



SEP

SEIT

DGIT

INSTITUTO TECNOLÓGICO DE MINATITLÁN

**" EFECTO DE LA TEMPERATURA
SOBRE EL SISTEMA DE LODOS
ACTIVADOS DE UN COMPLEJO
PETROQUÍMICO "**

Tesis

Que para obtener el grado de:

**Maestro en Ciencias
en
Ingeniería Ambiental**

Presenta:

Miguel Angel Morales Mbra

Minatitlán, Ver.

2004

AGRADECIMIENTOS

Mi interés en el tratamiento de aguas residuales se vio fortalecido y clarificado durante un curso que impartió el Dr. W. Wesley Eckenfelder, Jr. en el Instituto Politécnico Nacional en el otoño de 1992, en donde el Dr. Sergio A. Martínez Delgadillo participó y expuso un novedoso tratamiento electrolítico de aguas residuales que atrajo mi atención. Repliqué su experimento y junto con otros valiosos técnicos y trabajadores de Petroquímica Morelos, se logró instalar una celda electrolítica en uno de los separadores CPI del tratamiento primario de efluentes. Los resultados fueron exitosos y rápidamente reconocidos, al grado tal que evitaba ver al gerente de esa época, pues me pedía todos los días solución al problema de las aguas residuales, ante la falta de tratamiento secundario; por encontrarse en proceso de construcción. Motivados por los logros registrados, se estructuró el reporte y se fue a exponerlo a un Symposium Internacional en 1996 sobre tecnologías limpias ante la incredulidad de los participantes, y sin que Sergio se enterara.

Ya iniciado el curso de maestría, se dio el reencuentro después de 10 años en la que acordamos trabajar en proyectos sobre el tratamiento biológico de aguas residuales.

La presente tesis es uno de esos resultados, por lo que agradezco a Sergio su valiosa contribución e interés por encausar mis inquietudes académicas.

A Petroquímica Morelos por apoyar su capital humano. Al Ing. Dionisio Narváez A., jefe de la unidad de tratamiento de efluentes por la confianza y apoyo al proyecto, así como al personal de laboratorio de control ambiental. En especial a Marcos, Williams e Ivone, por su ayuda en el análisis de los parámetros de laboratorio.

A la M. en C Gabriela García Rodríguez por su atenta y paciente lectura al documento que permitió mejorarlo. A los M. en Cs. Marcos Benítez, Martha E. Sandoval y M. en I. Esperanza Ramírez Camperos por la revisión y comentarios a la tesis.

Finalmente a Georgina y Camille por el apoyo, soporte y andar solas en lo que concluyó todo el ciclo. El logro es de los tres. Sin embargo, como consecuencia de este proceso, ahora recibo la queja del por qué me sigo levantando temprano y agoto la jarra de café.

ÍNDICE

	PAGINA
INDICE DE TABLAS	v
INDICE DE FIGURAS	viii
ABSTRACT	xii
RESUMEN	xv
INTRODUCCIÓN	xviii
OBJETIVO	xxiii

I MARCO TEORICO

1.1 Tratamiento biológico de aguas residuales industriales	2
1.2 Proceso de lodos activados	5
1.3 Principios de la oxidación biológica	10
1.4 Cinética y remoción de compuestos orgánicos	13
1.5 Crecimiento bacteriano en presencia de sustancias tóxicas	19
1.6 Interferencia e inhibición en el proceso de lodos activados	21
1.6.1 Mecanismos y modelos para la remoción de compuestos orgánicos tóxicos volátiles	21
1.6.2 Efecto de la temperatura sobre el crecimiento bacteriano	25
1.6.3 Efecto de la temperatura sobre la nitrificación y desnitrificación	31
1.6.4 Efecto de la temperatura sobre el proceso de lodos activados	33

1.6.5	Efecto de la temperatura del reactor con aireación sobre otros parámetros biocinéticos.	PAGINA 35
-------	---	--------------

II ESTADO DEL ARTE

2.1	Efecto de la temperatura sobre el crecimiento bacteriano	38
2.2	Modelos de crecimiento bacteriano en función de la temperatura	41
2.3	Efecto de la temperatura sobre la remoción del nitrógeno y fósforo	46
2.4	Efecto de la temperatura y sistemas de aireación sobre la remoción de compuestos orgánicos volátiles	48
2.5	Casos de plantas de aguas residuales industriales en operación y trabajos experimentales con impactos por alta temperatura	51
2.6	Tratamiento de aguas residuales industriales en México y marco normativo	54

III DESCRIPCION DEL SITIO DE ESTUDIO

3.1	Descripción general del Complejo Petroquímico Morelos	59
3.2	Planta de tratamiento de efluentes	60
3.2.1	Efecto de la temperatura en el reactor biológico "B" del sistema de lodos activados de Petroquímica Morelos	63

IV METODOLOGIA Y DESARROLLO

4.1	Equipos y técnicas de análisis	69
-----	--------------------------------	----

	PAGINA
4.1.1 Equipo y reactores escala laboratorio	69
4.1.2 Resistencias o calentadores de temperatura	71
4.1.3 Montaje de reactores	71
4.1.4 Técnicas de análisis	71
4.2 Desarrollo experimental	73
4.2.1 Pruebas en reactor a flujo continuo de mezcla completa (RFCTA) a nivel laboratorio (16 litros)	73
4.2.2 Determinación de condiciones de operación del reactor de flujo continuo	75
4.2.3 Distribución de las temperaturas para el diseño experimental	76
4.2.4 Operación de los reactores	76
4.2.5 Control de análisis del afluente, reactor y efluente	77
4.2.6 Validación del modelo cinético sobre el crecimiento celular y la remoción de la materia carbonácea, afectada por la temperatura	78
V ANALISIS DE RESULTADOS Y DISCUSIÓN	
5.1 Respuesta de los reactores experimentales bióticos en función de la temperatura	83
5.1.1 Efecto sobre velocidad del crecimiento celular y remoción de la materia carbonácea (DQOs)	84

	PAGINA
5.1.2 Efecto sobre las características de sedimentación del lodo	89
5.1.3 Efecto sobre el consumo de oxígeno	93
5.1.4 Efecto sobre la remoción del N-NH ₃ y fosforo total (P-total)	95
5.2 Remoción de la DQOs por efecto de agotamiento (o volatilización) y la temperatura en el reactor abiótico (RA)	98
5.3 Validación del modelo cinético sobre el crecimiento celular y remoción de la materia carbonácea, afectada por la temperatura	102
VI CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	109
BIBLIOGRAFIA	115

INDICE DE TABLAS

	PAGINA
1 Condiciones especificas a cumplir por el afluente a una planta de lodos activados	xx
1.1 Definición de símbolos utilizados en el proceso de lodos activados	8
1.2 Desempeño de tratamiento de LACM de algunas aguas residuales industriales en USA	9
1.3 Remoción de contaminantes prioritarios en el proceso de lodos activados	21
1.4 Tipos de microorganismos en función de la temperatura	26
2.1 Modelos de crecimiento bacteriano	41
2.2 Efecto de la temperatura sobre la nitrificación	46
2.3 Temperatura y tiempo de retención celular (TRC) requerido para la nitrificación	47
2.4 Eficiencias de remoción mediante biodegradación y volatilización en diversos compuestos orgánicos de procesos de lodos activados	50
2.5 Resultado de las condiciones de operación de 4 reactores experimentales (SBR) sometidos a variaciones de temperatura, en el tratamiento de aguas residuales de la industria de pulpa y papel	52
2.6 Caudal descargado por diferentes tipos de industria	54
2.7 Caudal de aguas residuales industriales tratado (1996-2001)	54

	PAGINA
2.8 Promedio y carga de DQO y SST en las aguas residuales del sector industrial en México	55
2.9 Volumen de descarga de aguas residuales industriales 2001	56
3.1 Procesos en el Complejo Petroquímico Morelos	59
3.2 Valores promedio de los parámetros operacionales en el RB-B y sedimentador B del tratamiento biológico durante las cuatro estaciones del año	63
3.3 Relación de la carga orgánica, temperatura y consumo de energía eléctrica promedio diario en un mes frío y caliente	66
4.1 Procedimientos de las técnicas de análisis de agua residual y pruebas de control operacional del sistema de lodos activados	72
4.2 Características principales del reactor (RFCTA) y aditamentos	74
4.3 Distribución de las temperaturas en los reactores	76
4.4 Análisis a realizar para el monitoreo y control de los reactores experimentales	78
5.1 Características del afluente durante la prueba experimental	83
5.2 Condiciones de operación y respuesta de los 4 reactores (valores promedio y desviación estándar)	83
5.3 Características de sedimentación del lodo para los 4 reactores (valores promedio y desviación estandar)	89

	PAGINA
5.4 Concentraciones de fósforo total y SDT de los 4 reactores como promedio aritmético y desviación estándar	97
5.5 Comparación de la remoción de contaminantes orgánicos volátiles mediante agotamiento y sorción y/o biodegradación en los 4 reactores bióticos y un reactor abiótico	101

INDICE DE FIGURAS

	PAGINA
1.1 Diagrama de flujo del proceso de lodos activados	7
1.2 Mecanismo de degradación biológica aerobia	9
1.3 Las 3 fases del metabolismo	11
1.4 Efecto de la concentración del sustrato sobre la velocidad de una reacción catalizada enzimáticamente	13
1.5 Diagrama de energía para una reacción química, catalizada y no catalizada	15
1.6 El efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción	16
1.7 Comparación de las funciones de velocidad de crecimiento de Monod (no tóxico) y Haldane (tóxico)	24
1.8 Efecto de la temperatura en el crecimiento microbiano	27
1.9 Determinación de la temperatura óptima de crecimiento	29
1.10 Balance térmico del reactor aerobio	33
3.1 Esquema de tratamiento de aguas residuales del Complejo Petroquímico Morelos	61
3.2 Variación de la concentración de los SSV en relación con la temperatura (a) y (b) relación de la concentración de los SSV y la DQOs en el RB-B de la planta de tratamiento de efluentes	64

	PAGINA
3.3 Comportamiento de los SST en el efluente del clarificador “B” (a), y del N-NH ₃ y P-total (b) en el reactor de la planta de tratamiento de efluentes en el efluente de Petroquímica Morelos, en relación con la temperatura para diferentes meses del año	65
3.4 Termografía a la línea principal y llegada a las líneas de conducción de aire a los difusores de las cámaras de los reactores biológicos B y A	66
4.1 Vista frontal, lateral y superior del reactor aerobio de lodos activados (Tipo Eckenfelder)	70
4.1bis Isométrico del reactor continuo de tanque agitado	70
4.2 Montaje del reactor de flujo continuo de tanque agitado	74
4.3 Perfiles de temperatura de los 5 reactores (RFCTA) durante el periodo experimental	77
5.1 Comportamiento de la DQOs, SSV y remoción de la DQOs en función de la temperatura en los reactores R1 a 45°C (a) y R2 a 40°C (b)	85
5.1bis Comportamiento de la DQOs, SSV y remoción de la DQOs, en función de la temperatura en los reactores R3 a 35° (c) y RT a 30°C (d)	86
5.2 Reducción de la velocidad específica de crecimiento máximo (μ_{\max}) en función de la temperatura del R1 a 45°C (a) y R2 a 40°C (b)	87
5.3 Relación entre el índice volumétrico de lodos (IVL) y la velocidad de sedimentación por zonas (VSZ) de los R1 (a), R2 (b), R3 (c) y RT (d)	90
5.4 Relación entre el índice volumétrico de lodos (IVL) y los sólidos disueltos totales (SDT) en los R1 (a), R2 (b), R3 (c) y RT (d)	92

	PAGINA
5.5 Comportamiento de los SST en el efluente de cada uno de los 4 reactores bióticos a lo largo del periodo experimental	93
5.6 Variación del oxígeno disuelto (OD) y la velocidad de consumo de oxígeno (VUO) en los R1 (a), R2 (b), R3 (c) y RT (d)	94
5.7 Variación del nitrógeno amoniacal y fósforo total en el efluente y los SDT en el licor mezclado de los R1 (a), R2 (b), R3 (c) y RT (d)	96
5.8 Promedio de remoción de la DQOs en el reactor experimental abiótico a temperatura baja, media y alta en los periodos de operación. El error de las barras representa el 95% de nivel de confianza	98
5.9 Comportamiento de la DQOs de los 4 reactores experimentales bióticos y reactor abiótico	99
5.10 Comparación del promedio de remoción de la DQOs en los reactores experimentales bióticos y abiótico con temperatura baja (35°C), media (40°C) y alta (45°C) en los periodos de operación. El error de las barras representa el 95% de nivel de confianza	100
5.11 Mecanismo de remoción en por ciento de los compuestos orgánicos volátiles identificados en los reactores bióticos	102
5.12 Simulación de la DQOs y los SSV en función de la temperatura, a partir del modelo dinámico empleado, contra los datos reales del experimento para el R1 (a) y R2 (b)	103
5.12bis Simulación de la DQOs y los SSV en función de la temperatura, a partir del modelo dinámico empleado, contra los datos reales del experimento para el R3 (c) y RT (d)	104

	PAGINA
5.13 Modelo dinámico para remoción por agotamiento (o volatilización) de la DQOs en los reactores por efecto de la temperatura	105
5.14 Efecto de la temperatura sobre μ_{\max} , de acuerdo al modelo obtenido para μ_{\max} ($a_1 = 0.7594$, $b_1 = 26.42$ y $c_1 = 33.27$), con un límite de confianza del 95%.	106

ABSTRACT

The high environmental temperatures and the temperature produced by the compressors or blowers of the aeration systems, have effects on enzymatic kinetic of the bacterias in the range *mesophilic* and *thermophilic*. Other important characteristics of a wastewater biological treatment system affected by temperature are the properties of sedimentation of the sludge, the nitrification and denitrification rates, the solubility of the oxygen and the efficiency of pollutants removal. However, the effect of temperature on wastewater treatment systems has not been studied further, because in many cases it doesn't produce a decisive effect on the performance of the wastewater biological treatment systems.

In this work, the effects of temperature on the performance of the process activated sludge of the wastewater treatment plant in the Morelos petrochemical complex in Coatzacoalcas, Ver., were assessed at different levels: 30°, 35°, 40 ° and 45°C, using four biotics completely stirring tank reactor (CSTR) of continuous flow at lab-scale. The following outputs were evaluated: growth rate of biomass like volatile suspended solids (SSV), in relation to the changes in chemical demand of oxygen (COD); the characteristics of sedimentation of the sludge; oxygen uptake rate (OUR) and the ammonia nitrogen (N-NH₃) and fosforum total (P-total) removal. Moreover, a fifth abiotic reactor was installed at 35°, 40° and 45°C to evaluate the influence of aereation and temperature on the loss of organic volatile compounds in the balance of masses. This experimental prove was carried out in order to compare the percentage of COD removal by biodegradation in the biotic reactors, and by stripping in the abiotic reactor.

Basically, the temperature at 45°C in the reactor 1 (R1) and 40°C in the reactor 2 (R2) causes a reduction of 84 and 47% in the levels of concentration of SSV, respectively. This produces low efficiencies of biodegradable organic matter removal (SCOD): 66.2 and 80.1% or 1,041.7±232.9 and 609.4 ±249.3 mg/L of COD in the effluent of R1 and R2, respectively.

Since a carbon removal model for heterotrophic bacterias, the system dynamic performance versus temperature was verified. This model considers the effect of temperature on some kinetic parameters like the specific rate of growth maxim (μ_{max}), which was evaluated by the growth of the biomass as SSV in relation to the variation of the sustrate in terms of SCOD. The model indicates that when temperature increases, μ_{max} decreases and the sustrate in the

reactor increases, getting COD values in the effluent like the obtained if the system only worked with aeration and without microorganisms (1400 mg/l).

Also, it was gotten an empirical model which explains the effect of temperature on μ_{max} ; this kinetic parameter was incorporated in the substrate removal dynamic model in order to describe the performance of the biological process to different temperatures.

Thus, the high temperatures affected the nitrifying bacterias growth and nitrification rate. Low efficiencies of N-NH₃ removal were obtained in the R1 and R2 (46.5.0±17.8 and 51.7±25.4%, respectively), in comparison with the efficiencies reached in the reactor 3 (R3) operated at 35°C (81.0±15.2%) and in the witness reactor (RT), at 30°C (79.8±16.8%).

Others factors affected by temperature were the characteristics of sedimentation of the sludge, with high levels of total suspended solids (TSS) in the effluents of R1 (131.2±98.8 mg/L) and R2 (143.6±123.6 mg/L). The concentrations of settleables solids (SS) were 1.84±8.8 ml/L and 4.98±9.8 ml/L, respectively.

The reactors that operated to temperatures of 35°C (R3) and 30°C (RT), they registered higher rates of oxygen consumption (0.42 mgO₂/min and 0.47 mgO₂/min, respectively) that the R1 with 0.32 mgO₂/min and R2 with 0.37 mgO₂/min. This fact is very important, since the OUR can be used to carry out mensurations of μ_{max} affected by the temperature, instead of the mechanisms of growth or for the sustrato removal.

Therefore, operating reactors of continuous flow at temperatures of 45° and 40°C, causes a breakdown of the biological system, and originates three main effects on the performance of the process of activated sludge: average reduction over 20% of the efficiency of SCOD removal, and of 35% for the N-NH₃, as well as an increment of the SST and SS in the effluent. This causes values above than the specified values in the particular conditions of discharge of the petrochemical complex. These results differ of those obtained to temperatures of 35° and 30°C, in which didn't register remarkable effects on the biological system.

Besides, it was incorporated the COD removal by stripping in function of temperature and aereation, in the carbon removal model for heterotrophic bacterias. Comparing the COD removal among the biotic reactors (R1, R2, R3 and RT) and the abiotic reactor (RA), it was

recognized that stripping or volatilization causes more than 60% average of COD removal, by effect of carrying of the diffusor's air and, in less proportion, by effects of temperature or biodegradation or sorption. This happens because the wastewater of the petrochemical factory principally contains large concentrations of acetic acid, acetaldehyde, chloroform, crotonaldehyde and bencen. The most lost of DQO happens in the first hours, when the aereation is applied on the wastewater. In addition to, comparing the degradation response of six toxic organics compounds in the biotic and abiotic reactors, it was demonstrated that 94% of such compounds is removed by stripping and the remained part is removed for biodegradation or sorption. This proves that temperature didn't influence by own in this process, due to the most of these susbstances are volatile organic compounds, which scape to the atmosphere by effect of the aireation system. The temperature is a helping factor to this volatilization.

RESUMEN

Las altas temperaturas del medio ambiente, al igual que las inducidas por los compresores o sopladores de los sistemas de aireación, tienen efectos sobre la cinética enzimática de las bacterias en el rango mesofílico y termofílico, en las características de sedimentación del lodo, en la nitrificación y desnitrificación, así como en la solubilidad del oxígeno de las aguas residuales. De esta manera, las temperaturas altas también influyen en la eficiencia de remoción de contaminantes de los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales. Sin embargo, el efecto de la alta temperatura en los sistemas biológicos de tratamiento ha sido poco estudiado, debido a que en muchos casos no se relaciona el impacto que pueda tener este factor en el desempeño del proceso de tratamiento.

En el presente trabajo de investigación, fue evaluado el efecto de la temperatura sobre el desempeño del proceso de lodos activados de la planta de tratamiento de aguas residuales del Complejo Petroquímico Morelos, a temperaturas de 30°, 35°, 40° y 45°C, en cuatro reactores bióticos de flujo continuo de tanque agitado (RFCTA) escala laboratorio. Los parámetros de respuesta evaluados fueron: velocidad de crecimiento de la biomasa como sólidos suspendidos volátiles (SSV) y su relación con la degradación de la demanda química de oxígeno (DQO); las características de sedimentación del lodo, las tasas de consumo de oxígeno y de remoción del nitrógeno amoniacal (N-NH_3) y del fósforo total (P-total). Asimismo, un quinto reactor abiótico fue instalado a 35°, 40° y 45°C para evaluar la influencia de la aireación y la temperatura, en la pérdida de compuestos orgánicos volátiles en el balance de masas, a fin de comparar el porcentaje de remoción de la DQO, por el mecanismo de biodegradación en los reactores bióticos, y por agotamiento ó volatilización de la DQO en el reactor abiótico.

Básicamente, las temperaturas de 45°C en el reactor 1 (R1) y 40°C en el reactor 2 (R2) causan una reducción del 84 y 47 % en los niveles de concentración de SSV, respectivamente y, en consecuencia, bajas eficiencias de remoción de la materia carbonácea (DQOs), del 66.2 y 80.1 % ó de $1,041.7 \pm 232.9$ y 609.4 ± 249.3 mg/L de DQO en el efluente, respectivamente.

Se tomó como base un modelo de remoción del carbono por microorganismos heterótrofos, en el que se incorpora el efecto de la temperatura en algunos parámetros cinéticos como la

tasa específica de crecimiento máxima (μ_{\max}), evaluado por medio del crecimiento de la biomasa como SSV, y su relación con la variación del sustrato en términos de DQOs. A partir de este modelo, se pudo corroborar el comportamiento del sistema en el tiempo en función de la temperatura, al reducirse μ_{\max} y aumentar el sustrato en el reactor por efectos de temperaturas altas, tendiendo a alcanzar valores que se tendrían si solamente el sistema operara con aireación y sin microorganismos, registrándose en el efluente una DQO de 1400 mg/L. Asimismo, se obtuvo un modelo empírico del efecto de la temperatura sobre μ_{\max} , y al ser incorporado este parámetro cinético en el modelo dinámico de remoción de sustrato, se describe el desempeño del proceso biológico a diferentes temperaturas, durante el tratamiento de aguas residuales.

En este contexto, las altas temperaturas afectaron el crecimiento de bacterias nitrificantes y, en consecuencia, la tasa de nitrificación; obteniéndose bajas eficiencias de remoción del N-NH_3 ($46.5.0 \pm 17.8$ y 51.7 ± 25.4 %, en el R1 y R2, respectivamente), en comparación con las eficiencias alcanzadas en el reactor 3 (R3) operado a 35°C de 81.0 ± 15.2 %, y de 79.8 ± 16.8 % en el reactor testigo (RT), a 30°C .

Por otra parte, las altas temperaturas también causaron efectos en las características de sedimentación del lodo, al registrarse niveles altos de sólidos suspendidos totales (SST) en el efluente del R1 de 131.2 ± 98.8 mg/L, y de 143.6 ± 123.6 mg/L en el R2; correspondiendo concentraciones de sólidos sedimentables (SS) de 1.84 ± 8.8 ml/L y de 4.98 ± 9.8 ml/L, respectivamente.

Los reactores que operaron a temperaturas de 35°C (R3) y 30°C (RT), registraron tasas más elevadas de consumo de oxígeno (0.42 y 0.47 mgO_2/min , respectivamente) que los R1 con 0.32 mgO_2/min y R2 con 0.37 mgO_2/min . Este dato es muy importante, ya que la VUO puede ser usada para llevar a cabo mediciones de la tasa específica de crecimiento (μ) afectada por la temperatura, en lugar de los mecanismos de crecimiento de biomasa como SSV o de remoción de sustrato.

En suma, operar reactores experimentales de flujo continuo a temperaturas de 45° y 40°C , conduce a un deterioro del sistema biológico, originando tres efectos principales en el desempeño del proceso de lodos activados: reducción mayor en promedio al 20 % de la eficiencia de remoción de la DQOs y del 35 % para el N-NH_3 , así como un incremento de los valores de SST y SS en el efluente; con niveles en el límite y superiores a los especificados

en las condiciones particulares de descarga del complejo petroquímico. Estos resultados difieren de los obtenidos a temperaturas de 35° y 30°C, en las que no se registraron efectos notables en el sistema biológico.

Al incorporar en el modelo de remoción del carbono por microorganismos heterótrofos la eliminación de la DQO por agotamiento, en función de la temperatura y de la aireación, y comparar la remoción de la DQO entre los reactores bióticos (R1, R2, R3 y RT) y abiótico (RA), se reconoció que más del 60 % en promedio de la DQO se pierde por agotamiento ó volatilización, por efecto de arrastre del aire de los difusores y en menor medida por la temperatura, transformándose el resto por biodegradación y/o sorción. Esto se debe a que el agua residual de la instalación petroquímica, contiene grandes concentraciones de ácido acético, acetaldehído, cloroformo, crotonaldehído y benceno, principalmente. La mayor pérdida de la DQO ocurre en las primeras horas al someter el agua residual a la corriente de aire suministrada desde el fondo del reactor. Asimismo, al comparar la respuesta de degradación de 6 compuestos orgánicos tóxicos en los reactores bióticos y abiótico, se demostró que el 94 % de tales compuestos, es removido vía mecanismo de desorción y el resto mediante biodegradación y/o sorción, comprobándose así que la temperatura no influyó por sí sola en este proceso, debido a que la mayoría de ellos son compuestos orgánicos volátiles que escapan a la atmósfera por efecto del sistema de aireación, siendo la temperatura un factor coadyuvante a esta volatilización.

INTRODUCCIÓN

Cerca de una tercera parte de la población del planeta vive en países que sufren estrés hídrico entre moderado y alto, es decir, donde el consumo de agua es superior al 10 por ciento de los recursos renovables de agua dulce (PNUMA, 2002).

Unos 80 países, que representan el 40 por ciento de la población mundial, sufrían una grave escasez de agua a mediados del decenio de los noventa y se calcula que en menos de 25 años, dos terceras partes de la población mundial estarán viviendo en países con estrés hídrico. Se prevé que para el año 2020, el aprovechamiento de agua aumentará en un 40 por ciento y que se necesitará un 17 % adicional para la producción alimentaria, a fin de satisfacer las necesidades de una población en crecimiento (World Water Council, 2000a).

Para muchas de las poblaciones más pobres del mundo, una de las mayores amenazas ambientales a la salud sigue siendo el empleo continuo de agua no tratada. Mientras que el porcentaje de personas a las que se les suministra agua mejorada aumentó de 79 % (4,1 mil millones de habitantes) en 1990 a 82 % (4,9 mil millones de habitantes) en 2000, 1,100 millones de personas todavía no contaban con agua potable segura y 2,400 millones carecían de acceso a un mejor saneamiento (WHO y UNICEF, 2000).

Los problemas de calidad del agua pueden ser a menudo tan graves como aquellos relativos al tema hidráulico, sólo que se les ha prestado menos atención, especialmente en las regiones en desarrollo. Entre las fuentes de contaminación pueden citarse las aguas residuales no tratadas, efluentes químicos, filtraciones y derrames de petróleo, vertimiento en minas y pozos abandonados, y productos químicos agrícolas provenientes de los campos de labranza que se escurren o se filtran en la tierra. Más de la mitad de los principales ríos del planeta están gravemente agotados y contaminados, por lo que degradan y contaminan los ecosistemas y amenazan la salud y el sustento de las personas que dependen de ellos (World Commission on Water, 1999).

Estos problemas no son ajenos a México, donde el uso ineficiente del agua y falta de tratamiento, han propiciado que las fuentes superficiales sean insuficientes; que existan acuíferos sobre explotados y que la mayoría de los cuerpos de agua estén contaminados. A esta problemática se suma el hecho de que el agua no se cobra, ni se mide. Además, se desperdicia en un 55 % en el sector agrícola el cual consume el 78 % de los usos

consuntivos, y entre 30 y 50 % de usos consuntivos de las zonas urbanas donde el consumo asciende al 12 % del total (SEMARNAT, 2001).

En este sentido, las descargas de aguas residuales provenientes de la industria impactan más por su composición que por su volumen. Contaminantes como metales pesados, grasas y aceites, sales, ácidos y residuos tóxicos afectan a los cuerpos de agua nacionales; además, generan el equivalente a 6.2 millones de toneladas de demanda bioquímica de oxígeno (DBO) al año, tres veces lo generado por las descargas de aguas residuales municipales de todos los centros de población del país. Los mayores impactos son provocados por las actividades industriales relacionadas con la producción de azúcar, alimentos y bebidas, productos metálicos, productos químicos, celulosa, papel y cuero.

En este contexto, en materia de tratamiento de aguas residuales, existe un inventario de 1,018 plantas tratadoras municipales, con una capacidad instalada de 75.9 m³/s. De ellas, solo 793 se encuentran en operación, con un total tratado de 45.9 m³/s, aunque solamente 23 % del caudal de aguas residuales colectadas, procedentes de localidades urbanas a nivel nacional, recibe un tratamiento adecuado (SEMARNAT, *op cit.*). En este orden, dado al hecho de que en las redes de alcantarillado se recolectan 200 m³/s, sólo el 23 % de las aguas residuales municipales del país reciben tratamiento, siendo los más utilizados aquellos que involucran microorganismos debido a que son económicos, eficientes y no generan subproductos contaminantes.

En lo que respecta a las aguas residuales industriales, se generan 171 m³/s; equivalente a 6.8 millones de toneladas de DBO; y de éstas, 1.1 millones de toneladas de DBO son removidas por los sistema de tratamiento (CNA, 2001; CNA, 2003)

En este orden, el empleo del sistema de lodos activados ofrece una alternativa para el tratamiento de aguas residuales ya que posee una gran variedad de microorganismos capaces de remover materia orgánica presente en el agua, y esto se ve favorecido por el uso de reactores que proveen de las condiciones necesarias para la biodegradación.

El sistema de lodos activados es quizá el proceso biológico de más amplio uso para el tratamiento de aguas residuales, orgánicas e industriales (Eckenfelder *et al.*, 1995). Han surgido variaciones del sistema básico durante algunos años, las cuales confieren al tratamiento una versatilidad que le permite adaptarse a un amplio campo de circunstancias operacionales.

No obstante, se requieren condiciones específicas que el afluente a la planta de lodos activados (Tabla 1) deberá cumplir para asegurar una degradación eficiente del agua residual a tratar.

Tabla 1 Condiciones específicas a cumplir por el afluente a una planta de lodos activados

Contaminantes en el afluente	Limite de concentración	Pretratamiento requerido
Sólidos suspendidos	< 50 a 125 mg/L	Sedimentación, flotación
Grasas y aceites	< 35 a 50 mg/L	API
Pb	< 0 = 0.01 mg/L	Precipitación o intercambio iónico
Cu + Ni + CN	< 0 = 1 mg/L	Precipitación o intercambio iónico
Cr + Zn	< 0 = 3 mg/L	Precipitación o intercambio iónico
Cr ³	< 0 = 10 mg/L	Precipitación o intercambio iónico
pH	6 a 9	Neutralización
Alcalinidad	0.22 kgs. de alcalinidad por kg. de DBO	Neutralización por excesiva alcalinidad
Variaciones de carga orgánica	< 20 % de un día para otro	Igualación
Sulfuros	< 100 mg/L	Precipitación o Striping
Fenoles	< 70 a 300 mg/L	Extracción, Absorción
Amoniaco	< 500 mg/L (como N)	Dilución, intercambio iónico
Sales disueltas	< 10 a 16 mg/L	Dilución, intercambio iónico
Temperatura en el reactor	13 a 38°C en el reactor	Vapor, torre de enfriamiento

Fuente: Eckenfelder *op cit.*

Se ha observado que son precisamente estas condiciones las que no se cumplen en muchas plantas de tratamiento municipales e industriales, afectando la eficiencia de remoción al inhibirse la capacidad de biodegradación por agentes tóxicos (orgánicos y metales), o por variaciones en la carga de contaminantes, así como por agentes físicos como el pH o la temperatura.

En este sentido, en Petroquímica Morelos en Septiembre del 2002 se implementó la operación de un sistema de aireación por medio de sopladores y difusores de burbuja fina (DBF) en tres de las seis cámaras de la planta de tratamiento biológico (reactor biológico B), con la expectativa de bajar en un 40 % el consumo de energía, aumentar los niveles de oxígeno disuelto en el licor mezclado y reducir la emisión de compuestos orgánicos volátiles

(COV's), provocado por el antiguo sistema de aireación superficial (SAS) de la planta (COMINSA, 1998; IMTA, 2002).

Sin embargo, posterior a la entrada en operación del nuevo equipo de aireación, se observó un aumento de la temperatura en el licor mezclado del reactor biológico B (RB-B), debido a que el aire de salida de los sopladores hacia las cámaras, alcanzaba los 90°C.

Inmediatamente, se hizo el planteamiento de cuáles serían los efectos en la temperatura del aire de salida de los sopladores al registrarse una temperatura ambiente promedio de 30 a 35°C en los meses de calor (Abril-Septiembre) con valores pico de hasta 40°C al medio día; y de cómo ésta condición afectaría a la temperatura de salida del compresor al succionar aire caliente, ya que se observó en los meses en el otoño (Octubre a Diciembre) del mismo año, un aumento en la temperatura del licor mezclado en el RB-B con DBF, fenómeno no registrado en el reactor biológico A (RB-A), aún con SAS.

En efecto, se registraron valores promedio del aire de salida de 90°C y de llegada a las cámaras de 54° C, provocando un incremento de la temperatura promedio de 37°C en el licor mezclado de las cámaras del RB-B (Mayo-Septiembre del 2003), en comparación con las cámaras del RB-A con valores promedio de 30°C en el mismo periodo. A su vez, se observaron valores de hasta 41°C de las 12 a las 17:00 hrs. del día en los meses de calor en el RB-B.

En este orden, Martínez *et al.*, (2003) llevaron a acabo una evaluación comparativa de ambos sistemas de aireación sobre el desempeño de la planta de lodos activados de Petroquímica Morelos, en el que se emplearon modelos de crecimiento celular afectados por la temperatura, concluyendo que dicho factor está causando efectos en el desempeño de la planta de tratamiento biológico.

Estos resultados, y dado el interés de minimizar los impactos ambientales al río Coatzacoalcos causados por el efluente de la instalación, en el cual se observó incremento del 1,2 dicloroetano, de los sólidos suspendidos totales y de la toxicidad mediante evaluación con *Daphnia magna*, condujeron a plantear la realización de una evaluación experimental del efecto que causa la temperatura en diferentes grados en el desempeño del sistema de lodos activados de la planta de tratamiento de efluentes de Petroquímica Morelos. Asimismo, también se planteó la problemática de una menor eficiencia de remoción de contaminantes

del tratamiento biológico, cuando entre en operación el RB-A con el SBF, debido a que las líneas de alimentación de aire que salen del cuarto de los sopladores, llegan primero a las cámaras del RB-A, con temperaturas de 69°C en el punto de llegada, que a las cámaras del RB-B, con un valor de temperatura de 54°C en el cabezal de llegada.

OBJETIVO GENERAL

Evaluar el efecto que causa la temperatura en el desempeño del tratamiento biológico de aguas residuales de un complejo petroquímico, mediante pruebas experimentales en un sistema de lodos activados a escala laboratorio, con el fin de prevenir potenciales impactos ambientales al río Coatzacoalcos, por registrarse valores fuera de especificación en la calidad del efluente de la instalación.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

1. Evaluar el desempeño del sistema de lodos activados a diferentes temperaturas (30°, 35°, 40° y 45°C) empleando reactores de flujo continuo de tanque agitado (RFCTA) escala laboratorio; utilizando como variables de respuesta: la velocidad de crecimiento de la biomasa medida como sólidos suspendidos totales (SSV), y su relación con la degradación de la demanda química de oxígeno (DQO), el efecto sobre las características de sedimentación del lodo, el consumo de oxígeno y la remoción del nitrógeno amoniacal (N-NH_3) y del fósforo total (P-total).
2. Evaluar cómo influye la aireación y la temperatura en la pérdida de compuestos orgánicos volátiles en el balance de masas en un reactor abiótico.
3. Definir el modelo de degradación de contaminantes a estas condiciones y su comparación con algunos modelos dinámicos.
4. Validar el modelo del efecto de la temperatura sobre el crecimiento celular y la remoción de la materia carbonácea.

I. MARCO TEORICO

1.1 Tratamiento biológico de aguas residuales industriales

Dentro de los sistemas de tratamiento de aguas residuales, los procesos de oxidación biológica pueden ser aerobios o anaerobios, los primeros se realizan en presencia de oxígeno libre disuelto, mientras que los anaerobios transcurren en ausencia de éste.

El mecanismo de la oxidación biológica consiste en la asimilación de la materia orgánica contenida en las aguas residuales por los microorganismos, en presencia de oxígeno y nutrientes.

En un ambiente aerobio, la actividad de los microorganismos depende del oxígeno, de la materia orgánica o de ciertos compuestos inorgánicos, como nitritos, nitratos y sulfatos. Muchas bacterias pueden utilizar nitritos y nitratos en lugar de oxígeno disuelto, los sulfatos actúan como fuente de oxígeno para un grupo muy específico de bacterias.

En este orden, las reacciones biológicas pueden dividirse en dos fases: síntesis y oxidación.

La fase de síntesis supone la conversión de una parte de la materia orgánica en nuevo protoplasma celular. Además del carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno, el protoplasma contiene algunos elementos como fósforo, azufre, sodio, potasio, magnesio, calcio, hierro y molibdeno. La mayoría de estos elementos se encuentran solo en trazas en el agua residual; comúnmente suele faltar nitrógeno y fósforo, por lo tanto es necesario adicionarlos al agua residual para garantizar un buen desarrollo del proceso. Las cantidades precisas de nutrientes dependen de las características del agua residual y del tipo de tratamiento biológico empleado, aunque puede utilizarse como representativa la relación teórica DBO:N:P=100:5:1 (Eckenfelder, 2000) que se origina de la composición química (empírica) de la célula.

Las características químicas de los contaminantes en las aguas residuales determinan los organismos que pueden desarrollarse en un sistema de tratamiento biológico. Los microorganismos primarios son las bacterias y otro tipo de plantas unicelulares que pueden metabolizar la mayoría de los materiales orgánicos para dar CO₂, nitrógeno amoniacal (N-NH₃) y fosfatos (PO₄).

Debe considerarse también a los hongos, plantas multicelulares sin clorofila, que en determinadas condiciones ambientales desempeñan un papel importante en la estabilización de la materia orgánica. Los hongos pueden predominar sobre las bacterias a pH bajos (menores a 6), cuando existe un déficit de nitrógeno o la concentración de oxígeno disuelto es baja (0.0-0.5 mg/L). Los hongos son capaces de metabolizar casi todos los compuestos orgánicos conocidos, pero en condiciones ambientales normales de pH y temperatura, no pueden competir con las bacterias.

Las algas son plantas clorofílicas más sencillas, pueden utilizar luz solar como fuente de energía. Por si mismas, las algas no estabilizan la materia orgánica, sino que, debido a su producción de oxígeno, ayudan a las bacterias y a los hongos a mantener un medio aerobio. Los microorganismos, de los cuales los protozoos son los más sencillos, no obtienen suficiente materia orgánica en las aguas residuales; su actividad principal es separar el exceso de bacterias no floculadas, produciendo un efluente clarificado. Las formas superiores de microorganismos que se encuentran en los sistemas de tratamiento biológico son los rotíferos y crustáceos, que tan solo aparecen en los sistemas muy purificados (Metcalf y Eddy, 1996).

La factibilidad de efectuar la oxidación biológica con el fin de estabilizar la materia orgánica, reduciendo así la DBO de las aguas residuales, depende de la estructura química de las moléculas orgánicas que deben ser atacadas, o de la biodegradabilidad de dichas moléculas. Se debe tomar en cuenta además el papel que desempeña la propia adaptación de los microorganismos al medio. En otras palabras, por medio de una alimentación adecuada de los microorganismos puede producirse el metabolismo en presencia de sustancias que desde el punto de vista teórico, no son biodegradables e inclusive en presencia de sustancias directamente tóxicas.

Las variables físicas y químicas más importantes en estos procesos son: temperatura, pH y la presencia de sales.

En la mayoría de las reacciones en que intervienen microorganismos, la velocidad de reacción aumenta con la temperatura (hasta aproximadamente 37°C), para descender a continuación al inhibirse la actividad microbiana y morir los microorganismos por desnaturalización de proteínas del protoplasma celular. La temperatura influye además en la

concentración del oxígeno disuelto, siendo ésta inversamente proporcional a la temperatura (Ramalho, 1999).

El pH del medio influye no solo sobre la velocidad de reacción, sino además sobre los tipos de microorganismos susceptibles de sobrevivir. La mayoría de los microorganismos se desarrollan a un pH óptimo de aproximadamente 7.0 y experimentan ligeras variaciones para valores de pH entre 6.5 y 8.5. A ese pH óptimo, las bacterias constituyen el grupo principal de microorganismos responsables de la estabilización de la materia orgánica.

Las proteínas del protoplasma celular se desnaturalizan por los iones H^+ y OH^- , razón por la cual muy pocas bacterias pueden sobrevivir a un pH inferior a 4.0 o superior a 9.5; los hongos pueden desarrollarse fácilmente a un pH de 4.5 y predominan sobre las bacterias en medios con un valor de pH entre 4.5 y 6.0. Aparentemente, este fenómeno se debe al menor contenido de proteínas en el protoplasma celular de los hongos.

En lo que respecta al contenido de sales disueltas (calcio, sodio, aluminio, etc.) en las aguas residuales no tóxicas para las bacterias, por regla general puede afirmarse que los microorganismos se adaptan bien a los medios de concentraciones elevadas de sales, de hasta 3 g/L, y en filtros percoladores se pueden tratar aguas residuales hasta con un 2 % de sales. En el proceso de lodos activados no debe sobrepasarse normalmente una concentración de sales de 8 g/L, ya que en este caso los lodos son difíciles de flocular y, en consecuencia, de decantar. Además, el exceso de lodos que se somete a digestión anaeróbica crea nuevos problemas debido a que los procesos anaeróbicos son más sensibles a la presencia de sales.

Los metales pesados (hierro, aluminio, cromo, cobre y zinc) ejercen un efecto perjudicial sobre los procesos biológicos, actuando sobre las enzimas catalizadoras de la síntesis de proteínas responsables del metabolismo. Los microorganismos solo pueden tolerar concentraciones de algunos miligramos por litro. Muchos de los metales pesados tienden a formar compuestos insolubles que precipitan de la solución. Como tan solo los iones solubles son tóxicos para los sistemas enzimáticos bacterianos, las características químicas del medio resultan decisivas para determinar la toxicidad de los distintos metales pesados. Como el hierro y aluminio se precipitan en forma de hidróxidos insolubles, las bacterias pueden tolerar concentraciones elevadas de estos elementos, sin embargo su acción tóxica puede deberse a que los precipitados formados pueden recubrir las células e impedir el paso

de nutrientes. La toxicidad del cromo depende de su estado de valencia, el cromo hexavalente soluble es tóxico, mientras que el trivalente es insoluble. La acción del cobre y del zinc está influenciada por el pH del medio ya que precipitan a valores elevados de pH, las bacterias pueden tolerar mayores concentraciones de cobre en medio alcalino que en medio ácido.

En suma, el principal objetivo del tratamiento biológico del agua residual son la coagulación y eliminación de los sólidos coloidales no sedimentables y la estabilización de la materia orgánica. En el caso del agua residual doméstica, el objetivo es la reducción de la materia orgánica presente y, en muchos casos, la eliminación de nutrientes como el nitrógeno y el fósforo, así como la eliminación de ciertos compuestos tóxicos. Para el caso de las aguas residuales industriales, el principal objetivo es la reducción de la concentración de compuestos tanto orgánicos como inorgánicos; considerando un pretratamiento, debido a la potencial toxicidad de estos compuestos para los microorganismos, los cuales juegan un papel primordial en la eliminación de la DBO carbonosa, la coagulación de los sólidos coloidales no sedimentables, y la estabilización de la materia orgánica (Metcalf y Eddy, 1996).

Los microorganismos se utilizan para convertir la materia orgánica carbonosa coloidal y disuelta en diferentes gases y tejido celular, el cual por tener una densidad mayor al agua, se puede eliminar por decantación.

1.2 Proceso de lodos activados

El proceso de lodos activos ha sido utilizado para el tratamiento de las aguas residuales tanto industriales como urbanas desde hace aproximadamente un siglo. En un inicio, el diseño de las plantas de lodos activados se llevó a cabo fundamentalmente de una forma empírica. Sólo al comienzo de los años sesenta se desarrolla una solución más racional para el diseño del sistema de lodos activos. Fueron Lawrence y McCarty (1970) quienes establecieron un modelo para diseñar las plantas de tratamiento por lodos activados. El modelo es una simplificación utilizada para diseñar las plantas, considerando un régimen estacionario y la DBO o DQO total como parámetro de caracterización. Sin embargo, este modelo no permite predecir el comportamiento dinámico de las plantas, ni determinar con exactitud la demanda de oxígeno esperada y la producción de lodos.

Ha sido en los últimos años, en donde han aparecido cambios importantes en las teorías y prácticas de diseño de los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales, constituyendo claramente un nuevo paradigma entre el enfoque clásico, muchas veces empírico, y las tendencias actuales asentadas en la formulación de modelos mecanísticos más precisos, como los modelos de la serie ASM (Henze, *et al.*, 2000).

El proceso de lodos activados nació de la observación realizada hace mucho tiempo de que si cualquier agua residual, urbana o industrial, se somete a aireación durante un período de tiempo se reduce su contenido de materia orgánica, formándose a la vez un lodo floculento. El sistema de depuración por lodos activos es en realidad un ecosistema artificial en donde los organismos vivos (biocenosis) están representados con mayor o menor abundancia, por grupos de microorganismos que constituyen comunidades biológicas complejas interrelacionadas entre sí y con el medio físico que les rodea en la planta depuradora (biotopo).

El principio básico del proceso consiste en que las aguas residuales se pongan en contacto con una población microbiana mixta, en forma de suspensión floculenta, en un sistema aireado y agitado. La materia en suspensión y la coloidal se eliminan rápidamente de las aguas residuales por adsorción (degradación metabólica de los compuestos orgánicos principalmente por bacterias) y aglomeración en los flóculos microbianos. Esta materia y los nutrientes disueltos se descomponen luego más lentamente por metabolismo microbiano, proceso conocido como “estabilización”, en el que se tiene por un lado un metabolismo celular y por el otro un metabolismo energético. En este proceso, parte del material nutriente se oxida a sustancias simples como anhídrido carbónico, un proceso denominado “mineralización”, y parte se convierte en una materia nueva (Ramalho, 1999).

El examen microscópico del lodo activado revela que está formado por una población heterogénea de microorganismos, que cambian continuamente en función de las variaciones de la composición de las aguas residuales y de las condiciones ambientales, ya que se espera que la mayoría de los compuestos orgánicos sean biodegradables, aunque algunos lo hacen muy lentamente.

Los microorganismos presentes son bacterias unicelulares, hongos, algas, protozoos y rotíferos. De éstos, las bacterias son probablemente las más importantes encontrándose en todos los tipos de procesos de tratamiento biológico.

El proceso de lodos activos se ha desarrollado como una operación continua mediante el reciclado de lodo biológico. En la figura 1.1 se presenta un diagrama de flujo del proceso. Todas las variables importantes del proceso están indicadas en dicha figura 1.1 y definidas en la tabla 1.1.

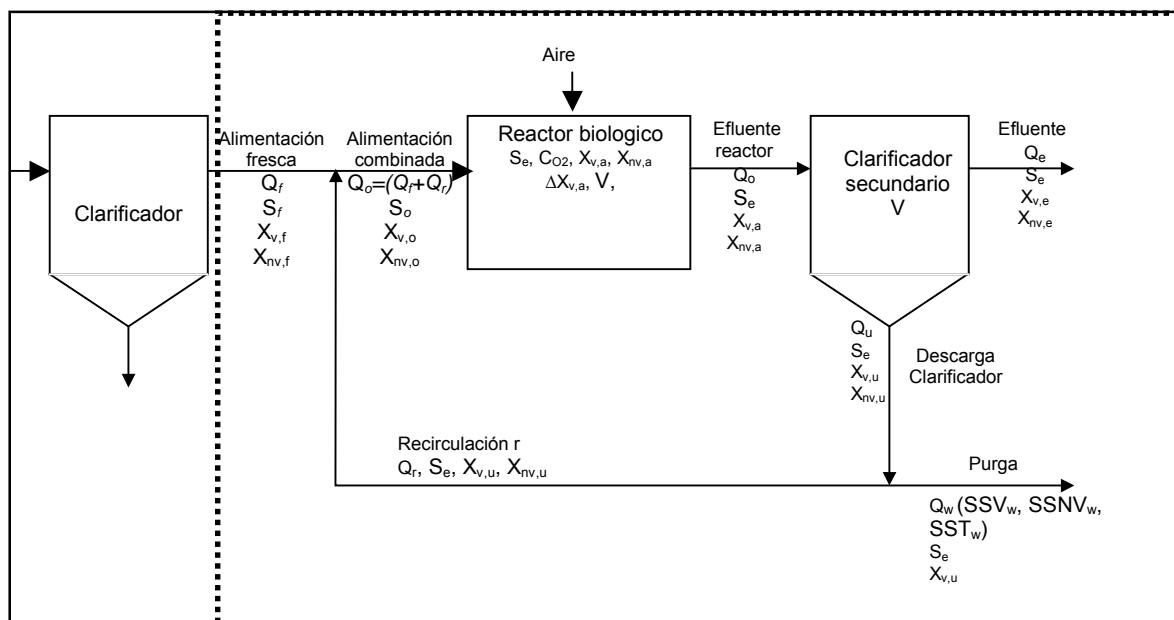


Fig. 1.1 Diagrama de flujo del proceso de lodos activos (Ramalho, 1999)

Transcurrido cierto tiempo, una vez que el agua residual estuvo en contacto con la biomasa en presencia de oxígeno disuelto y mantenida en suspensión dentro del tanque de aireación, el líquido conocido como licor mezclado, se pasa a un decantador donde la biomasa formada es separada del efluente tratado. Si en esta etapa no se consigue una óptima separación de los sólidos presentes, que en su mayoría son microorganismos formados en el tanque de aireación, no se tendrá una buena remoción. Del tanque sedimentador (sedimentador secundario) se extraen los lodos por la parte inferior. Una parte, equivalente al nuevo material celular formado, es desechada y, la otra, recirculada hacia el tanque de aireación para que continúe funcionando el proceso de oxidación biológica. No obstante, a pesar de su amplia aplicación se ha encontrado que, con frecuencia, existen problemas de decantación. Para eficiencias de remoción del 85 al 95 %, el tiempo de retención celular es de 4 a 15 días, para cargas de 0.2 a 0.4 kg DBO/kg SST^d; o para 0.3 a 0.6 kg DBO/m³d durante 4 a 8 h (tiempo de retención hidráulico) y recirculación del 25 al 50 %.

Tabla 1.1 Definición de símbolos utilizados en el proceso de lodos activados

Clave	Corriente específica
f	alimentación inicial
o	alimentación combinada
e	efluente
u	descarga clarificador
Símbolos	Caudales
Q_f	alimentación inicial m^3/d
Q_r	reciclado m^3/d
r	relación de recirculación ($r = Q_r/Q_f$)
Q_o	alimentación combinada m^3/d
Q_e	efluente m^3/d
Q_w	purga m^3/d
Q_u	descarga del clarificador m^3/d
	Concentraciones (mg/L) de la DBO soluble
S_f	DBO soluble en la concentración inicial
S_o	DBO soluble de la alimentación combinada
S_e	DBO soluble en el efluente
	Concentraciones (mg/L) de los sólidos suspendidos volátiles (SSV)
$X_{v,f}$	SSV en la alimentación inicial
$X_{v,o}$	SSV en la alimentación combinada
$X_{v,a}$	SSV en el reactor
$X_{v,u}$	SSV en la descarga del clarificador secundario
X_e	SSV en el efluente

Desde el punto de vista del mecanismo que sigue la degradación de un sustrato en el balance de materia para el sistema de lodos activados, se suponen dos etapas, las cuales se muestran en la figura 1.2 (Ramalho, 1999):

- Metabolismo celular. Parte del sustrato, después de haber sido consumido como alimento por los microorganismos, se utiliza para sintetizar nuevas células de microorganismos, lo que conduce a un aumento de la biomasa, también conocida como fase de síntesis.
- Metabolismo energético. El sustrato restante se oxida, siendo los productos finales fundamentalmente CO_2 y H_2O . Este proceso de oxidación es esencial para la producción de la energía de mantenimiento, utilizada por las células para continuar sus funciones vitales (Figura 1.2).

Así, la concentración de dicha materia orgánica irá disminuyendo. Una vez que se haya consumido ésta, los microorganismos entrarán en una fase de respiración endógena. Bajo estas condiciones, se oxida materia celular para satisfacer las necesidades energéticas y de mantenimiento, reduciéndose en consecuencia la cantidad de biomasa.

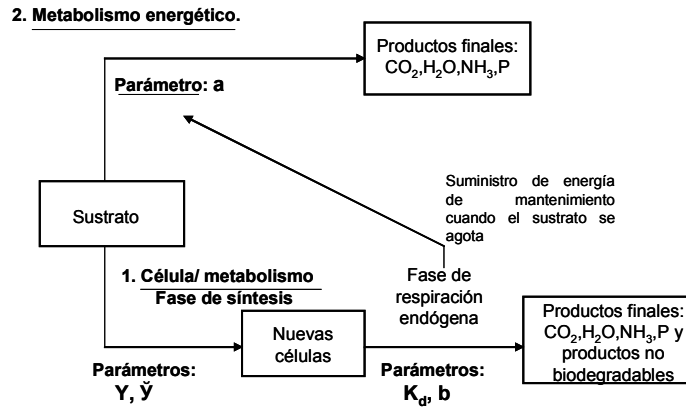


Fig. 1.2 Mecanismo de degradación biológica aerobia (Ramalho, 1999)

Por otro lado, entre las variantes del sistema de lodos activados, las más empleadas son la convencional o de flujo pistón, la completamente mezclada y la aireación extendida, y en menor medida la estabilización por contacto; otras variantes son la aireación por etapas, las zanjas de oxidación, la aireación con oxígeno puro, proceso Biohoch, de alta energía, con polvo de carbón activado, sistema anaerobio-aerobio y tratamiento de aguas residuales industriales en plantas municipales (Eckenfelder y Musterman *op cit.*; Metcalf y Eddy, *op. cit.*).

En el proceso de lodos activados completamente mezclado, el agua residual y el retorno del lodo, es introducido dentro de la base del tanque de aireación en múltiples puntos que facilitan la rápida mezcla en todo el sistema. El objetivo es maximizar la igualación de la carga del afluente en el tanque de aireación, siendo este proceso particularmente aplicable a aguas residuales que contienen sustancias tóxicas inhibitorias o con alta variación de carga (Eckenfelder y Musterman *op. cit.*). La tabla 1.2, muestra el desempeño de diversos giros industriales que emplean lodos activados completamente mezclados (LACM).

Tabla 1.2 Desempeño de tratamiento de LACM de algunas aguas residuales industriales en USA

Agua residual	Afluente		Efluente		T (°C)	F/M					
	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)		DBO (día ⁻¹)	DQO (día ⁻¹)	TRH (días)	SSVLM	SVI	VSZ
Química intermedia	621	978	18	103		0.55	0.79	0.51	2,228	97	8.4
Farmacéuticas	2,950	5,840	65	712	10.4	0.11	0.19	5.4	4,970	---	---
ABS	1,070	4,560	68	510	33.5	0.24	0.94	1.5	2,930	23	28.7
Oxido de propileno	645	1,085	99	346	37.0	0.19	0.23	1.4	2,491	32	3.7
Química	888	---	16	---	23.9	0.18	---	1.78	2,854	47	11.9

Fuente: Eckenfelder & Musterman *op. cit.*

1.3 Principios de la oxidación biológica

En un organismo vivo, prácticamente todo el sistema energético es químico. Se genera, transporta y consume energía mediante una serie de reacciones y compuestos químicos, desde el nivel energético de carbohidratos y oxígeno hasta el dióxido de carbono y agua. Hay una larga serie de reacciones químicas en las que el nivel de energía desciende en pequeñas cascadas. Al fin y al cabo, la energía reside en las moléculas involucradas a medida que éstas se desplazan por el organismo que transporta la energía.

En este sentido, todos los seres vivos se alimentan de moléculas simples o complicadas, que son sometidas a una serie de transformaciones, cuyo conjunto constituye el metabolismo. Los caminos metabólicos que sufren las sustancias se distinguen en anabolismo y catabolismo, que significa la ruta de conversión de sustancias más simples en otras más complicadas (anabolismo), o aquellos que implican la transformación de las mismas, en otras más sencillas (catabolismo).

La degradación enzimática de cada uno de los elementos nutritivos mayoritarios de las células, los cuales son los polisacáridos, los lípidos y las proteínas, tiene lugar por medio de cierto número de reacciones enzimáticas consecutivas organizadas en 3 fases principales (Ver figura 1.3). Aunque los ácidos nucleicos representan una fracción sustancial del peso seco de la célula, no son utilizados como fuente de energía por la mayor parte de los microorganismos.

En la Fase 1 del catabolismo, las grandes moléculas nutritivas se degradan, liberando sus sillares de construcción principales. Así, los polisacáridos se degradan rindiendo hexosas o pentosas, los lípidos producen ácidos grasos, glicerina y otros componentes, y las proteínas se desintegran en sus componentes aminoácidos.

En la fase 2 del catabolismo, todos los productos de la fase anterior se convierten en un número menor de intermediarios todavía más sencillos. Así las hexosas, las pentosas y la glicerina se degradan pasando a ácido pirúvico, intermediario de 3 carbonos, para rendir una especie más sencilla de 2 carbonos, el grupo acetilo del Acetil-CoA.

De modo análogo, los diversos ácidos grasos y aminoácidos diferentes se degradan. Finalmente, los grupos acetilo del acetil-CoA, así como otros productos de la fase 2, se canalizan hacia la fase 3, ruta catabólica final común en la que el último término resulta oxidado a bióxido de carbono y agua.

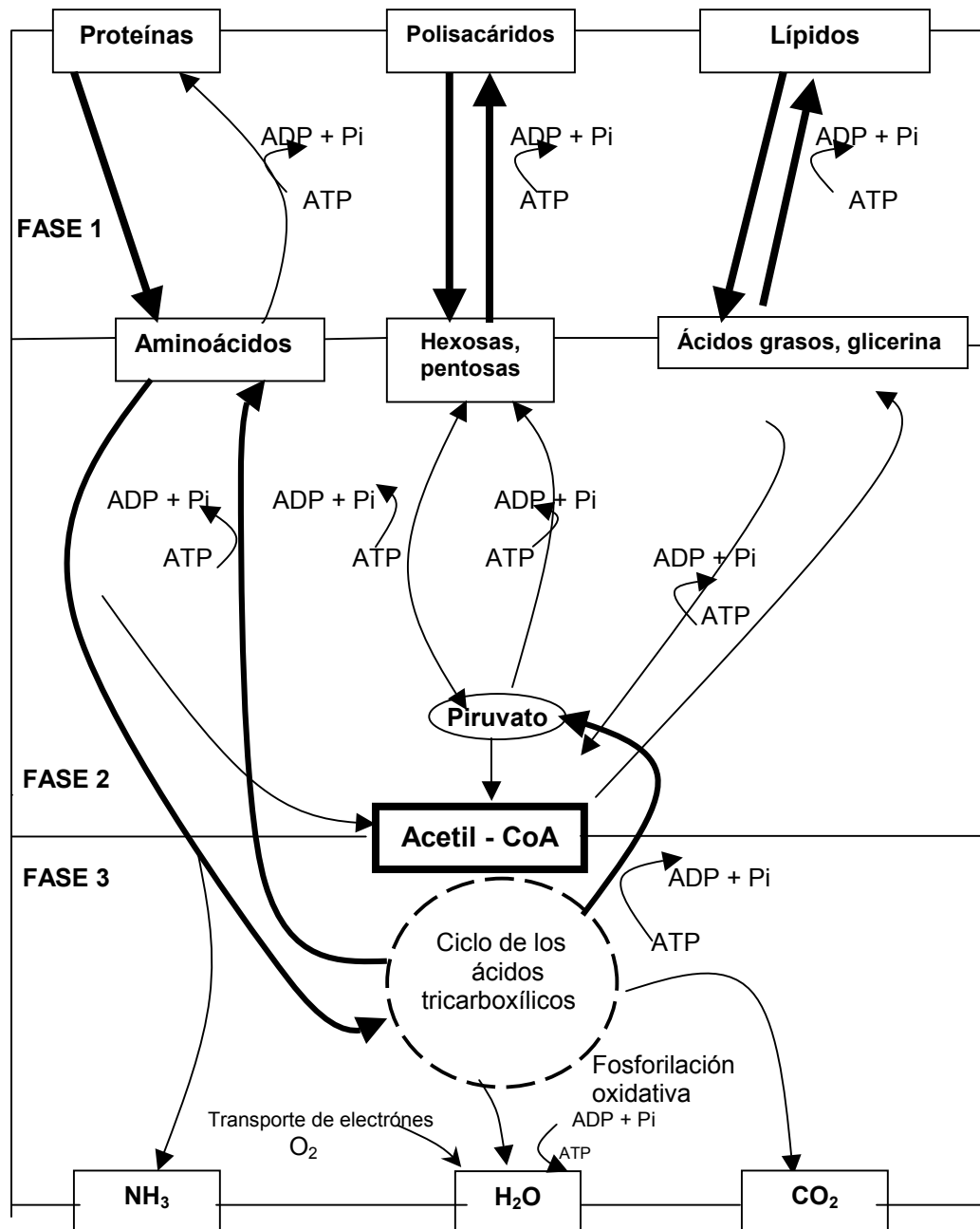
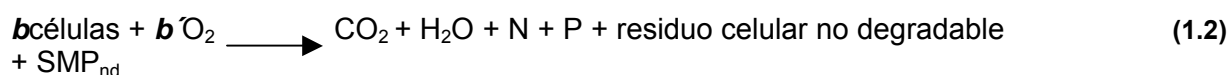
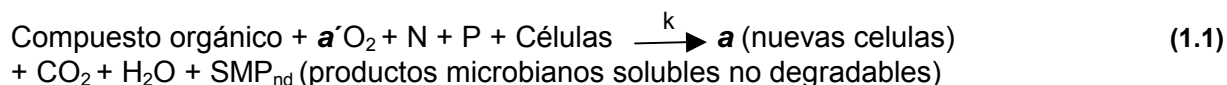


Fig. 1.3 Las 3 fases del metabolismo (Lehninger, 2000)

En la fase 3 se generan pequeñas moléculas precursoras que se convierten en moléculas sillares; éstas, a su vez, se ensamblan nuevamente en la fase 1 para constituir macromoléculas, para reiniciar el ciclo metabólico (Lehninger, 2000).

En el proceso de lodos activados, la materia orgánica en solución es removida por metabolismo biológico, el oxígeno es consumido por los microorganismos y nuevas células son sintetizadas. En el sistema de lodos activados, también ocurre una auto oxidación progresiva (decaimiento endógeno) de esta masa celular. Cuando un agua residual es mezclada con el lodo biológico aclimatado, ocurre una inmediata sorción de la materia orgánica fácilmente degradable. Estos compuestos orgánicos son almacenados al interior de la célula para posteriormente ser oxidados. Este fenómeno es llamado biosorción. El proceso de aireación, remueve la materia orgánica remanente. El oxígeno requerido para este proceso es alto inicialmente, y disminuye conforme decrece la materia orgánica removida. La síntesis celular ocurre en proporción de la remoción de la materia orgánica. El nitrógeno (N) y el fósforo (P) son tomados para la síntesis celular. Cuando el sustrato disponible es consumido, la aireación continúa, dando como resultado una oxidación de la biomasa a través de la respiración endógena (Ecuación 1.1 y 1.2).



En la ecuación 1.1, a' es el oxígeno equivalente de la fracción de la materia orgánica removida que es oxidada a productos (CO_2 y H_2O). El término a es la fracción de la materia orgánica removida que es sintetizada dentro de la biomasa, y k es la tasa del coeficiente de reacción que depende de la temperatura, el cual está relacionado a la biodegradabilidad del agua residual específica. En la ecuación 1.2, el coeficiente b es la fracción por día de la biomasa degradable de la oxidación endogénica, y b' es el oxígeno requerido, soporte del decaimiento endógeno. Así también, un pequeño porcentaje de la síntesis de la materia orgánica removida y del metabolismo endógeno remanente es residuo celular no degradable y productos microbianos solubles no degradables (SMP_{nd}). Los residuos celulares no degradables, constituyen el 20 % de los sólidos suspendidos volátiles generados en la ecuación 1.1. Los SMP_{nd} varían del 2 al 10 % de la DQO degradable en el afluente y

dependen de la composición orgánica del agua residual cruda y de la edad del lodo (Eckenfelder y Musterman *op. cit.*).

1.4 Cinética y remoción de compuestos orgánicos

Los principios generales de la cinética de las reacciones químicas son aplicables a las reacciones catalizadas por las enzimas, pero éstas muestran también un rasgo característico, que no se observa en las reacciones no enzimáticas: la saturación con el sustrato. En la figura 1.4 se puede observar el efecto de la concentración con el sustrato sobre la velocidad de reacción catalizada por una enzima.

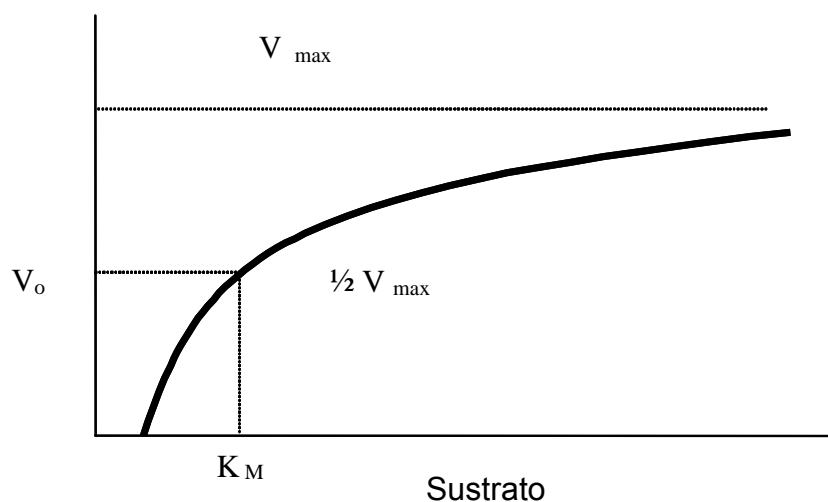


Fig. 1.4 Efecto de la concentración del sustrato sobre la velocidad de una reacción catalizada enzimáticamente (Lehninger, 2000)

A una concentración baja de sustrato, la velocidad inicial de reacción V_o es casi proporcional a la concentración de sustrato y la reacción, por tanto, es aproximadamente de **primer orden** respecto al mismo. Sin embargo, a medida que la concentración de sustrato aumenta, la velocidad inicial de la reacción disminuye y deja de ser aproximadamente proporcional a la concentración de sustrato, en esta zona el orden de reacción es **mixto**. Con un aumento posterior de la concentración del sustrato, la velocidad de la reacción llega a ser esencialmente independiente de la concentración de sustrato y se aproxima asintóticamente a una velocidad constante. En este intervalo de concentraciones de sustrato, la reacción es esencialmente de **orden cero** respecto al sustrato y se dice entonces que la enzima se halla saturada con su sustrato. Todas las enzimas muestran el efecto de saturación, pero varían

ampliamente respecto a la concentración de sustrato que se necesita para que se manifieste. El efecto de saturación condujo a algunos de los primeros investigadores, en particular a J. Brown y también a V. Henry, a formular hipótesis de que la enzima y el sustrato reaccionan reversiblemente para formar un complejo, como etapa esencial en la reacción catalizada.

L. Michaelis y M. L. Menten desarrollaron en 1913 una teoría general acerca de la acción y cinética de las enzimas, la cual fue ampliada posteriormente por G. E. Briggs y J. B. S. Haldane. Esta teoría, que es fundamental para el análisis cuantitativo de todos los aspectos de la cinética de las enzimas y de la inhibición, se ha desarrollado plenamente para el caso sencillo de una reacción en la que sólo hay un sustrato. La teoría de Michaelis-Menten supone que la enzima **E** se combina en primer lugar con el sustrato **S** para formar el complejo enzima-sustrato **ES** (ecuación 1.3); a continuación, éste último se escinde en una segunda etapa, para formar la enzima libre y producto **P** (ecuación 1.4):



Hay 2 métodos generales, mediante los cuales, puede acelerarse la velocidad de una reacción química. Uno de ellos es la elevación de la temperatura, ya que provoca un incremento del movimiento térmico y de la energía, aumenta el número de moléculas capaces de alcanzar el estado de transición y acelera de este modo, la velocidad de las reacciones químicas. En muchas reacciones la velocidad de reacción se duplica, aproximadamente por cada 10°C de aumento de la temperatura. La velocidad de una reacción química puede verse incrementada también por la adición de un catalizador; éste se combina con los reaccionantes de modo transitorio y se produce un estado de transición de menor energía de activación que el correspondiente a la reacción no catalizada. Así, los catalizadores aceleran las reacciones químicas porque disminuyen la energía de activación (Figura 1.5).

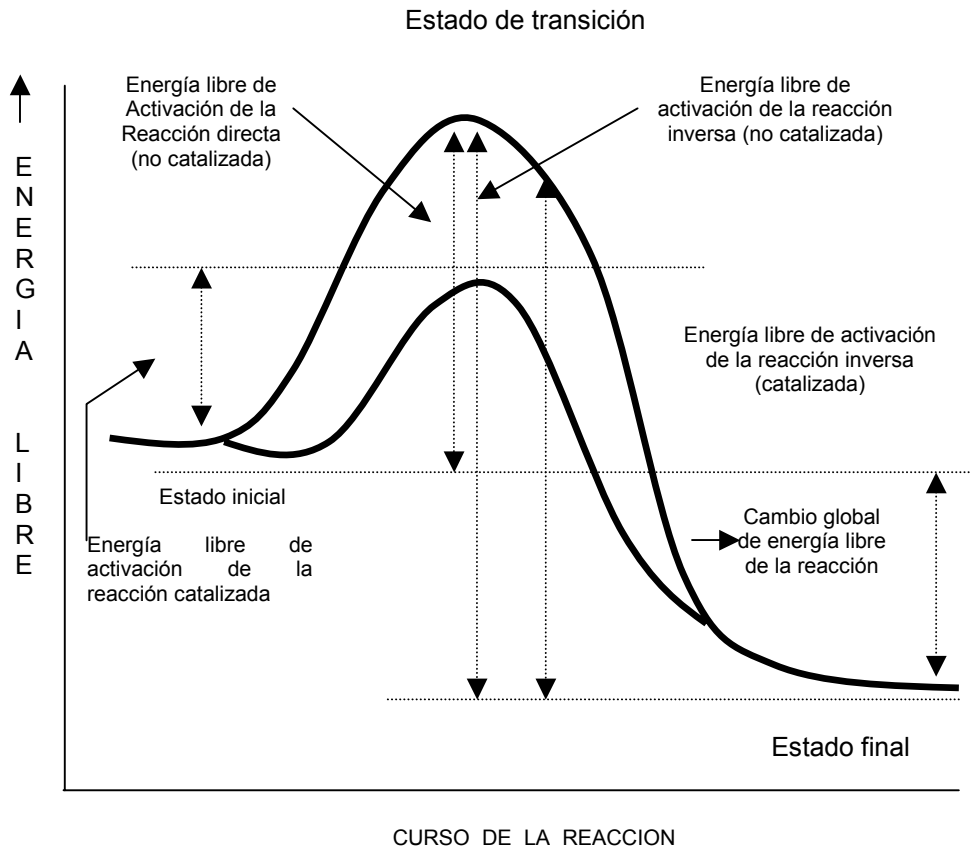


Fig. 1.5 Diagrama de energía para una reacción química, catalizada y no catalizada (Lehninger, 2000)

En este sentido, la temperatura ejerce dos efectos diferentes sobre la velocidad de una reacción:

- Un incremento de la temperatura produce un aumento en la energía cinética de las moléculas de sustrato, permitiendo que una mayor proporción de éstas sea capaz de superar la barrera cinética de la reacción (ΔG). El efecto final es una mayor velocidad de reacción.
- A temperaturas altas, el aumento en la energía cinética de las moléculas que conforman la estructura cuaternaria de la proteína favorece que se rompan las interacciones no covalentes débiles (puentes de hidrógeno y fuerzas de van Der Waals, principalmente), responsables en gran medida de mantener la estructura funcional de la proteína. Este proceso de pérdida de la estructura y función se denomina desnaturalización. El efecto final es la marcada disminución de la velocidad de reacción.

En última instancia, el efecto de la temperatura depende del balance de ambos efectos contrarios. La figura 1.6, la cual muestra la velocidad de reacción contra la temperatura, produce una curva con forma de campana, con un máximo de velocidad bien definido que corresponde a la temperatura óptima de actividad de la enzima. En el caso de muchas enzimas de mamíferos, esta temperatura óptima es 37°C, aunque existen otras enzimas (Taq polimerasa) que están adaptadas a funcionar en extremos de temperatura (Hames y Hooper, 2000).

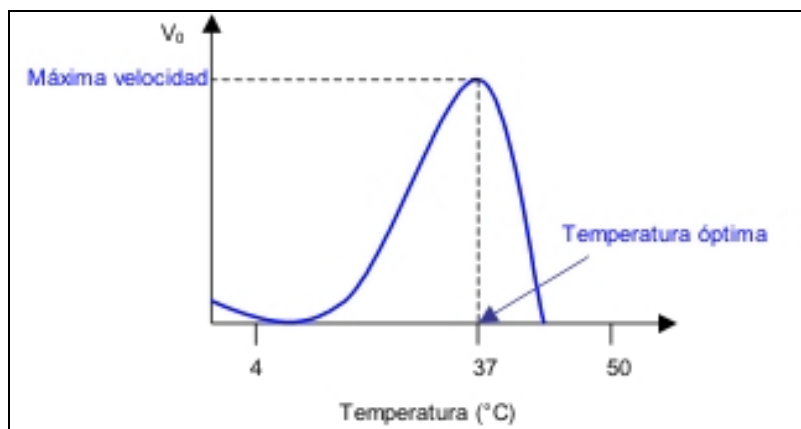


Fig. 1.6 El efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción (Hames y Hooper, 2000)

Por otro lado, a partir del estudio de los inhibidores de las enzimas se ha obtenido información de importancia sobre el mecanismo y los caminos de la catálisis enzimática, la especificidad de sustrato de la enzima, la naturaleza de los grupos funcionales en el centro activo y la participación de ciertos grupos funcionales en el mantenimiento de la conformación activa de la molécula de la enzima. Los tres tipos principales de inhibición reversible de la enzima son: competitiva, acompetitiva y no competitiva, pudiendo distinguirse experimentalmente por los efectos que produce el inhibidor sobre la cinética de reacción de la enzima, la cual puede analizarse mediante la ecuación básica de Michaelis-Menten. Para la validez del análisis cinético, el inhibidor debe combinarse rápida y reversiblemente con la enzima o con el complejo enzima-sustrato.

A continuación se describen brevemente los 3 tipos de inhibición enzimática:

- Inhibición competitiva

La característica de la inhibición competitiva es que el inhibidor puede combinarse con la enzima libre, de tal modo que compite con el sustrato normal para unirse al centro activo. Un inhibidor competitivo reacciona reversiblemente (ecuación 1.5) con la enzima para formar un complejo enzima-inhibidor (**EI**) análogo al complejo enzima-sustrato:



La molécula del inhibidor no resulta químicamente alterada por la enzima. Siguiendo el formalismo de Michaelis-Menten, se puede definir la constante del inhibidor **K_i** (ecuación 1.6) como la constante de disociación del complejo enzima-inhibidor:

$$K_i = \frac{[E][I]}{[EI]} \quad (1.6)$$

La constante del inhibidor **K_i** es comparable por tanto a **K_s**, constante de disociación del complejo enzima-sustrato.

La inhibición competitiva se reconoce experimentalmente con facilidad, debido a que el porcentaje de inhibición para una concentración de inhibidor constante disminuye al incrementarse la concentración de sustrato. En el análisis cinético cuantitativo, el efecto de la variación de la concentración del sustrato [**S**] sobre la velocidad inicial **V_o** viene determinada para una concentración constante del inhibidor.

- Inhibición acompetitiva

En este tipo de inhibición, el inhibidor no se combina con la enzima libre ni afecta a su reacción con el sustrato normal; sin embargo, el inhibidor se combina con el complejo enzima-sustrato (ecuación 1.7) para formar un complejo inactivo enzima-sustrato-inhibidor, el cual no experimenta su transformación posterior en el producto habitual de la reacción:



La constante del inhibidor es por tanto (ecuación 1.8):

$$K_i = \frac{[ES][I]}{[ESI]} \quad (1.8)$$

Estas relaciones demuestran que el grado de inhibición puede incrementarse cuando la concentración de sustrato se ve aumentada.

- Inhibición no competitiva

Un inhibidor no competitivo puede combinarse con la enzima libre o bien con el complejo enzima-sustrato, interfiriendo con la acción de ambos. Los inhibidores no competitivos se unen a un centro distinto del centro activo para deformar la enzima, de modo que no puede formarse el complejo **ES** a su velocidad normal y que, una vez formado, no se descompone a su velocidad habitual para liberar los productos de reacción. Sus efectos no se anulan al aumentar la concentración del sustrato, en la inhibición no competitiva la reacción con el inhibidor produce dos formas inactivas **EI** (ecuación 1.9) y **ESI** (ecuación 1.10):



Para ambas formas inactivas existen 2 constantes del inhibidor que pueden ser iguales o diferentes (ecuación 1.11 y 1.12):

$$K_i^{EI} = \frac{[E][I]}{[EI]} \quad (1.11)$$

$$K_i^{ESI} = \frac{[ES][I]}{[ESI]} \quad (1.12)$$

El tipo más común de inhibición no competitiva es producida por los reactivos que pueden combinarse reversiblemente con algún grupo funcional de la enzima (situado fuera del centro activo), que sea esencial para mantener la conformación tridimensional catalíticamente activa de la molécula de la enzima. Algunas enzimas que poseen un grupo-SH esencial, son inhibidos no competitivamente por los iones de metales pesados, sugiriendo que tales grupos deben permanecer intactos para que la enzima conserve su conformación activa normal (Lehninger, 2000).

En este orden, en los sistemas de lodos activados se pueden registrar los tres tipos de inhibición: competitiva, acompetitiva y no competitiva. En cualquiera de los tres casos, es afectado el sustrato, por la concentración del inhibidor (Volskay *et al.*, 1988; Watkin, 1986).

1.5 Crecimiento bacteriano en presencia de sustancias tóxicas

Los estudios sobre la biodegradación de contaminantes específicos presentes en las descargas de algunos sectores industriales empiezan en los años 60-70's. En los casos de degradación de hidrocarburos y detergentes, la adición de co-sustratos y nutrientes a sistemas de lodos activados ha sido exitosamente utilizada para estimular el proceso de degradación.

Está bien documentada, la biodegradabilidad aerobia de compuestos aromáticos sustituidos, los anillos de los cuales son transformados a derivados dihidroxilados mediante mono y di oxidación antes del rompimiento del anillo (Hayaishi, 1964; Dagley, 1975; Chou, *et al.*, 1978; Fewson, 1981; Gibson y Subramanian, 1984; Deshpande y Chakrabarti, 1988).

Una razón por la cual las bacterias son eficientes en la biodegradación, es que éstas son capaces de utilizar una fuente de carbono de moléculas diferentes a las que ellas normalmente utilizan. Muchos compuestos inertes bioquímicamente, tales como los alcanos, las estructuras de anillo saturado y el benceno no sustituido no tienen oxígeno y no son sujetos a reacciones de hidrogenación. La habilidad de las bacterias para utilizar estos compuestos se basa en el hecho de que éstas pueden catalizar la oxidación utilizando oxígeno (Godbole *et al.*, 1991).

De lo anterior, se puede concluir que en el desarrollo de un proceso de tratamiento biológico y en el diseño de los reactores son de gran importancia la fisiología de las comunidades que participan en el proceso degradativo y las actividades metabólicas y genéticas que controlan la capacidad y la expresión de estas actividades degradativas. Con base en estas consideraciones, las velocidades de descomposición de los compuestos xenobióticos recalcitrantes y tóxicos pueden ser mayormente aceleradas utilizando cepas adaptadas, las cuales pueden tener las siguientes aplicaciones concretas:

- Intensificar los procesos biológicos, aumentando la capacidad de tratamiento de una planta u optimizando la degradación de compuestos específicos;
- Auxiliar en la sana operación del proceso cuando existen problemas como el exceso de grasas, almidón, celulosa, proteínas o carbohidratos;

- Mejorar la capacidad de eliminación de compuestos tóxicos refractarios, tales como polihalogenados, fenólicos, cianuros, alilaminas, e hidrocarburos en general;
- Aumentar la capacidad de los sistemas para la eliminación de nutrientes específicos, como el nitrógeno y el fósforo.

Los efectos adversos de los compuestos tóxicos sobre los procesos biológicos son complejos y diversos, entre los cuales sobresalen los siguientes:

- Disminuyen la velocidad de respiración de los microorganismos, lo cual influye en la velocidad de conversión de sustrato.
- Disminuyen la velocidad de crecimiento de los microorganismos, cuando la exposición a los compuestos tóxicos es prolongada.
- Ocasionan cambios en la ecología y dinámica de los reactores, especialmente cambios en la población de los microorganismos.

Los efectos de las sustancias tóxicas sobre los parámetros de operación de los reactores biológicos han sido observados por investigadores, quienes han concluido que la toxicidad es función de la relación masa tóxica a biomasa, más que de la concentración de las sustancias tóxicas (Atkinson y Mavituna, 1983).

También se ha observado que los reactores pueden operarse eficientemente en presencia de inhibidores. Este fenómeno se ha denominado “resistencia del reactor a la inhibición” (RRI) y se define como la menor concentración de inhibidor en el afluente que empieza a causar un efecto en la eficiencia del proceso.

Diversos ácidos, aromáticos y lípidos solubles con componentes orgánicos han demostrado un desacoplamiento de la fosforilación oxidativa. El resultado de este desacoplamiento, causa un descontrol en la respiración y oxidación de sustratos primarios y metabolitos intracelulares. A bajas concentraciones, el desacoplamiento es evidente por registrarse altas tasas de oxígeno, sin efectos sobre el crecimiento o remoción del sustrato. No obstante, a altas concentraciones la inhibición y la toxicidad han sido demostradas por reducciones drásticas en las tasas de utilización del oxígeno y el crecimiento celular (Eckenfelder, *et al.*, 1995).

1.6 Interferencia e inhibición en el proceso de lodos activados

1.6.1 Mecanismos y modelos para la remoción de compuestos orgánicos tóxicos volátiles

La modelación de los procesos que se utilizan en la remoción de compuestos orgánicos tóxicos consideran mecanismos tales como la desorción con aire, la biodegradación, la bio-oxidación, la oxidación química, o combinaciones de ellos. Cada mecanismo tiene sus propios parámetros específicos dentro del proceso.

Dentro de un proceso biológico, además de la biodegradación, se dan en forma simultánea los mecanismos anteriormente mencionados. Los estudios e investigaciones han tratado de estimar la importancia de los diferentes mecanismos en los procesos de bio-oxidación.

La sorción no se considera un mecanismo primario para la remoción de compuestos orgánicos. Estudios realizados por Kincannon *et al.*, (1983) en un proceso de lodos activados (Tabla 1.3), mostraron que muchos compuestos orgánicos volátiles y semi-volátiles no se removieron por este mecanismo.

En cambio, muchos compuestos orgánicos volátiles pueden perderse o escapar a la atmósfera en los procesos de tratamiento biológico. Dependiendo de las características de los compuestos orgánicos volátiles que entren al proceso, puede presentarse la desorción por arrastre del aire y la biodegradación (Tabla 1.3)

Tabla 1.3. Remoción de contaminantes prioritarios en el proceso de lodos activados

Compuesto	Afluente mg/L	Efluente mg/L	Remoción %	Remoción %		
				Desorción	Sorción	Bio-degradación
Tetracloroetanol	201	11.0	94.5	100	0	0
Nitrobenceno	100	2.2	97.8	0	0	100
2,4-Diclorofenol	75	3.6	95.2	0	0	100
Acrolein	62	≤0.05	99.9	0	0	100
Acrylonitrile	152	≤0.05	≥99.9	0	0	100
1,2-Dicloropropano	182	1.81	99.0	89	^a	^a
Cloruro de metilo	180	0.51	99.7	7	0	93
Acetato de etilo	167	0.21	99.9	7	0	93
Benceno	153	0.04	99.9	16	0	84
1,2-Dicloroetano	258	3.70	98.6	99	1	0
Fenol	173	≤0.01	≥99.9	0	0	100
1,2-Diclorobenceno	83	≤0.05	≥99.9	22	0	78
1,1,1-Tricloroetano	118	1.60	98.6	100	0	0
1,3-Diclorobenceno	69	0.36	99.5	^b	^b	^b
2,4-Dinitrofenol	96	≤0.05	≥99.3	0	1	99

^a No se observó biodegradación.

^b No se encontró 1, 3 diclorobenceno en los gases de salida.

Fuente: Kincannon *et al* (1983).

En este sentido, el tipo de sistema de aireación influye considerablemente en la pérdida o desorción con aire. En términos generales, la desorción con aire ocasionada por aereadores superficiales es mucho más elevada que la observada con aeración con difusores, en un sistema con las mismas condiciones de operación (Eckenfelder *et al.*, 1995).

Con equipos de aeración por difusión se alcanza rápidamente el equilibrio entre la fase líquida y el gas, y la cantidad de compuestos desorbidos depende de la relación gas-líquido y de la constante de Henry. Con bajos niveles de compuestos orgánicos volátiles en solución, la desorción es baja si éstos compuestos pueden ser degradados por los microorganismos.

Otros factores que influyen en la pérdida por desorción además de la constante de la ley de Henry, son la biodegradabilidad y la concentración inicial de las sustancias orgánicas.

La concentración de orgánicos no volátiles puede afectar la composición del lodo y por lo tanto la fracción que se pierde.

Jackman *et al.*, (1991) establecieron que el proceso de lodos activados es capaz de descomponer alcoholes, aldehídos, ácidos grasos, alcanos, alquenos, cicloalcanos y aromáticos. No obstante, otros compuestos como isoalcanos e hidrocarburos halogenados son resistentes a la descomposición microbiológica, en la cual, la eficiencia del tratamiento y la tasa de descomposición dependen de la aclimatación de la biomasa en el sistema.

En este sentido, existen modelos para estimar el destino de los compuestos orgánicos durante los sistemas de tratamiento tal como el de lodos activados. Namkung y Rittman (1987) desarrollaron un modelo considerando los fundamentos de convección, volatilización, adsorción sobre sólidos biológicos y biodegradación. Como fuente u origen de la volatilización del compuesto, se consideró el tanque de lodos activados con aeración por difusión.

En lo que respecta al uso de modelos matemáticos, por algún tiempo hubo desacuerdo entre los investigadores en utilizar una función de inhibición para relacionar la velocidad de crecimiento específico (μ) y la concentración de sustrato (S) para compuestos tóxicos. Una escuela utilizaba la función de Monod para este propósito, mientras otra sugería el uso de la función de inhibición tal como la ecuación de Haldane. En este sentido, para compuestos inhibitorios se recomendó el uso de la ecuación de Haldane, como la expresión cinética más

aceptada para describir el crecimiento de microorganismos (Rozich y Gaudy, 1985; Grady, C, *et al.*, 1996).

Los dos modelos son similares en rangos bajos de concentración de sustrato, el de Monod (ecuación 1.13) y el de Haldane (ecuación 1.14), muestran predicciones similares como se ilustra en las curvas descritas en la figura 1.7. Para valores altos de la constante de inhibición K_i la ecuación de Haldane se reduce a la ecuación de Monod. Si la biodegradación de tóxicos es realizada en sistemas biológicos caracterizados por bajas velocidades de crecimiento, el modelo que mejor describe la cinética del crecimiento de microorganismos es el de Haldane. Estos modelos se han utilizado principalmente para observar el comportamiento de un solo sustrato.

Ec. Monod.

$$\mu = \mu_{max} \left[\frac{S}{K_s + S} \right] \quad (1.13)$$

Donde:

- μ = Coeficiente de velocidad del crecimiento celular, hr^{-1}
- μ_{max} = Coeficiente de velocidad de crecimiento celular máxima, hr^{-1}
- S = Concentración de sustrato, mg/L
- K_s = Constante de saturación media, mg/L

Ec. Haldane.

$$\mu = \mu_{max} \left[\frac{S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}} \right] \quad (1.14)$$

Donde:

- μ = Coeficiente de velocidad del crecimiento celular, hr^{-1}
- μ_{max} = Coeficiente de velocidad de crecimiento celular máximo, hr^{-1}
- S = Concentración de sustrato, mg/L
- K_s = Constante de saturación media, mg/L
- K_i = Constante de inhibición, mg/L

De igual manera, muchas investigaciones se han realizado con un solo sustrato y no con sustratos múltiples. Considerando la coexistencia de sustratos inhibidores y no inhibidores en las aguas residuales, no es correcto caracterizar el crecimiento microbiano de la misma forma como se hace con un solo sustrato.

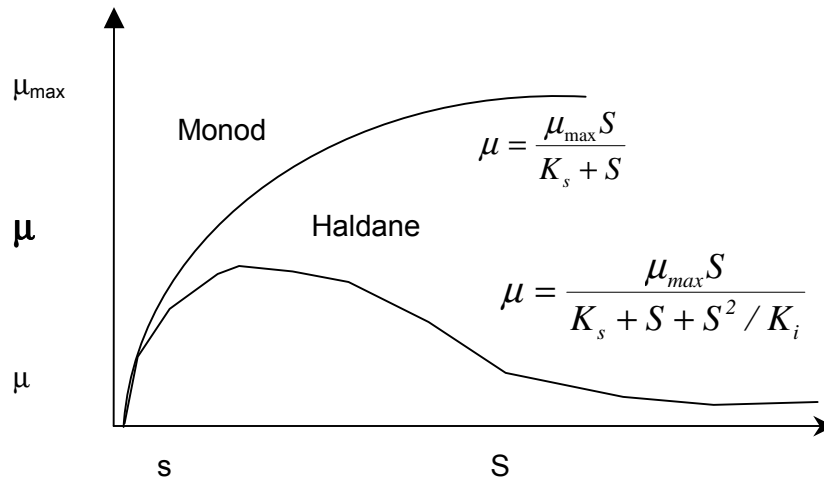


Fig. 1.7 Comparación de las funciones de velocidad de crecimiento de Monod (no tóxico) y Haldane (tóxico)

Los estudios han demostrado que la presencia de sustratos no inhibidores soporta y estimula el crecimiento de la biomasa activa, incrementando la estabilidad del reactor y la remoción de los compuestos inhibidores. También se ha observado la preferencia de los microorganismos por sustratos menos inhibidores (por ejemplo, fenol), sobre sustratos con más poder inhibidor (2,4 diclorofenol), que da como resultado una reducción en la velocidad de remoción del compuesto más tóxico. Es decir, los microorganismos pueden utilizar los sustratos secuencialmente, simultáneamente, competitivamente o no utilizarlos.

Los modelos cinéticos de crecimiento de microorganismos en sustratos múltiples se han desarrollado asumiendo que puede existir un comportamiento inhibidor, el cual puede ser competitivo o no competitivo por un sustrato sobre la toma de otro. De acuerdo con estos modelos, es posible la coexistencia de varias especies en un cultivo mixto en estado estacionario, si se tienen varios sustratos disponibles.

Mc Creary (1990), desarrolló un modelo interactivo para múltiples sustratos basado en las ecuaciones de Monod y Haldane y en las ecuaciones de sustrato dual, las cuales consideran las interacciones de los sustratos en el crecimiento de los microorganismos. Así mismo, caracterizó la degradación de compuestos fenólicos múltiples con un cultivo mixto en un reactor de flujo continuo, utilizando el modelo interactivo de múltiples sustratos. Este estudio mostró la eficiencia del modelo para predecir el crecimiento de un cultivo mixto con varios compuestos fenólicos.

En resumen, la inhibición en los reactores biológicos se ha definido como inhibición competitiva e inhibición no competitiva, considerando que los compuestos tóxicos causan inhibición y disminuyen la velocidad de las reacciones catalizadas por enzimas; y además considera la reacción entre enzimas e inhibidores.

Dichos modelos son útiles porque permiten evaluar la contribución de cada mecanismo a la remoción total del compuesto de interés.

Los resultados de aplicar el modelo muestran que la emisión de compuestos orgánicos a la atmósfera disminuye si la biodegradación ocurre.

1.6.2 Efecto de la temperatura sobre el crecimiento bacteriano

La temperatura es uno de los factores más importantes que afectan el crecimiento bacteriano y las reacciones biológicas. La temperatura puede ejercer un efecto sobre las reacciones biológicas en dos sentidos: **a)** puede influir en las tasas de las reacciones enzimáticas catalizadas, y **b)** afectar la tasa de difusión del sustrato hacia el interior de la célula (Grady, *et al.*, 1999), aunque algunos microorganismos tienen preferencias por los medios ambientes extremos.

Cada microorganismo tiene una temperatura de crecimiento adecuada. Si se considera la variación de la velocidad de crecimiento (μ) en función de la temperatura de cultivo, se puede observar una temperatura mínima por debajo de la cual no hay crecimiento ($dX/dt = 0$). A temperaturas mayores se produce un incremento lineal de la velocidad de crecimiento con respecto a la temperatura de cultivo, hasta que se alcanza la *temperatura óptima* a la que μ es máxima (para las condiciones de concentración de sustrato en que se trabaja). Por encima de esta temperatura óptima, la velocidad de crecimiento decae bruscamente ($\mu \rightarrow 0$) y se produce la muerte celular (Hernández-Muñoz, 1998).

El incremento de μ con la temperatura se debe al incremento generalizado de la velocidad de las reacciones enzimáticas con la temperatura. Se denomina *coeficiente de temperatura* a la relación entre el incremento de la velocidad de reacción y el incremento de temperatura. En términos generales, la velocidad de las reacciones bioquímicas suele aumentar entre 1.5 y 2.5 veces al aumentar 10°C la temperatura a la que tienen lugar.

La falta de crecimiento ($\mu=0$) a temperaturas muy bajas se debe a la reducción de la velocidad de crecimiento y al cambio de estado de los lípidos de la membrana celular, que

pasan de ser fluidos a cristalinos (algo parecido a la precipitación del aceite a bajas temperaturas) impidiendo el funcionamiento de la membrana celular. La muerte celular a altas temperaturas se debe a la desnaturalización de proteínas y a las alteraciones producidas en las membranas lipídicas a esas temperaturas (Hernández-Muñoz, *op cit.*).

Es importante tener en cuenta que a temperaturas muy bajas, el metabolismo celular es muy bajo y las células detienen su crecimiento; aunque no tienen porque comenzar a morir. Sin embargo, cuando la temperatura es superior a la óptima, se produce la muerte celular rápidamente y las células no pueden recuperar su capacidad de división si baja posteriormente la temperatura. Hay varios tipos de microorganismos en función de sus temperaturas de crecimiento mínima, máxima y óptima (Ver tabla 1.4).

Tabla 1.4. Tipos de microorganismos en función de la temperatura

Tipo de microorganismo	Temperatura mínima (°C)	Temperatura óptima (°C)	Temperatura máxima (°C)
Psicrófilo	-5 +5	12 - 15	15 - 20
Psicrótrofo	-5 +5	25 - 30	30 - 35
Mesófilo	5 - 15	30 - 45	35 - 47
Termófilo	40 - 45	55 - 75	60 - 90

Fuente: Hernández-Muñoz, (1998).

Además de los indicados, existen organismos hipertermófilos que pueden crecer a temperaturas cercanas o incluso superiores a 100°C en condiciones de alta presión. Son microorganismos muy importantes desde el punto de vista ambiental; pero no tienen aplicaciones actuales en agronomía o en microbiología industrial. Los microorganismos psicrótrofos son mesófilos que pueden crecer a temperaturas bajas. Esto es importante desde el punto de vista aplicado porque cuando se encuentran contaminando alimentos, son capaces de crecer en condiciones de refrigeración (4-8°C) y de producir infecciones en los consumidores del alimento (30-35 °C).

Todos los microorganismos tienen una temperatura óptima de crecimiento. Esto significa que a determinada temperatura la velocidad de duplicación (o la velocidad de crecimiento poblacional) de los microorganismos es mayor (Figura 1.8).

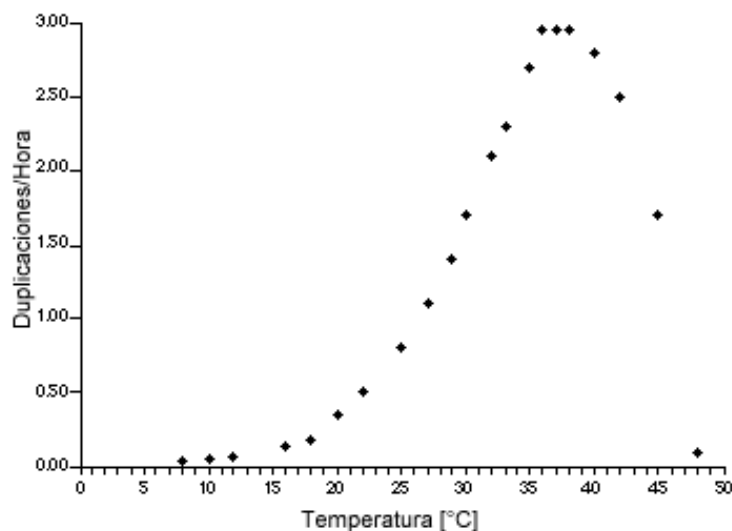


Fig. 1.8 Efecto de la temperatura en el crecimiento microbiano (Gaudy y Gaudy, 1980)

Por otro lado, la velocidad de las reacciones bioquímicas y de los procesos de transferencia de nutrientes en los lodos activados aumenta con la temperatura, mientras que disminuyen la solubilidad del oxígeno y la estabilidad de las sustancias bioquímicas que participan en la reacción. La temperatura óptima de operación será determinada por la resultante de dichos efectos.

Los informes de los efectos de la temperatura sobre los tratamientos de aguas residuales se limitan, por lo general, a un rango que cubre las variaciones normales. Muchos procesos industriales disponen de una abundancia de calor residual de bajo nivel, a temperatura entre 40 y 50°C, que se podría utilizar para mantener los sistemas de tratamiento de aguas a temperaturas mayores que la ambiente, en lugares donde sería provechoso. En un análisis de costos contra beneficios encargado por la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos (US Environmental Protection Agency), se llegó a la conclusión de que la operación de procesos de tratamiento residual, era practicable si el proceso era suficientemente grande y estaba lo suficientemente cerca de la fuente de calor (Winkler, 1986).

Es posible que en los procesos de crecimiento aeróbico, el límite superior de la temperatura esté determinado por la solubilidad del oxígeno y, significativamente, las temperaturas reportadas para tasas máximas de crecimiento sean en general más altas para los procesos anaeróbicos que para los aeróbicos. El uso cada vez mayor del enriquecimiento de oxígeno en los procesos de tratamiento de aguas residuales, hace que valga la pena considerar la operación de alta temperatura, ya que se puede eliminar la limitación impuesta por la

disminución de la disponibilidad del oxígeno con el aumento de la temperatura, y se puede considerar cualquier temperatura en la que las sustancias bioquímicas retengan su actividad.

Para cada microorganismo existe una temperatura mínima por debajo de la cual no hay crecimiento, una temperatura óptima a la cual el crecimiento es máximo y una temperatura máxima por encima de la cual no hay crecimiento. Estas tres temperaturas son características de cada microorganismo y varían ligeramente con la composición del medio de cultivo.

La temperatura máxima de crecimiento refleja un proceso inhibitorio, sin embargo no están claros los procesos que controlan la temperatura mínima de crecimiento. Uno de los procesos que está involucrado es el mantenimiento de la fluidez de la membrana citoplasmática, la que se pierde por debajo de cierta temperatura. Puede pensarse que a temperaturas lo suficientemente bajas, se impide el transporte de nutrientes y la formación del potencial protónico. Esta teoría se sustenta en el hecho que si se cambia la composición lipídica de la membrana, también se varía la temperatura mínima de normal decrecimiento

Desde el punto de vista cinético, se puede aplicar la ley de Arrhenius para el crecimiento, como para la muerte de los microorganismos:

$$d\ln k/dt = \frac{E_a}{RT^2} \quad (1.15)$$

$$d\ln k = -(E_a/R)d(1/T)$$

donde:

$k_c = \mu_{m\acute{a}x}$ para el crecimiento

$k_m = -\mu_{m\acute{a}x}$ para muerte

T = temperatura absoluta

R = constante general de los gases

E_a = Energía de activación del proceso (E_c para el crecimiento, E_m para la muerte), donde E_c tiene los rangos de energía de activación de 8 -12,000 cal/g-mol °K para el crecimiento y E_m de 50-100,000 cal/g-mol °K para muerte.

La figura 1.9 representa la determinación de la temperatura óptima de crecimiento desde el punto de vista cinético; tanto para la energía de activación para crecimiento (E_c) como para de la muerte (E_m). Por lo que se puede concluir que:

- a) Cuando la temperatura aumenta, la tasa de crecimiento también aumenta.
- b) Cuando la temperatura aumenta, el tiempo de adaptación disminuye.

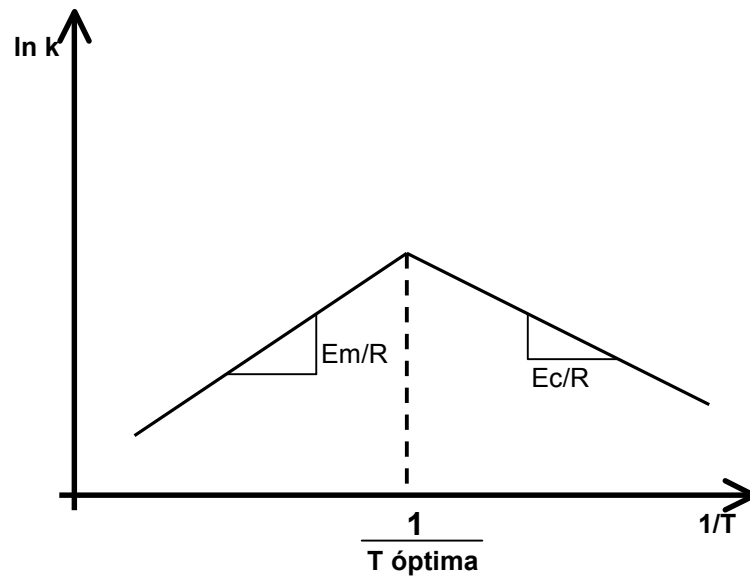


Fig. 1.9 Determinación de la temperatura óptima de crecimiento (Grady, *et al.*, 1999)

En este orden, la teoría de Michaelis y Menten desarrollada en 1913 explica la acción y cinética de las enzimas. Supone que la enzima se combina con el sustrato (S), para formar el complejo E-S; el cual se escinde para formar la enzima libre y producto (P). La ecuación de Michaelis y Menten, es la ecuación de velocidad para las reacciones catalizadas por enzimas frente a un sustrato. Cuando la velocidad inicial es exactamente igual a la mitad de la velocidad máxima, se deduce que la concentración de sustrato es igual a la constante K_m .

Esta constante K_m se define como la concentración de sustrato en la que la velocidad inicial de la reacción es la mitad de la velocidad máxima. El valor aproximado de K_m se obtiene gráficamente al representar la velocidad inicial frente a la concentración de sustrato inicial; se obtiene una hipérbola rectangular, la cual presenta las siguientes características:

1. K_m no tiene un valor fijo, sino que varía con la estructura del sustrato, con el pH y la temperatura.

2. Para las enzimas que poseen más de un sustrato, cada uno de estos exhibe un K_m característico.
3. En condiciones intracelulares, las enzimas no se hallan saturadas por los sustratos.
4. Este parámetro es característico para la descripción matemática de la cinética enzimática y la determinación cuantitativa de la actividad enzimática.
5. K_m es una magnitud determinada experimentalmente (ec. 1.16) y definida operativamente como la concentración de sustrato a la cual la velocidad de reacción es equivalente a $1/2$ de V_{max} ; de acuerdo a las ecuaciones 1.3 y 1.4

$$K_m = \frac{K-1 + K+2}{K + 1} \quad (1.16)$$

En algunas reacciones, $K-1$ es muy grande, respecto de $K+2$; en este caso $K+2$ se hace despreciable y K_m equivale aproximadamente a la constante de disociación del complejo E-S (K_s).

Así, con respecto a la velocidad máxima se pueden hacer las observaciones siguientes:

1. La velocidad máxima (V_{max}) es igual a $K+2$ (S) y varía ampliamente de una enzima a otra, para una concentración de enzima determinada.
2. La V_{max} varía con la estructura del sustrato, con el pH y la temperatura.

En este sentido, se registran los siguientes efectos de la temperatura sobre la actividad enzimática:

1. La velocidad de reacción catalizada por enzimas se incrementa con aumento de la temperatura, en un intervalo en que la enzima es estable y permanece activa.
2. La velocidad de reacción en muchas enzimas se duplica por cada 10°C de aumento de temperatura ($Q_{10} = 2$).
3. Q_{10} varía de una enzima a otra según la energía de activación de la reacción catalizada.

La temperatura óptima de la enzima, representada por un pico de actividad catalítica, es la resultante de dos procesos:

- a) El incremento de la velocidad de reacción con la temperatura.
- b) El incremento de la velocidad de desnaturalización térmica de la enzima al sobrepasar una temperatura crítica.

La mayor parte de las enzimas se inactivan entre los 56-60°C. Sin embargo, algunas bacterias son estables. Ej. Bacterias termofílicas.

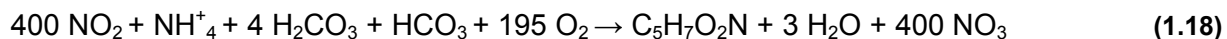
1.6.3 Efecto de la temperatura sobre la nitrificación y desnitrificación

La nitrificación es el primer paso en la eliminación del nitrógeno por el proceso de nitrificación-desnitrificación. Los géneros de bacterias responsables de la nitrificación son las *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*. Las *Nitrosomonas* oxidan el amoníaco en nitrito (ec. 1.17), producto intermedio, mientras que las *Nitrobacter* transforman el nitrito en nitrato (ec. 1.18). La no acumulación de nitrito en el sistema evidencia que la conversión de amoníaco a nitrato tiene lugar por medio de una serie de complejas reacciones que gobiernan el proceso de conversión global. De forma aproximada, las reacciones que tienen lugar se pueden expresar de la siguiente manera:

Para las *Nitrosomonas*, la ecuación es la siguiente:



Para los *Nitrobacter*, la ecuación es:



Estas ecuaciones permiten calcular las cantidades necesarias para los procesos de las diferentes especies químicas. Aproximadamente, se necesitan 4.3 mg de O_2 por cada mg de nitrógeno amoniacal oxidado a nitrógeno en forma de nitrato. En el proceso de conversión, se consume gran cantidad de alcalinidad: 8.64 mg de HCO_3 por cada mg de nitrógeno amoniacal oxidado. Es necesario tener presente que la transformación de nitrógeno amoniacal en nitrógeno en forma de nitrato no supone la eliminación del nitrógeno, aunque si permite eliminar su demanda de oxígeno.

Las bacterias nitrificantes son organismos extremadamente sensibles a gran cantidad de sustancias inhibitoras, agentes tanto orgánicos como inorgánicos, que pueden impedir el crecimiento y la actividad de estos organismos. Las altas concentraciones de amoníaco y de ácido nitroso pueden resultar inhibitoras, siendo también importante el efecto del pH y la temperatura. El intervalo óptimo de valores de pH es estrecho, entre 7.5 y 8.6, pero algunos sistemas aclimatados a condiciones de pH más bajos también han conseguido la nitrificación de forma satisfactoria. La temperatura también ejerce una gran influencia sobre el

crecimiento de las bacterias nitrificantes. Aun así, la cuantificación de esta influencia es difícil de establecer. Para que se produzca la nitrificación, es fundamental que existan concentraciones de oxígeno disuelto por encima de 1 mg/L. Si el nivel de OD es inferior a este valor, el oxígeno se convierte en el nutriente limitante del proceso y puede producirse el cese de la nitrificación (Metcalf y Eddy, 1996).

En el tratamiento de aguas industriales, la tasa de crecimiento de bacterias nitrificantes depende de la temperatura, es decir, la tasa de nitrificación varía exponencialmente con la temperatura (Eckenfelder, *et al.*, 1995).

Por otro lado, la desnitrificación es la segunda etapa de la eliminación del nitrógeno mediante el proceso de nitrificación-desnitrificación.

La eliminación del nitrógeno en forma de nitrato por conversión en nitrógeno gas se puede conseguir biológicamente bajo condiciones anóxicas. En el pasado, el proceso de conversión se solía identificar como la desnitrificación anaerobia. Sin embargo, las principales vías bioquímicas no son anaerobias, sino modificaciones de las vías aerobias; es por esta razón por la que se ha creído conveniente emplear el término anóxico, en lugar de anaerobio. La conversión del nitrógeno, en forma de nitratos, a formas más rápidamente eliminables se puede llevar a cabo gracias a la acción de diversos géneros de bacterias. De entre todas ellas, se pueden destacar: *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* y *Spirillum*. Estas bacterias son heterótrofas capaces de la reducción desimilatoria del nitrato, que es un proceso de dos etapas. El primer paso consiste en la conversión de nitrato en nitrito, y a continuación se producen óxido nítrico, óxido nitroso y nitrógeno gas. Las reacciones de reducción del nitrógeno (ec. 1.19) son las siguientes:



Los tres últimos compuestos son gaseosos, y se pueden liberar a la atmósfera. En los sistemas de desnitrificación, el parámetro crítico es la concentración de oxígeno disuelto. La presencia de oxígeno disuelto suprime el sistema enzimático necesario para el desarrollo del proceso de desnitrificación. La alcalinidad se produce durante la conversión de nitrato en nitrógeno gas, lo cual provoca un aumento del pH. El pH óptimo se sitúa entre 7 y 8, con

diferentes valores óptimos que dependen de las diferentes poblaciones bacterianas posibles. La temperatura afecta a la tasa de eliminación del nitrato y a la de crecimiento microbiano (López-Ruiz, R., 2003).

1.6.4 Efecto de la temperatura sobre el proceso de lodos activados

Ramalho (1999) establece que de la ecuación de Arrhenius, se llega a la conclusión de que la constante de velocidad biocinética k se dobla aproximadamente por cada aumento de 10°C de la temperatura. Por ello, la ecuación 1.20 se escribe de la forma siguiente:

$$k_{T_w} = k_{20} \theta^{T_w - 20} \quad (1.20)$$

Donde:

T_w = corresponde a la temperatura del agua residual en el reactor, en $^{\circ}\text{C}$.

θ = coeficiente de temperatura = 1.03

Resulta importante, en consecuencia, estimar la temperatura de operación (T_w) del reactor biológico con objeto de corregir la constante de velocidad k obtenida en el laboratorio ($t \approx 20^{\circ}\text{C}$) hasta condiciones reales de operación, utilizando la ecuación 1.20. Evidentemente, resultaría preferible determinar la constante de velocidad k en el reactor de laboratorio, en un intervalo de temperaturas de operación que comprenda las condiciones extremas de diseño de verano e invierno. De esta forma, no serían necesarias las correcciones mediante la ecuación (1.20).

La estimación de T_w se realiza estableciendo un balance térmico en el reactor (Figura 1.10).

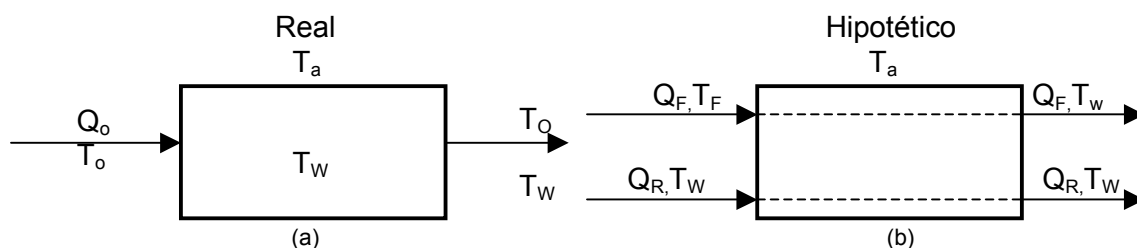


Fig. 1.10 Balance térmico del reactor aerobio (Ramalho, 1999)

Como en el caso de la figura 1.10, la alimentación total al reactor de un sistema de lodos activados, puede dividirse en dos corrientes hipotéticas: la alimentación inicial Q_F y la alimentación de reciclado Q_R . La corriente de reciclado entra y abandona el reactor a la temperatura T_w y por lo tanto no contribuye al balance térmico.

Con base en la figura 1.10 se definen las siguientes variables:

T_F = temperatura de la alimentación, °C.

T_w = temperatura del licor en el reactor (y en el efluente), °C

T_a = temperatura ambiente, °C

h = coeficiente global de transferencia de calor entre el licor del reactor y en el ambiente, kcal/h · m² · °C.

m_F = caudal másico de la alimentación fresca, kg/h.

$$= Q_F \frac{m^3}{S} \times 1000 \frac{kg}{m^3} \times 3600 \frac{S}{h} = 3.6 \times 10^6 Q_F \quad (1.21)$$

A = superficie de transferencia del licor en el reactor, m²

C = calor específico del licor (se toma igual a 1,0 kcal/kg °C)

El cambio entálpico en el afluente es:

$$= m_F \frac{kg}{h} \times 1.0 \frac{kcal}{Kg^\circ C} \times (T_F - T_w) ^\circ C = \quad (1.22)$$

$$= m_F(T_F - T_w) = 3.6 \times 10^6 Q_F(T_F - T_w) \text{ kcal/h} \quad (1.23)$$

Las pérdidas de calor en el ambiente vienen dadas por:

$$h \text{ kcal/h} \times m^2 \times ^\circ C \times A \text{ m}^2 \times (T_w - T_a) ^\circ C = hA(T_w - T_a) \text{ kcal/h} \quad (1.24)$$

Por tanto, en condiciones de equilibrio, despreciándose el calor de reacción correspondiente a la oxidación del sustrato, se puede escribir:

$$3.6 \times 10^6 Q_F(T_F - T_w) = hA(T_w - T_a) \quad (1.25)$$

$$\text{Haciendo } h/3.6 \times 10^6 = F$$

$$Q_F (T_F - T_w) = FA(T_w - T_a) \quad (1.26)$$

despejando T_w

$$T_w = (AFT_a + Q_F T_F) / (AF + Q_F) \quad (1.27)$$

El valor del coeficiente global de transferencia de calor, h , depende de muchas variables tales como la potencia de los aireadores, velocidad del viento, radiación solar, humedad relativa del aire y geometría del sistema de aireación. Entre estas variables, la más significativa para el caso de los reactores de lodos activos es la potencia requerida. Una aproximación rápida que suele utilizarse con frecuencia en los reactores de lodos activados consiste en establecer la igualdad establecida en la siguiente ecuación:

$$hA = 1134 \text{ (HP)} \quad (1.28)$$

Siendo 1134 kcal/HP·h·°C la cantidad de calor liberada por 1 HP en una hora para un cambio de 1°C de temperatura. Gracias a esto, la ecuación (1.25) puede describirse en la forma:

$$3.6 \times 10^6 Q_F (T_F - T_w) = 1134 \text{ (HP)} (T_w - T_a) \quad (1.29)$$

Despejando T_w en (1.29) se obtiene:

$$T_w = \frac{3.6 \times 10^6 Q_F T_F + 1134 \text{ (HP)} T_a}{3.6 \times 10^6 Q_F T_F + 1134 \text{ (HP)}} \quad (1.30)$$

En la aplicación de la ecuación (1.30) de estimación de la temperatura del reactor T_w , hay una dificultad, que puede fácilmente apreciarse observando el procedimiento de diseño de las plantas de lodos activados. En efecto, la potencia requerida puede calcularse solamente en una etapa posterior del proceso de diseño. En consecuencia debe utilizarse un procedimiento iterativo para estimar la temperatura T_w con la ecuación (1.30). El proceso consiste en suponer un valor preliminar de la potencia requerida, calcular T_w con la ecuación (1.30) y posteriormente volver a calcular la potencia requerida. Si la potencia recalculada concuerda con el valor previamente establecido, se toma como correcta. Si no, se comienza un nuevo proceso iterativo con el nuevo valor de la potencia calculada, se halla un valor de T_w con la ecuación (1.30) y así sucesivamente, hasta que haya concordancia dentro de una desviación previamente permitida entre dos pares consecutivos de valores de potencia y T_w .

1.6.5 Efecto de la temperatura del reactor con aireación sobre otros parámetros biocinéticos

El efecto de la temperatura T_w sobre la constante de velocidad k ha sido descrito en el punto anterior. Para el caso del coeficiente de decaimiento endógeno (k_d), se ha encontrado que

dentro de los márgenes normales de temperatura de operación, el efecto de este factor (ec. 1.31) puede también describirse aproximadamente mediante una relación de tipo Arrhenius, esto es:

$$k_{d,Tw}=k_{d,20}\theta^{Tw-20} \quad (1.31)$$

en la que se elige con frecuencia un valor de θ comprendido entre 1.03 y 1.06.

Ya que los parámetros b (kg O₂d./kgSSVLM en el reactor) y k_d están teóricamente relacionados entre sí, es razonable suponer que la dependencia de b con T_w , pueda estimarse asimismo dentro del margen normal de temperaturas de operación a partir de la ecuación (1.32):

$$b_{Tw}=b_{20}\theta^{Tw-20} \quad (1.32)$$

Hay que destacar que los parámetros biocinéticos, k , k_d y b son velocidades mientras que Y (kg SSVLM producidos/kg de sustrato total oxidado) y a (kg O₂/kg DQO consumida), son relaciones.

Las relaciones Y y a parecen ser mucho menos sensibles a los cambios de temperatura. Más aún, la cantidad de datos disponibles sobre el efecto de la temperatura en los parámetros Y y a es insuficiente para el desarrollo de modelos matemáticos adecuados. Es probable que no sean aplicables en este caso ecuaciones del tipo Arrhenius. Como estos parámetros son relativamente insensibles a los cambios de temperatura y teniendo en cuenta la dificultad para estimar este efecto, el desarrollo del proceso de diseño de plantas de lodos activos se hace suponiendo que estos parámetros son básicamente independientes de la temperatura. Debe hacerse hincapié nuevamente en que es definitivamente preferible obtener todos los parámetros biocinéticos de reactores de laboratorio, dentro de un intervalo de temperaturas que incluya los valores extremos de diseño de las condiciones de verano e invierno. De esta forma pueden evitarse las estimaciones aproximadas de los efectos de la temperatura sobre los parámetros biocinéticos y así el proceso de diseño puede hacerse sobre bases más firmes (Ramalho, 1999).

II. ESTADO DEL ARTE

2.1. Efecto de la temperatura sobre el crecimiento bacteriano

Neidhardt, *et al.*, (1990) establecen que la temperatura es el factor más importante que afecta el crecimiento de una bacteria. Al relacionar el crecimiento con un rango específico de temperatura (30° a 40°C), dependiendo del tipo de bacterias ya sean psicrófilas, mesófilas o termofílicas, el crecimiento estará en función del grado de temperatura, desde un mínimo hasta un máximo para el crecimiento. Estos subrangos son descritos como: sub-Arrhenius, Arrhenius, óptimo y súper óptimo. Dentro del rango permisible de temperatura para cada bacteria hay un buen crecimiento específico. A bajas temperaturas hay menos crecimiento y a altas temperaturas éstas afectan la tasa de crecimiento específico, teniendo los cambios de temperatura una influencia conjunta sobre el metabolismo y desempeño de la bacteria (Esener, *et al.*, 1981; Hamer, G. y A. Heitzer, 1990; Heitzer, A. *et al.*, 1991; Ingraham, J.L. 1987).

Heitzer, *et al.*, (1991) por su parte, comparan 3 modelos matemáticos para describir la relación entre la temperatura y la velocidad de crecimiento específico de las bacterias, los cuales se enumeran a continuación:

1. Modelos de reacciones patrones. Al asumir que el crecimiento se lleva a cabo por reacciones enzimáticas, la principal enzima es considerada que se encuentra en un estado de equilibrio. Se considera que tienen un estado activo y dos estados inactivos que son afectados por las temperaturas bajas o altas, provocando una desnaturalización, siendo la suma de los tres estados el total de enzimas presentes (E_T). Por lo tanto, (E_T) es la concentración esencial de la velocidad limitante de la enzima (kilogramos de enzima por kilogramo de biomasa). Cuando alguna reacción enzimática limita el crecimiento en el sustrato, la velocidad específica de crecimiento máxima (μ_{max}), puede estar expresada como un producto de concentración esencial de la actividad enzimática y de la constante de velocidad, K.
2. Modelo compuesto. Es una alternativa para los modelos del efecto de la temperatura en la velocidad específica de crecimiento máxima, en el cual se propuso la adición del factor de Arrhenius para solucionar los problemas estadísticos.

3. Modelo de raíz cuadrada. Ratkowsky propuso la relación entre la velocidad específica de crecimiento y la temperatura absoluta.

Zwietering *et al.*, (1991) por su parte, empleando estudios de la temperatura de alimentos fríos, discute que para predecir el número de organismos en función de la temperatura y el tiempo, es esencial modelar el tiempo de la fase lag, la tasa específica del crecimiento, y asintota (rendimiento del crecimiento), como una función de la temperatura. Compara además la adaptabilidad y la utilidad de los diferentes modelos disponibles en la literatura.

De los resultados obtenidos, un modelo hiperbólico se escogió para describir el tiempo de demora del crecimiento como una función de la temperatura. Las formas modificadas del modelo de Ratkowsky se escogieron como el modelo más adecuado para la tasa de crecimiento y el rendimiento como una función de la temperatura. De los modelos escogidos, se concluye que se podrían usar para predecir experimentalmente un número determinado de organismos en función de la temperatura y el tiempo.

Topiwala y Sinclair, (1971) en una investigación realizada sobre los efectos de la temperatura en lo que respecta al crecimiento aeróbico de una especie microbiana pura, *aerobacter-aerogenes*, consideraron el proceso en términos de reacciones simultáneas “sintéticas” y de “retardo”.

Estas 2 reacciones tienen diferentes energías de activación, de manera que la reacción sintética predomina a bajas temperaturas y la reacción de retraso a altas temperaturas. Las energías de activación se determinaron con valores aproximados de 14 y 33 kcal/mol, respectivamente, con una temperatura máxima de crecimiento de 39.5°C (Ec. 2.1). El efecto de la temperatura sobre la tasa específica de crecimiento máxima (μ_{\max}), quedó expresada como:

$$\mu_{\max}(T_a \text{ } ^\circ\text{K}) = 2.45 \times 10^{-10} \cdot \exp(-14230/RT_a) - 1.39 \times 10^{-23} \cdot \exp(-32900/RT_a) \quad (2.1)$$

donde T_a es la temperatura absoluta.

No obstante, una relación exacta es determinable como la ecuación anterior, para un cultivo puro bajo condiciones cuidadosamente controladas.

Así, un lodo está formado por una amplia variedad de especies microbianas, y depende por lo general de una mezcla compleja y variable de sustratos. Por lo tanto, se podría esperar que el efecto del aumento de la temperatura sería no sólo el de aumentar la tasa de remoción de materia carbonácea, sino también el de cambiar el patrón de remoción de nutrientes (Winkler, 1986).

Por otro lado, a partir de la prueba de la DBO_{5/20} (DBO después de 5 días a 20°C), algunas investigaciones han sugerido acelerar el proceso de descomposición de la materia carbonácea aumentando la temperatura, teniendo una relación de la forma siguiente, (ec.2.2):

$$E_T = E_{20} \cdot A_T^{(T - 20)} \quad (2.2)$$

donde E_T y E_{20} son las eficiencias de remoción de sustrato del sistema a $T^\circ\text{C}$ y 20°C , respectivamente. El valor de A_T (coeficiente de temperatura para la eficiencia de remoción), está entre 1.0 y 1.03 y se tomó como 1.075 por Goodman y Englade (1974). La validez de este tipo de relación ha creado controversia, debido a que se ha demostrado que el valor de A_T depende de la relación entre las concentraciones microbianas y de sustratos, e incluso del sustrato mismo. Por lo general, la temperatura óptima aceptada para el tratamiento de aguas negras es alrededor de 30°C (Winkler, *op cit.*).

No obstante, en una investigación sobre el tratamiento del efluente, de una fábrica de papel a temperaturas de hasta 52°C en el licor mezclado, se encontró una tasa máxima de remoción de DBO a 37°C , cae rápidamente por encima de esta temperatura (Carpenter, 1968 in Winkler, *op cit.*). Se reportó que la aclimatación a cambios súbitos de la temperatura, era mucho más lenta a altas que a bajas temperaturas, en el caso de tratamiento de aguas negras. Además de que se necesitaron varios meses para la aclimatación a un cambio de 5°C por encima de 30°C , solo se necesitaron 2 semanas para la aclimatación para un cambio similar a 15°C .

Asimismo, Ekama y Marais (1979) hicieron notar que la tasa de absorción de sustratos por la masa microbiana, dependía mucho de la temperatura, la tasa de síntesis era menos dependiente de este factor, y la tasa de decaimiento era relativamente insensible. Giona *et al.*, (1979) llevaron a cabo gráficas del tipo Arrhenius para los datos relacionados con el tratamiento de aguas residuales municipales, y obtuvieron correlaciones con la temperatura para K_s (coeficiente de saturación o de “media velocidad” para el crecimiento microbiano de

los lodos g/m³), como se aprecia en la ecuación 2.3, y una tasa específica máxima de sustratos (ec. 2.4), equivalente a μ_{\max}/Y :

$$K_S = 7.8 \times 10^7 \cdot \exp \{-5420/(T+273)\} \quad (2.3)$$

$$\mu_{\max}/Y = 1.076 \times 10^{12} \cdot \exp \{-8166/(T+273)\} \quad (2.4)$$

El análisis de Y indica que también aumenta linealmente con la temperatura.

Por otro lado, el efecto de la temperatura sobre la tasa específica de descomposición de los lodos (b), ha sido citado por Matsch *et al.*, (1978), como una relación del tipo de Arrhenius (ec. 2.5), en forma similar a la de la ecuación 2.2.

$$b \text{ (at } T \text{ °C)} = b \text{ (at } 20 \text{ °C)} B_T^{(T-20)} \quad (2.5)$$

Donde B_T es un coeficiente cuyo valor depende de los tipos de organismos presentes en el sistema, y que varía entre 1.02 y 1.05 para los diferentes lodos (Winkler, 1986).

2.2 Modelos de crecimiento bacteriano en función de la temperatura

Whiting y Buchanan (1994) clasifican los modelos matemáticos de crecimiento microbiológico en primarios, secundarios y terciarios (Tabla 2.1).

Tabla 2.1 Modelos de crecimiento bacteriano

	Primarios (Cambio en el número de microorganismos con respecto al tiempo bajo ciertas condiciones ambientales)	Secundarios (Cambios en los parámetros de crecimiento frente a los factores ambientales)	Terciarios (Programas informáticos)
Tipos de modelos	1. Ecuación de Gompertz 2. Ecuación Baranyi y Roberts 3. Modelo lineal en 3 fases	1. Modelo de Raíz Cuadrada 2. Ecuación de Arrhenius 3. Ecuaciones Polinómicas 4. Redes neuronales.	1. Cinetica.Exe 2. Super Pro Designer 3. PMP (Pathogen Modelling Program)

El modelo primario más ampliamente utilizado para describir el crecimiento microbiano bajo condiciones ambientales definidas y controladas es la ecuación de Gompertz.

A partir de este modelo, se pueden desarrollar modelos secundarios que permiten predecir la velocidad de crecimiento y la duración de la fase de latencia como función de diversos

factores que afectan el crecimiento microbiano, por ejemplo: temperatura, acidez, actividad del agua, etc. (Aggelis, *et al.*, 1998).

Existen en la actualidad diversos modelos que permiten interpretar el efecto de la temperatura sobre la velocidad de crecimiento tales como el modelo de Arrhenius, modelos lineales y el de la raíz cuadrada (Heitzer, *et al.*, 1991).

Las descripciones de las relaciones entre los procesos biológicos y las altas temperaturas se encuentran basadas en la ecuación de Arrhenius (Ver ec. 2.6):

$$k = A \exp (-E_A/RT) \quad (2.6)$$

Donde **k** es la constante de reacción, **A** es la frecuencia del factor de Arrhenius, **E_A** es una característica de la temperatura o aparente energía de activación, **R** es la constante de los gases y **T** es la temperatura absoluta.

La ecuación 2.7 fue derivada por analogía de la ecuación de van't-Hoff, y expresa el cambio con la temperatura (ec. 2.7) de la constante de equilibrio:

$$K = \frac{\kappa_b k T}{h} \exp (\Delta S^\circ/R) \exp (-\Delta H^\circ/RT) \quad (2.7)$$

donde:

K = Constante *de reacción*

K_b = Constante de Boltzman's

h = Constante de Planck's

κ = Coeficiente de transmisión

ΔH° = Entalpía

ΔS° = Entropía

R = Constante de los gases

T = Temperatura absoluta

Examinando lo anterior, se observa que la temperatura depende del logaritmo del valor de la constante de reacción (**k**) en las ecuaciones 2.6 y 2.7, por lo que se tiene la siguiente igualdad (ec. 2.8):

$$A = \left(\frac{\kappa_b k T}{h} \right) \exp (\Delta S^\circ/R) \quad (2.8)$$

En esta ecuación “A” es la frecuencia del factor de Arrhenius.

Cuando las ecuaciones (2.6 y 2.7) fueron usadas para describir el crecimiento de las bacterias a varias temperaturas, ninguna de las dos fue aplicable para la relación velocidad específica de crecimiento y rangos de temperatura permisible.

Heitzer, *et al.*, (1991) definieron los siguientes modelos que describen la dependencia del crecimiento bacteriano con respecto a la temperatura, definidos desde el punto de vista bioquímico en el punto 2.1 (modelo de raíz cuadrada).

a. Modelos de reacciones patrones.

Asumiendo que el crecimiento se lleva a cabo por reacciones enzimáticas, se considera que la principal enzima se encuentra en un estado de equilibrio, y que dicha enzima tiene un estado activo y dos estados inactivos que son afectados por las temperaturas bajas o altas, provocando una desnaturalización. La suma de los tres estados son el total de enzimas presentes (E_T). Por lo tanto, (E_T) es la concentración esencial de la velocidad limitante de la enzima (kilogramos de enzima por kilogramo de biomasa). Cuando alguna reacción enzimática limita el crecimiento en el sustrato, la velocidad específica de crecimiento máxima (μ_{max}), puede estar expresada como un producto de concentración esencial de la actividad enzimática y de la constante de velocidad, K (ec. 2.9).

$$\mu_m = \frac{[E_T]}{1 + K_L + K_H} k \quad (2.9)$$

donde K_L y K_H son constantes de equilibrio a bajas y altas temperaturas de la enzima de inactivación, respectivamente. Después, mediante la incorporación de la ecuación 2.7 y la sustitución de las dos constantes de equilibrio K_H , K_L , se obtiene, la tasa específica de crecimiento (ec. 2.10).

$$\mu_m = \frac{\frac{[E_T] k_b k_{Texp}}{h} \left[\Delta S^\circ / R - \Delta H^\circ / RT \right]}{1 + \exp \left[\Delta S_L^\circ / R - \Delta H_L^\circ / RT \right] + \exp \left[\Delta S_H^\circ / R - \Delta H_H^\circ / RT \right]} \quad (2.10)$$

Esta ecuación es útil para describir la influencia de la temperatura sobre la tasa específica de crecimiento máximo de organismos poiquiloterms. La incorporación de la ecuación 2.6 en la 2.8, se considera solo para temperaturas altas de activación que provienen del modelo propuesto por Esener *et al.*, (1981).

La validez de la ecuación 2.9, es necesaria para transformar ciertos parámetros, de acuerdo a lo propuesto por Schoolfield *et al.*, (1981).

b. Modelo compuesto

Como una alternativa para los modelos del efecto de la temperatura sobre la velocidad específica de crecimiento máxima, Fiolitakis, *et al.*, 1986, propusieron la adición del factor de Arrhenius. Por lo tanto, la ecuación 2.6 fue utilizada para la introducción de un estado activo variable (V), originándose la siguiente expresión (Ver ec. 2.11):

$$\mu_m = V \exp (K_o - E_A/RT) \quad (2.11)$$

donde $\exp (K_o)$ es el factor frecuencia de Arrhenius, E_A es la energía de activación y T es la temperatura absoluta.

El estado de activación variable de la ecuación anterior depende del grado de error O (ec. 2.12), el cual se expresa en las siguientes dimensiones:

$$O = \frac{1}{1 + \exp [\alpha_3 - \alpha_2 (T - 273.15 \text{ } ^\circ\text{K})]} \quad (2.12)$$

α_2 = Daño a la temperatura sensible

α_3 = Daño en el punto de inflexión de la temperatura

c. Modelo de raíz cuadrada

Ratkowsky, *et al.*, (1982), propusieron la relación entre la velocidad específica de crecimiento y la temperatura absoluta (Ver ec. 2.13):

$$y \mu_m = b (T - T_{min}) \quad (2.13)$$

donde **b** representa un coeficiente de regresión, T es la temperatura absoluta y T_{min} es una temperatura mínima teórica para el crecimiento. Sin embargo, la ecuación completa sobre el crecimiento y la temperatura se expresa de la siguiente manera (ec. 2.14):

$$v\mu_m = b (T - T_{min}) \{1 - \exp[c (T - T_{max})]\} \quad (2.14)$$

donde **c** es un coeficiente adicional de regresión y T_{max} es la temperatura máxima teórica para el crecimiento.

En este sentido, Kohler *et al.*, (1991), sugirieron que μ_{max} sería una variable dependiente la cual se define en la ecuación 2.15.

$$\mu_{max} = b^2 (T - T_{min})^2 \{1 - \exp [c(T - T_{max})]\}^2 \quad (2.15)$$

Esta ecuación establece condiciones limites: a) sí $T < T_{min}$ cuando $\mu_{max} = 0$, y b) si $T > T_{max}$ cuando $\mu_{max} = 0$.

McMeeking, *et al.*, (1986), han precisado que existe un acoplamiento entre el modelo de la raíz cuadrada y el modelo de Arrhenius, y que el modelo de la raíz cuadrada es una relación temprana del crecimiento y la temperatura.

Rosso, *et al.*, (1995) por su parte, propusieron un nuevo modelo en donde establecen que la tasa específica de crecimiento máxima (μ_{max}) es función de la temperatura y del pH, para lo cual asumen tres niveles para ambos factores. Para la temperatura los niveles son: temperatura baja y temperatura alta sin crecimiento celular, y la temperatura a la cual μ_{max} es óptima, expresados como T_{min} , T_{max} , y T_{opt} .

Para el factor pH los niveles son: pH bajo y pH alto sin crecimiento celular, y pH al cual μ_{max} es óptima; expresados como pH_{min} , pH_{max} , y pH_{opt} . Este modelo es llamado modelo cardinal de la temperatura y pH (CPM).

Sin embargo, estos autores cuestionan los modelos anteriormente descritos, ya que establecen que ninguno de estos modelos describe los criterios de calidad de como fueron

obtenidos. También consideran que algunos parámetros no tienen significado biológico, lo cual dificulta su uso.

2.3 Efecto de la temperatura sobre la remoción del nitrógeno y fósforo

Gerardi, (2002) establece que de todos los factores que alteran la nitrificación, la temperatura es el que mayor influencia tiene sobre el crecimiento de bacterias nitrificantes y, consecuentemente, sobre la tasa de nitrificación (Tabla 2.2).

La tasa de nitrificación usualmente es expresada como kg de iones amonio oxidado por kg de SSVLM por día, debido a que si las bacterias nitrificantes son sensibles a la temperatura, la nitrificación también lo es. Hay una significativa reducción de la tasa de nitrificación cuando decrece la temperatura y, al contrario, una aceleración significativa de la tasa de nitrificación cuando se incrementa la temperatura

Tabla 2.2 Efecto de la temperatura sobre la nitrificación

Temperatura (°C)	Efecto sobre la nitrificación
> 45°	Cesa la nitrificación
28° a 32°	Rango de temperatura óptima
16°	Baja la tasa de nitrificación, ya que aproximadamente el 50 % de ésta, ocurre a los 30°C
10°	Reducción significativa de la tasa de nitrificación
< 5°	Cesa la nitrificación

Fuente: Gerardi, (2002).

La tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes se incrementa considerablemente con la temperatura en el rango de 8° a 30°C, teniendo para las *Nitrosomonas* un 10 % de incremento de la tasa de crecimiento al elevarse 1°C la temperatura. Debajo de 10°C la tasa de nitrificación cae fuertemente, y por encima de los 10°C es casi directamente proporcional a la temperatura, considerándose para propósitos operacionales la temperatura óptima para la nitrificación en el sistema de lodos activados de 30°C. En este orden, dicho autor establece que debido a que decrece la actividad y reproducción de bacterias nitrificantes a temperaturas bajas, se requiere un aumento en el tiempo de retención celular para mantener la concentración de SSVLM (Tabla 2.3), o provocar una bioaumentación (Head, *et al.*, 2004).

Tabla 2.3 Temperatura y tiempo de retención celular (TRC) requerido para la nitrificación

Temperatura (°C)	TRC (Días)
10	30
15	20
20	15
25	10
30	7

Fuente: Gerardi, (2002).

Trabajos experimentales de Orhon *et al.*, (2000), en aguas residuales de tenerías, sugirieron que el efecto de la temperatura sobre la tasa máxima de crecimiento específico autotrófica (μ_{max}), puede ser evaluada por la ecuación tipo Arrhenius con coeficientes θ de temperatura de 1.127, ligeramente alto al asociado con las aguas domésticas que es de 1.03 (Henze *et al.*, 1995; Sözen, *et al.*, 1996). Takai *et al.*, (1997) analizaron el efecto de la temperatura y ácidos grasos volátiles (AGV's) sobre la nitrificación-desnitrificación a pequeña escala en biofiltros aerobios y anaerobios, en el que reportan que a bajas temperaturas y altas concentraciones de AGV y en condiciones anaerobias, hubo inhibición de la oxidación del nitrito y acumulación de éste en el reactor aerobio.

Fernández-Polanco *et al.*, (1994) en un estudio a escala piloto, establecieron que la actividad y concentración de las bacterias nitrificantes sobre la concentración de amonio libre, está en función de la temperatura, pH, concentración de amonio y biomasa nitrificante, y que el oxígeno y la temperatura son parámetros claves en el proceso de nitrificación produciendo dos efectos opuestos: activación de las bacterias e inhibición de la producción del amonio libre.

A su vez, Murat, *et al.*, (2003) empleando reactores SBR en aguas residuales de tenerías, evaluaron el efecto de la temperatura (9° a 30°C) sobre el desempeño de la remoción de nitrógeno, encontraron la mejor temperatura de operación (20°C) para la remoción de este nutriente.

Ha *et al.*, (2003) reconocen que en la remoción del nitrógeno, la temperatura afecta significativamente; sin embargo, existe un desacuerdo de dicho efecto sobre los organismos acumuladores de fósforo (PAO).

Por su parte, Martínez *et al.*, (1991) indican que la liberación del fósforo, fue más favorable a temperaturas bajas, y que la demanda de fósforo para remover la DQO, se incrementó aún

más conforme aumentó la temperatura. A su vez, Baetens, *et al.*, (1999), discuten la influencia de la temperatura en la remoción biológica del fósforo a través de una revisión de la literatura y experiencias de investigación, concluyendo que en periodos largos, la temperatura provoca cambios sobre la estequiometría y cinética de los diferentes procesos involucrados. Los estudios se realizaron a 20°, 15°, 10° y 5°C.

2.4 Efecto de la temperatura y sistemas de aireación sobre la remoción de compuestos orgánicos volátiles

Existen diversos trabajos experimentales en sistema de lodos activados que relacionan la biodegradación y volatilización de compuestos orgánicos volátiles (Kincannon *et al.*, 1983).

Estudios sobre desorción de compuestos orgánicos en sistemas batch o por lotes y continuos realizados por Kincannon (*op. cit.*), mostraron que los compuestos aromáticos se removieron por una combinación de desorción-biodegradación, los hidrocarburos halogenados se removieron por desorción con excepción del cloruro de metileno y el nitrobenceno.

Los estudios también mostraron que se alcanzan menores concentraciones en el efluente cuando la biodegradación era uno de los mecanismos de remoción. Cuando se efectuó la desorción sola, las concentraciones en el efluente fueron mayores de 1.0 mg/L. Las concentraciones alcanzadas en el efluente por desorción estuvieron en función de la ley de Henry. A menor constante de Henry, mayor concentración de compuestos orgánicos en el efluente. También se mostró que la remoción por desorción dependió del tipo de operación del reactor.

Los compuestos fueron desorbidos más fácilmente en un reactor batch o por lotes que en uno continuo con mezcla completa. Y también se encontró una mejor remoción de compuestos tóxicos por biodegradación en un reactor continuo de mezcla completa que en un reactor batch. La explicación para esto podría ser que los microorganismos están en contacto con mayores concentraciones de tóxicos en un reactor batch. Esas altas concentraciones pueden causar inhibición que no se experimenta a bajas concentraciones en un reactor continuo y de mezcla completa.

Por otro lado, la mayoría de los compuestos orgánicos tóxicos son biodegradables, aunque algunos se degradan lentamente. La biodegradación se efectuará más fácilmente si la biomasa se aclimata a los compuestos tóxicos.

Estudios realizados sobre biodegradación de sustancias tóxicas muestran que la biodegradación fue el mecanismo principal durante su remoción. Los compuestos fenólicos fueron totalmente removidos por biodegradación.

En este mismo estudio se observó que compuestos que no presentaron desorción en los sistemas biológicos, fueron desorbidos rápidamente en sistemas sin biomasa, como son el 1, 2 dicloropropano, cloruro de metileno, benceno y 1, 2 diclorobenceno.

Por lo tanto, la biodegradación disminuye el efecto de la desorción al ser asimilados los compuestos tóxicos por la biomasa presente (Ellis, *et al.*, 1998).

Ekenfelder *et al.*, (1995) establecen que la volatilización de COV's en los sistema de lodos activados depende de factores específicos del compuesto, que incluyen la constante de Henry, la tasa de biodegradación y, en diversos casos, la concentración inicial del compuesto, todos ellos relacionados con el sistema de aireación. Al comparar dos sistemas de aireación con la misma potencia, indican que los sistemas de aireación superficial registran un porcentaje mayor de volatilización que los sistemas de aireación que emplean difusores. Roberts (1984), a su vez, propone un modelo basado en la cinética de Monod y la Ley de Henry para estimar la biodegradación y volatilización de un afluente. No obstante, dicho modelo no incorpora como variable a la temperatura.

Martínez, S. *et al.*, (2003) a su vez, llevan a cabo un estudio comparativo de los efectos de la temperatura sobre dos sistemas de aireación de procesos petroquímicos, concluyendo que la temperatura afecta el desempeño del sistema biológico.

Jackman *et al.*, (1991) comparan las eficiencias de remoción de varios compuestos orgánicos por degradación y volatilización en procesos de lodos activados (Tabla 2.4).

Respecto a la biodegradación de compuestos tóxicos, Arvin *et al.*, (1989) demostraron la interacción de sustratos aromáticos durante la biodegradación del benceno. Estos autores

reportan que el tolueno y el xileno tuvieron un efecto antagónico sobre la utilización del benceno.

Tabla 2.4 Eficiencias de remoción mediante biodegradación y volatilización en diversos compuestos orgánicos de procesos de lodos activados

Compuestos	Promedio de remoción	Biodegradación (%)	Volatilización (%)
Tetraclorometano	99.2	6.2	93
Nitrobenceno	99.1	99.1	0
2,4-Diclorofenol	98.8	98.8	0
Acroleína	96.7	96.7	0
Acrilonitrilo	97.5	97.5	0
1,2 Dicloropropano	99.2	0.2	99
Cloruro de metileno	99.3	94.3	5
Acetato de etilo	99.4	82.4	17
Benceno	99.2	84.2	15
1,2 Dicloroetano	99.3	1.3	98
Fenol	99.6	99.6	0
1,2 Diclorobenceno	98.2	74.2	24

Fuente: Jackman *et al.*, (1991).

Smith M. *et al.*, (1991) observaron inhibición completa del crecimiento de *Pseudomona sp.* en una mezcla de bifenilo y etilbenceno, aunque ambos compuestos son biodegradables cuando están presentes individualmente. Latkar M. y Chakrabarti (1994) estudiaron la degradación anaerobia de tres fenoles dihidricos (resorcinol, catecol e hidroxiquinona) en sustratos en tres reactores anaerobios de película fija y flujo ascendente, aclimatados a estos compuestos hidroxaromáticos. Se llegó a la conclusión que el resorcinol, el catecol y la hidroquinona son fácilmente degradables en condiciones anaerobias.

Los trabajos anteriormente mencionados se han desarrollado abordando el aspecto de biodegradabilidad de compuestos específicos. Existen también estudios dirigidos a la identificación de los microorganismos que constituyen la biocomunidad en los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales, sus interacciones y capacidad de biodegradación. Hasta el momento, sin embargo, más del 80 % de las especies presentes en estas comunidades necesitan todavía ser aisladas e identificadas (DSTI/STP/BE, 1993). El crecimiento y la predominancia de algunas especies de microorganismos son determinados por muchas circunstancias, incluyendo el tipo de la materia orgánica en los efluentes y la velocidad del metabolismo, entre otros. La predominancia de ciertos microorganismos puede ser un indicador de la presencia de algún contaminante específico y de la eficiencia de tratamiento.

Cheremisinoff, (1994) registra que muchos microorganismos pueden usar compuestos xenobióticos para su crecimiento o degradarlos por varios mecanismos. Los trabajos de aislamiento e identificación se enfocaron primero a los microorganismos capaces de degradar tóxicos orgánicos, en donde se han reportado muchas especies capaces de degradar tóxicos específicos, ya sea dentro de un sistema de lodos activados, o bien aisladamente. Entre ellas se encuentran los géneros *Pseudomona*, *Escherichia*, *Mycobacterium*, *Alcaligenes*, *Nitrosomona*, *Rhodococcus*, *Cryptococcus*, *Penicillium*, *Staphylococcus*, *Desulfovibrio*, *Azetobacterium*, *Pelobacter*, *Bacillus*, *Flavobacterium*, *Moraxella*, *Citrobacter* y *Achromobacter* (Torres *et al.*, 1996). En la degradación de fluoreno (uno de los 16 hidrocarburos policíclicos considerados por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos como tóxicos prioritarios), se ha identificado a *Arthrobacter sp.*, aislada de un sistema de lodos activados de una refinería de petróleo (Grifoll, 1992). Una degradación completa del ácido 4-clorobenzoico ha presentado en condiciones aerobias al género *Acinetobacter sp.*, aislado de una muestra de suelo (Tobita, 1992).

IMTA (2002), realizó un estudio de pre-tratabilidad de aguas residuales de tres complejos petroquímicos en México, empleando reactores batch bióticos con lodos activados y un reactor abiótico testigo, en diferentes concentraciones de mezcla con aguas residuales del complejo petroquímico Pajaritos y del complejo petroquímico Morelos, hasta alcanzar una proporción del 50 % para ambas corrientes, en la que identificaron diferentes compuestos orgánicos volátiles en los afluentes, encontrándose que del 89 al 97 % de éstos son eliminados vía volatilización. A su vez, al evaluar la toxicidad mediante el uso de *Vibrio fischeri*, registraron que el afluente presentó un valor de 315 unidades de toxicidad (UT), y al someter dicha agua residual a una simple aireación, la toxicidad bajó a 26 UT, teniendo 91.7 % de tóxicos volátiles.

2.5 Casos de plantas de aguas residuales industriales en operación y trabajos experimentales con impactos por alta temperatura

Los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales como los aplicados en los efluentes de los aserraderos de pulpa y papel, los procesos de alimentos, de la producción del óxido de propileno, alquil bencil sulfonatos y los sistemas cerrados Biohoch, son característicos de operar a temperaturas altas: 20° y 37°C (Eckenfelder, *et al.*, 1995).

Las condiciones ambientales estacionales en una planta de tratamiento biológico son comunes y pueden causar cambios en el sustrato, en las características o concentración de nutrientes, en la concentración del oxígeno disuelto, en la sedimentación del lodo; también pueden producirse efectos de tóxicos que inducen a la baja floculación del lodo (Krishna C, *et al.*, 1999; Van Loosdrecht *et al.*, 1999; Lishman LA, *et al.*, 2000; Willen B.M., *et al.*, 2000)

Morgan-Sagastume *et al.*, (2003) llevaron a cabo una evaluación de los efectos de la variación de la temperatura sobre un proceso de tratamiento biológico aerobio de la industria de la pulpa y papel. Al reproducir los efectos de variación de la temperatura empleando 4 reactores secuenciales batch (SBR) con incrementos de 35 a 45°C, y decrementos de 45° a 35°C, en un periodo experimental de 167 días y un valor de 371.0 mg/L de DQO en el afluente, se obtuvo evidencia del efecto de dicha variación sobre las características de sedimentación del lodo, de la presencia de SST en el efluente y de la remoción de la DQOs (Tabla 2.5). No obstante, en dicho trabajo no se estima el efecto de la temperatura sobre la tasa específica de crecimiento máximo (μ_{\max}).

Tabla 2.5 Resultados de las condiciones de operación de 4 reactores experimentales (SBR) sometidos a variaciones de temperatura, en el tratamiento de aguas residuales de la industria de pulpa y papel

SBR	Remoción DQOS (%)		IVL (mL/g SSVLM)		VZS (cm/min)		SST efluente (mg/L)	
	Antes	Después	Antes	Después	Antes	Después	Antes	Después
1	66±5	65±8	98±42	87±27	1.8±1.9 ^b	3.2±1.8	19±4	19±11
2 ^a	66±11	67±5	61±19	115±56	3.5±1.6	2.3±1.8	23±17	18±5
3 ^{a, b}	69±5	69±7	115±56	177±71	2.3±1.9	0.7±0.5	24±7	169±303
4 ^c	67±5	67±6	55±11	59±9	4.0±1.1	4.1±1.1	20±3	21±6

Antes = día 15-59; después = día 60-114, excepto para la CODs removida del día Antes = día 3-60 y después = día 60-112

^aReactor continuo a 35°C

^bAlta variabilidad y/o diferentes valores después de verse reflejado organismos filamentosos

^cReactor control a 35°C

Cocci AA y McCarthy PJ, (1998); Barr *et al.*, (1996) y Singh *et al.*, (2003), establecen que el cambio de temperatura tiende a disminuir el desempeño y estabilidad del sistema biológico (ej. baja actividad, pobre sedimentación, altos sólidos suspendidos en el efluente), en una planta en operación a máxima capacidad de la industria de la pulpa y papel a 38°C durante el verano.

El tratamiento industrial de efluentes a temperaturas altas (40° a 45°C) ha sido demostrado en plantas de pulpa y papel por Tripathi *et al.*, (1999) y Norris *et al.*, (2000). Sin embargo, variaciones de temperatura de 30° a 35°C, y de 40° a 45°C en el verano, y menores a 35°C antes del invierno, producen cambios en la estabilidad del sistema. La desestabilización estacional en grandes proporciones fuerza al sistema a trabajar en el límite del tratamiento, afectando la calidad del efluente.

Observaciones de deterioro de la sedimentación del lodo por cambios de la temperatura, han sido registradas en diversas plantas de diferentes procesos industriales. Sin embargo, no han sido sistemáticamente estudiadas, y no se han reportado los decrementos de la biomasa, así como los decrementos en los niveles de sólidos suspendidos totales y la variabilidad de los parámetros de sedimentación del lodo (Lee *et al.*, 1975; Barr *et al.*, 1996; Tripathi, *et al.*, 1999).

Por su parte, Smith B. *et al.*, (2003) analizan el efecto de la temperatura sobre la nitrificación y el tamaño y costos de la planta. Este trabajo concluye que debido a los cambios de temperatura, el valor del coeficiente de temperatura de Arrhenius (θ), será alto y se requerirá una mayor zona de aireación, mayor volumen y, por lo tanto, mayores costos.

Martínez *et al.*, (2003) y Morales, *et al.*, (2003) llevaron a cabo una evaluación comparativa de dos sistemas de aireación en una planta de lodos activados del complejo petroquímico Morelos, en el que emplearon modelos de crecimiento celular afectados por la temperatura, concluyendo que dicho factor está causando efectos en el desempeño del tratamiento biológico.

López Zavala, *et al.*, (2004) en un estudio sobre el efecto de la temperatura sobre la biodegradación aerobia de materia fecal usando el aserrín como matriz en fosas sépticas secas, concluyeron que la temperatura afecta los parámetros cinéticos de las bacterias en el rango mesofílico y termofílico.

Monitorearon las tasas de consumo de oxígeno, realizando análisis de sensibilidad con técnicas de ajuste de curvas. Para el rango mesofílico, la constante de velocidad del material particulado hidrolizable (k_{He}) se incrementa rápidamente cuando se incrementa la temperatura, mientras que la constante de velocidad de la materia lentamente hidrolizable (k_{Hs}) se incrementa ligeramente con respecto al incremento de la temperatura. Esto sugiere

que en el rango mesofílico, el proceso de hidrólisis de la materia orgánica fácilmente hidrolizable, es sensible a la temperatura.

2.6 Tratamiento de aguas residuales industriales en México y marco normativo

En materia de tratamiento de aguas residuales, en diciembre de 2000 se tenían en inventario 1,479 plantas de tratamiento industriales, con una capacidad de diseño de 41.5 m³/s (Tablas 2.6 y 2.7), de las cuales operan 1,399 con un gasto de 25.3 m³/s (CNA, 2001).

Tabla 2.6 Caudal descargado por diferentes tipos de industria

Industria	Caudal de aguas residuales m ³ /s	Materia orgánica generada* (miles de ton/año)
Azucarera	45.6	1869
Química	13.4	635
Petrolera	7.0	1247
Hierro y acero	4.5	93
Celulosa y papel	4.5	85
Textil	2.9	198
Beneficio de café	1.6	80
Cerveza y malta	1.4	96
Alimenticia	1.2	39
Agropecuaria	0.7	33
Acabado de metales	0.2	1.7
Curtiduría	0.1	13.3
Vitivinicola	0.1	5.3

* Medida en términos de DBO₅

Fuente: Plan Sectorial Hidráulico 2001-2006.

Tabla 2.7 Caudal de aguas residuales industriales tratado (1996-2001)

Año	Volumen de agua residual tratado (m ³ /s)
1996	21.4
1997	21.4
1998	21.9
1999	22.0
2000	25.3
2001	25.4

Fuente: Plan Sectorial Hidráulico 2001-2006

No obstante, el tratamiento de aguas residuales industriales, condicionado por las inversiones iniciales requeridas, se ha visto postergado por la falta de liquidez de algunas empresas, y al igual que en el caso del uso público urbano, las condiciones financieras hacen ver como un gasto oneroso el tratamiento de descargas que no serán reutilizadas.

Sin embargo, la reutilización del agua incentiva la inversión al constituir una alternativa de gran relevancia en los estados áridos y semiáridos del país, donde uno de los principales problemas es la escasez del recurso. Actualmente son aprovechadas en el riego agrícola las aguas residuales sin tratar de origen municipal de los Valles del Yaqui, Mayo y Guaymas en Sonora; Chiconautla en el Estado de México; Tula, Alfajayucan y Tulancingo en Hidalgo; Valle de Juárez en Chihuahua y Valsequillo en Puebla, entre otros, de acuerdo al Plan Sectorial Hidráulico 2001-2006 (CNA, 2001).

La tabla 2.8 presenta los valores promedio de la DQO y los sólidos suspendidos totales (SST) presentes en las descargas de diversas aguas residuales industriales, de conformidad con los datos del Sistema de Actualización de Descarga de Aguas Residuales de la Comisión Nacional del Agua (Jiménez-Cisneros, 2001).

Tabla 2.8 Promedio y carga de DQO y SST en las aguas residuales del sector industrial en México

Giro industrial	Número de industrias	DQO promedio (mg/L)	SST promedio (mg/L)	Carga	
				DQO td	%
Celulosa y papel	39	940	514	371.2	1.3
Metálicas básicas	10	1285	123	566.2	2.0
Textil	37	793	162	222.0	0.8
Curtiduría	11	2978	320	10.3	0.04
Productos metálicos	33	908	365	67.0	0.2
Química-petroquímica	105	1546	338	1823.3	6.3
Beneficios de café	153	1407	560	187.2	0.7
Azucarera	67	1900	942	10642.5	39.9
Explotación mineral	63	811	900	63.1	0.2
Alimentaria	172	2208	658	1045.4	3.6
Vitivinicola	18	4842	235	16.7	0.06
Petrolera (PEMEX)	85	1064	219	533.2	1.9
Termoeléctrica (CFE)	41	491	154	11066.7	38.4
Otras manufactureras	229	2032	882	1473.0	5.1
Cervecera	11	1656	535	200.3	0.7
Pesquera	23	947	240	157.1	0.6

Fuente: Jiménez-Cisneros, 2001.

En términos de cantidad de agua residual generada destacan las plantas termoeléctricas, los ingenios azucareros y la industria química, petroquímica y farmacéutica, las cuales conjuntan 213 empresas y aportan 339 m³/s, casi el 86 % del total.

Respecto a la carga en términos de DQO, los giros industriales más contaminantes son:

1. Termoeléctricas
2. Industria azucarera
3. Químicas y petroquímicas

En efecto, los problemas más frecuentes en términos de compuestos tóxicos registrados en la industria Mexicana son del sector de los metales, la industria química, petroquímica, farmacéutica, refinación del petróleo, textil, fabricación de equipo electrónico y las plantas de papel y celulosa; localizadas en los estados de Veracruz, Jalisco, Tamaulipas, Querétaro, Michoacán, Puebla y Distrito Federal. Los tipos de compuestos tóxicos generados con mayor frecuencia son: 1,1,1 tricloroetano, cloroformo, cloruro de metilo, tetracloruro de carbono, tricloroetileno, benceno, tolueno, naftaleno, fenol, dietilftalato, isoforona y cianuros (Jiménez-Cisneros, *op. cit*).

Así, en 1995 existían 662 plantas depuradoras de aguas industriales que trataban 43.6 m³/s, con eficiencias del 94 % de remoción de la DBO, siendo el sistema de lodos activados, después de la sedimentación primaria, el segundo proceso de tratamiento en importancia.

Para el año 2001, los giros industriales con mayores cargas contaminantes a cuerpos receptores se muestran en la tabla 2.9:

Tabla 2.9 Volumen de descarga de aguas residuales industriales 2001

Giro industrial	Descarga de aguas residuales (m³/s)	Materia orgánica generada (Miles de t/año)
Acuacultura	67.6	7
Azúcar	45.9	1884
Petrolera	11.4	1992
Servicios	10.5	77
Química y farmacéutica	6.9	312
Celulosa y papel	5.5	122
Agropecuaria	3.2	1063
Alimentos y bebidas	3.0	77
Cerveza	1.6	108
Minera	0.8	6
Textil	0.7	21
Destilera	0.4	24
Beneficios de café	0.3	9
Tenerías	0.05	6
Otros	13.6	151

Fuente: Inventario Nacional de Descargas de Aguas Residuales, Diciembre 2001. GSCA.CNA

En este sentido, es a través de la Ley de Aguas Nacionales y su Reglamento, específicamente en el título séptimo, Prevención y Control de la Contaminación de las Aguas, y en tres normas oficiales mexicanas (NOM-001-SEMARNAT-1996, NOM-002-SEMARNAT-1996, NOM-003-SEMARNAT-1997), en donde se establecen los derechos y obligaciones de los usuarios en materia de aguas residuales, a nivel de límites permisibles de contaminantes en descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales, y en los sistemas de drenaje y alcantarillado municipal; así como de los límites de contaminantes presentes en las aguas tratadas que se reusen en servicios públicos, respectivamente.

Por otra parte, específicamente para la Región Golfo Centro, se presenta contaminación generalizada en las corrientes superficiales, debido a las descargas de aguas municipales e industriales sin tratamiento. En el caso de la industria, únicamente se trata alrededor de la mitad del volumen descargado que, aunado con las descargas municipales, conduce a una situación que de continuo afecta la salud pública, degrada el medio ambiente y disminuye la disponibilidad de agua. Los casos más críticos son los del río Blanco (Subregión Bajo Papaloapan), el Río Calzadas (Subregión Coatzacoalcos) y el dren Valsequillo (CNA, 2001).

De persistir las tendencias antes señaladas, la región Golfo Centro en el año 2025 manifestará condiciones críticas ambientales en todas las cuencas, principalmente por la contaminación del río Papaloapan, disminuirán las coberturas de agua potable en las subregiones Norte, Medio Papaloapan y Coatzacoalcos y seguirán los daños por inundaciones en las subregiones Bajo Papaloapan y Coatzacoalcos.

Desde el punto de vista de la contaminación, la zona portuario industrial de Coatzacoalcos-Minatitlán ha sido estudiada por Toledo (1988), quien reporta la presencia de hidrocarburos fósiles en sedimentos recientes del río Coatzacoalcos, río Tonalá y laguna del Ostión, así como concentraciones de hidrocarburos saturados y aromáticos polinucleares en organismos del río Coatzacoalcos y laguna del Ostión.

III. DESCRIPCION DEL SITIO DE ESTUDIO

3.1 Descripción general del Complejo Petroquímico Morelos

Petroquímica Morelos, S.A. de C.V., filial de PEMEX-Petroquímica, se localiza en la parte sur del estado de Veracruz, al este de la ciudad de Coatzacoalcos, a una distancia aproximada de 7 Km. de la carretera Coatzacoalcos – Villahermosa.

Sus instalaciones ocupan un área total de 380 hectáreas, localizadas en la importante región industrial conformada por los municipios de Minatitlán, Cosoleacaque y Coatzacoalcos, en donde se localizan las empresas: Petroquímica Pajaritos, Petroquímica Cangrejera y Terminal Marítima Pajaritos, entre otras.

Inicia oficialmente sus operaciones en el año 1988, con las cadenas productivas del Etileno y Propileno, conformadas por las plantas de proceso que se enlistan en la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Procesos del Complejo Petroquímico Morelos

Planta	Capacidad ton/año	Ingeniería Básica/Detalle	Producto
Acrilonitrilo	50,000	Nigata/ Nigata	Acrilonitrilo
Acetaldehído	150,000	Udhe/ IMP	Acetaldehído
Etileno	600,000	Lummus/IMP	Etileno
Polietileno de alta densidad	100,000	Asahi Chemical/Asahi	Polietileno de alta densidad
Polipropileno-PEAD	100,000	Mitsui/Mitsui	Polipropileno-PEAD
Propileno	350,000	Houdry/Bufete Inds.	Propileno
Oxido de etileno y glicoles	200,000	Scientific Design/Biconsa	Oxido de etileno y glicoles
Oxígeno	350,000	Linde/Santalo	Oxígeno

En este sentido, en su conjunto, el complejo está constituido por 8 plantas de proceso y 3 de servicios auxiliares en las que se trata el agua, se produce el vapor y la energía eléctrica necesaria para operar las plantas. Asimismo, el complejo cuenta con una planta de tratamiento primario y secundario de efluentes, integrada con un área de quemadores.

El complejo es operado por 3400 trabajadores las 24 hrs. del día en tres turnos.

Además de las áreas de proceso y servicios auxiliares, el complejo cuenta con los siguientes servicios de apoyo: talleres de mantenimiento, laboratorio, estación contraincendio, servicio médico, áreas administrativas, etc. Se cuenta además con las áreas de almacenamiento de productos.

La carga constituida por una mezcla de hidrocarburos, se recibe de los complejos Cactus y Nuevo PEMEX, y es procesada en la planta Fraccionadora de Hidrocarburos, cuya capacidad es de 104000 barriles diarios (B/D). Esta planta separa los 3 hidrocarburos que definen las 3 áreas de plantas en que está clasificado el complejo: etano, propano y butano, quedando como residuos gasolinas que son enviadas para su procesamiento al Complejo Petroquímico “La Cangrejera”.

Los productos finales que se elaboran en este complejo van desde el vinagre que se usa para la alimentación, los polietilenos que son usados para fabricar las cajas de refresco, envases, y aditivos para la industria de cosméticos y perfumería.

3.2 Planta de tratamiento de efluentes

Las aguas residuales producidas por los diferentes procesos petroquímicos son tratadas antes de ser descargadas en el río Coatzacoalcos, para alcanzar la calidad del efluente requerida por la legislación ambiental mexicana.

El caudal de agua residual tratada es de 6,500 m³/día. Contiene sustancias clasificadas como tóxicas como 1,2 dicloroetano, cloroformo, benceno, entre otros componentes volátiles (Wentz, 1995; IMTA, 2002).

Desde el punto de vista de carga orgánica, la planta trata un promedio de 11 toneladas por día (td) de masa de contaminantes medida como DQO. De esta carga, el 35 % corresponde a la corriente de la planta de óxido de etileno, básicamente glicoles, y un 45 % a la corriente de la planta de acetaldehído, cuyo contenido es ácido acético, acetaldehído y compuestos clorados. El resto de la carga orgánica corresponde a hidrocarburos aromáticos y compuestos alifáticos.

El proceso general de diseño de la planta de tratamiento de agua residual está formado por un tratamiento primario conformado por placas corrugadas (CPI), un sistema de igualación, un proceso de lodos activados, clarificación con tratamiento de lodos, una pileta de estabilización y cloración del efluente. Un filtro de arena fue instalado posteriormente como modificación al proceso, a fin de mejorar la calidad de la descarga.

El tratamiento biológico aeróbico está formado por dos reactores biológicos, conformado cada uno por tres cámaras independientes de un volumen de 5,000 m³ cada una. El tiempo de residencia en cada cámara es de aproximadamente 2.2 días (Figura 3.1).

- **Sección de tratamiento primario.**

Todas las aguas aceitosas recolectadas en Petroquímica Morelos S.A. de C.V., más el agua de apagado de la planta de etileno llegan a un registro distribuidor (RD-4501), el cual tiene un tiempo de residencia de 5 minutos con un flujo máximo de 3000 galones por minuto (GPM). No obstante, cuando existe un sobre flujo, esta agua derrama hacia el cárcamo regulador de demasías (CRD-4501), el cual tiene un tiempo de residencia de 4 hrs. a flujo máximo de 3000 GPM. En caso de no poder contener este sobre flujo, se derrama al drenaje pluvial sin pasar por tratamiento.

El agua del RD-4501 posteriormente pasa por tres canales en donde se recupera el aceite libre. El agua es enviada mediante bombas Arquímedes hacia separadores CPI (SAG-4501 A,B,C) y finalmente a las lagunas de igualación (FI-4501 A/B), en donde las aguas pueden estar 10.3 hrs. de residencia a flujo máximo de 3000 GPM (Figura 3.1).

Finalmente, esta agua es enviada al tratamiento secundario para su degradación biológica.

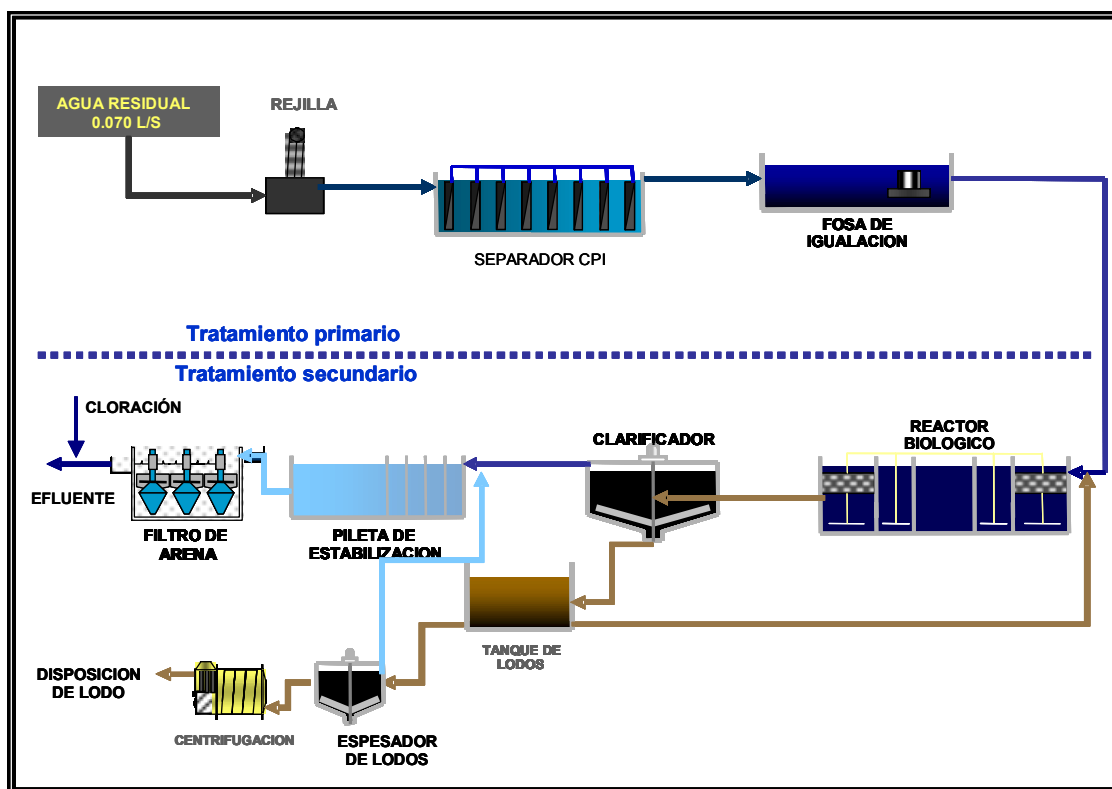


Fig. 3.1 Esquema de tratamiento de aguas residuales del Complejo Petroquímico Morelos

El aceite libre recuperado de la separación gravimétrica, tanto del SAG-4501 como de las fosas de igualación, es enviado al cárcamo de bombeo TB-4503. Posteriormente, este aceite se almacena en el tanque de aceite recuperado TV-4502, el cual contiene también el diesel que viene en el agua de apagado de la planta de etileno, y que es separado por los tanques decantadores TH-4506 A,B,C y D.

- **Sección de tratamiento secundario.**

El tratamiento secundario de efluentes es un proceso biológico de lodos activados. Conforme al diseño original, el tratamiento inicia después que las corrientes de los distintos procesos petroquímicos de la instalación pasan por el tratamiento primario hasta llegar a las fosas de igualación (FI-4501 A/B), de donde son conducidas mediante bombeo a dos reactores biológicos abiertos (RB-5501 A/B) de capacidad de 15,000 m³ cada uno. Cada uno de los reactores biológicos está dividido en tres cámaras, las cuales cuentan con cuatro ramales de veintiséis difusores de plato poroso y tres aireadores superficiales fijos de 75 HP cada uno por cámara, en donde se favorece la reacción aeróbica de bacterias por medio de la inclusión de aire atmosférico en la mezcla de agua con bacterias activadas. Éstas últimas se mantienen adicionando nitrógeno y fósforo.

Una vez que se efectúa la aireación y mezclado total del agua en los reactores biológicos, el líquido residual pasa por gravedad a los sedimentadores (CL-5502 A/B), en los cuales el agua se encuentra en reposo casi total y, por lo tanto, se favorece la sedimentación de los lodos biológicos suspendidos. De los clarificadores, los lodos son extraídos en concentración aproximada de 1 % en peso por medio de purgas intermitentes y son conducidos a un cárcamo de bombeo de lodos (TA-5507). De aquí, los lodos pasan al espesador (ES-5503) en el cual, mediante un proceso similar al del sedimentador, son concentrados hasta un 8 % en peso, siendo transportados por bombeo (BA-5509 A, B y C) a las centrifugadoras de lodos (CEL-5504 A/B), en las cuales son concentrados del 15 al 20% en peso. Finalmente, los lodos se transportan en carros góndola a lechos de secado, los cuales se localizan dentro del complejo.

El agua residual que sale de los sedimentadores es descargada al drenaje pluvial sin pasar por la pileta de estabilización (CL-4501), ya que se encuentra fuera de operación, así como el filtro de arena. Solo se adiciona una solución clorada antes de ser enviada al cuerpo receptor (Figura 3.1).

3.2.1 Efecto de la temperatura en el reactor biológico “B” del sistema de lodos activados de Petroquímica Morelos

En septiembre del 2002, inició en Petroquímica Morelos la operación en tres de las seis cámaras de la planta de tratamiento biológico (reactor biológico B); utilizando un sistema de aireación por medio de sopladores y difusores de burbuja fina (DBF). Este sistema de aireación se implementó con la expectativa de bajar en un 40 % el consumo de energía, aumentar los niveles de oxígeno disuelto en el licor mezclado y reducir la emisión de compuestos orgánicos volátiles (COV's), provocada por el antiguo sistema de aireación superficial (SAS) de la planta (COMINSA, 1998). Sin embargo, posteriormente a la entrada en operación del nuevo equipo de aireación, se observó un aumento de la temperatura en el licor mezclado del reactor biológico B (RB-B), debido a que el aire de salida de los sopladores alcanzaba los 90°C.

Inmediatamente, se planteó cuáles serían los efectos al sistema biológico de registrarse temperaturas ambientales promedio de 30 a 35°C en los meses de calor (Abril-Septiembre), con valores pico de hasta 41°C al medio día, utilizando el nuevo sistema de aireación.

A partir del cambio de aireación superficial por difusores de burbuja fina en octubre del 2002, se observó un aumento en la temperatura en el licor mezclado del RB-B, por efecto de la compresión del aire de los sopladores hacia la línea de los difusores de burbuja fina que llegan al RB-B. Así también, se registró una disminución en la concentración de SSV y una sedimentación pobre, lo que originó un aumento en la concentración de la DQOs, SST y N-NH₃ en el efluente de la instalación (Tabla 3.2 y Figuras 3.2 y 3.3).

Tabla 3.2 Valores promedio de los parámetros operacionales en RB-B y sedimentador B del tratamiento biológico durante las cuatros estaciones del año.

Estaciones	Afluente			Reactor biológico B (RB-B)							
	DQOs mg/L	Qf M ³ /d	Carga Org. td	DQOs mg/L	MLSS mg/L	F/M	T °C	DO mg/L	IVL	N-NH ₄ mg/L	P total mg/L
Otoño	2134	6781	14.4	208	2585	0.29	35.9	2.7	207	2.8	5.5
Invierno	2741	6368	17.4	179	2789	0.30	32.7	2.9	176	6.1	8.1
Primavera	1712	6542	11.2	80	1406	0.23	36.2	2.9	421	9.2	5.3
Verano	1471	7445	10.9	121	1524	0.24	37.3	3.2	395	7.7	2.6
Efluente del sedimentador B (CL-B)											
Estaciones	DQOs mg/L	Remoción %	SST mg/L	Solidos Sedimentables mg/L	N-NH ₃ mg/L	P-total mg/L	Tóxicos ppb				
Otoño	208.4	90.2	39.1	0.10	9.0	4.4	--				
Invierno	184.1	93.3	42.8	0.08	11.5	4.6	1.5				
Primavera	83.1	95.1	102.0	5.0	11.3	3.5	1.7				
Verano	124.5	91.5	38.0	1.8	12.1	4.2	9.4				

Como se puede observar en las figura 3.2a y b, la concentración de SSV disminuyó en la época de calor (junio y julio) hasta valores de 1000 mg/L en promedio, lo que causó efectos en las características de sedimentación del lodo, al registrarse concentraciones de hasta 560 mg/L de SST (Figura 3.3a) y variaciones importantes de la DQO (Figura 3.2b) y nutrientes en el efluente (Figura 3.3b).

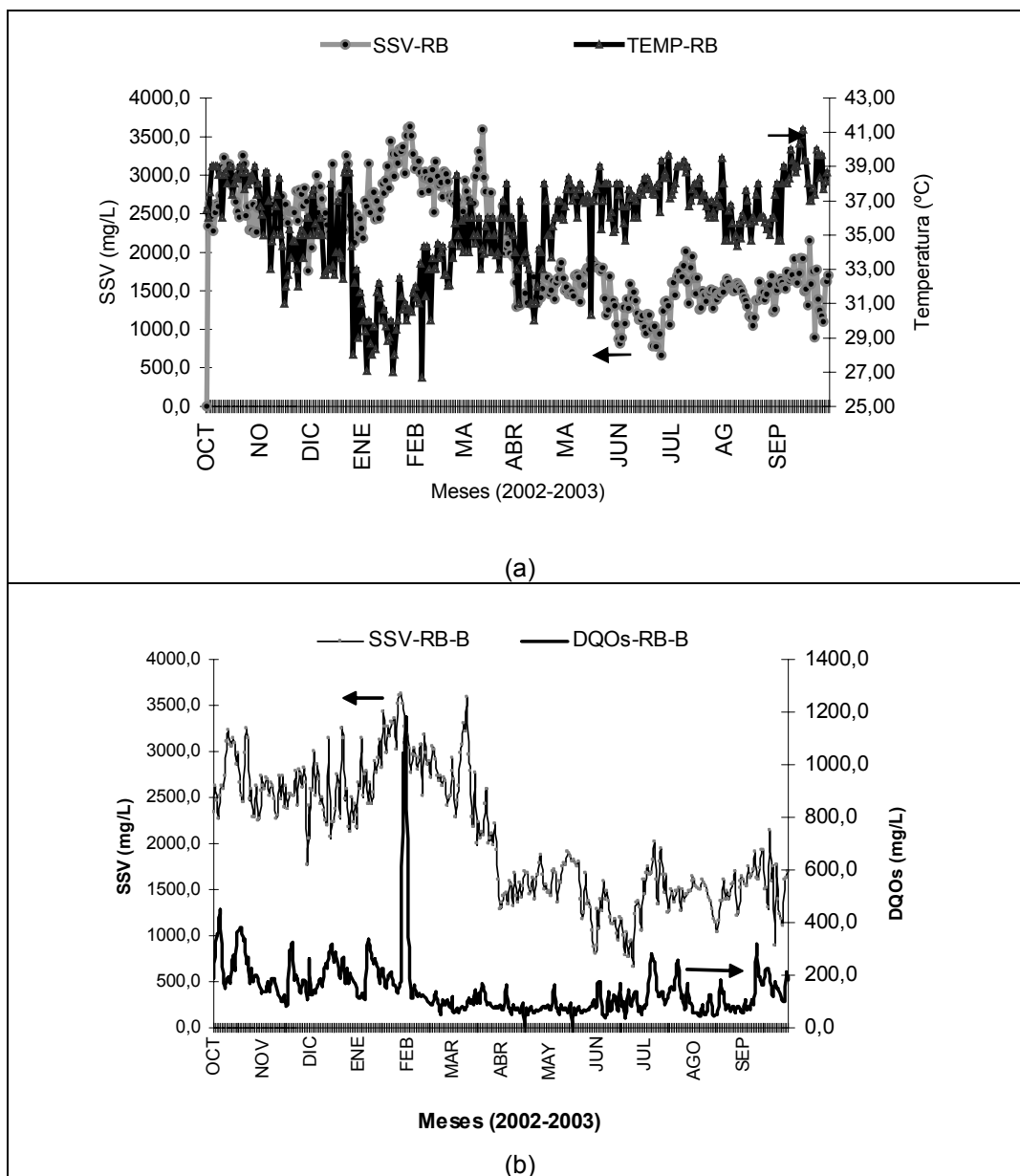


Fig. 3.2 Variación de la concentración de los SSV en relación con la temperatura (a) y (b) relación de la concentración de los SSV y la DQOs en el RB-B de la planta de tratamiento de efluentes

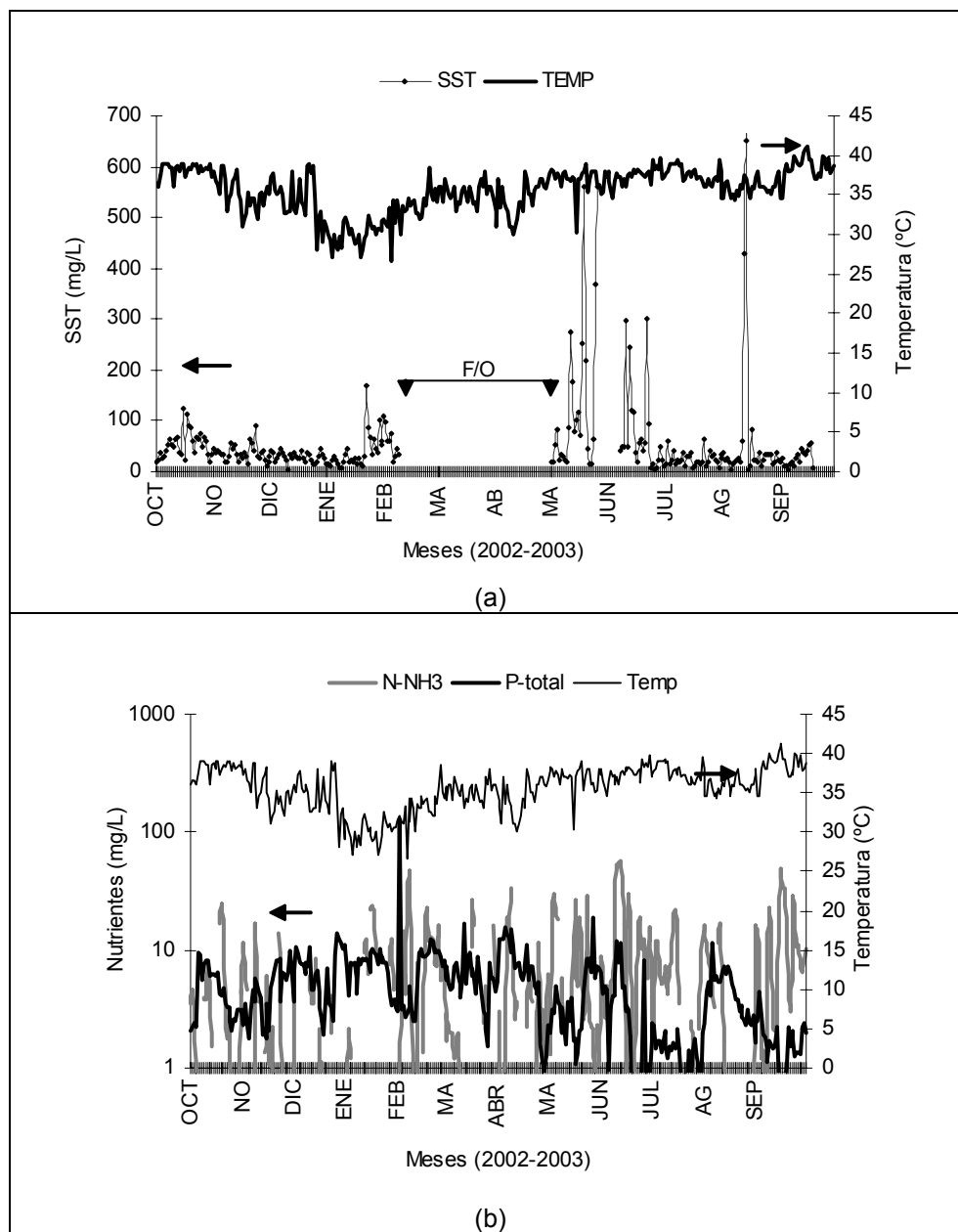


Fig. 3.3 Comportamiento de los SST en el efluente del clarificador “B” (a), y del N-NH₃ y P-total (b) en el reactor de la planta de tratamiento de efluentes en el efluente de Petroquímica Morelos, en relación con la temperatura para diferentes meses del año

Por otro lado, al comparar el efecto de la temperatura sobre la solubilidad del oxígeno disuelto, se observó un ligero aumento en el consumo de energía eléctrica en un mes caliente, a pesar de que se trató una menor carga de contaminantes que en un mes frío (Tabla 3.3).

Tabla 3.3 Relación de la carga orgánica, temperatura y consumo de energía eléctrica promedio diario en un mes frío y caliente

Meses	Carga orgánica DQOt (t/d)	Temperatura (°C)	Consumo de energía eléctrica (kWh/d)
Diciembre-02	14.2	34.0	666.0
Julio-03	13.8	37.6	897.6

En este orden, se concluyó que mientras la temperatura en el RB-B aumenta, se incrementa la concentración de la DQO en el efluente, y el crecimiento de la biomasa disminuye. En este contexto, se estimó que más del 50 % del tiempo del año en periodos de calor (6.5 meses), la DQO del efluente podría ser el doble (400.0 mg/L), de la DQO registrada en el efluente (199.0 mg/L) en las condiciones de temperaturas bajas (Morales *et al.*, 2003).

En este sentido, y con la finalidad de conocer el perfil de temperatura de cada cámara, se efectuó en marzo del 2004 una evaluación termográfica a la línea de aire que sale del cuarto de sopladores hacia los dos reactores biológicos (A y B) (Figura 3.4).

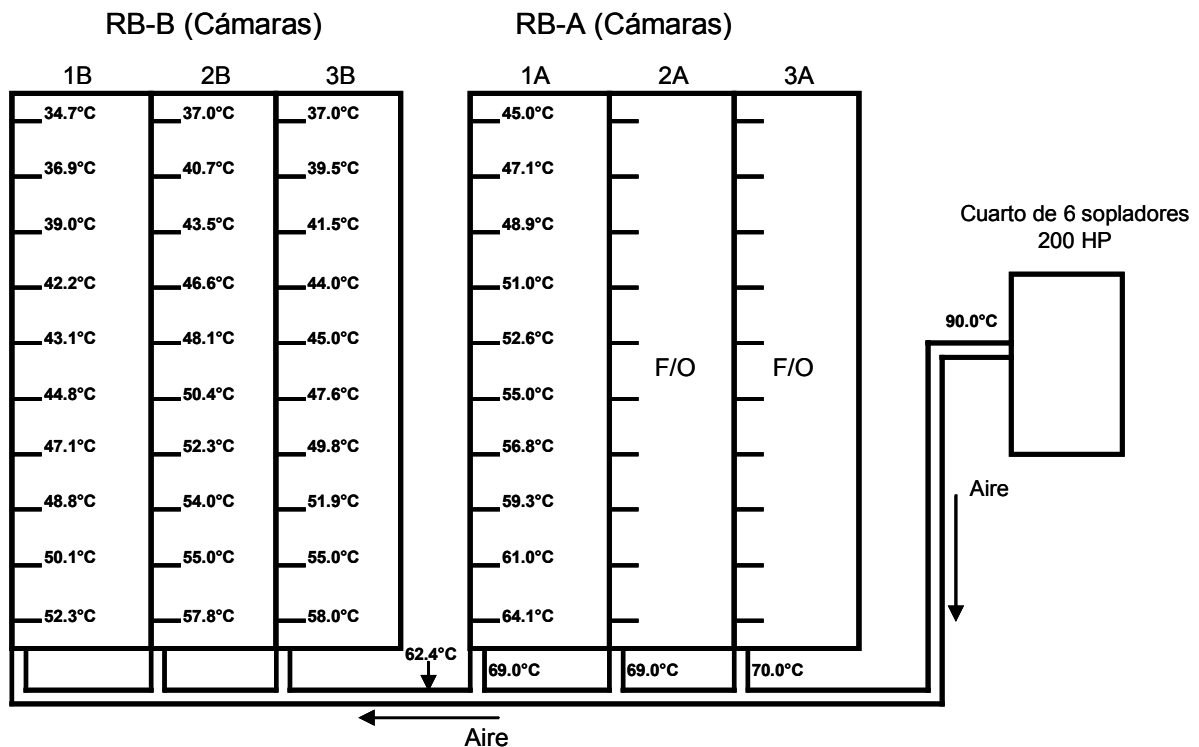


Fig. 3.4 Termografía a la línea principal y llegada a las líneas de conducción de aire a los difusores de las cámaras de los reactores biológicos B y A

Como se puede observar en la anterior figura, debido a la distribución de las cámaras, el aire caliente llega antes a las tres cámaras del RB-A (una en operación: 1A, y dos cámaras aún sin operar), que a las cámaras del RB-B en operación.

La cámara 3A registró una temperatura de 70°C y la 2A de 69°C, al igual que la 1A. En cambio las cámaras del RB-B registraron las siguientes temperaturas: la cámara 3B de 58°; la 2B de 57.8°, y la más alejada con respecto a los sopladores, la 1B, registró 52.3°C de temperatura.

IV. METODOLOGIA Y DESAROLLO

4.1 Equipos y técnicas de análisis

4.1.1 Equipo y reactores escala laboratorio

Para cada una de las etapas del proyecto, el equipo, las técnicas de análisis y los reactivos que se utilizarán se indican a continuación:

- Conductivímetro Orion.
- Espectrofotómetro: Spectronic 21D.
- Potenciómetro digital: Orion, modelos 710 A y 720 A.
- Bombas peristálticas: Cole-Parmer modelo 7520-00 y Watson Marlow modelo 313S.
- Parrillas con agitador magnético: Lab line instruments, Pyro-magnetic.
- Balanza analítica: Ohaus.
- Estufa.
- Calentadores (Resistencias) Mca. Regent Mod. RH 3000 y 2000 (300 watts) de 110 v 60 Hz.
- Microscopio óptico. Micromaster Fisher Scientific.
- Oxímetro Mca. YSI Mod. 57.
- Cromatógrafos de gases/masas Mca. HP. Mod. 6890 Series GC y HP 5973 Mass Selective Detector.
- Recipiente de polietileno de alta densidad de 1 m³.

Para la realización de las diversas pruebas experimentales, se empleará un modelo de reactor de flujo continuo de tanque agitado (RFCTA) de tipo Eckenfelder provisto de dos cámaras: la cámara de aireación o reactor y la cámara de sedimentación interconectados en el fondo para permitir la recirculación de lodo, de acrílico transparente de 0.6 mm de espesor; de 0.12 m de ancho, 0.56 m de largo y 0.35 m de alto, con capacidad para operar hasta 16 L, provisto de línea de aire comprimido y difusor de cerámica para la inyección de aire. Se construirán 5 reactores, de este tipo (Figuras 4.1 y 4.1bis).

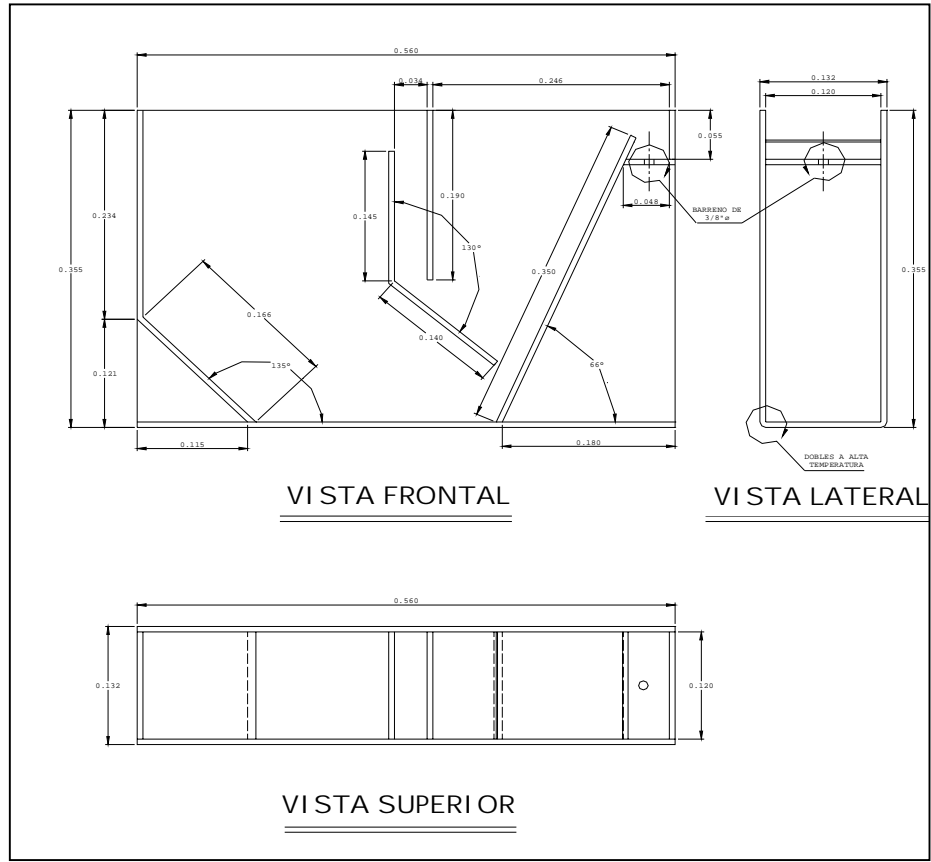


Fig. 4.1 Vista frontal, lateral y superior del reactor aerobio de lodos activados (Tipo Eckenfelder)

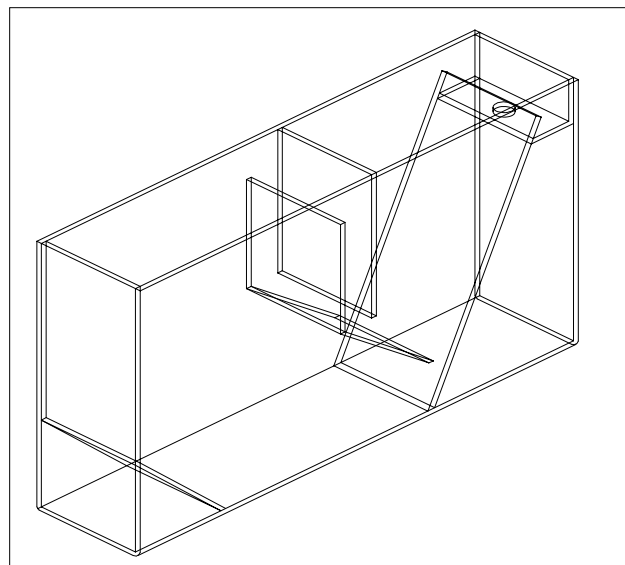


Fig. 4.1bis Isométrico del reactor continuo de tanque agitado

4.1.2 Resistencias o calentadores de temperatura

Con la finalidad de estudiar el efecto que causa la temperatura en el desempeño del tratamiento biológico de aguas residuales de Petroquímica Morelos, mediante pruebas experimentales en un sistema de lodos activados a escala laboratorio, es conveniente realizar una revisión de calentadores, que podrían ser utilizados para simular el incremento de temperatura originado por los sopladores que suministran el aire caliente a los difusores de burbuja fina de la planta en operación.

Después de hacer las pruebas pertinentes, se eligieron resistencias o calentadores con control de temperatura automático Mca. Regent Mod. RH 3000 de 300 W, 110 V y 60 HZ, las cuales son de uso común en peceras. Las pruebas previas determinaron que mantendrían la temperatura constante.

4.1.3. Montaje de reactores

En el diseño de la metodología a seguir, sobre todo en lo referente a la realización de las pruebas experimentales, se definió, con base a un estudio de pretratabilidad de las aguas residuales de Petroquímica Morelos desarrollado por el IMTA (2002), instalar 4 reactores bióticos, y un reactor abiótico (sin microorganismos), debido a que se tienen antecedentes de pérdida de DQO por efecto de arrastre de aire, inducida por los difusores.

Se instalarán 5 reactores de flujo continuo en tanque agitado de 16 litros, en el laboratorio de Control Ambiental de Petroquímica Morelos, todos ellos operados en paralelo, provistos de línea de aire independiente y difusor de burbuja fina (3 mm tamaño de la burbuja), y línea de suministro del agua residual, proveniente de un recipiente común, mediante el uso de bombas peristálticas para alimentar el agua residual a cada reactor.

Para medir la cantidad de aire suministrado que será tomado de un compresor de la planta de tratamiento de efluentes., en cada línea se colocará un flujómetro escala 0.01 a 6 l/m STD.

4.1.4. Técnicas de análisis.

Las técnicas de análisis que se emplearán para llevar a cabo la caracterización del agua residual y el control y monitoreo de los reactores y su efluente serán tomadas del Manual de Control de Calidad de Laboratorio de Ecología (MCLE Rev.06) de Petroquímica Morelos, acreditado ante la Entidad Mexicana de Acreditación (EMA), así como de los manuales siguientes:

- a) MANINCERT-01.- Manual de incertidumbre.
- b) SQMALE.- Manual de instrucciones operativas de métodos de prueba.
- c) SQMEALC.- Manual de instrucciones operativas para estandarización de métodos.
- d) SQMMLE.- Manual de instrucciones operativas de métodos de muestreo.
- e) SQMSLE.- Manual de instrucciones operativas para preparación de soluciones.

Las técnicas analíticas a emplear durante el experimento, se muestran en la (Tabla 4.1).

Tabla 4.1 Procedimientos de las técnicas de análisis de agua residual y pruebas de control operacional del sistema de lodos activados

No. de procedimiento	Nombre del procedimiento
Instrucción operativa (I.O.) SQMALE 27200 I.O.002	Para la determinación de grasas y aceites por método Soxhlet NMX-AA-005-SCFI-2002
SQMALE 27200 I.O.003	Para la determinación de pH en aguas. NMX-AA-008-SCFI-2000
SQMALE 27200 I.O.004	Para la determinación de sólidos suspendidos totales en aguas. NMX-AA-034-SCFI-2001
SQMALE 27200 I.O.006	Para la determinación de sólidos sedimentables en aguas residuales. NMX-AA-004-SCFI-2000
SQMALE 27200 I.O.016	Para llevar a cabo la determinación del índice volumétrico de lodos (IVL) Standard Methods, 1995.
SQMALE 27200 I.O.017	Para llevar a cabo la determinación de oxígeno disuelto (Método electrométrico). NMX-AA-012-SCFI-2000 y Manual de operación del oxímetro YSI Mod. 57
SQMALE 27200 I.O.020	Para llevar a cabo la determinación de la DQO por el método de reflujo cerrado NMX-AA-030-SCFI-2001. Espectrofotómetro Milton Roy 21-D Reactor de digestión.
SQMALE 27200 I.O.015	Para llevar a cabo la determinación del nitrógeno NMX-AA-026- SCFI-2001.
SQMALE 27200 I.O.008	Para llevar a cabo la determinación del fósforo total NMX-AA-029- SCFI-2001.
SQMALE 27200 I.O.023	Para lleva a cabo la determinación de conductividad en aguas NMX- AA-093-SCFI-2000 y Manual de operación del equipo conductivímetro Orion Mod. 130.
SQMALE 27200 I.O.002	Para la identificación, manejo y recepción de muestras.
Método 8260 (EPA)	Determinación de compuestos orgánicos volátiles.

4.2 Desarrollo experimental

Dado el objetivo de analizar la influencia de la temperatura en el desempeño del sistema de lodos activados de Petroquímica Morelos, se dispuso experimentar con 4 reactores bióticos de flujo continuo de tanque agitado (RFCTA) escala laboratorio con cuatro diferentes valores de temperaturas, comenzando con la temperatura de 30°C, registrada históricamente con el anterior sistema de aireación superficial de la planta; las restantes temperaturas (35°, 40° y 45°C) fueron tomadas del comportamiento de la temperatura observado en el licor mezclado del RB-B de la planta en operación con el sistema de burbuja fina (SBF), durante el periodo Octubre del 2002 a Octubre del 2003. De igual manera, el planteamiento del diseño experimental se basó en la investigación sobre la evaluación del SBF del proceso de lodos activados de Petroquímica Morelos, realizada por Martínez *et al.*, (2003), así como en el trabajo experimental del efecto de la temperatura en reactores secuenciales batch (SBR) tratando efluentes de la industria de pulpa y papel, llevado a cabo por Morgan-Sagastume *et al.*, (2003).

Por otra parte, con objeto de evaluar el efecto de la temperatura sobre la pérdida de compuestos orgánicos volátiles en el reactor, y por ende, de la DQO volátil (IMTA, 2002), se dispuso operar un reactor abiótico durante el experimento, con las mismas condiciones que los reactores bióticos.

4.2.1 Pruebas en reactor de flujo continuo de mezcla completa (RFCTA) a nivel laboratorio (16 litros)

Se utilizaron 5 reactores de flujo continuo de mezcla completa (RFCTA) de 16 litros, cuyas principales características se muestran en la figura 4.2 y tabla 4.2, en donde también se muestran los volúmenes requeridos para la operación de los reactores.

Se utilizó agua residual generada de los procesos de producción de etileno, acetaldehído, óxido de etileno y glicoles, propileno, acrilonitrilo y polietileno de alta densidad de Petroquímica Morelos. El proceso productivo genera aproximadamente 6800 m³/d de agua residual, equivalente a 13 td de masa de contaminantes medida como DQOs.

Se colectaron cada sexto día 200 litros de agua residual de la salida de las fosas de igualación FI-4501 A/B de la sección de tratamiento primario de la planta, y fueron

mantenidos a temperatura ambiente en el interior del laboratorio de control ambiental de la misma instalación.



Fig. 4.2 Montaje del reactor de flujo continuo de tanque agitado

Tabla 4.2 Características principales del reactor (RFCTA) y aditamentos

Material de construcción	Acrílico	Espesor: 6mm
Dimensiones	Ancho	12 cm
	Altura	35 cm
	Largo	56 cm
Volúmenes y niveles	Nivel mínimo	14.2 cm
	Nivel máximo	14.5 cm
	Volumen de operación	14.5 cm
Calentadores	Calentadores Mca. Regent Mod. RH 3000 de 300 W, 110 v y 60 Hz.	2 Resistencias por reactor

Fueron requeridos aproximadamente 230 L/semana. El afluente fue caracterizado y preparado para alimentar a los 5 reactores. De manera paralela se adicionó fosfato diamónico y una solución de urea como nutrientes, para una relación DQO: N: P 100:5:1., la cual es usada en la planta en operación.

Durante el experimento (10 días después del inicio: 01/Feb-04), debido a la salida de operación de la planta de Acetaldehído, se tuvieron que almacenar 2.2 m³ de agua residual

en 3 contenedores cerrados de polietileno de alta densidad, manteniéndolos bajo techo a temperatura ambiente en el interior del edificio del Laboratorio de Control Ambiental de Petroquímica Morelos, con objeto de llevar a cabo el experimento con dicha corriente, ya que contiene una gran cantidad de compuestos orgánicos volátiles, y además representa el 45 % de la carga orgánica al sistema de tratamiento. En este sentido, se tomaron en cuenta las acciones y consideraciones que llevó a cabo el IMTA (2002), al presentársele una situación similar en su estudio de pre-tratabilidad de las aguas residuales del complejo Pajaritos, en los complejos petroquímicos de La Cangrejera y Morelos.

El agua fue caracterizada antes y al inicio del recambio para alimentar a los 5 reactores, a fin de registrar posibles cambios del agua almacenada.

La biomasa usada como inóculo (14.5 litros/reactor) fue tomada el 21 de Enero del 2004 de la salida de licor mezclado del reactor RB-B al clarificador secundario (CL-4501 B) de la planta en operación, siendo adicionada inmediatamente a los reactores de acrílico escala laboratorio de 16 L de capacidad. Los lodos fueron aireados durante 1 día a la temperatura existente en el reactor en operación de la planta (35°C), mismos que registraron una concentración de 2110 mg/L de sólidos suspendidos volátiles (SSV).

El efluente de cada reactor fue captado en botellas de plástico de alta densidad de 20 litros para los análisis fisicoquímicos.

4.2.2 Determinación de condiciones de operación del reactor de flujo continuo

El tratamiento secundario de efluentes de Petroquímica Morelos está integrado por dos reactores biológicos (RB A/B) de 15,000 m³ de capacidad cada uno, dividido en tres cámaras cada reactor. De octubre del 2002 a Diciembre del 2003, la sección de tratamiento biológico operó el RB-B (3 cámaras de 5000 m³ cada una), con un flujo de aproximadamente 6800 m³/d, equivalente a 2.2 días de tiempo de retención hidráulico (TRH). Es importante señalar que el tiempo de retención celular (TRC), no es un parámetro de control operacional de la actividad de los lodos en la planta, motivo por el cual no fue tomado en cuenta en la prueba experimental. El diseño del reactor de la planta de Petroquímica Morelos, está basado en las especificaciones impuestas por las autoridades, sobre todo para el parámetro de la DBO₅, en el que la calidad del efluente depende del consumo de la DBO soluble, en función del tiempo.

Con base en estos datos, los 5 reactores de 14.5 litros en flujo continuo fueron operados con un TRH de 2.2 días.

4.2.3 Distribución de las temperaturas para el diseño experimental

El diseño experimental del trabajo de investigación fue de un factor (temperatura) con 4 niveles: 3 reactores bióticos con temperaturas de 35°, 40° y 45°C, con un reactor biótico testigo (RT) a 30°C. Asimismo, se instaló un reactor abiótico (RA) a 35°, 40° y 45°C (Tabla 4.3), con objeto de evaluar y comparar el origen de la remoción de la DQO y el efecto de la temperatura, ya que el agua residual de Petroquímica Morelos presenta una gran cantidad de compuestos orgánicos volátiles, que una fracción muy importante son eliminados en los reactores biológicos por efecto de la aireación y la temperatura (COMINSA, 1998; IMTA, 2002)

La temperatura inicial establecida en los reactores 1 (R1), 2 (R2) y 3 (R3) fue de 35°C, debido a que se registró este valor en el RB-B de la planta en operación, al momento de tomar la biomasa para inocular los equipos experimentales.

Tabla 4.3 Distribución de las temperaturas en los reactores

Reactor 1 (R1)	Reactor 2 (R2)	Reactor 3 (R3)	Reactor testigo (RT)	Reactor abiótico (RA)		
45°C	40°C	35°C	30°C	35°C	40°C	45°C

4.2.4 Operación de los reactores

La operación de los reactores fue establecida con 2.2 días de TRH, y con un flujo de 4.7 ml/min. Se tenía un recipiente de 200 litros de agua residual a temperatura ambiente y bajo sombra como afluente común a los 5 reactores, así como 5 recipientes independientes para coleccionar el efluente. Se realizaron análisis del afluente cada tercer día para observar cambios en su composición. Se tomaron muestras todos los días del licor mezclado y del efluente de los R1 al R4, para evaluar y observar las respuestas de los parámetros indicados en la tabla 4.4. En el RA solo se analizó la DQOs del efluente diariamente.

El periodo de experimentación en los reactores bióticos tuvo una duración de 47 días, y de 60 días el reactor abiótico: 21 de Enero al 21 de Marzo del 2004.

Se tomó como criterio de ascenso de la temperatura en los reactores, el trabajo de Morgan-Sagastume *et al.*, (2003). En los reactores R1 y R2 se incrementó en un inicio la temperatura

2°C/día y, a partir del tercer día, el incremento fue de 1°C/día hasta alcanzar los 45°C (R1) y 40°C (R2), respectivamente (Figura 4.2).

Se tomaron las primeras dos semanas como tiempo para la estabilización de los reactores, con la finalidad de registrar condiciones de equilibrio en los mismos a la temperatura de interés, la cual fue mantenida durante el periodo experimental.

Se consideró tomar los datos de respuesta, a partir de la segunda semana de iniciado el experimento; sobre todo para los R1 y R2, a fin de evaluar el efecto de la temperatura sobre la tasa específica de crecimiento máximo (μ_{max}), mediante la concentración de los sólidos suspendidos volátiles (SSV), la degradación de la materia carbonácea medida en términos de DQOs, la concentración del nitrógeno amoniacal (N-NH₃) y fósforo total (P-total), los sólidos suspendidos totales en el efluente, las características de sedimentación del lodo, así como la composición de compuestos orgánicos volátiles en el efluente.

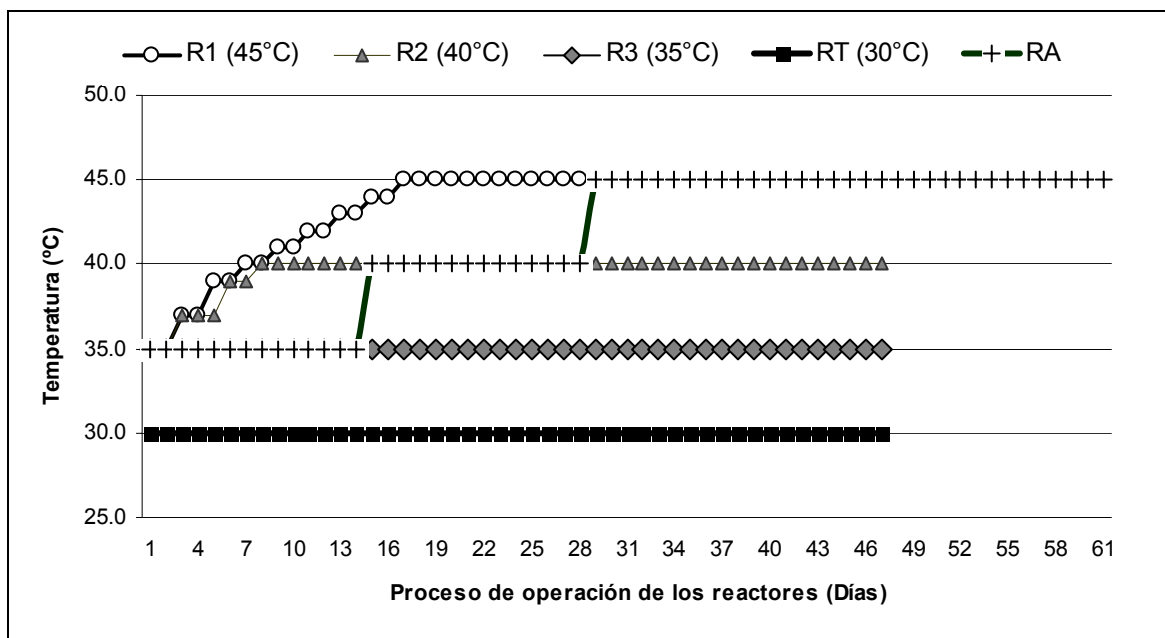


Fig. 4.3 Perfiles de temperatura de los 5 reactores (RFCTA) durante el periodo experimental

4.2.5 Control de análisis del afluente, reactor y efluente

Para la comprobación experimental, se llevó a cabo el análisis a las aguas residuales del afluente, licor mezclado y efluente.

Se llevaron a cabo las determinaciones de la DQO soluble (DQO_S), DBO₅, SST, SSV, SS, temperatura, velocidad de utilización de oxígeno (VUO), conductividad, grasas y aceites, pH,

oxígeno disuelto (OD), observaciones microscópicas, índice volumétrico de lodos (IVL), nitrógeno amoniacal (N-NH₃) y fósforo total (P-total), conforme a los procedimientos indicados en la tabla 4.1 y al Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995) en el Laboratorio de Control Ambiental de Petroquímica Morelos, con la frecuencia indicada en la tabla 4.4. Asimismo, se empleó el método 8260 de EPA para la determinación de compuestos orgánicos volátiles mediante cromatografía de gases/espectrometría de masas (GS/MS) en el Laboratorio de Química de Petroquímica Pajaritos.

Tabla 4.4 Análisis a realizar para el monitoreo y control de los reactores experimentales

Análisis	Frecuencia	Muestra		
		Afluente	Licor mezclado	Efluente
DQOs mg/L	Diario	X		X
DBO ₅ mg/L	1 Semana	X		X
SST mg/L	Diario	X		X
SSV mg/L	Diario		X	X
SS mg/L	Diario	X	X	X
Temperatura °C	Diario	X	X	X
VUO mgO ₂ /min	Diario		X	
Conductividad uMhons/cm ²	Diario	X	X	X
G y A mg/L	1 Semana	X		X
pH	Diario	X	X	X
O.D. mg/L	Diario		X	
Observaciones microscópicas	Diario		X	
IVL mL/mg SSV	Diario		X	
Nitrógeno total mg/L	Diario	X		X
Fósforo total mg/L	Diario	X		X
Compuestos orgánicos volátiles ppb.	4 Análisis (Afluente y efluente por reactor)	X		X

4.2.6 Validación del modelo cinético sobre el crecimiento celular y la remoción de la materia carbonácea, afectada por la temperatura

Para evaluar el efecto de la temperatura en el consumo de sustrato y en la velocidad específica de crecimiento máxima (μ_{\max}), se empleó un modelo dinámico (Olsson *et al.*, 1999) con el fin de observar la variación de la DQOs y el crecimiento de biomasa como SSV (microorganismos heterótrofos en el reactor). Este modelo fue validado con los resultados de

DQOs del efluente de los reactores y comportamiento de los SSV en el reactor, obtenidos durante el periodo de experimentación.

Al modelo dinámico se le introdujo el efecto de la temperatura sobre μ_{\max} , en el coeficiente de muerte (k_d) en la ecuación (4.2), así como en el coeficiente de transferencia de oxígeno (kla) en la ecuación (4.3).

A la velocidad de consumo de sustrato (expresado como DQOs), se le introdujo el efecto de pérdida de compuestos orgánicos por evaporación (Rev), utilizando las ecuaciones (4.9) y (4.10), como se indica en la ecuación (4.1).

- Para la remoción del sustrato (DQOs):

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_f}{V} S_f - \frac{Q_o}{V} S - \frac{\mu_{\max}}{Y} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \left(\frac{C_{O_2}}{K_{OH} + C_{O_2}} \right) X + k_d (1 - f_n) X - Rev \quad (4.1)$$

- Para la biomasa (SSV)

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_r}{V} X_r - \frac{Q_o}{V} X + \mu_{\max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \left(\frac{C_{O_2}}{K_{OH} + C_{O_2}} \right) X - k_d X \quad (4.2)$$

- Para oxígeno disuelto

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = \frac{Q_f}{V} C_{O_{2f}} - \frac{Q_o}{V} C_{O_2} - \frac{\mu_{\max}}{Y_{O_2}} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \left(\frac{C_{O_2}}{K_{OH} + C_{O_2}} \right) X + kla (C_{O_{2sat}} - C_{O_2}) \quad (4.3)$$

En el sedimentador la variación de sólidos suspendidos se describe por las ecuaciones (4.4), (4.5) y (4.6), asumiendo que no hay pérdida de éstos por el vertedero.

$$\frac{dX_r}{dt} = \frac{Q_o}{V_s} X - \frac{Q_u}{V_s} X_r \quad (4.4)$$

Y

$$Q_o = Q_f + Q_r \quad (4.5)$$

$$Q_u = Q_w + Q_r \quad (4.6)$$

Donde:

μ_{\max} = velocidad específica de crecimiento máxima (d^{-1})

t = tiempo (d)

Q_f = caudal de entrada (l/d)

Q_r = caudal de reciclo (l/d)

Q_o = caudal combinado al reactor (l/d)

Q_u = caudal del fondo del sedimentador (l/d)

Q_w = caudal de purga de lodos (l/d)

S_f = DQO en el afluente (mg/L)

S = DQOs en el reactor (mg/L)

X = SSV en el reactor (mg/L)

V = 16 L (volumen del reactor)

V_s = 4.5 L (volumen del sedimentador).

f_n = fracción de inertes

Y = coeficiente de rendimiento de biomasa (mg biomasa producida/mg DQO consumida)

K_s = coeficiente de saturación de sustrato

k_d = coeficiente de muerte (respiración endógena)

k_{d20} = coeficiente de muerte a 20°C

$R_{ev} = k_{ev} * S$ = velocidad de volatilización ó evaporación de la DQO

k_{ev} = coeficiente de volatilización de la DQO en función de la temperatura

$$= k_{ev} 0.016 * T_w - 0.165 \quad (4.6a)$$

T_w = temperatura del agua residual en el reactor (°C)

X_r = SSV en el sedimentador (mg/L)

K_{OH} = coeficiente de saturación de oxígeno.

C_{O2f} = oxígeno disuelto en el afluente (mg/L)

C_{O2} = oxígeno disuelto en el reactor (mg/L)

C_{O2sat} = concentración de saturación O_2 (mg/L)

$P_b = P_{atm} + (h/10.33) * 1.033$ = presión a la salida del difusor

P_{atm} = presión atmosférica (kg/cm²)

h = 0.35, profundidad del reactor (m)

Y_{O2} = coeficiente de rendimiento de O_2 (mg biomasa producida/mg O_2 consumido)

Los valores utilizados a continuación para las cuatro temperaturas, se obtuvieron del presente trabajo experimental y de un trabajo previo (ABC, 1996):

$S = 2700.0$ mg/L

$Y = 0.69$ (mg biomasa producida/mg DQO consumida)

$K_s = 150$ mg/L (coeficiente de saturación de sustrato)

$Y_{O_2} = 2.1$ (mg biomasa producida /mg O_2 consumido)

$Co_{2f} = 0.3$ mg/L (concentración de O_2 en el afluente)

$\beta = 0.985$ (concentración de saturación de O_2 en el agua)

$P_{atm} = 760$ mm Hg = 1.033 kg/cm²

$C_{O_2sat} = ((0.0035 \cdot T_w^2) - 0.3355 \cdot T_w + 14.46) \cdot \beta \cdot ((P_b / 2.066) + 0.5)$; (corrección de la solubilidad del oxígeno por temperatura)

$K_{OH} = 0.45$ (mg/L)

$f_n = 0.1$ (fracción de inertes)

$k_d = 0.03$ d⁻¹ (velocidad de decaimiento heterotrófico a 20°C)

$$= k_d_{20} 1.05^{(T_w - 20)} \quad (4.7)$$

(Corrección del coeficiente de muerte por temperatura)

La siguiente ecuación se utilizó para corregir el coeficiente de transferencia de oxígeno (kla) por temperatura (Eckenfelder, 2000):

$$kla = kla_{20} \theta^{(T_w - 20)} \quad (4.8)$$

kla_{20} = coeficiente de transferencia de oxígeno a 20°C (d⁻¹) = 6.0/hr

θ = factor de corrección de temperatura = 1.02

Para evaluar el efecto de la temperatura en la velocidad de evaporación de compuestos orgánicos expresados como DQOs, tiene la siguiente ecuación:

$$Rev = k_g \cdot (S - S_a) \quad (4.9)$$

donde:

S = conc. en el líquido (DQO) en mg/L

S_a = coc. en el aire = 0 (mg/L)

k_g = coeficiente global de transferencia de masa en función de T_w

$$k_g = 0.016 \cdot T_w - 0.165 \text{ (d}^{-1}\text{)} \quad (4.10)$$

Como se observa, el sistema dinámico se compone de cuatro ecuaciones diferenciales no lineales presentadas (4.1 a 4.4), que se resolvieron mediante el método de Runge-Kutta.

V. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1 Respuesta de los reactores experimentales bióticos en función de la temperatura

La tabla 5.1 sintetiza las condiciones del afluente común a los 5 reactores durante la prueba experimental.

Tabla 5.1 Características del afluente durante la prueba experimental

Parámetro	Unidad	Concentración promedio y desviación estándar
DQOs	mg/L	3073.0 ± 334.7
N-NH ₃	mg/L	51.6 ± 28.4
P-total	mg/L	56.9 ± 35.1
SST	mg/L	32.3 ± 4.5

Por otro lado, la tabla 5.2 resume las condiciones de operación y respuesta de los 4 reactores bióticos con los principales parámetros de control monitoreados, tanto en el licor mezclado, como en el efluente. Los resultados reportados son valores promedio, junto con la desviación estándar de las observaciones experimentales.

Tabla 5.2 Condiciones de operación y respuesta de los 4 reactores (valores promedio y desviación estándar)

Reactor	Licor mezclado						Efluente				
	DQOs (mg/L)	SSV (mg/L)	O.D. (mg/L)	VUO (mgO ₂ /min)	IVL (mL/mg)	F/M	DQOs (mg/L)	Remoción (%) DQOs	N-NH ₃ (mg/L)	Remoción (%) N-NH ₃	SST (mg/L)
R1^(a) (45°C)	1,041.7 ± 232.9	1,042.5 ± 387.1	3.5 ± 1.1	0.32 ± 0.13	160.0 ± 86.5	1.6 ± 0.6	1045.1 ± 287.9	66.0 ± 9.5	28.0 ± 15.0	46.5 ± 17.8	131.2 ± 98.8
R2^(b) (40°C)	609.4 ± 249.36	1,550.1 ± 254.0	2.92 ± 0.80	0.37 ± 0.10	108.3 ± 66.98	0.93 ± 0.21	582.2 ± 215.5	81.4 ± 5.6	45.2 ± 43.4	51.7 ± 25.4	143.6 ± 123.6
R3 (35°C)	459.6 ± 200.0	1,980.7 ± 395.0	2.95 ± 0.91	0.42 ± 0.09	144.3 ± 96.47	0.72 ± 0.15	399.8 ± 185.2	86.8 ± 6.3	39.2 ± 51.9	81.0 ± 15.2	69.8 ± 44.8
RT (30°C)	404.0 ± 159.9	2,938.1 ± 391.0	2.86 ± 0.79	0.47 ± 0.09	147.9 ± 82.3	0.48 ± 0.10	330.8 ± 106.0	89.0 ± 3.4	32.6 ± 41.9	79.8 ± 16.8	35.3 ± 19.6

(a) Desviación estándar (de 22 observaciones) calculadas de los datos obtenidos del día 18 al 39, a la temperatura de 45°C.

(b) Desviación estándar (de 39 observaciones) calculadas de los datos obtenidos del día 8 al 47, a la temperatura de 40°C.

Con base en esta tabla, se puede observar que los R1 y R2 que operaron a 45° y 40°C, registraron una elevada concentración de la demanda química de oxígeno soluble (DQOs) y baja concentración de los sólidos suspendidos volátiles (SSV) en el licor mezclado, lo que originó un valor alto de la relación alimento/microorganismos (F/M). La respuesta a esta condición fue una baja remoción de la materia carbonácea y del nitrógeno amoniacal, y un valor alto de sólidos suspendidos totales (SST) en el efluente. La DQOs en el efluente registró una remoción de 66.0 % en el R1 y de 81.4 % en el R2. Asimismo, la remoción del N-NH₃ en el efluente del R1 fue de 46.5 %, y 51.7 % en el efluente del R2; en tanto que la concentración de SST en los efluentes de los R1 y R2 fue de 131.2 y 143.6 mg/L de SST, respectivamente.

Por su parte, los R3 y RT, los cuales operaron a 35° y 30°C, respectivamente, registraron mejores condiciones de operación y respuestas en el efluente; con valores promedio de remoción de la DQOs de 86.8 %, y 89.0 %, y de 81.0 % y 79.8 % para el N-NH₃, así como valores bajos de SST de 69.8 y 35.3 mg/L, respectivamente.

5.1.1 Efecto sobre la velocidad del crecimiento celular y remoción de la materia carbonácea (DQOs)

Las figuras 5.1 y 5.1bis muestran el comportamiento de los SSV y la DQOs en el licor mezclado para los 4 reactores durante el periodo de experimentación.

En las primeras dos semanas, durante el tiempo de incremento gradual de la temperatura de 35° a 45°C para el R1 (Fig.5.1a), la concentración de los SSV disminuye, aunque la eficiencia de remoción de la materia carbonácea se mantiene, al igual que la DQOs en el efluente. Al aumentar la temperatura, se incrementa la velocidad específica de crecimiento máximo (μ_{max}), lo que incrementa la degradación, por lo que la DQOs continúa disminuyendo hasta que se alcanza una concentración estable de 347.0 mg/L a la temperatura de 40°C. Sin embargo, al continuar en ascenso la temperatura hasta alcanzar y mantenerse los 45°C, la actividad de los microorganismos disminuye al pasar de una concentración de 2080 a 1000 mg/L de SSV, equivalente a una reducción del valor de μ_{max} de 0.71 a 0.55 (Figura 5.2a), por lo que la DQOs del efluente, tiende a incrementarse.

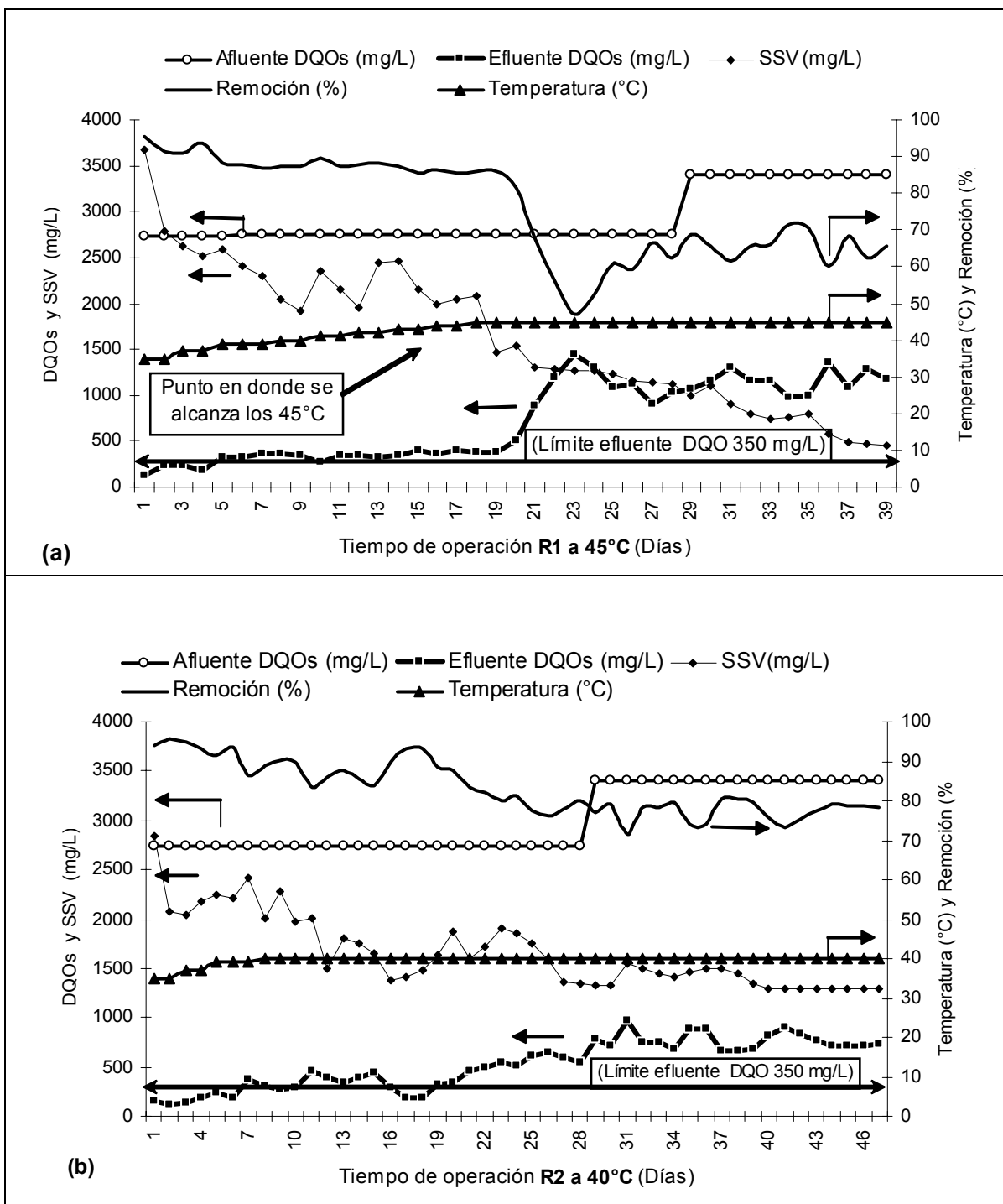


Fig. 5.1 Comportamiento de la DQOs, SSV y remoción de la DQOs en función de la temperatura en los reactores R1 a 45°C(a) y R2 a 40°C (b)

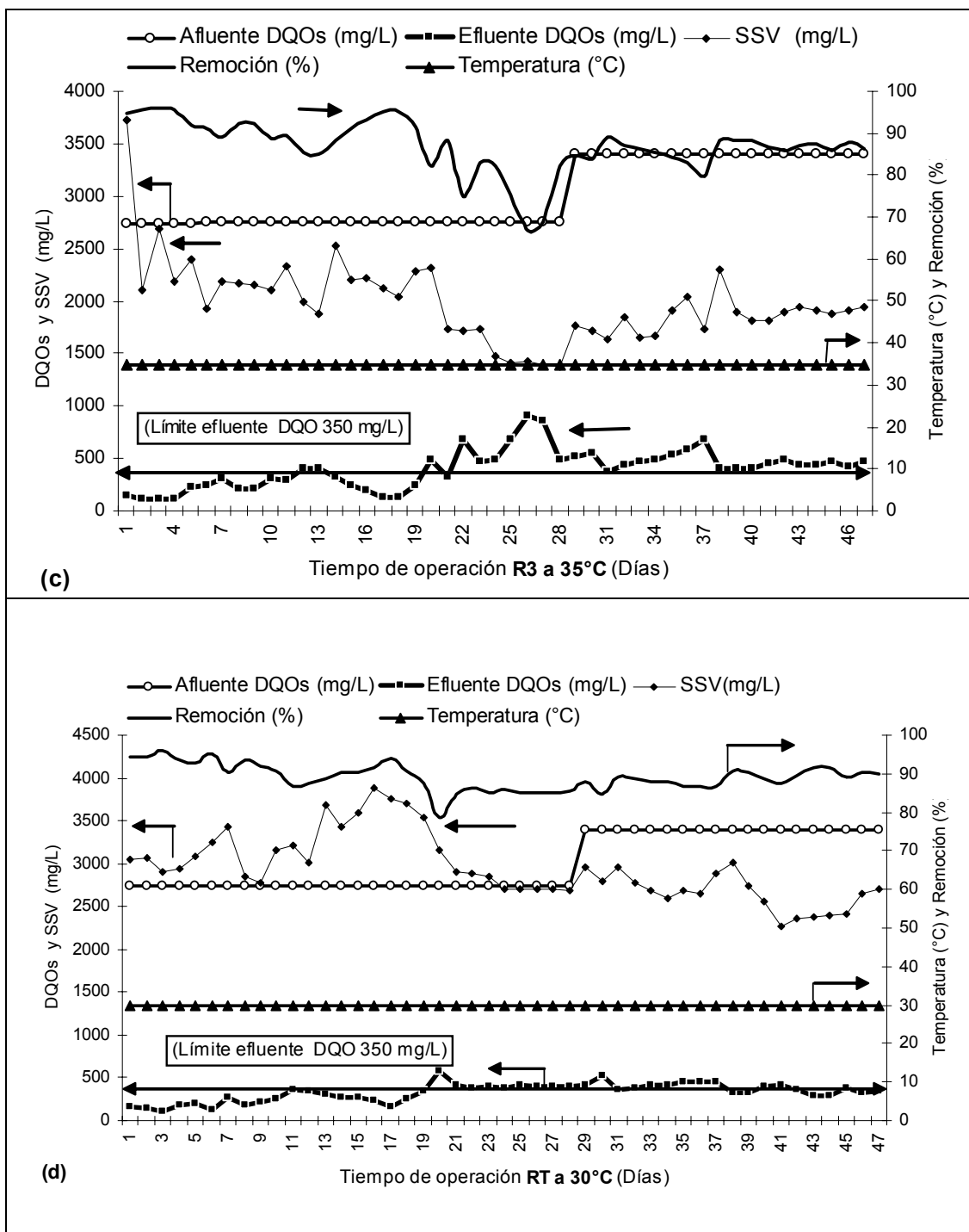


Fig. 5.1 bis. Comportamiento de la DQOs, SSV y remoción de la DQOs en función de la temperatura en los reactores R3 a 35°C (c) y RT a 30°C (d)

Se puede observar que a partir del punto en donde la temperatura alcanza los 45°C (Figura 5.1a), los SSV caen sin poder recuperarse hasta un valor de 450 mg/L, provocando que la

DQOs en el efluente aumente en valores promedio de 1153 mg/L, con una eficiencia de remoción de 63 %.

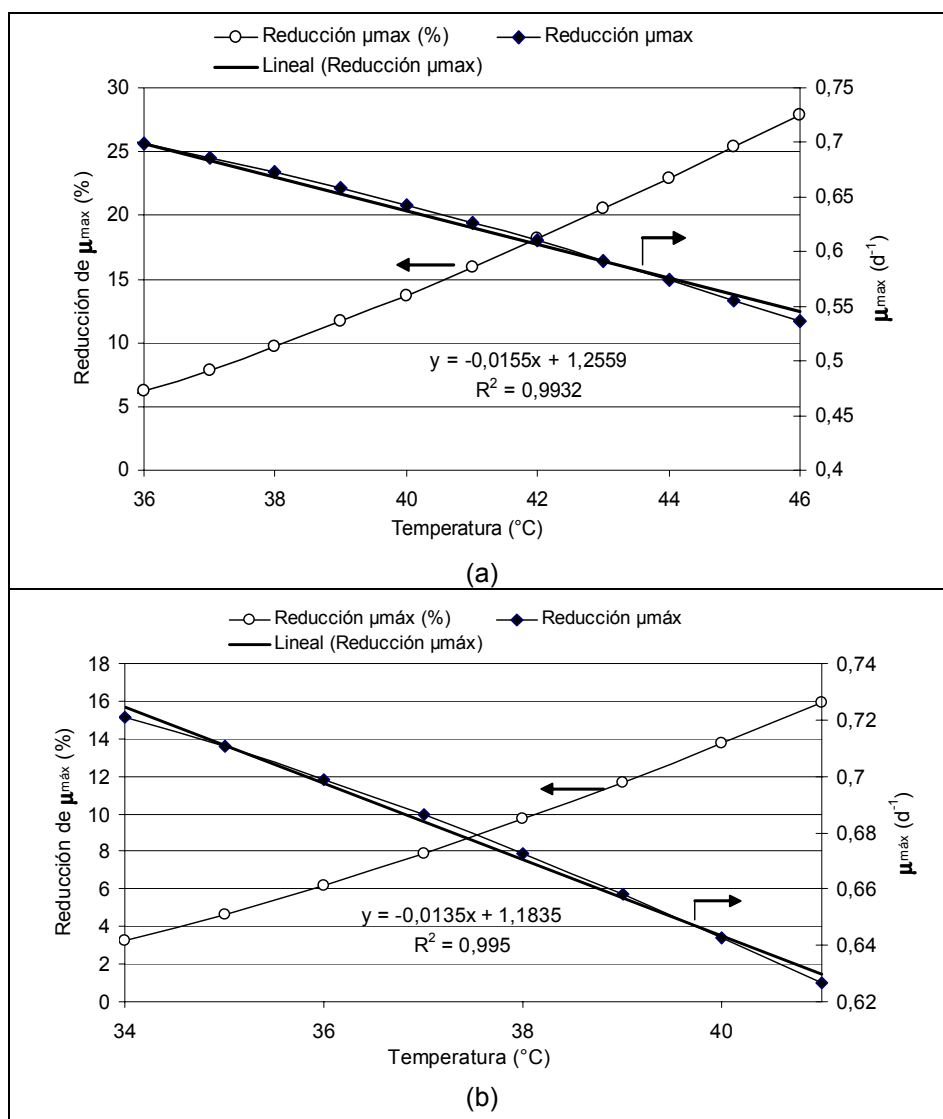


Fig. 5.2 Reducción de la velocidad específica de crecimiento maximo (μ_{\max}) en función de la temperatura del R1 a 45°C (a) y R2 a 40°C (b)

Asimismo, se registró un valor promedio de producción de lodos ($\Delta X_v = -17$) negativo y la relación F/M fue de 1.6. El tiempo de retención celular (SRT) fue de 1.26 (d), aunque a partir del día 33, fue inferior a 1, hasta llegar a 0.41 en el día 39.

Con respecto al R2, figura 5.1b, en las primeras tres semanas los SSV registraron una tendencia gradual a la baja, y la DQOs en el efluente se mantuvo en valores promedio de 332.0 mg/L.

A partir de este periodo, se observa un aumento de la DQOs en el efluente; la remoción se mantiene en valores del 77.7 % en promedio, a pesar de registrarse una reducción del 20 % en la concentración de SSV con respecto a la primera semana de experimentación. Con base en la ecuación obtenida (para μ_{\max}), la velocidad específica de crecimiento máxima (μ_{\max}) se redujo solo 13.7 %, al pasar de un valor de μ_{\max} de 0.7105 a 35°C, a 0.6428 a 40°C (Figura 5.2b).

En este contexto, el R2 operado a 40°C, registra un mejor desempeño en la remoción de la DQOs, que el R1 operado a 45°C, debido a que los microorganismos medidos como SSV, mantuvieron una concentración superior en 507.0 mg/L respecto al R1, debido al efecto de una menor temperatura, lo que contribuyó a mantener una mejor relación F/M de 0.93 contra 1.6 del R1. Así mismo, el R2 registró un tiempo de retención celular (SRT) de 1.85 (d), valor superior en 31.8 % al observado en el R1.

En ambos casos, los valores de DQO registrados en el efluente, superan el límite de control interno establecido (350 mg/L), para poder cumplir con las especificaciones del valor de la DBO₅ (150 mg/L) para las características del agua residual tratada.

Este comportamiento concuerda con los valores bajos de remoción de la DQOs (66.9±5 %) obtenidos por Morgan-Sagastume *et al.*, (2003) en un reactor secuencial batch (SBR) a la misma temperatura, y de disminución de la actividad biológica obtenida por Singh, *et al.*, (2003), así como de reducción de la μ_{\max} , de acuerdo con los modelos secundarios de crecimiento bacteriano afectados por la temperatura (Whiting y Buchanan, 1994; Zwietering *et al.*, 1991; Heitzer, *et al.*, 1991; Ratkowsky *et al.*, 1991; Neidhardt, *et al.*, 1990).

El R3 operado a 35°C, registró una remoción de la DQOs del 86.8±6.3 %, con una concentración promedio de 1,989.7±395.0 mg/L de SSVLM y de 399.8±185.2 mg/L de DQO en el efluente (Figura 5.1bis c), por lo que la relación F/M fue de 0.72±0.15. Asimismo, el R3 registró un tiempo de retención celular (SRT) de 2.53 (d), valor mayor en 100 y 26.4 %, con respecto a los R1 y R2, respectivamente.

Por su parte, el RT operado a 30°C, presentó el mejor comportamiento como se observa en la tabla 5.2 y figura 5.1bis d, al registrar una remoción de la materia carbonácea del 89.0±3.4 %; con una concentración promedio de 2,938.1±391.0 mg/L de SSVLM y de 330.8±106.0 mg/L de DQO en el efluente. Como puede observarse, este reactor registró la menor variabilidad en las condiciones de operación. La relación F/M fue de 0.48±0.10 y el tiempo de

retención celular (SRT) fue de 4.23 (d), que contrasta con los datos observado en los R1 y R2.

Por su parte, el RT es el único que registra valores de DQO en el efluente por debajo del límite de especificación de las condiciones particulares de descarga de Petroquímica Morelos (Figura 5.1bis d).

5.1.2 Efecto sobre las características de sedimentación del lodo

La tabla 5.3 muestra los resultados de las características de sedimentación del lodo de los 4 reactores. Como se puede observar, a temperaturas de 45° y 40°C en los R1 y R2 el valor de F/M fue alto, lo que influyó en las características de sedimentación del lodo con un valor elevado de SST y sólidos sedimentables (SS) en el efluente. El índice volumétrico de lodo (IVL) se mantuvo estable en el tiempo, aunque se esperaba un valor mayor de acuerdo con lo que se ha observado en la planta en operación.

Por otra parte, el RT fue el que mejor desempeño mostró al no registrarse SS en el efluente.

Tabla 5.3 Características de sedimentación del lodo para los 4 reactores (valores promedio y desviación estandar)

Reactor	F/M	IVL (mL/mg SSV)	VSZ (cm/min)	SSe (ml/L)	SDT en el reactor (mg/L)
R1^(a) (45°C)	1.6 ± 0.6	160.0 ± 86.5	3.3 ± 1.8	1.84±8.5	2211.1±725.6
R2^(b) (40°C)	0.93 ± 0.21	108.3 ± 66.98	2.38 ± 1.4	4.98±9.8	1906.5±686.1
R3 (35°C)	0.72 ± 0.15	144.3 ± 96.47	3.2 ± 2.4	1.2±2.8	1574.6±508.1
RT (30°C)	0.48 ± 0.10	147.9 ± 82.3	1.86 ± 1.03	0.0	1540.8±479.6

(a) 22 observaciones calculadas de los datos obtenidos del día 18 al 39, a la temperatura de 45°C.

(b) 39 observaciones calculadas de los datos obtenidos del día 8 al 47, a la temperatura de 40°C.

Como se puede observar en la tabla 5.3, a temperaturas de 45°, 40° y 35°C, la VSZ es más alta como valor promedio para las tres temperaturas (3.1 cm/min), que el valor promedio de 1.86 cm/min en el RT. En el caso de los SDT, éstos fueron mayores en los R1 y R2.

La figura 5.3 muestra los resultados del comportamiento del IVL y la velocidad de sedimentación por zonas (VSZ), en los 4 reactores. Como se puede observar para el caso del R1 de la figura 5.3a, a partir del día 18 al 24, el IVL aumentó, con valores promedio de 276.0 mL/mg SSV, y con VSZ de 5.6 cm/min. Se observa que no se alcanza el estado

estacionario debido a que los microorganismos se están muriendo por las altas temperaturas, por lo que son lavados del reactor, por eso tiende a caer tanto el IVL como la VSZ.

Esto es debido al efecto de la temperatura sobre la constante de velocidad biocinética k , lo que origina que a temperaturas elevadas, el lodo se disperse como ocurre en las plantas de pulpa y papel (Eckenfelder, *et al.*, 1995; Tripathi *et al.*, 1999; Morgan-Sagastume *et al.*, 2003).

El R2 y el R3 registraron variaciones en el tiempo conforme el IVL disminuyó (Figura 5.3b y c). Al comparar estos dos reactores, la VSZ es mayor en el caso de 35 °C y se tiene el menor IVL, que para 30° y 40 °C, por lo que a 35 °C se está más cerca de las condiciones óptimas.

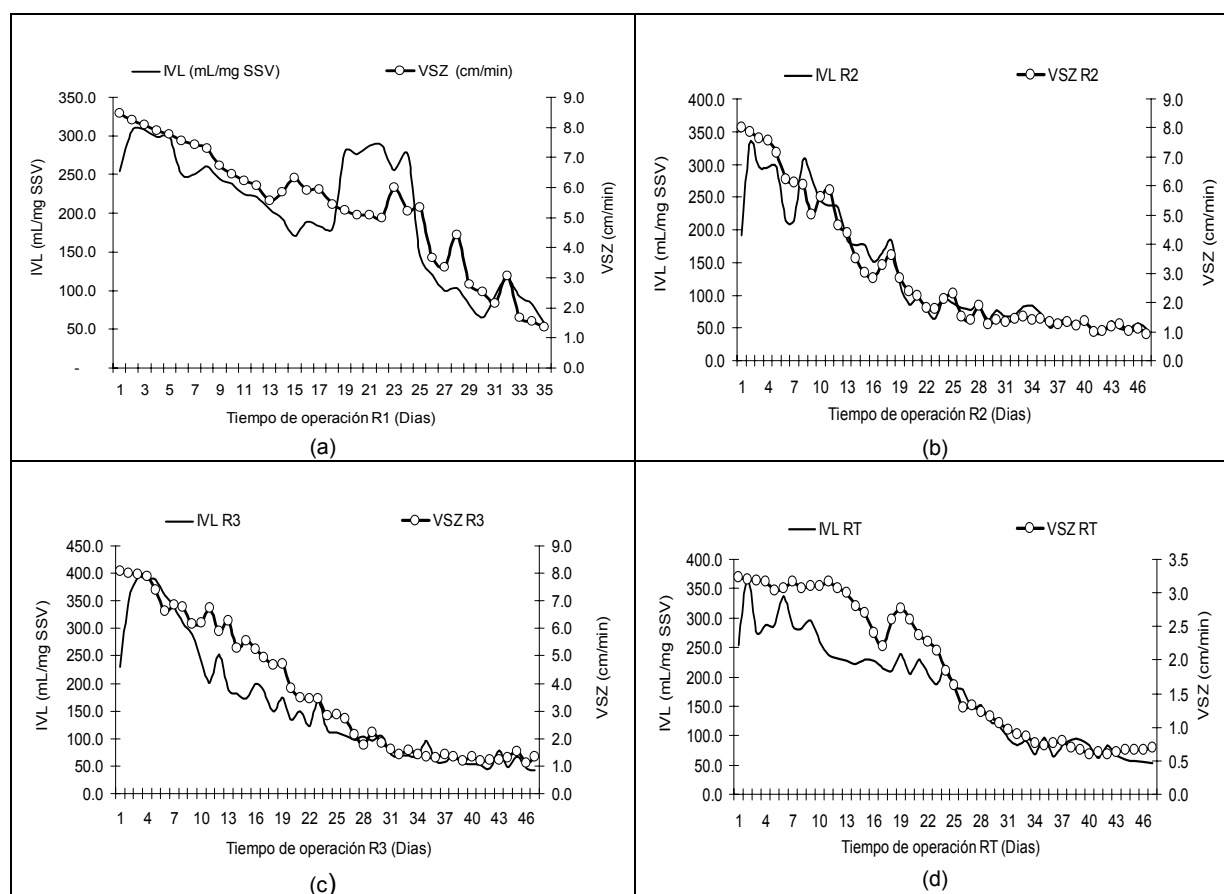


Fig. 5.3 Relación entre el índice volumétrico de lodos (IVL) y la velocidad de sedimentación por zonas (VSZ) de los R1 (a), R2 (b), R3 (c) y RT (d).

En este sentido, los datos obtenidos de IVL y VSZ para los R1, R2 y R3 (Tabla 5.3 y Figura 5.3a,b,c), concuerdan con los valores reportados en SBR operados a 35°-45°C (IVL =120-210 mg/L) y con los valores de VSZ (2 cm/min) para aguas residuales de pulpa y papel, datos obtenidos por Morgan-Sagastume *op.cit.*, así como con el hecho de que esta pobre sedimentación de los lodos biológicos por efecto de la temperatura, aumenta la concentración de SS en el efluente (Carpenter, *et al.*, 1968; Cocci *et al.*, 1998 y Singh *et al.*, 2003). En este orden, también se observaron cambios en la coloración del lodo y la presencia de organismos filamentosos en los R1 y R2.

Como se observa en la figura 5.3d y tabla 5.3, el RT fue el que mostró menor variación en las características de sedimentación del lodo, sin causar efectos en el efluente. El IVL y la VSZ a partir del día 17, alcanzan la condición de equilibrio, dando como resultado que el lodo flocule en el clarificador del reactor experimental, y no se registre SS en el efluente.

Tripathi *et al.*, (1999) analizaron las variaciones de temperatura de 30° a 35°C y de 40° a 45°C en el verano, y menores a 35°C antes del invierno, concluyendo que estas variaciones inducen cambios en la estabilidad del sistema; así mismo, que la desestabilización estacional brusca, fuerza al sistema a trabajar en el límite del tratamiento, afectando las especificaciones de la descarga, lo cual concuerda con lo observado en los valores altos de SS en los efluentes de los R1, R2 y R3 del presente trabajo.

De esta manera, observaciones de deterioro de la sedimentación del lodo por efecto de la temperatura, han sido registradas en diversas plantas de diferentes procesos industriales. Sin embargo, no han sido sistemáticamente estudiadas, y no se han reportado los decrementos de la biomasa, así como los incrementos en los niveles de sólidos suspendidos en el efluente y la variabilidad de los parámetros de sedimentación del lodo (Lee *et al.*, 1975; Barr *et al.*, 1996; Tripathi, *et al.*, 1999).

Por otra parte, al analizar el por qué el IVL y las VSZ en los R3 y RT tiene la misma tendencia que los R1 y R2, se observó que los sólidos disueltos totales (SDT) pudieran estar registrando un efecto en las características de sedimentación del lodo. En este estudio, no fue posible observar claramente el efecto directo de la temperatura, debido a que no se evaluó las consecuencias de adicionar constantemente una concentración de sosa cáustica grado analítico en el agua residual para ajustar el pH. Los SDT se fueron acumulando dentro de los 4 reactores, alcanzando concentraciones pico en los días 31 al 35 (Figura 5.4).

Debido a que no se usa sosa caústica de éste grado para neutralizar el afluente de la planta en operación, induce a señalar a los SDT como el factor que introdujo una distorsión en el experimento, ya que el efecto de la alta temperatura sobre las características de sedimentación en la planta en operación ha sido registrado.

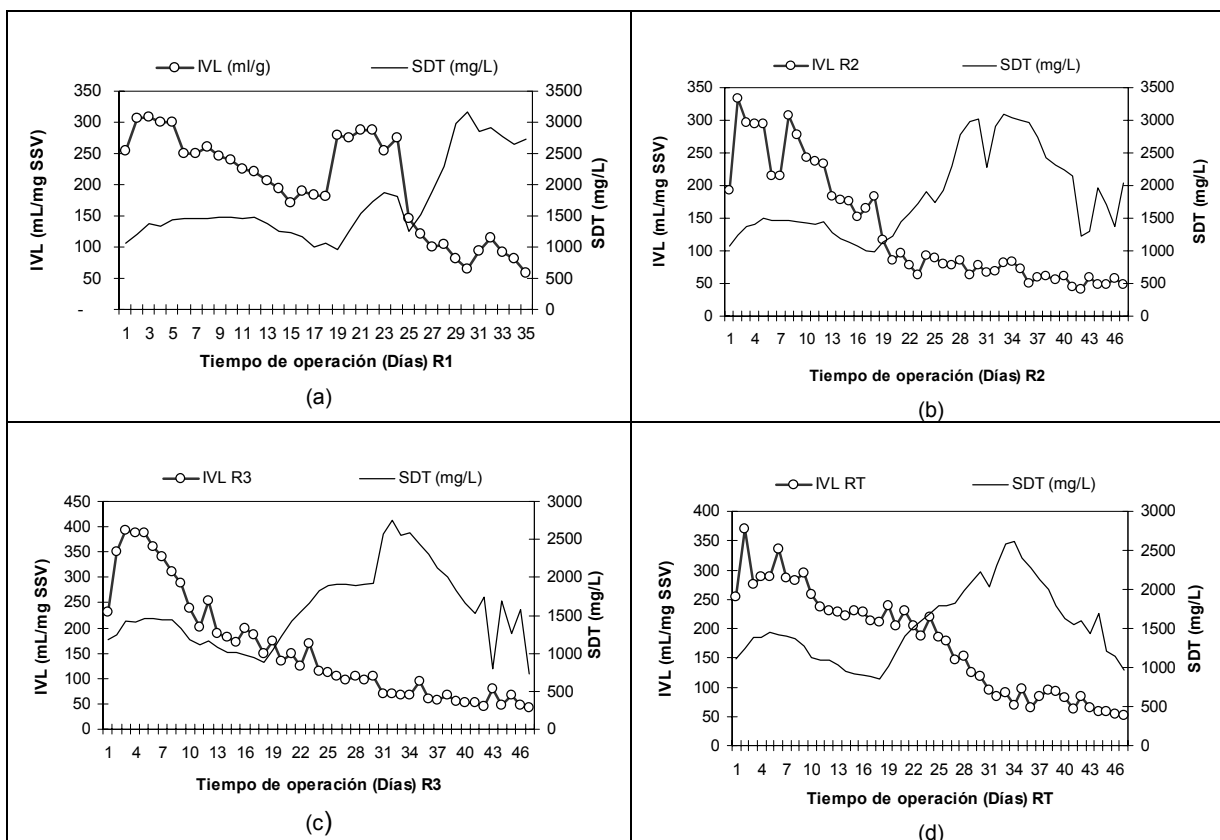


Fig. 5.4 Relación entre el índice volumétrico de lodos (IVL) y los sólidos disueltos totales (SDT) en los R1 (a), R2 (b), R3 (c) y RT (d)

La figura 5.5 muestra los resultados de los sólidos suspendidos totales (SST) en el efluente para los 4 reactores.

Como se puede observar, los R1 y R2 registraron la mayor variabilidad en las primeras dos semanas, y la concentración promedio más alta de SST en el efluente (131.2 ± 98.8 y 143.6 ± 123.6 mg/L, respectivamente), siendo el resultado muy cercano al límite de la especificación requerida (línea continua) en las condiciones particulares de Petroquímica Morelos para este parámetro.

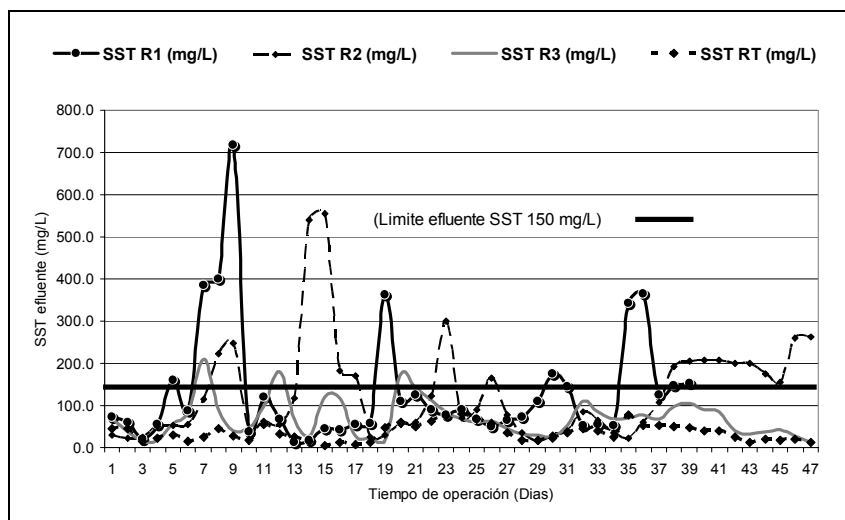


Fig. 5.5 Comportamiento de los SST en el efluente de cada uno de los 4 reactores bióticos a lo largo del periodo experimental

Estos resultados contrastan con los valores de SST de 69.8 ± 44.8 mg/L en el R3 y de 35.3 ± 19.6 mg/L para el RT, los cuales registraron menor variabilidad. Dichos resultados son coincidentes con los datos reportados en el trabajo de Morgan-Sagastume (*op. cit.*) para SBR a estas temperaturas (45° y 40°C : 45 a 180 mg/L de SST y menor a 25 mg/L a 35°C).

En este sentido, Lee *et al.*, (1975) y Barr *et al.*, (1996) establecen que los valores altos de SST en el efluente de las plantas de pulpa y papel, se deben a la pobre sedimentación del lodo provocada por los cambios de temperatura estacional, al pasar de 35° a 45°C .

5.1.3 Efecto sobre el consumo de oxígeno

El promedio de la concentración de oxígeno disuelto (OD) a temperaturas altas en los R1, R2 y R3 fue de $3.1 \text{ mgO}_2/\text{L}$, y de $2.89 \text{ mgO}_2/\text{L}$ en el RT (Figura 5.6).

Asimismo, los R1, R2 y R3 fueron los que registraron la mayor variación a lo largo del periodo de experimentación, como se muestra en la figura 5.6.

En este sentido, este efecto de variabilidad del OD es originado por la alta temperatura, la cual afecta el crecimiento de los microorganismos (Zwietering *et al.*, 1991), reduciéndolo. Dicha disminución en el crecimiento de la biomasa, produce el aumento en el oxígeno disuelto disponible, como se observa en el R1 (Tabla 5.2 y Figura 5.6a).

Es importante indicar que, para evaluar el efecto de la temperatura sobre el OD, se mantuvo el flujo de aire de 0.01 l/min para los 4 reactores. El hecho de registrarse una mayor concentración de OD en el R1, está ligado a la baja concentración de microorganismos (SSV de $1,042.5 \pm 387.1$ mg/L), de ahí el valor bajo de velocidad de consumo de oxígeno (VUO de 0.32 ± 0.13 mgO₂/min) en este reactor (Tabla 5.2 y Figura 5.6a), contra un valor de VUO de 0.47 ± 0.09 mgO₂/min en el RT, el cual registra la mayor concentración de microorganismos (SSV de $2,938.1 \pm 391.0$ mg/L).

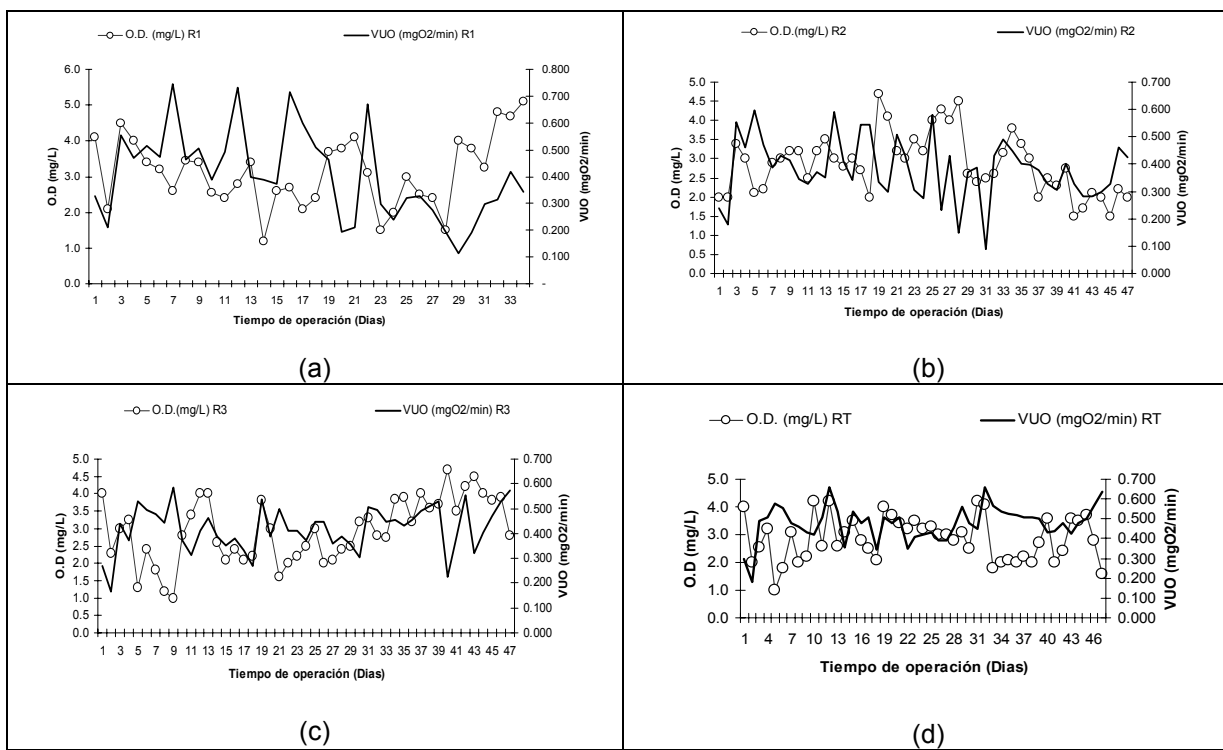


Fig. 5.6 Variación del oxígeno disuelto (OD) y la velocidad de consumo de oxígeno (VUO) en los R1 (a), R2 (b), R3 (c) y RT (d)

La velocidad de consumo de oxígeno obtenida en los R1 y R2, coincide con los datos obtenidos del trabajo experimental del IMTA (2002) en reactores discontinuo o batch para aguas residuales de tres instalaciones petroquímicas, los cuales registraron valores que varían entre 0.2 y 3 mgO₂/min.

En este contexto, si comparamos la VUO entre las 4 diferentes temperaturas, podemos observar que los reactores que operaron a 35°C y 30°C, registran las mayores tasas de consumo de oxígeno con 0.42 mgO₂/min y 0.47 mgO₂/min, respectivamente, que los R1 con

0.32 mgO₂/min y R2 con 0.37 mgO₂/min. Este resultado concuerda con lo obtenido por López Zavala *et al.*, (2004), quien al evaluar el efecto de la temperatura sobre la VUO, recomienda la medición de μ con base a la velocidad de consumo de oxígeno, en lugar de mecanismos de crecimiento o por la remoción de sustrato. Asimismo, estos autores encontraron al monitorear las tasas de consumo de oxígeno, y utilizar análisis de sensibilidad con técnicas de ajuste de curvas, que la temperatura afecta los parámetros cinéticos de las bacterias en el rango mesofílico y termofílico. Para el rango mesofílico, la constante de velocidad del material particulado hidrolizable (k_{He}) se incrementa rápidamente cuando se aumenta la temperatura, mientras que la constante de velocidad de la materia lentamente hidrolizable (k_{Hs}) se incrementa ligeramente con respecto a un valor alto de la temperatura. Esto sugiere que en el rango mesofílico, el proceso de hidrólisis de la materia orgánica fácilmente hidrolizable, es sensible a la temperatura.

Los resultados aquí obtenidos y contrastados con los registrados en los trabajos arriba citados, son muy importantes, ya que los cambios en la temperatura en los sistemas de aireación de lodos activados está relacionado con el coeficiente de temperatura (θ). Al ser mayor al establecido para condiciones de 20°C, el cual es de 1.02 para aguas residuales municipales (Ramalho, 1999) y de 1.03 para una variedad de aguas residuales industriales (Eckenfelder, 1995), y para altas temperaturas de 1.05, induce una mayor zona de aireación, mayor volumen del reactor, y por tanto, mayores costos de capital (Smith *et al*, 2003).

5.1.4 Efecto sobre la remoción del N-NH₃ y P-total

La figura 5.7 muestra el comportamiento del nitrógeno amoniacal (N-NH₃), el fósforo total (P-total) y los sólidos disueltos totales (SDT) en el efluente de los 4 reactores. Como se puede observar, los R1 y R2 registran en las primeras dos semanas de iniciado el experimento, valores altos de N-NH₃ en el efluente (100.0 mg/L en promedio), el cual posteriormente baja hasta alcanzar los 25.0 y 20.0 mg/L, respectivamente, al final del periodo.

Al comparar los resultados obtenidos en ambos casos, con los R3 y RT, se observa que para estos últimos, las concentraciones de N-NH₃ en el efluente fueron inferiores en las primeras dos semanas (75.0 mg/L en promedio) y al finalizar el periodo ambos reactores registraron un valor de 8.9 mg/L en el efluente.

La tabla 5.2 muestra la comparación de la eficiencia de remoción para el N-NH_3 en los 4 reactores, en ella se puede observar claramente que los R1 y R2 operados a alta temperatura, muestran menores eficiencias de remoción que los reactores R3 y RT, operados a 35° y 30°C , respectivamente, en los cuales a partir del día 25 del período de experimentación (Figura 5.7 c y d), la concentración de N-NH_3 en el efluente fue menor a 10.0 mg/L en el efluente.

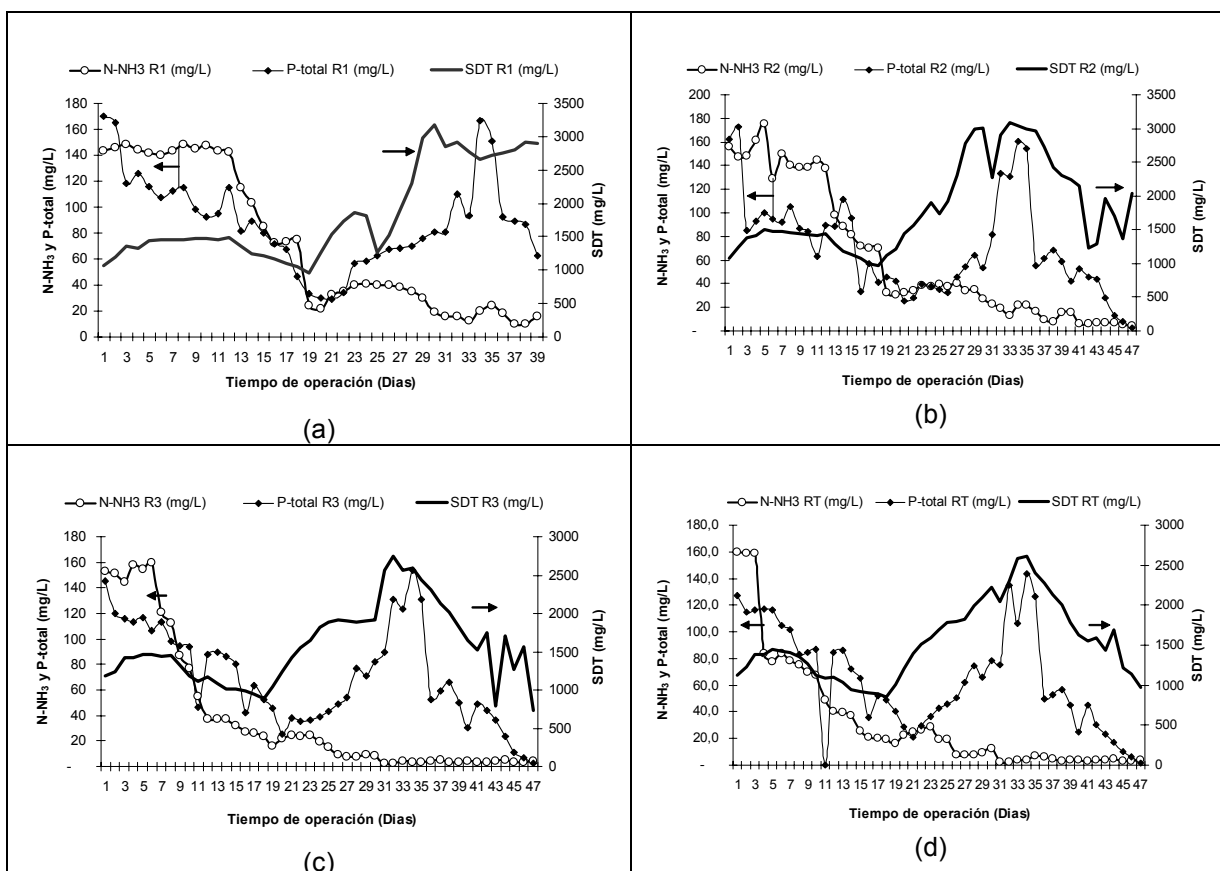


Fig. 5.7 Variación del nitrógeno amoniacal y fósforo total en el efluente y los SDT en el licor mezclado de los R1 (a), R2 (b), R3 (c) y RT (d)

La temperatura, como se ha comentado, tiene una influencia en el crecimiento de bacterias nitrificantes y en el tiempo de retención celular y, consecuentemente en la tasa de nitrificación; ya que las bacterias nitrificantes son sensibles a este factor (Gerardi, 2002; Eckenfelder, *et al.*, 1995). Esto es muy importante porque la tasa de nitrificación usualmente es expresada como kg de iones amonio oxidado por kg de SSVLM por día, y al reducirse la

concentración de microorganismos por efecto de la alta temperatura como en los R1 y R2, es previsible que se registren valores altos de N-NH_3 en el efluente, al inhibirse la nitrificación. En este sentido, el comportamiento de los R1 y R2, concuerdan con los resultados obtenidos por Fernández-Polanco *et al.*, (1994) en el que se establece que la actividad y concentración de las bacterias nitrificantes sobre la concentración de amonio libre, está en función de la temperatura, pH, concentración de amonio y biomasa nitrificante, y que el oxígeno y la temperatura son parámetros claves en el proceso de nitrificación produciendo dos efectos opuestos: activación de las bacterias e inhibición del amonio libre.

Por otro lado, el fósforo total (P-total), no mostró cambios significativos en su comportamiento a lo largo del periodo de evaluación de los 4 reactores (Figura 5.7 y tabla 5.4). No obstante, al relacionar el fósforo total y los sólidos totales disueltos, ambos parámetros registran en mismo comportamiento, así como las concentraciones pico a partir del día 31 al 35 en los 4 reactores. La adición de mayor de sosa cáustica para neutralizar el pH del agua residual, fue la causa de este comportamiento. Este efecto resulta muy interesante, ya que corrobora que las sales y la temperatura originan un efecto sobre la remoción del fósforo, generándose un proceso de acumulación de fósforo en el licor mezclado. Este efecto, también está ligado a lo expresado por Martínez *et al.*, (1991), quienes indican que la liberación del fósforo en el efluente, está relacionada a la demanda de fósforo para remover la DQO, conforme aumentó la temperatura.

En la tabla 5.4 se puede apreciar claramente que en el R1 y R2, la concentración de SDT es mayor al compararla con los R3 y RT, operados a 35°C y 30°C , respectivamente.

El R1 registró un valor ligeramente por arriba del resto de los reactores, en virtud de liberarse el fósforo ya que no es usado para la síntesis de proteínas por el decremento en la concentración de microorganismos

Tabla 5.4 Concentraciones de fósforo total y SDT de los 4 reactores como promedio aritmético y desviación estándar

Reactor	P-total efluente (mg/L)	SDT en el reactor (mg/L)
R1	74.7±35.1	2211.1±725.6
R2	62.5±37.5	1906.5±686.1
R3	70.7±38.5	1574.6±508.1
RT	65.7±38.2	1540.8±479.6

Este comportamiento puede tener relación con lo expresado Baetens, *et al.*, (1999), quienes discuten la influencia de la temperatura en la remoción biológica del fósforo a temperaturas de 20°, 15°, 10° y 5°C, en la que concluyen que en periodos largos, la temperatura provoca cambios sobre la estequiometría y cinética de los diferentes procesos involucrados. Sin embargo, no se ha reportado estudios que relacionen el efecto de la alta temperatura y las sales en la remoción biológica del fósforo.

5.2 Remoción de la DQOs por efecto de agotamiento (o volatilización) y la temperatura en el reactor abiótico (RA)

La figura 5.8 muestra los porcentajes de remoción de la DQOs en el reactor abiótico (RA) operado a diferentes condiciones de temperatura. Como se puede observar, a 35°C durante las primeras dos semanas, la remoción de la DQOs fue superior al compararla con las corridas experimentales a temperaturas de 40° y 45°C. Esto se debe a que los compuestos fueron eliminados inmediatamente a la atmósfera a esta temperatura por arrastre del aire empleado como difusor en el reactor, así como por la concentración inicial de los componentes del agua residual de Petroquímica Morelos como son: ácido acético, acetaldehído, cloroformo y crotonaldehído, principalmente.

En este sentido, la desorción de compuestos volátiles depende de la relación gas-líquido, de la temperatura en reactores abióticos, de la constante de Henry y de la biodegradabilidad del compuesto en sistemas bióticos (Eckenfelder *et al.*, 1995).

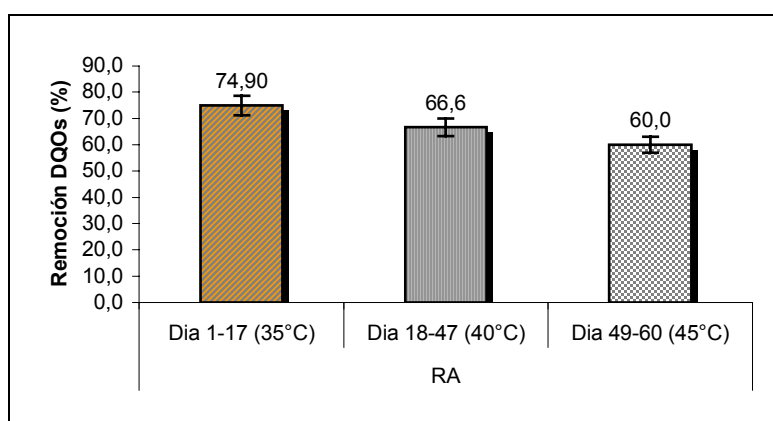


Fig. 5.8 Promedio de remoción de la DQOs en el reactor experimental abiótico a temperatura baja, media y alta en los periodos de operación. El error de las barras representa el 95% de nivel de confianza

Es importante señalar que 10 días posteriores al inicio del experimento, la planta de acetaldehído salió fuera de operación, por lo que se tuvo que almacenar agua a condiciones ambientales, a la sombra y en recipientes cerrados para todo el experimento, a fin de variar al mínimo la composición del afluente. El análisis de la DQOs inicial y final de esta agua residual, evidenció poca variación.

Por otro lado, las figuras 5.9 y 5.10 comparan el comportamiento de la DQOs en el efluente de los 5 reactores (4 bióticos y 1 abiótico).

Particularmente en la figura 5.10, se puede observar que después de la segunda semana, la remoción de la DQOs casi se igualó entre los reactores bióticos y abiótico, al perderse por agotamiento o volatilización provocado por la aireación, más del 50 % de la DQOs del afluente.

Estos resultados son muy importantes, pues confirman lo obtenido por el IMTA (2002) quien identificó diferentes compuestos orgánicos volátiles en los afluentes de tres plantas petroquímicas, encontrándose que del 89 al 97 % de éstos son eliminados vía volatilización.

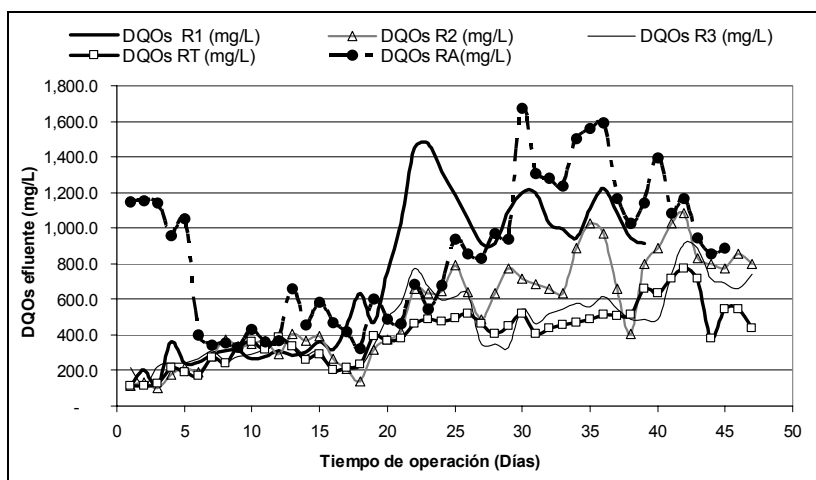


Fig. 5.9 Comportamiento de la DQOs en el efluente de los 4 reactores experimentales bióticos y reactor abiótico

Asimismo, al evaluar el IMTA (2002) la toxicidad mediante el uso de *Vibrio fischeri*, se registró que el afluente presentó un valor de 315 unidades de toxicidad (UT), y al someter dicha agua residual a una simple aireación, la toxicidad bajó a 26 UT, teniendo el agua residual 91.7 % de tóxicos volátiles.

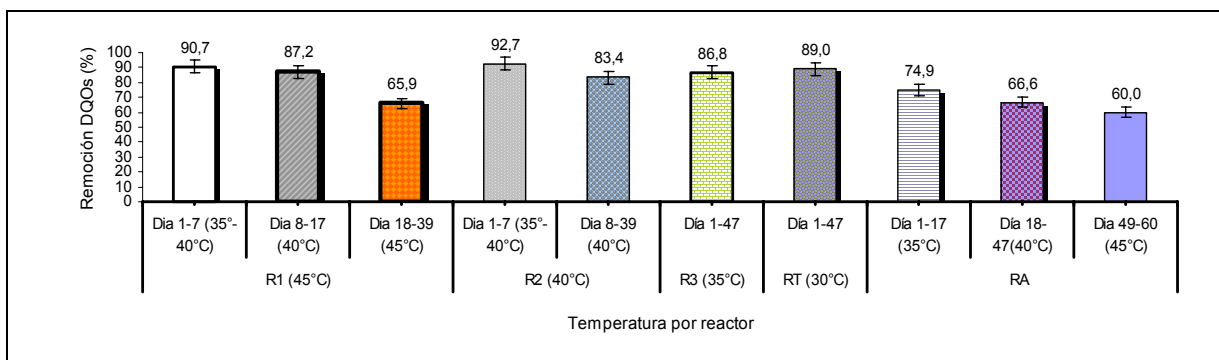


Fig. 5.10 Comparación del promedio de remoción de la DQOs en los reactores experimentales bióticos y abiótico con temperatura baja (35°C), media (40°C) y alta (45°C) en los periodos de operación. El error de las barras representa el 95% de nivel de confianza

En este orden, la tabla 5.5 compara la remoción de 6 compuestos orgánicos volátiles y otros compuestos no identificados en el afluente, efectuada en los 4 reactores bióticos y el reactor abiótico.

En esta tabla y la figura 5.11 se demuestra que el 94 % de los 6 compuestos orgánicos fueron eliminados por el mecanismo de desorción, y el resto mediante sorción y/o biodegradación, y que la temperatura no influyó significativamente en este proceso, debido a que la mayoría de ellos son compuestos volátiles. Esto concuerda con los resultados obtenidos por Kincannon *et al.*, (1983) (Ver tabla 1.4) y con lo reportado por Jackman *et al.*, (1991) de eficiencias de remoción en primer término por volatilización, y posteriormente por sorción y/o biodegradación, en varios compuestos orgánicos de procesos de lodos activados (Ver tabla 2.4).

Es de llamar la atención, en el sentido de que los compuestos descritos en dicha tabla, concuerdan con las características de las aguas residuales de Petroquímica Morelos, y los resultados son similares a los aquí obtenidos, particularmente en la remoción mediante volatilización para los compuestos clorados, tal y como se puede observar en la figura 5.10.

Los resultados son muy importantes, ya que se pensaba que la eficiencia de remoción de los contaminantes presentes en el agua residual de Petroquímica Morelos, se llevaba a cabo mediante biodegradación. Lo obtenido demuestra que más del 60 % de la DQO se pierde vía desorción en el reactor.

Tabla 5.5 Comparación de la remoción de contaminantes orgánicos volátiles mediante agotamiento y sorción y/o biodegradación en los 4 reactores bióticos y un reactor abiótico

Compuesto (ppb)	Afluente (ppb)	Efluente RA (ppb)	Efluente (ppb)		Remoción (%)	Desorción (%)	Sorción y/o Bio-degradación (%)
1,1 Dicloroetano	80.5	10.25	R1	7.25	90.99	96.27	3.73
			R2	6.50	91.92	96.27	3.73
			R3	8.0	9.06	97.27	2.80
			RT	5.75	92.85	96.27	3.73
			RA	-----	87.26	87.26	-----
1,2 Dicloroetano	23.25	1.25	R1	2.75	88.17	100.0	0.0
			R2	2.25	90.32	100.0	0.0
			R3	1.25	94.62	100.0	0.0
			RT	1.5	93.54	100.0	0.0
			RA	-----	94.62	94.62	-----
Tetracloruro de carbono	12.5	1.0	R1	1.0	92.0	100.0	0.0
			R2	1.0	92.0	100.0	0.0
			R3	2.75	78.0	100.0	0.0
			RT	1.0	92.0	100.0	0.0
			RA	-----	92.0	92.0	-----
Tricloroetileno	55.75	8.0	R1	2.75	95.06	96.50	3.50
			R2	1.5	97.30	87.45	12.55
			R3	5.75	89.68	95.97	4.03
			RT	1.0	98.2	87.45	12.55
			RA	-----	98.56	98.56	-----
1,1,2 Tricloroetano	1.0	1.0	R1	1.0	0.0	0.0	0.0
			R2	1.0	0.0	0.0	0.0
			R3	1.0	0.0	0.0	0.0
			RT	1.0	0.0	0.0	0.0
			RA	-----	0.0	0.0	-----
Percloroetileno	1519.25	50.25	R1	65.50	95.68	100.0	0.0
			R2	7.25	99.52	96.68	3.32
			R3	17.75	98.83	97.86	2.14
			RT	5.0	99.63	100.0	0.0
			RA	-----	96.69	96.69	-----
No identificados	2758.25	934.25	R1	743.50	73.04	93.08	6.92
			R2	1603.0	58.11	100.0	0.0
			R3	1496.25	54.24	100.0	0.0
			RT	735.0	73.35	92.77	7.23
			RA	-----	66.12	66.12	-----

En este contexto, estos resultados serán útiles en la discusión existente entre diversos autores como Roberts (1984), el cual propone un modelo basado en la cinética de Monod y la Ley de Henry para estimar la biodegradación y volatilización de un afluente, aunque dicho modelo, no incorpora como variable a la temperatura. Asimismo, Namkung y Rittman (1987) desarrollaron un modelo considerando los fundamentos de convección, volatilización,

adsorción sobre sólidos biológicos y biodegradación, considerándose como fuente de volatilización al tanque de lodos activados con sistema de aireación por difusión.

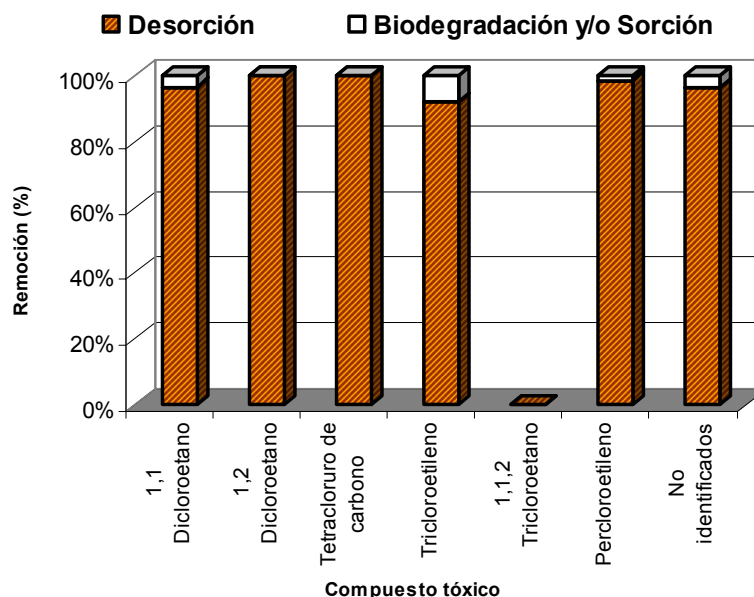


Fig. 5.11 Mecanismo de remoción en por ciento de los compuestos orgánicos volátiles identificados en los reactores bióticos

En este orden, por lo que respecta al uso de modelos matemáticos para describir una función de inhibición, con el fin de relacionar la velocidad de crecimiento específico μ y la concentración de sustrato S para compuestos tóxicos, se ha sugerido utilizar la función de Monod para este propósito, mientras otro grupo de investigadores, ha recomendado el uso de la función de inhibición tal como la ecuación de Haldane.

En suma, para compuestos inhibitorios se recomendó el uso de la ecuación de Haldane, como la expresión cinética más aceptada para describir el crecimiento de microorganismos (Rozich y Gaudy, 1985).

5.3 Validación del modelo cinético sobre el crecimiento celular y remoción de la materia carbonácea, afectada por la temperatura

Con base en el modelo dinámico de Olsson *et al.*, (1999), en el que se le incorporó el efecto de la temperatura en los parámetros cinéticos: μ_{\max} y k_d , utilizados para evaluar la variación de la DQOs y el crecimiento de biomasa como SSV mediante microorganismos heterótrofos en el reactor, las figuras 5.12 y 5.12 bis muestran la comparación de los resultados obtenidos

mediante el modelo de remoción de carbono expresado como DQOs y SSV (línea punteada y continua) y los resultados de los reactores experimentales (círculos y cruces).

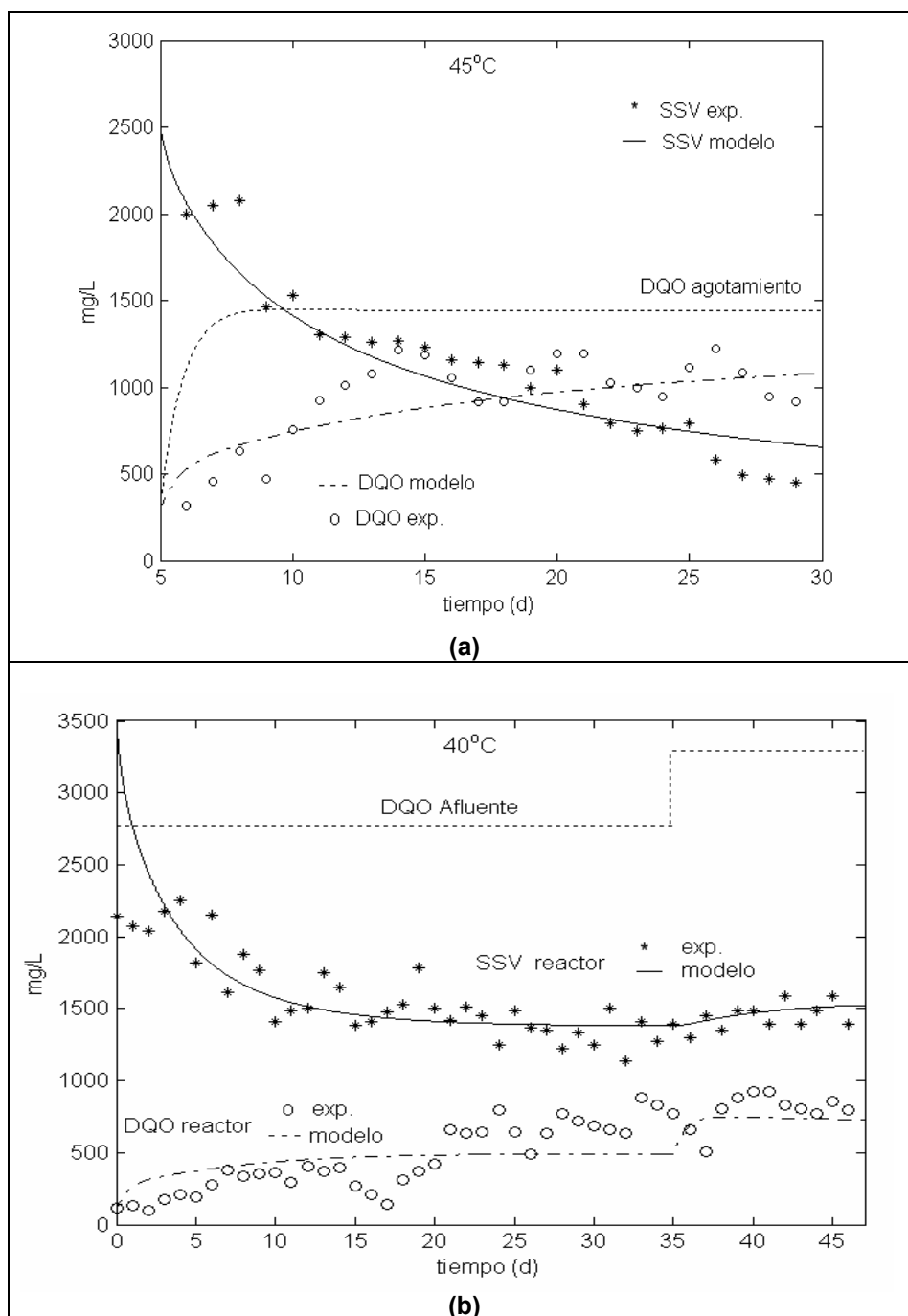


Fig. 5.12 Simulación de la DQOs y los SSV en función de la temperatura, a partir del modelo dinámico empleado, contra los datos reales del experimento para el R1 (a) y R2 (b)

Se observa que el modelo utilizado representa adecuadamente lo que ocurre con la DQO y SSV en los 4 reactores durante el periodo de experimentación.

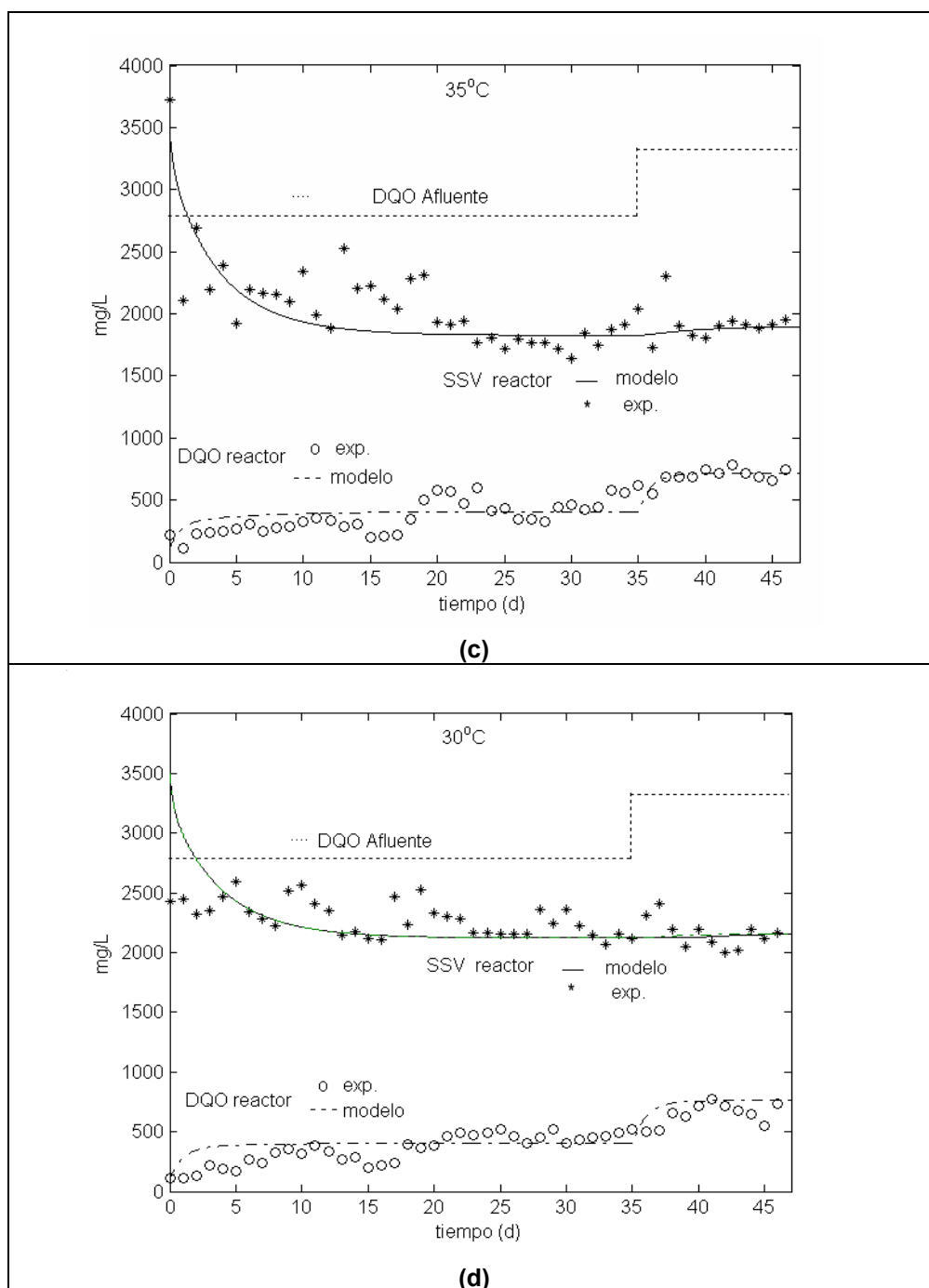


Fig. 5.12 bis. Simulación de la DQOs y los SSV en función de la temperatura, a partir del modelo dinámico empleado, contra los datos reales del experimento para el R3 (c) y RT (d)

En este contexto, en el R1 el sustrato aumenta tendiendo a alcanzar el valor que se tendría si solamente el sistema operara con aireación y sin microorganismos, es decir, alcanzaría un valor aproximado de 1400 mg/L en el efluente, como se observa en la figura 5.11^a, ya que la DQO restante es eliminada por agotamiento.

Si se comparan las figuras 5.1 y 5.1bis (datos experimentales), con las figuras 5.12 y 5.12 bis (datos del modelo), se puede observar que todas muestran el mismo efecto que tiene la temperatura en la concentración de los SSV y la DQO del efluente en cada uno de los reactores.

La figura 5.13 muestra el efecto que tiene el agotamiento (ó volatilización) a las diferentes temperaturas. En los primeros días, la DQO es removida inmediatamente, y no cambia en el tiempo (volviéndose estable), sino hasta cuando la DQO del afluente aumenta nuevamente, y se repite el proceso de remover inmediatamente la DQO por agotamiento por efecto del arrastre de aire de los difusores y la temperatura.

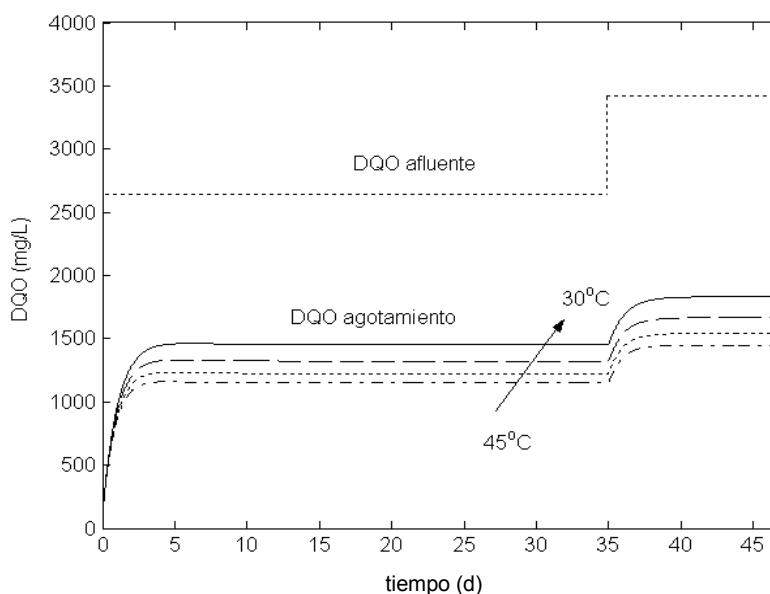


Fig. 5.13 Agotamiento de la DQO en los reactores bióticos por efecto de la temperatura, a partir del modelo dinámico

Asimismo, se observa que a temperaturas mayores (primera línea de abajo hacia arriba) la DQOs en el reactor es menor debido a que es mayor el agotamiento de compuestos, como se ha registrado en las figuras 5.8, 5.9 y 5.10.

Si bien en esta figura se describe que a mayor temperatura menor DQOs, la desorción de compuestos orgánicos volátiles depende de la relación gas-líquido, de la constante de Henry, de las concentraciones iniciales del compuesto y de su biodegradabilidad en reactores bióticos (Eckenfelder *et al.*, 1995).

Para evaluar el efecto de la temperatura en la velocidad de crecimiento, se obtuvo una correlación empírica mostrada en la ecuación (4.11), la cual se ajusta con un 95% de nivel de confianza.

$$\mu_{\max} = 0.7594 * e^{-\left(\frac{T_w - 26.42}{33.27}\right)^2} \quad (4.11)$$

A partir de esta ecuación, se construyó la figura 5.14, la cual describe la relación de la temperatura con la tasa específica de crecimiento máxima (μ_{\max}), a partir de los datos obtenidos en los reactores experimentales indicados por el símbolo (*) de 30° a 45°C, y la línea continua de ajuste (-) del modelo empírico obtenido para $\mu_{\max} = 1a * \exp(-((Tw-b1)/c1)^2)$ del tipo secundario de raíz cuadrada de Ratkowsky *et al.*, (1991), en donde $\mu_{\max} = 1/d$, y es la μ_{\max} mayor que se alcanza a la temperatura óptima que es b; Tw = temperatura de operación en °C, b°C = temperatura óptima, en esta temperatura se alcanza la mayor μ_{\max} , y c = constante de ajuste en °C.

La hipérbola muestra claramente como, desde el punto de vista cinético, μ_{\max} , encuentra su temperatura óptima, por lo que cuando la temperatura aumenta por arriba de ésta, el tiempo de adaptación disminuye (Whiting y Buchanan (1994), reduciéndose por tanto la tasa de crecimiento.

En suma, el modelo predice una reducción de μ_{\max} (ó muerte celular) al rebasar su temperatura óptima de acuerdo al modelo, y sostener en el tiempo temperaturas superiores a 40°C, esto debido al efecto que ejerce este factor sobre las reacciones biológicas en dos formas: 1) influencia sobre las tasas de las reacciones enzimáticas y 2) afectación de las tasas de difusión de sustrato hacia el interior de la célula (Grady, et al., 1999), originado por la desnaturalización de las proteínas y a las alteraciones provocadas en la membrana lipídica (Hernández-Muñoz, 1998).

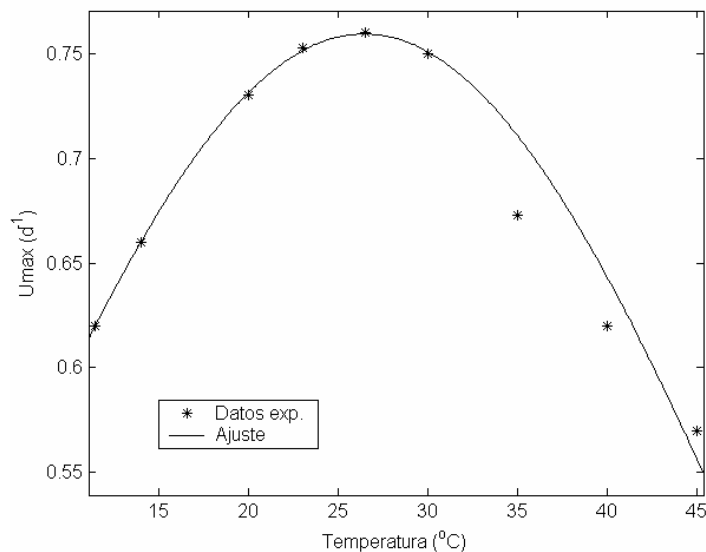


Fig. 5.14 Efecto de la temperatura sobre μ_{\max} , de acuerdo al modelo obtenido para μ_{\max} ($a1 = 0.7594$, $b1 = 26.42$ y $c1 = 33.27$), con un límite de confianza del 95%

En este contexto, la obtención y el uso del modelo resulta muy útil para estimar los efectos de la temperatura en el reactor biológico, en el crecimiento de la biomasa como crecimiento específico, y las consecuencias de éste sobre la concentración de la DQO en el efluente.

Es pertinente aclarar que el RB-B de la planta de lodos activados de Petroquímica Morelos ha registrado temperaturas hasta de 41°C durante el medio día en el verano. Sin embargo, al caer la noche el reactor se enfría nuevamente sin causar efectos al proceso biológico, debido a que la alta temperatura no se mantiene en ese nivel por días o semanas.

VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En el desarrollo de este trabajo de investigación acerca del efecto de la temperatura sobre el sistema de lodos activados de Petroquímica Morelos, se demostró que operar reactores de flujo continuo a altas temperaturas (R1 a 45° y R2 a 40°C) origina tres efectos principales en el desempeño del tratamiento biológico. Estos efectos son: reducción mayor al 20 % de la eficiencia de remoción de la DQOs; debido a una disminución de los niveles de SSV (84 y 47 %, respectivamente), reducción en la remoción del 35 % para el N-NH₃, e incremento de los valores de SST y sólidos sedimentables (SS) en el efluente. En comparación con los reactores operados a temperaturas de 35° (R3) y 30°C (RT), las temperaturas altas originan que los principales parámetros de calidad a la salida del tratamiento biológico registren valores en el límite o superiores a los especificados en las condiciones particulares de descarga de la instalación petroquímica.

Aún cuando se han observado estos efectos en el reactor biológico B (RB-B) de la planta de tratamiento de efluentes operando a una temperatura de hasta 41°C en épocas de calor, esta condición es pasajera ya que solo se mantiene entre las 12:00 y 17:00 hrs. del día, por lo que al disminuir la temperatura ambiente durante la noche, el sistema biológico mantiene sin cambios bruscos el crecimiento de la biomasa. No obstante, si esta condición de alta temperatura permaneciera por muchos días, como ocurrió al operar el R2 por 47 días, los efectos en el desempeño son evidentes, al registrarse desestabilización en el sistema; sobre todo en el deterioro de las características de sedimentación del lodo, lo que origina niveles de DQOs, SST y SS en el efluente aún por arriba del límite permisible de sus condiciones particulares de descarga. En este contexto, se recomienda profundizar en las experimentaciones de las propiedades de sedimentación de los lodos biológicos, tales como velocidad de sedimentación zonal (VSZ), índice volumétrico de lodos (IVL) y presencia de microorganismos filamentosos, para correlacionarlos con el efecto de la temperatura, ya que en el presente trabajo de investigación, no fueron abordadas de manera integral. Asimismo, llevar a cabo investigaciones orientadas a evitar la defloculación del lodo como estrategia operativa, mediante la adición de polímero a base de magnesio, el uso del tiempo de retención celular (TRC) como parámetro y aplicación de dosis de metanol para evitar la fragmentación y rompimiento de los floc, ya que esto incrementa los niveles de DQO en el efluente.

Por otro lado, los R1 y R2 registraron tasas de consumo de oxígeno promedio de 0.32 mgO₂/min y 0.37 mgO₂/min, respectivamente, siendo inferiores a las registradas en el R3 con

0.42 mgO₂/min y RT con 0.47 mgO₂/min. Este comportamiento se debió a la baja concentración de microorganismos (reducción de la μ_{\max}) provocada por la alta temperatura. En este contexto, se recomienda incorporar a la velocidad de consumo de oxígeno como parámetro para medir la tasa específica de crecimiento máxima en investigaciones futuras.

La pobre sedimentación del lodo fue observada en las primeras dos semanas en los R1 y R2, al registrarse los mayores niveles de SST y SS en el efluente, por lo que dicha respuesta podría ser reflejo del mecanismo empleado en este trabajo experimental del ascenso de la temperatura para alcanzar los 40°C y 45°C (2°C/día y 1°C/día a partir del tercer día) para los reactores R1 y R2. Este dato deberá tomarse en cuenta para próximas evaluaciones, así como para la situación de inicio de operaciones de las tres cámaras del reactor biológico A (RB-A) de la planta de lodos activados de Petroquímica Morelos, en virtud de que las líneas de alimentación de aire que salen del cuarto de los sopladores, al estar más próximas a las cámaras del RB-A, registran temperaturas más elevadas (70°C en la cámara 3A y 69°C en las cámaras 2A y 1A) que las que llegan a las tres cámaras del RB-B en operación (58°C en las cámaras 3B y 2B, y 52°C en la cámara 1B). Por ello, deberá de evaluarse el efecto brusco de la alta temperatura en las cámaras del RB-A, con objeto de evitar las respuestas obtenidas en las primeras semanas de los reactores experimentales R1 y R2.

En este orden, dos consideraciones deberán tomarse en cuenta en futuras investigaciones, cuando se pretenda evaluar el efecto de la temperatura sobre las características de sedimentación del lodo: a) el uso de agente neutralizante para el afluente, ya que la adición de sosa cáustica empleada en este estudio, fue un factor que causó distorsión para evaluar de manera objetiva el efecto de la temperatura sobre las características de sedimentación, en los parámetros IVL y VSZ, y b) el tipo de reactor experimental a usar, ya que el empleado en el presente trabajo, al estar separado las secciones de aireación y sedimentación por un deflector que comunica a ambos por el fondo, introduce cierta margen de error en el manejo de la recirculación y purga de lodos.

El efecto de la temperatura sobre la oxidación del fósforo no fue observado, tanto a 45°C como a 30°C, ya que los cuatro reactores mostraron incrementos del fósforo total en el efluente a partir del día 27, hasta alcanzar concentraciones píce en los días 31 al 35. En este sentido, se recomienda tomar en cuenta la acumulación de fósforo en el reactor, con la finalidad de descontar esta concentración al momento de añadir éste nutriente en el agua

residual a evaluar, así como del efecto de acumulación de sales (SDT) en el reactor, sobre los organismos responsables de la remoción biológica del fósforo.

Conocer el efecto de la alta temperatura sobre la nitrificación, desnitrificación y oxidación del fósforo y su relación con el consumo de oxígeno, es un tema muy importante a evaluar de manera específica en el futuro, debido a que el valor del coeficiente de temperatura (θ), está directamente relacionado al tamaño de la zona de aireación requerido para efectuar la remoción del nitrógeno en las plantas de lodos activados. Esto es importante, ya que se convierte en una decisión crítica, relacionada a los costos de capital de la planta.

Los reactores que fueron operados a 35° (R3) y 30°C (RT), registraron mejor desempeño en todas las variables de respuesta analizadas, situación que ha sido observada en el comportamiento que ha tenido el RB-B en las estaciones de otoño e invierno, comparadas con la época de calor (primavera y verano).

El modelo empírico obtenido del efecto de la temperatura sobre la tasa específica de crecimiento máxima, puede usarse para conocer y predecir el desempeño del sistema de lodos activados de Petroquímica Morelos afectado por la alta temperatura. Esto hará posible planear las condiciones de operación para las distintas épocas del año, ante situaciones de recepción de alta carga orgánica en la planta y tener que poner a operar un número mayor de sopladores para suministrar el oxígeno requerido, lo cual incrementará la temperatura en los reactores biológicos. Con los datos históricos de la planta, se puede obtener el comportamiento para diferentes condiciones de operación, es decir, diferentes temperaturas, diferentes caudales de reciclo y de desecho, con lo que se pueden obtener las diferentes zonas de operación. El manejo de los caudales permitirá obtener una DQO a la salida a concentraciones que son requeridas por la legislación vigente.

Al incorporar en el modelo la eliminación de la DQO por agotamiento o volatilización en función de la temperatura, se obtuvieron datos importantes a fin de evitar o disminuir la emisión de compuestos orgánicos volátiles tóxicos al ambiente en el reactor biológico por efecto de la aireación y la temperatura, así como de reconocer cuáles son los mecanismos de remoción de la DQO en la planta, que no necesariamente son por degradación biológica como aquí se ha registrado.

El reactor abiótico (RA) aportó información muy importante al reconocerse que más del 60 % en promedio de la DQO en el reactor, se pierde mediante agotamiento ó volatilización; por efecto de arrastre del aire de los difusores, y en menor medida por la temperatura. Esto es debido a que los componentes del agua residual de Petroquímica Morelos contienen grandes concentraciones de compuestos orgánicos volátiles como: ácido acético, acetaldehído, cloroformo, crotonaldehído y benceno, principalmente. La mayor pérdida de la DQO ocurre al someter el agua residual a una corriente de aire suministrada desde el fondo del reactor. Cuando se concluye el mecanismo de agotamiento, la DQO remanente que no es volátil, es removida por biodegradación y/o sorción.

En este sentido, debido a que en el agua residual de Petroquímica Morelos coexisten sustratos inhibidores (compuestos clorados) y no inhibidores (glicol, ácido acético) de acuerdo a la condición de operación de los procesos productivos que se registra a lo largo del año, es factible que las cinéticas de remoción de los contaminantes sigan mecanismos de sucesión de las funciones de velocidad de crecimiento tóxico (Haldane), asumiendo que puede existir un comportamiento inhibidor el cual puede ser competitivo o no competitivo por un sustrato sobre la toma de otro, y no tóxico (Monod). Sin embargo, estos modelos no toman en cuenta el efecto de la temperatura sobre la velocidad de crecimiento microbiano en presencia de inhibidores. Por tanto, se recomienda realizar estudios sobre la velocidad de crecimiento específico en condiciones de inhibición, en el que se tome en cuenta además de la DBO₅ o la DQO, otros compuestos que tienen efectos en la velocidad de reacción, así como el uso de modelos cinéticos para crecimiento en presencia de sustratos inhibidores.

Al comparar la respuesta de los reactores bióticos (R1, R2, R3 y RT) con el abiótico (RA), con respecto a la degradación de 6 compuestos orgánicos volátiles tóxicos, se demostró que el 94 % en promedio es removido vía el mecanismo de desorción y el resto mediante biodegradación o sorción, y que la temperatura no influyó significativamente en este proceso, debido a que la mayoría de ellos son compuestos volátiles que se pierden mediante agotamiento.

Con base a estos datos, se recomienda estimar la emisión de cada uno de los 6 compuestos originada por el sistema de aireación que utiliza difusores de burbuja fina en la planta de lodos activados de Petroquímica Morelos, a fin de que se tomen acciones para abatir o eliminar su emanación. Así también, se sugiere instalar un intercambiador de calor que abata

la alta temperatura de salida de los sopladores, para disminuir el efecto de este factor en el desempeño del sistema biológico que pudiera comprometer la calidad de la descarga.

BIBLIOGRAFÍA

1. ABC (1996). Caracterización y pruebas de tratabilidad de las aguas residuales de los complejos petroquímicos "La Cangrejera, Pajaritos y Morelos" en Coatzacoalcos, Ver. Informe de pruebas de tratabilidad e ingeniería conceptual.
2. Aggelis, G.; Samelis, J. and Metaxopoulos, J. (1998). A novel modelling approach for predicting microbial growth in a raw cured meat product stored at 3°C and 12°C in air. *Int. J. Food Microbiol.* **43**: 39-52.
3. Arvin E., Jencen B.K. and Gunderstone A.T. (1989) Substrate interactions during the aerobic degradation of bencene. *Appl. Envir. Microbiol.* **55**, 3221-3225.
4. Atkinson, B. & F Mavituna, (1983), "Ethanol (Raw Materials)," in Biochemical Engineering and Biotechnology Handbook, The Nature Press, 1015:1030
5. Baetens, D., P.A.Vanrolleghem, M.C.M. van Loosdrecht and L.H.Hosten, (1999). Temperature effects in bio-P removal. *Wat. Sci. Tech.* **39 (1)** pp.215-225.
6. Barr T.A., Taylor J.M. Duff SJB (1996). Effect of HRT, SRT and temperature on the performance of activated sludge reactors treating bleached kraft pulp mill effluent. *Wat. Res.* **33 (3)** 836-846.
7. Carpenter W.L, y Blackburn, J.W (1968). Molecular microbial ecology of a naphthalene-degrading genotype in activated sludge. *Environ, Sci. Techn,* **3**, 163-176.
8. Cocci A.A. & McCarthy PJ, (1998). Sequencing batch reactor in the pulp and paper industry. A bench-marking study. Proceeding og the TAPP (International Enviromental Conference and Exhibit, Vancouver, p.1203-1208.
9. Comisión Nacional del Agua, (2001). Plan Sectorial Hidráulico 2001-2006. CNA, México D.F. 127 p.
10. Comisión Nacional del Agua, (2003). Estadísticas del Agua en México. CNA, México D.F. 105 p.

11. COMINSA, 1998. Estudio de mejora de la planta de tratamiento de efluentes de Petroquímica Morelos S. A. de C.V. (Reporte de Ingeniería), Coatzacoalcos, Ver.
12. Cheremisinoff P.N. (1994). Biomanagement of wastewater and wastes, PTR Prentice Hall, New Jersey, 221p.
13. Chou W.I., R.E. Speece, R.H. Siddiqui (1978). Acclimatation and degradation of petrochemical wastewater components by methane fermentation. In Biotech. Bioenging. Simp. No.8 (Edited by Gollen J.E.L.), Wiley, New York, 391-428.
14. Dagley S. (1975). Essays. *Biochem.* **11**, 81 -138.
15. Deshpande S.D. and T. Chakrabarti (1988). Biodegradation of xenobiotics from binary substrate system using acclimated activated sludge. *Indian J. Envir. Hlth* **30**, 215-221.
16. DSTI/STP/BE, Directorate for Science, Technology and Industry (1993). Biotechnology for a clean environment: Prevention, Detection and Remediation, Report drafted by the "Ad Hoc Group of Government Experts on Biotechnology for a Clean Environment", Paris, p.32, 141.
17. Eckenfelder, W.W. & J.L.Musterman, (1995). Activated sludge treatment of industrial wastewater. Technomic, Publishing Co., Inc. USA. 281 p.
18. Eckefelder, W. W. (2000). Industrial water pollution control. Environmental. Engineering Series. McGraw Hill.. 3rd Ed.
19. Ekama, G.A. and Marais, G.v.R. (1979). Dynamic behaviour of the activated sludge process, *J.W.P.C. Fed.* **51(3)**,543-556.
20. Ellis, T.G., Smets, B.F. and Grady, C.P.L.Jr. (1998). Effect of simultaneous biodegradation of multiple substrates on the extant biodegradation of individual substrates. *Wat. Envir. Res.*, 70,27-38.
21. Esener, A.A., J.A. Roels and N.W.F.Kossen, (1981). The influence of temperature on the maximum specific growth rate *Klebisella pneumoniae*. *Biotechnol. Bioeng.* **23:1401-1405**.

22. Fernández-Polanco, F.,S. Villaverde and P.A.García, (1994). Temperature affect on nitrifying bacteria activity in biofilters: activation and free ammonia imhibition. *Wat. Sci. Tech.* **30 (11), pp. 121-130.**

23. Fewson C.A. (1981) Biodegradation of aromatics with industrial relevance. In Microbiological Degradation of Xenobiotics and Recalcitrant Compounds (FEMS Simp. Ser. 12). (Edited by Leisinger T., Cook A.M., Hutter R. and Nuesch J.), Academic Press, London, pp.141 -179.

24. Fiolitakis, E.,U. Grobbelaar, E. Hegewald, and C.J.Soeder, (1986). Deterministic interpretation of the temperature response if microbiological growth. *Biotechnol. Bioeng.* **30:541-547**

25. Gaudy, A. & Gaudy, E. (1980). Microbiology for environmental scientist and engineers. McGraw-Hill. USA.

26. Gerardi, M.H., (2002). Nitrification and desnitrification in the activated sludge process. John Wiley & Sons, INC. New York. USA. 193 p.

27. Gibson D.T. and V. Subramanian (1984). Microbial degradation of aromatic hydrocarbons. In Microbial Degradation of Organic Compounds (edited by Gibson D.T.), pp.181-251. Dekker, New York.

28. Giona, A.R., Annesini, M.C., Toro, L. and Gerardi, W. (1979). Kinetic parameters for municipal waste-water, *ibid.*,999-1008.

29. Godbole A., T. and Chakrabarti (1991). Biodegradation in upflow anoxic fixed-film fixedbed reactors of resorcinol, catechol and phenol in mono and binary substrates matrices. *Wat. Res.* **25, 1113-1120.**

30. Goodman, B.L. y Englande, A.J. (1974). A unified model of the activated sludge process, *J.W.P. Fed.*,**46(2), 312-320.**

31. Grady, C. P. L. Jr. and Magbanua, B. S. Jr. (1996) Evaluation of biodegradation rates of toxic organic chemicals, Project 92-TFT-2, Final Report to the Water Environment Research Foundation, Alexandria, VA.
32. Grady, C. P. L., Daigger G.T. and Lim H.C. (1999). Biological wastewater treatment, 2nd ed. USA: Marcel Dekker, Inc.
33. Grifoll (1992). Isolation and characterization of a flourene-degrading bacterium. *Applied and Environmental Microbiology*, **Sept.**, **2910-2915**.
34. Ha, J.A. and E. Choi, (2003). Long term effects of temperature and sustrate level on BNR with an external nitrification reactor. *Water Sci. and Tech.* **48. No. 8. pp.35-41**.
35. Hamer, G. and A. Heitzer, (1990). Fluctuating environmental conditions in scale-up s-heating and cooling effects. *Ann. N.Y. Acad. Sci.* **589:650-644**.
36. Hames, B.D. y Hooper, N.M., (2000). Biochemistry. 2^a Edición. Springer-Verlag. E.U.A. 2000. pp 84.
37. Hayaishi O. (1964). Plenary Sessions Sixth Internat. Congr. Biochemistry, New York City, I.U. B.33, 31.
38. Head, M.A. and J.A.Oleszkiewicz, (2004). Bioaugmentation for nitrification at cold temperature. *Water Research*, **38, p.,523-530**.
39. Heitzer, A.(1990). Kinetic and phisiological aspects of bacterial growth at superoptimum temperatures. Doc. Diss. ETH no. 9217. Eidgenossische Technishe Hochschule, Zurich, Switzerland.
40. Heitzer, A., Hans-Peter E., Reichert, P. and Hamer, G. (1991). Utility of phenomenological models for describing temperature dependence of bacterial growth. *Appl. Environ. Microbiol.*, **57: 2656-2665**.

41. Henze, M., Gujer, W., Mino, T. and M. van Loosdrecht (2000). Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. (Ed) IWA Task Group. Scientific and Technical Report No. 9. IAWQ, London.
42. Hernández-Muñoz A. (1998). Microbiología. Ed. Paraninfo. Madrid.
43. Ingraham, J.L.(1987). Effect of temperature, pH, water activity, and pressure on growth. P. 1543-1554. In: F.C. Neidhardt, J.L. Ingraham, K.B.Low,B. Magasanik, M. Schaeschter, and H.E. Umbarger (ed). *Escherichia coli* and *Salmonella typhimurium*:cellular and molecular biology. American Society for Microbiology, Washigton, D.C.
44. Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. (2002). Estudio de pre-tratabilidad de las aguas residuales del complejo Pajaritos en los complejos petroquímicos de La Cangrejera y Morelos. Informe final.
45. Jackman A.P. and R.L.Powell (1991). Hazardous waste treatment technologies. Biological treatmen, Wet air oxidation, Chemical fixation and Chemical oxidation.Noyes Publications, New Jersey, USA. 276. p.
46. Jiménez-Cisneros, B.E, (2001). La contaminación ambiental en México. Causas, efectos y tecnología apropiada. Ed. Limusa, Colegio de Ingenieros A.C., Instituto de ingeniería de la UNAM y FEMISCA, México D.F. 925 p.
47. Kincannon, Dor. F., Enos L. Stover, Virgil Nichols, David Medley (1983). "Removal Mechanisms for Toxic Priority Pollutants". **Journal WPCF**, vol. **55**, No. **2**.
48. Kohler, H.P.E, A.Hetzer, and G. Hamer, (1991). Improved unstructured model describing temperature dependence of bacterial maximum specific growth rates, p. 511-514. In: H.Verachtert and W. Verstraete (ed). International Symposium on Enviromental Biotechnology. Royal Flemish Society of Engineers, Ostebd, Belgium.
49. Krishna C, Ch. And M.C.M.van Loosdrecht, (1999). Effect of temperature on storage polymers and settleability of activated sludge. *Wat. Research* **33(10)** pp **2374-2382**.

50. Latkar M. and T. Chakrabarti (1994). Resorcinol, catechol and hydroquinone biodegradation in mono and binary substrate matrices in upflow anaerobic fixed-film fixed-bed reactors. *Wat. Res.* **28**, **599-607**.

51. Lawrence, A.W. and McCarty, P.L. 1970. A unified basis for biological treatment design and operation. *J. Sanit. Eng. Div., ACSE*, vol. 96, num. SA3.

52. Lee E.G., H.Muller J.C., Walden C.C.(1975). Effects of temperature and sludge loading on BOD₅ removal and sludge settleability in activated sludge sysmen treating bleached kraft effluent. *TAPPI J.***56(6)****100-103**.

53. Lehninger A.L. (2000). Bioquímica. Ed, Omega 2ª. Ed. España.

54. Lew, B., M. Belavski, S. Admon, S. Tarre and M. Green (2003).Temperature effect on UASB reactor operation for domestic wastewater treatment in temperate climate regions. *Wat. Sci. Tech.* Vol. **48**, No. **3**, pp. **25-30**.

55. Lishman L.A, R.L. Legge and G.F. Farquhar (2000). Temperature effects on wastewater treatment under aerobic and anoxic conditions. *Water Research* **34 (8)** pp. **2263-2276**.

56. López Ruiz, R., (2003). Aguas residuales municipales y biosólidos. Elementos básicos, caracterización, tratamiento y reusos. Fac. de Ingeniería, UNAM.

57. López Zavala, M.A., N. Funamizu and T. Takakuwa, (2004). Temperature effect on aerobic biodegradation of feces using sawdust as a matrix. *Water Research* **38:2405-2415**.

58. Matsch, L.C. and Drnevich, R.F. (1978). Sludge production in Oxygen Systems. Cap. 2 In: The use of high-purity oxygen in the activated sludge process, ed. McWhirter, J.R. CRC Press, W. Palm Beach, Florida,2,61-81.

59. Martínez, S.G. and Wilder, P.A. (1991). Phosphate removal in a biofilm reactor. *Wat. Sci. Tech*, 23 (7),pp.**1405-1415**.

60. Martinez, S., Morales M., N. Franco, M.G. Rodriguez, V. Melchi, C. Barrera (2003). Evaluation *in situ* of two aeration systems in a petrochemical wastewater treatment plant. Proceeding of the 9th IWA Specialised Conference "Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants", Praha, Czech Republic, 2, 139-142
61. Metcalf & Eddy, Inc, (1996). Ingenieria de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. Vol. I y II. 3era. Ed. McGrah-Hill. México D.F.
62. Morgan-Sagastume F. and D. Grant Allen. (2003). Effects of temperature transient conditions on aerobic biological treatment of wastewater. *Wat. Res.*37:3590-3601.
63. Morales Mora, M., Martínez, S., Franco T.N, Rodriguez, M.G. y Melchi, G.V. (2003). Efecto de la temperatura en el desempeño de la planta de tratamiento de aguas residuales de Petroquímica Morelos. Memorias XLII Convención Nacional IMIQ. Villahermosa, Tab. 22-25 Octubre.
64. Murat, S.,G. Insel, N.Artan and D. Orhon, (2003). Effect of temperature on the nitrogen removal performance of a sequencing batch reactor treating tannery wastewater. *Wat.Sci. and Tech.*, **46**, No.11-12. pp.319-326.
65. McMeeking, T.A., R.E.Chanlier, P.E. Doe, C.D.Garland, J.Olley, S.Putros, and D.A. Ratkowsky, (1986). Model for combined effect of temperatura and sall concentration/water activity on the growth rate of *Staphylococcus xylosus*. *J.Appl. Bacteriol.***65:543-550**.
66. Mc Creary, C. (1990). Biological Wastewater Treatment. Theory and Applications, Marcel Dekker, Inc. New York and Basel.
67. Namkung, Eun and Bruce E. Rittmann (1987). "Estimating volatile organic compound emissions from publicly owned treatment works". *Journal WPCF*, vol. **59**, No. **7**.
68. Neidhardt, F.C.,J.L. Ingraham, and M. Schaechter, (1990). Physiology of the bacterial cell. Sinauer Associates, Inc., Sunderland, Mass.

69. Norris, P., Marshall, R. and Richard, M. (2000). High temperature effects on activated sludge treatment performance and sludge quality in a recycle mill. TAPPI International Enviromental Conference & Exhibit, Denver, Colorado, USA, TAPPI Press, pp.383-406.
70. Olsson, G and Newell, B. Wastewater treatmen systems. Modelling, Diagnosis and Control. (1999). IWA Publishing. UK.
71. Orhon, D., Ates Genceli, E. and Sözen, S. (2000). Experimental evaluation of nitrification kinetics for tannery wastewaters. *Water SA*, 26(1), 43-50.
72. PNUMA, (2002). GEO-3.Perspectivas del medio ambiente mundial 2002. Pasado, presente y futuro. Ediciones Mundi-Prensa. Madrid, España.
73. Ramalho, R. (1999). Wastewater Treatment. Ed. Reverté. España.
74. Ratkowsky, D. A., J. Olley, T. A. McMeekin, and A. Ball. (1982). Relationship between temperature and growth rate of bacterial cultures. *J. Bacteriol.* **149**:1–5.
75. Ratkowsky, D.A.; Lowry, R.K.; McMeekin, T.A.; Stokes, A.N. and Chandler, R.E. (1993). Model for bacterial culture growth rate throughout the entire biokinetic temperature range. *J. Bacteriol.* **154**: 1222-1226.
76. Ratkowsky, D.A., Ross, T., McMeekin, T.A. and Olley, J. (1991). Comparison of Arrheius-type and Bélehrádek-type model for prediction of bacterial growth in foods. *Journal of Appl. Bacteorology*, **71**: 452-459.
77. Roberts, P.V.(1984). Modelling volatile organic renoval by surface and bubble aereation. *Journal Water Pollution Control Federation*,**40**:R129.
78. Rosso, L.,J., R.Lobry, S.Bajard, and J.P.Flandrois, (1995). Convenient model to describe the combined effects of temperature and pH on microbial growth. *Applied and Enviromental Microbiology*, **61.No.2**,p. 610-616.

79. Rozich, A. F. and Gaudy, A. F. Jr. (1985) Response of phenol-acclimated activated sludge process to quantitative shock loading. *JWPCF*, **57**, 795-804.
80. Secretaria de Medio Ambiente y Recursos Natulares, (2001). Programa Nacional del Medio Ambiente y Recursos Naturales 2001-2006. SEMARNAT. México, D.F.
81. Singh, K.S. and T. Viraraghavan, (2003). Impact of temperature on performance, microbiological, and hydrodynamic aspects of UASB reactors treating municipal wastewater. *Wat, Sci, Tech.* **48 (6)**,pp.211-217.
82. Sözen, O. Orhon, D. and San, H.A. (1996). A new approach for the evaluation of the maximum specific growth rate in nitrification. *Water Res.*,**30 (1)**,43-50.
83. Smith M.R., M. Ewing, C. Ratledge (1991) The interactions of various aromatic substrates degraded by *Pseudomonas* sp. NCIB 10643: synergistic inhibition of growth by two compounds which serve as growth substrates. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* **43**, 111-121.
84. Smith B., E. Cartmell, L. Stokes (2003). The effect of temperature on nitrification in activated sludge plants, in relation to activated sludge plant modelling. Proceeding of the 9th IWA Specialised Conference "Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants", Praha, Czech Republic, 2, 39-42
85. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995). 19th edn, APHA/AWWA/WE Federation, Washington DC, USA.
86. Schoolfield, R.M.,P.J.H.Sharpe, and C.E.Magnuson, (1981). Nonlinear regression of biological temperature-dependent rate models based on absolute reaction-rate theory. *J.Theor. Biol.* **88:719-731**.
87. Takai, T.,A.Hirata, K.Yamauchi, and Y. Inamori, (1997). Effects of temperature and volatile fatty acids on nitrification-desnitrification activity in small-scale anaerobic-aerobic recirculation biofilm process. *Wat, Sci, Tech.* **35 (6)**,pp.101-108.

88. Tobita Iyobe (1992). Total degradation of 4-chlorobenzoic acid, *Wat. Sci.* 25, 89-95.
89. Toledo A. (1988) Serie Medio Ambiente en Coatzacoalcos. Resumen Ejecutivo. CECODES.
90. Torres, L.G., N. Campos, B.E. Jiménez, P. Mijaylova and E. Ramírez (1996). Isolation and identification of bacteria present in an activated sludge system treating highly toxic industrial wastewater. *Water Sci. and Tech.* (Submitted).
91. Topiwala, H. and Sinclair, C.G. (1971). Temperature relationships in continuous culture, *Biotechnol. Bioeng.* 13, 795-813.
92. Tripathi C. Allen D.G.(1999). Comparison of mesophilic and thermophilic aerobic biological treatment in sequencing batch reactor treating bleached kraft pulp mill effluent. *Wat. Res.* **33(3):836-846**.
93. Van Loosdrecht MCM, Henze M.(1999). Maintenance, endogenous respiration, lysis, decay and predation. *Wat. Sci. Technol.* **39(1):107-117**.
94. Volskay, V.T. and P.L.Grady, (1988). Toxicity of selected RCRA compounds to activated sludge microorganisms. *J. Water Pollution Control Federation*, 60:10, 1850.
95. Watkin, A.,(1986). Evaluation of biological rate parameters and inhibitory effects in activated sludge. Ph.D. dissertation, Vanderbilt University.
96. Wentz, C. (1995). Hazardous Waste Management. McGraw Hill. 2nd Edition.
97. Winkler, M,A, (1986). Tratamiento biológico de aguas de desecho. Ed. Limusa. México D.F.
98. Whiting, R.C. and Buchanan, R.L. (1994). Microbial Modeling. Scientific status summary. *Food Technol.* **48 (6): 113-120**.

99. Willen B.M., Nielsen, J.L., Keiding K. and Nielse .H. (2000). Influence of microbial activity on the stability of activated sludge flocs. *Colloids and Surfaces B*.(18):145-156.
100. World Water Council (2000a). World Water Vision Commission Report: A Water Secure World. Vision for Water, Life and the Environment. World Water Council [http://www.worldwatercouncil.org/Vision/Documents/ Commission_Report.pdf](http://www.worldwatercouncil.org/Vision/Documents/Commission_Report.pdf) [Geo-2-125].
101. World Commission on Water (1999).World's Rivers in Crisis- Some Are Dying; Others CouldDie. World Water Council. [http://www.worldwatercouncil.org/Vision/6902B03438178538C125683A004BE974 .htm](http://www.worldwatercouncil.org/Vision/6902B03438178538C125683A004BE974.htm) [Geo-2-124]
102. WHO and UNICEF (2000). Global Water Supply and Sanitation Assessment 2000 Report. Geneva and New York, World Health Organization and United Nations Children's Fund http://www.who.int/water_sanitation_health/Globassesssment/GlasspdfTOC.htm [Geo-2-123].
103. Zwietering, M.H., De Koos, J.T., Hasenack, B.E., De Wit, J.C. and Van 'T riet, K. (1991). Modeling of bacterial growth as a function of temperature. *Appl. Environ. Microbiol.*, 57: 1094-1101.