

SEP INSTITUTO TECNOLÓGICO de celaya

I.Q./203/94

Asunto: **Aprobación de Impresión
de Tesis de Maestría**

Noviembre 18 de 1994

Dr. Rafael Chávez Contreras
Jefe del Depto. de Ingeniería Química
Presente.

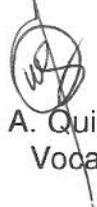
De acuerdo con la convocatoria hecha por esa Jefatura a su digno cargo con el fin de determinar si se aprueba o no la impresión del proyecto de tesis de maestría, titulado: "**Simulación de Procesos de Tratamiento de Aguas Residuales**", presentado por el **Ing. Alfonso Ortiz Estévez** comunico a usted que esta Comisión Revisora de Tesis ha tenido a bien aprobar la impresión de este trabajo.

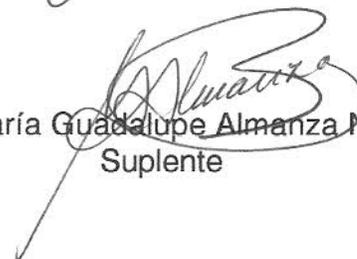
Lo anterior, para los efectos consiguientes.

Atentamente,


Dr. Alejandro Gómez Muñoz
Presidente


Dr. Jesús Alberto Ochoa Tapia
Secretario


Dr. Pedro A. Quintana Hernández
Vocal


M.C. María Guadalupe Almanza Núñez
Suplente

*Ivp.



RESUMEN

SIMULACION DE PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

por

Alfonso Ortiz Estévez

En este trabajo se presenta el desarrollo de un modelo para la simulación del proceso de tratamiento de aguas residuales por medio de un sistema de lodos activados. Se utiliza el simulador de procesos ASPEN PLUS con tal fin.

El modelo propuesto incluye tres etapas de tratamiento: amortiguamiento del flujo, sedimentación primaria y tratamiento biológico. Las etapas de amortiguamiento del flujo y de sedimentación primaria implican el desarrollo de algoritmos numéricos que resultan en programas FORTRAN, los cuales son incorporados como subrutinas de usuario en el modelo de ASPEN PLUS. Asimismo, la etapa de tratamiento biológico involucra la creación de una subrutina para la definición de la cinética necesaria.

El modelo resultante se evalúa para cada una de las etapas incluidas, obteniéndose resultados satisfactorios en cada caso. La flexibilidad del mismo plantea prometedoras perspectivas para trabajos posteriores.

Dirigida por: Dr. Alejandro Gómez Muñoz

A mi madre, Vicenta, por todo lo que
sólo una madre puede inspirar...

A mis hermanos, Jesús, Víctor Manuel y Rubén,
por la singular independencia que nos une...

A Pola, Héctor, Gabriel y René, por ser como mis
hermanos...

A mi padre, Alfonso, por las lecciones
recibidas...

A mis tíos Belem y José por el
aliento y apoyo constante...

A la amistad, por todas las
cosas que hace posible...

*"Como quien viaja a lomos
de una yegua sombría
por la ciudad camino
no preguntes adonde,
busco acaso un encuentro
que me ilumine el día
y no hallo mas que puertas
que niegan lo que esconden".*

J. Sabina

"... porque Dios no juega a los dados"

CONTENIDO

<u>TEMA</u>	<u>Página</u>
LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE TABLAS	xi
NOMENCLATURA	xiii
AGRADECIMIENTOS	xxvii
CAPITULO 1: INTRODUCCION	
1.1 Alcance y objetivo	1
1.2 Un sucio problema	2
1.3 La contaminación del agua	3
1.4 El papel del ingeniero químico	5
1.5 Descripción del trabajo	6
CAPITULO 2: SIMULACION DE PROCESOS	
2.1 Introducción	8
2.2 Clasificación	9
2.3 Simulación y diseño	10
2.4 Estrategias de Solución	12
2.4.1 Estrategia Modular Secuencial	12
2.4.2 Estrategia Modular Simultánea	13

2.4.3 Estrategia Orientada a Ecuaciones	14
2.5 ASPEN PLUS	15

CAPITULO 3: CARACTERISTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES

3.1 Introducción	17
3.2 Características Físicas	18
3.2.1 Sólidos	18
3.2.2 Otras características físicas importantes	20
3.3 Características Químicas	22
3.3.1 Materia Orgánica	22
3.3.2 Caracterización del contenido orgánico	23
3.3.3 DBO y DQO	24
3.3.4 Materia Inorgánica	31
3.3.5 pH y Alcalinidad	31
3.3.6 Nitrógeno y Fósforo	32
3.3.7 Azufre y Sulfuro de Hidrógeno	34
3.3.8 Metales Pesados y Gases	35
3.3.9 Oxígeno Disuelto	36
3.4 Características Biológicas	36
3.4.1 Clasificaciones	37
3.4.2 Principales Microorganismos	38
3.4.3 Microorganismos Patógenos	40
3.5 Recapitulación	41

CAPITULO 4: TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES

4.1 Introducción	43
----------------------------	----

4.2 Métodos de Tratamiento	44
4.3 Sistemas de Tratamiento	45
4.4 Diseño de plantas de tratamiento	48
4.4.1 Importancia de los flujos y cargas másicas	50

CAPITULO 5: AMORTIGUAMIENTO DEL FLUJO

5.1 Introducción	52
5.2 Volumen de amortiguamiento	53
5.3 Algoritmo Numérico	54
5.4 El programa VOLAM	58
5.5 Diseño del tanque de amortiguamiento	59

CAPITULO 6: SEDIMENTACION PRIMARIA

6.1 Introducción	61
6.2 Conceptos importantes	61
6.3 Regímenes de asentamiento	64
6.4 Análisis del proceso de sedimentación primaria	65
6.5 Algoritmo numérico	71
6.6 El programa SEDPRIM	76
6.7 Diseño del tanque de sedimentación primaria	77

CAPITULO 7: SISTEMA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

7.1 Introducción	79
7.2 El proceso de lodos activados	80
7.3 Microbiología y desarrollo bacterial	81

7.3.1 Crecimiento bacteria	83
7.3.2 Cinética del crecimiento bacterial	84
7.4 El reactor biológico	89
7.5 Análisis del proceso de lodos activados	91
7.6 Consideraciones de diseño y control	96
7.7 Influencia del tanque de sedimentación secundaria	102
7.8 Diseño del tanque de sedimentación secundaria	106
7.9 Recapitulación	108

CAPITULO 8: DESCRIPCION DEL MODELO

8.1 Introducción	109
8.2 Conceptos auxiliares	111
8.3 Componentes	113
8.4 Propiedades Físicas	115
8.5 Conectividad del diagrama de flujo	118
8.6 Corrientes de alimentación	119
8.7 Etapa de Amortiguamiento del Flujo	121
8.8 Etapa de Sedimentación Primaria	125
8.9 Etapa de Tratamiento Biológico	128
8.9.1 Reactor Biológico	128
8.9.2 Tanque de sedimentación secundaria	133
8.9.2 Separador de lodo y parámetros generales	134
8.10 Recapitulación	137

CAPITULO 9: RESULTADOS Y CONCLUSIONES	
9.1	Introducción 138
9.2	Etapa de Amortiguamiento del Flujo 139
9.3	Etapa de Sedimentación Primaria 143
t 9.4	Etapa de Tratamiento Biológico 149
9.5	Conclusiones y recomendaciones finales 159
APENDICE A:	SUBROUTINA USRVAM 161
APENDICE B:	SUBROUTINA USRTSP 167
APENDICE C:	SUBROUTINA USRCIN 173
APENDICE D:	CODIGO DE ENTRADA 176
REFERENCIAS 190

"Verba volant, scripta manent."

LISTA DE FIGURAS

<u>Figura</u>	<u>Página</u>
2.1.- Modo de Diseño vs. Modo de Simulación	11
3.1.- Curva DBO	28
6.1.- Columna de asentamiento de laboratorio para la determinación de los parámetros de diseño en un tanque de sedimentación primaria [Horan, 1991] . .	66
6.2.- Curvas de isorremoción para el análisis de los datos obtenidos en una columna de asentamiento . .	69
6.3.- Gráfica del porcentaje de remoción de SS vs. tiempo para cada profundidad de muestreo	72
7.1.- Curva típica de crecimiento bacterial	83
7.2.- Diagrama esquemático de un sistema de tratamiento biológico de aguas residuales por medio de un proceso de lodos activados	91
8.1.- Diagrama de flujo para la planta de tratamiento de aguas residuales generado con ModelManager . .	118
9.1.- Variación del porcentaje de remoción de SS con el tiempo de detención	146
9.3.- Variación de la concentración de sustrato en el efluente con el volumen del reactor	155
9.4.- Influencia del tiempo de residencia celular medio en las concentraciones de sustrato remanente y de microorganismos en el reactor	158

LISTA DE TABLAS

<u>Tabla</u>	<u>Página</u>
3.1.- Composición típica del agua residual doméstica [adaptada de Metcalf & Eddy, Inc., 1991 y Davis y Cornwell, 1991]	42
6.1.- Matriz de remoción de Sólidos Suspendidos [Davis y Cornwell, 1991]	68
7.1.- Valores típicos de constantes cinéticas en el proceso de lodos activados para el agua residual doméstica [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]	95
9.1.- Resultados para el caso 1 de amortiguamiento	140
9.2.- Datos de Davis y Cornwell [1991] para el caso 2 de amortiguamiento	141
9.3.- Resultados para el caso 2 de amortiguamiento	142
9.4.- Matriz de remoción de SS para el caso 1 de sedimentación primaria	144
9.5.- Matriz de remoción de SS para el caso 2 de sedimentación primaria	144
9.6.- Resultados de la sedimentación primaria para los dos casos considerados	145
9.7.- Valores de variables y parámetros para el caso 1 de tratamiento biológico	150
9.8.- Resultados comparativos para el caso 1 de tratamiento biológico	152

9.9.- Valores de variables y parámetros para el caso 2 de tratamiento biológico	153
9.10.- Resultados comparativos para el caso 2 de tratamiento biológico	154
9.11.- Influencia del tiempo de residencia celular medio, θ_c , en el proceso de lodos activados . .	157

NOMENCLATURA

General

A	Agua almacenada en el tanque de amortiguamiento.
A_s	Area superficial del tanque de sedimentación primaria.
A_{ss}	Area superficial del tanque de sedimentación secundaria.
A/M	Relación alimento: microorganismos.
$C_{i,j}$	Concentración de SS a la i-ésima profundidad y al j-ésimo tiempo de muestreo en la prueba de asentamiento.
CS	Carga de SSLM que recibe el tanque de sedimentación secundaria.
C_0	Concentración inicial de SS en la prueba de asentamiento.
DBO	Demanda Bioquímica de Oxígeno.
DBO_u	DBO última.
DBO_5	DBO en un período de incubación de 5 días.
DQO	Demanda Química de Oxígeno.
DTO	Demanda Total de Oxígeno.
DTeO	Demanda Teórica de Oxígeno.
D_1	Oxígeno disuelto inicial de una muestra diluida en la determinación de la DBO.
D_2	Oxígeno disuelto final de una muestra diluida en la determinación de la DBO.

E	Eficiencia del proceso de lodos activados.
f	Factor de conversión de DBO a DBO _u .
h	Profundidad del tanque de sedimentación primaria.
h _c	Altura de la columna de asentamiento.
h _i *	Distancia a la que se han asentado las partículas en un intervalo de remoción.
IVL	Indice de Volumen de Lodo.
K _s	Constante de saturación o de velocidad media.
k	Constante de velocidad de remoción de DBO.
k _d	Coefficiente de decaimiento endógeno.
k _T	Constante de velocidad de remoción de DBO a la temperatura T.
k ₂₀	Constante de velocidad de remoción de DBO a 20 °C.
L _t	DBO remanente al tiempo t.
n	Número de períodos de tiempo que comprende el día en los datos de flujo para el amortiguamiento.
n _i	Número de intervalos de remoción.
P	Fracción volumétrica decimal de la muestra usada en la determinación de la DBO.
P _x	Cantidad neta de lodo activado producido diariamente en el proceso de lodos activados.
Q	Flujo de agua residual que entra al tanque de sedimentación primaria.
Q _d	Flujo de líquido en la corriente de lodo de desecho.
Q _c	Flujo de líquido clarificado saliendo del tanque de sedimentación secundaria.
Q _{ent}	Flujo de agua residual de entrada al tanque de

	amortiguamiento.
$Q_{ent,i}$	Flujo de agua residual de entrada al tanque de amortiguamiento en el i -ésimo período de tiempo.
Q_i	Flujo de agua residual entrando al tratamiento biológico.
Q_{prom}	Flujo promedio de entrada de agua residual al tanque de amortiguamiento.
Q_{sal}	Flujo de agua residual de salida del tanque de amortiguamiento.
R	Porcentaje de remoción de SS alcanzado en un tiempo dado.
R_i	Porcentaje de remoción que representa la i -ésima curva de isorremoción.
R_i^*	Porcentaje de remoción en el i -ésimo intervalo de remoción.
$R_{i,j}$	Porcentaje de SS que se han removido a la i -ésima profundidad y al j -ésimo tiempo de muestreo en la prueba de asentamiento.
R_0	Porcentaje de remoción inicial.
r	Relación de recirculación.
r_T	Velocidad de reacción a T °C.
r_c	Velocidad de crecimiento bacterial.
r_d	Velocidad de decaimiento endógeno.
r_{nc}	Velocidad neta de crecimiento bacterial.
r_{su}	Velocidad de utilización de sustrato.
r_{20}	Velocidad de reacción a 20 °C.
S	Concentración de sustrato en solución o saliendo del

	tratamiento biológico.
S_i	Concentración de sustrato en el influente al tratamiento biológico.
$S_{c,i}$	Concentración promedio de DBO de entrada al tanque de amortiguamiento del flujo en el i -ésimo período de tiempo.
$S_{s,i}$	Concentración promedio de DBO de salida del tanque de amortiguamiento del flujo en el i -ésimo período de tiempo.
SS	Sólidos Suspendedos.
SSLM	Sólidos Suspendedos en el Licor Mezclado.
$SSLM_r$	Concentración de SSLM en la corriente de recirculación de lodo activado al reactor biológico.
SSVLM	Sólidos Suspendedos Volátiles en el Licor Mezclado.
SSF	Sólidos Suspendedos Fijos.
SSV	Sólidos Suspendedos Volátiles.
ST	Sólidos Totales.
T	Temperatura.
t	Tiempo.
t_a	Tiempo requerido para que las partículas representadas por alguna línea de isorremoción se asienten la distancia h_c .
t_d	Tiempo de detención del agua residual en el tanque de sedimentación primaria.
U	Velocidad específica de utilización de sustrato.
V	Volumen del tanque de sedimentación primaria.
VA	Volumen de lodo asentado en la prueba de IVL.

$V_{e,i}$	Volumen de agua residual que entra al tanque de amortiguamiento en el i -ésimo período de tiempo.
V_r	Volumen del reactor biológico.
$V_{s,i}$	Volumen de agua residual que sale del tanque de amortiguamiento en el i -ésimo período de tiempo.
VP	Valor de Permanganato.
X	Concentración de biomasa bacterial o de microorganismos en el reactor biológico.
X_e	Concentración de microorganismos en el efluente del tratamiento biológico.
X_i	Concentración de microorganismos en el influente al tratamiento biológico.
X_r	Concentración de microorganismos en las corrientes de recirculación y de lodo de desecho.
Y	Coefficiente de rendimiento.
Y_{obs}	Rendimiento observado.
y	DBO ejercida a un tiempo dado.
z_i	Distancia media entre las líneas que definen un intervalo de remoción.

Nombres y Variables FORTRAN

A	Coefficiente estequiométrico de DESECHOS en la reacción hipotética de amortiguamiento.
AGUA	Identificador para el componente agua.
AIRE	Identificador para el componente aire.
AIRE1	Identificador para la corriente de alimentación de aire al tanque de amortiguamiento.

AIRE2	Identificador para la corriente de alimentación de oxígeno al reactor biológico.
AIRENT	Flujo molar de AIRE necesario en la etapa de amortiguamiento.
ALIMAR	Identificador para la corriente de alimentación a la planta.
ALIMREAC	Identificador para la corriente de alimentación al reactor biológico.
ALCALINI	Identificador para el componente alcalinidad.
ARCLTS	Area requerida para clarificación en el tanque de sedimentación secundaria.
AREA	Area superficial del tanque de sedimentación primaria.
ARESTS	Area requerida para espesamiento en el tanque de sedimentación secundaria.
B	Coefficiente estequiométrico de SSLM en la reacción hipotética de amortiguamiento.
C	Coefficiente estequiométrico de AIRE en la reacción hipotética de amortiguamiento.
CARGA	Carga orgánica aplicada al reactor biológico.
COEF1	Valor del coeficiente estequiométrico de DESECHOS en la reacción hipotética de amortiguamiento.
COEF2	Valor del coeficiente estequiométrico de AIRE en la reacción hipotética de amortiguamiento.
COEF3	Valor del coeficiente estequiométrico de SSLM en la reacción hipotética de amortiguamiento.
CMENT	Carga másica promedio de DBO de entrada al tanque de

	amortiguamiento.
CMSAL	Carga másica promedio de DBO de salida del tanque de amortiguamiento.
COEFOX	Coefficiente estequiométrico de OXIGENO en la reacción de degradación orgánica.
CONCAL	Concentración de ALCALINI en la corriente de alimentación a la planta.
CONCFO	Concentración de FOSFORO en la corriente de alimentación a la planta.
CONCN2	Concentración de NITROGEN en la corriente de alimentación a la planta.
CONCS	Concentración de DBO en la corriente de salida del reactor biológico.
CONCSI	Concentración de DBO en la corriente de alimentación al reactor biológico.
CSSI	Concentración inicial de SS utilizada en la prueba de asentamiento para la etapa de sedimentación primaria.
DBO	Identificador para el componente que representa la Demanda Bioquímica de Oxígeno.
DBOSAL	Flujo másico de DBO saliendo del tanque de amortiguamiento.
DESECHOS	Identificador para el componente hipotético que se alimenta a la planta.
DESENT	Flujo másico de DESECHOS alimentándose a la planta.
DSMAX	Volumen acumulado máximo en la etapa de amortiguamiento.

EFLUENTE Identificador para la corriente de efluente clarificado que sale del tanque de sedimentación secundaria.

ENMEZC Energía consumida en el mezclado en el tanque de amortiguamiento.

INVOLLO Índice de volumen de lodo.

EFPROC Eficiencia del proceso de lodos activados.

ENTREAC Sentencia para calcular SSVLM entrando al reactor.

ESPLODO Sentencia para determinar la operación del tanque de sedimentación secundaria.

FCDBOU Factor de conversión de DBO a DBO_u .

FIJARSS Especificación de diseño para fijar un grado de remoción de SS a alcanzar.

FIJTETAC Especificación de diseño para establecer un valor fijo de TETAC.

FLDBO1 Flujo másico de DBO en la alimentación al reactor biológico.

FLDBO2 Flujo másico de DBO en la corriente de salida del reactor biológico.

FLDBO3 Flujo másico de DBO en el efluente del tanque de sedimentación secundaria.

FLENAL Flujo másico de ALCALINI alimentándose a la planta.

FLENFO Flujo másico de FOSFORO alimentándose a la planta.

FLENN2 Flujo másico de NITROGEN alimentándose a la planta.

FLSSV1 Flujo másico de SSVLM en la alimentación al reactor biológico.

FLSSV2 Flujo másico de SSVLM en la corriente de salida del

reactor biológico.

FLSSV3 Flujo másico de SSVLM en el efluente del tanque de sedimentación secundaria.

FLSSV6 Flujo másico de SSVLM en corriente de lodo de desecho del tratamiento biológico.

FLUJOAM Identificador de la corriente de flujo amortiguado.

FLUSS1 Flujo másico de SSLM en la alimentación al reactor biológico.

FLUSS2 Flujo másico de SSLM en corriente de salida del reactor biológico.

FLUSS3 Flujo másico de SSLM en el efluente del tanque de sedimentación secundaria.

FLUTOT Sentencia para determinar la corriente de entrada al tanque de amortiguamiento y definir valores de los parámetros utilizados por el modelo.

FLUXLM Flux limitante de sólidos en el tanque de sedimentación secundaria.

FLVAG1 Flujo volumétrico de AGUA en la corriente de alimentación al reactor biológico.

FLVAG2 Flujo volumétrico de AGUA en la corriente de salida del reactor biológico.

FLVAG3 Flujo volumétrico de AGUA en el efluente del tanque de sedimentación secundaria.

FLVAG4 Flujo volumétrico de AGUA en la corriente de extracción de lodo del tanque de sedimentación secundaria.

FLVAG5 Flujo volumétrico de AGUA en la corriente de

	recirculación al reactor biológico.
FMAOX1	Flujo másico de OXIGENO que se alimenta al reactor biológico.
FMAOX2	Flujo másico de OXIGENO en la corriente de salida del reactor biológico.
FOSFORO	Identificador del componente fósforo.
FPROM	Flujo promedio de agua residual que sale del tanque de amortiguamiento del flujo.
FRAC1	Fracción másica del AGUA de entrada que sale en el efluente del tanque de sedimentación secundaria.
FRAC2	Fracción másica del DBO de entrada que sale en el efluente del tanque de sedimentación secundaria.
FRAC3	Fracción másica del SSLM de entrada que sale en el efluente del tanque de sedimentación secundaria.
FRAC4	Fracción másica del SSVLM de entrada que sale en el efluente del tanque de sedimentación secundaria.
FRADEG	Fracción degradable de los SS en la etapa de sedimentación primaria.
FRASSV	Fracción volátil de SSLM en la etapa de tratamiento biológico.
FS	Factor de seguridad del volumen de amortiguamiento.
FST	Factor de seguridad del tiempo de retención en la sedimentación primaria.
FSV	Factor de seguridad de la velocidad de desborde en la sedimentación primaria.
FVOLAG	Flujo promedio de agua residual que sale del tanque de amortiguamiento.

H	Altura de la columna de asentamiento.
LODOACT	Identificador para la corriente de lodo activado que sale del reactor biológico.
LODODES	Identificador para la corriente de lodo de desecho del tratamiento biológico.
LODOPRIM	Identificador para la corriente de lodo primario que sale del tanque de sedimentación primaria.
LODOSEC	Identificador para la corriente de extracción de lodo del tanque de sedimentación secundaria.
LODYOXI	Sentencia para determinar el oxígeno alimentado al reactor biológico.
NITROGEN	Identificador para el componente nitrógeno.
OXIDIS	Concentración de oxígeno disuelto remanente en el tratamiento biológico.
OXIEXC	Cantidad de OXIGENO remanente después de la degradación orgánica.
OXIGENO	Identificador para el componente oxígeno.
OXIRXN	Cantidad de OXIGENO consumido en la reacción de degradación orgánica.
PARTRABI	Sentencia para calcular los parámetros del tratamiento biológico.
PROF	Profundidad del tanque de sedimentación primaria.
PX	Cantidad neta de lodo activado producido.
R	Porcentaje de remoción de SS en la sedimentación primaria.
RDBO	Fracción de DBO removida en la sedimentación primaria.

REACTOR Identificador para el reactor biológico.
 REMSS Sentencia para calcular la operación del tanque de sedimentación primaria.
 RESAM Sentencia para reportar los resultados de la amortiguamiento.
 RESTRABI Sentencia para reportar los resultados del tratamiento biológico.
 RECIRC Identificador para la corriente de recirculación al reactor biológico.
 RELAM Relación alimento: microorganismos.
 RELREC Relación de recirculación.
 RENDIM Coeficiente de rendimiento.
 REQAIR Requerimiento unitario de aire en la etapa de amortiguamiento.
 REQMEZ Requerimiento unitario de energía para el mezclado en la etapa de amortiguamiento.
 RNC Velocidad neta de crecimiento de los microorganismos.
 RSU Velocidad de utilización de sustrato.
 RSS Fracción de SSLM removida en la sedimentación primaria.
 RXNAM Sentencia para calcular la operación de la etapa de amortiguamiento del flujo.
 SALREAC Sentencia para determinar SSLM en la corriente de salida del reactor biológico.
 SEDPRIM Identificador para el tanque de sedimentación primaria.

SEDSEC	Identificador para el tanque de sedimentación secundaria.
SEPLODO	Identificador para el separador del lodo de desecho.
SOLEFL	Concentración de SSLM esperada en el efluente de la etapa de tratamiento biológico.
SSLM	Identificador para el componente que representa los Sólidos Suspendedos.
SSLMR	Concentración de SSLM en la corriente de recirculación de lodo activado al reactor biológico.
SSSAL	Flujo másico de SSLM entrando a la etapa de sedimentación primaria.
SSVLM	Identificador para el componente que representa los SSV.
TANQAM	Identificador para el tanque de amortiguamiento.
TETAC	Tiempo de residencia celular medio.
TETAH	Tiempo de retención hidráulica en el reactor.
TR	Tiempo de retención para la sedimentación primaria.
TRET	Tiempo de retención afectado por FST en la sedimentación primaria.
UESPEC	Velocidad específica de utilización de sustrato.
VD	Velocidad de desborde en el tanque de sedimentación primaria.
VDES	Velocidad de desborde afectada por FSV en la sedimentación primaria.
VDESTS	Velocidad de desborde en el tanque de sedimentación secundaria.
VELASM	Velocidad de asentamiento de SS en el tanque de

	sedimentación secundaria.
VOL	Volumen del tanque de sedimentación primaria.
VOLAM	Volumen de amortiguamiento requerido.
VOLREA	Volumen del reactor biológico.
YOBS	Rendimiento observado.

Símbolos GRIEGOS

ΔA_i	Volumen de agua residual que se almacena en el tanque de amortiguamiento durante el i-ésimo período de tiempo.
ΔA_j	Volumen de agua residual que se ha acumulado en el tanque de amortiguamiento al j-ésimo período de tiempo.
ΔR_i	Diferencia fraccional entre las dos curvas de isorremoción que definen un intervalo de remoción.
μ	Velocidad específica de crecimiento.
μ_m	Velocidad específica de crecimiento máximo.
θ_c	Tiempo de residencia celular medio.
θ_h	Tiempo de detención hidráulica en el reactor biológico.
θ_1	Coefficiente de temperatura para la constante de velocidad de remoción de DBO.
θ_2	Coefficiente de actividad de temperatura para la velocidad neta de crecimiento bacterial.
v_a	Velocidad promedio de asentamiento de partícula.
v_d	Velocidad de desborde.

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo no habría sido posible sin el apoyo de las siguientes instituciones, de quienes estoy sinceramente agradecido:

- Instituto Tecnológico de Celaya, particularmente al Departamento de Ingeniería Química, por la oportunidad de ser partícipe en su programa de Maestría y obtener con ello una mayor preparación técnica y humanística.
- Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, por el financiamiento del programa y, de este modo, por el impulso a la formación de profesionistas más preparados.
- Dirección General de Institutos Tecnológicos, por el apoyo económico brindado.
- Aspen Technology, Inc., por la posibilidad de utilizar el simulador de procesos ASPEN PLUS e involucrarme en esta tecnología cada vez más importante.
- EQUINOX, S.A. DE C.V., por cobijarme en el epílogo de esta aventura.

Quiero, por otro lado, agradecer a gran cantidad de personas que han estado conmigo y me han apoyado de diferentes maneras y en diferentes momentos:

A mi asesor, Dr. Alejandro Gómez Muñoz, por su confianza, por su paciencia y, principalmente, por su sapiencia en la dirección de este trabajo.

A mis profesores, porque me dieron siempre más que sólo

conocimientos: Alejandro Gómez M., J. Alberto Ochoa T., Arturo Jiménez G., Pedro A. Quintana H., Gloria Ma. Martínez G. y J. Antonio Rocha U.. Por su camaradería y amistad a los doctores: A. Ochoa, Pedro Quintana, Toño Rocha, Gustavo Iglesias, Richart Vásquez, Javier Alvarado y Fernando Tiscareño.

Al excelente cuerpo secretarial del departamento, por todas sus atenciones: Lety, Julia, Gloria, Eréndira y Silvia.

A todos mis compañeros del posgrado en todo este tiempo: a los que han pasado, a los que siguen y a los que llegan, por todas las cosas que en su momento hemos compartido.

A todos aquellos amigos aquí he encontrado y con quienes he vivido esos grandes momentos que han hecho de esta aventura algo realmente inolvidable: Domingo, Hugo, Abel, Javier, Martín, Agustín, Adriana, Roos, Santos, A. Montoy, Carlos, Chuy, Amauri, Martín T., Canchola, Archi, Leonardo, Gaspar, Botello, Roberto, Misael, Chava, Arturo, José Luis, Vicente, Yalí, Desirée, Huguín, Héctor, Eusebio, Alejandro, Chucho, Vero, Fer, Omar, Felipe, Mata, Elvia, Elim, Cuca, Tejas, Ana, Medardo, Angel, Juan, Marcos, Armando, Angélica, Alfonso y muchos más cuyos nombre escapan en este momento a mi memoria.

No puedo pasar por alto el agradecer todas las cosas que encontré aquí y que hicieron del programa de posgrado todo un suceso digno de recordar: los eventos de los viernes (cáscaras, estrenos, reuniones culturales, tours, etc.), las bienvenidas, las discusiones, las tareas, el fútbol de los entrópicos, las noches bohemias, las serenatas, etc.

A quien leyere, *ipso facto*.

CAPITULO 1

INTRODUCCION

1.1 Alcance y objetivo

Este trabajo tiene como objetivo central el desarrollo de un modelo para simular y analizar el proceso de tratamiento de aguas residuales por medio de un sistema de lodos activados. Aunque ya se ha publicado un modelo para este problema [Farag *et al*, 1990], este trabajo presenta una perspectiva diferente. La concepción del modelo tiene mucho que ver con la forma en que este tipo de problemas se atacan normalmente, principalmente desde el punto de vista del diseño.

El sistema de tratamiento modelado incluye las etapas de amortiguamiento u homogeneización del flujo, sedimentación primaria y tratamiento biológico. El modelo está orientado al tratamiento de aguas residuales domésticas, aunque, con algunas modificaciones, podría aplicarse para aguas residuales de origen industrial. En las etapas de tratamiento primario y secundario pueden realizarse diversos tipos de estudios que involucren las variables más importantes del proceso, es decir, el modelo es flexible.

Para llevar a cabo este trabajo se utilizó como plataforma el simulador de procesos ASPEN PLUS, adecuado para modelar un proceso de las características poco convencionales como lo es el del tratamiento de aguas residuales.

En las secciones siguientes se analiza el contexto global

en el que se enmarca el problema abordado. De este modo se pretende que el lector valore en su justa dimensión la posible trascendencia de este trabajo.

1.2 Un sucio problema

De acuerdo con la Enciclopedia Universal Ilustrada Espasa-Calpe, contaminar es: (Etim.- Del latín *contaminare*, formado por *cum*, con y *taminare*, manchar) Penetrar la inmundicia un cuerpo causando en él manchas y mal olor. ||Contagiar, infectar, apestar. Esta definición es perfectamente aplicable a la situación que afecta al medio ambiente.

En un estado natural, las formas vivientes de nuestro planeta viven en equilibrio con su medio ambiente. Sin embargo, cuando los desechos de dichas especies invaden dicho medio ambiente se presenta la contaminación. Pero este problema no es reciente; de hecho puede decirse que ha existido siempre. Al principio, los efectos de las acciones contaminantes eran fácilmente asimilados por la naturaleza y su repercusión no era perceptible. Sin embargo, a medida que los grupos humanos se organizaron en grupos cada vez más grandes y más estables, los efectos de la contaminación comenzaron a ser significantes y a representar riesgos para la población, tal como sucedió con las grandes epidemias de cólera y fiebre amarilla que asolaron Europa en diversas ocasiones. Con el advenimiento de la revolución industrial se

crearon nuevas actitudes, como resultado de necesidades adquiridas en función de una mejor forma de vida, más allá de la satisfacción de las necesidades esenciales. Esta tendencia ha prevalecido desde entonces formando ahora parte substancial de nuestra sociedad. La satisfacción de estas necesidades adquiridas involucra nuevas formas de contaminación, pues para satisfacerlas se requieren elementos que deben ser procesados, manufacturados o refinados y cuya producción, distribución y uso resulta en residuos más complejos, muchos de los cuales no son fácilmente asimilados por el medio ambiente.

1.3 La contaminación del agua

De las diferentes formas de contaminación, aquella que se refiere al agua es quizá la más preocupante, dada la tremenda importancia que ésta representa para el desarrollo y sostenimiento de la vida en nuestro planeta. A pesar de que el agua es uno de los compuestos más abundantes en la naturaleza, cubriendo tres cuartas partes de la superficie de la Tierra, sólo un 0.62% de este total está disponible en forma de ríos, lagos y depósitos subterráneos, para cubrir las necesidades de los humanos [Peavy *et al*, 1986]. Estas necesidades se resumen en: abastecimiento de agua potable para núcleos poblacionales, soporte para el desarrollo de la vida acuática y con fines agrícolas e industriales principalmente [Horan, 1991].

Todas las actividades producen algún tipo de desecho sólido y/o líquido. La porción líquida se conoce como agua de

desecho y es, esencialmente, el agua suministrada después de haber sido contaminada por una gran variedad de usos. Además, frecuentemente la propia agua se usa como vehículo de arrastre para estas aguas de desecho, formando así lo que se conoce como aguas residuales. Así, desde el punto de vista de su generación, las aguas residuales pueden definirse como una combinación de desechos líquidos y otros desechos arrastrados por el agua y que provienen de casas, instituciones públicas y establecimientos comerciales e industriales junto con aguas del subsuelo, superficiales y pluviales que puedan también estar presentes. Si se permite que las aguas residuales sin tratar se acumulen, la descomposición del material orgánico que contiene puede llevar a la producción de grandes cantidades de gases malolientes además de que normalmente contienen numerosos microorganismos patógenos causantes de enfermedades y otros compuestos tóxicos que pueden representar peligro para la comunidad. Por otro lado, las aguas residuales contienen también nutrientes que pueden estimular el crecimiento de plantas acuáticas indeseables. Por estas razones, la remoción de las aguas residuales, su tratamiento y la disposición de los desechos es no sólo recomendable, sino también necesario en toda sociedad moderna. Una vez tratadas, las aguas residuales deben finalmente regresarse a cuerpos receptores o a la tierra para incorporarse al ciclo hidrológico. La decisión sobre qué contaminantes deben removerse y en qué extensión debe considerarse específicamente

para cada caso. Para esto es necesario un análisis de las condiciones y necesidades locales o particulares, además de la aplicación del conocimiento científico y el juicio ingenieril basados en experiencias pasadas, así como la consideración de las exigencias y regulaciones de carácter legal. Es en esta etapa donde el papel del ingeniero químico puede ser trascendente.

1.4 El papel del ingeniero químico

Tradicionalmente el diseño y operación de sistemas de tratamiento de aguas residuales ha sido llevado a cabo por la ingeniería ambiental, una rama derivada de la ingeniería civil. Sin embargo, en la actualidad parece existir una tendencia a considerar al tratamiento de aguas residuales como una responsabilidad para la ingeniería química, sobre todo en la industria de procesos. La razón principal de esta situación es de naturaleza económica, pues el costo del tratamiento puede ser en algunos casos el principal en las plantas [McLaughlin *et al*, 1992]. Además, puesto que estas aguas residuales se originan en los procesos, parece razonable incluir la generación y disposición del material de desecho en un esquema global de la planta, tarea encomendada a la ingeniería de procesos o ingeniería química. Por otro lado, dada la naturaleza constitutiva de las aguas residuales y de los equipos de tratamiento, el ingeniero químico está técnicamente capacitado para resolver los problemas que se

presenten en esta área y los derivados como resultado de la operación eficiente de un sistema de tratamiento.

En la inteligencia de que la ingeniería química es la disciplina ingenieril más preparada para involucrarse con el tratamiento de las aguas residuales, se abre entonces una perspectiva sumamente interesante y aparecen así diferentes y variadas opciones para atacar el problema, pues la ingeniería química y de procesos cuenta con una herramienta muy poderosa en su favor: la simulación de procesos (capítulo 2).

1.5 Descripción del trabajo

La información en este trabajo se presenta de forma secuencial, es decir, cada capítulo sigue una secuencia lógica de acuerdo a el o los capítulos precedentes. Por otro lado, cada capítulo trata un tema en concreto, de tal forma que el lector interesado en dicho tema deberá remitirse al capítulo correspondiente. El contenido de los primeros capítulos tiene un propósito introductorio, y así, puede omitirse su estudio.

El capítulo 2 trata brevemente el tema de la simulación de procesos y sirve como preámbulo para atacar propiamente el objetivo central de este trabajo: la simulación de procesos de tratamiento de aguas residuales. No se profundiza en cada uno de los tópicos que se cubren; el hacerlo extendería demasiado el contenido de este trabajo.

En el capítulo 3 se efectúa una rápida revisión de las características de las aguas residuales, mientras que en el

capítulo 4 se hace lo propio con los métodos de tratamiento de las mismas. Esta información sirve de base para la definición del modelo que se desarrolla.

Con el capítulo 5 se inicia la descripción de cada una de las etapas de tratamiento que involucra el modelo. La etapa de amortiguamiento del flujo es la primera de estas etapas. Aquí se analiza el objetivo y se describe el método de cálculo de los requisitos de almacenamiento para un problema dado.

El capítulo 6 presenta el tema de la sedimentación primaria con su revisión teórica, descripción del método de cálculo y análisis de su importancia en todo el proceso.

Por su parte, el capítulo 7 contiene el tema del sistema de tratamiento biológico. Se incluye un análisis en detalle del proceso de lodos activados que es el utilizado en este trabajo.

El capítulo 8 constituye propiamente el "corazón" de este trabajo, ya que contiene la descripción y análisis del modelo desarrollado como objetivo central de este trabajo. La descripción se presenta en términos del simulador ASPEN PLUS.

Finalmente, en el capítulo 9 se presenta la validación del funcionamiento de las etapas de tratamiento contempladas en el modelo, mediante la obtención y comparación de resultados, así como estudios paramétricos involucrando diversas variables. Se concluye este capítulo con las conclusiones y recomendaciones finales que dan término a este trabajo.

CAPITULO 2

SIMULACION DE PROCESOS

2.1 Introducción

La simulación de procesos puede definirse como la representación de un proceso por medio de un modelo matemático que se resuelve para obtener información sobre el funcionamiento de dicho proceso. El modelo matemático da origen a un programa de cómputo al cual se le conoce como programa de simulación de un proceso o más generalmente, simulador de procesos [Motard et al, 1975]. La simulación de procesos no constituye una ciencia aparte, es más bien una técnica que proporciona al ingeniero la capacidad de evaluar alternativas en forma detallada y completa evitando los cálculos manuales del pasado. Como una técnica no puede sustituir el juicio ingenieril: el ingeniero debe tomar decisiones básicas y fundamentales de procesos e inclusive especificar las variables independientes del mismo. El tiempo que se ahorra en los cálculos puede dedicarse a plantear alternativas diversas y realizar análisis adicionales para fortalecer el estudio del proceso.

Como es lógico pensar, el desarrollo de la simulación de procesos ha seguido una trayectoria paralela a la evolución de los equipos de cómputo, a las técnicas de programación y al desarrollo de algoritmos numéricos. Así, poco a poco se han presentado intentos serios por elaborar sistemas de simulación

de procesos cada vez más completos y con mayores alcances. En la actualidad la simulación de procesos es una herramienta usada rutinariamente en la ingeniería química y de procesos.

2.2 Clasificación

Los programas para simulación de procesos pueden clasificarse de acuerdo a su estructura y a sus posibles usos en: programas de simulación para un proceso específico y programas de simulación para usos generales. El simulador de procesos específico es un programa preparado para simular un proceso particular con características fijas. Tal programa puede resolverse eficientemente usando técnicas numéricas que pueden resultar sofisticadas pero que tratan a la simulación como un problema matemático en donde las restricciones y ecuaciones están completamente definidas. Las ventajas que pueden desprenderse de un simulador de procesos específico son: tiempos de cálculo relativamente cortos, bajos requisitos de capacidad, mínimos datos de entrada y aceleradores de convergencia muy específicos. La principal desventaja de este tipo de simulador es su falta de flexibilidad, es decir, la capacidad para evaluar con rapidez y facilidad los cambios en el proceso.

Un simulador de procesos para usos generales tiene la ventaja de ser muy flexible al considerar diversas alternativas de procesos. Sus desventajas incluyen tiempos de cálculo relativamente largos, más costoso, más problemático en

cuestiones de convergencia y mayor cantidad de datos de entrada. A pesar de sus desventajas, la utilidad del simulador de procesos para usos generales, en un contexto global de la ingeniería química, resulta obvia. Por ello en lo sucesivo cualquier referencia a un simulador de procesos significa un simulador de procesos para usos generales.

Por otro lado, la simulación de procesos puede tomar dos formas principales: simulación de procesos en estado estable y simulación dinámica de procesos. En el último caso debe considerarse la operación variante con el tiempo del proceso en cuestión, mientras que para la simulación de procesos en estado estable la operación transiente es eliminada. Por supuesto, el incluir la variable tiempo complica computacionalmente la solución de un modelo. Este problema, sin embargo, ha venido a menos en virtud del desarrollo de nuevos y más potentes algoritmos numéricos, lo que ha propiciado la aparición de algunos simuladores dinámicos tales como SPEEDUP [Fouhy, 1991; Winter, 1992]. Aunque los simuladores en estado estable son los más extendidos, la tendencia ahora es ampliar éstos para incluir capacidades dinámicas o bien desarrollar nuevos simuladores dinámicos [Biegler, 1989].

2.3 Simulación y diseño

Conceptualmente la simulación se lleva a cabo por un modo de análisis, también identificado como modo de funcionamiento o de simulación simplemente. Bajo este esquema, todas las

entradas a un sistema, así como los parámetros de diseño que lo definen, deben especificarse (Figura 2.1b). Con esta información, el simulador calcula las salidas del sistema. Sin embargo, es muy frecuente la necesidad de utilizar el simulador con fines de diseño, es decir, situaciones en las que se deseen conocer valores de entrada y/o parámetros de diseño a partir de salidas esperadas (Figura 2.1a).

El cálculo por el modo de análisis es más estable numéricamente que el modo de diseño, sin embargo, en la ingeniería de procesos se requiere con más frecuencia usar el modo de diseño. Este dilema se resuelve generalmente atacando los problemas de diseño por medio de simulación iterativa. Por esta razón, la mayoría de los simuladores de procesos usan el modo de simulación o análisis [Husain, 1986].

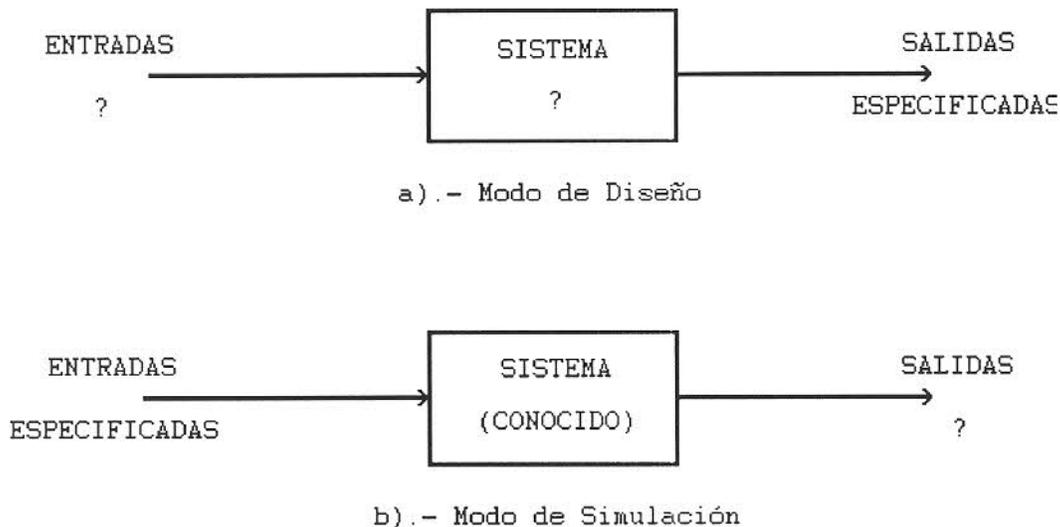


Figura 2.1.- Modo de Diseño vs. Modo de Simulación

2.4 Estrategias de Solución

La forma en que un problema de simulación se resuelve ha seguido históricamente varias estrategias [Westerberg et al, 1979]. Estas estrategias de solución se discuten brevemente en esta sección.

2.4.1 Estrategia Modular Secuencial

Como su nombre lo indica, esta estrategia de solución involucra dos conceptos muy importantes. El término modular significa que todas las ecuaciones, condiciones y procedimientos de solución de cada unidad de proceso se agrupan en un "módulo". De esta forma, el módulo puede resolverse para calcular los valores correspondientes de salida dadas las condiciones de entrada y los parámetros de la unidad de proceso en cuestión, sin importar ni el origen ni el destino de la información. El tener las unidades de proceso agrupadas en módulos unitarios permite tener una librería de módulos que a su vez puede usarse para simular una gran variedad de esquemas en un diagrama de flujo de proceso.

Por su parte, el término secuencial se refiere a la manera en que los cálculos se llevan a cabo en un diagrama de flujo de proceso. Este diagrama de proceso debe estar bien definido, es decir, deben conocerse las entradas, los parámetros de los módulos y la conectividad entre ellos. La solución inicia con la alimentación, continuando secuencialmente módulo a módulo hasta la obtención de los productos finales o corrientes de salida. En muchos casos será

necesario considerar corrientes de recirculación. En estos casos es preciso identificar corrientes de desacoplamiento, es decir, suponer valores de algunas variables asociadas con estas corrientes y establecer un procedimiento iterativo que finalmente llegue a un nivel de convergencia aceptable para los valores de dichas variables.

2.4.2 Estrategia Modular Simultánea

En esta estrategia, los módulos unitarios son los mismos que para la estrategia modular secuencial donde las salidas se calculan a partir de entradas definidas y parámetros de equipo especificados. Sin embargo, en ésta debe desarrollarse un módulo adicional que relacione aproximadamente cada valor de salida con una combinación lineal de todos los valores de entrada. La forma lineal de dicha combinación debe mantener un compromiso entre el esfuerzo que se requiera para determinar los parámetros que definan la relación y la precisión necesaria para obtener la solución. La presencia del módulo adicional hace necesario un procedimiento de solución simultánea [Umeda y Nishio, 1972; Rosen, 1980].

Cada una de las estrategias modulares han encontrado éxito en diversos tipos de problemas [Husain, 1986], sin embargo, la simplicidad matemática y la facilidad de aplicación que la estrategia secuencial involucra, respecto a la simultánea, han promovido su preferencia. Así, la mayoría de los simuladores de procesos comerciales en uso actualmente la aplican como su estrategia de solución [Biegler, 1989].

2.4.3 Estrategia Orientada a Ecuaciones

Esta estrategia plantea una solución completamente diferente a la modular. En lugar de definir módulos, el modelo matemático de un proceso completo se organiza y se maneja como un gran conjunto de ecuaciones que representan la totalidad de dicho proceso. Todas estas ecuaciones, sin importar lo que representan específicamente, se resuelven por medio de algún algoritmo numérico y comúnmente de forma simultánea. Por supuesto, el esfuerzo matemático que implica esta estrategia es considerable y puede resultar muy tedioso. Aun cuando esta estrategia resulta más apropiada para la solución de problemas que involucran ciclos de recirculación y estudios de diseño adicionales, la complejidad matemática involucrada ha limitado su aplicabilidad en problemas muy grandes. Sin embargo, el desarrollo de algoritmos numéricos más poderosos y la disponibilidad de equipos de cómputo más capaces ha favorecido, y lo sigue haciendo, el desarrollo de esta estrategia, de tal forma que en la actualidad algunos simuladores de procesos comerciales la están aplicando [Biegler, 1989].

Si bien es cierto que en los simuladores de procesos comerciales disponibles actualmente se define una estrategia base de solución, también es cierto que es muy factible encontrar procedimientos numéricos u otras características comunes con el objetivo de ofrecer mejores y más rápidas soluciones. En el mercado existen una gran variedad de simuladores de procesos de distintas capacidades y

características. Entre los más importantes están: CHEMCAD, DESIGN II, PROCESS, HYSIM y ASPEN PLUS. Por su fundamental importancia en este trabajo, éste último se tratará en la siguiente sección.

2.5 ASPEN PLUS

El simulador de procesos ASPEN PLUS surge como resultado de un proyecto denominado ASPEN (Advanced System for Process ENgineering) llevado a cabo por iniciativa del Departamento de Energía de los Estados Unidos a fines de los 70s y principios de los 80s. La idea original del proyecto ASPEN fue desarrollar un simulador de procesos que extendiera la tecnología de simulación de procesos para abarcar un rango mucho más amplio de procesos, incluyendo aquellos procesos que involucrasen sólidos. El objetivo fue el de utilizarlo para optimizar los procesos de conversión de energía fósil con la finalidad de su ahorro y conservación [Gallier *et al*, 1980; Evans *et al*, 1979]. El proyecto se desarrolló en el Instituto de Tecnología de Massachusetts por un numeroso equipo de investigadores e ingenieros. Al concluir su trabajo, de este equipo surgió una compañía que puso en el mercado el simulador de procesos ASPEN PLUS, derivado del proyecto ASPEN.

ASPEN PLUS es un simulador modular secuencial que incluye algunas características de simultaneidad principalmente en las opciones de convergencia. Aunque en la actualidad existen en el mercado una gran variedad de simuladores de procesos, ASPEN PLUS mantiene cierta hegemonía. Entre las características más

notorias que lo hacen más poderoso están:

- La capacidad para manejar compuestos sólidos.
- La posibilidad de manejar sistemas electrolíticos o iónicos.
- Flexibilidad para incluir nuevos modelos de propiedades físicas y/o nuevos modelos de operaciones unitarias, así como cinéticas de reacción o subrutinas de usuario.
- Tiene un gran número de modelos de operaciones unitarias que comprenden desde las más comunes en cualquier planta química hasta otras muy específicas.
- Puede manejar múltiples corrientes de recirculación y es capaz de converger sobre cualquier variable.
- Sus modelos de propiedades físicas abarcan una enorme gama de condiciones y tipos de sistemas químicos.
- Es capaz de efectuar estudios de optimización, de sensibilidad, así como casos de estudio además de especificaciones de diseño y bloques de control.
- Incluye la posibilidad de estimar costos de capital, costos de operación, costos de mantenimiento, así como efectuar análisis preliminares de rentabilidad.

Estas características hacen de ASPEN PLUS el simulador más adecuado para desarrollar el modelo que se persigue como objetivo central de este trabajo.

Para simular un proceso es necesario conocerlo con suficiente detalle, por lo que resulta muy importante analizar el problema que se desea simular. Los capítulos siguientes ayudarán a llevar a cabo esta tarea.

CAPITULO 3

CARACTERISTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES

3.1 Introducción

Las aguas residuales son principalmente las aguas de abastecimiento de una población después de haber sido contaminadas por diversos usos. Considerando su origen, puede decirse que resultan de la combinación de los líquidos o desechos arrastrados por el agua y que se originan en casas habitación, establecimientos comerciales e industriales, otras instituciones y aguas subterráneas, superficiales o de precipitaciones que puedan agregarse.

Es común clasificar a las aguas residuales en industriales y domésticas o municipales. Las industriales son aquellas provenientes de los procesos industriales, mientras que las domésticas provienen de casas habitación, instituciones y establecimientos comerciales.

Las aguas residuales se caracterizan en términos de su composición física, química y biológica. Cada una de las características o constituyentes de las aguas residuales se origina debido a una gran variedad de usos y diversidad de fuentes y están fuertemente relacionadas entre ellas.

Los métodos analíticos que se usan para caracterizar las aguas residuales varían desde las determinaciones físicas y biológicas más cualitativas hasta las determinaciones químicas cuantitativas más precisas. Los métodos cuantitativos de

análisis pueden ser gravimétricos, volumétricos o fisicoquímicos, incluyendo los modernos y complejos métodos de análisis instrumental. Es importante expresar los resultados de los análisis en términos de unidades físicas y químicas de medición que sean comprensibles. De este modo, los parámetros químicos se expresan comúnmente en miligramos por litro (mg/L) o gramos por metro cúbico (g/m³), que también se expresan como partes por millón (ppm). Los gases desprendidos como subproductos de la descomposición orgánica se expresan en litros (L) y metros cúbicos (m³). Por otro lado, los parámetros físicos y biológicos se expresan en unidades diferentes; el tiempo implícito en las expresiones y constantes de velocidad de reacción se expresa en días (d).

3.2 Características Físicas

La característica física más importante de las aguas residuales es su contenido total de sólidos el cual se compone de materia flotante, materia sedimentable, materia coloidal y materia en solución. Otras características importantes incluyen: olor, temperatura, color y turbidez.

3.2.1 Sólidos

Los sólidos de las aguas residuales pueden ser orgánicos o inorgánicos. Los sólidos orgánicos son, en general, de origen animal o vegetal e incluyen los productos de desecho de la vida animal y vegetal, la materia animal muerta y organismos o tejidos vegetales, aunque también pueden incluir

compuestos orgánicos sintéticos. Son sustancias que contienen carbono, hidrógeno y oxígeno, pudiendo algunas estar combinadas con nitrógeno, azufre o fósforo. Los grupos principales son las proteínas, los carbohidratos y las grasas, junto con los productos de descomposición. Están sujetos a degradación o descomposición por la actividad de las bacterias y otros organismos vivos y, además, son combustibles.

Por otro lado, los sólidos inorgánicos son generalmente menores en cantidad y se refieren al contenido mineral en las aguas residuales. Su contenido aumenta a medida que se incrementa el número de formaciones geológicas con las que el agua entra en contacto y también debido a las aguas residuales que se descarguen sin tratar.

Analíticamente, el contenido total de sólidos de un agua residual se define como toda la materia que queda como residuo después de evaporación a 103-105°C. Asimismo, los sólidos sedimentables son aquellos sólidos que se asentarán en el fondo de un contenedor en forma de cono en un período de 60 minutos [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. Los sólidos totales pueden clasificarse adicionalmente como filtrables y no filtrables, haciendo pasar un volumen conocido de líquido a través de un filtro. La fracción de sólidos filtrables consiste de sólidos coloidales y disueltos. La fracción coloidal está compuesta de partículas de materia con un tamaño aproximado de 0.001 a 1 μm , mientras que los sólidos disueltos consisten de moléculas orgánicas e inorgánicas además de iones presentes en solución. La fracción coloidal no puede removerse

por sedimentación, por lo que se requiere oxidación biológica o coagulación seguida de sedimentación.

Cada una de las categorías de sólidos puede clasificarse adicionalmente sobre la base de su volatilidad a $550 \pm 50^\circ\text{C}$. La fracción orgánica se oxidará y disipará como gas mientras la fracción inorgánica quedará como cenizas. De este modo, los términos Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV) y Sólidos Suspendidos Fijos (SSF) se refieren, respectivamente, al contenido orgánico e inorgánico de los Sólidos Suspendidos (SS). Esta característica resulta sumamente conveniente en la realización de este trabajo, como habrá de discutirse en su oportunidad.

3.2.2 Otras características físicas importantes

Los olores en las aguas residuales domésticas generalmente son causados por gases producidos durante la descomposición de materia orgánica o por otras sustancias añadidas a la misma. Las aguas residuales frescas tienen un olor distintivo y un poco desagradable. A medida que transcurre el tiempo, el olor se convierte en un hedor que paulatinamente se agrava hasta llegar a adquirir características sépticas, debidas principalmente al sulfuro de hidrógeno generado en la descomposición.

La temperatura es uno de los parámetros de mayor importancia debido principalmente a su efecto en reacciones químicas y velocidades de reacción, vida acuática y posibilidades de uso benéfico del agua, solubilidad de gases,

etc. La temperatura del agua residual es normalmente mayor que la del agua de suministro debido a la adición de agua caliente resultado de actividades diversas de la comunidad. Dependiendo de la localización geográfica, la temperatura media anual del agua residual varía de 10 a 21.1°C; 15.6°C es un valor representativo [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. Las altas temperaturas pueden fomentar el crecimiento de plantas acuáticas indeseables y disminuir la viabilidad de microorganismos importantes en el tratamiento. Las temperaturas óptimas para la actividad bacterial varían entre 25 y 35°C.

El agua residual fresca tiene un color café grisáceo; sin embargo, con el paso del tiempo y el desarrollo de condiciones anaerobias, el color cambia secuencialmente de gris a gris oscuro y finalmente a negro. Cuando el color es negro, el agua residual suele llamarse séptica. En la mayoría de los casos, los colores gris, gris oscuro y negro se deben a la formación de sulfuros metálicos que se forman a medida que el sulfuro producido bajo condiciones anaerobias reacciona con los metales en el agua residual.

La turbidez es una medida de la extensión a la cual la luz es absorbida o desviada por el material suspendido en el agua. La medición de la turbidez se basa en la comparación de la luz desviada por una muestra contra la luz desviada por una suspensión de referencia bajo las mismas condiciones. La turbidez no es una medida directa cuantitativa de los sólidos suspendidos en el agua residual sin tratar, sin embargo, sí

existe alguna relación en el efluente de un sistema de lodos activados. Por esta razón es conveniente medir la turbidez de estos efluentes pues pueden alterar los cuerpos acuíferos receptores.

3.3 Características Químicas

Como características químicas de las aguas residuales se entiende el contenido de materia orgánica, materia inorgánica y gases.

3.3.1 Materia Orgánica

Los componentes orgánicos de las aguas residuales comprenden un gran número de compuestos que tienen en común la posesión de al menos un átomo de carbono (por lo que también se les conoce como compuestos carbonáceos). Estos compuestos se derivan tanto de los reinos vegetal y animal como de las diversas actividades del humano. Además del carbono, los compuestos orgánicos contienen normalmente hidrógeno y oxígeno y en algunos casos nitrógeno. Otros elementos importantes que pueden estar presentes incluyen azufre, hierro y fósforo. Los grupos principales de sustancias orgánicas que se encuentran en las aguas residuales son: Proteínas (40 a 60%), Carbohidratos (25 a 50%) y Aceites y Grasas (hasta 10%). La urea, el constituyente principal de la orina, es otro compuesto orgánico importante en las aguas residuales, pero como se descompone muy rápidamente, es probable encontrarla sólo en el agua residual muy fresca.

Junto con proteínas, aceites y grasas, carbohidratos y urea el agua residual contiene pequeñas cantidades de un gran número de moléculas orgánicas sintéticas que varían desde muy simples hasta extremadamente complejas. Ejemplos típicos incluyen surfactantes, compuestos orgánicos volátiles y pesticidas agrícolas. Además, como una complicación adicional, el número de estos compuestos aumenta día a día.

3.3.2 Caracterización del contenido orgánico

El contenido orgánico del agua residual comprende un gran número de componentes, por lo cual su caracterización no es sencilla. Sin embargo, debido a que estos compuestos orgánicos sufren *per se* procesos de oxidación de carácter biológico y químico, se han establecido algunos parámetros estándar para evaluar el contenido orgánico de las aguas residuales basados en esta propiedad [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. Las reacciones de oxidación mencionadas resultan en una producción neta de energía, por lo que la mayoría de los microorganismos las aprovechan para obtener la energía necesaria para su desarrollo. Estas reacciones de oxidación pueden llevarse a cabo microbiológicamente o bien usando agentes químicos oxidantes. Dependiendo de la forma de oxidación elegida se definen los parámetros estándar para determinar la cantidad de materia orgánica presente en las aguas residuales; así, si se emplea oxidación biológica el parámetro resultante se denomina Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO). Cuando se emplea oxidación química se usan varios términos dependiendo del

agente químico oxidante que se use y la naturaleza de las condiciones de oxidación: Demanda Química de Oxígeno (DQO), Valor de Permanganato (VP) y Demanda Total de Oxígeno (DTO). Además, como complemento a estas pruebas de laboratorio, existe la Demanda Teórica de Oxígeno (DTeO) que se determina a partir de la fórmula química de la materia orgánica. Las pruebas de laboratorio mencionadas aquí se utilizan para medir concentraciones de materia orgánica mayores de 1 mg/L. El material orgánico presente en forma de trazas, de 10^{-12} a 10^{-3} mg/L, se determina por métodos instrumentales.

3.3.3 DBO y DQO

Las formas principalmente usadas para expresar el contenido orgánico del agua residual son la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) y la Demanda Química de Oxígeno (DQO). Ambas son pruebas de laboratorio y se analizan brevemente en esta sección.

La prueba para determinar la DBO explota la habilidad de los microorganismos para oxidar la materia orgánica a CO_2 y agua usando oxígeno molecular como agente oxidante e involucra la medición del oxígeno disuelto usado por los microorganismos en la oxidación bioquímica de la materia orgánica. En la actualidad, esta prueba se usa para: determinar la cantidad aproximada de oxígeno que se requerirá para estabilizar biológicamente la materia orgánica presente, determinar el tamaño de las instalaciones requeridas para el tratamiento de las aguas residuales, medir la eficiencia de algunos procesos

de tratamiento y determinar conformidad con límites de concentraciones permitidas en efluentes. La reacción de oxidación tiene lugar en un recipiente cerrado y, consecuentemente, la cantidad de oxígeno utilizada durante el curso de la reacción puede determinarse con facilidad. Para asegurar que se obtengan resultados significativos, la muestra debe diluirse convenientemente con una muestra de agua especialmente preparada tal que tanto el oxígeno como los nutrientes adecuados estén disponibles durante el período de incubación. Normalmente se preparan muchas diluciones para cubrir el rango completo de valores posibles. El período de incubación generalmente usado es de 5 días a una temperatura de 20°C pero pueden usarse otros períodos de tiempo y temperaturas. La temperatura debe ser constante en toda la prueba. El oxígeno disuelto de las muestras se mide antes y después de la incubación y la DBO se calcula usando la ecuación:

$$\text{DBO (mg/L)} = \frac{(D_1 - D_2)}{P} \quad (3.1)$$

donde:

D_1 = Oxígeno disuelto de la muestra diluida inmediatamente después de la preparación, mg/l.

D_2 = Oxígeno disuelto de la muestra diluida después de 5 días de incubación a 20°C, mg/l.

P = Fracción volumétrica decimal usada de la muestra.

El proceso de oxidación carbonácea que ocurre dentro del

recipiente puede describirse vagamente por dos términos: catabolismo y anabolismo. El primero involucra la conversión del material orgánico en productos finales con liberación de energía, mientras que el segundo se refiere a la generación de material celular nuevo usando la energía producida en el primero. Hacia el fin del período de incubación, cuando la cantidad de material biodegradable es muy baja, muchos de los microorganismos experimentan condiciones de inanición y se ven forzados a oxidar su propio material celular carbonáceo con el fin de proporcionar la energía necesaria para continuar su viabilidad. Este proceso se conoce como metabolismo endógeno.

La oxidación bioquímica es un proceso muy lento y teóricamente tomaría un tiempo infinito para llegar a completarse. En un período de 20 días, la oxidación del material carbonáceo es de 95 a 99%, mientras que en el período de 5 días usados en la prueba de DBO, la oxidación es del 60 a 70%. Para fines prácticos se considera que la materia orgánica ha sido completamente degradada en un período de 28 días. La demanda acumulativa de oxígeno sobre este período de 28 días se denomina DBO última o DBO_u y representa la fracción orgánica biodegradable del agua residual. Cualquier material orgánico remanente en el efluente es resistente a la oxidación biológica y puede entonces descargarse con seguridad a cualquier cuerpo acuífero receptor sin temor de que se presente alguna demanda adicional de oxígeno.

Con el fin de determinar la DBO de un agua residual no es necesario medir el oxígeno disuelto en cada uno de los 5 días;

matemáticos empíricos que describen adecuadamente los datos experimentales observados. Se ha demostrado que la velocidad de oxidación bioquímica de la materia orgánica es proporcional a la concentración de materia orgánica que permanece sin oxidarse, y así puede entonces representarse por una reacción de primer orden de la forma:

$$\frac{dL_t}{dt} = -kL_t \quad (3.2)$$

donde:

L_t = Cantidad de DBO remanente al tiempo t , mg O./L.

k = Constante de velocidad de reacción (remoción de DBO), d^{-1} .

La ecuación 3.2 puede integrarse entre 0 y t para dar:

$$\ln \frac{L_t}{L_0} = -kt \quad (3.3)$$

$$L_t = L_0 e^{-kt} \quad (3.4)$$

Definiendo "y" como la cantidad de DBO que se ha ejercido a cualquier tiempo t , entonces:

$$y = L_0 - L_t \quad (3.5)$$

$$y = L_0 (1 - e^{-kt}) \quad (3.6)$$

El término L_0 es equivalente a la DBO última o DBO_u , esto es, el máximo consumo posible de oxígeno cuando la materia orgánica ha sido prácticamente degradada.

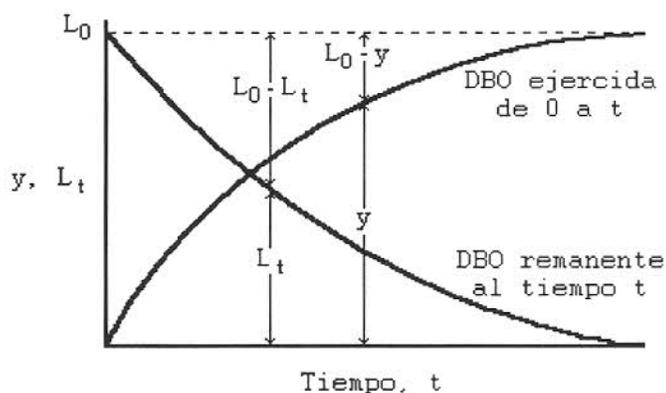


Figura 3.1.- Curva DBO.

Debe notarse en la Figura 3.1 que la DBO ejercida se aproxima asintóticamente a la DBO_u o L_0 tal que es difícil asignar un tiempo exacto para alcanzarlo. Sin embargo, desde un punto de vista práctico, puede observarse que, cuando la curva "y" es aproximadamente horizontal, L_0 ha sido alcanzado. Esto ocurre, como ya se ha dicho, en un período de alrededor de 28 días, aunque este no es un valor definitivo. Para cálculos puede usarse un criterio de que si "y" y L_0

concuerdan con 2 o tres cifras significativas, entonces se ha alcanzado el tiempo necesario para alcanzar L_0 .

El agotamiento del oxígeno está relacionado tanto a la DBO_u como a la constante de velocidad de reacción k . Mientras que la DBO_u aumenta en proporción directa a la concentración de materia orgánica degradable, el valor numérico de k depende de la naturaleza de los desechos, la habilidad de los microorganismos presentes para utilizar dichos desechos y la temperatura. Para aguas residuales, el valor de k varía de 0.05 a 0.3 d^{-1} ; un valor típico es de 0.23 d^{-1} [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

La mayoría de los procesos biológicos se aceleran al aumentar la temperatura y se retardan cuando ésta disminuye. Debido a que la utilización del oxígeno resulta del metabolismo de los microorganismos, la velocidad de utilización es similarmente afectada por la temperatura. El efecto de la temperatura se refleja en la constante de velocidad de reacción por medio de una ecuación aproximada derivada de la relación de Van't Hoff-Arrhenius:

$$k_T = k_{20} \theta_1^{(T-20)} \quad (3.7)$$

donde:

T = Temperatura de interés, °C.

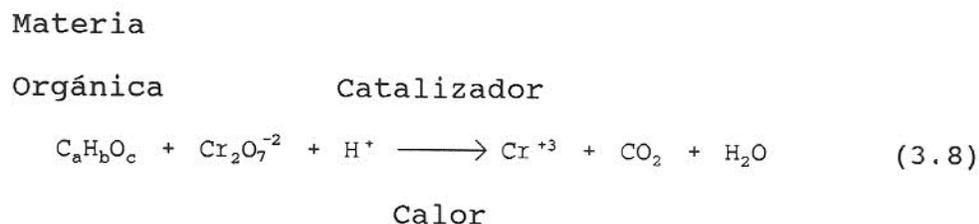
k_T = Constante de velocidad de reacción a la temperatura de interés, d^{-1} .

k_{20} = Constante de velocidad de reacción determinada a 20°C, d^{-1} .

θ_1 = Coeficiente de Temperatura; generalmente se usa un valor de 1.047 para temperaturas arriba de 20°C, y 1.135 para temperaturas abajo de 20°C [Horan, 1991].

Aun cuando la DBO representa muchas desventajas [Horan, 1991], es la forma preferida para expresar el contenido orgánico del agua residual y sirve de base para expresar la mayoría de los parámetros usados en el diseño de sistemas de tratamiento biológico.

En lo que se refiere a la Demanda Química de Oxígeno (DQO), esta prueba se usa para determinar el equivalente de oxígeno de la materia orgánica que pueda oxidarse por un agente oxidante químico fuerte en un medio ácido. El dicromato de potasio ($K_2Cr_2O_7$) ha mostrado ser excelente para este propósito. La prueba debe ejecutarse a altas temperaturas además de requerirse un catalizador (sulfato de plata) para ayudar en la oxidación de ciertas clases de compuestos orgánicos. En general, la reacción principal puede representarse como:



En general la DQO es más alta que la DBO debido a que

pueden oxidarse químicamente más compuestos de aquellos que se oxidan biológicamente. Para muchos tipos de aguas residuales es posible relacionar la DQO con la DBO, lo cual puede ser muy útil ya que la prueba DQO puede efectuarse en sólo tres horas contra los 5 días que requiere la DBO. Por ejemplo, para aguas residuales domésticas, se ha encontrado que la relación DBO/DQO varía de 0.4 a 0.8 [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

3.3.4 Materia Inorgánica

A diferencia de la materia orgánica, no existe una prueba sencilla equivalente a las pruebas de demanda de oxígeno que nos permita una determinación aproximada del potencial de contaminación de la materia inorgánica presente en una muestra. Afortunadamente, sin embargo, el número de compuestos inorgánicos que pueden plantear una contaminación seria es limitado y, entonces, es perfectamente posible efectuar análisis simples para detectar aquellos compuestos que puedan ser problemáticos.

3.3.5 pH y Alcalinidad

El pH es un parámetro que define la concentración del ión hidrógeno en una solución acuosa. Como tal resulta muy importante en el tratamiento de aguas residuales. Una concentración extrema del ión hidrógeno en un agua residual la hace difícil de tratar por medios biológicos.

El pH de sistemas acuosos puede medirse convenientemente con un medidor de pH. También se usan varios tipos de papel y

soluciones indicadoras que cambian de color a valores definidos de pH. Una solución neutra tiene un pH de 7, una solución ácida tiene un $\text{pH} < 7$ y una solución básica o alcalina tiene un $\text{pH} > 7$.

La alcalinidad en las aguas residuales resulta de la presencia de hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos de elementos tales como calcio, magnesio, sodio y potasio además de amoníaco. De éstos, los bicarbonatos de calcio y magnesio son los más comunes. La alcalinidad en las aguas residuales ayuda a resistir cambios en el pH causados por la adición de ácidos. El agua residual es normalmente alcalina, recibiendo su alcalinidad de la propia agua de abastecimiento, de aguas subterráneas y de materiales añadidos durante el uso. La alcalinidad se determina por titulación contra un ácido estándar; los resultados se expresan en términos de carbonato de calcio, CaCO_3 . La concentración de alcalinidad es un parámetro de importancia donde se use tratamiento químico y en la remoción de nutrientes biológicos.

3.3.6 Nitrógeno y Fósforo

Los elementos nitrógeno y fósforo son esenciales para el crecimiento de protozoos y plantas, por lo que se conocen como nutrientes y bioestimulantes. Los nutrientes en los cuerpos acuíferos se originan de muchas fuentes, incluyendo: fertilizantes artificiales, desechos de origen animal, procesos de manufactura y efluentes de aguas residuales. Quizá el mayor ejemplo de contaminación debida a los nutrientes

radica en su habilidad para promover el crecimiento de algas, principalmente en aguas superficiales. Las algas requieren indispensablemente de nutrientes con el fin de sintetizar sus componentes celulares y, así, en presencia de un exceso de nutrientes es común encontrar un vasto florecimiento de algas. En tal situación el cuerpo acuífero sufre de eutricación. Además del mal aspecto natural de estos campos de algas, también se afecta a los demás habitantes del agua llegando incluso a provocar una falta de diversidad en especies.

El nitrógeno total (Nitrógeno Kjeldahl) en las aguas puede encontrarse en varias formas: nitrógeno orgánico, nitrito (NO_2^-), nitrato (NO_3^-) y nitrógeno amoniacal (NH_4^+ y NH_3). El nitrógeno orgánico resulta de la descomposición de las proteínas y de la urea que pueda estar presente. Puede convertirse biológicamente a alguna forma de nitrógeno amoniacal, dependiendo del pH. A pH arriba de 7, predomina el amoniaco, mientras que a pH menor a 7 el ión amonio es el predominante. Ciertas bacterias conocidas como bacterias nitrificantes son capaces de oxidar el ión amonio a nitrato utilizando oxígeno disuelto en el cuerpo acuífero, generando una demanda adicional que puede llevar a la interpretación errónea de información con los riesgos consecuentes. Además, el amoniaco en solución es altamente tóxico llegando a ser letal para muchas especies de peces incluso en bajas concentraciones.

El nitrógeno en forma de nitrito es relativamente inestable y fácilmente se oxida a la forma de nitrato. Aunque

se encuentre presente en bajas concentraciones es muy importante dada su alta toxicidad para la mayoría de los peces y otras especies acuáticas. Los nitritos presentes en efluentes de aguas residuales son oxidados por el cloro, incrementando con ello la dosis requerida y el costo de desinfección.

El nitrógeno en forma de nitrato es la forma oxidada del nitrógeno más común en las aguas residuales. Su presencia en efluentes plantea serios riesgos de salud dados sus fatales efectos sobre los niños.

El fósforo es un constituyente común en las aguas residuales. Aparece como fósforo orgánico, polifosfatos y ortofosfatos. El fósforo orgánico proviene de desechos animales y vegetales pero su importancia es mínima pues finalmente se convierten en ortofosfatos. Los polifosfatos se usan en detergentes sintéticos y contribuyen usualmente hasta con la mitad del fósforo en el agua residual. Los polifosfatos se hidrolizan y se reconvierten en ortofosfatos; así, los ortofosfatos se consideran la principal forma de fósforo en el agua residual.

3.3.7 Azufre y Sulfuro de Hidrógeno

La principal forma del azufre en todo tipo de aguas es el ión sulfato (SO_4^{2-}). Puede ser indeseable debido a sus efectos laxantes. El azufre se requiere en la síntesis de proteínas y se libera en la degradación de las mismas. El sulfato es reducido biológicamente bajo condiciones anaerobias (es decir,

ausencia de oxígeno) a sulfito (SO_3^{-2}), el cual a su vez puede combinarse con hidrógeno para formar sulfuro de hidrógeno (H_2S). Este gas es incoloro, inflamable y tiene el olor a huevo podrido, responsable del característico hedor fétido de las aguas residuales. El oscurecimiento del agua residual y de los lodos resulta usualmente de la formación de sulfuro ferroso (FeS) y otros sulfuros metálicos a partir del sulfuro de hidrógeno. Además, en las alcantarillas el H_2S tiende a acumularse en la tubería y entonces puede oxidarse biológicamente a ácido sulfúrico el cual es altamente corrosivo.

3.3.8 Metales Pesados y Gases

Cantidades en trazas de muchos metales, tales como níquel, manganeso, plomo, cromo, cadmio, zinc, cobre, hierro y mercurio, son constituyentes importantes de la mayoría de las aguas. Algunos de estos metales son necesarios para el crecimiento de la vida biológica y la ausencia de cantidades suficientes puede limitar el desarrollo. Por otra parte, cuando estos metales están presentes en exceso plantean graves riesgos, principalmente para los cuerpos acuíferos receptores de efluentes, puesto que no se remueven fácilmente con los métodos de tratamiento convencionales.

Los gases encontrados comúnmente en las aguas residuales incluyen nitrógeno, oxígeno, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, amoníaco y metano. Los tres primeros son gases comunes en la atmósfera y se encontrarán en todas las aguas

expuestas al aire. Los últimos tres se derivan de la descomposición de materia orgánica presente en las aguas residuales.

3.3.9 Oxígeno Disuelto

El oxígeno disuelto es un parámetro muy importante pues se requiere para la respiración de los microorganismos aerobios responsables del tratamiento biológico. Sin embargo, el oxígeno es sólo ligeramente soluble en agua. La cantidad de oxígeno que puede estar presente en solución depende de: la solubilidad del gas, la presión parcial del gas en la atmósfera, la temperatura y la pureza (salinidad, sólidos suspendidos, etc.) del agua. La presencia de oxígeno disuelto en el agua residual es deseable porque previene la formación de olores nocivos generados bajo condiciones anaerobias.

3.4 Características Biológicas

Las aguas residuales contienen una gran cantidad de organismos vivos, la mayoría de los cuales son demasiado pequeños para ser visibles, excepto bajo el microscopio. Estos microorganismos son la parte viva natural de la materia orgánica que se encuentra en las aguas residuales y su presencia es de suma importancia porque son los responsables del éxito del tratamiento biológico. Es conveniente entonces revisar brevemente algunos conceptos importantes acerca de estos microorganismos.

3.4.1 Clasificaciones

Los microorganismos pueden clasificarse de varias formas, en base a determinadas características y/o propiedades. Así, los microorganismos están clasificados en tres amplios grupos basados en sus diferencias estructurales y funcionales. Estos grupos son los llamados reinos y son: *animales*, *plantas* y *protozoos*. Otra clasificación se basa en la fuente de energía y de carbono. El carbono es el principal elemento constitutivo en la síntesis celular mientras que la energía debe obtenerse del exterior de la célula para permitir la síntesis. Con el tratamiento de las aguas residuales se pretende aprovechar tanto el carbono como la energía para fomentar el desarrollo de microorganismos que puedan al final removerse por sedimentación. Si los microorganismos usan la materia orgánica como fuente de carbono se llaman *heterótrofos*, mientras que los *autótrofos* requieren sólo CO_2 para satisfacer sus necesidades de carbono. En lo que se refiere a la fuente de energía, los organismos que dependen de la luz del sol para obtener energía se conocen como *fotótrofos* mientras que los *quemótrofos* extraen la energía de las reacciones de oxidación y reducción orgánicas e inorgánicas. Por otro lado, los *organótrofos* usan materiales orgánicos mientras los *litótrofos* oxidan compuestos inorgánicos para obtener energía [Bailey y Ollis, 1986].

Una característica muy importante de los microorganismos es su relación con el oxígeno. En este renglón, los microorganismos que desarrollan su labor oxidatoria por medio

del oxígeno se conocen como *aerobios obligados*. Cuando el agua residual contiene oxígeno y puede sostener aerobios obligados se llama aerobia. Los *anaerobios obligados* son microorganismos que no pueden sobrevivir en presencia de oxígeno; no pueden utilizarlo para proceder a la oxidación. El agua residual carente de oxígeno se llama anaerobia. Los *anaerobios facultativos* pueden usar el oxígeno y, bajo ciertas condiciones, pueden desarrollarse en ausencia de oxígeno.

Cada especie se reproduce mejor dentro de un rango limitado de temperaturas. Se usan cuatro rangos de temperatura para definir otra clasificación: aquellos que crecen mejor a temperaturas menores de 20°C son llamados *psicrófilos*; los *mesófilos* crecen mejor a temperaturas entre 25 y 40°C; entre 45 y 60°C, los *termófilos* crecen mejor mientras que arriba de 60°C, los *estenotermófilos* se desarrollan mejor. El rango de crecimiento de los *termófilos facultativos* se extiende desde el rango termófilo hasta el mesófilo. Estos rangos son cualitativos y algo subjetivos pues algunas bacterias que se desarrollen en un amplio rango de temperatura sobrevivirán en un rango aún más amplio.

3.4.2 Principales Microorganismos

En el estudio de las aguas residuales es importante conocer las características de los siguientes microorganismos dada su importancia en los procesos de tratamiento biológico: bacterias, hongos, protozoos, rotíferos y crustáceos; mención aparte merecen los microorganismos patógenos.

La población más alta de microorganismos en las aguas residuales será siempre la de las bacterias. Estos microorganismos son unos protozoos unicelulares procarióticos (no contienen membrana celular) que consumen alimento soluble. La mayoría de ellas puede agruparse por su forma en cuatro categorías generales: esféricas (*cocos*), cilíndricas (*bacilos*), cilíndricas curvas o helicoidales (*vibrios* y *espirilas*) y filamentosas. Las bacterias juegan un extenso y fundamental papel en la descomposición y estabilización de la materia orgánica tanto en la naturaleza como en las plantas de tratamiento, por lo que sus características, funciones, metabolismo y síntesis deben entenderse bien.

Los hongos son protozoos aerobios, multicelulares, no fotosintéticos y quemoheterótrofos. La mayoría de ellos son saprófitos y obtienen su alimento de la materia orgánica muerta. Junto con las bacterias, los hongos son los principales organismos responsables de la descomposición del carbono en la biósfera. Sin la presencia de los hongos para descomponer el material orgánico, el ciclo del carbono dejaría de existir y la materia orgánica comenzaría a acumularse.

Los protozoos son protistos móviles unicelulares y microscópicos. La mayoría de ellos son aerobios o quemoheterótrofos anaerobios facultativos. Los más importantes incluyen amibas, flagelados y ciliados. Los protozoos se alimentan de bacterias y otros microorganismos microscópicos y son esenciales en la operación de los procesos biológicos de tratamiento y en la purificación de corrientes, dado que

mantienen un balance natural entre los diferentes grupos de microorganismos.

Los rotíferos y crustáceos son organismos macroscópicos importantes principalmente en la eliminación de bacterias y trazas de material orgánico remanente en el efluente del tratamiento biológico. Existen, además, en las aguas residuales una gran variedad de gusanos microscópicos que pueden causar varias enfermedades y afecciones a la salud humana.

3.4.3 Microorganismos Patógenos

Los microorganismos patógenos que se encuentran en las aguas residuales pueden tener su origen en animales o seres humanos infectados con enfermedades o portadores de una enfermedad en particular. Las principales categorías de organismos patógenos encontrados en las aguas residuales son bacterias, virus, protozoos y helmínticos.

Los virus son partículas parásitas muy pequeñas (de hecho son la más pequeña estructura biológica que contiene toda la información necesaria para su propia reproducción) que consisten en una rama de material genético (ADN o ARN), con una cubierta proteínica. No son capaces de sintetizar nuevos compuestos, pero invaden las células vivas donde el material genético redirecciona las actividades de la célula hacia la producción de nuevas partículas virales. Cuando una célula infectada muere, grandes cantidades de virus son liberadas e infectan otras células. Los virus excretados por el humano

pueden representar, y de hecho así sucede, un serio riesgo de salud pública.

Debido a que los organismos patógenos presentes en las aguas residuales son pocos y difíciles de aislar e identificar, el organismo coliforme, que es el más numeroso y más fácil de detectar, se usa comúnmente como un organismo indicador. Por otro lado, dadas las diversas características de supervivencia y naturaleza de los organismos patógenos, es imposible tener un indicador sencillo y perfecto para todos los patógenos. A pesar de ese problema, se han propuesto muchos microorganismos como indicadores. Entre los más importantes están: Coliformes Totales, Coliformes Fecales y Estreptococos Fecales [Horan, 1991].

3.5 Recapitulación

En este capítulo se han revisado brevemente las características de las aguas residuales con la finalidad de presentar una panorámica general de la complejidad del problema y al mismo tiempo tratar de definir el concepto de "entradas especificadas" planteado en la Figura 2.1b. Los capítulos siguientes presentan, bajo esta misma perspectiva, la información que ayudará a definir el concepto de "sistema conocido". Este planteamiento básico de un problema de simulación sirve de punto partida para el desarrollo del modelo planteado en este trabajo.

Dada la evidente complejidad de las aguas residuales, como se deduce de la información presentada en este capítulo,

el desarrollo del modelo requerirá que se hagan importantes simplificaciones. Estas simplificaciones serán discutidas en su oportunidad al desarrollar el modelo en el capítulo 8.

A manera de resumen, la Tabla 3.1 presenta algunas de las características típicas de las aguas residuales que se han presentado en este capítulo.

Tabla 3.1.- Composición típica del agua residual doméstica [adaptada de Metcalf & Eddy, Inc., 1991 y Davis y Cornwell, 1991]

Constituyente (mg/L)	Concentración		
	Débil	Media	Fuerte
Sólidos totales	350	720	1200
Sólidos suspendidos	100	220	350
Fijos	20	55	75
Volátiles	80	165	275
DBO ₅	110	220	400
DQO	250	500	1000
Nitrógeno total Kjeldahl	20	40	85
Fósforo total	4	8	15
Alcalinidad (como CaCO ₃)	50	100	200

CAPITULO 4

TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES

4.1 Introducción

El tratamiento de las aguas residuales surge como una necesidad de evitar efectos adversos a la salud pública y el medio ambiente. El desarrollo sistemático del tratamiento de las aguas residuales data de fines del siglo XIX cuando se dió a conocer la Teoría del Germen de Koch y Pasteur. Hasta esa época, la relación entre contaminación y enfermedades era poco entendida y, por lo tanto, la relación intrínseca entre éstas aún no había sido debidamente fundamentada. Hasta entonces, la capacidad de autopurificación de los cuerpos acuíferos receptores de aguas residuales había sido suficiente. Dado el acelerado desarrollo de ciudades y conglomerados humanos, esta capacidad de autopurificación ya no fue suficiente, y entonces empezaron a probarse una gran variedad de métodos y procesos de tratamiento apoyados principalmente en la teoría del germen. A partir de este momento empieza un desarrollo más preciso, de tal forma que a principios del siglo XX ya se habían detectado, como objetivos del tratamiento, los siguientes: remoción de material flotante y suspendido, tratamiento del material orgánico biodegradable y eliminación de organismos patógenos. La paulatina mejoría en la comprensión de los procesos biológicos y bioquímicos junto con el desarrollo de una mayor conciencia ecológica se ha

reflejado en una continua evolución de los métodos de tratamiento de aguas residuales. Esta evolución ha dado como resultado que se establezcan como estándares, objetivos cada vez más amplios y estrictos en términos estéticos, económicos y por supuesto ecológicos. Por otra parte, las políticas gubernamentales en lo que a esto se refiere [Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente, México, 1988], también han mostrado un avance significativo y con un énfasis cada vez más marcado en el ahorro de recursos acuíferos, mejores efluentes de tratamiento y reutilización del agua. De tal forma que no es descabellado pensar que en algunos años tengamos procesos de tratamiento tan eficientes que produzcan agua potable a partir del agua residual.

4.2 Métodos de Tratamiento

En todas las plantas de tratamiento, además de removerse la materia flotante y la suspendida, tratar el material orgánico biodegradable y eliminar organismos patógenos, se requiere con frecuencia que se eliminen nutrientes y otros materiales con una eficiencia aceptable. En la actualidad no existe un único proceso que sea capaz de llevar a cabo todos estos objetivos con éxito. Por esta razón, se han desarrollado una gran variedad de métodos de remoción basados en medios físicos, químicos o biológicos. Individualmente, los métodos suelen clasificarse en operaciones físicas unitarias, procesos químicos unitarios y procesos biológicos unitarios.

Las operaciones unitarias se refieren a los métodos de

tratamiento en los que predomina la aplicación de fuerzas físicas. Puesto que la mayoría de estos métodos han evolucionado a partir de las primeras observaciones empíricas de la naturaleza, fueron los primeros métodos usados para el tratamiento de las aguas residuales. El cribado, mezclado, floculación, sedimentación, flotación, filtración y transferencia de gases son operaciones unitarias físicas.

Los procesos químicos unitarios son aquellos métodos de tratamiento en los que la remoción o conversión de contaminantes se consigue por medio de reacciones químicas de diversa naturaleza. La precipitación, adsorción y desinfección son ejemplos comunes usados en el tratamiento de las aguas residuales.

Los procesos biológicos unitarios son los métodos de tratamiento en donde la remoción de contaminantes se produce como resultado de actividad biológica. El tratamiento biológico se usa primordialmente para remover la materia orgánica biodegradable (disuelta o coloidal) presente en las aguas residuales. Básicamente, esta materia se convierte en gases que escapan a la atmósfera y en tejido celular que puede removerse por sedimentación.

4.3 Sistemas de Tratamiento

Un sistema de tratamiento de aguas residuales involucra las operaciones y procesos mencionados anteriormente, y puede incluir las siguientes fases: el tratamiento preliminar y/o primario que se refiere a operaciones físicas unitarias; el

tratamiento secundario que se refiere a procesos unitarios químicos y biológicos y el tratamiento terciario o avanzado que se refiere a su vez a combinaciones de los tres procesos y operaciones unitarias.

Históricamente, el término "tratamiento preliminar" se ha usado en conjunción y como complemento del "tratamiento primario". Sin embargo, puede hacerse una distinción y, así, definir al tratamiento preliminar como la remoción de los constituyentes de las aguas residuales que puedan causar problemas de mantenimiento o funcionamiento en las operaciones y procesos posteriores. Como ejemplos de operaciones preliminares están el cribado y pulverización para remover escombros y harapos de material flotante; la remoción de grava para evitar abrasión, desgaste o taponamiento de equipo mecánico o deposición en tuberías o canales y la flotación para la remoción de aceites y grasas.

En el tratamiento primario se remueve una porción de sólidos suspendidos y de materia orgánica. La principal operación unitaria asociada con el tratamiento primario es la sedimentación, por ello es común hacer referencia al tratamiento primario con el término "sedimentación primaria". En esta etapa se aprovecha el efecto de la fuerza de gravedad para remover hasta un 60% de los sólidos suspendidos. La masa de sólidos que se sedimentan se conoce como "lodos". La operación se lleva a cabo en tanques o vasijas de sedimentación o asentamiento, con una gran variedad de configuraciones y dispositivos auxiliares para una correcta

operación.

El tratamiento secundario está enfocado principalmente a la remoción de materia orgánica biodegradable y de sólidos suspendidos con el fin de reducir la DBO a un valor determinado. Generalmente el nivel de tratamiento debe ser tal que la descarga del efluente en un cuerpo acuífero receptor no tenga efectos adversos sobre la flora o fauna del mismo. Esta etapa se lleva a cabo principalmente por medio de procesos de carácter químico-biológico incluyendo: filtros percoladores, contactores biológicos rotativos o biodiscos, sistemas de lodos activados y lagunas de oxidación.

En la mayoría de los casos el tratamiento secundario de las aguas residuales es suficiente para alcanzar un nivel satisfactorio para los efluentes, sin embargo, en algunas ocasiones puede requerirse un tratamiento adicional. El tratamiento terciario o avanzado puede entonces definirse como el nivel de tratamiento requerido, más allá del secundario, para remover constituyentes más específicos o más difíciles de eliminar, entre los que se incluyen: nutrientes (nitrógeno y fósforo), material orgánico soluble, metales pesados y compuestos tóxicos. Entre los procesos usados en esta etapa están: filtración, coagulación química, floculación, electrodiálisis, ósmosis inversa, intercambio iónico y adsorción. El tratamiento terciario es especialmente aplicado cuando se pretenden aplicaciones de reuso en las que se exige una calidad alta del agua, como en el caso del agua de enfriamiento.

Un tema directamente relacionado con los métodos de tratamiento de las aguas residuales es el de los lodos generados en el tratamiento, como resultado del o los procesos de purificación. A mayor grado de tratamiento, mayor cantidad de lodos generados. Estos lodos están compuestos por los materiales sólidos removidos en las diversas etapas de tratamiento, por lo que sus características son muy variadas. Por estas razones, el problema del procesamiento y disposición de los lodos es quizá el más complejo en lo que se refiere al tratamiento de aguas residuales y, por consiguiente, no se contempla en detalle en este trabajo.

4.4 Diseño de plantas de tratamiento

El diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales involucra una gran variedad de conceptos que deben analizarse cuidadosamente. Para empezar, deben establecerse claramente los objetivos del tratamiento como función de la naturaleza y características del agua residual por tratar. Asimismo, debe plantearse y analizarse una metodología adecuada para el diseño [Seader, 1985]. Como resultado de un diseño adecuado debe obtenerse una planta capaz de soportar una amplia variedad de condiciones cumpliendo siempre con las exigencias de funcionamiento para las que ha sido diseñada.

Dependiendo de los niveles de purificación que se fijan como objetivos es posible plantear un gran número de alternativas de combinaciones de las operaciones y procesos unitarios de tratamiento que ya se han mencionado. De estas

alternativas, expresadas en diagramas de flujo, deben seleccionarse las más promisorias después de que se evalúen en términos de funcionamiento, implementación física, requisitos energéticos y costos. Pueden efectuarse estudios y pruebas a nivel laboratorio y planta piloto para establecer la conveniencia de algún proceso u operación unitaria o para obtener datos e información necesaria para el diseño de las operaciones y procesos que se seleccionen.

Después de que una o más alternativas de diagramas de flujo son seleccionadas, el siguiente paso en el diseño involucra la selección de los criterios de diseño. Estos criterios de diseño se seleccionan sobre las bases teóricas de la literatura, datos disponibles y resultados de estudios a nivel laboratorio y planta piloto que se hayan efectuado, además de la experiencia del diseñador. Una vez que se han establecido los criterios de diseño, el paso siguiente es determinar el número y dimensiones de las instalaciones físicas para llevar a cabo las operaciones y procesos unitarios que se requieran. Al efectuar el dimensionamiento deben considerarse las restricciones físicas del sitio, así como consideraciones operacionales y de mantenimiento.

Con la información sobre las dimensiones de las instalaciones físicas, deben desarrollarse entonces alternativas de distribución de planta considerando las restricciones físicas del sitio e incluyendo edificios administrativos y de control además de cualquier otra estructura necesaria. Debe prestarse atención especial en la

minimización de la longitud de tuberías, agrupamiento de instalaciones correlacionadas y consideración de futuras expansiones.

Las combinaciones de operaciones y procesos unitarios en una planta de tratamiento se comportan como un sistema, por lo que el diseñador debe usar una estrategia de sistemas para el diseño. Al evaluar y seleccionar determinadas operaciones y procesos unitarios deben considerarse una serie de factores, entre los que destacan: aplicabilidad del proceso, rango y variación de flujos de entrada, características de las aguas residuales de entrada, selección de cinéticas de crecimiento bacterial y tipo de reactor, restricciones ambientales, requerimientos energéticos, requerimientos de operación y mantenimiento, confiabilidad, complejidad y costos.

4.4.1 Importancia de los flujos y cargas máxicas

La capacidad de diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales normalmente se basa en un flujo diario promedio en base anual. Sin embargo, los flujos de aguas residuales son complicados pues varían de acuerdo a la hora del día, a la época del año e inclusive a situaciones no predecibles [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. Estas variaciones afectan desde luego el diseño y funcionamiento de la planta, por lo que deben considerarse cuidadosamente.

Las plantas de tratamiento deben diseñarse para cumplir con varias condiciones que están influenciadas por los flujos, las características de las aguas residuales y por una

combinación de ambos: las cargas másicas. En este sentido, deben considerarse las condiciones pico, tanto de flujo como de carga másica. Las condiciones pico de flujo son útiles para dimensionar apropiadamente los equipos y tuberías necesarias, mientras que las condiciones pico de carga másica influyen en el dimensionamiento de las unidades donde se lleven a cabo los procesos y operaciones unitarias que permitan alcanzar los objetivos fijados.

Las unidades de proceso y conductos hidráulicos en una planta tienen que diseñarse para soportar flujos máximos anticipados que pasarán a través de la planta. Por otra parte, muchas unidades de proceso se diseñan sobre bases de tiempo de retención o de velocidad de desborde (flujo por unidad de área superficial) para alcanzar la remoción de DBO y SS que se desee (sección 6.2). Puesto que el funcionamiento de estas unidades puede verse afectado significativamente por las condiciones variantes de flujo y carga másica, los flujos y cargas másicas mínimos y máximos (o pico) deben considerarse en el diseño. Las relaciones entre las condiciones pico y mínimo con las promedio definen los factores pico y mínimo, respectivamente. Estos factores son los que se aplican en la etapa de diseño.

La complejidad que implica la naturaleza altamente variante en flujos y cargas másicas de las aguas residuales en las plantas de tratamiento puede eliminarse en gran medida por medio de una etapa de amortiguamiento u homogeneización del flujo, como se discute en el capítulo siguiente.

CAPITULO 5

AMORTIGUAMIENTO DEL FLUJO

5.1 Introducción

En el tratamiento de las aguas residuales la mayoría de los factores cinéticos y empíricos se basan en condiciones constantes de flujo y carga másica. Sin embargo, en la práctica estos parámetros varían sobre un rango muy amplio, como ya se ha discutido. Es necesario, por consiguiente, establecer alguna medida para que tal situación no afecte los procesos de tratamiento posteriores. En este sentido, el amortiguamiento u homogeneización del flujo es una buena medida. El amortiguamiento del flujo no es un proceso de tratamiento *per se*, es más bien una técnica que puede usarse para reducir condiciones extremas de flujos y cargas másicas y con ello contribuir a mejorar la efectividad en las etapas posteriores de tratamiento. Como resultado del amortiguamiento del flujo se obtiene un flujo constante, donde se han atenuado las condiciones extremas que pueden causar problemas en las etapas de tratamiento subsecuentes. Cuando se diseña una planta nueva, el amortiguamiento del flujo puede reducir el tamaño y costo de las unidades de tratamiento posteriores que se desee incluir.

El amortiguamiento del flujo se logra normalmente construyendo grandes vasijas o tanques que recolectan y almacenan el flujo de agua residual y de donde se bombea ésta

hacia las etapas de tratamiento de la planta a un flujo constante. Las instalaciones para el amortiguamiento del flujo se localizan por lo general cerca de las primeras etapas de tratamiento, y preferiblemente siguiendo a instalaciones de pretratamiento como mallas, pulverizadores y desarenadores. En esta etapa debe proporcionarse aereación y mezclado con la finalidad de prevenir descomposición del material orgánico y deposición de sólidos.

5.2 Volumen de amortiguamiento

El parámetro que define la operación de la etapa de amortiguamiento del flujo es el volumen que debe tener el tanque destinado a esta función. Este volumen se conoce como volumen de amortiguamiento. Tradicionalmente su determinación se lleva a cabo por un método gráfico conocido como método de Rippl o de diagrama de masa [Davis y Cornwell, 1991; Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. Sin embargo, desde el punto de vista de simulación, la aplicación de dicho método gráfico resulta inapropiada. Esto se debe a que el método gráfico es contrario al carácter numérico que la simulación implica, es decir, a la representación de un proceso por medio de un modelo matemático. Así pues, es necesario el desarrollo de un algoritmo numérico para modelar el proceso de amortiguamiento del flujo. A fin de cuentas este algoritmo numérico habrá de dar origen a un programa de cómputo que sí cumple con el propósito de simulación pretendido.

5.3 Algoritmo Numérico

El procedimiento numérico mencionado en la sección anterior implica la aplicación de un balance de masa:

$$\text{Velocidad de Acumulación} = \text{Velocidad de Entrada} - \text{Velocidad de Salida} \quad (5.1)$$

Simbólicamente:

$$\frac{dA}{dt} = Q_{ent} - Q_{sal} \quad (5.2)$$

donde:

A = Almacenamiento de agua residual en la vasija o tanque de amortiguamiento, m^3 .

Q_{ent} = Flujo de agua residual que entra al tanque de amortiguamiento, m^3/s .

Q_{sal} = Flujo de agua residual que sale del tanque de amortiguamiento, m^3/s .

En esta ecuación el término de la densidad se cancela dado que el cambio en densidad en la vasija se supone insignificante. Si ahora se multiplican ambos lados de la ecuación 5.2 por dt y se considera que este diferencial de tiempo puede aproximarse por un incremento finito de tiempo, entonces:

$$(Q_{ent}) (\Delta t) - (Q_{sal}) (\Delta t) = \Delta A \quad (5.3)$$

El producto del flujo por un incremento finito de tiempo es un volumen. Por otro lado, esta ecuación puede aplicarse

sobre un número determinado de incrementos o períodos de tiempo y así, para cada uno de estos períodos de tiempo se obtiene:

$$V_{e,i} - V_{s,i} = \Delta A_i \quad (5.4)$$

donde:

ΔA_i = Volumen de agua residual que se almacena en el tanque de amortiguamiento durante el período de tiempo i , m^3 .

$V_{c,i}$ = Volumen de agua residual que entra al tanque de amortiguamiento en el período de tiempo i , m^3 .

$V_{s,i}$ = Volumen de agua residual que sale del tanque de amortiguamiento en el período de tiempo i , m^3 .

Si el almacenamiento es positivo, la vasija puede satisfacer el flujo de salida; si el almacenamiento es negativo, entonces se requiere un almacenamiento igual al valor absoluto de ΔA_i .

De las ecuaciones anteriores se desprende que la información necesaria para aplicar este procedimiento consiste de lecturas de flujo en períodos o intervalos de tiempo constantes (normalmente una hora) tomados en un día promedio. Además de los datos de flujo es también conveniente tener los datos correspondientes de DBO para evaluar el efecto que sobre ésta tenga el amortiguamiento del flujo. Lo mismo podría aplicarse a los sólidos suspendidos.

De acuerdo la ecuación 5.2, el cálculo del volumen de amortiguamiento requerido principia con la determinación del

flujo de salida del tanque, Q_{sal} , que será equivalente al flujo promedio. Este flujo es un simple promedio aritmético de los flujos de todos los períodos de tiempo:

$$Q_{sal} = Q_{prom} = \frac{\sum_{i=1}^n Q_{ent,i}}{n} \quad (5.5)$$

donde:

n = Número de períodos de tiempo que comprende el día de análisis. Normalmente $n=24$, correspondiendo cada período de tiempo a una hora.

En seguida, los flujos se ordenan comenzando con el período de tiempo correspondiente al flujo que, partiendo del período de menor flujo, primero exceda al flujo promedio. De este modo se iniciará el cálculo con el tiempo en el que el flujo requiera almacenamiento. Después se calcula el volumen de agua que ha entrado en cada período de tiempo u hora, multiplicando el flujo por este tiempo. A este valor del volumen calculado se le resta el volumen de agua que ha salido y que resulta de multiplicar el flujo promedio por una hora (ecuación 5.3). La diferencia entre los volúmenes de entrada y de salida define el volumen acumulado en el período (ecuación 5.4). Si esta cantidad es positiva entonces el tanque se estará llenando; si es negativa se estará vaciando. Cada uno de estos valores de flujo acumulado para cada período, se van sumando y así van generando al mismo tiempo una cantidad de almacenamiento acumulada, ΔA_{ac} , representada por la siguiente ecuación:

$$\Delta A_{ac,j} = \sum_{i=1}^j \Delta A_i, \quad 1 \leq j \leq n \quad (5.6)$$

donde:

$\Delta A_{ac,j}$ = Volumen de agua residual que se ha acumulado en el tanque de amortiguamiento al período de tiempo j , m^3 .

Al final del día, cuando se suman todos los valores de todos los períodos de tiempo, es decir, cuando $j=n$ en la ecuación 5.6, el volumen acumulado debe ser cero ($\Delta A_{ac,n}=0$). Es evidente, entonces, que el volumen de amortiguamiento requerido será el máximo volumen que se haya acumulado durante el período, es decir, el valor máximo de $\Delta A_{ac,j}$.

El efecto del amortiguamiento del flujo en la DBO se determina calculando la concentración promedio de salida del tanque de amortiguamiento. Esta concentración resulta de un balance de materia suponiendo que el contenido del tanque está perfectamente mezclado:

$$S_{s,i} = \frac{V_{e,i}S_{e,i} + \Delta A_{ac,i-1}S_{s,i-1}}{V_{e,i} + \Delta A_{ac,i-1}} \quad (5.7)$$

donde:

$S_{s,i}$ = Concentración promedio de DBO en el agua residual que sale del tanque de amortiguamiento en el período de tiempo i , mg/L .

$S_{c,i}$ = Concentración promedio de DBO en el agua residual que entra al tanque de amortiguamiento en el período de tiempo i , mg/L .

$S_{s,i-1}$ = Concentración promedio de DBO en el agua residual en el tanque de amortiguamiento al final del período previo $i-1$, mg/L.

Al aplicar la ecuación 5.7 se evalúa el efecto amortiguador que el amortiguamiento del flujo tiene sobre la DBO. A diferencia del flujo que se obtiene prácticamente constante, la DBO en la corriente de salida tendrá una rango de variación que, sin embargo, será reducido considerablemente eliminando así en gran medida las situaciones pico.

5.4 El programa VOLAM

El algoritmo numérico descrito en la sección anterior ha servido de base para desarrollar el programa de cómputo VOLAM. Por convenir a este trabajo, este programa ha sido escrito en lenguaje FORTRAN para así poder ser utilizado como una subrutina importante en el modelo para la simulación desarrollado. Dicha subrutina, llamada USRVAM, se presenta en el apéndice A. En el capítulo 8 se examinará el papel de esta subrutina en detalle.

El programa VOLAM puede usarse de manera autónoma para analizar un problema de amortiguamiento de flujo o simplemente de almacenamiento de agua [Davis y Cornwell, 1991]. Como sea que se aplique este programa es necesario proporcionar datos de flujo y de DBO. Estos datos deben escribirse en dos archivos: DATFLU.DAT para los datos de flujo y DATDBO para los datos de DBO. Las dimensiones de los datos deben ser m^3/s para

el flujo y mg/L para la DBO. En el apéndice A se muestra con un ejemplo como deben escribirse los datos en los archivos.

El programa VOLAM puede proporcionar la siguiente información:

- Flujo y volumen promedio de salida del tanque de amortiguamiento.
- Período inicial de cálculo; tiempo y flujo correspondiente.
- Concentraciones de DBO promedio de entrada y de salida en todo el período.
- Volúmenes de entrada y volúmenes acumulados para cada período de tiempo.
- Cargas máxicas de DBO mínimas, promedio y máxicas para condiciones homogeneizadas y no homogeneizadas (entrada y salida del tanque de amortiguamiento) y cocientes resultantes.
- Volumen acumulado máximo.

5.5 Diseño del tanque de amortiguamiento

Desde el punto de vista del diseño los principales factores que deben considerarse son: construcción del tanque de amortiguamiento con todos sus accesorios, necesidades de mezclado y aereación y sistema de bombeo. El punto de partida es, por supuesto, el volumen de amortiguamiento requerido.

En la práctica, el volumen del tanque de amortiguamiento será más grande que el determinado teóricamente debido principalmente a los siguientes factores:

- La operación continua de los equipos de aereación y mezclado no permitirán la extracción completa del agua.
- Debe preverse la posibilidad de que alguna corriente de recirculación se regrese al tanque de amortiguamiento.
- Deben considerarse cambios imprevistos en el flujo diario.

Aunque no puede fijarse un valor fijo, el volumen adicional recomendado variará del 10 al 20% del valor teórico [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

La operación correcta del tanque de amortiguamiento requiere que se proporcione mezclado y aereación. El mezclado se aplica para asegurar un amortiguamiento completo y evitar que se depositen sólidos en el fondo del tanque. La aereación es necesaria para prevenir la descomposición del agua residual. Para un agua residual doméstica de concentración media, el mezclado necesario varía de 0.004 a 0.008 kW por m³ de agua residual almacenada. Por su parte, el aire debe proporcionarse a una razón de 0.01 a 0.015 m³/min por m³ de agua residual almacenada [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

Un sistema de bombeo en el amortiguamiento del flujo es necesario para obtener un flujo constante de salida. Existen varios tipos y clases de equipos de bombeo para alcanzar este objetivo. Su elección, asimismo, depende de otros tantos factores [Scher, 1975] y no se considera en este trabajo.

La corriente de flujo amortiguado se alimenta al tanque de sedimentación primaria, tema que se analiza en el capítulo siguiente.

CAPITULO 6

SEDIMENTACION PRIMARIA

6.1 Introducción

Una vez que las aguas residuales han sido sujetas a tratamiento preliminar, la mayoría de los sólidos y material flotante de mayor tamaño se han removido. Sin embargo, el agua residual contiene aún una alta concentración de partículas suspendidas, algunas de las cuales pueden removerse por gravedad en un tanque de sedimentación. Aunque no es esencial remover los sólidos sedimentables antes del tratamiento biológico, el hacerlo permite una serie de ventajas que, como resultado, colocan a la sedimentación primaria como una operación de gran importancia en el tratamiento de aguas residuales. La etapa primaria puede usarse como una etapa previa a un posterior tratamiento, o bien, usarse como el único medio de tratamiento. Cuando se usa con el primer objetivo, se habla entonces de sedimentación primaria para distinguirla de otra operación subsecuente de sedimentación.

6.2 Conceptos importantes

Hay dos términos cuya importancia es fundamental en el estudio de la sedimentación: la *velocidad promedio de asentamiento de partícula*, v_a , y la *velocidad de desborde*, v_d . La mejor forma de entender estos dos conceptos es imaginar un tanque de sedimentación de flujo ascendente, es decir, aquel

donde la alimentación es introducida por el fondo. De este modo, las partículas suspendidas tienden a alcanzar el fondo del tanque mientras el agua asciende hacia la superficie. La velocidad de asentamiento de las partículas es aquella a la que cada una de éstas se asienta hasta el fondo del tanque, mientras que la velocidad de desborde es la velocidad ascendente del líquido. Si una partícula debe removerse del fondo del tanque entonces su velocidad de asentamiento debe ser menor que la velocidad ascendente del líquido ($v_a > v_d$), de lo contrario la partícula sería "arrastrada" por el líquido.

La velocidad de desborde es un parámetro de diseño muy importante y define la operación del tanque de sedimentación. El término velocidad de desborde se debe a que el agua está fluyendo sobre la parte superior del tanque y hacia el sistema de vertedero. Se le llama también velocidad de carga superficial debido a que sus unidades son $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ d}$ y se define como:

$$v_d = \frac{Q}{A_s} \quad (6.1)$$

donde:

Q = Flujo agua residual que entra al tanque, m^3/d .

A_s = Area superficial del tanque, m^2 .

Por la misma razón, esta velocidad de desborde es equivalente a una velocidad de líquido, como se verá más adelante.

Para que una partícula suspendida pueda removerse del

agua residual su velocidad de asentamiento debe ser suficiente para que pueda alcanzar el fondo del tanque durante el tiempo que el agua permanezca en el tanque (tiempo de detención o retención), y así:

$$v_a = \frac{h}{t_d} \quad (6.2)$$

donde:

h = Profundidad del tanque de sedimentación, m.

t_d = Tiempo de detención del agua residual en el tanque, hr.

Por definición, el tiempo de detención es:

$$t_d = \frac{V}{Q} \quad (6.3)$$

donde:

V = Volumen del tanque de sedimentación, m^3 .

En esta ecuación el volumen puede sustituirse por su equivalente:

$$V = A_s \times h \quad (6.4)$$

Entonces, en virtud de las ecuaciones 6.4, 6.3 y 6.2, resulta que:

$$v_a = \frac{Q}{A_s} \quad (6.5)$$

Pero la ecuación 6.5 representa la velocidad de desborde definida en la ecuación 6.1. Esta situación implica que la remoción de las partículas suspendidas es independiente de la

profundidad del tanque y depende sólo del área. Este principio se conoce como Ley de Hazen [Gregory y Zabel, 1990]. La equivalencia entre las ecuaciones 6.1 y 6.5 conduce al concepto de remoción parcial que se analizará más adelante.

6.3 Regímenes de asentamiento

El proceso de sedimentación no es fácil de analizar con conceptos teóricos, debido a que las partículas involucradas no son regulares en forma, densidad o tamaño y, por lo mismo, pueden presentarse varias formas o regímenes de asentamiento. El término asentamiento se usa para describir todo tipo de partícula descendiendo a través de un líquido bajo la acción de la fuerza de gravedad. Los regímenes de asentamiento de partícula mencionados se clasifican como:

Tipo 1 (Asentamiento de partículas discretas).- Se refiere a la sedimentación de partículas discretas en una suspensión de baja concentración de sólidos. Las partículas se asientan como entidades individuales sin interacción significativa entre partículas vecinas.

Tipo 2 (Asentamiento floculante).- Involucra una suspensión diluida de baja concentración de partículas que coalescen o floculan durante el proceso de sedimentación. Conforme transcurre la coalescencia, las partículas aumentan su masa y se asientan más rápido.

Tipo 3 (Asentamiento impedido o de zona).- Es aquel donde existe una suspensión de concentración lo suficientemente alta para que las fuerzas intrapartícula impidan el

asentamiento de partículas vecinas. Consecuentemente, las partículas se asientan como una masa o unidad desarrollándose una interfase sólido-líquido perfectamente visible por encima de esta masa. El líquido desplazado por el asentamiento tiende a reducir o impedir la velocidad de asentamiento (de ahí el nombre de asentamiento impedido). Esta velocidad de asentamiento es controlada por la velocidad a la que el líquido ascendente pasa a través de la masa resultando, de este modo, zonas de diferentes concentraciones de sólidos (de ahí el nombre de asentamiento de zona).

Tipo 4 (Asentamiento de compresión).- Se refiere al tipo de asentamiento en el que las partículas están en concentración tan alta que forman una estructura de capas de tal forma que el asentamiento sólo puede ocurrir por la compresión de estas estructuras. La compresión se lleva a cabo al aumentar el peso de las capas superiores por la sedimentación de partículas en el líquido sobrenadante. Así, la velocidad de asentamiento está determinada por las propiedades compresibles del lodo formado.

6.4 Análisis del proceso de sedimentación primaria

El proceso de sedimentación primaria se lleva a cabo esencialmente por medio de asentamiento de tipo 2, dado que se espera que los sólidos mayores y las partículas discretas, además de otros materiales flotantes, hallan sido removidos en

un tratamiento preliminar.

Para el diseño de un tanque de sedimentación primaria, la información necesaria se obtiene a partir de pruebas de asentamiento en laboratorio dada la imposibilidad de un modelamiento matemático del proceso [Shannon et al, 1963]. El estudio de laboratorio se efectúa usando una columna cilíndrica de prueba que se llena con una suspensión del agua residual por analizar, como se muestra en la Figura 6.1.

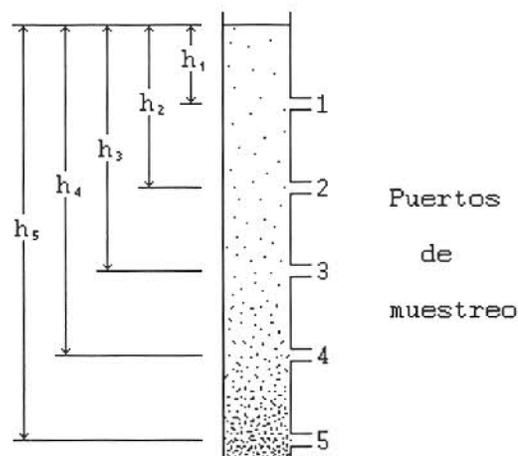


Figura 6.1.- Columna de asentamiento de laboratorio para la determinación de los parámetros de diseño en un tanque de sedimentación primaria [Horan, 1991].

Dicha columna de prueba puede tener cualquier diámetro, aunque se recomienda un mínimo de 5 pulg. (12.7 cm.) para minimizar los efectos de la pared. La altura de la columna debe ser igual a la profundidad del tanque de sedimentación propuesto. Pueden obtenerse buenos resultados con una columna

de 6 pulg. x 10 pies (.15 x 3 m.). A diferentes profundidades de la columna deben colocarse puertos de muestreo fijos (normalmente cada 2 pies o .61 m.) [Metcalf & Eddy, Inc., 1991; Eckenfelder, 1988]. La suspensión que se desee analizar debe introducirse en la columna de tal forma que al inicio de la prueba la concentración de sólidos suspendidos sea uniforme. Debe cuidarse también que la temperatura se mantenga constante a través de toda la prueba para evitar efectos adversos por corrientes térmicas. El proceso de asentamiento debe llevarse a cabo en condiciones de reposo. A diferentes períodos de tiempo se obtienen muestras a través de los puertos de muestreo. A estas muestras se les determina la concentración de sólidos suspendidos. Estas concentraciones se usan para calcular la fracción másica o porcentaje de sólidos suspendidos que se remueve (en lugar de la fracción remanente) para cada profundidad y cada tiempo de muestreo:

$$R_{i,j} = \left(1 - \frac{C_{i,j}}{C_0}\right) \times 100 \quad (6.5)$$

donde:

$R_{i,j}$ = Remoción de SS que se ha alcanzado a la i -ésima profundidad y al j -ésimo tiempo de muestreo, %.

$C_{i,j}$ = Concentración de SS a la i -ésima profundidad y al j -ésimo tiempo, mg/L.

C_0 = Concentración inicial de SS, mg/L.

Es común expresar estos resultados como una matriz de remoción de SS, tal como se ejemplifica en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1- Matriz de remoción de Sólidos Suspendidos
[Davis y Cornwell, 1991]

Profundidad, m.	Tiempo de muestreo, min.					
	10	20	40	55	85	95
0.5	50	75	85	90	95	95
1.5	32	45	65	75	87	88
2.5	20	35	48	60	75	80
3.5	18	30	43	50	65	70
4.5	15	25	40	46	60	63

Los resultados obtenidos con la prueba de asentamiento pueden representarse en la forma de una gráfica de profundidad contra tiempo de muestreo, donde se construyen curvas de porcentaje de remoción constante que conectan los puntos de igual remoción (isorremoción) a incrementos razonables de porcentaje, normalmente 10%. La Figura 6.2 muestra una gráfica de este tipo. La escala de profundidad representa la altura de los puertos de muestreo (Figura 6.1) mientras que la escala de tiempo representa los tiempos de muestreo utilizados. Estas curvas de isorremoción representan la máxima trayectoria de asentamiento para el porcentaje de remoción indicado, es decir, el porcentaje de SS especificado tendrá una trayectoria de asentamiento igual o mayor que el mostrado y, por consiguiente, sería removido en un tanque de sedimentación

ideal de la misma profundidad y con el mismo tiempo de detención.

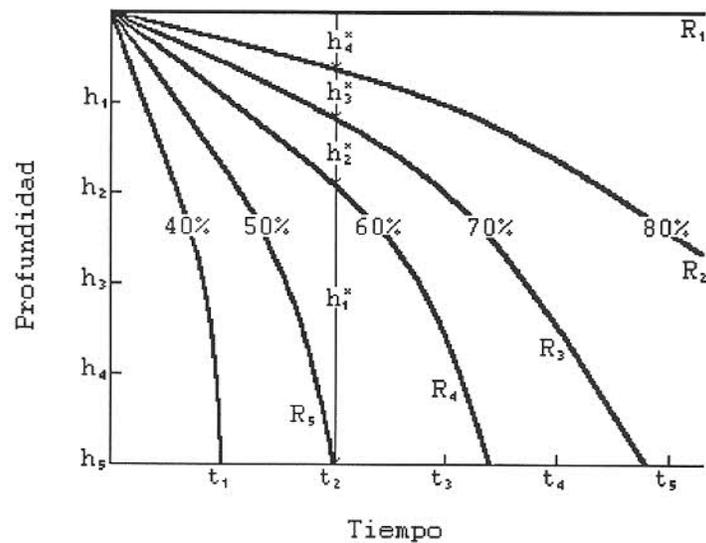


Figura 6.2.- Curvas de isorremoción para el análisis de los datos obtenidos con una columna de asentamiento.

La pendiente en cualquier punto de cualquier curva de isorremoción representa la velocidad instantánea de asentamiento de las partículas representadas por esa curva. De acuerdo con la equivalencia entre v_a y v_d , la velocidad de desborde para un tanque de sedimentación ideal se calcula como:

$$v_d = \frac{h_c}{t_a} \quad (6.7)$$

donde:

h_c = Altura de la columna, correspondiendo a la profundidad a la que halla ubicado el último puerto de muestreo, m.

t_a = Tiempo requerido para que las partículas correspondientes a alguna línea de isorremoción se asienten una distancia h , min.

Todas las partículas que tengan una velocidad de asentamiento igual o mayor que v_d se removerán en un tanque de sedimentación ideal con una velocidad de desborde v_d . Las partículas con una velocidad de asentamiento v_a , menor que v_d , serán removidas parcialmente con una proporción v_a/v_d . Este es el concepto de remoción parcial que se presenta en este proceso. Para el mismo tiempo, sería lo mismo tomar los cocientes de profundidad, h_i^*/h . En este caso, h_i^* representa el nivel promedio hasta el cual se han asentado las partículas en un intervalo de remoción dado.

En la Figura 6.2, para el tiempo t_2 la proporción de partículas removidas al nivel h_1^* es R_5 , que corresponde al 50% de remoción. Para este mismo tiempo, las partículas que representan el 60% de remoción (R_4) se han asentado al nivel h_2^* y así sucesivamente para curvas superiores. La profundidad promedio asentada para las partículas en el rango 50 a 60% es:

$$z_1 = \frac{(h_1^* + h_2^*)}{2} \quad (6.8)$$

En esta ecuación z_1 representa el punto medio entre las dos líneas de isorremoción. Esta distancia promedio es la que se utiliza para calcular el porcentaje de remoción en el rango que se está analizando:

$$R_5^* = \frac{z_1}{h_1^*} (R_4 - R_5) \quad (6.9)$$

En esta otra ecuación h_1^* representa la altura de la columna (h_c) y, entonces, el cociente z_1/h_1^* será la proporción de las partículas removidas. El término $(R_4 - R_5)$ se refiere al intervalo de remoción en el que las partículas son removidas.

Una ecuación similar a la anterior puede determinarse para cada intervalo de remoción de tal forma que la remoción total será la suma de cada una de las remociones parciales en cada uno de estos intervalos, además de aquella que corresponde a las partículas que se remueven completamente. En la sección siguiente se presentan las ecuaciones generalizadas que representan esta situación.

6.5 Algoritmo numérico

El análisis de la sección anterior implica un procedimiento gráfico para la determinación del porcentaje de remoción de sólidos suspendidos en un tanque de sedimentación primaria. Sin embargo, al igual que en el capítulo anterior, este procedimiento gráfico es incongruente con el objetivo de simulación que se persigue en este trabajo. Por consiguiente, resulta necesario realizar un planteamiento numérico de dicho procedimiento gráfico. Este planteamiento numérico debe representar fielmente el procedimiento gráfico que se usa generalmente en el cálculo del porcentaje de remoción de S3.

Al igual que el procedimiento gráfico, el algoritmo

numérico que se plantea aquí parte de la información proporcionada por la columna de asentamiento, es decir, porcentajes de remoción para cada profundidad y tiempo de muestreo (ecuación 6.6) en una matriz de remoción de SS, tal como la mostrada en la Tabla 6.1.

Si se grafican los datos de porcentaje de remoción de SS, R_{ij} , contra el tiempo y para cada profundidad de muestreo se obtiene una gráfica de la forma mostrada en la Figura 6.3 (datos de la Tabla 6.1).

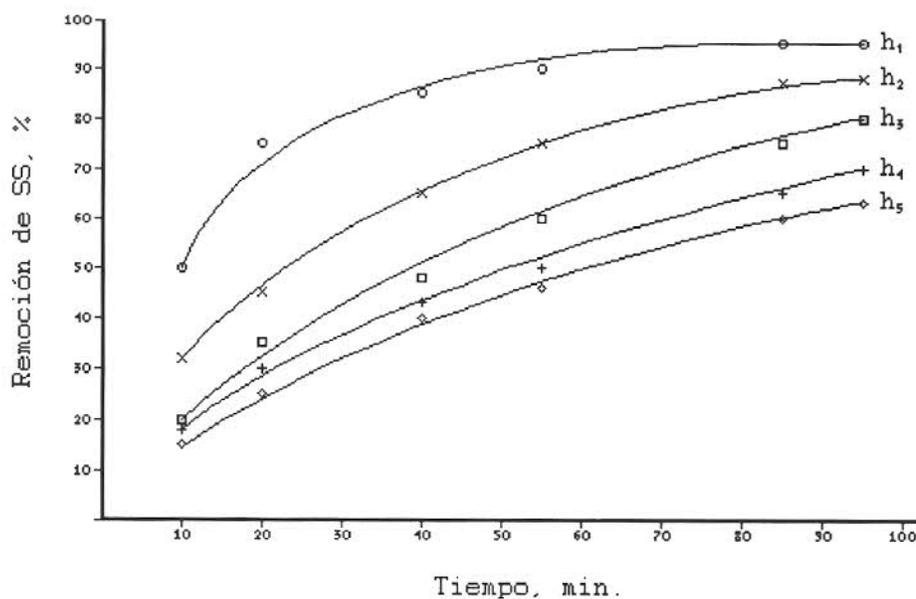


Figura 6.3.- Gráfica del porcentaje de remoción de SS vs. tiempo para cada profundidad de muestreo.

Observando la tendencia de los datos de remoción para cada profundidad puede afirmarse que siguen una curva logarítmica y entonces, es posible, y así se propone en este

trabajo, obtener una expresión de este tipo que represente aproximadamente a los datos. Una regresión logarítmica de los datos de remoción y tiempo para cada profundidad proporciona una curva de la forma:

$$R = a + b \ln(t) \quad (6.10)$$

donde:

R = Remoción de SS, %.

a, b = Constantes de la regresión.

t = Tiempo, min.

La ecuación 6.10 es el punto de partida para la determinación numérica de las curvas de isorremoción como las mostradas en la Figura 6.2.

El primer paso consiste entonces en el cálculo del tiempo necesario para que a cada profundidad se alcance una remoción dada, es decir, determinar t dado R en la ecuación 6.10. De este modo, es posible determinar tantos puntos de isorremoción como puertos de muestreo se tengan. Al unir todos estos puntos se generará la curva de isorremoción deseada. El número de curvas de isorremoción que se genere depende de un rango definido por los valores más bajo y más alto de la matriz de remoción de SS, y con incrementos de, normalmente, 10%.

Antes de continuar es preciso considerar que algunas veces los datos la matriz de remoción están un tanto dispersos en el tiempo, es decir, los intervalos de muestreo son amplios en relación al tiempo del último muestreo. Por esta razón, es que el algoritmo que se desarrolla involucra, como paso

preliminar a la regresión logarítmica, la interpolación de Lagrange de los datos de porcentaje de remoción contra tiempo para generar más puntos sobre el tiempo y así ayudar a que el ajuste logarítmico sea más cercano a los datos originales.

Con los datos de las curvas de isorremoción generados es posible ahora calcular el porcentaje de remoción que se alcance para un tiempo de detención dado. Este tiempo de detención debe estar dentro del rango de los datos de laboratorio, de lo contrario el algoritmo puede reportar resultados incoherentes. Conocido el tiempo de detención es necesario entonces determinar los niveles hasta los que se remueven las partículas representadas por cada curva de isorremoción, es decir, h_i^* en la Figura 6.2. Para esto se aplica interpolación inversa de Lagrange determinando la profundidad a la que el tiempo dado intersecta cada curva de isorremoción.

Por otro lado, es muy posible que para el tiempo que se proponga no exista una curva de isorremoción que coincida con la altura del último puerto de muestreo, tal como se esquematiza en la Figura 6.2. Esta curva de isorremoción debe conocerse pues representa las partículas que se remueven totalmente para el tiempo dado. Para determinar esta remoción inicial se utiliza nuevamente interpolación inversa de Lagrange sobre las remociones definidas en la matriz de remoción de SS correspondientes al último puerto de muestreo. Así se determina que curva de isorremoción intersectaría esta altura (h_i^* en la Figura 6.2) en el tiempo dado. Esta curva de

isorremoción inicial es el punto de partida para determinar las remociones parciales mencionadas en la sección anterior.

Cada espacio que existe entre dos curvas de isorremoción sucesivas determina un intervalo de remoción entre dichas curvas. El punto medio de cada uno de estos intervalos define la profundidad promedio a la que las partículas en dicho intervalo se remueven. Una expresión para determinar dicho punto medio se obtiene extendiendo la ecuación 6.8 a todos los intervalos de remoción. De esta forma, puede escribirse:

$$z_i = \frac{h_i^* + h_{i+1}^*}{2}, \quad i = 1, 2, \dots, n_i \quad (6.11)$$

donde:

z_i = Distancia que define el punto medio de cada intervalo de remoción, m.

n_i = Número de intervalos de remoción, definidos en el rango de la remoción inicial hasta el valor más alto de remoción en la matriz de remoción de SS.

Los intervalos de remoción ejemplificados en la ecuación 6.9 se determinan como:

$$\Delta R_i = \frac{(R_{i+1} - R_i)}{100} \quad (6.12)$$

donde:

ΔR_i = Diferencia fraccional en el intervalo entre las curvas de isorremoción sucesivas, normalmente es constante excepto para el primer intervalo.

R_i = Remoción de SS representada por la i -ésima curva de isorremoción, %.

Finalmente, la remoción total que se alcance en el tiempo dado t será la suma de todas las remociones parciales expresadas de forma similar a la ecuación 6.9 más la remoción inicial, es decir:

$$R = R_0 + \frac{\sum_{i=1}^{n_i} (\Delta R_i z_i)}{h} \quad (6.13)$$

donde:

R = Remoción de SS alcanzada en el tiempo t , %.

R_0 = Remoción inicial de SS correspondiente a la altura del último puerto de muestreo al tiempo t , %.

6.6 El programa SEDPRIM

Siguiendo los lineamientos planteados por el algoritmo numérico de la sección anterior, se desarrolló un programa de cómputo llamado SEDPRIM. Al igual que el programa VOLAM del capítulo anterior, SEDPRIM ha sido escrito en FORTRAN por convenir así en este trabajo. En el capítulo 8 se estudiará el uso de este programa como la subrutina USRTSP que se incorpora al modelo desarrollado en este trabajo. El apéndice B presenta el listado de esta subrutina.

SEDPRIM puede usarse de forma aislada o, como ya se explicó como subrutina. En cualquier caso, se requieren los datos de la matriz de remoción de SS. Estos datos deben

ubicarse en un archivo llamado DATSED.DAT. Las dimensiones son las que aparecen en la Tabla 6.1. En el apéndice B se muestra con un ejemplo, como deben distribuirse dichos datos en el archivo. También es necesario definir un tiempo como el tiempo de detención del tanque ideal.

SEDPRIM es capaz de reportar:

- Valores interpolados de $R_{i,j}$ sobre el tiempo y para cada profundidad de muestreo.
- Ecuaciones logarítmicas de la forma de la ecuación 6.10 para cada profundidad de muestreo.
- Puntos que definen cada curva de isorremoción.
- Nivel de remoción h_i^* para cada curva.
- Remoción inicial R_0 .
- Distancia que representa el punto medio entre cada intervalo de remoción.
- Porcentaje total de remoción de SS que se alcanza en el tiempo dado en un tanque ideal.

6.7 Diseño del tanque de sedimentación primaria

Los parámetros principales en los que se basa el diseño de un tanque de sedimentación primaria son el tiempo de detención, t_d , y la velocidad de desborde, v_d , que ya han sido analizados en secciones anteriores.

Los resultados de las pruebas de laboratorio representan las máximas velocidades obtenidas bajo condiciones ideales [Horan, 1991]. En la práctica, sin embargo, los tanques de sedimentación continuos no se comportan exactamente de la

misma manera debido principalmente a que no se alcanza un flujo uniforme a través de las zonas de entrada o salida, no prevalecen condiciones de reposo debido a la existencia de turbulencia y, además, en climas calurosos se producen corrientes de densidad debido a diferencias de temperatura dentro del tanque. Por estas razones el funcionamiento del tanque se desvía del comportamiento ideal observado en la columna de prueba de laboratorio. Para compensar estas desviaciones se usan factores de seguridad: de 0.65 a 0.85 para la velocidad de desborde, y de 1.25 a 1.5 para el tiempo de detención [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

Normalmente los tanques de sedimentación primaria se diseñan para tiempos de detención de 1.5 a 2.5 horas basados en un flujo promedio. Asimismo, la velocidad de desborde variará entre 30 y 50 $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ d}$ [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

El paso final en el diseño del tanque de sedimentación será el cálculo de sus dimensiones. Para un tiempo de detención dado, puede determinarse la velocidad de desborde utilizando la ecuación 6.2. La ecuación 6.5 permite entonces la determinación del área superficial puesto que el flujo debe conocerse. El volumen puede calcularse aplicando la ecuación 6.3. Conocidos el volumen y el área superficial es posible determinar la profundidad del tanque y, acto seguido, puede entonces seleccionarse la configuración física del tanque que resulte más conveniente.

De este tanque sale la corriente que alimenta al sistema de tratamiento biológico, tema del capítulo siguiente.

CAPITULO 7

SISTEMA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

7.1 Introducción

Los métodos de tratamiento en los que la remoción de los contaminantes se lleva a cabo por medio de actividad biológica se conocen como procesos biológicos unitarios. El tratamiento biológico se usa principalmente para remover sustancias orgánicas biodegradables. Básicamente, estas sustancias se transforman en gases que escapan a la atmósfera y en tejido celular que puede removerse por sedimentación. El tratamiento biológico también se usa para remover nutrientes (nitrógeno y fósforo) del agua residual.

Normalmente, al tratamiento biológico en una planta de tratamiento se le conoce como "tratamiento secundario" pues sucede a un tratamiento primario, que ya se ha discutido. El tratamiento secundario que se usa más comúnmente consiste en dos tipos de procesos: a) procesos de película fija o de crecimiento adherido y b) procesos de crecimiento suspendido o disperso. Aunque estos procesos pueden llevarse a cabo de manera anaerobia, la práctica común indica condiciones aerobias [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

Los procesos de película fija incluyen a los filtros percoladores y los contactores biológicos rotativos o biodiscos. Por otro lado, los procesos de crecimiento suspendido incluyen el proceso de lodos activados y las

lagunas de aereación u oxidación. El proceso de lodos activados es tradicionalmente el más empleado en el tratamiento secundario del agua residual doméstica. Por esta razón este proceso es el que se utiliza como sistema de tratamiento biológico en el modelo que se desarrolla en este trabajo. Es necesario entonces analizar este proceso con suficiente detalle.

7.2 El proceso de lodos activados

El proceso de lodos activados se desarrolló en Inglaterra en 1914 por E. Ardent y W.T. Lockett [Davis y Cornwell, 1991] y se le denominó así porque involucraba la producción de una masa de flóculos de microorganismos activos (llamada precisamente lodo activado) que eran capaces de estabilizar aeróbiamente un material orgánico de desecho. Esta masa o lodo activado de microorganismos se forma a medida que dichos microorganismos crecen y se agrupan en flóculos. Desde entonces se han desarrollado muchas versiones de este proceso pero todas son similares en sus principios fundamentales.

Operacionalmente en el proceso de lodos activados el agua residual por tratar, que generalmente es el efluente del tanque de sedimentación primaria, se alimenta a un tanque de aereación donde el contenido se mantiene en suspensión y se le proporciona aire por algún sistema determinado. El tanque de aereación constituye propiamente un reactor biológico en el que se lleva a cabo la degradación del material orgánico. La mezcla de lodo activado y agua residual en el tanque de

aereación se conoce como licor mezclado (LM). Este licor mezclado pasa a un tanque de sedimentación donde el lodo activado se sedimenta bajo condiciones estáticas y se separa del agua tratada. Como una característica esencial del procesos de lodos activados, una fracción del lodo sedimentado se recircula hacia el reactor biológico con la finalidad de mantener una concentración de microorganismos que permita una remoción adecuada del material orgánico. La fracción restante del lodo se desecha. Aunque el lodo a desechar puede extraerse del reactor como licor mezclado, la práctica común indica que se tome de la línea de recirculación pues está más concentrado e implica el manejo de un menor volumen (Figura 7.2).

Comúnmente los sólidos suspendidos en el licor mezclado se identifican como SSLM. La parte volátil de éstos (sección 3.2.1) es una medida de la masa biológica activa (biomasa) en el tanque y se conoce como SSVLM. Los SSVLM se toman generalmente como una fracción de los SSLM. Esta fracción varía entre un 75 y 80% [Davis y Cornwell, 1991]. La fracción restante es material inerte y corresponde a los sólidos suspendidos fijos (SSF).

7.3 Microbiología y desarrollo bacterial

El papel de los microorganismos es fundamental en el diseño y operación eficiente de cualquier sistema de tratamiento biológico, pues su misión es descomponer el material orgánico presente. En el proceso de lodos activados existen una gran variedad de microorganismos siendo las

bacterias los más importantes, aunque las actividades metabólicas de otros microorganismos también tienen un papel importante. Además de la descomposición del material orgánico en el proceso de lodos activados, también resulta esencial la formación de flóculos de características adecuadas para que la separación en el tanque sedimentador sea eficiente.

Cuando se les coloca en un medio adecuado bajo condiciones ambientales favorables de pH, temperatura y oxígeno, los microorganismos procederán a asimilar el alimento o sustrato presente, provocando un aumento en el tamaño de la población como resultado de su crecimiento y reproducción. La velocidad a la que este alimento se asimila y la biomasa en el sistema se acumula, es reproducible para un conjunto dado de condiciones y puede describirse por modelos matemáticos sencillos. Estos modelos se usan para entender los mecanismos que influyen en el crecimiento así como para establecer el marco general para el diseño y operación de sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales.

Debido a la facilidad con la que los microorganismos se desarrollan en medios o cultivos puros donde el sustrato está bien definido y, dado que existen una gran cantidad de técnicas confiables y rápidas para la cuantificación del crecimiento de los microorganismos y la remoción del sustrato, se ha investigado mucho en esta área. Estas investigaciones han resultado en el desarrollo de modelos cinéticos y ecuaciones confiables para describir los procesos de crecimiento y remoción mencionados. Estos modelos sirven de

base para representar el crecimiento de microorganismos en medios más complejos donde coexistan diferentes tipos de microorganismos tal como en las aguas residuales.

7.3.1 Crecimiento bacterial

Un resultado directo del crecimiento de los microorganismos es un aumento tanto en el número de individuos o células como en el peso o biomasa de la población. Cualquiera de estos parámetros puede usarse para evaluar el crecimiento de los microorganismos, aunque la biomasa es el parámetro preferido.

Las bacterias, al igual que todos los microorganismos, tienen una curva característica de crecimiento como la que se muestra en la Figura 7.1. Esta curva tiene cuatro distintas fases conocidas como: de retraso, de crecimiento logarítmico, estacionaria y endógena o de muerte.



Figura 7.1.- Curva típica de crecimiento bacterial.

La fase de retraso representa el período de aclimatación de las bacterias al medio y es de interés desde el punto de vista del arranque de un proceso de tratamiento biológico y también en la prueba de DBO. En la fase de crecimiento exponencial las células se dividen a una velocidad determinada por sus propias características y por su habilidad para procesar alimento o sustrato. Este período continúa hasta que el medio lo permite, es decir, hasta que algún elemento se agota. Esta fase es la más importante de la curva y representa la máxima velocidad de remoción de sustrato, objetivo primordial del tratamiento. En la fase estacionaria la población permanece constante debido a la detención del crecimiento o bien a un balance entre éste y la muerte de células. Finalmente, en la fase de muerte, también llamada fase endógena, la muerte de las bacterias excede la producción de nuevas células. Las bacterias se ven forzadas a metabolizar su propio material celular puesto que ya no existe sustrato de que alimentarse. Aquí puede presentarse un fenómeno conocido como *lisis* en el que el material de las células muertas sirve de alimento para las células sobrevivientes.

7.3.2 Cinética del crecimiento bacterial

Para asegurar que las bacterias se desarrollarán debe permitírseles permanecer en el sistema un tiempo suficiente para que se reproduzcan. Este período de tiempo depende de su velocidad de crecimiento que a su vez está directamente relacionada con la velocidad a la que metabolizan o utilizan

el material orgánico presente en el agua residual. Suponiendo que las condiciones ambientales son las adecuadas, la estabilización efectiva del material orgánico puede alcanzarse controlando la velocidad de crecimiento de las bacterias.

Se ha encontrado que, para la fase de crecimiento logarítmico, la velocidad de crecimiento de las bacterias es directamente proporcional a la concentración inicial de células y puede representarse por una reacción de primer orden de la forma siguiente:

$$r_c = \mu X \quad (7.1)$$

donde:

r_c = Velocidad de crecimiento bacterial, mg/L d.

μ = Velocidad específica de crecimiento, d^{-1} .

X = Concentración de biomasa bacterial, mg/L.

Por su parte, el consumo o agotamiento del sustrato también sigue una cinética de primer orden con respecto a la biomasa:

$$r_{su} = -U X \quad (7.2)$$

donde:

r_{su} = Velocidad de utilización de sustrato, mg/L d.

U = Velocidad específica de utilización, d^{-1} .

Al formular modelos para la remoción del material orgánico (sustrato) en el tratamiento del agua residual es siempre muy útil conocer que cantidad de biomasa será producida a partir de una cantidad dada de sustrato. El

rendimiento proporciona una medida de esta cantidad:

$$Y = - \frac{I_c}{I_{su}} \quad (7.3)$$

donde:

Y = Coeficiente de rendimiento máximo, definido como la masa de células producidas por masa de sustrato consumido.

Aunque el valor del rendimiento varía dependiendo de la naturaleza del sustrato, especie microbial y condiciones ambientales, se considera que es constante para unas condiciones determinadas y también para una población heterogénea de microorganismos como en el caso del agua residual. Típicamente "Y" varía entre 0.4 y 0.6 [Horan, 1991].

El decaimiento en el crecimiento bacterial observado al final del período de crecimiento exponencial se debe generalmente al agotamiento de un nutriente o sustrato limitante que por ello se conoce como sustrato limitante del crecimiento. Se ha encontrado experimentalmente que el efecto de la concentración de este sustrato limitante puede definirse adecuadamente por medio de la ecuación de Monod:

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (7.4)$$

donde:

μ_m = Velocidad específica de crecimiento máximo, d⁻¹.
S = Concentración del sustrato limitante en solución, mg/L.

K_s = Constante de saturación o de velocidad media,
equivale a la concentración del sustrato
limitante cuando $\mu = 0.5\mu_m$, mg/L.

Si el valor de μ se sustituye en la ecuación 7.1 resulta:

$$r_c = \frac{\mu_m X S}{K_s + S} \quad (7.5)$$

De las ecuaciones 7.3 y 7.5 se obtiene:

$$r_{su} = - \frac{\mu_m X S}{Y(K_s + S)} \quad (7.6)$$

En los sistemas bacteriales que predominan en las aguas residuales el consumo de energía se usa para dos procesos: síntesis celular y mantenimiento celular. El primero está relacionado con el crecimiento celular, mientras que el segundo se refiere a la energía que las células utilizan para mantenerse viables. En consecuencia, es necesario corregir la expresión de velocidad de crecimiento para tomar en cuenta la energía necesaria para el sostenimiento celular. Por otro lado, muchas células estarán en las fases estacionaria y endógena, de acuerdo a la Figura 7.1. Aquí, las células metabolizan su propio material intracelular (lisis) con la consecuente disminución de la masa celular. Normalmente, el efecto de estos factores se agrupa en un concepto que considera que la disminución en la biomasa causada por ellos es proporcional a la concentración de organismos presentes.

Este concepto se conoce como *decaimiento endógeno* y se representa como:

$$r_d = -k_d X \quad (7.7)$$

donde:

r_d = Velocidad de decaimiento endógeno, mg/L d.

k_d = Coeficiente de decaimiento endógeno, d⁻¹.

Incorporando la ecuación 7.7 en la 7.5 se obtiene:

$$r_{nc} = \frac{\mu_m X S}{K_s + S} - k_d X \quad (7.8)$$

donde:

r_{nc} = Velocidad neta de crecimiento bacterial, mg/L d.

Esta ecuación será de gran utilidad en este trabajo, como se verá más adelante. En lo que se refiere al rendimiento, el efecto del decaimiento se determina corrigiendo la ecuación 7.3:

$$Y_{obs} = - \frac{r_{nc}}{r_{su}} \quad (7.9)$$

donde:

Y_{obs} = Rendimiento observado.

La influencia de la temperatura en las constantes de velocidad de reacción en procesos biológicos es muy importante, como se expresó en la ecuación 3.7. Así, el efecto de la temperatura en la velocidad de reacción puede representarse como:

$$r_T = r_{20} \theta_2^{(T - 20)} \quad (7.10)$$

donde:

r_T = Velocidad de reacción a $T^\circ\text{C}$, mg/L d.

r_{20} = Velocidad de reacción a 20°C , mg/L d.

θ_2 = Coeficiente de actividad de temperatura.

Valores típicos varían entre 1.0 y 1.08

[Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

T = Temperatura, $^\circ\text{C}$.

La discusión presentada en esta sección sienta las bases para el modelamiento del tratamiento biológico por el proceso de lodos activados que se discutirá más adelante.

7.4 El reactor biológico

La selección del tipo de reactor que se utilice en el proceso de lodos activados depende de muchos factores tales como: cinética de reacción que gobierne el proceso, requerimientos de oxígeno, naturaleza del agua residual por tratar, condiciones ambientales y costos. Básicamente, la selección del tipo de reactor se refiere al patrón de flujo hidráulico. En este sentido, la selección varía entre dos extremos: reactor completamente mezclado o reactor continuo de tanque agitado (RCTA) y reactor de flujo pistón o de flujo tapón (RFT). Cada uno de éstos tiene sus ventajas y desventajas. Para el RCTA la concentración de sustrato (material orgánico) en el efluente es la misma que en el

reactor lo cual significa que el agua residual entrante se dispersa rápidamente en todo el reactor, hecho que resulta particularmente conveniente en la presencia de compuestos tóxicos que puedan afectar la viabilidad de los microorganismos. El RCTA produce un efluente de calidad más uniforme que no sufre grandes fluctuaciones como respuesta a variaciones en las concentraciones de entrada en el influente. Esta propiedad se aplica también al consumo de oxígeno, por lo que la selección del sistema de aereación se simplifica.

En lo que se refiere a los reactores de flujo tapón se presenta un gradiente decreciente de sustrato desde la entrada y hacia la salida, lo que implica que si hay compuestos tóxicos éstos no se diluyen y puedan entonces inhibir el desarrollo de los microorganismos. Al mismo tiempo, el consumo de oxígeno a lo largo del reactor también variará por lo que el equipo de aereación será más complicado. A pesar de lo anterior, en estos reactores la remoción del material orgánico es mayor y, además, favorecen la formación de flóculos [Horan, 1991]. Estas últimas ventajas obviamente inclinan la selección de los RFT como los más idóneos. Sin embargo, en la práctica es difícil alcanzar un régimen verdadero de flujo tapón debido a la dispersión longitudinal. Esta situación aunada al hecho de que estos reactores son muy susceptibles a las variaciones en cargas de entrada (factor de suma importancia) ha propiciado que los RCTA sean más populares. Este trabajo se basa, entonces, en un sistema de lodos activados cuyo reactor biológico es un reactor continuo de tanque agitado, tal como

se muestra en la Figura 7.2.

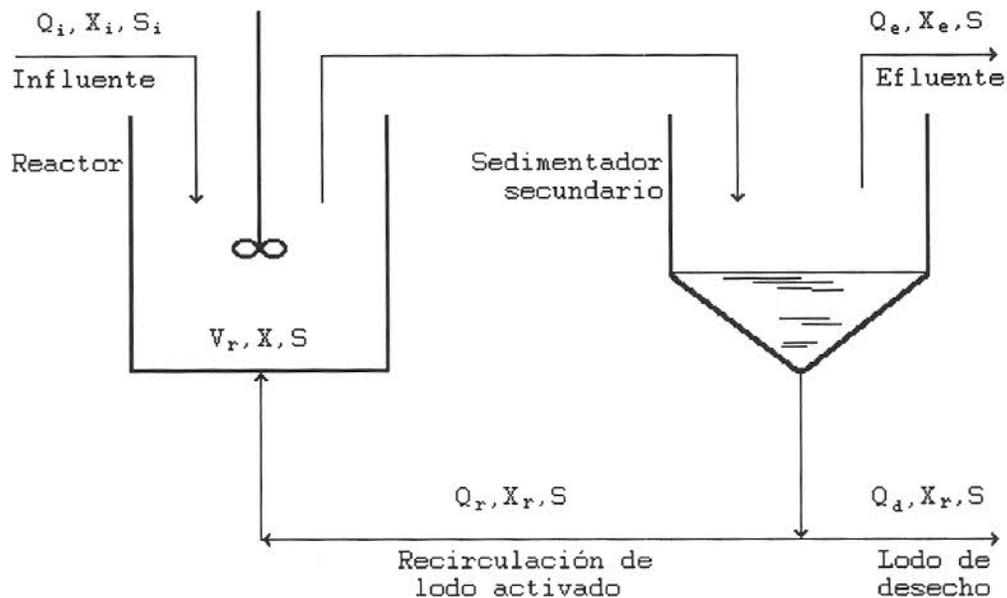


Figura 7.2.- Diagrama esquemático de un sistema de tratamiento biológico de aguas residuales por medio de un proceso de lodos activados.

7.5 Análisis del proceso

Aunque las plantas de tratamiento de aguas residuales son muy complejas y muy caras, los reactores que contienen se diseñan normalmente usando modelos extremadamente simplificados e idealizados [Bailey y Ollis, 1991]. Típicamente, el lodo activado se trata como una pseudoespecie única cuyo crecimiento está gobernado por cinéticas de Monod con un término adicional para tomar en cuenta el decaimiento por metabolismo endógeno (ecuación 7.8). Las ecuaciones de

diseño para el proceso de lodos activados se obtienen a partir de balances de masa de acuerdo con el sistema esquematizado en la Figura 7.2 y con algunas simplificaciones:

- 1.- La concentración de microorganismos o biomasa en el influente es insignificante frente a aquella en el reactor.
- 2.- La concentración de sustrato o alimento en el influente se diluye inmediatamente a aquella en el reactor, de acuerdo con la definición de un RCTA.
- 3.- La estabilización del material orgánico ocurre sólo en el reactor.

El balance de masa para los microorganismos en todo el sistema será:

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Crecimiento neto} \quad (7.11)$$

o bien:

$$\frac{dX}{dt} V_r = Q_i X_i - [Q_d X_r + Q_e X_e] + V_r (r_{nc}) \quad (7.12)$$

donde:

X = Concentración de microorganismos o biomasa en el reactor, mg/L.

V_r = Volumen del reactor, m^3 .

Q_i = Flujo de aguas residuales entrando al sistema en el influente, m^3/d .

X_i = Concentración de biomasa en el influente, mg/L.

Q_d = Flujo de líquido de la corriente de lodo de desecho, m^3/d .

X_r = Concentración de biomasa en las corrientes

de lodo de desecho y de recirculación de lodo, mg/L.

Q_e = Flujo de líquido clarificado que sale del sedimentador secundario, m³/d.

X_e = Concentración de biomasa en el efluente clarificado, mg/L.

r_{nc} = Velocidad neta de crecimiento de la biomasa, mg/L d.

De acuerdo con las simplificaciones ya definidas y para el estado estable:

$$r_{nc} = \frac{Q_d X_r + Q_e X_e}{V_r} \quad (7.13)$$

Reescribiendo la expresión para la velocidad neta de desarrollo de los microorganismos basada en cinética de Monod (ecuación 7.8):

$$r_{nc} = \left(\frac{\mu_m S}{K_s + S} - k_d \right) X \quad (7.14)$$

Igualando las ecuaciones 7.13 y 7.14 resulta:

$$\frac{\mu_m S}{K_s + S} - k_d = \frac{Q_d X_r + Q_e X_e}{V_r X} \quad (7.15)$$

El lado derecho de la ecuación 7.15 representa el inverso de un parámetro muy importante que se conoce como tiempo de residencia celular medio (θ_c), edad del lodo (EL) o bien como tiempo de retención de sólidos (TRS). Este parámetro representa la cantidad promedio de tiempo que los

microorganismos se mantienen en el reactor; la nomenclatura más comúnmente utilizada es la de tiempo de residencia celular medio:

$$\theta_c = \frac{V_r X}{Q_d X_r + Q_e X_e} \quad (7.16)$$

Por otra parte, el balance de masa similar para el sustrato y para las mismas condiciones resulta en:

$$r_{su} = - \frac{Q_i}{V_r} (S_i - S) \quad (7.17)$$

donde:

S_i = Concentración de sustrato entrando al sistema,
mg/L.

S = Concentración de sustrato saliendo del sistema,
mg/L.

El inverso de Q_i/V_r se conoce como tiempo de retención hidráulica del reactor (θ_h) y representa la cantidad de tiempo que el agua residual permanece en el reactor, tal como en el tanque de sedimentación primaria (ecuación 6.3):

$$\theta_h = \frac{V_r}{Q_i} \quad (7.13)$$

A partir de las ecuaciones 7.6 y 7.14 la relación entre r_{nc} y r_{su} puede expresarse como:

$$r_{nc} = - Y r_{su} - k_d X \quad (7.19)$$

Esta ecuación, al combinarse con las ecuaciones 7.13,

7.16, y 7.17 permite obtener una expresión sencilla que puede usarse para determinar la concentración de microorganismos en el reactor:

$$X = \frac{\theta_c Y(S_i - S)}{\theta_c(1 + k_d\theta_c)} \quad (7.20)$$

Del mismo modo, de las ecuaciones 7.17, 7.6 y 7.20 se obtiene una expresión que permite calcular la concentración de sustrato remanente:

$$S = \frac{K_s(1 + k_d\theta_c)}{\mu_m\theta_c - (1 + k_d\theta_c)} \quad (7.21)$$

La aplicación de estas ecuaciones supone el conocimiento de las constantes cinéticas involucradas. La Tabla 7.1 muestra algunos valores típicos.

Tabla 7.1.- Valores típicos de constantes cinéticas involucradas en el proceso de lodos activados para el agua residual doméstica [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]

Parámetro	Valor
K_s	60 mg DBO/L
μ_m	3 d ⁻¹
k_d	0.06 d ⁻¹
Y	0.6 mg SSV/mg DBO

Con la ecuación 7.21 se puede calcular, una vez que se conoce θ_c , la concentración de sustrato en el efluente del sistema, es decir, el nivel de remoción alcanzado. Asimismo, si se debe alcanzar un cierto nivel de purificación, esta ecuación puede resolverse para determinar el θ_c requerido.

7.6 Consideraciones de diseño y control

Aunque las ecuaciones 7.20 y 7.21 pueden usarse para evaluar el funcionamiento del sistema, existen otras relaciones particularmente aplicables para fines de diseño y control del proceso y que se analizan en esta sección.

El término velocidad específica de utilización de sustrato, U , de acuerdo con la ecuación 7.2 se define como:

$$U = -\frac{r_{su}}{X} \quad (7.22)$$

o bien, por la ecuación 7.17:

$$U = \frac{Q_i}{V_r} \frac{(S_i - S)}{X} \quad (7.23)$$

Como puede verse en esta ecuación, U es una medida de la velocidad a la que el sustrato es utilizado por una masa unitaria de microorganismos; de aquí deriva su nombre. Por consiguiente, para evaluar este parámetro deben determinarse tanto el sustrato utilizado como la masa de microorganismos en el reactor. El sustrato utilizado puede evaluarse determinando la diferencia entre la DBO del influente y la del efluente,

mientras que la masa activa de microorganismos es más difícil de determinar. Por esta última razón, el uso de U resulta impráctico como un parámetro de control.

De las ecuaciones 7.13, 7.16, 7.19 y 7.22 se obtiene una ecuación muy útil que relaciona U con θ_c :

$$\frac{1}{\theta_c} = -YU - k_d \quad (7.24)$$

El inverso del tiempo de residencia celular medio, $1/\theta_c$, se conoce como velocidad específica de crecimiento neto y está directamente relacionada con la velocidad de utilización de sustrato.

El tiempo de residencia celular medio es también muy útil en el control del proceso. Su uso como parámetro de control se basa en el hecho de que, para controlar la velocidad de crecimiento de los microorganismos y con ello el grado de estabilización del material orgánico, un porcentaje del material celular debe desecharse diariamente del sistema.

Un término relacionado fuertemente con la velocidad específica de utilización de sustrato y usado comúnmente en la práctica como un parámetro de diseño y control se conoce como la relación alimento: microorganismos (A/M) que se define como:

$$A/M = \frac{\text{Alimento entrando al sistema}}{\text{Microorganismos en el reactor}} \quad (7.25)$$

O bien:

$$A/M = \frac{QS_i}{V_r X} \quad (7.25)$$

La relación A/M se controla, al igual que θ_c , por medio de la cantidad de lodo que se desecha. Al aumentar ésta, aumenta la relación A/M puesto que los microorganismos están saturados de alimento, resultando en una reducción en la eficiencia de tratamiento. Por otro lado, al disminuir la cantidad de lodo que se desecha también disminuye la relación A/M y los microorganismos estarán más hambrientos y entonces la degradación será mayor.

Los parámetros U y A/M se relacionan por medio de la eficiencia del proceso, E:

$$U = \frac{(A/M)E}{100} \quad (7.27)$$

donde:

$$E = \frac{S_i - S}{S_i} \times 100 \quad (7.28)$$

De las ecuaciones 7.24 y 7.27 se obtiene una expresión que evidencia la fuerte interrelación entre la relación A/M y el tiempo de residencia celular medio, θ_c :

$$\frac{1}{\theta_c} = Y (A/M) \frac{E}{100} - k_d \quad (7.29)$$

De aquí es fácil observar que a un valor alto de A/M corresponde un θ_c bajo, mientras que un valor bajo de A/M implica un θ_c alto. Esta última condición es siempre deseable, pues un valor bajo de A/M favorece la degradación, como se comentó anteriormente. Sin embargo, el tener un θ_c alto implica un reactor más grande y más costoso, mayor

requerimiento de oxígeno con el consiguiente mayor consumo energético y, además, se han observado problemas de operación en el tanque sedimentador. Valores típicos para la relación A/M varían entre 0.05 y 1.0, mientras que para θ_c varían de 3 a 15 días [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. El tiempo de residencia celular medio, θ_c , es el parámetro de diseño preferido por su relación con A/M y por ser más comprensible en términos de diseño de reactores.

Se han usado también otras relaciones empíricas basadas en velocidades de carga que describen la velocidad a la que el agua residual se aplica a un reactor de lodos activados. La carga volumétrica determina la cantidad de tiempo que el agua residual permanece en el reactor y se conoce como tiempo de retención o tiempo de retención hidráulico, tal y como se describe por la ecuación 7.18. Los valores típicos para el tiempo de retención varían de 4 a 8 horas [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

La carga orgánica es una medida de la cantidad de material orgánico, expresado como DBO, aplicada por día y por unidad de volumen al reactor:

$$\text{Carga orgánica} = \frac{(\text{Flujo entrante}) (\text{DBO de entrada})}{\text{Volumen del reactor}} \quad (7.3)$$

La carga orgánica que una planta recibe varía considerablemente en el transcurso del día, como se discutió en la sección 4.4.1. Sin embargo, para fines de diseño se usa el valor ponderado resultado de la etapa de amortiguamiento.

Su valor puede variar desde 0.3 hasta más de 3 kg/m³ d.

Un parámetro que es importante conocer dentro del contexto global de la planta es la cantidad de lodo que se produzca y que se deseche del proceso. Esta cantidad, basada en un día de operación es:

$$P_x = Y_{\text{obs}} Q_i (S_i - S) \quad (7.31)$$

donde:

P_x = Cantidad neta de lodo activado producido diariamente, expresado en términos de sólidos suspendidos volátiles, kg/d.

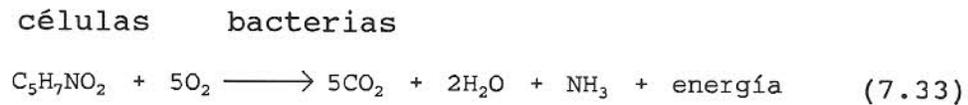
Y_{obs} = Rendimiento observado.

Una expresión para el rendimiento observado puede obtenerse a partir de las ecuaciones 7.9, 7.17, 7.18, 7.19 y 7.20:

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + k_d \theta_c} \quad (7.32)$$

Del mismo modo que la cantidad de lodo, la cantidad teórica de oxígeno requerida en el proceso es también un parámetro sumamente importante. Para calcularla, si se partiese de la suposición de que toda la DBO se degrada, entonces la demanda total de oxígeno estaría dada por la conversión de DBO a DBO_u utilizándose un factor apropiado. Sin embargo, se sabe que una parte del material orgánico se transforma en nuevas células que a la postre se desechan del sistema. Entonces, si la DBO_u de las células desechadas se

resta del total, la cantidad restante representará la cantidad de oxígeno que debe aplicarse al sistema. La DBO_u puede determinarse a partir de una reacción estequiométrica dada por:



P.M: (113) (160)

De aquí puede observarse que la DBO_u de una mol de células equivale a 1.42 veces la concentración de las células. Por consiguiente, el oxígeno teórico requerido para la remoción de material orgánico en el agua residual para un sistema de lodos activados es:

$$O_2 = DBO_u \text{ utilizada, kg/d} - 1.42 (\text{Lodo desechado}), \text{ kg/d} \quad (7.34)$$

o bien:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = \frac{Q_i (S_i - S)}{f} - 1.42 (P_x) \quad (7.35)$$

donde:

f = Factor de conversión de DBO a DBO_u . Su valor es muy variable, sin embargo, 1.47 es un valor representativo [Horan, 1991].

Si se conoce la eficiencia de transferencia de oxígeno del sistema de aereación entonces puede calcularse la cantidad de aire necesaria. Este aire debe ser suficiente para satisfacer la demanda de oxígeno del material orgánico (DBO), satisfacer la respiración endógena de los microorganismos en

el licor mezclado, proporcionar mezclado adecuado y mantener una concentración mínima de oxígeno disuelto de 2 mg/L en el tanque de aereación [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

Muchas de las ecuaciones presentadas en las secciones 7.5 y 7.6 han sido desarrolladas bajo ciertas suposiciones. El uso del simulador ASPEN PLUS permite evitar algunas de estas suposiciones y, entonces realizar la simulación de forma más completa. Por supuesto, y como se discutirá en el capítulo siguiente, algunas suposiciones deben prevalecer. A pesar de esta situación, las ecuaciones mencionadas sirven para evidenciar, al menos cualitativamente, la interdependencia entre las diversas variables que involucra el proceso de lodos activados.

7.7 Influencia del tanque de sedimentación secundaria

En este punto es conveniente resaltar la importancia que el tanque de sedimentación secundaria tiene como una parte integral del proceso de lodos activados. El diseño del reactor biológico no puede considerarse independientemente del diseño del tanque de sedimentación acompañante. Para alcanzar un nivel determinado de purificación es necesario separar los sólidos del licor mezclado y regresar una parte al reactor. Esta es una característica distintiva del proceso de lodos activados.

El tanque de sedimentación secundaria debe llevar a cabo dos funciones esenciales: clarificación del agua tratada para producir un efluente con bajo contenido de sólidos y

espesamiento del lodo activado que se sedimenta para recircular una porción al reactor. Ambos criterios deben considerarse en los cálculos de diseño aunque generalmente la función espesadora del tanque es la más crítica y es la que define el diseño.

El espesamiento de lodos es un área muy amplia de estudio. La metodología que involucra el diseño de espesadores incluye determinaciones de laboratorio y la aplicación de métodos gráficos, tal como en el caso de la sedimentación primaria (capítulo 6). Sin embargo, en el caso del tanque de sedimentación secundaria el fenómeno de asentamiento involucrado es del tipo 3 y, entonces, el método de análisis es diferente y más complicado. Al igual que en el capítulo 6, debería entonces desarrollarse un algoritmo numérico equivalente al método gráfico de solución para poder ser incorporado en el modelo que se plantea en este trabajo. Tal algoritmo no ha sido desarrollado, quedando abierta esta posibilidad para trabajos posteriores.

La función de clarificación del tanque de sedimentación secundaria afectará la cantidad de sólidos que salgan en el efluente y es muy difícil de controlar. Por otra parte, la función de espesamiento determinará la concentración de sólidos suspendidos en la corriente que se recircula al reactor (X_r en la Figura 7.2). La importancia de esta última función se evidencia por la ecuación 7.36 que resulta de aplicar un balance de masa alrededor del tanque de sedimentación secundaria junto con la aplicación de la

ecuación 7.16:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Q_i}{V_r} \left(1 + r + r \frac{X_r}{X} \right) \quad (7.36)$$

donde:

r = Relación de recirculación.

$$r = \frac{Q_r}{Q_i} \quad (7.37)$$

El término X_r/X representa la habilidad de espesamiento del tanque de sedimentación secundaria. La ecuación 7.36 muestra claramente la interrelación entre el reactor y el tanque de sedimentación en el proceso de lodos activados, además del efecto que sobre éstos ejercen el tiempo de residencia celular medio y la relación de recirculación.

El propósito de recircular lodo activado es mantener una concentración suficiente de éste en el reactor tal que se alcance el grado de tratamiento deseado, como se ha mencionado anteriormente. Es importante entonces controlar la velocidad a la que se recircula este lodo al reactor. Para ello existen varios métodos, uno de los cuales se basa en una prueba empírica de asentabilidad conocida como "índice de volumen de lodo" o IVL. Este índice se define como el volumen en mililitros ocupado por un gramo de sólidos suspendidos de licor mezclado proveniente del reactor después de 30 minutos de asentamiento en una probeta graduada de 1 litro. En la práctica se toma como el porcentaje del volumen ocupado por el lodo activado en una muestra después de 30 minutos y dividido

por la concentración de SSLM, es decir:

$$IVL = \frac{VA}{SSLM} \times 1000 \text{ mg/g} \quad (7.33)$$

Conceptualmente, el IVL puede relacionarse con la cantidad y concentración de sólidos en el tanque de sedimentación secundaria siempre y cuando se asuma que dicho tanque se comporta exactamente como la probeta usada en la determinación de este parámetro. Entonces, bajo esta premisa, puede establecerse una equivalencia entre el IVL y la concentración de sólidos suspendidos (SSLM) en la corriente de recirculación al reactor:

$$SSLM_r = \frac{10^6}{IVL} \quad (7.39)$$

donde:

$SSLM_r$ = Concentración máxima de SSLM en la corriente de recirculación de lodo activado al reactor, mg/L.

10^6 = Factor de conversión de mL/g a mg/L.

El IVL es un factor clave en el diseño del sistema pues indirectamente limita la concentración de SSLM en el reactor y con ello, la cantidad de SSVLM que puede alcanzarse. Esto es debido a que controla la concentración del lodo que se extrae del tanque de sedimentación. Así para un IVL y una relación de recirculación dados, es posible fijar las cantidades de SSLM y SSVLM máximas alcanzables. Es común encontrar la relación

entre el IVL y la relación de recirculación junto con los SSLM en el reactor expresados en forma de gráficas y nomogramas [Davis y Cornwell, 1991; Horan, 1991].

Un parámetro de fundamental importancia, principalmente desde el punto de vista del diseño y operación del tanque de sedimentación secundaria, es la carga de sólidos que se aplica al mismo y que está dada por:

$$CS = \frac{(Q_i + Q_r) \text{ SSLM}}{A_{ss}} \quad (7.40)$$

donde:

CS = Carga de Sólidos en forma de SSLM que recibe el tanque de sedimentación secundaria, kg/m² h.

SSLM = Concentración de SSLM en la corriente de entrada al tanque de sedimentación secundaria, mg/L.

A_{ss} = Area superficial del tanque de sedimentación secundaria, m².

7.8 Diseño del tanque de sedimentación secundaria

Como ya se ha mencionado, el tanque de sedimentación secundaria debe diseñarse para llevar a cabo la clarificación del efluente y el espesamiento del lodo. Ambas funciones están directamente relacionadas con el área superficial del tanque. El área requerida para la clarificación generalmente se basa en una velocidad de desborde que es equivalente a la velocidad de asentamiento de la partícula más lenta que se desea remover. Esta velocidad se obtiene a partir de pruebas de

asentamiento en columna de prueba de laboratorio [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. Por otra parte, el área requerida para el espesamiento de los sólidos depende de una cantidad máxima permisible de carga de sólidos, tal y como puede deducirse de la ecuación 7.40. Esta carga máxima permisible está definida por un parámetro que se conoce como flux limitante de sólidos. Al igual que la velocidad de asentamiento, este parámetro se determina por medio de pruebas de laboratorio cuyos resultados se analizan por medio de un procedimiento gráfico conocido precisamente como análisis de flux de sólidos [Peavy *et al*, 1986; Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. Otro parámetro muy importante y que también interviene en el procedimiento de flux de sólidos es la concentración final de sólidos (SSLM) que habrá de alcanzarse con el espesamiento. Generalmente el área requerida para el espesamiento siempre cumple con los requisitos de clarificación, por ello esta área es la que define el área superficial de diseño que habrá de tener el tanque de sedimentación secundaria. Conociendo el flux limitante de sólidos es posible aplicar la ecuación 7.40 para determinar el área. La velocidad de desborde se determina directamente por la velocidad de asentamiento. Valores típicos para la carga de sólidos varían entre 3 y 6 kg/m² h mientras que la velocidad de desborde varía entre 16 y 32 m³/m² d [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]. En lo que se refiere a la profundidad del tanque, el procedimiento de diseño no contempla su determinación, pues teóricamente no influye; sin embargo es muy importante que ésta sea suficiente para cumplir

con las dos funciones del tanque. Típicamente esta profundidad varía entre 3.5 y 5 m. [Metcalf & Eddy, Inc., 1991].

Un problema que se presenta muy a menudo en el diseño y operación de los tanques de sedimentación secundaria es la predicción de la cantidad de sólidos suspendidos que pudieran ser arrastrados por el efluente como función de los parámetros de diseño y operación más comunes. Sin embargo, en este sentido aún no se tiene gran avance, por lo que se recurre a la literatura y a la experiencia para determinar este parámetro.

7.9 Recapitulación

En el capítulo que ahora concluye se ha evaluado el sistema de tratamiento biológico que involucra el modelo para la simulación de una planta de tratamiento de aguas residuales planteado en este trabajo. Se han sentado las bases teóricas necesaria para la comprensión de esta etapa de tratamiento mediante un análisis suficientemente detallado. Asimismo, se han desarrollado y planteado las ecuaciones que servirán para determinar los parámetros de diseño, operación y control del proceso.

Con este capítulo, y los que le han precedido, se tiene entonces la información suficiente para definir completamente el modelo que se persigue como objetivo central de este trabajo. De este modo, en el capítulo siguiente se realiza una descripción detallada de dicho modelo respetando el orden del flujo de información como hasta ahora se ha hecho.

CAPITULO 8

DESCRIPCION DEL MODELO

8.1 Introducción

Aunque se ha utilizado el simulador de procesos ASPEN PLUS como herramienta de trabajo en la que se sustenta el modelo desarrollado, el objetivo central de esta tesis es ajeno al mismo simulador. El lector interesado en detalles de ASPEN PLUS debe referirse a Aspen Technology, Inc., la compañía propietaria del mismo [1994].

La implementación de un modelo para una simulación en ASPEN PLUS requiere la definición completa del problema que se desea simular. Esta definición debe realizarse de acuerdo con los lineamientos propios del simulador. Debe tenerse siempre presente que el simulador de procesos es, a fin de cuentas, un programa de cómputo y como tal tiene sus propias reglas. En lo que se refiere a ASPEN PLUS, la definición del problema se facilita a través del uso de ModelManager, un ambiente gráfico diseñado *ex profeso*. La tarea de ModelManager es "traducir" la información del problema generando un "código de entrada". Este código de entrada es un archivo ASCII donde se escriben las instrucciones que ASPEN PLUS debe interpretar para ejecutar la simulación del problema en cuestión. Las versiones de ASPEN PLUS y ModelManager utilizadas son 8.5 y 3.3 respectivamente. Es importante aclarar que el código de entrada mencionado es necesario para estas versiones, sin

embargo, es posible que en versiones posteriores no se precise su generación. Esto en virtud de la tendencia actual de que los simuladores de procesos comerciales funcionen en un entorno completamente gráfico. El apéndice D presenta el código de entrada para la planta de tratamiento que se describe en este capítulo.

Tanto la forma en que deben proporcionarse las instrucciones mencionadas como ellas mismas están perfectamente establecidas mediante reglas claras y precisas propias del simulador. Aunque el código de entrada puede escribirse manualmente el uso del ambiente gráfico permite eliminar el riesgo de cometer errores tipográficos, además de que la representación del problema en forma de un diagrama de flujo ayuda a la percepción más clara del problema.

De acuerdo con sus reglas, para definir un problema en ASPEN PLUS se requiere especificar cada uno de los siguientes conceptos esenciales:

- 1.- Componentes involucrados en la simulación.
- 2.- Propiedades físicas.
- 3.- Conectividad del diagrama de flujo.
- 4.- Corrientes de alimentación.
- 5.- Equipos o unidades de proceso.

A estos conceptos deben añadirse otros que son también importantes entre los que están: información descriptiva sobre el problema, sistema de unidades, clases de corrientes involucradas, bancos de datos para propiedades físicas,

parámetros de control de la simulación, opciones de convergencia, estudios de sensibilidad, etc. Particular énfasis merecen las sentencias FORTRAN auxiliares que son muy útiles en este trabajo. Estas sentencias, como se verá en su oportunidad, se utilizan con una gran variedad de objetivos, entre los que destacan calcular parámetros y modificar variables.

El desarrollo de este capítulo se plantea iniciando con los conceptos auxiliares que se usan en toda la simulación y continuando con la descripción de los conceptos esenciales enumerados anteriormente. En lo que se refiere a los equipos o unidades de proceso, se analiza cada una de las etapas de tratamiento descritas en los capítulos precedentes, describiendo asimismo las sentencias FORTRAN auxiliares que involucren.

El apéndice D puede consultarse en cualquier momento para examinar la forma exacta en que cada concepto descrito se refleja en el código de entrada.

8.2 Conceptos auxiliares

En esta sección se describen los conceptos que, aunque no están considerados como esenciales, sí son importantes en el desarrollo del modelo en cuestión.

La información descriptiva sobre el problema permite darle un título y una breve descripción al problema con fines meramente ilustrativos. El título aparecerá encabezando cada página del reporte de la simulación; la descripción sólo

aparecerá al principio. Aunque esta información es opcional, es conveniente proporcionarla.

En ASPEN PLUS existen tres sistemas base de unidades: Sistema Inglés de Ingeniería, Sistema Internacional de Unidades y Sistema Métrico de Ingeniería. Puede utilizarse cualquiera de ellos o bien, a partir de alguno, definir otro sistema. Existe además la posibilidad de utilizar un sistema para los datos de entrada y otro diferente para los de salida. En este trabajo se utiliza, tanto para la entrada como para la salida, el Sistema Internacional de Unidades (SI) con algunas modificaciones.

Las corrientes en ASPEN PLUS son de tres tipos: de Materiales, de Calor y de Trabajo. Las corrientes de materiales, que son las usadas en este trabajo, se clasifican de acuerdo al concepto de "subcorrientes". Este concepto de subcorrientes se refiere al tipo de componentes que involucran (los tipos de componentes se discuten más adelante), así se definen tres clases de subcorrientes: MIXED usada para manejar todos los componentes convencionales; CISOLID maneja componentes convencionales sólidos que son inertes; y NC donde se incluyen los componentes no convencionales. Adicionalmente las subcorrientes de sólidos pueden tener una distribución de tamaño de partícula (PSD).

Toda corriente debe incluir al menos a la subcorriente MIXED. Las clases de corrientes entonces surgen de la combinación de MIXED con las corrientes que involucran sólidos con o sin la distribución de tamaño de partícula: CONVEN (sólo

MIXED), MIXCISLD (MIXED y CISOLID), MIXNC (MIXED y NC), MIXCINC (MIXED, CISOLID y NC), MIXCIPSD (MIXED y CISOLID con PSD) y MIXNCPSD (MIXED y NC con PSD). En este trabajo se utilizan corrientes MIXNC.

Los parámetros que requieren los modelos de propiedades físicas están almacenados en varios bancos de datos. El principal banco de datos de ASPEN PLUS es ASPENPCD. También existe el banco de datos DIPPRCD desarrollado por el *Design Institute for Physical Property Data*. Además existen también bancos de datos de parámetros de combustión (COMBUST), de parámetros binarios (BINARY), de propiedades de componentes sólidos convencionales (SOLIDS) y de electrólitos (AQUEOUS). En este trabajo se utilizan ASPENPCD, DIPPRCD y SOLIDS.

8.3 Componentes

En ASPEN PLUS se distinguen en tres clases de componentes: los convencionales, los convencionales inertes y los no convencionales. Los componentes convencionales son todos los que pueden participar en el equilibrio de fases y están caracterizados por propiedades bien definidas. Los componentes convencionales inertes son los sólidos que se tratan como inertes respecto al equilibrio de fases pero no necesariamente con respecto al equilibrio químico. Los componentes no convencionales son materiales sólidos caracterizados en términos de factores empíricos conocidos como atributos de componente; se tratan como inertes respecto a los equilibrios químico y de fases. Los atributos de

componente asociados a los sólidos no convencionales representan su composición en términos de uno o más conjuntos de constituyentes identificables. Estos atributos son: PROXANAL, ULTANAL, SULFANAL y GENANAL. Los tres primeros se refieren a resultados de análisis de laboratorio, mientras el último se refiere a un análisis general para determinar la composición del sólido por hasta 10 constituyentes distintos expresados en porcentaje en peso o en volumen.

En este trabajo, los sólidos que se involucran en la simulación son definitivamente no convencionales. La definición de estos componentes sólidos depende de la caracterización del agua residual, por lo que es necesario remitirse al capítulo 3. En la sección 3.3.2 se describieron las formas principales para expresar el contenido orgánico del agua residual: la DBO y la DQO. De éstas, la que se utiliza en este trabajo es la DBO. El hecho de que, de acuerdo a la ecuación 3.1, la DBO se exprese en mg/L es muy conveniente y sugiere que se considere a la DBO como un componente para representar el contenido orgánico del agua residual; es decir, la cantidad de DBO será equivalente a la cantidad de material orgánico presente. Similarmente, para los sólidos suspendidos y sólidos suspendidos volátiles, pueden definirse otros componentes sólidos no convencionales: SSLM y SSVLM. Cabe aclarar que aunque esta nomenclatura fue definida para el tratamiento biológico (sección 7.2), no existe ningún impedimento para que representen a los sólidos suspendidos en todo la planta. Así pues, el modelo que se propone tendría

tres componentes sólidos no convencionales: DBO, SSLM y SSVLM. Sin embargo, como se verá más adelante, para la etapa de amortiguamiento del flujo se utiliza un artificio que hace necesaria la definición de un cuarto componente de este tipo: DESECHOS.

En lo que se refiere a los componentes convencionales, este modelo se limita a manejar los siguientes: agua, aire, nitrógeno, oxígeno, alcalinidad y fósforo. El agua es, por supuesto, el más importante; el aire se utiliza en la etapa de amortiguamiento; el Nitrógeno y el Fósforo establecen los nutrientes necesarios en el tratamiento biológico (sección 3.3.6); el oxígeno es fundamental en el tratamiento biológico (sección 7.6), mientras que la alcalinidad representa el contenido de CaCO_3 del agua residual.

A cada componente se le asigna un identificador de hasta 8 caracteres con el que se le identifica en la simulación.

8.4 Propiedades Físicas

En la mayoría de los procesos que se estudian en ingeniería química y de procesos las propiedades físicas de las sustancias involucradas tienen un papel relevante y muchas veces determinante. Sin embargo, éste no es el caso de los procesos de tratamiento de aguas residuales que se contemplan en este trabajo, donde el punto más importante está en los balances de materia.

Aunque el papel de las propiedades físicas en este trabajo no sea trascendente, en la simulación no puede

evitarse el cálculo. Para los componentes convencionales el simulador obtiene los parámetros necesarios para este cálculo de sus bancos de datos. En el caso de los componentes no convencionales la situación es diferente puesto que no están en los bancos de datos. Afortunadamente las únicas propiedades que se calculan para éstos son la entalpía y la densidad.

La colección de métodos y modelos usados para calcular las propiedades de la fase fluida en una simulación se conocen como conjuntos de opciones. Existen en ASPEN PLUS alrededor de 50 de estos conjuntos de opciones. Cuando se involucran sólidos en una simulación, las propiedades físicas de la fase fluida se calculan suponiendo condiciones ideales. Para calcular la entalpía y densidad de los componentes no convencionales se utilizan los modelos conocidos como ENTHGEN y DNSTYGEN respectivamente. Estos modelos requieren que se conozca el atributo de componente GENANAL, que es el usado en este trabajo. Esta opción debe especificarse para cada componente no convencional.

ENTHGEN es un modelo general que calcula la entalpía como un simple promedio ponderado en la fracción másica de las entalpías de sus constituyentes individuales. La entalpía de cada constituyente a cualquier temperatura se calcula combinando simplemente un calor estándar de formación, DHFGEN, con un cambio en el calor sensible que está dado por una expresión polinomial de tercer grado en la temperatura para la capacidad calorífica, HCGEN. Entonces, para cada componente deben definirse DHFGEN y cuatro coeficientes para HCGEN. Es

difícil precisar estos valores dada la complejidad de los componentes, por lo que se les asigna un valor arbitrario dada su nula utilidad. Las unidades de estos parámetros son importantes y no deben omitirse, así los valores para todos los componentes no convencionales son: 10,000 kcal/kg para DHFGEN y 0 BTU/lb °R para HCGEN.

DNSTYGEN calcula la densidad usando un simple promedio ponderado en la fracción másica del recíproco de las densidades de sus constituyentes individuales. Para cada constituyente, la densidad se determina por una expresión polinomial de tercer grado en la temperatura que involucra cuatro coeficientes que deben definirse. Sólo se define el primer coeficiente de cada constituyente utilizando arbitrariamente la composición porcentual típica de cada componente. De este modo, para DBO se asigna 60% a las proteínas, 30% a los carbohidratos y 10% a los aceites y grasas (sección 3.3.1). Por su parte, para SSLM se supone que el 75% es materia orgánica y el 25% inorgánica. A su vez, la materia orgánica tiene la composición porcentual de la DBO resultando entonces cuatro constituyentes: 45%, 22.5%, 7.5% y 25%. La composición porcentual de los constituyentes para SSVLM se definen de acuerdo a la composición típica de las células vivas que representa tal como aparece en la ecuación 7.33. Así, se definen cuatro constituyentes cuyos porcentajes son: 53.1%, 28.3%, 12.4% y 6.2%. En lo que se refiere a DESECHOS, este componente hipotético no tiene gran participación, por lo que se ignora. Cabe aclarar que cada

constituyente de cada componente debe representar su contribución porcentual a la densidad, por lo que se usa un valor base arbitrario de 1000 kg/m^3 para determinar las contribuciones individuales.

8.5 Conectividad del diagrama de flujo

La conectividad del diagrama de flujo se refiere a la forma en que se interconecta cada uno de los bloques o equipos de proceso, definiendo las corrientes que entran y salen de los mismos. Cada bloque y cada corriente deben tener un nombre o identificador para distinguirlos en el diagrama de flujo. Esta fase también se conoce como topología del proceso. Al usar ModelManager para definir el problema de simulación las conexiones se realizan manualmente resultando, para la planta representada en este trabajo, el diagrama de flujo que se muestra en la Figura 8.1.

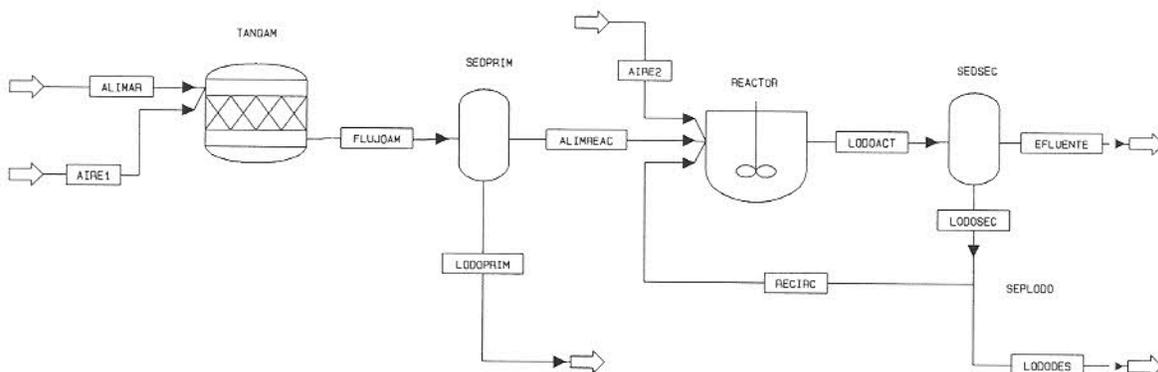


Figura 8.1.- Diagrama de flujo para la planta de tratamiento de aguas residuales generado con ModelManager.

Como puede apreciarse en este diagrama para la planta de tratamiento representada por el modelo en descripción, a la etapa de amortiguamiento del flujo esquematizada por el bloque TANQAM entran dos corrientes: ALIMAR y AIRE1 y sale una: FLUJOAM; ALIMAR es la corriente de alimentación de agua residual que recibe la planta, mientras AIRE1 representa el aire necesario en esta etapa. La corriente FLUJOAM entra a su vez al bloque SEDPRIM que representa la etapa de sedimentación primaria de la que salen dos corrientes: ALIMREAC y LODOPRIM. LODOPRIM es el lodo que se retira de esta etapa mientras que ALIMREAC va a alimentar al reactor biológico REACTOR. Además, a REACTOR también entran la corriente AIRE2 que contiene el oxígeno necesario para el tratamiento biológico y la corriente RECIRC que es la recirculación de lodo activado característica de un proceso de lodos activados. De REACTOR sale la corriente LODOACT, el licor mezclado que incluye agua y lodo activado. Esta corriente entra al sedimentador secundario representado por el bloque SEDSEC del que salen el efluente clarificado de la planta, EFLUENTE, y el lodo espesado, LODOSEC. Una fracción de este lodo se recircula a REACTOR con la corriente RECIRC y otra fracción se desecha con la corriente LODODES. La separación de estas dos fracciones se lleva a cabo en el bloque SEPLODO.

8.6 Corrientes de alimentación

Como puede observarse en la Figura 8.1 y se explicó en la sección anterior, las corrientes de alimentación a la planta

son tres: ALIMAR, AIRE1 y AIRE2. Estas corrientes deben estar completamente definidas de acuerdo al concepto de simulación esquematizado en la Figura 2.1b. Para definir completamente estas corrientes deben a su vez definirse cada una de las subcorrientes que involucran. Para la subcorriente MIXED esta definición significa especificar la condición de la subcorriente y la cantidad de cada componente en la misma. La condición está determinada por dos de las siguientes variables: temperatura, presión y fracción de vapor con las unidades definidas como las de entrada. En lo que se refiere a las cantidades existe la posibilidad de especificarlas como flujos másicos, molares o volumétricos totales o fraccionarios; también pueden expresarse como concentraciones en un solvente. Por su parte para la corriente NC deben especificarse temperatura y presión y los flujos deben darse como flujos másicos, ya sea como flujo total o como fracciones.

En este trabajo, los flujos de entrada que se especifican no corresponden realmente a los de la simulación pues son modificados con sentencias FORTRAN auxiliares como se verá en su oportunidad. Así los valores de flujo total que aparecen en el código de entrada son meramente iniciales; los valores de las fracciones de cada componente sí son los correctos.

Las condiciones de operación para toda la planta se establecen como 20 °C de temperatura y 1 atm de presión por lo que estos valores se asignan a las corrientes de entrada donde es necesario. Para la corriente AIRE1 se especifica un flujo

volumétrico total de $0.10 \text{ m}^3/\text{s}$ donde la fracción de AIRE es 1, es decir, únicamente es AIRE. Para la corriente AIRE2 se especifican igualmente $0.10 \text{ m}^3/\text{s}$ de flujo total, solo que aquí es sólo OXIGENO, o sea, la fracción de OXIGENO es 1.

La corriente ALIMAR incluye tanto a MIXED como a NC. En mixed se definen temperatura y presión, flujo total de $0.50 \text{ m}^3/\text{s}$ definiendo como solvente al AGUA y las cantidades, por su parte, se definen con las siguientes concentraciones medias de la Tabla 3.1: 40 mg/L para NITROGENO, 100 mg/L para ALCALINI y 8 mg/L para FOSFORO. Para la subcorriente NC se especifican temperatura, presión y flujo másico total con la fracción de DESECHOS igual a 1, pues sólo este componente no convencional está presente. Además debe especificarse el GENANAL para dicho componente que en este caso sólo tiene un constituyente. Recuérdese que los valores de flujo totales se modificarán durante la simulación, de acuerdo con lo que se requiera en la unidad de proceso involucrada.

8.7 Etapa de Amortiguamiento del Flujo

Al no existir un modelo de ASPEN PLUS específico, la etapa de amortiguamiento del flujo descrita en el capítulo 5 se modela y simula como el reactor hipotético TANQAM. Para representar este reactor en la simulación se utiliza el modelo RSTOIC que es aplicable cuando no es importante la cinética pero la estequiometría sí se conoce y la extensión de la reacción puede especificarse. En este reactor se lleva a cabo una reacción química también hipotética que tiene la finalidad

de establecer las cantidades de DBO y SSLM que estarán presentes en el agua residual por tratar. Para esto se ha definido el componente DESECHOS, hipotético claro está, a partir del cual se generarán tales cantidades. En esta misma reacción también se involucra al aire necesario para prevenir efectos adversos, como se mencionó en la sección 5.1:



En esta reacción todo DESECHOS se transforma, es decir, su conversión es de 100%. Para fijar las cantidades involucradas en esta reacción se utilizan los coeficientes estequiométricos, como se verá más adelante. Por otro lado, también deben especificarse la temperatura y presión o caída de presión además del GENANAL de cada componente que resulta después de la reacción. Así, la temperatura y presión serán las de toda la planta, mientras que los GENANAL se mantendrán como los definidos en la sección 8.4.

Como se mencionó en la sección 5.4 se ha desarrollado una subrutina FORTRAN, denominada USRVAM, que se utiliza para calcular los parámetros que definen la operación del tanque de amortiguamiento. Los parámetros que esta subrutina permite fijar son: el flujo promedio amortiguado, las cargas másicas de DBO promedio de entrada y salida y el volumen acumulado máximo. El flujo promedio, dado por la variable FPRM, establece la cantidad promedio de agua que sale de esta etapa (ecuación 5.5) en m³/s. Las cargas másicas promedio en kg/hr

están dadas por las variables CMENT y CMSAL, mientras que el volumen acumulado máximo en m^3 está dado por DSMAX.

La lectura de estas cuatro variables de la subrutina USRVAM y la especificación del flujo de agua como FPROM se realiza por medio de una sentencia FORTRAN auxiliar. En esta sentencia, llamada FLUTOT, se aprovecha el hecho de que es la primera instrucción ejecutada para asignar valores a una serie de variables y parámetros que se ocupan en las etapas posteriores de tratamiento. Por otro lado, también se utiliza esta sentencia para fijar las concentraciones de NITROGENO, ALCALINI y FOSFORO que entran junto con el agua residual al tratamiento y que se ven alterados al cambiar la cantidad de agua definida en la corriente ALIMAR con el uso de USRVAM. Todas estas variables, junto con los parámetros de USRVAM, se agrupan en la declaración COMMON USRVAR; dichas variables serán definidas en su oportunidad.

En toda sentencia FORTRAN deben monitorearse algunas variables de la simulación ya sea para obtener su valor o para modificarlo. La instrucción DEFINE se usa con este fin. Por otro lado, el orden o secuencia de ejecución de las sentencias FORTRAN se determina automáticamente especificando que variables se monitorean sin modificarse (READ-VARS), y cuales sí se modifican (WRITE-VARS). Puede prescindirse de la secuenciación automática por medio de la instrucción EXECUTE con sus diversas opciones, como se observará en otras sentencias.

Cabe aclarar que aunque los valores que proporciona

USRVAM para el flujo y cargas máxicas son promedio, bien podrían cambiarse por valores mínimos o pico y así evaluar el funcionamiento de la planta bajo tales condiciones.

Los coeficientes estequiométricos de la reacción representada por la ecuación 8.1 se calculan usando la sentencia FORTRAN auxiliar RXNAM. En ésta también se calculan el volumen de amortiguamiento requerido, la energía requerida para el mezclado en el tanque y la cantidad de aire que debe proporcionarse.

De acuerdo con la sección 5.5, el volumen de amortiguamiento VOLAM en m^3 se determina aplicando un factor de seguridad FS del 20% sobre el volumen acumulado máximo DSMAX; asimismo la energía para el mezclado ENMEZC en kW se calcula a partir de un valor promedio dado por la variable REQMEZ en kW por m^3 de almacenamiento. Similarmente, el aire necesario está determinado por REQAIR, una variable que define un valor promedio de aire requerido en m^3/min y por m^3 de almacenamiento. Los valores de REQMEZ y de REQAIR se definen con valores típicos de 0.0125 y 0.006 respectivamente dentro de la sentencia FORTRAN FLUTOT.

Los coeficientes estequiométricos de la ecuación 8.1 se determinan a partir de la carga máxica de DBO que sale del tanque de amortiguamiento, DBOSAL, y de la concentración de sólidos suspendidos CSSI que debe tener la corriente de salida. DBOSAL está dada por la variable CMSAL proveniente de USRVAM, mientras que CSSI es la concentración inicial de sólidos suspendidos que se usa en la prueba de asentamiento

para la sedimentación primaria (sección 6.4) y se define en FLUTOT. Esta concentración determina el flujo SSSAL de SSLM que deben entrar al tanque de sedimentación primaria.

La variable DESENT representa la cantidad de DESECHOS que entra al tanque y se hace equivalente a la suma de DBOSAL y SSSAL, de tal forma que, si se fija el coeficiente de DBO en 1, entonces los coeficientes de DESECHOS y SSLM (COEF1 y COEF3 respectivamente) estarán dados por las relaciones entre DESENT y SSSAL con DBOSAL. Por otro lado, el coeficiente de AIRE, COEF2, debe estar en base molar, pues es un componente convencional; entonces REQAIR debe expresarse en esta base y relacionarse también con DBOSAL para determinar este coeficiente.

Una vez que se determinan los parámetros del amortiguamiento es conveniente que se incluyan en el reporte de la simulación. Por ello, en la sentencia FORTRAN anterior, se colocaron dichos parámetros en la declaración COMMON USRRES para que puedan accesarse con cualquier otra sentencia FORTRAN. La sentencia FORTRAN RESAM tiene esta finalidad.

8.8 Etapa de Sedimentación Primaria

Al igual que para la etapa de amortiguamiento precedente, no existe en ASPEN PLUS un modelo preciso para representar un tanque de sedimentación. Sin embargo, es posible usar un modelo SEP, dado que en esta etapa lo que ocurre es la separación fraccional de la corriente de entrada en dos corrientes de salida. Este modelo de ASPEN PLUS se usa

precisamente para modelar una separación por componentes. La separación se lleva a cabo en cada subcorriente definiendo las fracciones de cada uno de los componentes que sale en una de las corrientes de salida.

En esta etapa se definen las fracciones en la corriente LODOPRIM pues es donde se remueven los sólidos suspendidos, objetivo de la sedimentación primaria. En la subcorriente MIXED, la cantidad de AGUA que puede acompañar al lodo primario puede ser de aproximadamente un 10% [Evans y Millward, 1975], sin embargo, es difícil precisar las cantidades correspondientes de NITROGEN, OXIGENO, ALCALINI y FOSFORO. Arbitrariamente se definen porcentajes de remoción de 10% para NITROGEN, OXIGENO y FOSFORO y de 70% para ALCALINI por ser éste precipitable. Por otro lado, en la subcorriente NC sí pueden fijarse apropiadamente las remociones de SSLM y DBO; SSVLM no se considera todavía y DESECHOS ya no existe por lo que no se necesita saber a qué extensión se remueven. Las fracciones de DBO y SSLM que se remueven deben fijarse con valores típicos aunque después se modifiquen para reflejar la cantidad correcta de remoción, como se discute más adelante.

La remoción de sólidos suspendidos representados por SSLM se discutió en el capítulo 6 donde se desarrolló un algoritmo numérico para determinar el porcentaje de remoción alcanzado para un tiempo determinado. Este algoritmo sirve para desarrollar una subrutina FORTRAN llamada USRTSP que lleva a cabo estos cálculos. Así pues, la sentencia FORTRAN auxiliar REMSS, se utiliza para determinar el grado de remoción de SSLM

y con ello el de DBO; además de calcular los parámetros de diseño del tanque de sedimentación primaria.

Para empezar en REMSS debe proporcionarse un valor para el tiempo de retención en minutos que se desea y que se usa en los cálculos de la subrutina USRTSP. Como resultado se obtiene de la subrutina el porcentaje de remoción de SS alcanzado (R) en el tiempo dado (TR) y la altura de la columna (H) en metros utilizada en la prueba de laboratorio (sección 6.4). Esta remoción porcentual fija la fracción de SSLM que sale en LODOPRIM y que está representada por la variable RSS. Para determinar el porcentaje de remoción de DBO se utiliza la variable FRADEG que es la fracción degradable de los sólidos suspendidos en el tanque y que se define en FLUTOT. Así pues, la fracción de DBO en LODOPRIM, representada por RDBO es el producto de RSS y FRADEG.

Los parámetros que definen la operación del tanque de sedimentación primaria son el tiempo de retención y la velocidad de desborde. El tiempo de retención corresponde al ya mencionado pero, de acuerdo con la sección 6.7, debe de aplicársele un factor de seguridad FST que aquí se fija en 1.75. Por su parte, la velocidad de desborde VD en m/d se calcula dividiendo la altura H de la columna de prueba entre el tiempo de retención calculado. También VD debe ser modificada por un factor de seguridad FSV que aquí tiene un valor de 0.65. Una vez determinados el tiempo de retención y la velocidad de desborde se pueden calcular las dimensiones del tanque. El área AREA en m^2 se calcula dividiendo el flujo

entrante de agua entre la velocidad de desborde (ecuación 6.1), mientras que el volumen VOL en m^3 se determina multiplicando el flujo de agua por el tiempo de retención (ecuación 6.3). Finalmente la profundidad PROF en metros resultará de dividir VOL entre AREA. En la misma sentencia FORTRAN REMSS se incluyen las instrucciones para escribir los resultados mencionados en el reporte de la simulación.

8.9 Etapa de Tratamiento Biológico

La etapa de tratamiento biológico involucra varios equipos de proceso. Además del reactor biológico y el tanque de sedimentación secundaria, se necesita otro equipo para separar el lodo activado que se recircula, como puede apreciarse en las Figuras 7.2 y 8.1. Conviene entonces describir cada uno de estos equipos por separado.

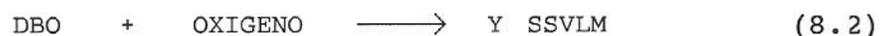
Es importante recordar que el modelamiento del sistema de tratamiento biológico presentado en el capítulo anterior se basa en algunas simplificaciones muy importantes. Estas simplificaciones se mantienen para la fase de simulación que se presenta en esta sección, exceptuando la situación de considerar insignificante la cantidad de microorganismos que se alimentan al reactor en ALIMREAC, pues es indispensable que esta cantidad no sea cero para poder hacer funcionar la subrutina cinética que se describe más adelante.

8.9.1 Reactor Biológico

El reactor biológico es el equipo donde se lleva a cabo

la degradación del material orgánico presente en el agua residual. De acuerdo con la sección 7.4, este reactor es un reactor continuo de tanque agitado para el que sí existe en ASPEN PLUS un modelo adecuado. RCSTR es precisamente un modelo riguroso de un reactor continuo de tanque agitado que puede usarse cuando se conoce la cinética de la reacción y el contenido del reactor tiene las mismas propiedades de la corriente de salida del mismo. Estas condiciones son aplicables al reactor biológico, por lo que este reactor se representa por un modelo RCSTR identificado como REACTOR.

Para que REACTOR quede completamente definido es necesario especificar sus parámetros de operación: volumen, temperatura, presión o caída de presión y fase donde se lleven a cabo las reacciones. Además deben especificarse dichas reacciones químicas involucradas así como sus respectivas cinéticas de reacción. En la planta que se está representando se utiliza un reactor con un volumen de 5300 m³. La temperatura y presión son las de toda la planta, es decir, 20 °C y 0 de caída de presión. La reacción, que se lleva a cabo en fase líquida, y que representa la producción o generación de SSVLM por la degradación o consumo de DBO y OXIGENO es la siguiente:



El coeficiente estequiométrico de DBO se fija en 1, mientras que el de OXIGENO se modifica de acuerdo a una

sentencia FORTRAN auxiliar. Como puede observarse, el coeficiente de SSVLM corresponde al rendimiento definido por la ecuación 7.3 de la sección 7.3.2, y tiene un valor constante de 0.6, de acuerdo a la Tabla 7.1. La cinética de esta reacción que involucra componentes no convencionales está dada por una subrutina de usuario, denominada USRCIN.

En USRCIN se definen expresiones de velocidad de reacción para el consumo de DBO o sustrato y la generación de SSVLM o microorganismos; para los componentes que no tengan una expresión de velocidad de reacción, ésta es cero. La expresión para el consumo de sustrato está dada por la ecuación 7.6, mientras que para la generación de microorganismos se usa la ecuación 7.19. Para ambas expresiones se requieren los parámetros cinéticos μ_m , K_s y k_d , además del rendimiento Y , por lo que deben definirse adecuadamente. El valor de Y se obtiene del coeficiente estequiométrico de SSVLM en la reacción 8.2, mientras que los valores de los otros parámetros se definen por medio de valores reales que pasan como argumentos a la subrutina y que, al igual que Y , se obtienen de la Tabla 7.1. La subrutina también debe incluir los cambios en GENANAL para cada componente no convencional, sin embargo, estos valores se suponen sin cambio respecto a los de entrada. En el apéndice C se presenta el listado FORTRAN completo de esta subrutina.

Las expresiones de velocidad de reacción para DBO y SSVLM se basan en la cantidad de microorganismos presentes en el reactor. Al inicio esta cantidad está dada por la corriente de alimentación al reactor. Sin embargo, esta corriente ALIMREAC,

que proviene del tanque de sedimentación primaria SEDPRIM, incluye sólo DBO y SSLM; no incluye SSVLM. Es necesario entonces modificar esta corriente para que incluya SSVLM en la alimentación al reactor. Esto se consigue por la sentencia FORTRAN ENTREAC utilizando la variable FRASSV que es la fracción de sólidos suspendidos volátiles en los sólidos suspendidos y que se define en FLUTOT junto con otras variables; su valor se establece como 0.75, de acuerdo con la sección 7.2. En esta misma sentencia se calcula la concentración de sustrato entrando al tratamiento biológico y su valor se ubica en la declaración COMMON USRSI para ser utilizada por otras sentencias.

Por otra parte, la subrutina cinética no incluye una expresión de velocidad de reacción para SSLM, por lo que es necesario utilizar otra sentencia FORTRAN para determinar la cantidad de SSLM que sale del reactor en LODOACT. Esta sentencia, llamada SALREAC, efectúa este cálculo basándose también en FRASSV.

Como se mencionó en un párrafo precedente, el cálculo del oxígeno consumido debe llevarse a cabo utilizando una sentencia FORTRAN. Esta sentencia se denomina LODYOXI porque además incluye necesariamente el cálculo de la cantidad de lodo producido. La cantidad de oxígeno teórico que se consume en la degradación del material orgánico del agua residual está dada por la ecuación 7.35 en la que a su vez se involucra la cantidad de lodo producido dada por la ecuación 7.31. Por su parte, la ecuación 7.31 se basa en el rendimiento observado

definido por la ecuación 7.9. Así pues, primero debe calcularse este rendimiento observado; para esto se utilizan los valores de las velocidades de reacción del sustrato, r_{su} , y de los microorganismos, r_{nc} , que se obtienen de la subrutina cinética USRCIN por medio de la declaración COMMON USRRXN. También es necesario determinar las concentraciones de sustrato de entrada y salida del tratamiento biológico. El valor de entrada está definido por CONCSI en ENTREAC, mientras que el valor de salida se calcula aquí como CONCS. Calculado Y_{obs} por la ecuación 7.9 puede calcularse P_x por la ecuación 7.31. Acto seguido debe aplicarse la ecuación 7.35 para calcular el oxígeno consumido en la reacción, OXIRXN, por la ecuación 7.35. En esta ecuación se utiliza la variable FCDEOU que es un factor de conversión de DBO a DBO_u (sección 3.3.3) cuyo valor se especifica en FLUTOT como el valor típico de 1.47. Además del valor de OXIGENO dado por OXIRXN debe entrar al reactor un cantidad adicional OXIEXC tal que en el reactor se mantenga una concentración OXIDIS dada. El valor de OXIDIS se define en FLUTOT. Entonces, la cantidad total de OXIGENO que debe entrar al reactor estará dada por FMAOX1 que es la suma de OXIRXN y OXIEXC. Al no existir una expresión cinética para el consumo de OXIGENO, la cantidad de éste que sale de REACTOR se fija como FMAOX2 que está dada por OXIEXC. Finalmente, el coeficiente estequiométrico, COEFOX, que corresponde a OXIGENO en la ecuación 8.2 se determina por la fracción que se consume del total que entra.

8.9.2 Tanque de sedimentación secundaria

Para representar al tanque de sedimentación secundaria, también llamado clarificador secundario, se utiliza un modelo SEP idéntico al utilizado para el tanque de sedimentación primaria, pues el fenómeno de separación es similar. La corriente para la que se especifican las fracciones de separación es LODOSEC que corresponde al lodo espesado y es la corriente en la que se basa la separación, aunque desde el punto de vista del resultado del tratamiento sea más importante la condición a la que se descarga el efluente.

Para la subcorriente MIXED las fracciones mencionadas son arbitrarias, exceptuando la del agua que es modificada por la sentencia FORTRAN ESPLODO, como se discute más adelante. En la subcorriente NC las fracciones de SSLM y SSVLM deben ser iguales para mantener la relación FRASSV entre ellas. Asimismo, la fracción de DBO debe ser igual a la de AGUA para mantener la concentración de sustrato, de acuerdo con las simplificaciones establecidas en el capítulo anterior.

Los valores de las fracciones de separación en LODOSEC que se usan, aunque las de AGUA y DBO se modifiquen en ESPLODO, son: 10% para AGUA, NITROGEN, OXIGENO, ALCALINI y FOSFORO; todos en MIXED. En NC las fracciones de SSLM y SSVLM son de 99.8%, mientras que para DBO es de 10% y, al no existir DESECHOS, su fracción es cero. Es importante aclarar que no existe una forma específica para determinar las concentraciones de SSLM y SSVLM en EFLUENTE, pero se espera que sean bajas. Por esta razón, las fracciones de éstos que

salen en EFLUENTE son muy pequeñas.

La función de espesamiento del lodo en el tanque de sedimentación secundaria está controlada por la máxima concentración alcanzable de SSLM definida por la variable SSLMR que proviene de FLUTOT. Si se mantiene fija la cantidad de sólidos que salen en LODOSEC por medio de la fracción γ especificada, entonces debe modificarse la cantidad de agua en esta corriente calculando igualmente la fracción que le corresponda. Por otro lado, la cantidad de SSLM que sale en efluente se determina por una concentración SOLEFL en mg/L definida también en FLUTOT. Estas dos cantidades se calculan a partir de expresiones algebraicas deducidas de las relaciones que involucran las variables mencionadas. Las fracciones de DBO y AGUA deben ser iguales para que sus respectivas concentraciones sean iguales; similarmente para SSLM y SSVLM las fracciones son las mismas a fin de conservar FRASSV. La sentencia FORTRAN ESPLODO lleva a cabo estos cálculos y asignaciones.

8.9.3 Separador de lodo y parámetros generales

El último equipo que implica el sistema de tratamiento biológico es el separador de lodo, cuya función es muy importante, como se verá más adelante. En ASPEN PLUS existen varios modelos de separadores de corrientes; uno de ellos, FSPLIT, es el más adecuado para modelar al equipo en cuestión. FSPLIT se usa para modelar un separador que divide la corriente de entrada en dos o más corrientes con la misma composición y

condición. Así pues, el separador de lodo se representa por un modelo FSPLIT que se identifica como SEPLODO. Para definir este modelo debe especificarse la fracción de la entrada que va a todas menos una de las corrientes de salida; como el modelo que se propone sólo involucra dos corrientes de salida, se especifica un valor de 99% para la corriente RECIRC quedando fija la fracción que va a LODODES en 1%.

Un parámetro sumamente importante en el tratamiento biológico es el tiempo de residencia celular medio que se controla precisamente por la cantidad de lodo que se recircula (sección 7.6), es decir, la fracción de separación en SEPLODO. Normalmente este parámetro se fija como una condición de diseño variando obviamente la cantidad de lodo recirculado. Para esta función se utiliza la especificación de diseño FIJTETAC.

Con este equipo termina la definición completa del sistema de tratamiento biológico y con ello, la de la planta. Sin embargo, es sumamente importante conocer las características de operación del sistema de tratamiento biológico discutidas en la sección 7.6. Resulta, por consiguiente, necesario establecer un mecanismo para reportar dichas características en forma de variables y parámetros. Nuevamente una sentencia FORTRAN aparece en escena. Identificada como PARTRABI, esta sentencia tiene la finalidad de calcular la información mencionada por medio del monitoreo de variables del proceso y el uso de otras definidas en otras sentencias.

Primeramente se calcula el tiempo de retención hidráulica del reactor biológico, TETAH, dado por la ecuación 7.18. El cálculo del tiempo de residencia celular medio, TETAC, se efectúa usando una expresión equivalente a la ecuación 7.16. Por otro lado, CONCS representa la concentración de sustrato en el efluente de la planta, mientras CARGA representa la carga orgánica aplicada al reactor y definida por la ecuación 7.30. Un parámetro de gran importancia es la relación λ/M definida por las ecuaciones 7.25 y 7.26, que se representa en la simulación por la variable RELAM y se calcula por una expresión equivalente a las ecuaciones mencionadas. RELREC representa la relación de recirculación dada por la ecuación 7.37 y es también una variable muy importante. Para determinar la eficiencia del tratamiento biológico dada por EFPROC y definida por la ecuación 7.28, se utiliza la variable CONCSI que representa la concentración de sustrato en el influente y que proviene de ENTREAC. Por último, se determina la velocidad específica de consumo de sustrato UESPEC definida por la ecuación 7.27. Los parámetros TETAH, TETAC, RELAM, RELREC, EFPROC y UESPEC son parámetros muy importantes que permiten evaluar el funcionamiento del sistema de tratamiento biológico, tal como se explicó en el capítulo 7.

En lo que se refiere al tanque de sedimentación secundaria, el principal parámetro involucrado es el área requerida. Esta área normalmente está especificada por el área requerida para espesamiento aunque es conveniente verificar que tal área cumpla asimismo con los requisitos de

clarificación. ARESTS representa el área para espesamiento y se calcula por medio de la variable FLUXLM que representa el flux limitante de sólidos (sección 7.8) y que se define en FLUTOT. El área para clarificación ARCLTS está determinada por medio de una velocidad de desborde VDESTS. Esta velocidad de desborde está dada por el parámetro VELASM que representa la velocidad de asentamiento de partículas (sección 7.8) y también se define en FLUTOT.

Todos los parámetros que se calculan en esta sentencia se incluyen en la declaración COMMON USRPTB para su inclusión en el reporte.

La última sentencia FORTRAN de este trabajo se identifica como RESTRABI y se usa para que los parámetros calculados en PARTRABI sean incluidos en el reporte de la simulación.

Los últimos elementos del código de entrada se usan para aumentar el número máximo de iteraciones en la convergencia por el método de Wengstein y para definir las opciones de flujos en el reporte de las corrientes.

8.10 Recapitulación

En este capítulo se ha descrito en detalle el código de entrada de ASPEN PLUS del modelo para la simulación de una planta de tratamiento de aguas residuales, desarrollado como objetivo central de este trabajo. La flexibilidad del modelo base descrito permite, como se verá en el capítulo siguiente, considerar las etapas de tratamiento de manera independiente y realizar estudios o análisis bajo tal perspectiva.

CAPITULO 9

RESULTADOS Y CONCLUSIONES

9.1 Introducción

Los resultados obtenidos con el modelo descrito en el capítulo anterior se presentan de forma similar, es decir, para cada una de las etapas de tratamiento. La razón de esto estriba en la disponibilidad de la información necesaria para llevar a cabo la simulación. Comúnmente, en la literatura el estudio y análisis del tratamiento de aguas residuales es efectuado considerando las etapas individualmente. Así pues, para validar el funcionamiento del modelo desarrollado en este trabajo se sigue este mismo planteamiento etapa por etapa, con la finalidad de integrar una planta que incluya sólo algunas o todas éstas.

La información que el simulador de procesos maneja, así como los resultados que arroja se organizan en archivos. Estos archivos podrá el lector interesado obtenerlos del director o del autor de este trabajo de tesis.

En su oportunidad se presentarán algunos resultados tal y como ASPEN PLUS los reporta, es decir, con un formato de doble precisión. Resulta claro que en los procesos de tratamiento de aguas residuales no es posible obtener o registrar físicamente tal nivel de precisión. Así pues, estos valores deben redondearse en la práctica.

9.2 Etapa de Amortiguamiento del Flujo

Antes de presentar los resultados que arroja el modelo para esta etapa es conveniente presentar algunos resultados alternos que validen la confiabilidad del mismo. En este sentido, conviene recordar que esta etapa se basa principalmente en la subrutina USRVAM. A su vez, esta subrutina se obtiene a partir del programa VOLAM (sección 5.4), por lo que, si los resultados que se obtengan con este programa son confiables, lo serán también aquellos que resulten de la subrutina.

La evaluación del correcto funcionamiento de VOLAM debe orientarse en dos direcciones: el volumen de amortiguamiento requerido y el efecto sobre las cargas másicas. El volumen de amortiguamiento requerido se refiere precisamente al cálculo de este parámetro para el conjunto de datos de flujo que se definan en el archivo DATFLU.DAT. Por otro lado, un análisis que se practica comúnmente en el estudio del amortiguamiento del flujo es aquel que involucra la determinación del efecto que el mismo tiene sobre las cargas másicas de DBO en kg/hr (homogeneización) para condiciones de flujo mínimas, promedio y pico. Este tipo de estudio es particularmente útil cuando no se plantea la inclusión de una etapa de amortiguamiento en una planta de tratamiento. Los datos de DBO compatibles con los de flujo se localizan en el archivo DATDBO.DAT.

Se presentan dos casos para la validación. Para el primero de ellos se utilizan los datos de Metcalf & Eddy, Inc. [1991] incluidos en el apéndice A. Los resultados, tanto de

Metcalf & Eddy, Inc. (Autor) como de VOLAM, se presentan comparativamente en la Tabla 9.1.

Tabla 9.1.- Resultados para el caso 1 de amortiguamiento

	Autor	VOLAM	Dif.		Autor	VOLAM	Dif.
Volumen de Amortiguamiento (m³):	4,245	4,104.83	3.30%				
Cargas Másicas							
	No homogeneizadas				Homogeneizadas		
Relación:	Autor	VOLAM	Dif.	Autor	VOLAM	Dif.	
Pico/Prom	2.05	2.0546	0.22%	1.27	1.2729	0.07%	
Min/Prom	0.08	0.0795	0.62%	0.62	0.6276	1.23%	
Pico/Min	26.14	25.8296	1.19%	2.06	2.0281	1.55%	

El segundo caso utiliza los datos de flujo y DBO de Davis y Cornwell [1991] que se muestran en la Tabla 9.2; los resultados para este caso se presentan comparativamente en la Tabla 9.3 (página 142).

Aunque el programa VOLAM ha sido diseñado para evaluar datos de flujo y DBO simultáneamente, puede ser posible efectuar un estudio particular que involucre únicamente un grupo de estos datos, ya sean de flujo o de DBO. Para evitar modificar el código del programa simplemente puede utilizarse un conjunto ficticio de los datos no considerados con el único fin de permitir que el programa funcione correctamente.

Tabla 9.2.- Datos de Davis y Cornwell [1991] para el caso 2 de amortiguamiento

Hora	Flujo, m ³ /s	DBO, mg/L	Hora	Flujo, m ³ /s	DBO, mg/L
00:00	0.340	123	12:00	0.508	268
01:00	0.254	118	13:00	0.526	282
02:00	0.160	95	14:00	0.530	280
03:00	0.132	80	15:00	0.552	268
04:00	0.132	85	16:00	0.570	250
05:00	0.140	95	17:00	0.596	205
06:00	0.160	100	18:00	0.604	168
07:00	0.254	118	19:00	0.570	140
08:00	0.360	136	20:00	0.552	130
09:00	0.446	170	21:00	0.474	146
10:00	0.474	220	22:00	0.412	158
11:00	0.482	250	23:00	0.372	154

Los casos presentados y algunos otros a los que se ha sometido el programa VOLAM han presentado generalmente diferencias menores al 10%, lo que permite afirmar que el algoritmo en el que se basa este programa es adecuado y que, por lo tanto, los resultados de la subrutina USRVAM serán también adecuados.

Tabla 9.3.- Resultados para el caso 2 de amortiguamiento

	Autor	VOLAM	Dif.		Autor	VOLAM	Dif.
Volumen de Amortiguamiento (m³):	6,110	6,105.60	0.07%				
Cargas Másicas							
	No homogeneizadas				Homogeneizadas		
Relación:	Autor	VOLAM	Dif.	Autor	VOLAM	Dif.	
Pico/Prom	1.97	1.9702	0.01%	1.47	1.4730	0.20%	
Min/Prom	0.14	0.1402	0.14%	0.63	0.6295	0.08%	
Pico/Min	14.08	14.0530	0.19%	2.33	2.3399	0.42%	

Considerando el modelo propiamente, los resultados que arroja esta etapa son producto de las sentencias FORTRAN FLUTOT, RXNAM y RESAM descritas en la sección 8.7. Así, el flujo de agua residual que entra a esta etapa y, por consiguiente, a la planta está dado por la variable FVOLAG de FLUTOT que modifica precisamente el valor definido anteriormente en el código de entrada para la corriente ALIMAR. Similarmente, las cantidades de los componentes convencionales NITROGEN, ALCALINI y FOSFORO, expresadas en flujos másicos, son modificadas a su vez por las variables FLENN2, FLENAL y FLENFO respectivamente. Estas variables se determinan a partir de las concentraciones definidas en FLUTOT como CONC2, CONCAL y CONCFO y que, para evitar confusiones se sugiere que sean iguales a las correspondientes introducidas

en el código de entrada para la corriente ALIMAR. Estos resultados, para los datos del flujo del apéndice A y para los datos de la corriente ALIMAR definidos en el código de entrada del apéndice D, son:

AGUA = 0.2927254 m³/s

NITROGEN = 42.15246 kg/hr

ALCALINI = 105.3811 kg/hr

FOSFORO = 8.430492 kg/hr

Los coeficientes estequiométricos de la reacción hipotética representada por la ecuación 8.1 se calculan por la sentencia RXNAM, donde, además se determinan los requisitos de aereación y mezclado. Estos resultados, incluidos en el archivo de reporte a través de la sentencia RESAM, son:

RESULTADOS DE LA ETAPA DE AMORTIGUAMIENTO

REACCION HIPOTETICA EN EL TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO

2.29115 DESECHOS + 0.0002416 AIRE -----> DBO + 1.29115 SSLM

VOLUMEN DEL TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO: 5692.890600000003 M³

ENERGIA REQUERIDA EN EL MEZCLADO: 34.15734360000002 KW

AIRE REQUERIDO EN EL MEZCLADO: 71.16113250000005 M³/MIN

9.3 Etapa de Sedimentación Primaria

Al igual que para la etapa de amortiguamiento, es conveniente validar la confiabilidad del programa SEDPRIM (sección 6.6) el cual sirve de base a la subrutina USRTSP (apéndice B). A su vez, esta subrutina define el funcionamiento de la etapa de sedimentación primaria. Bajo la misma perspectiva si SEDPRIM proporciona resultados

satisfactorios podrá esperarse lo mismo de USRTSP. Los datos que requiere SEDPRIM resultan de un estudio de laboratorio con una columna de asentamiento (sección 6.4).

Para la validación se analizan también dos casos diferentes. El caso 1 se basa en los datos de Davis y Cornwell [1991] mostrados en la Tabla 9.4.

Tabla 9.4.- Matriz de remoción de SS para el caso 1 de sedimentación primaria

Profundidad, m.	Tiempo, min.						
	5	10	20	40	60	90	120
0.5	41	50	60	67	72	73	76
1.0	19	33	45	58	62	70	74
2.0	15	31	38	54	59	63	71

Tabla 9.5.- Matriz de remoción de SS para el caso 2 de sedimentación primaria

Profundidad, m.	Tiempo, min.					
	15	20	40	60	90	120
0.6096	31	46	63	71	73	75
1.2192	22	31	42	60	61	67
1.8288	15	18	24	45	51	55

La Tabla 9.5 de la página anterior muestra los datos de Eckenfelder [1989] en los que se basa el caso 2 para la validación de la sedimentación primaria.

De acuerdo con la sección 6.5, a partir de un tiempo dado el resultado que se obtiene de SEDPRIM es el porcentaje de remoción de SS alcanzado. Así, en Tabla 9.6 se presentan estos resultados para los dos casos considerados.

Tabla 9.6.- Resultados de la sedimentación primaria para los dos casos considerados

Resultados para el caso 1			
Remoción de SS, %.			
Tiempo, min.	Autor	SEDPRIM	Diferencia
35	58.9	61.6346	2.945%
Resultados para el caso 2			
Remoción de SS, %.			
Tiempo, min.	Autor	SEDPRIM	Diferencia
20	36.7	39.5829	7.855%
27	46.8	45.5046	2.768%
47	56.5	55.9610	0.954%
66	62.5	64.2839	2.854%
83	70.8	67.8102	4.222%

Los resultados del caso 2, para el que el Eckenfelder reporta varios valores, presentan una tendencia que resulta congruente con el análisis de la sección 6.4, es decir, al aumentar el tiempo aumenta la remoción alcanzada hasta llegar a un comportamiento asintótico con respecto al 100% de remoción. Este hecho se evidencia gráficamente en la Figura 9.1 que se ha construido usando SEDPRIM con los datos de remoción incluidos en el apéndice B.

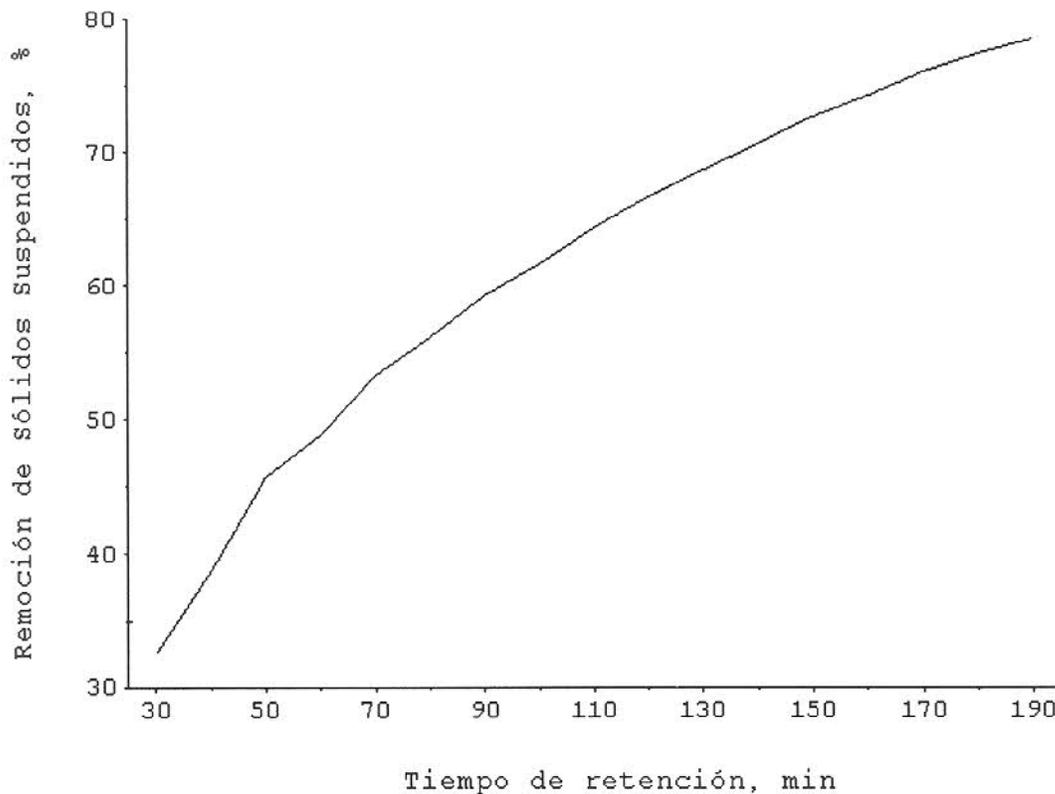


Figura 9.1.- Variación del porcentaje de remoción de SS con el tiempo de retención.

Esta curva también puede generarse por un análisis de sensibilidad utilizando ASPEN PLUS, en cuyo caso deben incluirse en el código de entrada las instrucciones adecuadas:

SENSITIVITY VART-RSS

DEFINE RSS BLOCK-VAR BLOCK=SEDPRIM SENTENCE=FRAC &

VARIABLE=FRACS ID1=NC ID2=LODOPRIM ELEMENT=2

DEFINE TR PARAMETER 1

F CALL USRTSP(H, TR, R)

TABULATE 1 "R" COL-LABEL="REMOCION" "DE " "SOLIDOS" "SUSPENDI" &

UNIT-LABEL="PORCENT"

VARY PARAMETER 1 LABEL="TIEMPO" "DE" "RETENCIO"

RANGE LOWER="10" UPPER="200" INCR="10"

Considerando el modelo, los resultados de la etapa de sedimentación primaria se determinan y reportan por medio de la sentencia REMSS. Estos resultados se refieren básicamente a los porcentajes de remoción de SSLM y de DBO, así como a los parámetros de diseño del tanque de sedimentación. Para los datos mencionados del apéndice B dichos resultados son:

RESULTADOS DE LA ETAPA DE SEDIMENTACION PRIMARIA:

REMOCION DE SS ALCANZADA: 63.54647280004426 %

REMOCION DE DBO ALCANZADA: 41.30520732002877 %

TIEMPO DE RETENCION: 183.7500000000000 MIN

VELOCIDAD DE DESBORDE: 26.74285714285715 M/D

PARAMETROS DE DISEÑO DEL TANQUE:

AREA: 945.7282692307695 M²

VOLUMEN: 3227.297718750001 M³

PROFUNDIDAD: 3.412500000000001 M

Por otro lado, esta etapa se presta para plantear una condición de diseño: determinar el tiempo de retención requerido para alcanzar un porcentaje de remoción de SS dado. Para esto es preciso definir una especificación de diseño:

DESIGN-SPEC FIJARSS

DEFINE RSS BLOCK-VAR BLOCK=SEDPRIM SENTENCE=FRAC &

VARIABLE=FRACS ID1=NC ID2=LODOPRIM ELEMENT=2

SPEC "RSS" TO "0.60"

TOL-SPEC "1E-8"

VARY PARAMETER 1 LABEL="TIEMPO " "DE " "RETENCIO"

LIMITS "10" "200"

Además, la sentencia FORTRAN REMSS debe modificarse para incluir la definición de TR como un parámetro y eliminar la asignación de un valor para llamar a la subrutina; ASPEN PLUS se encarga de generar los valores de TR hasta converger en aquel que proporcione el valor de remoción de SS deseado:

DEFINE TR PARAMETER 1

C TR = 105.0

Para esta situación y para los mismos datos, los resultados son (recuérdese que el tiempo de retención está afectado por un factor de seguridad):

RESULTADOS DE LA ETAPA DE SEDIMENTACION PRIMARIA

REMOCION DE SS ALCANZADA: 59.99999987429355 %

REMOCION DE DQO ALCANZADA: 38.99999991829081 %

TIEMPO DE RETENCION: 156.2898312435041 MIN

VELOCIDAD DE DESBORDE: 31.44158491248126 M/D

PARAMETROS DE DISEÑO DEL TANQUE:

AREA: 804.3957093893234 M²

VOLUMEN: 2745.000358291066 M³

PROFUNDIDAD: 3.412500000000001 M

9.4 Etapa de Tratamiento Biológico

Para validar el funcionamiento de esta etapa se plantea, similarmente a lo hecho para las etapas previas, el análisis de dos casos diferentes. Es importante notar que el análisis del proceso de lodos activados realizado en la sección 7.5 considera insignificante el aporte de los microorganismos en la corriente de alimentación al reactor. Sin embargo, un estudio de sensibilidad con ASPEN PLUS alrededor de esta variable muestra lo contrario, es decir, la concentración de microorganismos en la corriente referida sí influye en todo el proceso. De hecho, existe una cantidad mínima que debe estar presente a fin de permitir que el crecimiento de los microorganismos sea satisfactorio. Esta cantidad mínima se determina para cada uno de los casos analizados con el fin de apearse a la consideración mencionada al principio ($X_i=0$) y tratar de reproducir los valores de las variables involucradas calculadas por los autores precisamente bajo tal suposición.

El volumen del reactor y el tiempo de residencia celular medio son variables determinantes en el proceso de lodos activados. Desde el punto de vista de simulación (Figura 2.1b) ambas variables deben definirse. El volumen porque es un parámetro que define la operación del reactor y el tiempo de residencia celular medio porque está determinado por la

cantidad de lodo que se recircula al reactor, es decir, la fracción en el separador de lodo que va a la corriente de recirculación. Así pues, el análisis de cada uno de los casos que se presentan parte de los valores que los autores determinan para estas variables, además de la definición de la corriente de alimentación y otros parámetros necesarios de acuerdo al propio modelo (sección 8.9).

La información sobre variables y parámetros del caso 1 proviene de Metcalf & Eddy, Inc. [1991] y se muestra en la Tabla 9.7 utilizando la nomenclatura FORTRAN de la sección 8.9 donde se describe detalladamente el procedimiento usado para la simulación. FLUSS1 es la cantidad mínima de SSLM mencionada al principio de esta sección (nótese que SSVLM es una fracción de SSLM). Los parámetros cinéticos utilizados son: $Y=0.6$, $\mu_m=3.0 \text{ d}^{-1}$, $K_s=60 \text{ mg/L}$ y $k_d=0.06 \text{ d}^{-1}$; las condiciones de operación son $20 \text{ }^\circ\text{C}$ y 1 atm. , tal como se explicó en la sección 8.9.1.

Tabla 9.7.- Valores de variables y parámetros para el caso 1 de tratamiento biológico

Nombre	Valor	Nombre	Valor	Nombre	Valor
VOLREA	4,700 m ³	FRASSV	0.80	INVOLO	100 ml/g
TETAC	10 d.	FCDBOU	1.4706	FLUXLM	2.832
CONCSI	250 mg/L	OXIDIS	2.0 mg/L	VELASM	0.37
FLVAG1	0.25 m ³ /s	SOLEFL	22.0 mg/L	FLUSS1	10 kg/hr

Los resultados del tratamiento biológico se refieren principalmente a los reportados por la sentencia FORTRAN RESTRABI, aunque ciertamente en otras sentencias se calculan otros parámetros que pueden interpretarse como resultados. Entre estos últimos se encuentran las fracciones de AGUA y D30 que fijan la separación en el clarificador secundario, los flujos máxicos de SSVLM entrando al reactor y de SSLM saliendo del mismo, la cantidad de lodo activado producido, las cantidades de oxígeno que deba aplicarse y la que deba mantenerse después de la reacción de degradación, etc.

Los resultados que reporta el simulador para el caso 1 son:

RESULTADOS DE LA ETAPA DE TRATAMIENTO BIOLOGICO:

REACCION DE DEGRADACION ORGANICA:

DBO + 0.9882 OXIGENO ----> 0.5000 SSVLM

CONCENTRACION DE SUSTRATO EN EL INFLUENTE: 250.02027549 MG/L

TIEMPO DE DETENCION HIDRAULICA EN EL REACTOR: 5.2226457547 HR

TIEMPO DE RESIDENCIA CELULAR MEDIO: 10.00000794300980 D

CARGA ORGANICA APLICADA AL REACTOR: 1.1489361702 KG/ M³ D

RELACION ALIMENTO/MICROORGANISMOS: 0.3286312178698582 1/D

RELACION DE RECIRCULACION: 0.7447703768176743

CONCENTRACION DE SUSTRATO EN EL EFLUENTE: 2.7393663549 MG/L

EFICIENCIA DEL PROCESO: 98.90434231801885 %

VELOCIDAD ESPECIFICA DE UTILIZACION DE SUSTRATO: 0.3250305 1/D

PARAMETROS DE DISEÑO DEL TANQUE DE SEDIMENTACION SECUNDARIA:

CONCENTRACION DEL LODO ESPESADO: 10000.000000000000 MG/L

AREA REQUERIDA PARA ESPESAMIENTO: 2422.977701689917 M²

VELOCIDAD DE DESBORDE: 8.879999999999999 M/D

AREA REQUERIDA PARA CLARIFICACION: 4243.691879952195 M²

La Tabla 9.8 presenta una comparación entre los resultados del autor y los que arroja el modelo.

Tabla 9.8.- Resultados comparativos para el caso 1 de tratamiento biológico

Nombre	Valor		
	Autor	Modelo	Diferencia
CONCX, mg/L	3,500	3,496.13	0.11%
RELAM, d ⁻¹	0.33	0.3286	0.42%
RELREC	0.78	0.7448	4.51%
EFPROC, %	97.5	98.9	1.43%
ARESTS, m ²	2,462	2,422.98	1.58%

La información para el caso 2 se muestra en la Tabla 9.9 y es adaptada de Peavy *et al* [1989]; los valores de los parámetros cinéticos necesarios son: $Y=0.5$, $\mu_m=3.0$ d⁻¹, $K_s=60$ mg/L y $k_d=0.05$ d⁻¹. Por otro lado, las condiciones de operación son las mismas que se definieron para el caso 1. A algunas variables(*) se les asignan valores típicos (capítulo 7) porque el autor no los proporciona y son indispensables para llevar a cabo la simulación. Nótese que el flujo mínimo de SSLM alimentándose al reactor (FLUSS1) se determina a través de un estudio paramétrico fijando las otras variables.

Tabla 9.9.- Valores de variables y parámetros para el caso 2 de tratamiento biológico

Nombre	Valor	Nombre	Valor	Nombre	Valor
VOLREA	2,150 m ³	FRASSV*	0.75	INVOLO*	100 ml/g
TETAC	10 d	FCDBOU*	1.47	FLUXLM*	2.4
CONCSI	150 mg/L	OXIDIS*	2 mg/L	VELASM*	1.21
FLVAG1	10000 m ³ /d	SOLEFL*	10 mg/L	FLUSS1	2.2 kg/hr

Los resultados que reporta el modelo para este caso son los siguientes:

RESULTADOS DE LA ETAPA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO:

REACCION DE DEGRADACION ORGANICA:

DBO + 0.9804 OXIGENO -----> 0.5000 SSVLM

CONCENTRACION DE SUSTRATO EN EL INFLUENTE: 150.01216625 MG/L

TIEMPO DE DETENCION HIDRAULICA EN EL REACTOR: 5.1604185191 HR

TIEMPO DE RESIDENCIA CELULAR MEDIO: 9.999999999999968 D

CARGA ORGANICA APLICADA AL REACTOR: 0.69767441860 KG/ M³ D

RELACION ALIMENTO/MICROORGANISMOS: 0.3111490466339298 1/D

RELACION DE RECIRCULACION: 0.3735813665283697

CONCENTRACION DE SUSTRATO EN EL EFLUENTE: 2.5786020983 MG/L

EFICIENCIA DEL PROCESO: 98.28107135396461 %

VELOCIDAD ESPECIFICA DE UTILIZACION DE SUSTRATO: 0.3058006 1/D

PARAMETROS DE DISEÑO DEL TANQUE DE SEDIMENTACION SECUDARIA:

CONCENTRACION DEL LODO ESPESADO: 10000.000000000000 MG/L

AREA REQUERIDA PARA ESPESAMIENTO: 668.3301002554076 M²

VELOCIDAD DE DESBORDE: 29.04000000000000 M/D

AREA REQUERIDA PARA CLARIFICACION: 472.9579774859022 M²

La Tabla 9.10 presenta comparativamente los resultados del autor con los que resultan del modelo.

Tabla 9.10.- Resultados comparativos para el caso 2 de tratamiento biológico

Nombre	Valor		
	Autor	Modelo	Diferencia
CONCX, mg/L	2,250	2,243.19	0.30%
RELAM, d ⁻¹	0.30	0.3111	3.70%
RELREC	0.42	0.3736	11.05%
EFPROC, %	96.67	98.28	1.67%

Los resultados presentados del tratamiento biológico para ambos casos enumeran los valores correspondientes de otras variables y parámetros como la carga orgánica aplicada, la velocidad específica de utilización de sustrato, etc. que también son de interés en el análisis del proceso de lodos activados. Dichos valores son congruentes con los valores típicos mencionados en su oportunidad en el capítulo 7.

Es importante resaltar la conveniencia de sustentar este modelo de simulación en una plataforma como la que ofrece ASPEN PLUS pues las características de éste permiten realizar

una gran variedad de estudios o análisis involucrando distintas variables del proceso, incluyendo combinaciones de las mismas. Así, por ejemplo, en la Figura 9.2 se muestra un estudio paramétrico de la sensibilidad del grado de purificación, expresado como concentración de sustrato en el efluente, con la variación del volumen del reactor para el caso 1. La tendencia de la curva evidencia el comportamiento típico de las variables graficadas, pronosticando, además, un comportamiento asintótico de la curva si se siguiese aumentando el volumen.

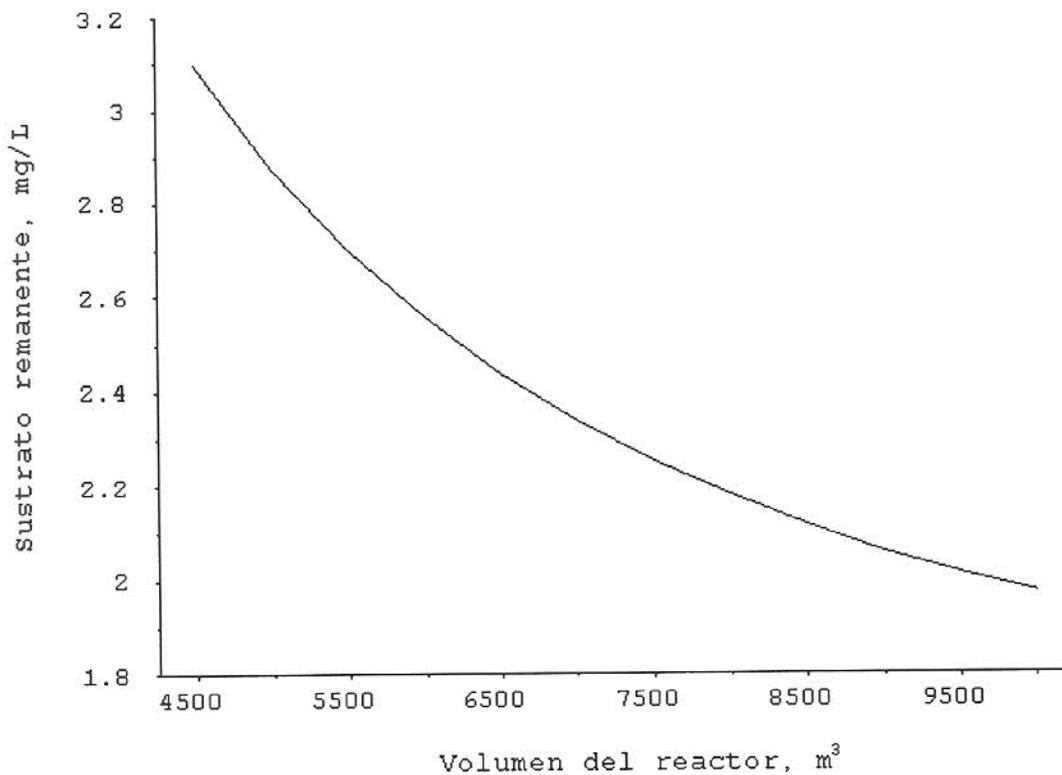


Figura 9.2.- Variación de la concentración de sustrato en el efluente con el volumen del reactor.

El tiempo de residencia celular medio es una variable de gran importancia en el proceso de lodos activados, como se ha discutido en la sección 7.9. De hecho es común fijar el valor de esta variable como punto de partida para el diseño de un sistema de tratamiento biológico basado en el proceso de lodos activados. Obviamente, las demás variables del proceso reflejan este hecho. La Tabla 9.11 contiene los resultados de un estudio paramétrico precisamente sobre θ_c , es decir, los valores de diferentes variables del proceso como función del tiempo de residencia celular medio.

Observando los valores reportados para cada variable en la Tabla 9.11 se determina una tendencia que coincide con la naturaleza propia de un proceso de este tipo. Recuérdese que θ_c se controla por medio de la cantidad de lodo que se desecha (sección 7.6) y, por consiguiente, por la cantidad que se recircula; es evidente entonces que, para aumentar el valor de esta variable, debe existir mayor recirculación de lodo activado. El recircular mayor lodo al reactor implica alimentar una cantidad mayor de microorganismos y, consecuentemente, disminuir la relación A/M. Por supuesto, la concentración de microorganismos en el reactor aumenta por la misma razón. Este hecho favorece evidentemente la degradación orgánica, lo cual se traduce en un aumento en la eficiencia del proceso y una disminución en la concentración de sustrato remanente. Por otro lado, la velocidad específica de utilización de sustrato disminuye asimismo como consecuencia de la presencia de más microorganismos en el reactor.

Tabla 9.11.- Influencia del tiempo de residencia celular medio, θ_c , en el proceso de lodos activados

θ_c , d	r	A/M, d ⁻¹	X, mg/L	E, %	S, mg/L	U, d ⁻¹
1.0	0.0432	2.2175	518.1124	88.55	28.6327	1.9636
2.0	0.1194	1.1064	1038.4334	95.62	10.9539	1.0579
3.0	0.1966	0.7755	1481.6030	97.15	7.1137	0.7534
4.0	0.2741	0.6141	1871.0556	97.83	5.4336	0.6007
5.0	0.3520	0.5182	2217.1115	98.20	4.4911	0.5089
6.0	0.4292	0.4554	2523.0140	98.44	3.8931	0.4483
7.0	0.5078	0.4099	2803.2326	98.61	3.4722	0.4042
8.0	0.5863	0.3763	3055.3846	98.73	3.1638	0.3713
9.0	0.6655	0.3497	3285.7619	98.83	2.9772	0.3456
10.0	0.7448	0.3286	3496.5848	98.90	2.7394	0.3250
11.0	0.8209	0.3121	3681.3102	98.96	2.5926	0.3089
12.0	0.9026	0.2974	3863.4188	99.01	2.4632	0.2945
13.0	0.9784	0.2858	4019.5628	99.06	2.3625	0.2811
14.0	1.0633	0.2748	4180.7195	99.09	2.2677	0.2723
15.0	1.1375	0.2665	4311.9222	99.12	2.1956	0.2641

La tendencia de los datos mostrados en la tabla anterior se percibe con mayor plenitud en una gráfica. Así, la Figura

9.3 presenta la variación, tanto de la concentración de sustrato remanente, como de la de microorganismos en el reactor. Como estas gráficas es posible generar otras que muestren el comportamiento de otras variables; dichas gráficas no se incluyen.

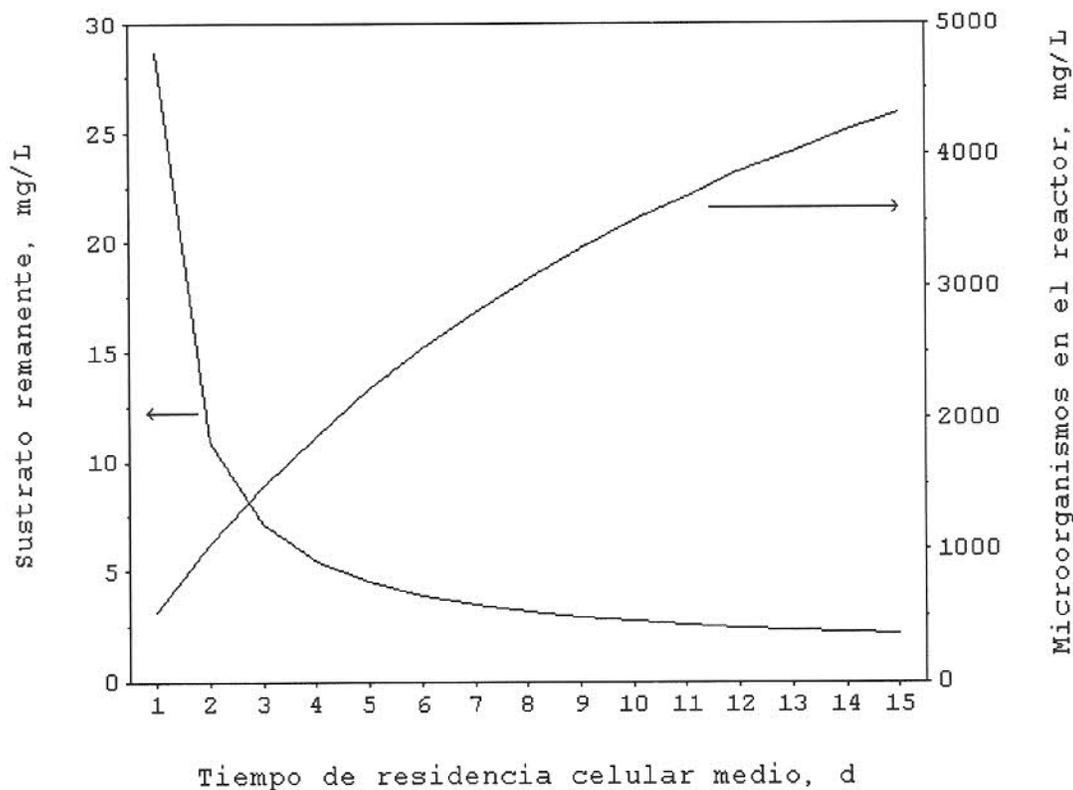


Figura 9.3.- Influencia del tiempo de residencia celular medio en las concentraciones de sustrato remanente y de microorganismos en el reactor.

Además de los resultados generados a través de la sentencia FORTRAN RESTRABI, ASPEN PLUS genera un reporte de

resultados globales que incluye el cálculo de los parámetros de operación de los equipos involucrados, así como un sumario de todas las corrientes que intervienen en el proceso simulado. Este reporte es un archivo de texto cuya extensión es normalmente considerable, dependiendo de la complejidad del proceso y de las opciones de simulación utilizadas, y por lo mismo no se presenta.

9.5 Conclusiones y recomendaciones finales

La intervención de la ingeniería química, a través de la simulación de procesos, en el campo del tratamiento de las aguas residuales ofrece una perspectiva ingenieril diferente a la tradicional y plantea con ello prometedoras perspectivas en esta misma área.

Los algoritmos numéricos desarrollados para las etapas de amortiguamiento del flujo y de sedimentación primaria son eficientes en su funcionamiento al arrojar resultados congruentes con los esperados. La conexión de estos algoritmos con el modelo de ASPEN PLUS permite la realización de análisis y estudios en forma más completa al integrar toda una planta de tratamiento.

El sistema de tratamiento biológico puede mejorarse mediante la incorporación de otros elementos como: cinéticas de crecimiento más complejas, procesos de tratamiento distintos, procesos de degradación adicionales, etc.

El uso del simulador de procesos ASPEN PLUS para representar un proceso tan poco usual como el del tratamiento

de aguas residuales plantea la posibilidad de aplicar esta tecnología en otro tipo de procesos igualmente poco usuales.

La flexibilidad del modelo permite incorporar nuevas situaciones o nuevos cálculos como: la determinación de los costos involucrados, la incorporación de posteriores o previas etapas de tratamiento, la inclusión de nuevos modelos matemáticos y algoritmos numéricos, etc.

La validación del funcionamiento del modelo propuesto para cada una de las etapas de tratamiento involucradas ha sido realizado con datos de literatura norteamericana. Es muy recomendable llevar a cabo una reconciliación del modelo con datos de plantas de nuestro país.

El uso del modelo desarrollado requiere un conocimiento avanzado del manejo de ASPEN PLUS y ModelManager además del entendimiento de los procesos de tratamiento involucrados. Así pues, es muy recomendable tener en cuenta estos conceptos a fin de obtener el máximo provecho posible del modelo desarrollado.

Para aprender el manejo ASPEN PLUS y ModelManager es recomendable tener un nivel adecuado de conocimientos de computación, incluyendo sistema operativo, programas de gráficos, lenguaje FORTRAN y manejo de computadoras. El tipo de computadora que se utilice se refleja en el tiempo de simulación. Como mínimo debe utilizarse una computadora 80386DX a 25 MHz con 8 MB en RAM y un disco fijo de 120 MB. Aumentar la capacidad en el procesador y en la memoria disminuye de manera importante el tiempo de simulación.

APENDICE A
SUBROUTINA USRVAM

C SUBROUTINA PARA DETERMINAR EL VOLUMEN DE AMORTIGUAMIENTO PARA UNA
C PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, BASADO EN DAVIS Y
C CORNWELL [1991]. SU USO REQUIERE DATOS PROMEDIO DE FLUJO HORARIO Y DE
C CONCENTRACION DE DBO EN UN PERIODO DE n HORAS. ESTOS DATOS, DESDE
C LAS 00:00 HORAS Y EN m³/s Y mg/L, DEBEN ESTAR EN LOS ARCHIVOS
C "DATFLU.DAT" Y DATDBO.DAT" RESPECTIVAMENTE. ALORES - 93090 31

SUBROUTINE USRVAM(FPROM, CMIPR, CMOPR, DSMAX)

IMPLICIT REAL*8 (A-H, O-Z)

REAL*8 MICMI, MICMO, MIPRI, MIPRO

DIMENSION FLUJO(24), DSAC(24), VIN(24), DS(24), S(24)

DIMENSION SO(24), CMDI(24), CMDO(24)

OPEN (52, FILE = 'DATFLU.DAT')

OPEN (53, FILE = 'DATDBO.DAT')

READ(52,*)N

READ(52,*)(FLUJO(I), I = 1, N)

READ(53,*)(SO(I), I = 1, N)

F = 0.0

ST = 0.0

S(0) = 0.0

SO(0) = 0.0

DSAC(0) = 0.0

CMIT = 0.0

CMOT = 0.0

```
DO 10 I = 1, N
```

```
F = F + FLUJO(I)
```

```
SOT = SOT + SO(I)
```

```
10 CONTINUE
```

```
C Cálculo del flujo y DBO de entrada promedios
```

```
FPROM = F / DFLOAT(N)
```

```
SOPROM = SOT / DFLOAT(N)
```

```
VOUT = FPROM * 3600.0
```

```
DO 20 I = 1, N
```

```
C Determinación del primer valor del flujo que exceda al promedio
```

```
IF ((FLUJO(I)).GT.(FPROM)) THEN
```

```
J = I
```

```
K = J - 1
```

```
GOTO 30
```

```
ENDIF
```

```
20 CONTINUE
```

```
C Cálculo de los volúmenes acumulativos y del efecto en las cargas másicas
```

```
30 DO 40 I = 1, N
```

```
VIN(I) = FLUJO(J) * 3600.0
```

```
DS(I) = VIN(I) - VOUT
```

```
DSAC(I) = DSAC(I-1) + DS(I)
```

```
S(I) = (VIN(I)*SO(J) + DSAC(I-1)*S(I-1)) / (VIN(I) + DSAC(I-1))
```

```
CMDI(I) = FLUJO(J) * SO(J) * 3.6
```

```
CMDO(I) = FPROM * S(I) * 3.6
```

```
ST = ST + S(I)
```

```
CMIT = CMIT + CMDI(I)
```

```
CMOT = CMOT + CMDO(I)
```

```
J = J + 1
```

```
IF (J.EQ.(N + 1)) THEN
```

```
J = 1
```

```
ENDIF
```

```
40 CONTINUE
```

C Determinación de la DBO y cargas másicas de entrada y salida promedios

```
SPROM = ST / DFLOAT(N)
```

```
CMIPR = CMIT / DFLOAT(N)
```

```
CMOPR = CMOT / DFLOAT(N)
```

C Inicia determinación de las cargas másicas pico y mínimas de entrada y salida

```
PICMI = CMDI(1)
```

```
DO 42 I = 1, N - 1
```

```
IF (PICMI.LE.CMDI(I + 1)) THEN
```

```
PICMI = CMDI(I + 1)
```

```
ENDIF
```

```
42 CONTINUE
```

```
PICMO = CMDO(1)
```

```
DO 44 I = 1, N - 1
```

```
IF (PICMO.LE.CMDO(I + 1)) THEN
```

```
PICMO = CMDO(I + 1)
```

```
ENDIF
```

```
44 CONTINUE
```

```
MICMI = CMDI(1)
```

```
DO 46 I = 1, N - 1
```

```
IF (MICMI.GE.CMDI(I + 1)) THEN
```

```
MICMI = CMDI(I + 1)
```

```
ENDIF
```

46 CONTINUE

MICMO = CMDO(1)

DO 48 I = 1, N - 1

IF (MICMO.GE.CMDO(I + 1)) THEN

MICMO = CMDO(I + 1)

ENDIF

48 CONTINUE

C Cálculo de los cocientes entre las cargas máxicas mínimas, promedio y pico

PIPRI = PICMI / CMIPR

PIPPO = PICMO / CMOPR

MIPRI = MICMI / CMIPR

MIPPO = MICMO / CMOPR

PIMII = PICMI / MICMI

PIMIO = PICMO / MICMO

C Determinación del volumen acumulado máximo

DO 50 I = 1, N - 1

IF (DSMAX.LE.DSAC(I + 1)) THEN

DSMAX = DSAC(I + 1)

L = K + I - 1

IF (L.GE.N) THEN

L = L - N

ENDIF

ENDIF

50 CONTINUE

RETURN

END

ESTRUCTURA DE LOS DATOS

La subrutina USRVAM requiere de la presencia de dos archivos de datos: DATFLU.DAT y DATDBO.DAT. En DATFLU.DAT deben colocarse los datos de flujo por períodos de tiempo en un día promedio. Estos datos deben expresarse en m^3/s . Normalmente estos datos se basan en períodos de una hora por lo que el número de períodos de tiempo es de 24. Por su parte, los datos de DBO promedio en mg/L correspondientes a cada período de tiempo se encuentran en el archivo DATDBO.DAT

La estructura del archivo DATSED.DAT simplemente indica que en el primer renglón se defina el número de períodos de tiempo que, como ya se mencionó, es normalmente 24. En los renglones siguientes se ubican ordenadamente cada uno de los datos de flujo. Para este trabajo se usan los datos siguientes [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]:

24

0.27467, 0.22087, 0.16424, 0.13026, 0.10477, 0.09911,
 0.11893, 0.20388, 0.35396, 0.41059, 0.42475, 0.43042,
 0.42475, 0.40493, 0.38511, 0.35113, 0.32564, 0.32564,
 0.32848, 0.36529, 0.39927, 0.39927, 0.37945, 0.34547

En lo que se refiere a los datos de DBO del archivo DATDBO.DAT, éstos se introducen de tal forma que coincidan con el orden de los datos de flujo. Los datos de DBO usados por el modelo base desarrollado en este trabajo se muestran enseguida [Metcalf & Eddy, Inc., 1991]:

150.0

115.0

75.0
50.0
45.0
60.0
90.0
130.0
175.0
200.0
215.0
220.0
220.0
210.0
200.0
190.0
180.0
170.0
175.0
210.0
280.0
305.0
245.0
180.0

Antes de ejecutar la simulación, esta subrutina, y cualquier otra de cualquier tipo, debe de compilarse. Para esto, la documentación de ASPEN PLUS contiene indicaciones precisas [Aspen Technology, Inc., 1994].

APENDICE B
SUBROUTINA USRTSP

- C SUBROUTINA PARA CALCULAR EL PORCENTAJE DE REMOCION DE SS DADO UN
- C TIEMPO DE RETENCION DADO EN TANQUE DE SEDIMENTACION PRIMARIA.
- C REQUIERE DATOS DE REMOCION DE SS EN UNA MATRIZ DE PROFUNDIDAD (m) Y
- C TIEMPO DE MUESTREO (min) EN EL ARCHIVO "DATSED.DAT". EL TIEMPO QUE SE
- C PROPONGA NO DEBE EXCEDER AL MAXIMO DE MUESTREO ALORES - 9310262

SUBROUTINE USRTSP(H, XINT, R)

IMPLICIT REAL*8 (A-H, O-Z)

DIMENSION SUMX(10), SUMY(10), SUMXY(10), SUMX2(10), X(10,10), Y(10,10),

\$ A(10), B(10), FIL(10), COL(10), XT(40,40), YP(40,40), PNUM(40), PDEN(40),

\$ CONC(40), DC(10), Z(10), SY(40,40), PN(40,40), PD(40,40), T(40), YI(10,10),

\$ XIN(10), YIN(10)

OPEN(61,FILE='DATSED.DAT')

READ(61,*)NFIL, NCOL

READ(61,*)(FIL(I), I = 1, NFIL)

READ(61,*)(COL(I), I = 1, NCOL)

READ(61,*)((Y(I,J), J = 1, NCOL), I = 1, NFIL)

H = FIL(NFIL)

- C Interpolación de Lagrange para evaluar concentración vs tiempo a cada profundidad

DO 5 I = 1, NFIL

DO 5 J = 1, NCOL

X(I,J) = COL(J)

YI(I,J) = Y(I,J)

5 CONTINUE

```

LIT = (NINT(COL(NCOL)) - NINT(COL(1))) / 10 + 1
DO 10 L = 1, NFIL
DO 10 I = 1, LIT
SY(L,I) = 0.0
T(I) = COL(1) + 10 * (DFLOAT(I) - 1.0)
DO 10 J = 1, NCOL
PN(L,I) = 1.0
PD(L,I) = 1.0
DO 15 K = 1, NCOL
IF (K.EQ.J) GOTO 15
PN(L,I) = PN(L,I) * (T(I) - X(L,K))
PD(L,I) = PD(L,I) * (X(L,J) - X(L,K))
15 CONTINUE
SY(L,I) = SY(L,I) + PN(L,I) * Y(L,J) / PD(L,I)
10 CONTINUE
C Regresión logarítmica de los datos interpolados para determinar ecuaciones de % de
C remoción en función del tiempo y para cada profundidad de muestreo
DO 50 I = 1, NFIL
SUMX(I) = 0.0
SUMY(I) = 0.0
SUMXY(I) = 0.0
SUMX2(I) = 0.0
50 CONTINUE
DO 60 I = 1, NFIL
DO 65 J = 1, LIT
X(I,J) = T(J)
X(I,J) = DLOG(X(I,J))

```

```

SUMX(I) = SUMX(I) + X(I,J)
SUMY(I) = SUMY(I) + SY(I,J)
SUMXY(I) = SUMXY(I) + X(I,J) * SY(I,J)
SUMX2(I) = SUMX2(I) + X(I,J)**2

```

```
65 CONTINUE
```

```

A(I) = (SUMX2(I) * SUMY(I) - SUMX(I) * SUMXY(I)) / (LIT * SUMX2(I) - SUMX(I)**2)
B(I) = (LIT * SUMXY(I) - SUMX(I) * SUMY(I)) / (LIT * SUMX2(I) - SUMX(I)**2)

```

```
60 CONTINUE
```

C Determinación del tiempo para cada % de remoción y cada profundidad de muestrec

```

ICI = NINT(YI(NFIL,1) / 10)
ICF = NINT(YI(1,NCOL) / 10)
DO 25 I = ICI, ICF
DO 25 J = 1, NFIL + 1
IF (J.EQ.1) THEN
XT(I,J) = 0.0
YP(I,J) = 0.0
GOTO 25
ENDIF
K = J - 1
CONC(I) = 10.0 * DFLOAT(I)
XT(I,J) = DEXP((CONC(I) - A(K)) / B(K))
YP(I,J) = FIL(K)

```

```
25 CONTINUE
```

```

IF (XINT.GT.COL(NCOL)) THEN
WRITE(NRPT,*)'ATENCIÓN: EL TIEMPO PROPUESTO REBASA EL LIMITE DE LOS D
$ATOS EXPERIMENTALES'
WRITE(NRPT,*)'ESTO PUEDE LLEVAR A ERRORES GRAVES EN EL CALCULO DEL P )

```

‡RCENTAJE DE REMOCION'

ENDIF

DO 30 I = ICI, ICF

SUMY(I) = 0.0

DO 30 J = 1, NFIL + 1

PNUM(I) = 1.0

PDEN(I) = 1.0

DO 35 K = 1, NFIL + 1

IF (K.EQ.J) GOTO 35

PNUM(I) = PNUM(I) * (XINT - XT(I,K))

PDEN(I) = PDEN(I) * (XT(I,J) - XT(I,K))

35 CONTINUE

SUMY(I) = SUMY(I) + PNUM(I) * YP(I,J) / PDEN(I)

30 CONTINUE

C Cálculo del porcentaje de remoción alcanzado para el tiempo de retención dado

DO 37 I = 1, NCOL

XIN(I) = COL(I)

YIN(I) = YI(NFIL,I)

37 CONTINUE

CI = 0.0

DO 40 J = 1, NCOL

PRNU = 1.0

PRDE = 1.0

DO 45 K = 1, NCOL

IF (K.EQ.J) GOTO 45

PRNU = PRNU * (XINT - XIN(K))

PRDE = PRDE * (XIN(J) - XIN(K))

45 CONTINUE

$$CI = CI + PRNU * YIN(J) / PRDE$$

40 CONTINUE

IF ((CI.LT.YI(NFIL,1)).OR.(CI.GT.YI(1,NCOL))) THEN

WRITE(NRPT,*)'ATENCION: EL VALOR CALCULADO DE LA REMOCION INICIAL ES
\$ILOGICO'

WRITE(NRPT,*)'EL PORCENTAJE DE REMOCION CALCULADO SERA INCORRECTO'

ENDIF

$$LIC = ICF - INT(CI/10.0)$$

$$SUMC = 0.0$$

DO 51 I = 1, LIC

$$J = INT(CI/10.0) + I$$

IF (I.EQ.1) THEN

$$DC(I) = (CONC(J) - CI) / 100.0$$

$$Z(I) = (ABS(FIL(NFIL) + SUMY(J))) / 2.0$$

$$SUMC = SUMC + DC(I) * Z(I)$$

GOTO 51

ENDIF

$$DC(I) = (CONC(J) - CONC(J-1)) / 100.0$$

IF (DC(I).EQ.0.0) THEN

$$R = 100.0$$

GOTO 52

ENDIF

$$Z(I) = (ABS(SUMY(J) + SUMY(J-1))) / 2.0$$

$$SUMC = SUMC + DC(I) * Z(I)$$

51 CONTINUE

$$R = CI + 100.0 * SUMC / H$$

```
52 RETURN
    REWIND 61
    END
```

ESTRUCTURA DE LOS DATOS

La estructura del archivo de datos DATSED.DAT para esta subrutina es la siguiente:

Renglón 1.- Dimensiones de la matriz de remoción de SS: el número de renglones es el número de profundidades de muestreo y el número de columnas es el número de tiempos de muestreo.

Renglón 2.- Valores de las profundidades de muestreo.

Renglón 3.- Valores de los tiempos de muestreo.

Renglones subsecuentes.- Valores del porcentaje de remoción de SS para cada profundidad y cada tiempo de muestreo.

En seguida se muestra el contenido del archivo DATSED.DAT para un conjunto de datos de Peavy et al [1986]. Esta información sirve para mostrar la estructura correcta y la disposición adecuada de los datos en dicho archivo, de tal forma que la subrutina USRTSP funcione apropiadamente:

6, 6

0.5, 1.0, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0

30.0, 60.0, 90.0, 120.0, 150.0, 180.0

47.0, 67.0, 80.0, 85.0, 88.0, 91.0

28.0, 50.0, 63.0, 74.0, 78.0, 83.0

19.0, 40.0, 53.0, 63.0, 72.0, 77.0

15.0, 33.0, 46.0, 56.0, 64.0, 72.0

12.0, 28.0, 42.0, 51.0, 59.0, 68.0

10.0, 25.0, 38.0, 47.0, 55.0, 62.0

APENDICE C
SUBROUTINA USRCIN

```
SUBROUTINE USRCIN( SOUT, NSUBS, IDXSUB, ITYPE, NINT, INT, NREAL,  
1          REAL, IDS, NPO, NBOPST, NIWORK, IWORK, NWORK,  
2          WORK, NC, NR, STOIC, RATES, DUMMY, DUMMY, DUMMY,  
3          DUMMY, DUMMY, X, Y)
```

```
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
```

```
REAL*8 MUMAX, KS, KD
```

```
DIMENSION REAL(NREAL), STOIC(NSUBS,NC,NR), RATES(NC), SOUT(68)
```

```
COMMON / USRRXN / RSU, RNC
```

```
MUMAX = REAL(1)
```

```
KS = REAL(2)
```

```
KD = REAL(3)
```

```
YIELD = STOIC(2,9,1)
```

C 18.01534 ES EL PESO MOLECULAR DEL AGUA; 1000.0 ES SU DENSIDAD

C EXPRESADA EN KG/M³

```
FLUVOL = (SOUT(1) * 18.01534) / 1000.0
```

C 1000 ES UN FACTOR DE CORRECCION: 1000 (MG M³)/(KG LT)

C NOTA: LOS CALCULOS EN LA SUBROUTINA SE HACEN EN UNIDADES SI

```
XM = SOUT(17) * 1000.0 / FLUVOL
```

```
S = SOUT(16) * 1000.0 / FLUVOL
```

```
RSU = -MUMAX * XM * S / (YIELD * (KS + S))
```

```
RNC = -YIELD * RSU - KD * XM
```

```
DO 10 I = 1, 6
```

```
RATES(I) = 0.0
```

10 CONTINUE

C 86.4 ES UN FACTOR DE CORRECCION DE (MG/LT D) A (KG/M³ S)

$$\text{RATES}(7) = \text{RSU} / 86.4\text{E}6$$

$$\text{RATES}(8) = 0.0$$

$$\text{RATES}(9) = \text{RNC} / 86.4\text{E}6$$

$$\text{RATES}(10) = 0.0$$

C

C GENANAL PARA DBO

$$\text{SOUT}(29) = 0.6$$

$$\text{SOUT}(30) = 0.3$$

$$\text{SOUT}(31) = 0.1$$

$$\text{DO } 11 \text{ I} = 32,38$$

$$\text{SOUT}(\text{I}) = 0.0$$

11 CONTINUE

C

C GENANAL PARA SSLM

$$\text{SOUT}(39) = 0.450$$

$$\text{SOUT}(40) = 0.225$$

$$\text{SOUT}(41) = 0.075$$

$$\text{SOUT}(42) = 0.250$$

$$\text{DO } 12 \text{ I} = 43, 48$$

$$\text{SOUT}(\text{I}) = 0.0$$

12 CONTINUE

C

C GENANAL PARA SSVLM

$$\text{SOUT}(49) = 0.531$$

$$\text{SOUT}(50) = 0.283$$

SOUT(51) = 0.124

SOUT(52) = 0.062

DO 13 I = 53, 58

SOUT(I) = 0.0

13 CONTINUE

C

C GENANAL PARA DESECHOS

DO 14 I = 59, 68

SOUT(I) = 0.0

14 CONTINUE

C

RETURN

END

APENDICE D
CODIGO DE ENTRADA

;Input file created by ModelManager Rel. 3.3-3 on Tue Ago 9 14:40:21 1994

;Directory C:\TESIS\ASPEN Runid PTAR

TITLE "PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES"

IN-UNITS SI MASS-FLOW = 'KG/HR' MOLE-FLOW = 'KMOL/HR' PRESSURE = ATM &

TEMPERATURE = C DELTA-T = C PDROP = ATM

DEF-STREAMS MIXNC ALL

DESCRIPTION "SE PROPONE UN MODELO DE SIMULACION PARA UNA PLANTA DE
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES. ESTE MODELO INCLUYE LAS SIGUIENTES
ETAPAS: 1.- AMORTIGUAMIENTO DEL FLUJO 2.- SEDIMENTACION PRIMARIA 3.-
TRATAMIENTO BIOLOGICO. ESTE TRABAJO ES RESULTADO DE LA TESIS DE
GRADO DE MAESTRIA EN CIENCIAS EN INGENIERIA QUIMICA -SIMULACION DE
PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES- DESARROLLADA EN EL
INSTITUTO TECNOLOGICO DE CELAYA POR ALFONSO ORTIZ ESTEVEZ, CON LA
DIRECCION DEL DR. ALEJANDRO GOMEZ MUÑOZ. CELAYA, GTO., AGOSTO DE
1994. "

DATABANKS ASPENPCD / DIPRPCD / SOLIDS

PROP-SOURCES ASPENPCD / DIPRPCD / SOLIDS

COMPONENTS

AGUA H2O AGUA /

AIRE AIR AIRE /

NITROGEN N2 NITROGEN /

OXIGENO O2 OXIGENO /

ALCALINI CACO3-2 ALCALINI /

FOSFORO P FOSFORO /

DBO * DBO /

SSLM * SSLM /

SSVLM * SSVLM /

DESECHOS * DESECHOS

FLOWSHEET

BLOCK TANQAM IN = ALIMAR AIRE1 OUT = FLUJOAM

BLOCK REACTOR IN = ALIMREAC AIRE2 RECIRC OUT = LODOACT

BLOCK SEPLODO IN = LODOSEC OUT = LODODES RECIRC

BLOCK SEDSEC IN = LODOACT OUT = EFLUENTE LODOSEC

BLOCK SEDPRIM IN = FLUJOAM OUT = ALIMREAC LODOPRIM

PROPERTIES SYSOPO

NC-COMPS DBO GENANAL

NC-PROPS DBO ENTHALPY ENTHGEN / DENSITY DNSTYGEN

NC-COMPS SSLM GENANAL

NC-PROPS SSLM ENTHALPY ENTHGEN / DENSITY DNSTYGEN

NC-COMPS SSVLM GENANAL

NC-PROPS SSVLM ENTHALPY ENTHGEN / DENSITY DNSTYGEN

NC-COMPS DESECHOS GENANAL

NC-PROPS DESECHOS ENTHALPY ENTHGEN / DENSITY DNSTYGEN

PROP-DATA PROPS

IN-UNITS SI MASS-FLOW = 'KG/HR' MOLE-FLOW = 'KMOL/HR' &

PRESSURE = ATM TEMPERATURE = C DELTA-T = C &

MASS-HEAT-CA = 'BTU/LB-R' PDROP = ATM

PROP-LIST DENGEN

PVAL DBO 600.0 .0 .0 .0 300.0 .0 .0 .0 100.0 .0 .0 .0

PVAL SSLM 450.0 .0 .0 .0 225.0 .0 .0 .0 75.0 .0 .0 .0 250.0 .0 .0 .0

PVAL SSVLM 531.0 .0 .0 .0 283.0 .0 .0 .0 124.0 .0 .0 .0 62.0 .0 .0 .0

PVAL DESECHOS 1000.0 .0 .0 .0

PROP-DATA PROPS

IN-UNITS SI MASS-FLOW = 'KG/HR' MOLE-FLOW = 'KMOL/HR' &

PRESSURE = ATM TEMPERATURE = F DELTA-T = C &

MASS-ENTHALP = 'KCAL/KG' MASS-HEAT-CA = 'BTU/LB-R' PDROP = ATM

PROP-LIST DHFGEN

PVAL DBO 10000.0

PVAL SSLM 10000.0

PVAL SSVLM 10000.0

PVAL DESECHOS 10000.0

PROP-DATA PROPS

IN-UNITS SI MASS-FLOW = 'KG/HR' MOLE-FLOW = 'KMOL/HR' &

PRESSURE = ATM TEMPERATURE = F DELTA-T = C &

MASS-HEAT-CA = 'BTU/LB-R' PDROP = ATM

PROP-LIST HCGEN

PVAL DBO .0

PVAL SSLM .0

PVAL SSVLM .0

PVAL DESECHOS .0

STREAM AIRE1

SUBSTREAM MIXED TEMP = 20.0 PRES = 1.0 STDVOL-FLOW = .10

STDVOL-FRAC AIRE 1.0

STREAM AIRE2

SUBSTREAM MIXED TEMP = 20.0 PRES = 1.0 STDVOL-FLOW = .10

STDVOL-FRAC OXIGENO 1

STREAM ALIMAR

SUBSTREAM MIXED TEMP = 20.0 PRES = 1.0 STDVOL-FLOW = .50 &

SOLVENT = AGUA NPHASE = 1 PHASE = L

MASS-CONC NITROGEN 40 <MG/L> / ALCALINI 100 <MG/L> / &

FOSFORO 8 <MG/L>

SUBSTREAM NC TEMP = 20.0 PRES = 1.0 MASS-FLOW = 500.0

MASS-FRAC DESECHOS 1.0

COMP-ATTR DESECHOS GENANAL (1.0 .0 .0 .0 .0 .0 .0 .0 .0)

BLOCK SEPLODO FSPLIT

FRAC RECIRC 0.98

BLOCK SEDPRIM SEP

FRAC STREAM = LODOPRIM SUBSTREAM = MIXED COMPS = AGUA NITROGEN &

OXIGENO ALCALINI FOSFORO FRACS = .1 .1 .1 .7 .1

FRAC STREAM = LODOPRIM SUBSTREAM = NC COMPS = DBO SSLM FRACS = .35 .6

BLOCK SEDSEC SEP

```

FRAC STREAM = LODOSEC SUBSTREAM = MIXED COMPS = AGUA NITROGEN &
  OXIGENO ALCALINI FOSFORO FRACS = .1 .1 .1 .1 .1
FRAC STREAM = LODOSEC SUBSTREAM = NC COMPS = DBO SSLM SSVLM &
  DESECHOS FRACS = .1 .998 .998 0

```

BLOCK TANQAM RSTOIC

```

PARAM TEMP = 20.0 PRES = .0
STOIC 1 NC DESECHOS -1.0 / MIXED AIRE -1.0 / NC DBO 1.0 / SSLM 1.0
CONV 1 NC DESECHOS 1.0
COMP-ATTR NC DBO GENANAL ( .60 .30 .10 .0 .0 .0 .0 .0 .0 )
COMP-ATTR NC SSLM GENANAL ( .450 .2250 .0750 .250 .0 .0 .0 .0 .0 )
COMP-ATTR NC SSVLM GENANAL ( .5310 .2830 .1240 .0620 .050 .050 .0 .0 .0 )
COMP-ATTR NC DESECHOS GENANAL ( .0 .0 .0 .0 .0 .0 .0 .0 .0 )

```

BLOCK REACTOR RCSTR

```

SUBROUTINE KINETICS = USRCIN
USER-VECS NREAL = 3
REAL VALUE-LIST = 3.0 60.0 .060
PARAM VOL = 5300.0 TEMP = 20.0 PRES = .0 PHASE = L
STOIC 1 NC DBO -1.0 / MIXED OXIGENO -1.0 / NC SSVLM .60

```

FORTRAN ENTREAC

```

F  COMMON / USRSI / CONCSI
  DEFINE FLVAG1 STDVOL-FLOW STREAM = ALIMREAC SUBSTREAM = MIXED &
    COMPONENT = AGUA
  DEFINE FLDBO1 MASS-FLOW STREAM = ALIMREAC SUBSTREAM = NC &

```

```

    COMPONENT = DBO
DEFINE FLUSS1 MASS-FLOW STREAM = ALIMREAC SUBSTREAM = NC &
    COMPONENT = SSLM
DEFINE FLSSV1 MASS-FLOW STREAM = ALIMREAC SUBSTREAM = NC &
    COMPONENT = SSVLM
F   FLSSV1 = FLUSS1 * FRASSV
F   CONCSI = FLDBO1 * 1000.0 / (FLVAG1 * 3600.0)
READ-VARS FLVAG1 FLDBO1 FLUSS1
WRITE-VARS FLSSV1

FORTRAN ESPLODO
    DEFINE FLVAG2 STDVOL-FLOW STREAM = LODOACT SUBSTREAM = MIXED &
        COMPONENT = AGUA
    DEFINE FLUSS2 MASS-FLOW STREAM = LODOACT SUBSTREAM = NC &
        COMPONENT = SSLM
    DEFINE FRAC1 BLOCK-VAR BLOCK = SEDSEC SENTENCE = FRAC &
        VARIABLE = FRACS ID1 = MIXED ID2 = LODOSEC ELEMENT = 1
    DEFINE FRAC2 BLOCK-VAR BLOCK = SEDSEC SENTENCE = FRAC &
        VARIABLE = FRACS ID1 = NC ID2 = LODOSEC ELEMENT = 1
    DEFINE FRAC3 BLOCK-VAR BLOCK = SEDSEC SENTENCE = FRAC &
        VARIABLE = FRACS ID1 = NC ID2 = LODOSEC ELEMENT = 2
    DEFINE FRAC4 BLOCK-VAR BLOCK = SEDSEC SENTENCE = FRAC &
        VARIABLE = FRACS ID1 = NC ID2 = LODOSEC ELEMENT = 3
F   FLUSS3 = SOLEFL * (3.6 * FLVAG2 * SSLMR - FLUSS2) / (SSLMR - SOLEFL)
F   FLVAG4 = (FLUSS2 - FLUSS3) * 1000.0 / (SSLMR * 3600.0)
F   FRAC1 = FLVAG4 / FLVAG2
F   FRAC2 = FRAC1

```

F FRAC3 = 1.0 - FLUSS3 / FLUSS2

F FRAC4 = FRAC3

READ-VARS FLVAG2 FLUSS2

WRITE-VARS FRAC1 FRAC2 FRAC3 FRAC4

FORTRAN FLUTOT

F REAL*8 INVOLO

F COMMON / USRVAR / REQAIR, REQMEZ, FRADEG, FRASSV, CSSI, FCDBOU,

F \$ OXIDIS, SOLEFL, INVOLO, SSLMR, FLUXLM, VELASM,

F \$ FPROM, CMENT, CMSAL, DSMAX

DEFINE FVOLAG STDVOL-FLOW STREAM = ALIMAR SUBSTREAM = MIXED &

COMPONENT = AGUA

DEFINE FLENN2 MASS-FLOW STREAM = ALIMAR SUBSTREAM = MIXED &

COMPONENT = NITROGEN

DEFINE FLENAL MASS-FLOW STREAM = ALIMAR SUBSTREAM = MIXED &

COMPONENT = ALCALINI

DEFINE FLENFO MASS-FLOW STREAM = ALIMAR SUBSTREAM = MIXED &

COMPONENT = FOSFORO

F REQAIR = 0.0125

F REQMEZ = 0.006

F FRADEG = 0.65

F FRASSV = 0.75

F CSSI = 250.0

F FCDBOU = 1.47

F OXIDIS = 2.0

F SOLEFL = 10.0

F INVOLO = 150.0

```
F  SSLMR = 1.0E6 / INVOL0
F  FLUXLM = 2.4
F  VELASM = 1.21
F  CALL USRVEC(FPROM, CMENT, CMSAL, DSMAX)
F  FVOLAG = FPROM
F  CONC2 = 40.0
F  CONCAL = 100.0
F  CONCFO = 8.0
F  FLENN2 = CONC2 * FVOLAG * 3.6
F  FLENAL = CONCAL * FVOLAG * 3.6
F  FLENFO = CONCFO * FVOLAG * 3.6
WRITE-VARS FVOLAG FLENN2 FLENAL FLENFO
```

FORTRAN LODYOXI

```
F  COMMON / USRRXN / RSU, RNC
DEFINE FLVAG1 STDVOL-FLOW STREAM=ALIMREAC SUBSTREAM=MIXED &
  COMPONENT=AGUA
DEFINE FLDBO1 MASS-FLOW STREAM=ALIMREAC SUBSTREAM=NC &
  COMPONENT=DBO
DEFINE FLVAG2 STDVOL-FLOW STREAM=LODOACT SUBSTREAM=MIXED &
  COMPONENT=AGUA
DEFINE FLDBO2 MASS-FLOW STREAM=LODOACT SUBSTREAM=NC &
  COMPONENT=DBO
DEFINE FMAOX1 MASS-FLOW STREAM=AIRE2 SUBSTREAM=MIXED &
  COMPONENT=OXIGENO
DEFINE FMAOX2 MASS-FLOW STREAM=LODOACT SUBSTREAM=MIXED &
  COMPONENT=OXIGENO
```

```

DEFINE COEFOX BLOCK-VAR BLOCK=REACTOR VARIABLE=COEF &
    SENTENCE=STOIC ID1=1 ID2=MIXED ID3=OXIGENO
F   YOBS = - RNC / RSU
F   CONCSI = FLDBO1 * 1000.0 / (FLVAG1 * 3600.0)
F   CONCS = FLDBO2 * 1000.0 / (FLVAG2 * 3600.0)
F   PX = YOBS * FLVAG2 * (CONCS1 - CONCS2) * 3.6
F   OXIRXN = FLVAG2 * (CONCS1 - CONCS2) * 3.6 / FCDBOU - 1.42 * PX
F   OXIEXC = OXIDIS * FLVAG2 * 3.6
F   FMAOX1 = OXIRXN + OXIEXC
F   FMAOX2 = OXIEXC
F   COEFOX = OXIRXN / FMAOX1
EXECUTE AFTER BLOCK REACTOR

FORTRAN PARTRABI
F   COMMON / USRPTB / TETAH, TETAC, CONCS, CARGA, RELAM, RELREC,
F   $           EFPROC, UESPEC, ARESTS, VDESTS, ARCLTS
DEFINE FLVAG1 STDVOL-FLOW STREAM=ALIMREAC SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=AGUA
DEFINE VOLREA BLOCK-VAR BLOCK=REACTOR VARIABLE=VOL &
    SENTENCE=PARAM
DEFINE FLVAG2 STDVOL-FLOW STREAM=LODOACT SUBSTREAM=MIXED &
    COMPONENT=AGUA
DEFINE FLUSS2 MASS-FLOW STREAM=LODOACT SUBSTREAM=NC &
    COMPONENT=SSLM
DEFINE FLSSV2 MASS-FLOW STREAM=LODOACT SUBSTREAM=NC &
    COMPONENT=SSVLM
DEFINE FLSSV3 MASS-FLOW STREAM=EFLUENTE SUBSTREAM=NC &

```

```

      COMPONENT = SSVLM
      DEFINE FLVAG5 STDVOL-FLOW STREAM = RECIRC SUBSTREAM = MIXED &
      COMPONENT = AGUA
      DEFINE FLSSV6 MASS-FLOW STREAM = LODODES SUBSTREAM = NC &
      COMPONENT = SSVLM
      DEFINE COEFOX BLOCK-VAR BLOCK = REACTOR VARIABLE = COEF &
      SENTENCE = STOIC ID1 = 1 ID2 = MIXED ID3 = OXIGENO
      F  TETAH = VOLREA / (FLVAG1 * 3600.0)
      F  TETAC = VOLREA * FLSSV2 * 1000.0 / ((FLSSV3 + FLSSV6) * FLVAG2 *
      F  $ 3600.0 * 24000.0)
      F  CONCS = FLDBO3 * 1000.0 / (FLVAG3 * 3600.0)
      F  CARGA = FLVAG1 * CONCSI * 86.4 / VOLREA
      F  RELAM = CARGA * FLVAG2 * 3600.0 / FLSSV2
      F  RELREC = FLVAG5 / FLVAG1
      F  EFPROC = (CONCSI - CONCS) * 100.0 / CONCSI
      F  UESPEC = RELAM * EFPROC / 100.0
      F  ARESTS = FLUSS2 / FLUXLM
      F  VDESTS = VELASM * 24.0
      F  ARCLTS = FLVAG2 * 86400.0 / VDESTS
      EXECUTE LAST

      FORTRAN REMSS
      DEFINE RSS BLOCK-VAR BLOCK = SEDPRIM SENTENCE = FRAC &
      VARIABLE = FRACS ID1 = NC ID2 = LODOPRIM ELEMENT = 2
      DEFINE RDBO BLOCK-VAR BLOCK = SEDPRIM SENTENCE = FRAC &
      VARIABLE = FRACS ID1 = NC ID2 = LODOPRIM ELEMENT = 1
      DEFINE FVOLAG STDVOL-FLOW STREAM = FLUJOAM SUBSTREAM = MIXED &

```

```
      COMPONENT = AGUA
F   TR = 105.0
F   CALL USRTSP(H, TR, R)
F   RSS = R / 100.0
F   RDBO = RSS * FRADEG
F   FST = 1.75
F   TRET = FST * TR
F   VD = H * 1440.0 / TR
F   FSV = 0.65
F   VDES = FSV * VD
F   AREA = FVOLAG * 86400.0 / VDES
F   VOL = FVOLAG * TRET * 60.0
F   PROF = VOL / AREA
F   WRITE(NRPT,*)'RESULTADOS DE LA ETAPA DE SEDIMENTACION PRIMARIA'
F   WRITE(NRPT,*)'REMOCION DE SS ALCANZADA: ',RSS*100.0,' %'
F   WRITE(NRPT,*)'REMOCION DE DBO ALCANZADA: ',RDBO*100.0,' %'
F   WRITE(NRPT,*)'TIEMPO DE RETENCION: ',TRET,' MIN'
F   WRITE(NRPT,*)'VELOCIDAD DE DESBORDE: ',VDES,' M/D'
F   WRITE(NRPT,*)'PARAMETROS DE DISEÑO DEL TANQUE:'
F   WRITE(NRPT,*)'AREA: ',AREA,' M^2'
F   WRITE(NRPT,*)'VOLUMEN: ',VOL,' M^3'
F   WRITE(NRPT,*)'PROFUNDIDAD: ',PROF,' M'
      READ-VARS FVOLAG
      WRITE-VARS RSS RDBO

FORTRAN RESAM

      DEFINE NADA MASS-FLOW STREAM = FLUJOAM SUBSTREAM = NC &
```

COMPONENT = DESECHOS

```

F WRITE(NRPT,*)'RESULTADOS DE LA ETAPA DE AMORTIGUAMIENTO:'
F WRITE(NRPT,*)'REACCION HIPOTETICA EN EL TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO:'
F WRITE(NRPT,10)A,B,C
F WRITE(NRPT,*)'VOLUMEN DEL TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO: ',VOLAM,'M^3'
F WRITE(NRPT,*)'ENERGIA REQUERIDA EN EL MEZCLADO: ',ENMEZC,' KW'
F WRITE(NRPT,*)'AIRE REQUERIDO EN EL MEZCLADO: ',REQAIR * VOLAM,' M^3/MIN'
F 10 FORMAT(F10.7,' DESECHOS + ',F10.7,' AIRE -----> DBO + ', F10.7,' SSLM')
EXECUTE AFTER BLOCK TANQAM

```

FORTRAN RESTRABI

```

DEFINE COEFOX BLOCK-VAR BLOCK = REACTOR VARIABLE = COEF &
    SENTENCE = STOIC ID1 = 1 ID2 = MIXED ID3 = OXIGENO
DEFINE RENDIM BLOCK-VAR BLOCK = REACTOR VARIABLE = COEF &
    SENTENCE = STOIC ID1 = 1 ID2 = NC ID3 = SSVLM
F WRITE(NRPT,*)'RESULTADOS DE LA ETAPA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO:'
F WRITE(NRPT,*)'REACCION DE DEGRADACION ORGANICA:'
F WRITE(NRPT,20)COEFOX, RENDIM
F WRITE(NRPT,*)'CONCENTRACION DE SUSTRATO EN EL'
F WRITE(NRPT,*)'INFLUENTE: ',CONCSI,' MG/L'
F WRITE(NRPT,*)'TIEMPO DE DETENCION HIDRAULICA EN EL REACTOR: ',TETA,' H-R'
F WRITE(NRPT,*)'TIEMPO DE RESIDENCIA CELULAR MEDIO: ',TETAC,' D'
F WRITE(NRPT,*)'CARGA ORGANICA APLICADA AL REACTOR: ',CARGA,' KG/ M^3 D'
F WRITE(NRPT,*)'RELACION ALIMENTO/MICROORGANISMOS:',RELAM,' 1/D'
F WRITE(NRPT,*)'RELACION DE RECIRCULACION:',RELREC
F WRITE(NRPT,*)'CONCENTRACION DE SUSTRATO EN EL EFLUENTE: ',CONCS,' MG/L'
F WRITE(NRPT,*)'EFICIENCIA DEL PROCESO: ',EFPROC,' %'

```

```

F WRITE(NRPT,*)'VELOCIDAD ESPECIFICA DE UTILIZACION'
F WRITE(NRPT,*)'DE SUSTRATO: ',UESPEC,' 1/D'
F WRITE(NRPT,*)'PARAMETROS DE DISEÑO DEL TANQUE DE'
F WRITE(NRPT,*)'SEDIMENTACION SECUNDARIA:'
F WRITE(NRPT,*)'CONCENTRACION DEL LODO ESPESADO: ',SSLMR,' MG/L'
F WRITE(NRPT,*)'AREA REQUERIDA PARA ESPESAMIENTO: ',ARESTS,' M^2'
F WRITE(NRPT,*)'VELOCIDAD DE DESBORDE: ',VDESTS,' M/D'
F WRITE(NRPT,*)'AREA REQUERIDA PARA CLARIFICACION: ',ARCLTS,' M^2'
F 20 FORMAT(' DBO + ',F6.4,' OXIGENO -----> ',F6.4,' SSVLM')
EXECUTE LAST

```

FORTTRAN RXNAM

```

F COMMON / USRRES / A, B, C, VOLAM, ENMEZC
DEFINE COEF1 BLOCK-VAR BLOCK = TANQAM VARIABLE = COEF &
  SENTENCE = STOIC ID1 = 1 ID2 = NC ID3 = DESECHOS
DEFINE DESENT MASS-FLOW STREAM = ALIMAR SUBSTREAM = NC &
  COMPONENT = DESECHOS
DEFINE COEF2 BLOCK-VAR BLOCK = TANQAM VARIABLE = COEF &
  SENTENCE = STOIC ID1 = 1 ID2 = MIXED ID3 = AIRE
DEFINE AIRENT MOLE-FLOW STREAM = AIRE1 SUBSTREAM = MIXED &
  COMPONENT = AIRE
DEFINE COEF3 BLOCK-VAR BLOCK = TANQAM VARIABLE = COEF &
  SENTENCE = STOIC ID1 = 1 ID2 = NC ID3 = SSLM
F FS = 1.2
F VOLAM = FS * DSMAX
F ENMEZC = REQMEZ * VOLAM
F DBOSAL = CMSAL

```

```
F  SSSAL = CSSI * FPROM * 3.6
F  DESENT = DBOSAL + SSSAL
F  COEF1  = - DESENT / DBOSAL
F  COEF3  = - COEF1 * SSSAL / DESENT
F  AIRENT = REQAIR * VOLAM * 1.2035 / (60.0 * 28.9505)
F  COEF2  = - AIRENT / DBOSAL
F  A = - COEF1
F  B = - COEF2
F  C = COEF3
```

EXECUTE BEFORE BLOCK TANQAM

FLASH-SPECS ALIMAR NOFLASH

FORTRAN SALREAC

```
DEFINE FLUSS2 MASS-FLOW STREAM=LODOACT SUBSTREAM=NC &
  COMPONENT=SSLM
```

```
DEFINE FLSSV2 MASS-FLOW STREAM=LODOACT SUBSTREAM=NC &
  COMPONENT=SSVLM
```

```
F  FLUSS2 = FLSSV2 / FRASSV
```

READ-VARS FLSSV2

WRITE-VARS FLUSS2

CONV-OPTIONS

WEGSTEIN MAXIT = 500

STREAM-REPOR NOSORT MOLEFLOW MASSFLOW STDVOLFLOW STRUCTURE &

NOATTR-DESC NOCOMP-ATTR NOSUBS-ATTR

REFERENCIAS

- 1.- Aspen Technology, Inc., Ten Canal Park, Cambridge, MA. 02141, U.S.A. (1994).
- 2.- Bailey, J.E. y D.F. Ollis, "Biochemical Engineering Fundamentals", Second Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, (1991).
- 3.- Biegler, L.T., "Chemical Process Simulation", *Chemical Engineering Progress*, 85, 10, (1989).
- 4.- Davis, M.L. y D.A. Cornwell, "Introduction to Environmental Engineering", Second Edition, McGraw-Hill, Inc., New York, (1991).
- 5.- Eckenfelder, W. W., "Industrial Pollution Control", Second Edition, McGraw-Hill, Inc., New York, (1989).
- 6.- Evans, L.B., J.F. Boston, H.I. Britt, P.W. Gallier, P.K. Gupta, B. Joseph, V. Mahalec, E. Ne, W.D. Seider y H. Yagi, "ASPEN: An Advanced System for Process Engineering", *Computers & Chemical Engineering*, 3, 2, (1979).
- 7.- Evans, R.R. y R.S. Millward, "Equipment for Dewatering Waste Streams", *Chemical Engineering*, Oct. 6, 1975.
- 8.- Farag, I., I. Gosling, R. Field y C.C. Chen, "Simulating wastewater treatment processes", *The Chemical Engineer*, 481, 13 Sept. 1990.
- 9.- Fouhy, K., "Process Simulation gains a new Dimension", *Chemical Engineering*, Oct. 15, 1991.

- 10.- Gallier, P.W., L.B. Evans, H.I. Britt, J.F. Boston y P.K. Gupta, "ASPEN: Advanced Capabilities for Modeling and Simulation of Industrial Processes", en "Computer Applications to Chemical Engineering - Process Design and Simulation", Editado por Squires, R.G. y G.V. Reklaitis, ACS Symposium Series, American Chemical Society, Washington, D.C., (1980).
- 11.- Gregory, R. y T. F. Zabel, "Sedimentation and Flotation", Capítulo 7 en: American Water Works Association, "Water Quality and Treatment. A Handbook of Community Water Supplies", Fourth Edition, McGraw-Hill, Inc., New York, (1990).
- 12.- Horan, N.J., "Biological Wastewater Treatment Systems. Theory and Operation", John Wiley & Sons, Chichester, UK. (1991).
- 13.- Husain, A., "Chemical Process Simulation", Wiley Eastern Limited, New Delhi, India. (1986).
- 14.- Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente, Diario Oficial de la Federación, México, D.F., 28 de Enero de 1988.
- 15.- McLaughlin, L.A., H.S. McLaughlin y K.A. Groff, "Develop an effective Wastewater Treatment Strategy", *Chemical Engineering Progress*, 88, 9, (1992).
- 16.- Metcalf & Eddy, Inc., "Wastewater Engineering. Treatment, Disposal and Reuse", Third Edition, McGraw-Hill Publishing Company, New York, U.S.A. (1991).
- 17.- Motard, R.L., M. Schacham y E.M. Rosen, "Steady State

- Chemical Process Simulation", *AIChE Journal*, 21, 3, (1975).
- 18.- Peavy, H.S., D.R. Rowe y G. Tchobanoglous, "Environmental Engineering", McGraw-Hill Book Company, New York, (1985).
- 19.- Rosen, E.M., "Steady State Chemical process Simulation: A State-of-the-Art Review", en "Computer Applications to Chemical Engineering - Process Design and Simulation", Editado por Squires, R.G. y G.V. Reklaitis, ACS Symposium Series 124, American Chemical Society, Washington, D.C., (1980).
- 20.- Scher, J.A., "Industrial Wastewater Pumps", *Chemical Engineering*, Oct. 6, 1975.
- 21.- Seader, J.D., "Computer Modeling of Chemical Processes", *AIChE Monograph Series*, 81, 15, (1985).
- 22.- Shannon, P.T., E. Stroupe y E.M. Tory, "Batch and Continuous Thickening. Basic Theory. Solids Flux for Rigid Spheres", *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 2, 3, (1963).
- 23.- Umeda, T. y M. Nishio, "Comparison Between Sequential and Simultaneous Approaches in Process Simulation", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 11, 2, (1972).
- 24.- Westerberg, A.W., H.P. Hutchinson, R.L. Motard y P. Winter, "Process flowsheeting", Cambridge University Press, Cambridge, UK. (1979).
- 25.- Winter, P., "Computer-Aided Process Engineering: The Evolution Continues", *Chemical Engineering Progress*, 88, 2, (1992).