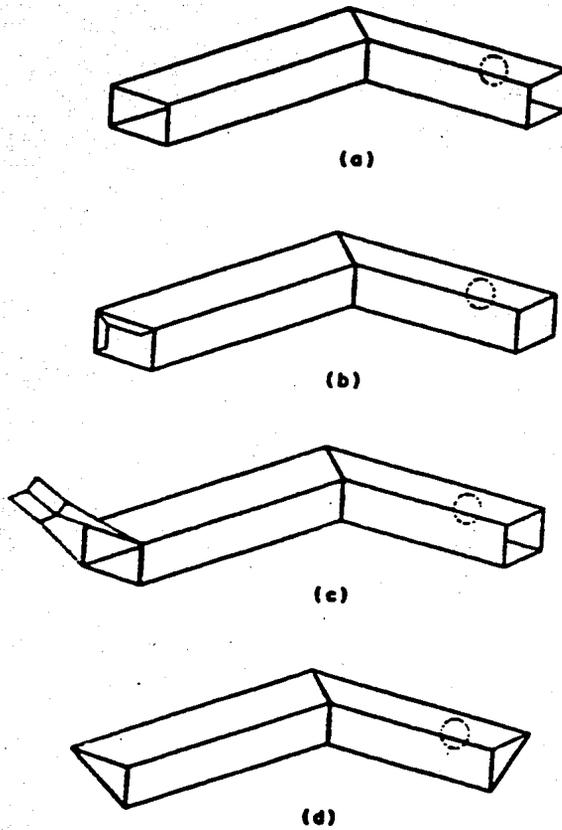


Figura 21. Formas de entrada

2.1.2 Condiciones empleadas durante los ensayos preliminares

Durante los ensayos preliminares se realizaron tres tipos de experimentos con el objeto de visualizar el flujo de agua en el sedimentador. En la Tabla 2 se muestran los experimentos llevados a cabo y las variables que se controlaron en ellos.

TABLA 2. EXPERIMENTOS REALIZADOS DURANTE LOS ENSAYOS PRELIMINARES

EXPERIMENTO	VARIABLES
Influencia del gasto	Para los gastos $Q = 0.26, 0.47, 0.72, 0.92$ y 1.1 l/s
Influencia de la forma de la entrada	Cuadrada, con reducción atollada, con deflector y triangular
Influencia del módulo de alta tasa	Sin módulo: $Q = 0.26$ y 1.1 l/s

2.1.2.1 Influencia del gasto

Durante este experimento se utilizó el módulo de alta tasa en el sedimentador, y la entrada de agua empleada fue la de forma cuadrada debido a que en el prototipo la entrada de la alimentación es cuadrada (Ríos, 1984).

La toma de agua se hizo de un tanque de carga constante, situado a una altura de 10 metros sobre el nivel del piso y con un volumen de 1.5 m^3 . El gasto se controló mediante un recipiente de acrílico graduado cada 0.5 litros y con la ayuda de un cronómetro. La medición se efectuó en la tubería de descarga antes y después de cada ensayo.

Durante las pruebas preliminares, el gasto máximo que se obtuvo fue de 1.1 l/s, ya que a gastos mayores existía acumulación del agua en el interior del sedimentador, por insuficiencia en la capacidad de desagüe.

El colorante seleccionado fue permanganato de potasio pues éste es un indicador comúnmente empleado en pruebas de visualización (Camp, 1936). La solución se preparó a concentración del 5% en peso y el gasto de la misma fue de .05 ml/s (valor medio).

El colorante se colocó en un recipiente plástico y se introdu-

jo en forma continua con ayuda de una manguera conectada a una aguja; el control del gasto se hizo con una pequeña válvula adaptada a la manguera.

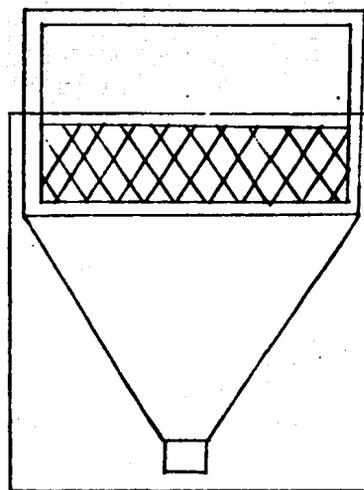
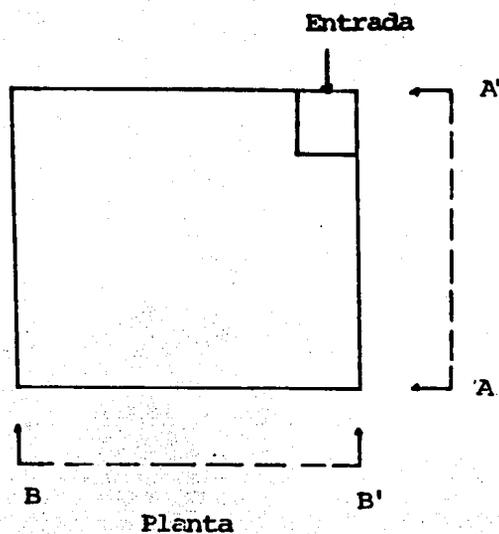
Los gastos empleados se presentan en la Tabla 3.

TABLA 3. CONDICIONES EMPLEADAS DURANTE EL ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DEL GASTO

No. ensayo	Gasto de agua Q (l/s)	Gasto de colorante Q_c (ml/s)	Gasto de Purga Q_p (l/s)
1	0.26	0.04	0
2	0.47	0.05	0
3	0.72	0.05	0
4	0.92	0.05	0
5	1.10	0.06	0

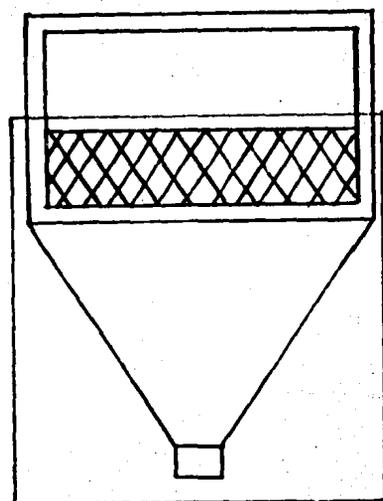
Para cada ensayo, se tomaron cuatro fotografías a intervalos de tiempo definidos y en posiciones del sedimentador determinadas (figura 22).

La localización de los puntos para cada toma y la secuencia de las fotografías se escogieron de manera que se pudiera seguir fácilmente el frente de colorante, es decir, se tomaron inicialmente las regiones donde el colorante llegó más rápido, se continuó siguiendo el frente de colorante y, por último, se tomó una vista general, cuando el colorante alcanzó la región



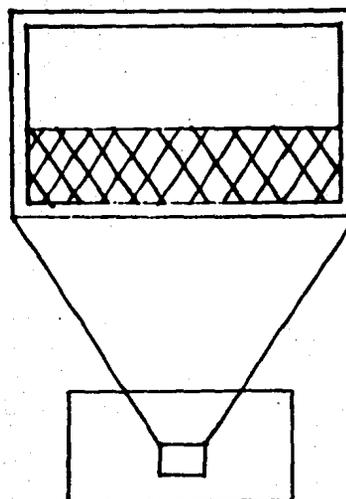
(a)

Figura 22. Puntos donde fueron tomadas las fotografías en el sedimentador. a) 1a. fotografía a los 3 min de inyección del colorante



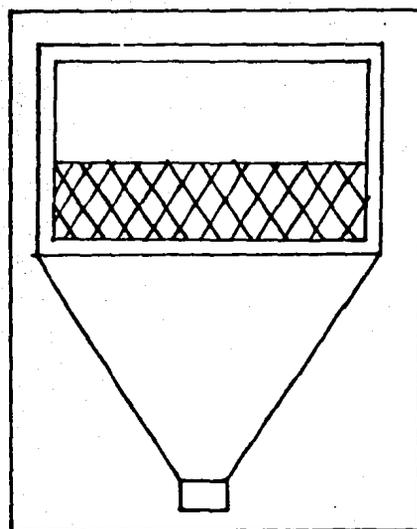
Sección BB'

(b)



Sección AA'

(c)



Sección BB'

(d)

Figura 22. (CONTINUACION). b) 2a. fotografía a los 4 min de inyección del colorante, c) 3a. fotografía a los 5 min, d) 4a. fotografía a los 8.5 min.

superior del tanque.

Las secciones A-A' y B-B' se eligieron una perpendicular a la otra para poder abarcar todo el campo de flujo. La sección A-A' (figura 22) estaba prácticamente obligada ya que en ésta se observa mejor el efecto de la entrada del flujo.

De esta manera la primera fotografía, tomada en cada ensayo, fue a los tres minutos a partir de la inyección del colorante; la posición de la cámara fue de manera vertical y con flash. El punto determinado en el sedimentador para ésta fotografía está ubicado en el lado de la entrada del agua en la parte atollada del piloto (Figura 22a).

La segunda fotografía tomada fue a los cuatro minutos después de la adición del colorante, la posición de la cámara fotográfica fue de manera vertical y sin flash. El punto en el sedimentador se localiza en la parte opuesta a la válvula de descarga del compartimiento de lodos cubriendo al mismo compartimiento y la parte atollada del sedimentador (Figura 22b).

La tercera fotografía, a los cinco minutos de la inyección del permanganato de potasio, se tomó con la cámara fotográfica en posición horizontal y sin flash. La localización del punto en el sedimentador para esta fotografía es el compartimiento de lodos en el lado de la entrada del agua (Figura 22c).

La cuarta fotografía, se tomó a los ocho minutos y medio de la adición del colorante, la cámara se colocó en posición vertical y sin flash; ésta fotografía es una vista de todo el sedimentador. (Figura 22d). Se colocó una manta blanca detrás de la cámara para evitar en lo posible el reflejo. Las características de la cámara fotográfica utilizada son: marca Pentax, abertura del diafragma 2.8, asa 100.

2.1.2.2 Influencia de la forma de la entrada

Para este experimento, las condiciones de operación son las mismas mencionadas en el experimento de la influencia del gasto, sección 2.1.2.1, con la diferencia de que en éste caso se usaron los distintos tipos de entradas y los gastos de operación fueron solamente el máximo y el mínimo, ya que en las pruebas anteriores no se observó alguna diferencia significativa entre el comportamiento del flujo para gastos intermedios y el del gasto máximo. Cabe notar que la descripción de los ensayos para la entrada de forma cuadrada se hizo simultáneamente con el experimento de la influencia del gasto. El módulo durante este estudio siempre estuvo en la posición baja.

a) Entrada con reducción atolvada

Las condiciones de trabajo son las mismas que en el experimento anterior. Los gastos de operación se presentan en la Tabla 4.

TABLA 4. CONDICIONES EMPLEADAS CON LA ENTRADA CON REDUCCION ATOLVADA

No. ensayo	Gasto de Agua Q (l/s)	Gasto de colorante Q_c (ml/s)	Gasto de Purga Q_p (l/s)
1	0.26	0.05	0
2	1.03	0.06	0

b) Entrada con deflector

Las condiciones de trabajo para el primer ensayo de este experimento son las mencionadas en el experimento de la influencia del gasto, sección 2.1.2.1, sin embargo para el segundo ensayo únicamente se tomaron dos fotografías, la primera a los tres minutos y la segunda a los ocho minutos y medio, ya que el sedimentador se coloreó totalmente después de los dos minutos de la aplicación del colorante (Tabla 5).

TABLA 5. CONDICIONES EMPLEADAS CON LA ENTRADA CON DEFLECTOR

No. ensayo	Gasto de Agua Q (l/s)	Gasto de colorante Q_c (ml/s)	Gasto de Purga Q_p (l/s)
1	0.26	0.05	0
2	1.05	0.07	0

c) **Entrada triangular**

Durante este experimento la forma de trabajo y las condiciones empleadas fueron una vez más las mismas que en los experimentos anteriores.

TABLA 6. CONDICIONES EMPLEADAS CON LA ENTRADA TRIANGULAR

No. ensayo	Gasto de Agua Q (l/s)	Gasto de colorante Q_c (ml/s)	Gasto de Purga Q_p (l/s)
1	0.26	0.05	0
2	1.1	0.05	0

2.1.2.3 **Influencia del módulo de alta tasa**

Para este experimento la visualización del flujo se realizó utilizando la entrada cuadrada, pero sin el módulo de alta tasa.

Las condiciones de trabajo se presentan en la Tabla 7.

TABLA 7. CONDICIONES EMPLEADAS CON LA ENTRADA CUADRADA Y SIN EL MODULO DE ALTA TASA

No. ensayo	Gasto de Agua Q (l/s)	Gasto de colorante Q_c (ml/s)	Gasto de Purga Q_p (l/s)
1	0.26	0.05	0
2	1.1	0.07	0

2.2 Estudios de trazado

La evaluación de las curvas de dispersión se enfocó a determinar los parámetros hidráulicos que se relacionaran con las siguientes condiciones de flujo: zonas muertas, estancadas o sin mezclado, remolinos difusionales por turbulencia de pequeña escala y recirculación debida a grandes remolinos.

2.2.1 Condiciones empleadas durante los estudios de trazado

Durante los estudios de trazado, al igual que en los ensayos preliminares, se realizaron tres tipos de experimentos. En la Tabla 8 se muestran los experimentos efectuados y las variables que se controlan.

TABLA 8. EXPERIMENTOS REALIZADOS DURANTE LOS ESTUDIOS DE TRAZADO

EXPERIMENTO	VARIABLES
Influencia del gasto	Para los gastos $Q = 0.26, 0.47, 0.72, 0.92$ y 1.03 l/s (valores promedio)
Influencia de la forma de la entrada	Cuadrada, con reducción atolvada, con deflector y triangular
Influencia del módulo de alta tasa	Sin módulo y con el módulo en posición alta (entrada cuadrada)

Al igual que los ensayos preliminares, durante los estudios de

trazado se tomó el agua de un tanque de carga constante con volumen de 1.5 m^3 . El gasto de agua se midió volumétricamente con un recipiente de acrílico graduado cada 0.5 litros y un cronómetro.

El trazador seleccionado fue la Eosina amarillenta al 95% y la cantidad inyectada al sedimentador dependió del gasto de agua que se manejó, así la mínima empleada fue de 1.5 g para el gasto máximo y la máxima fueron 4 g para el gasto mínimo. Se empleó Eosina amarillenta ya que este colorante se utilizará en los estudios de sedimentación con flóculos biológicos y está demostrado que no interactúa con partículas de este tipo (Jiménez, 1985). Se realizó una introducción puntual del trazador de forma que el tiempo de inyección fuera menor o igual a 0.01 del tiempo teórico de retención hidráulica (Villiermaux, 1982).

Una vez introducido el trazador se tomaron muestras en el efluente a intervalos de tiempo definidos procurando que estos fueran pequeños al principio de la corrida y conforme continuara la misma, se fueran incrementando. Se efectuaron lecturas de absorbancia para cada una de las muestras en un espectrofotómetro marca "Spectronic 20". Previamente, se determinó la longitud de onda de máxima absorbancia (510 nanómetros) y se trazó la curva de calibración de la Eosina amarillenta. Esta curva sirvió para transformar los datos de absorbancia en con-

* NOTA: Para no rebasar los límites de absorbancia.

centración. La duración de las corridas experimentales fue de tres veces el tiempo de retención hidráulico, tiempo en el cual se llegó siempre a cero de absorbancia.

Se graficó la concentración de trazador en la descarga C contra el tiempo t para obtener las curvas de dispersión o de flujo. En la figura 23 se muestra una curva típica obtenida.

Cabe notar que para todas las variables utilizadas en esta etapa del proyecto se estudiaron todos los gastos, esto es, para todas las formas de entrada del agua y la influencia del módulo de alta tasa. En la Tabla 9 se presentan las condiciones de operación de los experimentos realizados.

TABLA 9. CONDICIONES DE OPERACION DE LOS EXPERIMENTOS SOBRE EL ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO HIDRAULICO EMPLEANDO LOS CUATRO TIPOS DE ENTRADA Y EL MODULO

Gasto de Agua (l/s)	Cantidad de trazador (g)
0.26	4
0.47	4
0.72	3.5
0.92	2.5
1.03	1.5

Para el experimento de la influencia del módulo de alta tasa, aunque también se manejaron todos los gastos, únicamente se operó con la entrada de forma cuadrada por considerarla la en-

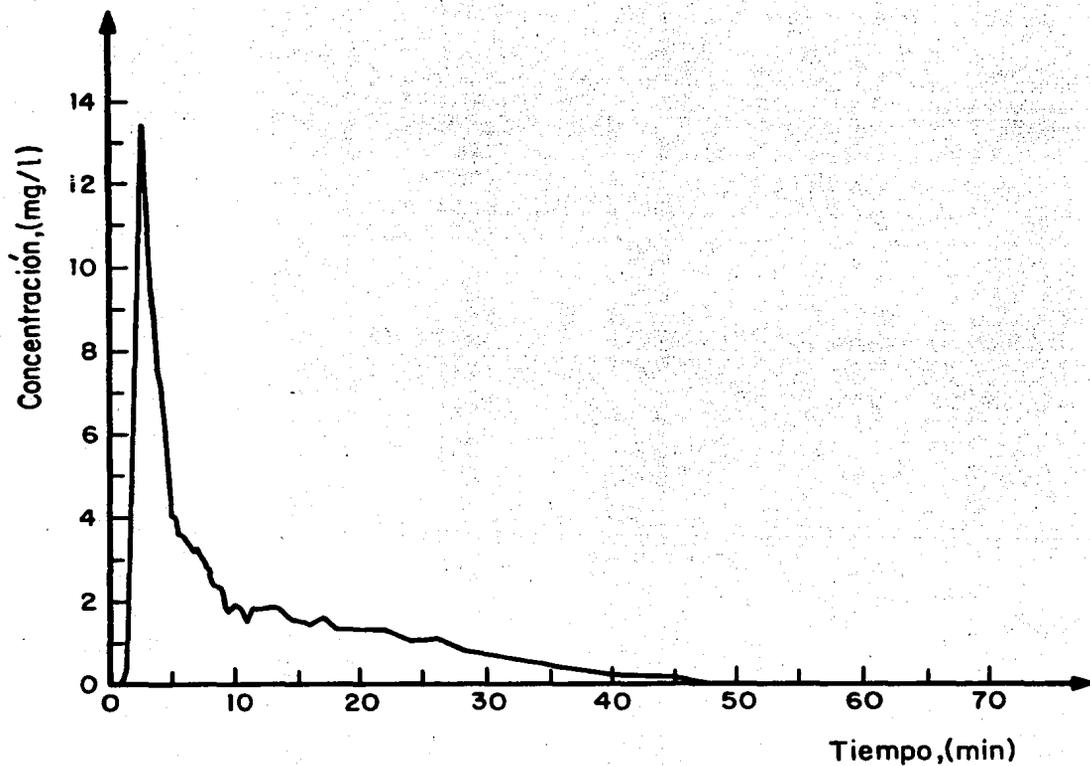


Figura 23. Curva típica de dispersión obtenida durante los estudios de trazado. Entrada cuadrada $Q = 0.72 \text{ l/s}$. Posición del módulo: Alta

trada estándar. En la Tabla 10 se muestran las condiciones de operación.

TABLA 10. CONDICIONES DE OPERACION DE LOS EXPERIMENTOS SOBRE EL ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. ENTRADA CUADRADA

Gasto de Agua (l/s)	Cantidad de trazador (g)	Influencia del módulo de alta tasa	
		con módulo	sin módulo
0.26	4	posición alta	sin módulo
0.47	4	posición alta	sin módulo
0.72	3.5	posición alta	sin módulo
0.92	2.5	posición alta	sin módulo
1.03	1.5	posición alta	sin módulo

NOTA: Las posiciones del módulo de alta tasa descritas como alta y baja se muestran en la figura 24a,b respectivamente. Cuando se emplee el término con módulo se sobreentiende que éste se encuentra en la posición baja a menos que se indique lo contrario.

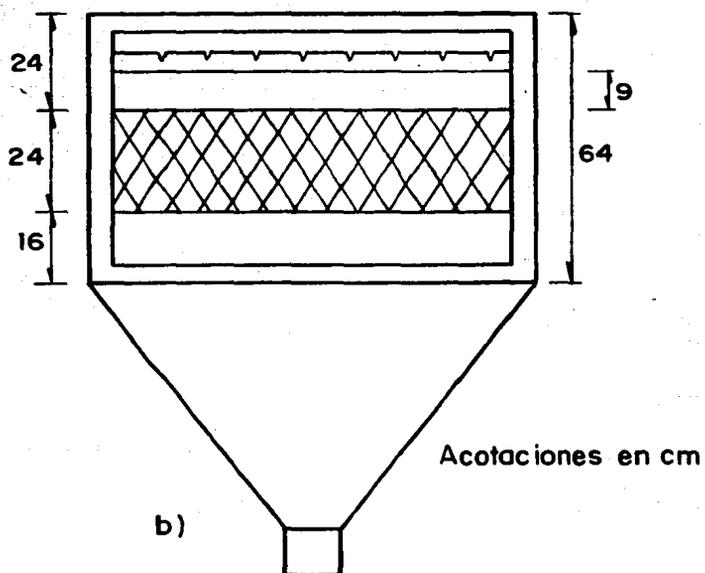
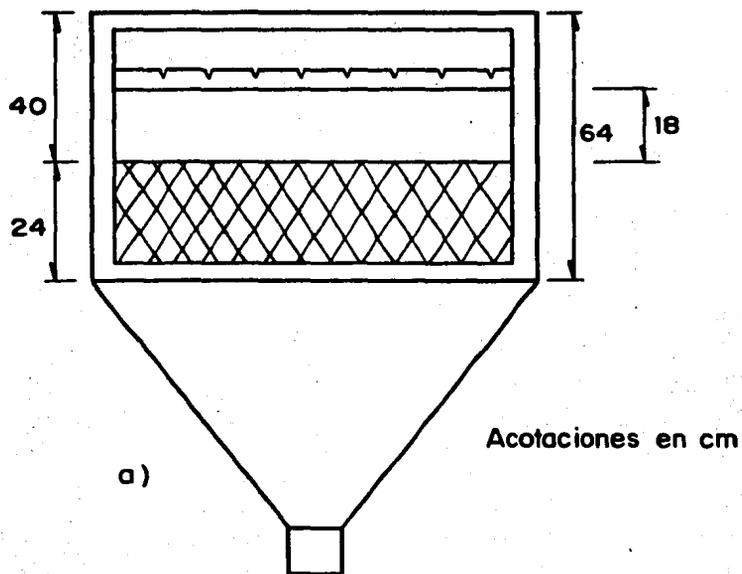


Figura 24. Posiciones del módulo de alta tasa: a) baja; b) alta.

3. MODELACION MATEMATICA DEL COMPORTAMIENTO HIDRAULICO

En este capítulo se presentan las herramientas de cálculo para el estudio del comportamiento hidráulico.

El programa de computadora empleado, se basa en los modelos de flujo ideal: perfectamente mezclado y pistón. La descripción de un flujo real se efectúa combinando estos dos modelos con fenómenos tales como zonas muertas, cortos circuitos y difusión.

En tal forma, el programa cuenta con varios subprogramas que permiten la calibración de los diferentes modelos matemáticos propuestos (j reactores en serie, dos reactores en serie con volúmenes diferentes, un reactor con cortocircuito y zona muerta, etc.) con los parámetros obtenidos en laboratorio.

3.1 Importancia de la modelación del comportamiento hidráulico en los reactores

La modelación cinética de las reacciones químicas permite saber como se lleva a cabo una reacción en virtud de la aparición o desaparición de los productos. Para poder predecir el comportamiento de un reactor es necesario conocer cómo se desarrolla la reacción y determinar la naturaleza del flujo dentro del reactor. El conocimiento del flujo se puede efectuar si se sigue la evolución de las partículas del fluido a través del reactor a fin de conocer su trayectoria, su velocidad, etc. Como esto resulta sumamente complicado, en la práctica se emplea otro tipo de técnicas. Una buena aproximación se logra conociendo los tiempos de retención o tiempos de paso de cada molécula (tiempo comprendido entre la entrada y salida del reactor). Con estos datos se puede determinar la función de distribución de los tiempos de retención (DTR) cuya descripción matemática es fundamental para el cálculo de los reactores.

El uso de funciones de transferencia para determinar el comportamiento dinámico de un sistema, que difícilmente sería analizado en forma teórica constituye un método empleado frecuentemente en sistemas de control industrial.

3.2 Programa de cálculo

El objetivo del programa es que a partir de la serie de datos experimentales: tiempos-concentraciones (t, C) y el tiempo de residencia medio (\bar{t}) , se puedan ajustar dichos datos a un modelo teórico con el mínimo error. Así, el programa consta de ocho subrutinas; una para introducir datos y obtener los valores estadísticos de los mismos, seis subrutinas correspondientes a seis modelos teóricos y la última está dedicada a la graficación.

El programa está estructurado de manera que, una vez introducidos los datos, se pueda escoger cualquier modelo que se desee; en cada subrutina se hace una comparación entre el modelo teórico seleccionado y los datos experimentales y se obtiene la diferencia o error cuadrático medio definido por:

$$D = \sum_1^N [E(\theta)_{teórico} - E(\theta)_{experimental}]^2 / N - 1 \quad (48)$$

donde

$E(\theta)$: representa los valores de la curva, en el primer caso obtenido mediante el modelo y en el segundo por la experimentación

N : número de datos

A partir de ésta diferencia se decide si se varían los valores

de los parámetros del mismo modelo, o bien, si se opta por cambiar de modelo; en cuyo caso, se llama a la subrutina corres-pondiente.

Si el modelo probado tiene un error mínimo, y se ha decidido que es el más conveniente se procede a construir la gráfica de los resultados, para lo cual se pasa a la subrutina de graficación.

En el diagrama de bloques mostrado en la sección 3.3 se presenta la secuencia del programa. A continuación se enuncian las subrutinas que integran el programa y se describe cada una de ellas.

Subrutinas

1. Introducción de datos experimentales
2. Modelo de j reactores en serie
3. Modelo de dos reactores en serie con volúmenes diferentes
4. Modelo de un reactor con cortocircuito y zona muerta
5. Modelo de j reactores en serie con zona muerta
6. Modelo de dispersión axial
7. Modelo de dos reactores con recirculación

3.2.1 Introducción de datos experimentales

En esta subrutina se introducen los datos obtenidos en los experimentos es decir las parejas tiempo-concentraciones. Para realizar esta tarea se cuenta con dos opciones: una por medio de un archivo y otra manualmente. En seguida, la computadora calcula la media y la varianza de la distribución de los datos.

Por ejemplo, si se tiene una distribución de concentraciones dada, ver figura 25. La media se define por la ecuación 49.

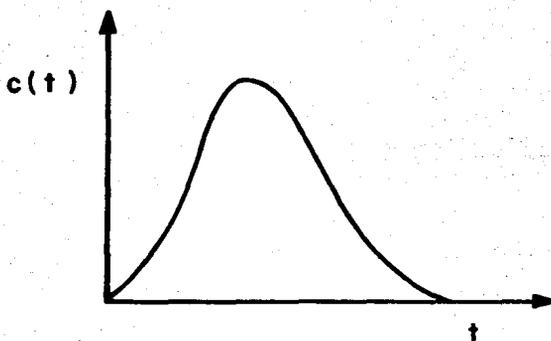


Figura 25. Curva experimental, t , $C(t)$

$$\bar{x} = \frac{\int_0^{\infty} t C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (49)$$

y la varianza por:

$$\sigma_t^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{x})^2 C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (50)$$

para resolver las integraciones se usa el método del trapecio. Cuando ha calculado la media y la varianza imprime su valor. La computadora solicita entonces el tiempo teórico de retención, dado por:

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (51)$$

donde,

V : volumen de agua contenida en el reactor

Q : gasto

y calcula la concentración de trazador utilizado, C_0 con la fórmula:

$$C_0 = \frac{1}{\tau} \int_0^{\infty} C(t) dt \quad (52)$$

Posteriormente, normaliza la función de distribución de tiempos de retención experimental $E(\theta)$ o $[$ con (53) y θ con (54)

$$E(\theta)_{\text{experimental}} = C(t)/C_0 \quad (53)$$

$$\theta = \bar{x}/\tau \quad (54)$$

3.2.1.1 Características de la curva de distribución de tiempo de residencia $E(\theta)$

Las variables estadísticas principales que se determinan en una curva de dispersión o de distribución de tiempo de residencia son: la media, la varianza y el tiempo realtivo máximo ($\theta_{\text{máximo}}$).

El cálculo de estas variables permite evaluar con mayor rapidez y precisión los parámetros que manejan cada uno de los modelos matemáticos con el mejor ajuste posible.

Así por ejemplo, en el modelo de j reactores en serie, la varianza está dada por:

$$\sigma^2 = \frac{1}{j} \quad (55)$$

De la expresión anterior, es posible determinar el parámetro j más aproximado a la distribución del tiempo de retención experimental sin realizar demasiadas iteraciones.

En la misma forma se aproximan los parámetros para el resto de

los modelos matemáticos.

Como se mencionó anteriormente, en las subrutinas se localizan diferentes modelos teóricos de flujo; en ésta sección se explicará inicialmente cómo funciona el modelo teórico de un reactor: en qué consiste y cuáles son sus parámetros principales. Un resumen de la herramienta matemática empleada se presenta en el anexo 1.

3.2.2 Modelo de j reactores en serie

Este modelo simula un reactor de volumen V por medio de una serie de j reactores perfectamente mezclados con volumen igual a V/j y tiempos de retención τ/j . Lo anterior se presenta esquemáticamente en la figura 26.

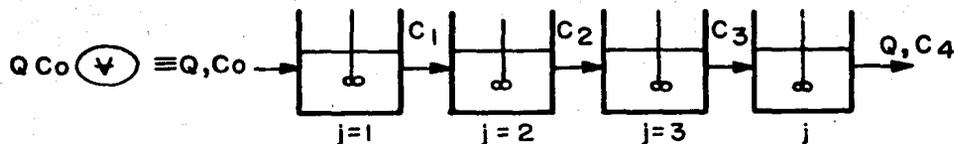


Figura 26. Modelo j reactores en serie

Una medida del tipo de flujo que se presenta en este modelo es el valor que toma el parámetro j . Se considera que cuando tiende al infinito el flujo es tipo pistón y cuando tiende a 1, el flujo es perfectamente mezclado (figura 27).

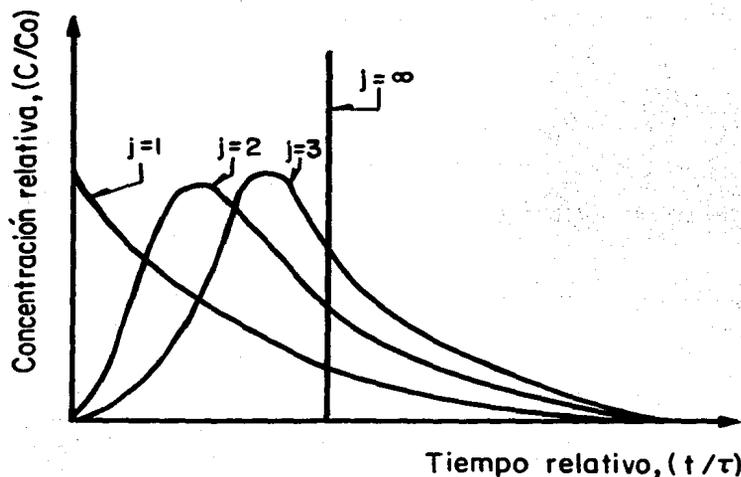


Figura 27. Curvas de dispersión para distintos valores de j .

Debido a que los reactores están colocados en serie su función de transferencia global será

$$G(p) = G_1(p) \cdot G_2(p) \cdot G_3(p) \cdot \dots \cdot G_j(p) \quad (56)$$

como

$$G_1(p) = G_2(p) = G_j(p) = \frac{1}{1 + \frac{1}{j} p} \quad (57)$$

para una estimulación tipo impulso:

$$G(p) = \left| \frac{1}{1 + \tau/j p} \right|^j = \left| \frac{j}{j + \tau p} \right|^j \quad (58)$$

$$E(\theta) = \frac{C(x)}{C_0} = L^{-1} |G(p)| \quad (59)$$

$$E(\theta) = \frac{j^j}{(j-1)!} \theta^{j-1} e^{-j\theta} \quad (60)$$

Resulta interesante señalar que la curva de distribución de tiempo de residencia $E(\theta)$ tiene las características siguientes:

a) La media $\bar{\theta} = \bar{x}/\tau = 1 \quad (61)$

b) La varianza $\sigma^2 = 1/j \quad (62)$

c) Máximo $\theta_{max} = 1 - 1/j \quad (63)$

Como se observa el parámetro que caracteriza este modelo es el número de reactores en serie j . Una aproximación de su valor se puede determinar a partir de la curva experimental mediante las ecuaciones (61), (62) ó (63).

A partir de ese valor se procede a la comparación de la curva experimental con la curva teórica $E(\theta)$, calculada para un valor de j determinado. El valor exacto de j se determina eligiendo el menor error cuadrático encontrado para $j \pm n$ (n : número de reactores adicionalmente probados).

Como último detalle, se precisa que tanto j como n toman, por lógica, valores enteros positivos.

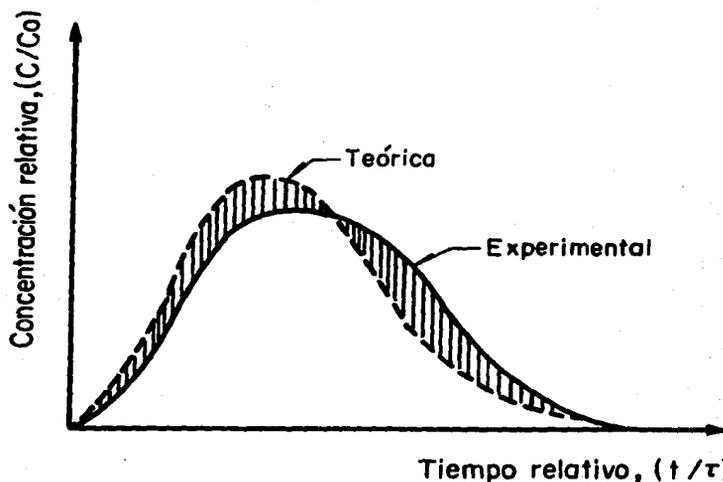


Figura 28. Comparación de las curvas de dispersión teórica y experimental.

3.2.3 Modelo de dos reactores perfectamente mezclado en serie con volúmenes diferentes

El estudio de este modelo está enfocado a dos reactores perfectamente mezclados en serie con volúmenes ψ_1 y ψ_2 , (figura 29). Este modelo, aplicado al caso de reactores reales, es equivalente a un número j comprendido entre 1 y 2. El parámetro importante en este modelo es la relación de volúmenes $\alpha = \psi_1/\psi_2$ con $\alpha < 1$. Físicamente este modelo equivale a un reactor en el cual, por diversas razones, existen dos compartimientos que actúan en forma diferente.

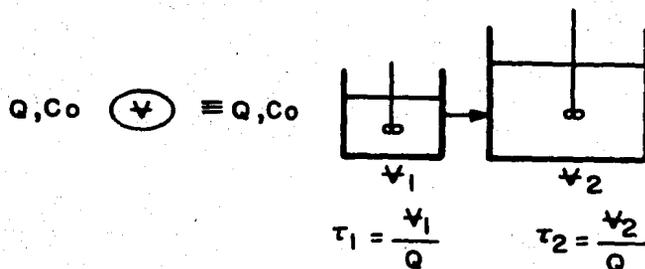


Figura 29. Dos reactores perfectamente mezclados en serie con volumen diferente.

La función de transferencia global es:

$$G(p) = \frac{1}{1 + \tau_1 p} \cdot \frac{1}{1 + \tau_2 p} \quad (64)$$

Así,

$$G(p) = \frac{1}{1 + (\tau_1 + \tau_2)p + \tau_1 \tau_2 p^2} \quad (65)$$

La curva de distribución de tiempos de residencia será entonces igual a la inversa de la transformada de Laplace $L^{-1} |Gp|$.

$$E(\theta) = \frac{1 + \alpha}{1 - \alpha} \left[e^{-(1+\alpha)\theta} - e^{-(1+1/\alpha)\theta} \right] \quad (66)$$

y presenta las características siguientes:

a) Media: $\bar{\theta} = \frac{\bar{\chi}}{\tau} = \frac{\tau_1 + \tau_2}{\tau} = \frac{\tau}{\tau} = 1 \quad (67)$

$$b) \quad \text{Varianza:} \quad \sigma^2 = \frac{\sigma_x^2}{\tau^2} = \frac{1 + \alpha^2}{(1 + \alpha)^2} \quad (68)$$

$$c) \quad \text{Máximo:} \quad \theta_{m\acute{a}x} = \frac{\alpha \log \alpha}{\alpha^2 - 1} \quad (69)$$

$$E(\theta_{m\acute{a}x}) = (1 + \alpha) \alpha^{\alpha/1-\alpha} \quad (70)$$

El coeficiente α puede ser obtenido en una primera aproximación mediante las ecuaciones (67), (68) ó (69).

Posteriormente se procede a la comparación de la curva experimental con la curva teórica para un valor de α fijo, hasta obtener el valor de α para la precisión deseada.

3.2.4 Modelo de un reactor con corto circuito y zona muerta

Este modelo fue introducido por Cholette y Cloutier en 1959 y consta de dos parámetros: n y m . El parámetro n cuantifica la proporción de volumen sin corto circuito y m la proporción de zona activa.

El reactor real se comporta de la siguiente manera:

- Tiene una zona muerta de volumen $(1 - m)V$
- Una zona de flujo perfectamente mezclado de volumen mV
- Una zona de corto circuito de gasto $Q(1 - n)$

Se adoptarán en este texto las siguientes definiciones:

Zona muerta: Porción de fluido dentro de un reactor con movimiento relativo muy lento, el cual, desde el punto de vista matemático se considera como completamente estancado (Levenspiel, 1972)

Corto circuito: Zona en la cual el fluido que atraviesa sale en el mismo estado en que entró.

Su representación esquemática se muestra en la figura 30.

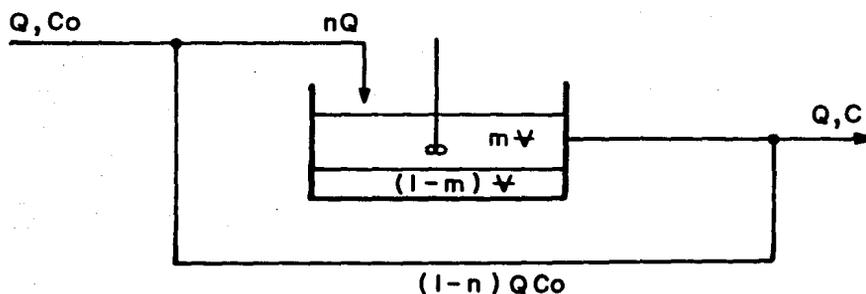


Figura 30. Reactor con corto circuito y zona muerta

La función se puede representar por medio de dos funciones de transferencia en paralelo (figura 31).

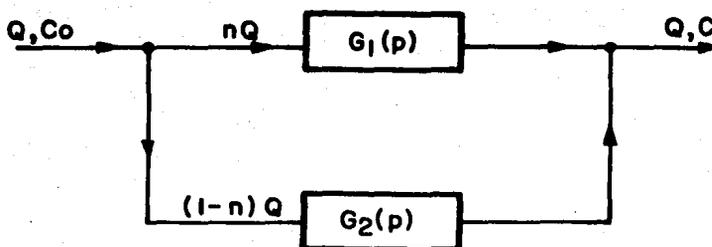


Figura 31. Función de transferencia para un reactor con corto circuito y zona muerta

La función de transferencia global se puede escribir como:

$$G(p) = n G_1(p) + (1 - n) G_2(p) \quad (71)$$

$G_1(p)$ corresponde a una curva de volumen perfectamente mezclado mV , en donde el gasto es nQ ; el tiempo de residencia es mV/Qn ó $\tau m/n$.

Por lo que:

$$G_1(p) = \frac{1}{1 + \frac{m}{n} \tau p} \quad (72)$$

$G_2(p)$ corresponde a un corto circuito y como por definición no hay transformación de la señal ($C_{entrada} = C_{salida}$) resulta:

$$G_2(p) = 1 \quad (73)$$

Y, la función global de transferencia es:

$$G(p) = n \frac{1}{1 + \frac{m}{n} \tau p} + (1 - n) \quad (74)$$

Por lo que, la respuesta $E(\theta)$ a un estímulo impulso es:

$$E(\theta) = \frac{n^2}{m} e^{-\frac{n}{m}\theta} \quad (75)$$

La característica de este modelo es que al trazar en papel semilogarítmico $E(\theta)$, la ordenada en $\theta = 0$ proporciona el valor de n^2/m y la pendiente $-n/m$.

3.2.5 Modelo de j reactores en serie con zona muerta

En este modelo se consideran dos parámetros m y j , donde j representa el número de reactores en serie y m la porción de zona activa. El razonamiento es el mismo que para el modelo de j reactores en serie, de tal manera que si $\tau_i = \tau/j$, la respuesta a una estimulación impulso es:

$$E(\theta) = \frac{(j/m)^j}{(j-1)!} \theta^{j-1} e^{-\frac{\theta j}{m}} \quad (76)$$

y las características que presenta la curva de distribución del tiempo de retención son:

a) Media
$$\bar{x} = \frac{mjV}{Q} = m\tau \quad (77)$$

o, adimensionalmente

$$\theta = \frac{\bar{x}}{\tau} = \frac{m\tau}{\tau} = m \quad (78)$$

b) Varianza
$$\sigma^2 = \frac{m^2}{j} \quad (79)$$

El cálculo de la media permite obtener el valor de m . En tanto que la varianza de la curva depende de m y j .

La representación esquemática de este modelo se encuentra en la figura 32.

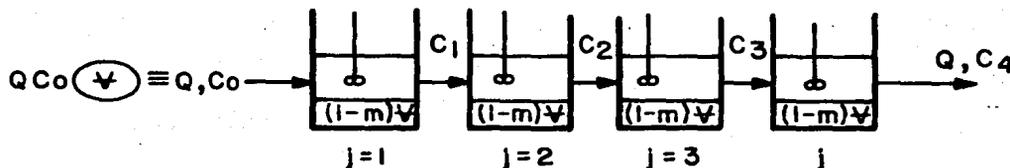


Figura 32. Modelo de j reactores en serie con zona muerta

El procedimiento seguido para obtener el valor de j y m es:

1. Se fija un valor de j
2. Se calcula el error entre la curva teórica y la curva experimental para diferentes valores de m , con la ecuación

(48). Tomar el valor de m al que corresponda un mínimo error \mathcal{D} .

3. Variar el valor de j
4. Escoger la pareja (m, j) tal que el error sea el más pequeño posible.

3.2.6 Modelo de dos reactores con recirculación

El estudio de este modelo se limita al caso de recirculación parcial. En este caso los tiempos de retención τ serán igual a ψ/Q , siendo ψ el volumen total del reactor.

Se introduce el parámetro β que representa el porcentaje de gasto recirculante. Este modelo se muestra esquemáticamente en la figura 33.

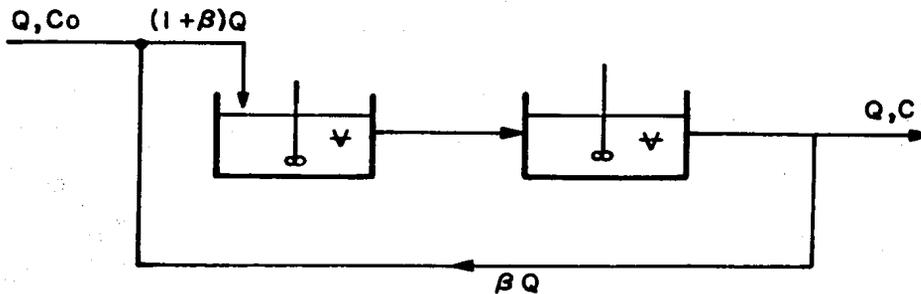


Figura 33. Modelo de dos reactores con recirculación

La función de transferencia se representa mediante la figura

34.

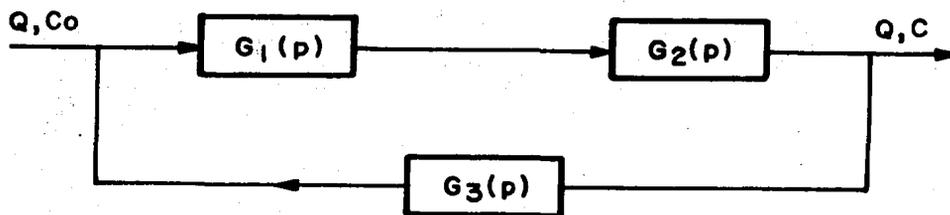


Figura 34. Función de transferencia para dos reactores con recirculación

Por tanto la función de transferencia global es la siguiente:

$$G(p) = \frac{G_4(p)}{1 + \beta - \beta G_4(p) G_3(p)} \quad (80)$$

donde $G_4(p) = G_1(p) \cdot G_2(p)$ (81)

$$G_1(p) = G_2(p) = \frac{1}{1 + \frac{\tau'}{1+\beta} p} \quad (82)$$

y $G_3(p) = 1$

$$G(p) = \frac{\left(\frac{1}{1 + \frac{\tau'}{1+\beta} p}\right)^2}{1 + \beta - \beta \left(\frac{1}{1 + \frac{\tau'}{1+\beta} p}\right)^2} \quad (83)$$

Cuya inversa de la transformada está definida por:

$$E(\theta) = \frac{1+\beta}{\sqrt{\beta(1+\beta)}} \left| \exp \left| -2 \sqrt{1+\beta} - \frac{(1+\beta)}{\sqrt{\beta(1+\beta)}} \right| |\theta| - \exp \left| -2 \sqrt{1+\beta} + \frac{(1+\beta)}{\sqrt{\beta(1+\beta)}} \right| |\theta| \right|$$

(84)

3.2.7 Modelo de dispersión axial

El modelo se basa en la suposición de un flujo tipo pistón con un cierto grado de mezclado entre los elementos del fluido denominado dispersión axial o longitudinal.

El fenómeno de la difusión representado por la ley de Fick se expresa:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$$

(85)

siendo D el coeficiente de difusión molecular que caracteriza la transferencia de materia (Levenspiel, 1972).

Por analogía, se puede aplicar este modelo al reemplazar el coeficiente de difusión molecular D , por un coeficiente de dispersión axial E_z , que mide el grado o nivel de mezclado.

Así,

$E_z \longrightarrow 0$	para un flujo pistón
$E_z \longrightarrow \infty$	para perfectamente mezclado

La desventaja que presenta este modelo es la falta de flexibilidad para adaptarlo a ciertas condiciones experimentales, sobre todo, en el caso del flujo pistón.

En forma adimensional la ecuación básica que representa éste modelo de dispersión es:

$$\frac{\partial c}{\partial t} + u \frac{\partial c}{\partial x} = \left(\frac{E_z}{uL} \right) \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \quad (86)$$

donde

u : es la velocidad real del flujo de fluido dentro del reactor definida por:

$$u = \frac{Q}{A} \quad (87)$$

con

Q : gasto

A : área transversal

Al grupo adimensional $\left(\frac{uL}{E_z} \right)$ se le denomina número de Peclet y mide el grado de dispersión axial, así:

Si se define:

$$P_e = \frac{uL}{E_z} \quad (88)$$

Se tiene

$$P_e \longrightarrow 0$$

$$E_z \longrightarrow \infty$$

existe gran dispersión, el flujo es perfectamente mezclado

$$P_e \longrightarrow \infty$$

$$E_z \longrightarrow 0$$

existe dispersión despreciable, el flujo se considera tipo pistón

Una característica más de este modelo, es la presencia de un flujo turbulento que permita la dispersión a lo largo del eje del reactor. El grupo adimensional que mide el tipo de flujo se le denomina número de Reynolds.

$$Re = \frac{d u \rho}{\mu} \quad (89)$$

donde,

d : diámetro del reactor

u : velocidad real del flujo de fluido

ρ : densidad del fluido

μ : viscosidad del fluido

En este tipo de reactores el flujo no es perturbado durante la simulación, además no existen discontinuidades a la entrada ni a la salida del trazador.

La respuesta de la ecuación (86) a un impulso se puede expresar como:

$$E(\theta) = .5 \left(\frac{P_e}{\pi \theta} \right)^{0.5} e^{-\frac{P_e (1-\theta)^2}{4\theta}} \quad (90)$$

La curva de distribución de tiempos de residencia presenta las siguientes características:

a) La media: $\bar{\theta} = \frac{\bar{x}}{\tau} = 1 + \frac{2}{P_e} \quad (91)$

b) La varianza: $\sigma^2 = \frac{2}{P_e} + \frac{8}{P_e^2} \quad (92)$

Se puede conocer P_e a partir de la media o la varianza. La ecuación $E(\theta) = f(\theta)$ presenta un máximo dado por:

$$\theta_m = \sqrt{1 + \frac{1}{P_e^2}} - \frac{1}{P_e} \quad (93)$$

con

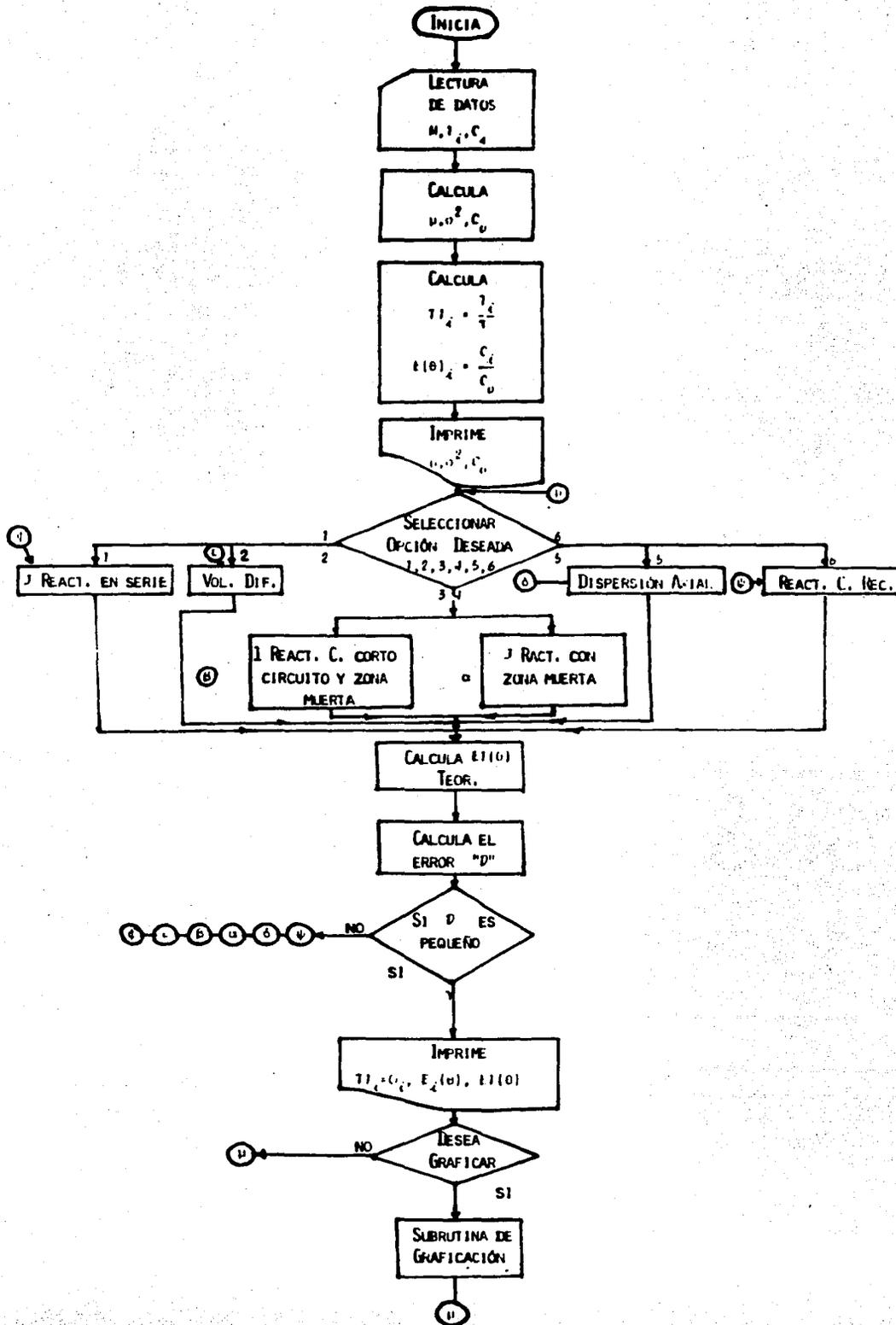
$$P_e = \frac{2 \theta_m}{1 - \theta_m^2} \quad (94)$$

al resolver la ecuación cuadrática (93) se tiene que:

$$1 - \theta_m = \frac{1}{P_e} + \frac{1}{2P_e^2} - \frac{1}{8P_e^4} \quad (95)$$

En la práctica se considera que si P_e es >10 el flujo es tipo pistón, y para este caso la ecuación 95 se simplifica

$$\theta_m = \frac{1}{P_e} - 1 \quad (96)$$



4. RESULTADOS Y EXPLOTACION DE RESULTADOS

4.1 Ensayos preliminares

4.1.1 Influencia del gasto

Al variar el gasto se observa que, independientemente del tipo de entrada, el frente de colorante a través del sedimentador se visualiza mejor con un gasto de 0.26 l/s (figura 35a).

Se pudo observar que a partir del gasto de 0.47 l/s existe una distribución más uniforme del flujo, por lo que no se observa prácticamente zonas muertas (figura 35b).

El flujo de agua que entra al sedimentador se dirige al fondo y luego sube pasando por el módulo de alta tasa, para despues salir por las canaletas.

4.1.2 Influencia de la forma de la entrada

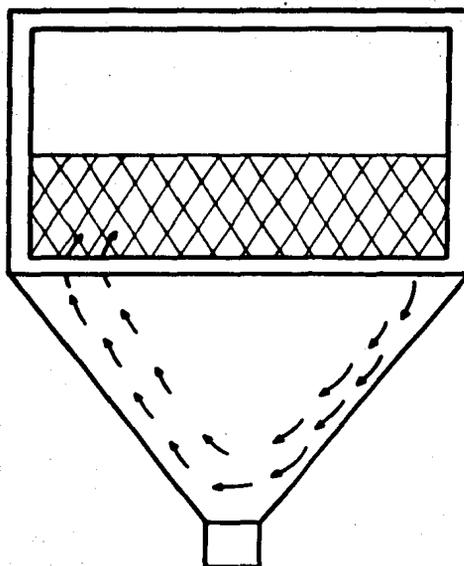
4.1.2.1 Entrada de sección cuadrada

Se observa que al usar esta entrada y con un gasto de 0.26 l/s, el frente de colorante no llega al compartimiento de extracción de lodos (figura 35a). Para un tiempo de 11 minutos (aproximadamente $1/3 \tau$) el piloto no se coloreó totalmente. El compartimiento inferior, actúa en forma independiente lo que puede favorecer la formación de una cama de lodos y la mejor compactación de los mismos.

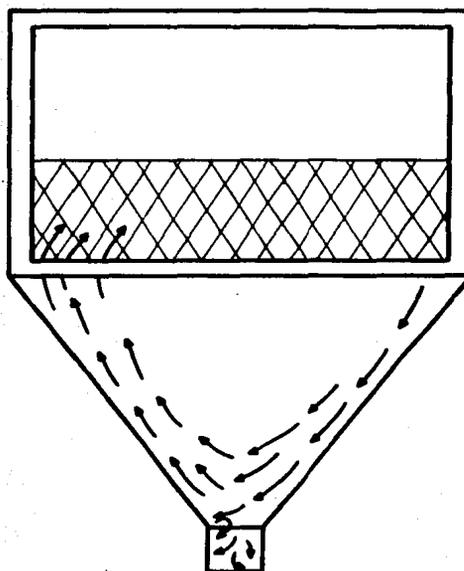
En la figura 36 se muestra la distribución de las zonas muertas en el sedimentador usando la entrada cuadrada.

4.1.2.2 Entrada con reducción atolvada

A diferencia de la entrada cuadrada, se observó que para un gasto de 0.26 l/s la zona muerta del compartimiento de lodos desaparece al usar esta entrada. Lo anterior fue debido a la reducción del área de entrada del agua, lo que seguramente ocasionó un aumento de velocidad que hizo que el flujo llegara hasta el fondo (figura 37a).



$Q=0.26 \text{ l/s}$; $Q_c=0.04 \text{ ml/s}$



$Q \text{ (l/s)}$
 0.47
 0.72
 0.92
 1.1

$Q_c \text{ (ml/s)}$
 0.5
 0.5
 0.5
 0.5

Figura 35. Trayectoria de las corrientes de flujo dentro del sedimentador. Entrada cuadrada

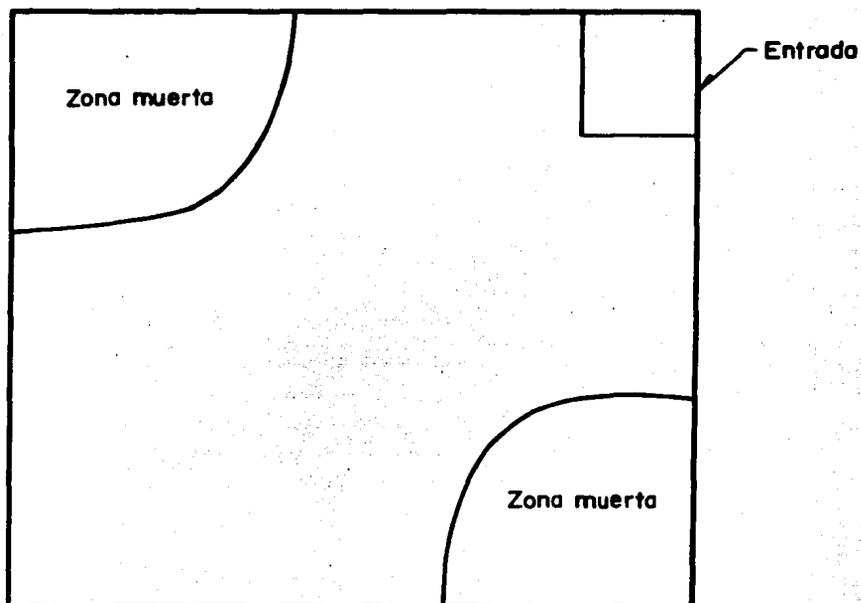


Figura 36. Localización de zonas muertas formadas al usar la entrada cuadrada

Con esta entrada se observó que existe también una mejor distribución del flujo que con la entrada cuadrada. En la figura 37b se observa que existe una zona muerta cerca de la entrada.

La influencia del gasto al usar la entrada con reducción atolvada produce resultados similares en el comportamiento hidráulico que al usar la entrada cuadrada.

4.1.2.3 Entrada con deflector

A partir de los resultados del estudio de las figuras 37a y b se observa que existe una distribución del flujo similar a la obtenida con la entrada con reducción atolvada. La trayectoria del flujo dentro del piloto también es similar a la descrita en el punto 4.1.2.2.

4.1.2.4 Entrada con sección triangular

Para un gasto de 0.26 l/s se observó la formación de zonas muertas localizadas en el lado opuesto a la alimentación (fi-gura 38c). En la figura 38a se observan las trayectorias de las corrientes dentro del tanque.

Para gastos mayores de 0.26 l/s no se obtuvo variación signifi-cativa con respecto a las otras entradas, ya que la distri-

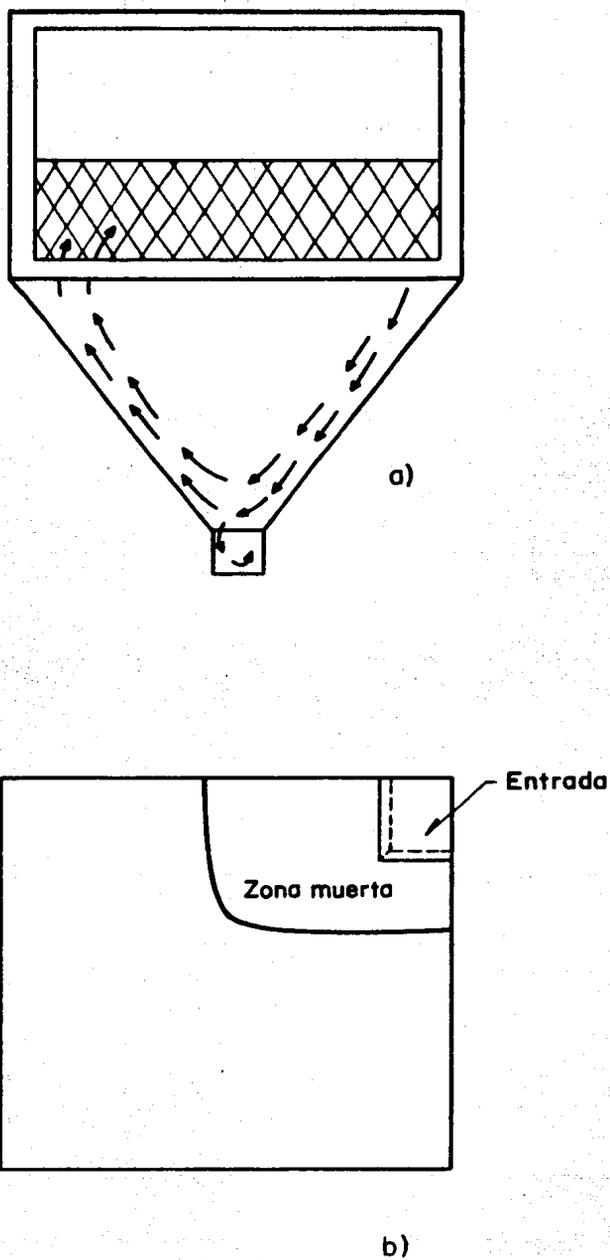


Figura 37. Trayectoria de las corrientes de flujo dentro del sedimentador. Entrada: con reducción atollada y con deflector

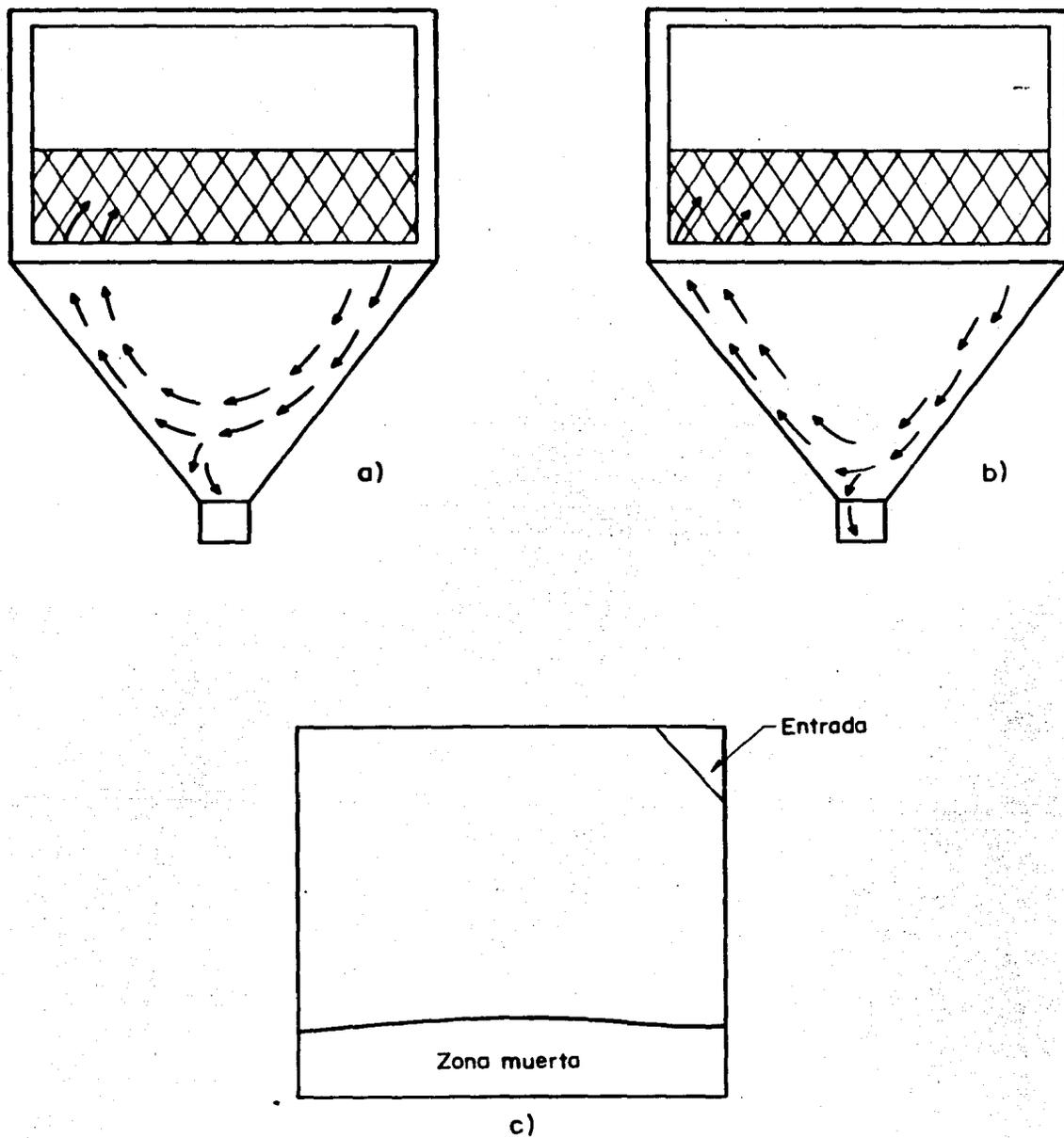


Figura 38. Trayectoria de las corrientes de flujo dentro del sedimentador. Entrada: Triangular

bución del colorante fue uniforme. (Figura 38b).

4.1.3 Influencia del módulo de alta tasa

Se puede observar que para gastos de 0.26 l/s se forma una zona muerta en la parte superior (el lugar ocupado por el módulo de alta tasa) y la distribución del colorante no es homogénea en el sedimentador. La parte inferior -el cubo- se coloreó lo que indica que el flujo penetra hasta el fondo.

Para gastos mayores a 0.26 l/s se observó, al igual que en los otros experimentos, que al aumentar la velocidad de agua ($v = Q/A$), hay más turbulencia y por lo tanto un mejor mezclado.

4.2 Estudios de trazado

Se realizaron un total de 30 corridas experimentales con gastos de 0.26, 0.47, 0.72, 0.92 y 1.03 l/s.

Es importante notar que, sobre todo para gastos bajos, la reproductibilidad de los estudios de trazado no es muy buena (Tekippe y Cleasby, 1968). Las causas de inestabilidad no se han establecido completamente, sin embargo, existen evidencias de que los cambios de temperatura juegan un papel importante ya que los gradientes de temperatura proporcionan condiciones favorables para la formación de corrientes por

diferencia de densidad (Dague, 1960; Camp, 1936; Bergman, 1958).

En los estudios de trazado se obtuvieron dos tipos principales de curvas de dispersión. Para gastos bajos (0.26 y 0.47 l/s) se obtuvieron curvas del tipo de la figura 39 observándose una distribución del área bajo la curva más uniforme, lo que indica mejor repartición del fluido en el tiempo de retención. Para gastos altos (0.72, 0.92, 1.03 l/s), en los cuales se obtuvieron curvas del tipo de la figura 40, se observó que una parte importante del fluido sale al poco tiempo de haberse inyectado el trazador (0-5 min).

4.2.1 Criterio de Villemonte y Tekippe

Para hacer un análisis a detalle de los resultados obtenidos con el criterio de Villemonte y Tekippe, se presentan los parámetros hidráulicos y la influencia de las variables manipuladas en las Tablas 11 a la 20. A continuación de cada tabla se encuentra la interpretación de los datos en relación con la eficiencia hidráulica del sedimentador. Se señala que los valores de las tablas están expresados en porcentaje.

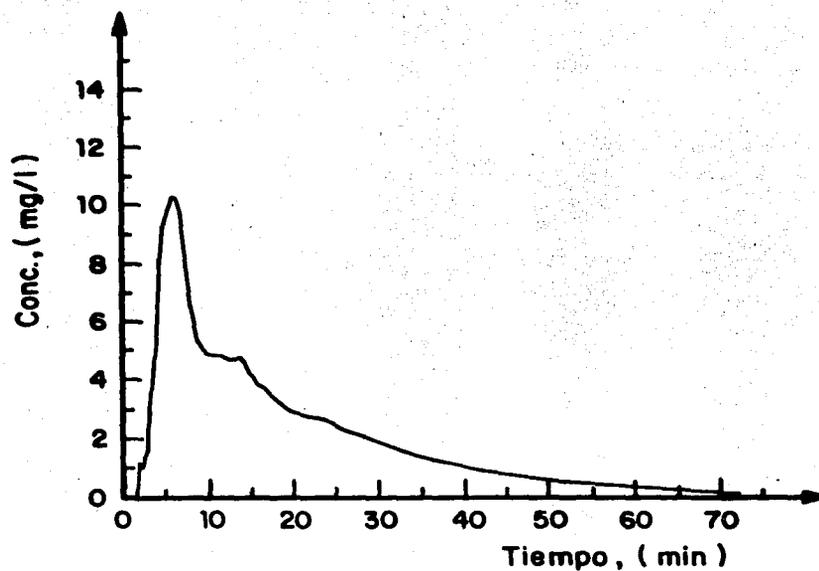


Figura 39. Curva típica de dispersión obtenida para gastos bajos (0.26, 0.47 l/s)

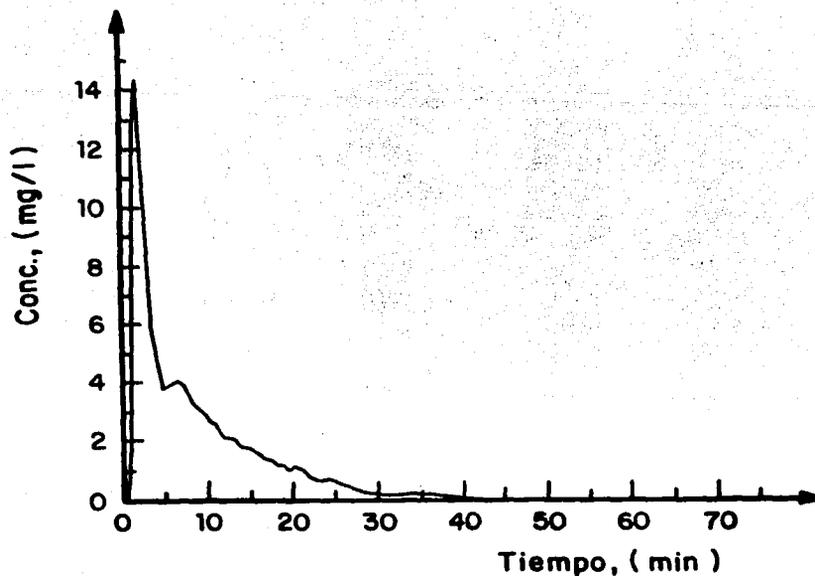


Figura 40. Curva típica de dispersión obtenida para gastos altos (0.72, 0.92 y 1.1 l/s)

TABLA 11. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_i (CORTOS CIRCUITOS).

Condición Q (l/s)	Entrada Cuadrada con módulo	Entrada con reducción atollada con módulo	Entrada con deflector con módulo	Entrada triangular con módulo
0.26	9.6	4.7	4.3	2.4
0.47	6.4	4.3	5.3	5.7
0.72	6.6	3.3	3.3	3.3
0.92	8.4	4.2	6.3	4.2
1.01	6.9	7.0	7.0	4.6
T_i promedio	7.6	4.7	5.2	4.0

Puesto que t_i/τ indica la relación entre el tiempo en el que se inicia la salida de trazador en el efluente, y el tiempo teórico de retención, valores mayores de t_i implican que el trazador saldrá más cerca de τ y por lo tanto que habrá menos cortos circuitos. En la Tabla 11 se observa que usando la entrada cuadrada hubo menos cortos circuitos que usando las otras tres entradas, las cuales mostraron un comportamiento equivalente.

Para fines de comparación, si se calcula la relación de T_i de las entradas con reducción atollada, con deflector y triangular, entre T_i de la entrada cuadrada, se encuentra que las tres entradas aumentan en un 39% en promedio los cortos circuitos con respecto a la entrada cuadrada.

TABLA 12. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_{λ} (CORTO CIRCUITOS)

Condición $\frac{Q}{1/s}$	Entrada cuadrada en módulo posición baja	Entrada cuadrada sin módulo	Entrada cuadrada con módulo posición alta
0.26	9.6	3.3	6.3
0.47	6.4	6.0	8.8
0.72	6.6	5.1	6.8
0.92	8.4	3.9	6.1
1.03	6.9	4.6	6.9
T_{λ} promedio	7.6	4.6	7.0

En la Tabla 12 los valores promedio de t_{λ}/τ muestran que la ausencia del módulo de alta tasa favoreció la formación de cortos circuitos en el sedimentador en un 40%. Esto demuestra que la presencia de las placas mejora la distribución del flujo, hecho observado durante los ensayos preliminares (sección 4.1.3.).

Por otro lado la variación de la posición del módulo cambia en aproximadamente 6% la existencia de cortos circuitos. Aunque esta diferencia no es muy significativa -dada la precisión de los ensayos de trazado- se podría pensar que existe un mejor comportamiento hidráulico con el módulo en la posición baja.

TABLA 13. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_p (ZONAS MUERTAS)

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo	Entrada con reducción atolvada con módulo	Entrada con deflector con módulo	Entrada triangular con módulo
0.26	23.6	15.4	13.6	29.1
0.47	26.7	10.7	51.3	12.1
0.72	16.4	9.8	11.5	13.9
0.92	16.7	10.5	10.5	12.6
1.01	16.0	9.4	15.2	9.2
T_p promedio	19.9	11.1	20.4 12.70*	15.4

* Promedio sin considerar 51.3

El valor de T_p implica el grado de mezclado dentro del sedimentador; observando los valores promedio de la Tabla 13 se nota que hay mayor mezclado usando las entradas triangular y con reducción atolvada (T_p menores) mientras que, con la entrada cuadrada y con deflector existe un comportamiento más aproximado al ideal.

Es evidente además, que para las entradas cuadrada y triangular a medida que aumentó el gasto se incrementó la cantidad de mezclado dentro del tanque.

Un hecho interesante es el comportamiento del sedimentador con la entrada con deflector y gasto de 0.47 l/s. El valor de T_p -51.3- es demasiado elevado en comparación con los del resto de la tabla. Al eliminar este valor, T_p promedio para di-

cha entrada resulta igual a 12.7; lo que significaría que la entrada cuadrada es mejor que las otras tres. Este valor no fue, sin embargo, eliminado ya que en diversas ocasiones -como se constatará en el estudio- se obtuvieron valores anormales con este gasto.

TABLA 14. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_p (ZONAS MUERTAS)

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo	Entrada cuadrada sin módulo	Entrada cuadrada con modulo posición alta
0.26	23.6	11.7	22.2
0.47	26.7	13.4	45.4
0.72	16.4	11.7	15.4
0.92	16.7	11.8	14.8
1.01	16.0	13.9	15.2
T_p promedio	19.9	12.5	22.6

Al analizar la Tabla 14 se encuentra que existió menor mezcla y por lo tanto un comportamiento más cercano al ideal usando la entrada cuadrada y el módulo de alta tasa. Con respecto a la posición del módulo se nota un incremento del 12% en la medida de las zonas muertas cuando se colocó éste en la posición baja lo que implica un mejor comportamiento del sedimentador al colocar el módulo en la posición alta.

En la misma tabla se nota también una disminución del mezclado para los gastos bajos (0.26 y 0.47 l/s) en presencia del módu-

lo; en tanto que, sin módulo, es notoria la mezcla del agua con valores semejantes de T_p para todos los gastos.

Una vez más los valores obtenidos para 0.47 l/s se desvían de un comportamiento "estándar".

TABLA 15. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_c (REMOLINOS DIFUSIONALES DE PEQUEÑA ESCALA)

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo	Entrada con reducción atolvada con módulo	Entrada con deflector con módulo	Entrada triangular con módulo
0.26	17.5	26.0	43.5	45.8
0.47	65.4	64.1	79.5	8.5
0.72	9.8	7.2	5.2	25.5
0.92	14.2	7.5	10.9	15.0
1.01	9.2	7.5	12.2	13.8
$T_{c \text{ promedio}}$	23.2	22.5	30.5	21.7

La turbulencia creada en el sedimentador a causa de remolinos difusionales de pequeña escala es precisamente lo que representa T_c en la tabla 15. Se observa un comportamiento equivalente con las entradas cuadrada, con reducción atolvada y triangular y se nota una mayor turbulencia al usar la entrada con deflector. También se observa que para gastos bajos se incrementa la cantidad de remolinos pequeños.

Cabe notar que los valores obtenidos de T_c son anormalmente

altos con respecto a la razón entre el tiempo de inyección de trazador y τ , probablemente debido a que las curvas de dispersión obtenidas, asemejan más a un comportamiento de flujo completamente mezclado que a un flujo pistón.

Una observación importante acerca del parámetro T_c es que la formación de pequeños remolinos no permite la creación de caminos preferenciales dentro del tanque y por ende grandes remolinos de recirculación.

TABLA 16. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_c (REMOLINOS DIFUSIONALES DE PEQUEÑA ESCALA).

Condición $\frac{Q}{1/s}$	Entrada cuadrada con módulo	Entrada cuadrada sin módulo	Entrada cuadrada con módulo posición alta
0.26	17.5	11.5	40.6
0.47	65.4	12.9	80.5
0.72	9.8	6.2	11.6
0.92	14.2	5.5	21.9
1.01	9.2	7.4	39.8
T_c promedio	23.2	8.7	38.9

La interpretación de la Tabla 16 deja notar que la presencia del módulo de alta tasa fue causa de la formación de pequeños remolinos difusionales; cuando se colocó el módulo en la posición alta la cantidad de remolinos se incrementó en 40% con respecto a la posición baja.

La turbulencia, causa de tales remolinos, disminuye en ausencia del módulo de alta tasa presentando un valor de 8.7% en promedio de T_c dentro del tanque, lo anterior debido a la formación de cortos circuitos importantes bajo estas condiciones.

El módulo en posición alta favorece en 40% aproximadamente, la formación de remolinos de pequeña escala lo que disminuye la probabilidad de la formación de cortos circuitos importantes.

TABLA 17. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_b (REMOLINOS DE RECIRCULACION)

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo	Entrada con reducción atolvada con módulo	Entrada con deflector con módulo	Entrada triangular con módulo
0.26	177.5	154.8	95.3	154.7
0.47	202.1	207.3	206.8	150.0
0.72	176.8	91.7	51.7	163.0
0.92	128.0	77.8	44.8	127.2
1.01	53.3	82.9	88.0	132.6
T_b promedio	147.5	122.9	97.3	145.5

Depende en gran medida de la posición de la zona de entrada en un sedimentador para que se formen o no caminos preferenciales y produzcan, como resultado, grandes remolinos de recirculación. En la Tabla 17 se observa cómo al usar las entradas cuadrada y triangular se presentó un porcentaje elevado de tales remolinos y una disminución de 17% y 34% respectivamente

para las entradas con reducción atollada y con deflector. Muy probablemente esto se deba a que con estas entradas se canaliza el flujo y se favorezca la obtención de curvas de dispersión más estrechas (tipo pistón).

TABLA 18. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_b (REMOLINOS DE RECIRCULACION)

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo	Entrada cuadrada sin módulo	Entrada cuadrada con módulo posición alta
0.26	177.5	121.5	257.2
0.47	202.1	151.1	268.1
0.72	176.8	69.8	94.4
0.92	128.0	37.1	98.7
1.01	53.3	82.4	155.3
T_b promedio	147.5	92.4	174.7

La ausencia del módulo disminuye el valor de T_b , y lo que aparentemente indicaría un comportamiento más cercano al flujo pistón debe ser interpretado, en este caso, por la presencia de cortos circuitos que disminuyen la duración de los estudios de trazado.

En lo que respecta a la posición del módulo, la posición baja representa una mejoría del 15% en cuanto a lo ancho de la curva-respuesta, sin embargo es necesario analizar si este valor se obtiene por el alargamiento de la cola de la curva o por la aparición prematura del colorante.

TABLA 19. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_e (RECIRCULACION HIDRAULICA).

Condición Q (1/s)	Entrada cuadrada con módulo	Entrada con reducción atollada con módulo	Entrada con deflector con módulo	Entrada triangular con módulo
0.26	153.4	135.9	80.9	107.2
0.47	164.9	213.7	117.9	142.9
0.72	165.0	85.1	43.2	141.8
0.92	111.3	68.6	36.4	106.1
1.01	41.3	78.2	71.6	124.9
\bar{T}_e promedio	127.2	116.3	70.0	124.6

Las entradas cuadradas y triangular muestran un comportamiento equivalente presentando un promedio entre las dos, de 126% de recirculación hidráulica (Tabla 19).

El menor promedio de tal recirculación se presentó al usar la entrada con deflector mostrando una disminución de 44% con respecto a las entradas cuadrada y triangular.

La presencia del módulo de alta tasa muestra ser la causa de la recirculación hidráulica dentro del sedimentador. En la Tabla 20 se nota un incremento de la recirculación en 16% usando el módulo en la posición alta con respecto a la posición baja.

Así, la recirculación disminuye en ausencia del módulo de alta tasa (33% con respecto a usar el módulo en la posición baja),

TABLA 20. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE T_e (RECIRCULACION HIDRAULICA).

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo	Entrada cuadrada sin módulo	Entrada cuadrada con módulo posición alta
0.26	153.4	113.9	229.6
0.47	164.9	139.7	199.2
0.72	165.0	62.3	83.2
0.92	111.3	33.9	105.8
1.01	41.3	75.9	146.6
T_e promedio	127.2	85.1	152.9

esto se debe a que gran parte del colorante sale en forma prematura.

En las figuras 41 a 45 se muestran las gráficas de los parámetros hidráulicos obtenidos con el criterio de Villemonte y T_e kippe, en función del gasto. En estas gráficas se representan los parámetros estudiados teniendo en cuenta la influencia de la forma de la entrada y del módulo de alta tasa.

Estas gráficas permiten confirmar visualmente los comentarios realizados anteriormente y sobre todo observar el comportamiento del sedimentador para 0.47 l/s.

4.2.2 Criterio de Reynolds

El criterio presentado por Reynolds, y que fue expuesto en la

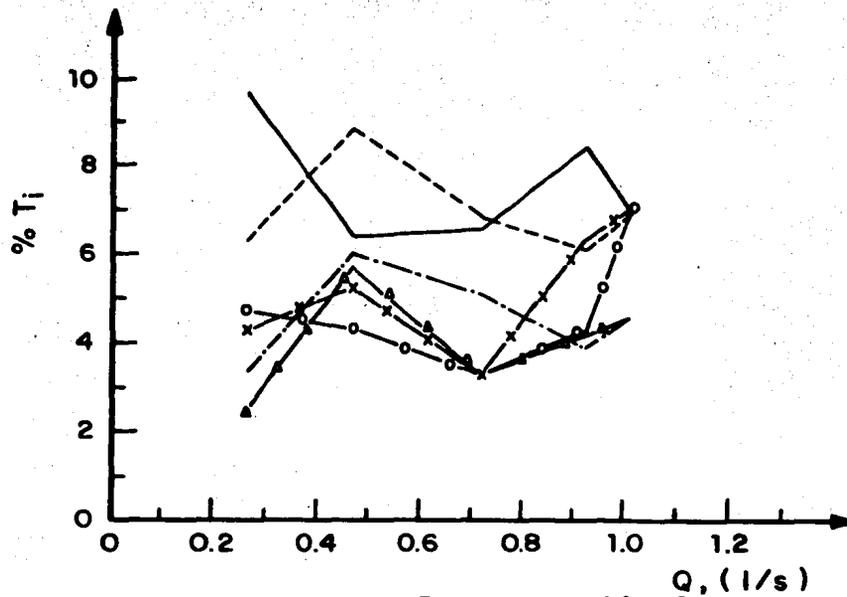
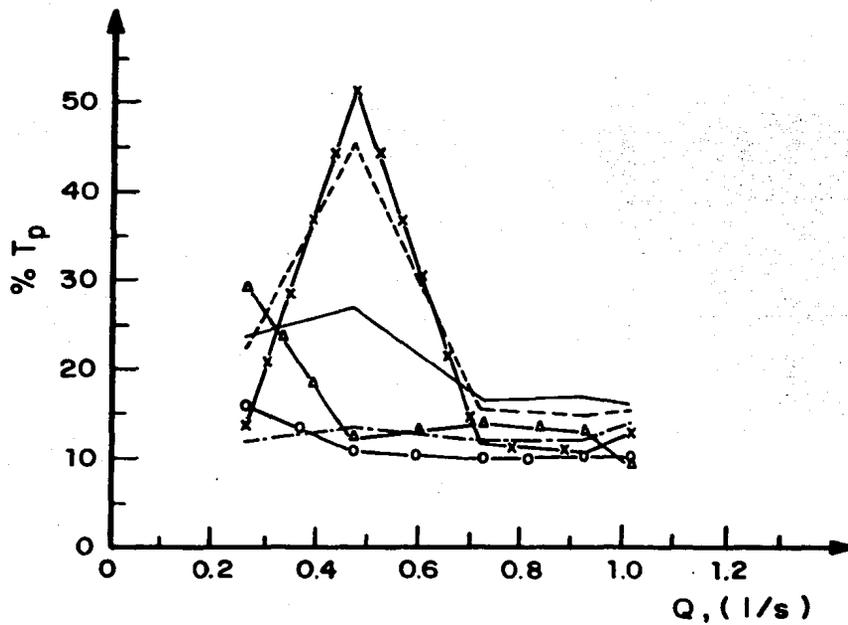


Figura 41. Porcentaje de T_i en función del gasto



- Entrada cuadrada c/módulo
- - - - - Entrada cuadrada c/módulo posición alta
- · — Entrada cuadrada sin módulo
- ▲ — Entrada triangular c/módulo
- x — Entrada con deflector c/módulo
- o — Entrada con reducción atollada c/módulo

Figura 42. Porcentaje de T_p en función del gasto

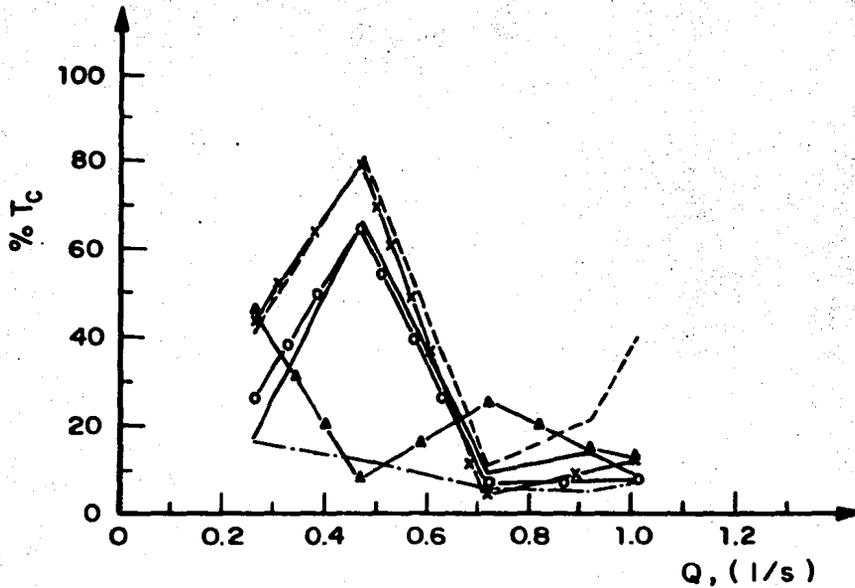
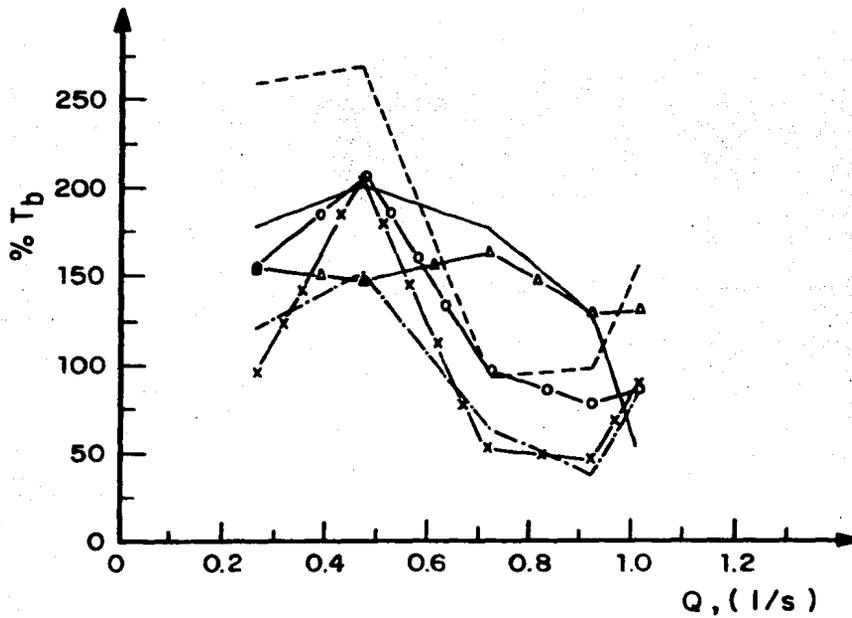


Figura 43. Porcentaje de T_c en función del gasto



- Entrada cuadrada c/módulo
- - - Entrada cuadrada c/módulo posición alta
- · - Entrada cuadrada sin módulo
- ▲— Entrada triangular c/módulo
- x— Entrada con deflector c/módulo
- o— Entrada con reducción atollada c/módulo

Figura 44. Porcentaje de T_b en función del gasto

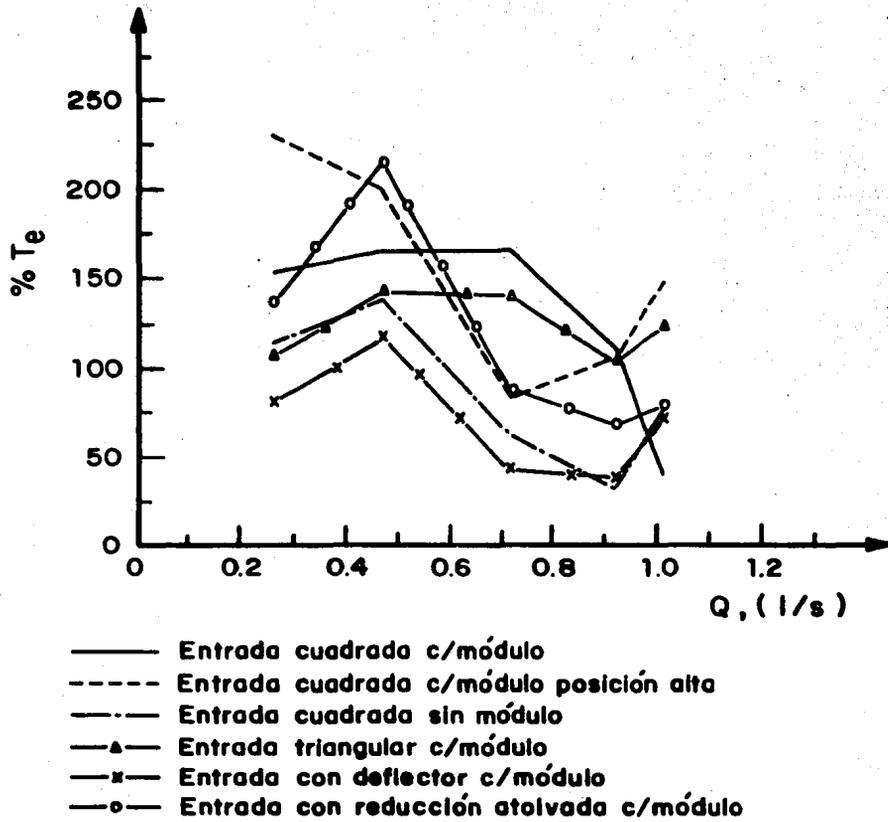


Figura 45. Porcentaje de T_e en función del gasto

sección 1.3.2, consiste en evaluar qué tanto difiere el tiempo medio de retención \bar{x} del tiempo teórico de retención τ y de la mediana.

De la misma forma como se analizaron los resultados con el criterio de Villemonte y Tekippe, de la Tabla 21 a la 24 se presentan los datos obtenidos con el criterio de Reynolds y a continuación de cada tabla la interpretación de los resultados.

En el anexo 4 se encuentra el valor de \bar{x} y τ para cada experimento.

TABLA 21. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE \bar{x}/τ (ZONAS MUERTAS) (SEDIMENTADOR CON MODULO)

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada	Entrada con reducción atolvada	Entrada con deflector	Entrada triangular
0.26	0.9	0.6	0.6	0.5
0.47	0.8	0.8	0.9	0.6
0.72	0.8	0.7	0.7	0.8
0.92	0.7	0.7	0.6	0.8
1.01	0.7	0.5	0.4	0.6
\bar{x}/τ promedio	0.78	0.66	0.64	0.66

Los valores de \bar{x}/τ promedio, mostrados en la tabla 21, indican que con la entrada cuadrada existen una cantidad menor de zonas muertas (20% en forma aproximada) lo que implica que esta entrada favorecerá un mejor rendimiento de sedimentación.

Con la entrada cuadrada se nota además, que las zonas muertas disminuyen con el gasto. Para las otras entradas de los valores de \bar{x}/τ se puede predecir una zona de comportamiento óptimo, situada alrededor de 0.47 l/s para las entradas con reducción atolvada y con deflector y entre 0.72 y 0.92 l/s para la entrada triangular.

TABLA 22. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE \bar{x}/τ (ZONAS MUERTAS).

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada Módulo posición baja	Entrada cuadrada Sin módulo	Entrada cuadrada Módulo posición alta
0.26	0.9	0.5	1.1
0.47	0.8	0.6	1.1
0.72	0.8	0.8	-
0.92	0.7	0.5	1.0
1.01	0.7	0.3	1.0
\bar{x}/τ promedio	0.8	0.5	1.1

La posición y la presencia del módulo, según la tabla 22, tiene un papel importante en la eficiencia hidráulica del tanque.

La ausencia del módulo genera un comportamiento inestable dentro del reactor en tal forma que se obtuvieron relaciones de \bar{x}/τ en el intervalo 0.3 a 0.8. El valor promedio -0.5- implica que bajo esta condición aproximadamente el 50% del reactor en promedio, es activo.

Con respecto a la posición del módulo se observa un mejor comportamiento con la posición alta (prácticamente ausencia de zonas muertas). En ambos casos los resultados son estables.

TABLA 23. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE LA MEDIANA DE t/\bar{t} (CORTOS CIRCUITOS)

Condición Q (1/s)	Entrada cuadrada con módulo	Entrada con reducción atollada con módulo	Entrada con deflector con módulo	Entrada triangular con módulo
0.26	1.7	2.6	1.9	2.7
0.47	1.9	2.3	1.9	2.1
0.72	2.1	2.9	2.8	2.4
0.92	2.4	3.2	2.7	2.6
1.01	3.1	3.0	4.7	2.6
Mediana t/\bar{t} promedio	2.24	2.80	2.80	2.48

Aunque estrictamente, el criterio de Reynolds sólo señala la condición para la cual mediana $t/\bar{t} \leq 1$ se puede deducir que el caso contrario indica un comportamiento de mezclado*. Basándose en lo anterior, se encuentra que el sedimentador tiende a actuar como un reactor mezclado (tabla 23). La entrada cuadrada presenta un flujo más cercano al pistón (valor promedio más bajo: 2.24) y por lo tanto es más adecuado para la sedimentación. Así mismo, se observa que, en general y para to-

* A partir de la ecuación general para el reactor perfectamente mezclado: $C/C_0 = e^{-t/\tau}$

das las entradas, los gastos más bajos favorecen la eficiencia hidráulica.

TABLA 24. INFLUENCIA DEL MÓDULO DE ALTA TASA. COMPARACION ENTRE LOS VALORES DE MEDIANA DE t/\bar{x} (CORTO-CIRCUITOS)

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada Módulo posición baja	Entrada cuadrada Sin módulo	Entrada cuadrada Módulo posición alta
0.26	1.7	2.3	1.5
0.47	1.9	2.8	1.5
0.72	2.1	1.8	-
0.92	2.4	3.3	1.7
1.01	3.1	4.3	1.3
Mediana t/\bar{x} promedio	2.24	2.90	1.51

En la tabla 24 se observa que el mejor comportamiento hidráulico del sedimentador se obtiene al utilizar el módulo en posición alta (valor de mediana t/\bar{x} de 1.51) y el peor (mediana $t/\bar{x} = 2.90$) al suprimir el módulo. Sin embargo, en todos los casos estos valores representan un comportamiento de reactor mezclado.

4.2.3 Criterio de Roustan

Los datos obtenidos de la modelación matemática empleando el criterio de Roustan, se presentan resumidos en el Anexo 5.

El criterio asegura un modelamiento representativo del sistema estudiado, ya que calcula la desviación entre las curvas de dispersión experimental y teórica por medio del error cuadrático medio.

Para la modelación, se probaron varias posibilidades según fuera el número de parámetros que se emplearan en cada modelo, por ejemplo en el modelamiento de j reactores en serie, se probaron $j = 1, 2, 3$, etc, para cada gasto y forma de entrada, seleccionándose aquel cuyo error cuadrático era mínimo.

En la Tabla 25 se muestran los valores de los parámetros del mo

delo matemático que mejor representa al sedimentador. Dicho modelo es el de j reactores en serie.

Para un análisis a detalle, se presentan los valores de ajuste de la modelación y la influencia de las variables manipuladas en las Tablas 26 a la 36. A continuación de cada tabla se encuentra la interpretación de los datos en relación con el modelamiento.

TABLA 25. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. MODELO DE j REACTORES EN SERIE

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada con reducción atolvada con módulo		Entrada con deflector con módulo		Entrada Triangular con módulo	
	j	D	j	D	j	D	j	D
0.26	1	0.034	1	0.043	2	0.064	1	0.042
0.47	2	0.052	1	0.039	1	0.071	1	0.072
0.72	1	0.035	1	0.088	1	0.10	1	0.052
0.92	1	0.047	1	0.102	1	0.109	1	0.052
1.01	1	0.109	1	0.092	1	0.102	1	0.060
Promedio	1	0.055 0.038*	1	0.072	1	0.089	1	0.055

* Sin $D = 0.109$

Al observar los valores con el modelo de j reactores en serie (Tabla 25) se nota en primer plano que el sedimentador adopta

el comportamiento de un solo reactor ($j=1$) en la mayoría de los casos, ello implica que el sedimentador se comporta como reactor perfectamente mezclado.

Por otro lado, el mejor ajuste lo compartieron las entradas cuadrada y triangular, sin embargo, se desea remarcar que ello es debido al alto valor de D obtenido para la entrada cuadrada y el gasto de 1.01 l/s ya que sin éste, es para la entrada cuadrada para la que mejor se ajusta el modelo.

La buena representatividad de este modelo con la entrada cuadrada se explica por el hecho de que la eficiencia hidráulica obtenida con esta forma de entrada fue la mejor en relación con el grado de distribución del flujo.

TABLA 26. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. MODELO DE j REACTORES EN SERIE

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada cuadrada sin módulo		Entrada cuadrada con módulo posición alta	
	i	D	i	D	i	D
0.26	1	0.034	1	0.049	1	0.042
0.47	2	0.052	1	0.051	2	0.013
0.72	1	0.035	1	0.126	1	0.085
0.92	1	0.047	1	0.130	1	0.078
1.01	1	0.109	1	0.150	2	0.039
Promedio	1	0.055	1	0.101	1	0.051

El modelo de j reactores en serie representa una simulación del nivel de mezclado que existe en el sistema. La cantidad de canalización que exista decrecerá cuando se incremente la distancia entre la entrada y salida. En otras palabras, cuando aumentó el volumen en el sedimentador (posición alta) la posibilidad de una mejor distribución del flujo se incrementa, así como cierto grado de estabilidad.

Al observar la tabla 26 se nota que el mínimo error se presentó al modelar los datos de la entrada cuadrada con el módulo en la posición alta. El modelamiento con las condiciones de la forma de entrada cuadrada sin la presencia del módulo, fue el peor en todos los casos.

Con este resultado se confirma que el módulo de alta tasa proporciona una buena estabilidad al flujo en el sedimentador.

En la modelación matemática para dos reactores con volúmenes diferentes (Tabla 27) se nota un valor de $\alpha < .25$, donde α indica la relación de volúmenes de los dos reactores. El valor de la relación implica que prevalece el volumen de un reactor, lo que hace suponer que el sedimentador semeja el comportamiento de flujo para un solo reactor.

TABLA 27. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. MODELO DE DOS REACTORES PERFECTAMENTE MEZCLADOS CON VOLUMENES DIFERENTES

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada con reducción atolvada con módulo		Entrada con deflector con módulo		Entrada Triangular con módulo	
	α	D	α	D	α	D	α	D
0.26	0.108	0.027	0.058	0.035	0.081	0.047	0.070	0.031
0.47	0.400	0.036	0.300	0.019	0.99	0.023	0.049	0.063
0.72	0.062	0.032	0.035	0.083	0.032	0.097	0.029	0.047
0.92	0.058	0.044	0.034	0.098	0.029	0.105	0.04	0.045
1.01	0.057	0.119	0.035	0.088	0.038	0.097	0.037	0.055
Promedio	0.137	0.051	0.092	0.064	0.234	0.074	0.045	0.048

La menor desviación promedio la presentaron nuevamente las entradas cuadrada y triangular, con un error mínimo de 0.051 y 0.048 respectivamente. El patrón de flujo con este modelo se confirmó como de alto grado de mezclado.

Se observa en la Tabla 28 que la posición del módulo en la modelación indicó ser una variable determinante. El mejor ajuste en todos los casos lo presentó la entrada cuadrada con el módulo en la posición alta ($D = 0.046$), y el peor lo tuvo la entrada cuadrada sin la presencia del módulo de alta tasa ($D = 0.095$).

TABLA 28. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. MODELO DE DOS REACTORES PERFECTAMENTE MEZCLADOS CON VOLUMENES DIFERENTES

Condición Q (1/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada cuadrada sin módulo		Entrada cuadrada con módulo posición alta	
	α	D	α	D	α	D
0.26	0.108	0.027	0.032	0.041	0.062	0.032
0.47	0.400	0.036	0.057	0.043	0.99	0.013
0.72	0.062	0.032	0.033	0.122	0.062	0.077
0.92	0.058	0.044	0.036	0.125	0.051	0.072
1.01	0.057	0.119	0.033	0.144	0.330	0.038
Promedio	0.137	0.051	0.038	0.095	0.299	0.046

La distribución del tiempo medio de retención, cuando se empleó el módulo en la posición alta, se acercó más al tiempo teórico de retención hidráulica, lo que provocó la mejor representatividad en la modelación.

Es interesante señalar como la presencia del módulo divide al reactor en dos zonas. De tal manera que α es muy pequeño (0.038) cuando no hay módulo y aumenta a 0.137 cuando esta en posición baja y 0.299 en la alta.

En el tercer modelo, el parámetro que cuantifica la proporción de volumen sin cortos circuitos, n , y, que realmente es la fracción de la alimentación que penetra directamente dentro de la zona perfectamente mezclada tomó un valor de 0.99 en todos

TABLA 29. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. MODELO DE UN REACTOR CON CORTO CIRCUITO ($n = 0.99$) Y ZONA MUERTA

Condición (1/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada con reducción atollada con módulo		Entrada con deflector con módulo		Entrada triangular con módulo	
	m	D	m	D	m	D	m	D
0.26	0.99	0.034	0.79	0.039	0.99	0.065	0.89	0.042
0.47	0.99	0.059	0.99	0.039	0.99	0.054	0.82	0.070
0.72	0.83	0.034	0.68	0.083	0.44	0.093	0.72	0.047
0.92	0.80	0.046	0.58	0.092	0.50	0.098	0.77	0.049
1.01	0.65	0.105	0.59	0.082	0.55	0.091	0.70	0.056
Promedio	0.85	0.055	0.73	0.067	0.69	0.080	0.78	0.053

los casos. Por lo tanto la diferencia $1-n$ que representa la proporción de cortos circuitos es, tan solo, de 0.01. Este valor implica la existencia de una baja porción de zonas muertas y, por tanto un grado alto de mezcla en el sedimentador.

El análisis anterior se confirmó con el valor del parámetro m , que representa el volumen con mezcla o zona activa. Se nota en la tabla 29 que el valor de m varió entre 0.69 y 0.85 (valores promedio) lo que indica una proporción de zonas muertas $(1-m)$, entre 15 y 31%.

El mejor ajuste en este modelo, lo tuvieron las entradas cuadradas y triangular con un error mínimo de 0.055 y 0.053 res-

pectivamente, lo que implica que con estas entradas existe una buena distribución del flujo en el sedimentador gracias al mezclado.

TABLA 30. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. MODELO DE UN REACTOR CON CORTO CIRCUITO ($n = 0.99$) Y ZONA MUERTA

Condición Q (1/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada cuadrada sin módulo		Entrada cuadrada con módulo posición alta	
	m	D	m	D	m	D
0.26	0.99	0.034	0.93	0.049	0.74	0.049
0.47	0.99	0.059	0.83	0.050	0.69	0.032
0.72	0.83	0.034	0.57	0.110	0.74	0.083
0.92	0.80	0.046	0.62	0.120	0.72	0.075
1.01	0.65	0.105	0.72	0.173	0.99	0.050
Promedio	0.85	0.055	0.73	0.100	0.77	0.062

Al observar la Tabla 30 se nota que la entrada cuadrada con la presencia del módulo en la posición baja tuvo un mejor ajuste en relación a la posición alta y sin la presencia del módulo.

Es importante resaltar que cuando se usó la entrada cuadrada sin la presencia del módulo el ajuste resultó mucho menos favorable.

TABLA 31. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. MODELO DE j REACTORES EN SERIE CON ZONA MUERTA

Condición Q (1/s)	Entrada cuadrada con módulo			Entrada con reducción atolvada con módulo			Entrada con deflector con módulo			Entrada Triangu lar con módulo		
	j	m	D	j	m	D	j	m	D	j	m	D
0.26	1	0.42	0.079	1	0.79	0.039	1	0.99	0.065	1	0.89	0.042
0.47	1	0.70	0.064	1	0.99	0.039	1	0.99	0.071	1	0.82	0.070
0.72	1	0.86	0.034	1	0.69	0.083	1	0.57	0.094	1	0.73	0.047
0.92	1	0.82	0.051	1	0.57	0.092	1	0.55	0.098	1	0.79	0.049
1.01	1	0.60	0.118	1	0.58	0.082	1	0.56	0.091	1	0.67	0.060
Promedio	1	0.68	0.069	1	0.72	0.067	1	0.73	0.084	1	0.78	0.053

El modelo de j reactores en serie con zona muerta presenta características semejantes al de j reactores en serie simple.

En realidad resultó el mismo ya que j fue siempre igual a 1 solo que con la variante del parámetro m (zona activa). De este modo se incluye mayor precisión en el modelado.

El mejor ajuste se presentó con la entrada triangular con un error mínimo $D = 0.053$. El valor promedio de m varió entre 0.68 (entrada cuadrada) y 0.78 (entrada triangular) lo que implica que el porcentaje de zonas muertas fue entre el 22 y 32% del volumen total. Valores semejantes a los obtenidos con el modelo de 1 reactor con corto circuito y zona muerta (entre 15 y 31).

TABLA 32. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. MODELO DE j REACTORES EN SERIE CON ZONA MUERTA

Condición Q (1/s)	Entrada cuadrada con módulo			Entrada cuadrada sin módulo			Entrada cuadrada con módulo posición alta		
	j	m	D	j	m	D	j	m	D
0.26	1	0.42	0.079	1	0.72	0.075	1	0.80	0.049
0.47	1	0.70	0.064	1	0.84	0.050	1	0.99	0.051
0.72	1	0.86	0.034	1	0.57	0.117	1	0.74	0.083
0.92	1	0.82	0.051	1	0.62	0.120	1	0.72	0.075
1.01	1	0.60	0.118	1	0.64	0.139	1	0.99	0.052
Promedio	1	0.68	0.069	1	0.68	0.100	1	0.84	0.062

Nuevamente se observa en la tabla 32 que para el modelo de j reactores en serie con zona muerta la menor desviación en el modelamiento la tuvo la condición de entrada cuadrada con la posición alta del módulo y la peor se presentó sin la presencia de éste.

El modelo de dispersión axial o pistón difusional fue el que menos se ajustó, en todas las condiciones, con respecto a los demás modelos.

El valor que tomó el número de Peclet (Pe) fue siempre 10 (valor mínimo permitido en el programa) ya que a medida que tendiera a infinito se obtendría un comportamiento de flujo tipo

pistón y prácticamente eso es imposible dada la configuración del reactor. Sin embargo, se observa que aún bajo ésta limitante la condición que menos se desvió del modelo teórico fue al usar la entrada cuadrada con módulo, (error mínimo $D = 0.087$).

TABLA 33. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. MODELO DE DIFUSION AXIAL

Condición Q (1/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada con reducción atollada con módulo		Entrada con deflector con módulo		Entrada Triangular con módulo	
	Pe	D	Pe	D	Pe	D	Pe	D
0.26	10	0.071	10	0.101	10	0.106	10	0.083
0.47	10	0.078	10	0.063	10	0.109	10	0.118
0.72	10	0.049	10	0.142	10	0.109	10	0.118
0.92	10	0.086	10	0.154	10	0.165	10	0.114
1.01	10	0.150	10	0.149	10	0.157	10	0.122
Promedio	10	0.087	10	0.122	10	0.129	10	0.111

La influencia del módulo de alta tasa en la modelación matemática constituyó prácticamente una variable que permitió el buen ajuste de los datos experimentales con los teóricos.

TABLA 34. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. MODELO DE DI FUSION AXIAL.

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada cuadrada sin módulo		Entrada cuadrada con módulo posición alta	
	Pe	D	Pe	D	Pe	D
0.26	10	0.071	10	0.094	10	0.088
0.47	10	0.078	10	0.092	10	0.046
0.72	10	0.049	10	0.175	10	0.130
0.92	10	0.086	10	0.178	10	0.079
1.01	10	0.150	10	0.109	10	0.064
Promedio	10	0.087	10	0.129	10	0.081

TABLA 35. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. MODELO DE DOS REACTORES CON RECIRCULACION

Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada con reducción atolvada con módulo		Entrada con deflector con módulo		Entrada Tri- angular con módulo	
	B	D	B	D	B	D	B	D
0.26	0.97	0.027	0.93	0.041	0.77	0.041	0.83	0.030
0.47	0.97	0.040	0.99	0.017	0.99	0.109	0.88	0.070
0.72	0.99	0.036	0.97	0.096	0.99	0.109	0.96	0.066
0.92	0.99	0.048	0.97	0.110	0.99	0.122	0.99	0.059
1.01	0.95	0.110	0.98	0.101	0.98	0.110	0.99	0.069
Promedio	0.97	0.052	0.97	0.073	0.94	0.098	0.93	0.059

No obstante representar, la difusión axial, un modelo que poco se ajustó al comportamiento del sedimentador, la condición que mejor lo hizo fue la entrada cuadrada con el módulo en posición alta ($D = 0.081$).

El último modelo probado en este estudio fue el de dos reactores con recirculación. El parámetro β que maneja este modelo, y que da una medida del reciclaje de agua en el sedimentador, fue alto. El valor promedio de éste en todas las condiciones fue mayor al 90% ($\beta > 0.90$). Lo que significa que el grado de recirculación no es tan grande como para igualar el gasto de entrada (en este caso $\beta = 1$).

TABLA 36. INFLUENCIA DEL MODULO DE ALTA TASA. MODELO DE DOS REACTORES CON RECIRCULACION

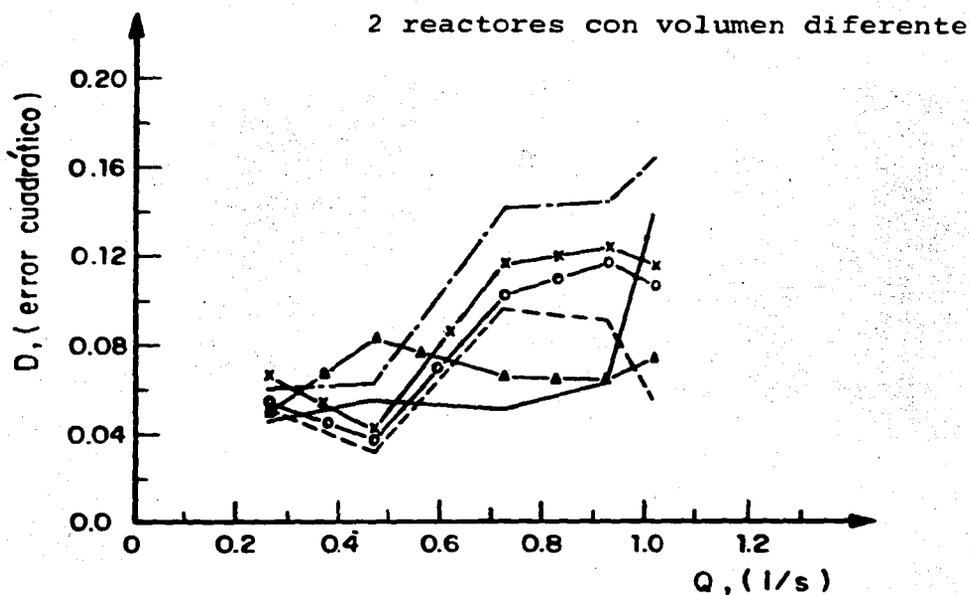
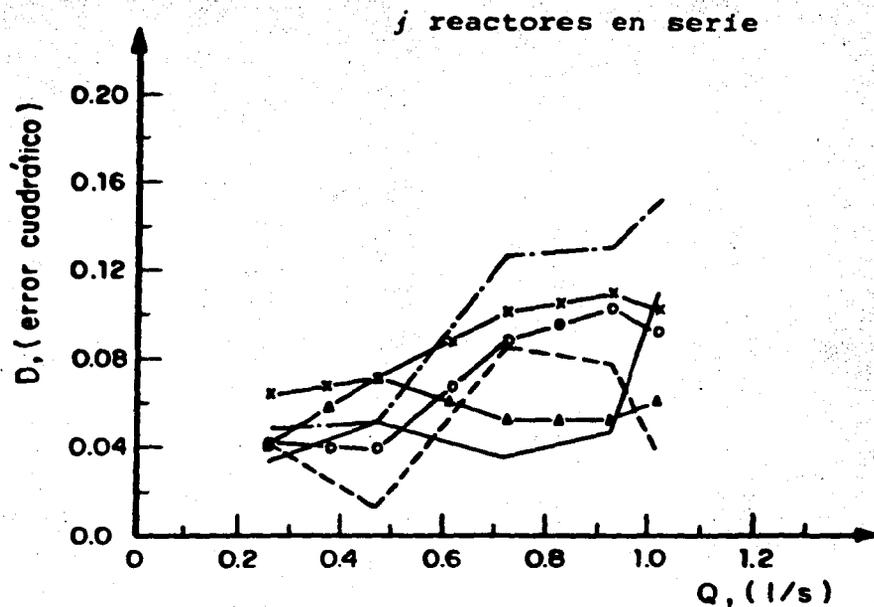
Condición Q (l/s)	Entrada cuadrada con módulo		Entrada cuadrada sin módulo		Entrada cuadrada con módulo posición alta	
	β	D	β	D	β	D
0.26	0.97	0.027	0.86	0.053	0.90	0.049
0.47	0.97	0.040	0.90	0.048	0.99	0.025
0.72	0.99	0.036	0.90	0.134	0.90	0.083
0.92	0.99	0.048	0.93	0.137	0.96	0.079
1.01	0.95	0.110	0.90	0.143	0.94	0.038
Promedio	0.97	0.052	0.89	0.103	0.94	0.055

Al observar la tabla 36 se observa que con el modelo de 2 reactores con recirculación, la posición alta del módulo no representó en este caso la mejor condición. El mejor ajuste lo tuvo la entrada cuadrada al usar el módulo en posición baja ($D = 0.052$), sin embargo el error cuadrático medio con la posición alta no fue muy diferente ($D = 0.055$).

Nótese que cuando no se usó el módulo, el error cuadrático aumentó a medida que se incrementó el gasto; cabe señalar que a esta condición le correspondió el peor ajuste ($D = 0.103$) como sucedió en los seis modelos anteriores.

En las figuras 46 a 51 se muestran las gráficas del ajuste de cada modelo matemático obtenidas en el criterio de Roustan, en función del gasto. En estas gráficas se muestra el error cuadrático medio de cada modelo teniendo en cuenta la influencia de la forma de la entrada y del módulo de alta tasa.

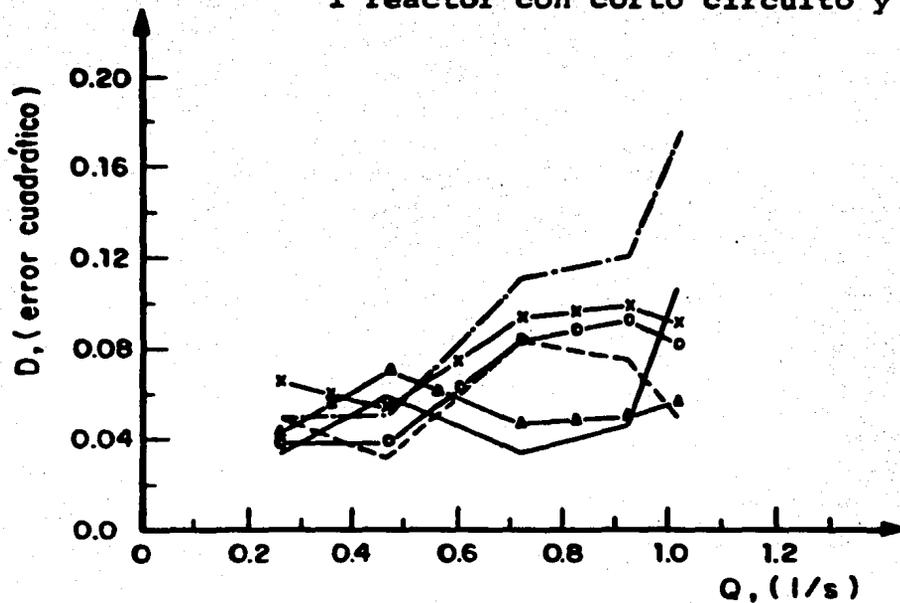
Estas gráficas permiten confirmar visualmente la similitud en el ajuste de los primeros cuatro modelos y observar el ajuste con el modelo de dispersión axial.



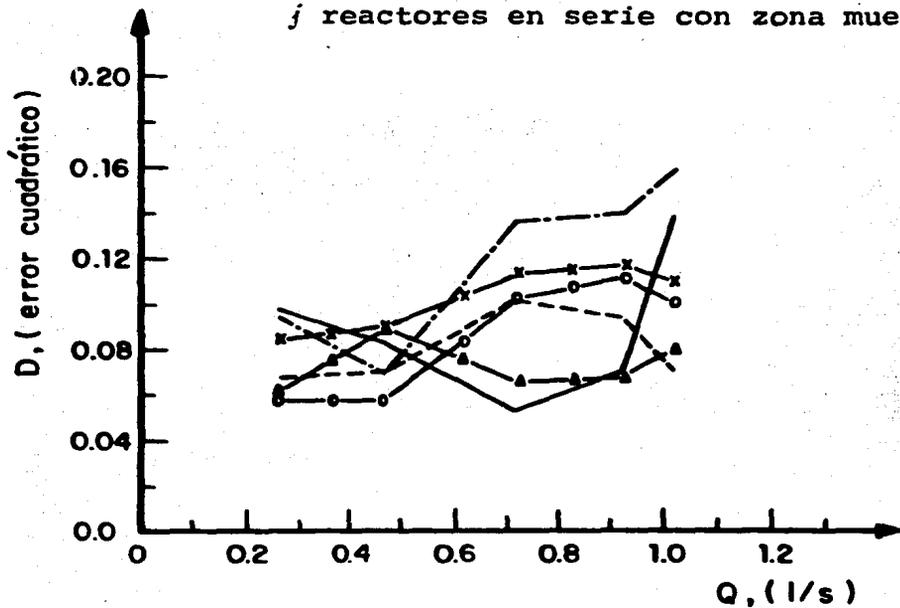
- Entrada cuadrada c/módulo
- - - - Entrada cuadrada c/módulo posición alto
- Entrada cuadrada sin módulo
- ▲— Entrada triangular c/módulo
- x— Entrada con deflector c/módulo
- o— Entrada con reducción atollada c/módulo

Figuras 46 y 47. Error cuadrático en función del gasto

1 reactor con corto circuito y zona muerta



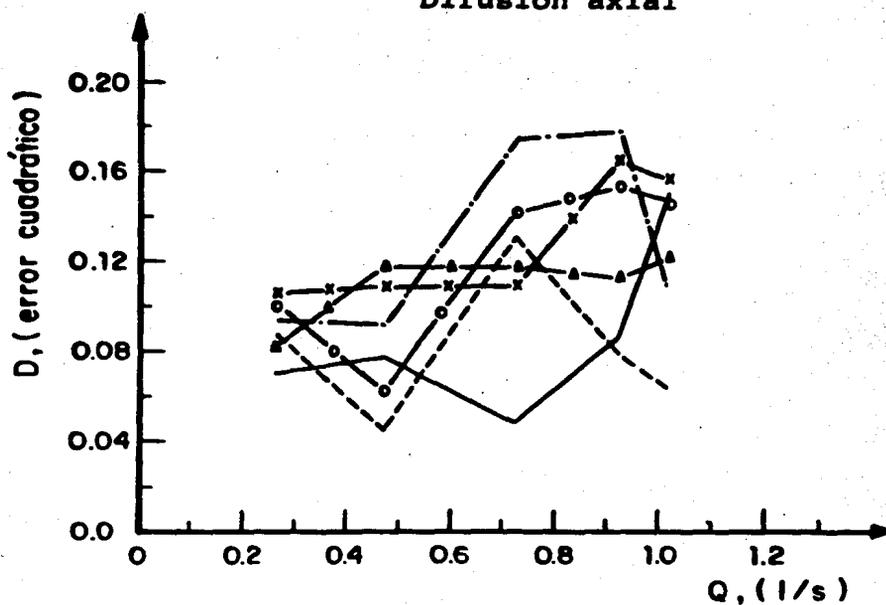
j reactores en serie con zona muerta



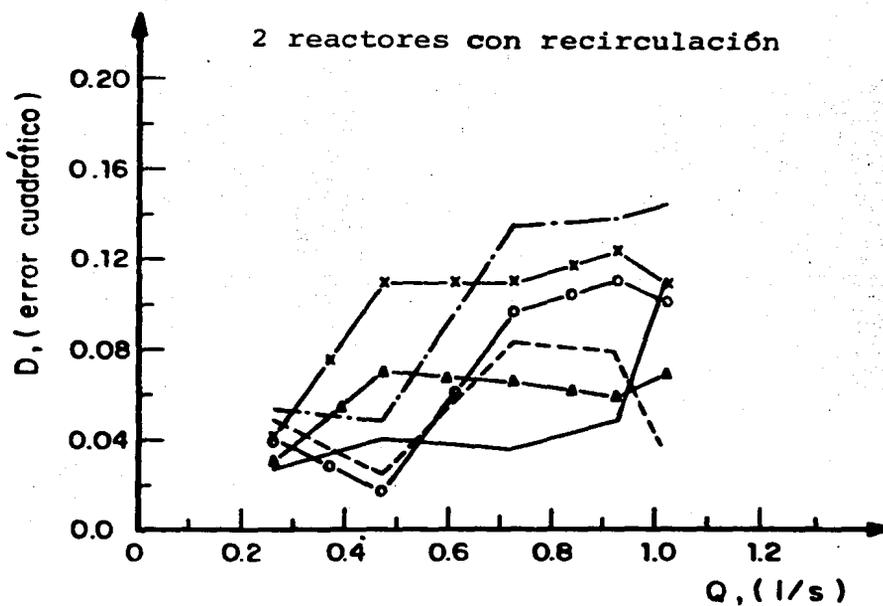
- Entrada cuadrada c/módulo
- - - - Entrada cuadrada c/módulo posición alto
- · - · - Entrada cuadrada sin módulo
- ▲— Entrada triangular c/módulo
- x— Entrada con deflector c/módulo
- o— Entrada con reducción atollada c/módulo

Figuras 48 y 49. Error cuadrático en función del gasto

Difusión axial



2 reactores con recirculación



- Entrada cuadrada c/módulo
- - - Entrada cuadrada c/módulo posición alta
- · - Entrada cuadrada sin módulo
- ▲- Entrada triangular c/módulo
- x- Entrada con deflector c/módulo
- o- Entrada con reducción atollada c/módulo

Figuras 50 y 51. Error cuadrático en función del gasto

5. CONCLUSIONES

5.1 Conclusiones sobre los ensayos preliminares

A partir de los ensayos preliminares se pudo establecer que bajo ninguna condición el sedimentador se comporta idealmente ya que se observa la existencia de zonas muertas y de caminos preferenciales, de diversa magnitud. Con respecto a la influencia del gasto de alimentación se observó que a mayores gastos existe una mejor distribución del flujo. Es necesario hacer resaltar que para el caso de la entrada cuadrada y $Q = 0.26 \text{ l/s}$, la zona de acumulación de lodos se comporta como zona muerta. Hecho importante si se considera que ello pueda favorecer la formación de la cama de lodos lo que mejoraría el rendimiento de sedimentación.

Por otra parte se comprobó que la forma de la entrada influye sobre el comportamiento hidráulico del sedimentador, principalmente, en la localización de las zonas muertas:

- Con la entrada cuadrada se localizan en las dos esquinas contiguas.
- Con las entradas con reducción atolvada y con deflector se localizan en la zona cercana a la entrada.
- Y, con la entrada triangular en el lado opuesto al canal de entrada.

Por último, los resultados demostraron que la presencia del módulo de alta tasa favorece la distribución uniforme del flujo.

5.2 Conclusiones sobre los estudios de trazado

Con el fin de mostrar en forma resumida las condiciones de funcionamiento más favorables del sedimentador se presentan las tablas 37 y 38 en donde para cada parámetro de los crite-

TABLA 37. INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA ENTRADA. TIPO DE ENTRADA QUE PRESENTO EL MEJOR FUNCIONAMIENTO HIDRAULICO DEL SEDIMENTADOR.

	T_i cortos circuitos	T_p zonas muertas	T_c remolinos difusionales	T_b remolinos de recirculación	T_e recirculación hidráulica
Criterio de Villemonte y Tekippe	cuadrada	cuadrada	Triangular Reducción atolvada	deflector	deflector

	\bar{x}/τ (zonas muertas)	mediana t/\bar{x} (cortos circuitos)
Criterio de Reynolds	cuadrada	cuadrada

TABLA 38. INFLUENCIA DEL MODULO. CONDICIONES PARA LAS CUALES EL SEDIMENTADOR MOSTRO EL MEJOR FUNCIONAMIENTO HIDRAULICO

	T_d cortos circuitos	T_p zonas muertas	T_c remolinos difusionales	T_b remolinos de recirculación	T_e recirculación hidráulica
Criterio de Villemonte y Tekippe	Posición alta > posición baja diferencia 6%	Posición alta	sin módulo (por presencia de cortos circuitos y zonas muertas)	sin módulo	sin módulo

	\bar{x}/τ (zonas muertas)	mediana t/\bar{x} (cortos circuitos)
Criterio de Reynolds	posición alta	posición alta

rios seguidos se da el tipo de entrada o la posición del módulo que proporciona el mejor funcionamiento hidráulico.

Así con base en estas tablas y en los resultados de las tablas anteriores en las que se dan los porcentajes de cada parámetro, se podrá definir el tipo de entrada y la posición del módulo que favorezcan el funcionamiento hidráulico del sedimentador.

5.2.1. Influencia de la forma de la entrada

Como se puede recordar de la figura 7 los valores de T_i indican la existencia en mayor o menor grado de los cortos circuitos; en un sedimentador ideal $T_i = 100\%$; de acuerdo con la tabla anterior la entrada con un porcentaje de T_i mayor fue la cuadrada, esta entrada mejora en un 30% el porcentaje de cortos circuitos con respecto a la entrada con deflector.

En cuanto a las zonas muertas (T_p) las entradas cuadradas y con deflector muestran un comportamiento equivalente, reduciendo el porcentaje de zonas muertas.

La turbulencia en la interpretación de Villemonte está representada por los parámetros T_c , T_b y T_e en donde como se vió

T_c se asocia a los pequeños remolinos difusionales, T_b a los remolinos grandes que producen caminos preferenciales y estos a su vez están estrechamente relacionados con la recirculación hidráulica en el tanque (T_e). Estos parámetros se relacionan con el decaimiento de la curva de dispersión, por lo que un valor alto de ellos indica una curva muy amplia o sea con una cola larga y un flujo mezclado.

En el caso del parámetro T_c las entradas: cuadrada, con reducción atolvada y triangular mejoran el funcionamiento ya que tienen un porcentaje menor de T_c , con una diferencia de 26% con respecto a la entrada con deflector.

En la entrada con deflector el valor de T_c reportado para $Q = .47$ es de 79.5%, siendo superior al valor de .7 que corresponde a un flujo (ideal) perfectamente mezclado, esta diferencia puede ser explicada en parte por la precisión experimental ya que también se ha mostrado una desviación en el T_p correspondiente al mismo gasto; otra causa puede ser como ya se mencionó anteriormente la inestabilidad que se presenta al realizar este tipo de experimentos con gastos bajos.

En cuanto a los parámetros T_b y T_e , en los dos casos la entrada que proporciona porcentajes menores es la de deflector observándose diferencias hasta de 33% en T_b y 44% en T_e con respecto a las otras entradas.

Con el criterio de Reynolds, no se pudieron identificar cortos

circuitos; la relación \bar{x}/τ a partir de la cual se determinan las zonas muertas resultó ser mejor para la cuadrada en el estudio de la influencia de la entrada y para la posición alta en el estudio de la influencia del módulo.

De acuerdo con los dos criterios se puede concluir que la entrada que mejora el funcionamiento del sedimentador es la cuadrada, ya que con respecto a la entrada con deflector presenta ventajas en cuanto a la disminución de cortos circuitos y la recirculación.

5.2.2 Influencia del módulo

Según el criterio de Villemonte y Tekippe se observó que los cortos circuitos y zonas muertas disminuyen de manera equivalente con el módulo en posición alta y en posición baja. Sin embargo, según el criterio de Reynolds las zonas muertas con el módulo en posición baja aumentan en 20%. Los valores de T_c , T_b y T_e son altos para ambas posiciones del módulo lo que indicaría, aparentemente, un comportamiento de mezclado.

Sin módulo los porcentajes T_b y T_e disminuyen, pero el valor de T_p (12.5% en comparación con 19.9% y 22.6%; correspondientes al módulo en posición baja y alta) implica que se incrementan las zonas muertas. Estos resultados conducen a pensar que, posiblemente, el trazador no permaneció el tiempo suficiente en el sedimentador para permitir una difusión significativa y crear remolinos de recirculación.

Con el fin de ilustrar lo anterior se muestran las figuras 52 y 53 en las cuales se encuentran las curvas de dispersión para la entrada cuadrada con módulo en posición baja y sin módulo para un gasto de .72 l/s. Al comparar dichas curvas se observa que con la entrada cuadrada y módulo en posición baja la curva muestra inicialmente un pico correspondiente a un corto circuito a continuación decae lentamente existiendo un mayor mezclado. Ahora, si se observa la curva correspondiente a la entrada cuadrada sin módulo (figura 53) se nota un pico muy pronunciado significando un corto circuito, después, la curva decae rápidamente lo que según el criterio de Villemonte y Tekippe se interpreta como un menor mezclado y un comportamiento más cercano al ideal.

De lo anterior se concluye que la entrada cuadrada con módulo proporciona el funcionamiento hidráulico más adecuado y que de las posiciones la alta es la mejor. Sin embargo, será necesario esperar hasta que se lleven a cabo los estudios de sedimentación para concluir, con base en las eficiencias, si existe una posición más favorable.

Por último, es importante señalar que los valores de los porcentajes de T_d , T_p , T_c , T_b y T_e obtenidos en los ensayos se encuentran dentro del intervalo de los valores reportados por Tekippe (1968) y Hirsch (1969), para diferentes tipos de sedimentadores en los que se realizaron estudios semejantes.

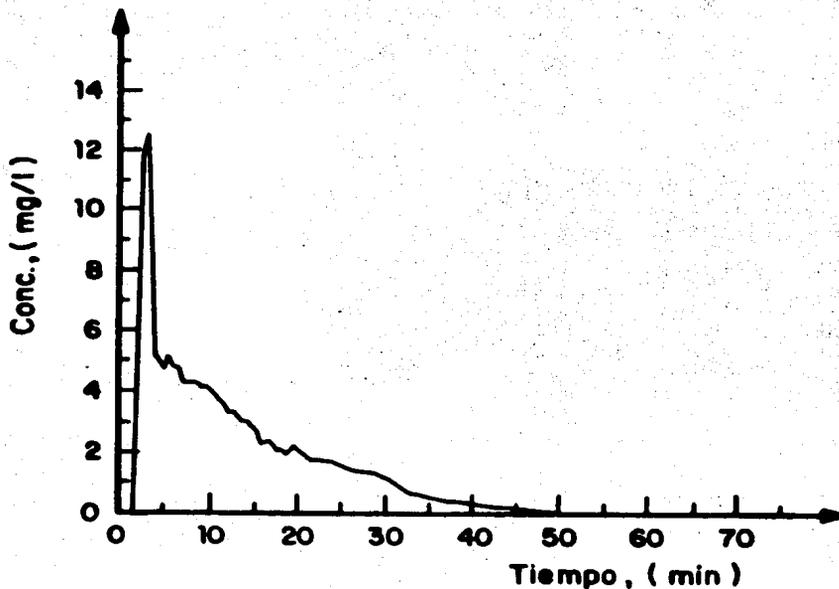


Figura 52. Curva de dispersión para un gasto de 0.72 l/s. Entrada cuadrada, módulo bajo.

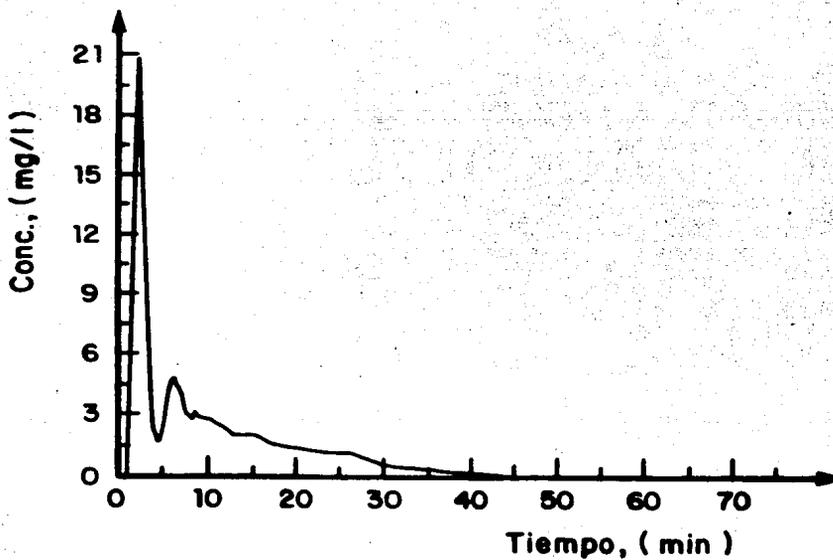


Figura 53. Curva de dispersión para un gasto de 0.72 l/s. Entrada cuadrada, sin módulo

5.3 Conclusiones sobre la modelación matemática

Con respecto a la forma de la entrada, se observó que el mejor ajuste promedio en todos los modelos lo tuvieron las entradas cuadrada y triangular. Esta buena representatividad se explica por el hecho de que la eficiencia hidráulica obtenida sobre todo con la entrada cuadrada resultó la mejor.

Por otra parte, el comportamiento hidráulico del sedimentador, no se ajustó preferentemente a un sólo modelo matemático, ya que las características de tales modelos simulan comportamientos de flujo basados en el pistón y perfectamente mezclado y es natural que existan ciertas semejanzas.

La observación anterior se comprobó con los resultados obtenidos, ya que el sedimentador tuvo un ajuste similar con los modelos matemáticos siguientes: j reactores en serie, dos reac-

tores con volúmenes diferentes, un reactor con corto circuito y zona muerta, y j reactores en serie con zona muerta.

La similitud en el ajuste se presentó en primera instancia con los parámetros que manejan los modelos matemáticos mencionados; así, la variable j tomó un valor de 1 y, α (relación de volúmenes entre dos reactores) fue de 0.15 promedio, lo que implica que el sedimentador adoptó el comportamiento de un reactor más que de dos. El patrón de flujo con los cuatro modelos se confirmó como de alto grado de mezclado. La porción de zona muerta obtenida osciló entre 15 y 30% promedio. Por lo anterior, se recomienda emplear en la simulación del piloto el modelo matemático de 1 reactor con zona muerta.

La representatividad de un modelo matemático no únicamente es función del trazador y equipo empleado sino también de las condiciones de estabilidad que proporcione el sistema estudiado. Tal aseveración se confirmó cuando aumentó el volumen en el sedimentador (módulo en posición alta) ya que la posibilidad de una mejor distribución del flujo se incrementó, así como cierto grado de estabilidad. Es interesante resaltar, que cuando se usó la entrada cuadrada con el módulo en la posición alta, el ajuste resultó el más favorable en todos los casos de modelación.

En cambio, el modelamiento con la condición de forma de entra-

da cuadrada sin la presencia del módulo, fue siempre el que más desviación presentó.

La influencia del módulo de alta tasa en la modelación matemática constituyó una variable que permitió el buen ajuste de los datos experimentales con los teóricos.

Por último, el modelo matemático que menos se ajustó, en todas las condiciones, fue el de dispersión axial o pistón difusional. El resultado es normal dada la configuración geométrica del sedimentador.

5.4 Conclusión general

Se estableció que el comportamiento hidráulico del sedimentador de alta tasa se ve favorecido por la presencia del módulo (en posición alta, sobretodo) y por la utilización de la entrada de sección cuadrada. En todos los casos estudiados se encontró que el sedimentador se comporta más como reactor mezclado que como reactor pistón. Existe una distribución más uniforme del flujo para gastos altos.

El comportamiento hidráulico del sedimentador, no se ajustó preferentemente a un sólo modelo matemático sino que tuvo un ajuste similar con los modelos siguientes: j reactores en serie, dos reactores con volúmenes diferentes, un reactor con corto circuito y zona muerta, y j reactores en serie con zona muerta. Por otra parte, la comparación de las técnicas de análisis de resultados permite afirmar que el criterio de Reynolds proporciona resultados interesantes en forma rápida pero no con el detalle de la teoría de Villemonte y Tekippe, ni con la precisión de la modelación matemática de Roustan.

6. BIBLIOGRAFIA

Bergman, B.S. (1958). "An Improved Circular Sedimentation Design", Journal and Proceedings, Institute of Sewage Purification, Part 1, pp. 50-67.

Camp, T.R. (1936). "A Study of the Rational Design of Settling Tanks", Sewage Works Journal, Vol. 8, No. 5, p. 742.

Camp, T.R. (1939). "Grit Chamber Model Tests" discussion, Transactions, ASCE, Vol. 104, pp. 232-240.

Camp, T.R. (1946). "Sedimentation and the Design of Settling Tanks", Transactions, ASCE, Vol. 71, pp. 445-486.

Culp, L.G., Hansen, S. y Richardson, G. (1968). "High-Rate Sedimentation in Water Treatment Works", Journal AWWA, Vol. 60, pp. 681-698.

Culp, L.G., Kou-Ying Hsiung y Conley, W. (1969). "Tube Clarification Process, Operation Experiences", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, SA5, pp. 829-846.

Chiang, D. y Cholette, A. (1970). "Performance of Tanks in Series of Nonideal Mixing", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 48, pp. 286-290.

Cholette, A. y Cloutier, L. (1959). "Mixing Efficiency Determinations for Continuous Flow Systems", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 37, No. 3, p. 105.

Dague, R. (1960). "Hydraulic of Circular Settling Tanks by Model-Prototype Comparison", Tesis presented to the Iowa State University of Science and Technology, Iowa.

Danckwerts, P. (1953). "Continuous Flow Systems Distribution of Residence Times", Chemical Engineering Science, Vol. 2, p. 1.

Dobbins, E.W. (1943). "Effect of Turbulence on Sedimentation", Proceedings, Transactions, ASCE, Vol. 109, No. 2218, pp. 629-655.

Doebelin, E.O. (1980). "Diseño y aplicación de sistemas de medición", 1a. ed., Ed. Diana, México.

Emmett, P. (1972). "The Use of Isotopic Tracers in Studying Catalysts and Catalytic Reactions", Catalysis Reviews, Vol. 7, p. 1.

Ferrara, A.R. (1983). "Hydraulic Modeling for Waste Stabilization Ponds", Journal of the Environmental Eng. Div., ASCE, Vol. 109, No. 1-3.

Feuerstein, D.L. y Selleck, R.E. (1963). "Fluorescent Tracers for Dispersion Measurements", Journal of the Sanitary Eng. Div., ASCE, Vol. 89, No. SA4, pp. 1-21.

Hassan, M. El-Baroudi. (1966). Discussion on "Evaluation of Hydraulic Efficiency of Sedimentation Basins", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, Vol. 92, No. SA3, pp. 27-31.

Hazen, A. (1904). "On Sedimentation", Transactions, ASCE, Vol. 53, No. 980, pp. 45-88.

Hirsch, A. (1969). "Basin Tracer Curves interpreted by Basic Analytics", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, Vol. 95, No. SA6, pp. 1031-1050.

Ingersoll, A.C. et.al. (1955). "Fundamental Concepts of Rectangular Settling Tanks", Proceedings, ASCE, Vol. 81, No. 590, pp. 1-28.

Jiménez, C.B. et.al. (1986). "Fabricación y Pruebas en un Modelo Físico de un Sedimentador Hidráulico de Lodos", Informe del Proyecto 5311. Elaborado para la Dirección General de Captaciones y Conducciones de Agua, SARH., Instituto de Ingeniería, UNAM, 192 pp.

Levenspiel, O. (1972). "Chemical Reaction Engineering", Ed. John Wiley and Sons, USA. 578 pp.

Morrill, A.B. (1932). "Sedimentation Basin Research and Design", Journal AWWA, Vol. 24, p. 1442.

Murphy, K.L. (1963). "Tracer Studies in Circular Sedimentation Basins", Proceedings, 18th Industrial Waste Conference Engineering Extension Series, No. 115, Purdue University.

Muszkalay, L. y Vagas, I. (1958). "Modification of the Tracer Measuring Method in Settling Basins", Sewage and Industrial Wastes, Vol. 30, No. 9, p. 1101.

Nixon, C.S. et.al. (1985). "Use of Radiotracers to Measure Mixing and Flow Rates in Sewage-Treatment Plants", Water Pollution Control, Vol. 84, No. 1, p. 118.

Paquet, M. y Cholette, A. (1972). "Etude Expérimentale sur le Court-Circuit de l'Alimentation dans un Réservoir Imparfaitement Agité en Regime Continu", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 50, pp. 348-354.

Pelletier, M. y Cloutier, L. (1970). "Continuous Flow Mixing of Two Miscible Liquids of Different Densities", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 48, pp. 484-490.

Pineault, G. y Cloutier, L. (1972). "Fonction de Transfert d'un Réservoir Agité en Système Continu: I. Détermination à l'aide d'un Traceur Fluorescent", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 50, pp. 736-742.

Rebhun, M. and Argaman, Y. (1965). "Evaluation of Hydraulic Efficiency of Sedimentation Basins", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, Vol. 91, No. SA5, pp. 37-45.

Rebhun, M. and Argaman, V. (1967). Closure on "Evaluation of Hydraulic Efficiency of Sedimentation Basins", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, Vol. 91, No. SA6, pp. 257-258.

Reynolds, T. (1982). "Unit Operations and Processes in Environmental Engineering", Ed. Wads-Worth, USA.

Ríos, E. y Fernández, J. (1984). "Diseño de un Modelo Físico de un Sedimentador con Extracción Hidráulica de Lodos", Informe del Proyecto 3336. Elaborado para la SARH, Instituto de Ingeniería, UNAM, 100 pp.

Roustan, M. (1982). Apuntes del Curso "Modèles d'Écoulement Hydraulique dans les Réacteurs", INSA-Toulouse, Francia, 45 pp.

Roy, P.H. y Choquette, P. (1974). "The Gaussian Distribution of $e^{1/3}$ - a Two-Parameter Statistical Model for Approximating RTD's in CSTR's", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 52, pp- 492-495.

Sadataka, S. (1985). "Flow under Tilt Surface for High-Rate Settling", Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE, Vol. 111, No. 3, p. 285.

Sinclair, C.G. y McNaughton, K.J. (1970). "Residence Time Distributions in Jet Stirred Vessels with Linear Scale from 0.5 to 4 Feet", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 48, pp. 411-419.

Slade, J.J. (1935). "Sedimentation in Quiescent and Turbulent Basins", Proceedings, Transactions, ASCE. Vol. 40, No. 1960, pp. 284-323.

Tauzin, C. (1979). "Contribution a l'étude et a la recherche d'applications spécifiques de la technique de fractionnement par bulles", Thèse de Docteur Ingénieur, No. 23, INSA, Toulouse.

Tekippe, R.J. y Cleasby, J.L. (1968). "Model Studies of a Peripheral Feed Settling Tank", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, Vol. 94, No. SA1, pp. 85-102.

Van Bang, V. y Cholette, A. (1973). "Comparaison du modèle des Réservoirs Imparfaitement Agités en Série avec le Modèle de Dispersion Axiale", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 51, pp. 149-155.

Villemonte, J. et.al. (1966). "Evaluation of Oil-Water Separator Inlet Devices". American Petroleum Institute Division of Refining, 31st Midyear Meeting, Houston, Tex., May 10.

Sinclair, C.G. y McNaughton, K.J. (1970). "Residence Time Distributions in Jet Stirred Vessels with Linear Scale from 0.5 to 4 Feet", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 48, pp. 411-419.

Slade, J.J. (1935). "Sedimentation in Quiescent and Turbulent Basins", Proceedings, Transactions, ASCE. Vol. 40, No. 1960, pp. 284-323.

Tauzin, C. (1979). "Contribution a l'étude et a la recherche d'applications spécifiques de la technique de fractionnement par bulles", Thèse de Docteur Ingénieur, No. 23, INSA, Toulouse.

Tekippe, R.J. y Cleasby, J.L. (1968). "Model Studies of a Peripheral Feed Settling Tank", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, Vol. 94, No. SA1, pp. 85-102.

Van Bang, V. y Cholette, A. (1973). "Comparaison du modèle des Réservoirs Imparfaitement Agités en Série avec le Modèle de Dispersion Axiale", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 51, pp. 149-155.

Villemonte, J. et.al. (1966). "Evaluation of Oil-Water Separator Inlet Devices". American Petroleum Institute Division of Refining, 31st Midyear Meeting, Houston, Tex., May 10.

Villiermaux, J. (1982). "Conception et Fonctionnement des Réacteurs", Genie de la Réaction Chimique. Technique et Documentation.

Wallace, A.T. (1966). Discussion on "Evaluation of Hydraulic Efficiency of Sedimentation Basins", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, Vol. 92, No. SA2, pp. 179-182.

Wolf, D. y Manning, S. (1966). "Impact Tube Measurement of Flow Patterns, Velocity Profiles and Pumping Capacities in Mixing Vessels", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 44, pp. 137-142.

Yao, K.M. (1973). "Design of High-Rate Settlers", Journal of the Environmental Engineering Division, Vol. 99, No. EE5, pp. 621-637.

ANEXOS

ANEXO 1. TRANSFORMADAS DE LAPLACE

No.	Transformada $\bar{f}(p) = \int_0^{\infty} e^{-pt} f(t) dt$	Función $f(t)$
1	$\frac{1}{p}$	1
2	$\frac{1}{p^2}$	t
3	$\frac{1}{p^n} \quad n = 1, 2, 3, \dots$	$\frac{t^{n-1}}{(n-1)!}$
4	$\frac{1}{\sqrt{p}}$	$\frac{1}{\sqrt{\pi t}}$
5	$\frac{1}{p-a}$	e^{at}
6	$\frac{1}{(p-a)^2}$	te^{at}
7	$\frac{1}{(p-a)^n} \quad n = 1, 2, 3, \dots$	$\frac{1}{(n-1)!} t^{n-1} e^{at}$
8	$\frac{1}{(p-a)(p-b)} \quad a \neq b$	$\frac{1}{a-b} (e^{at} - e^{bt})$
9	$\frac{p}{(p-a)(p-b)} \quad a \neq b$	$\frac{1}{a-b} (ae^{at} - be^{bt})$
10	$\frac{1}{1+ap}$	$\frac{1}{a} e^{-t/a}$
11	$\left(\frac{n}{n+ap}\right)^n$	$\frac{n^n}{(n-1)!} t^{n-1} e^{-at}$

ANEXO 2. BALANCE DE MATERIA PARA j REACTORES EN SERIE CON
UN ESTIMULO TIPO IMPULSO

Para j reactores, $t = 0$; $C_1 = jC_0$

Balance de materia para el trazador (Primer reactor):

Entrada + Generación = Salida + Acumulación

$$0 + 0 = QC_1 + \frac{d(\psi C_1)}{dt} \quad (\text{A.3.1})$$

$$\frac{dC_1}{dt} = -\frac{1}{\tau} C_1 \quad (\text{A.3.2})$$

$$\int_{C_0}^{C_1} \frac{dC_1}{C_1} = -\frac{1}{\tau} \int_0^t dt \quad (\text{A.3.3})$$

$$C_1 = C_0 e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.4})$$

Balance de materia (2o. reactor):

$$QC_1 = QC_2 + \frac{d(\psi C_2)}{dt} \quad (\text{A.3.5})$$

$$\frac{dC_2}{dt} + \frac{C_2}{\tau} = \frac{C_0 e^{-t/\tau}}{\tau} \quad (\text{A.3.6})$$

La solución a la ecuación (A.3.6) por el método de ecuaciones diferenciales de primer orden con coeficientes indeterminados, es:

Solución homogénea

$$C_2 = A e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.7})$$

Solución particular:

$$C_2 = K_1 e^{-t/\tau} + K_2 t e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.8})$$

Al sustituir en la ecuación (A.3.6); el término $K_1 e^{-t/\tau}$ de (A.3.8) no se considera por repetirse en la homogénea:

$$\frac{d}{dt} (K_2 t e^{-t/\tau}) + \frac{K_2 t e^{-t/\tau}}{\tau} = \frac{C_0 e^{-t/\tau}}{\tau} \quad (\text{A.3.9})$$

$$K_2 \left(e^{-t/\tau} - \frac{t e^{-t/\tau}}{\tau} \right) + \frac{K_2 t e^{-t/\tau}}{\tau} = \frac{C_0 e^{-t/\tau}}{\tau} \quad (\text{A.3.10})$$

Al simplificar queda:

$$K_2 = \frac{C_0}{\tau} \quad (\text{A.3.11})$$

La solución general es, para $t=0$; $C_2=0$

$$C_2 = C_0 \frac{t}{\tau} e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.12})$$

Balance de materia (3er. reactor):

$$QC_2 = QC_3 + \frac{d(\psi C_3)}{dt} \quad (\text{A.3.13})$$

$$\frac{dC_3}{dt} + \frac{C_3}{\tau} = \frac{C_0 t/\tau e^{-t/\tau}}{\tau} \quad (\text{A.3.14})$$

Mediante el método de resolución anteriormente presentado se obtiene que:

Solución homogénea:

$$C_3 = A e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.15})$$

Solución particular:

$$C_3 = K_1 e^{-t/\tau} + K_2 t e^{-t/\tau} + K_3 t^2 e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.16})$$

Al resolver y simplificar de la misma forma que para el 2o reactor, queda:

$$K_3 = \frac{C_0}{2\tau^2} \quad (\text{A.3.17})$$

La solución general es , para $t=0$; $C_3=0$:

$$C_3 = \frac{C_0}{2} \left(\frac{t}{\tau}\right)^2 e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.18})$$

Balance de materia (4o. reactor):

$$QC_3 = QC_4 + \frac{d(VC_4)}{dt} \quad (\text{A.3.19})$$

$$\frac{dC_4}{dt} + \frac{C_4}{\tau} = \frac{C_0}{2} \frac{t^2}{\tau^3} e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.20})$$

La solución general para este caso es , para $t=0$; $C_4=0$

$$C_4 = \frac{C_0}{2(3)} \left(\frac{t}{\tau}\right)^3 e^{-t/\tau} \quad (\text{A.3.21})$$

Así, para j reactores que representan a un reactor real con una respuesta tipo pulso, la ecuación general es:

$$C = \frac{j C_0}{(j-1)!} \left(\frac{jx}{\tau}\right)^{j-1} e^{-jx/\tau} \quad (\text{A.3.22})$$

sabemos que:

$$\frac{\bar{x}}{\tau} = \frac{x}{\tau} = \theta \quad (\text{A.3.23})$$

$$E(\theta) = \frac{C(x)}{C_0} = \frac{C}{C_0} \quad (\text{A.3.24})$$

De las ecuaciones (A.3.22), (A.3.23) y (A.3.24)

$$E(\theta) = \frac{j^j}{(j-1)!} \theta^{j-1} e^{-j\theta} \quad (\text{A.3.25})$$

La solución es exactamente la misma presentada en la sección 3.2.2 que se obtuvo por medio de las funciones de transferencia.

ANEXO 3. Parámetros obtenidos empleando el criterio de Villemonte y Tekippe

Forma de Entrada	Gasto (l/s)	T_d , como Porcentaje	T_p , como Porcentaje	T_c , como Porcentaje	T_b , como Porcentaje	T_e , como Porcentaje
Cuadrada con módulo	0.26	9.6	23.6	17.5	177.5	153.4
	0.47	6.4	26.7	65.4	202.1	164.9
	0.72	6.6	16.4	9.8	176.8	165.0
	0.92	8.4	16.7	14.2	128.0	111.3
	1.1	6.9	16.0	9.2	53.3	41.3
	Promedio		7.6	19.9	23.2	147.5
Reducción atolva con módulo	0.26	4.7	15.4	26.0	154.8	135.9
	0.47	4.3	10.7	64.1	207.3	213.7
	0.72	3.3	9.8	7.2	91.7	85.1
	0.92	4.2	10.5	7.5	77.8	68.6
	1.1	7.0	9.4	7.5	82.9	78.2
	Promedio		4.7	11.1	22.5	122.9
Con deflector con módulo	0.26	4.3	13.6	43.5	95.3	80.9
	0.47	5.3	51.3	79.5	206.8	117.9
	0.72	3.3	11.5	5.2	51.7	43.2
	0.92	6.3	10.5	10.9	44.8	36.4
	1.1	7.0	15.2	12.2	88.0	71.6
	Promedio		5.2	20.0	30.5	97.3
Triangular con módulo	0.26	2.4	29.1	45.8	154.7	107.2
	0.47	5.7	12.1	8.5	150.0	142.9
	0.72	3.3	13.9	25.5	163.0	141.8
	0.92	4.2	12.6	15.0	127.2	106.1
	1.1	4.6	9.2	13.8	132.6	124.9
	Promedio		4.0	15.4	21.7	145.5
Cuadrada sin módulo	0.26	3.3	11.7	11.5	121.5	113.9
	0.47	6.0	13.4	12.9	151.1	139.7
	0.72	5.1	11.7	6.2	69.8	62.3
	0.92	3.9	11.8	5.5	37.1	33.9
	1.1	4.6	13.9	7.4	82.4	75.9
	Promedio		4.6	13.7	9.7	92.4
Cuadrada con Módulo en posición alta	0.26	6.3	22.2	40.6	257.2	229.6
	0.47	8.8	45.4	80.5	268.1	199.2
	0.72	6.8	15.4	11.6	94.4	83.2
	0.92	6.1	14.8	21.9	98.7	105.8
	1.1	6.9	15.2	39.8	155.3	146.6
	Promedio		7.0	22.6	38.9	174.7

ANEXO 4. Parámetros obtenidos empleando el criterio de Reynolds

Entrada	$Q(1/s)$	\bar{x}	Mediana t	τ	\bar{x}/τ	<u>Mediana t</u> <u>\bar{x}</u>
Cuadrada con módulo	0.26	39.5	67	42.30	0.9	1.7
	0.47	19.1	37	23.40	0.8	1.9
	0.72	11.8	25	15.27	0.8	2.1
	0.92	8.6	21	11.95	0.7	2.4
	1.1	7.1	22	10.88	0.7	3.1
Promedio					0.78	2.24
Reducción atolvida con módulo	0.26	26.0	67	42.30	0.6	2.6
	0.47	19.5	45	23.40	0.8	2.3
	0.72	10.3	30	15.27	0.7	2.9
	0.92	7.9	25	11.95	0.7	3.2
	1.1	5.7	17	10.88	0.5	3.0
Promedio					0.66	2.80
Deflector con módulo	0.26	23.8	45	42.30	0.5	1.9
	0.47	21.5	40	23.40	0.9	1.9
	0.72	10.9	30	15.27	0.7	2.8
	0.92	7.5	20	11.95	0.6	2.7
	1.1	4.5	21	10.88	0.4	4.7
Promedio					0.64	2.80
Triangular con módulo	0.26	22.5	60	42.30	0.5	2.7
	0.47	15.1	31	23.40	0.6	2.1
	0.72	12.6	30	15.27	0.8	2.4
	0.92	9.5	25	11.95	0.8	2.6
	1.1	6.6	17	10.88	0.6	2.6
Promedio					0.66	2.48
Cuadrada sin módulo	0.26	23.7	55	44.87	0.5	2.3
	0.47	14.3	40	24.82	0.6	2.8
	0.72	12.4	22	16.20	0.8	1.8
	0.92	6.6	22	12.68	0.5	3.3
	1.1	2.8	12	10.8	0.3	4.3
Promedio					0.5	2.90
Cuadrada con módulo alto	0.26	52.4	80	47.82	1.1	1.5
	0.47	29.6	45	26.45	1.1	1.5
	0.72	10.0	25	17.27	0.6	1.0
	0.92	13.3	22	13.51	1.0	1.7
	1.1	12.0	16	12.07	1.0	1.33
Promedio					1.1	1.51

ANEXO 5. DATOS OBTENIDOS EMPLEANDO EL CRITERIO DE ROUSTAN

FORMA DE ENTRADA	GASTO (1/s)	f REACTORES EN SERIE		DOS REACTORES VOLUMENES DIF		1 REACTOR CORTO CIR. = .01 ZONA MUERTA		f REACTORES ZONA MUERTA			DIFUSION AXIAL		2 REACTORES CON RECIRCULACION	
		j	D	a	D	m	D	j	m	D	P _e	D	B	D
cuadrada con módulo	0.26	1	.034	.108	.027	.99	.034	1	.42	.079	10	.071	.97	.027
	0.47	2	.052	.040	.036	.99	.059	1	.70	.064	10	.078	.97	.040
	0.72	1	.035	.062	.032	.83	.034	1	.86	.034	10	.049	.99	.036
	0.92	1	.047	.058	.044	.80	.046	1	.82	.051	10	.086	.99	.048
	1.01	1	.109	.057	.119	.65	.105	1	.60	.118	10	.150	.95	.110
con deflector	0.26	2	.064	.081	.047	.99	.065	1	.99	.065	10	.106	.77	.041
	0.47	1	.071	.990	.023	.99	.054	1	.99	.071	10	.109	.99	.109
	0.72	1	.100	.032	.097	.44	.093	1	.57	.094	10	.109	.99	.109
	0.92	1	.109	.029	.105	.50	.098	1	.55	.098	10	.165	.99	.122
	1.01	1	.102	.038	.097	.55	.091	1	.56	.091	10	.157	.98	.110
con reducción atornillada	0.26	1	.043	.058	.035	.79	.039	1	.79	.039	10	.101	.93	.041
	0.47	1	.039	.300	.019	.99	.039	1	.99	.039	10	.063	.99	.017
	0.72	1	.088	.035	.083	.68	.083	1	.69	.083	10	.142	.97	.096
	0.92	1	.102	.034	.098	.58	.092	1	.57	.092	10	.154	.97	.110
	1.01	1	.092	.035	.088	.59	.082	1	.58	.082	10	.149	.98	.101
triangular con módulo	0.26	1	.042	.07	.031	.89	.042	1	.89	.042	10	.083	.83	.030
	0.47	1	.072	.049	.063	.82	.070	1	.82	.070	10	.118	.88	.070
	0.72	1	.052	.029	.047	.73	.047	1	.73	.047	10	.118	.96	.066
	0.92	1	.052	.04	.045	.77	.049	1	.79	.049	10	.114	.99	.059
	1.01	1	.060	.037	.055	.7	.056	1	.67	.060	10	.122	.99	.069
cuadrada sin módulo	0.26	1	.049	.032	.041	.93	.049	1	.72	.075	10	.094	.86	.053
	0.47	1	.051	.057	.043	.83	.050	1	.84	.050	10	.092	.90	.048
	0.72	1	.126	.033	.122	.57	.110	1	.57	.117	10	.175	.90	.134
	0.92	1	.130	.036	.125	.62	.120	1	.62	.120	10	.178	.93	.137
	1.01	1	.150	.033	.144	.72	.173	1	.64	.139	10	.109	.90	.143
Cuadrada con módulo alta posición	0.26	1	.042	.062	.032	.74	.049	1	.80	.049	10	.088	.90	.049
	0.47	2	.0130	.99	.013	.69	.032	1	.99	.051	10	.046	.99	.025
	0.72	1	.085	.062	.077	.74	.083	1	.74	.083	10	.130	.90	.083
	0.92	1	.078	.051	.072	.72	.075	1	.72	.075	10	.079	.96	.079
	1.01	2	.039	.33	.038	.99	.050	1	.99	.052	10	.064	.94	.038

ANEXO 5. DATOS OBTENIDOS EMPLEANDO EL CRITERIO DE ROUSTAN

FORMA DE ENTRADA	GASTO (1/s)	j REACTORES EN SERIE		DOS REACTORES VOLUMENES DIF		1 REACTOR CORTO CIR. = .01 BONA MUERTA		i REACTORES BONA MUERTA			DIFUSION AXIAL		2 REACTORES CON RECIRCULACION		
		j	D	a	D	m	D	i	m	D	P _e	D	s	m	D
cuadrada con módulo	0.26	1	.034	.108	.027	.99	.034	1	.42	.079	10	.071	.97	.027	
	0.47	2	.052	.040	.036	.99	.059	1	.70	.064	10	.078	.97	.040	
	0.72	1	.035	.062	.032	.83	.034	1	.86	.034	10	.049	.99	.036	
	0.92	1	.047	.058	.044	.80	.046	1	.82	.051	10	.086	.99	.048	
	1.01	1	.109	.057	.119	.65	.105	1	.60	.118	10	.150	.95	.110	
con deflector con módulo	0.26	2	.064	.081	.047	.99	.065	1	.99	.065	10	.106	.77	.041	
	0.47	1	.071	.990	.023	.99	.054	1	.99	.071	10	.109	.99	.109	
	0.72	1	.100	.032	.097	.44	.093	1	.57	.094	10	.109	.99	.109	
	0.92	1	.109	.029	.105	.50	.098	1	.55	.098	10	.165	.99	.122	
	1.01	1	.102	.038	.097	.55	.091	1	.56	.091	10	.157	.98	.110	
con reducción estrovelada con módulo	0.26	1	.043	.058	.035	.79	.039	1	.79	.039	10	.101	.93	.041	
	0.47	1	.039	.300	.019	.99	.039	1	.99	.039	10	.063	.99	.017	
	0.72	1	.088	.035	.083	.68	.083	1	.69	.083	10	.142	.97	.096	
	0.92	1	.102	.034	.098	.58	.092	1	.57	.092	10	.154	.97	.110	
	1.01	1	.092	.035	.088	.59	.082	1	.58	.082	10	.149	.98	.101	
triangular con módulo	0.26	1	.042	.07	.031	.89	.042	1	.89	.042	10	.083	.83	.030	
	0.47	1	.072	.049	.063	.82	.070	1	.82	.070	10	.118	.88	.070	
	0.72	1	.052	.029	.047	.73	.047	1	.73	.047	10	.118	.96	.066	
	0.92	1	.052	.04	.045	.77	.049	1	.79	.049	10	.114	.99	.059	
	1.01	1	.060	.037	.055	.7	.056	1	.67	.060	10	.122	.99	.069	
cuadrada sin módulo	0.26	1	.049	.032	.041	.93	.049	1	.72	.075	10	.094	.86	.053	
	0.47	1	.051	.057	.043	.83	.050	1	.84	.050	10	.092	.90	.048	
	0.72	1	.126	.033	.122	.57	.110	1	.57	.117	10	.175	.90	.134	
	0.92	1	.130	.036	.125	.62	.120	1	.62	.120	10	.178	.93	.137	
	1.01	1	.150	.033	.144	.72	.173	1	.64	.139	10	.109	.90	.143	
Cuadrada módulo con posición alta	0.26	1	.042	.062	.032	.74	.049	1	.80	.049	10	.088	.90	.049	
	0.47	2	.0130	.99	.013	.69	.032	1	.99	.051	10	.046	.99	.025	
	0.72	1	.085	.062	.077	.74	.083	1	.74	.083	10	.130	.90	.083	
	0.92	1	.078	.051	.072	.72	.075	1	.72	.075	10	.079	.96	.079	
	1.01	2	.039	.33	.038	.99	.050	1	.99	.052	10	.064	.94	.038	