



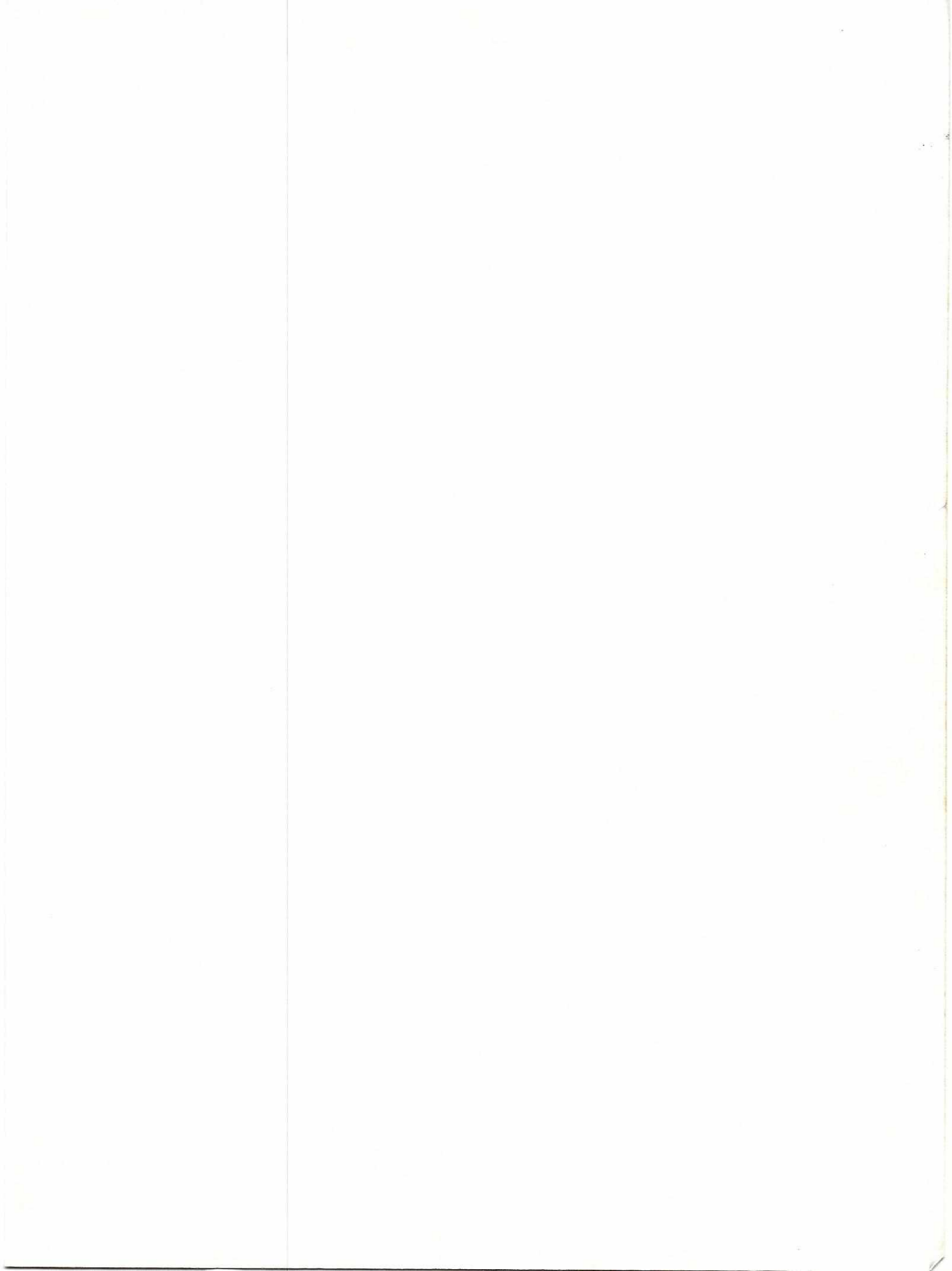
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES

SISTEMA DE TRATAMIENTO DE DESECHOS FARMACEUTICOS

FRANCISCO JOSE MARTINEZ MELENDEZ

Guatemala

1993



SISTEMA DE TRATAMIENTO DE DESECHOS FARMACEUTICOS



UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES

SISTEMA DE TRATAMIENTO DE DESECHOS FARMACEUTICOS

FRANCISCO JOSE MARTINEZ MELENDEZ

Trabajo de investigación presentado para optar
al grado académico de
Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala

1993

Vo. Bo. :

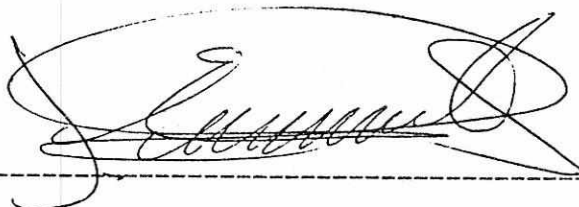
(f)



Ingeniero Oscar Gil
Asesor

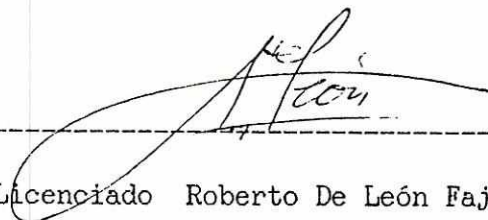
Tribunal:

(f)



Ingeniero José Eduardo Calderón

(f)



Licenciado Roberto De León Fajardo

(f)



Ingeniero Oscar Gil

Fecha de aprobación: 16 de marzo 1993.

CAPITULO	INDICE GENERAL	
I	INTRODUCCION	1
II	ANTECEDENTES	4
III	JUSTIFICACIONES	5
IV	OBJETIVOS	6
V	PROBLEMA	7
VI	METODOLOGIA	8
VII	EQUIPO Y MATERIALES	9
VIII	METODOS	11
IX	ANALISIS PRELIMINAR	13
X	EVALUACION DE ALTERNATIVAS	14
XI	EVALUACION DE PASOS PREVIOS AL TRATAMIENTO	19
XII	EVALUACION DEL TIPO DE REACTOR	32
XIII	PRIMERA CORRIDA EXPERIMENTAL	36
XIV	SEGUNDA CORRIDA EXPERIMENTAL	42
XV	CORRIDAS A TEMPERATURA CONSTANTE	47
XVI	DISEÑO DE PLANTA	53
XVII	RECOMENDACIONES DE OPERACION	63
XVIII	CONCLUSIONES	64
XIX	RECOMENDACIONES	66
XX	BIBLIOGRAFIA	68

INDICE DE GRAFICAS

No.	NOMBRE	PAG.
1	EVALUACION PRELIMINAR DE BIODEGRABILIDAD	18
2	ESTUDIO DE ANTIBIOTICOS, PENICILINA	21
3	ESTUDIO DE ANTIBIOTICOS, FUNGICIDA	23
4	ESTUDIO DE ANTIBIOTICOS, FUNGICIDA	25
5	DISTRIBUCION DE DESECHOS, EMPAQUE ORIGINAL	30
6	ESTUDIO PRELIMINAR TIEMPO DE RESIDENCIA	34
7	PRIMERA CORRIDA EXPERIMENTAL	37
8	UNIFORMIDAD DE LA PRIMERA CORRIDA	39
9	CORRELACION DE LA PRIMERA CORRIDA EXPERIMENTAL	41
10	SEGUNDA CORRIDA EXPERIMENTAL	43
11	TEMPERATURA PROMEDIO AMBIENTAL 2DA. CORRIDA	43
12	CORRELACION DE LA SEGUNDA CORRIDA	44
13	CORRELACION DE LA TEMPERATURA	46
14	CORRIDA A TEMP. CONSTANTE REACTOR #1	47
15	CORRELACIONA TEMP. CONSTANTE REACTOR #1	49
16	CORRIDA A TEMP. CONSTANTE REACTOR #2	59
17	CORRELACION REACTOR #2	50
18	CORRELACION DEL REACTOR #1 Y REACTOR #2	58

INDICE DE ANEXOS

No.	NOMBRE	PAG.
1	Cálculo de BOD5	73
2	Cálculo de Cp	74
3	Datos de antibióticos	76
4	Datos de temperatura ambiental	77
5	Cálculos de tamaño del reactor	78
6	Cálculos de la bomba	81
7	Cálculos del tanque con serpentín	84
8	Cálculo del flujo para compensar temperatura perdida.	90
9	Evaluación económica del proyecto	92

RESUMEN

El trabajo consistió en el estudio de un sistema de tratamiento de desechos farmacéuticos aplicado al caso de Guatemala, que proporcione una reducción de la carga biológica, inactivación de antibióticos y orientado al menor costo de operación e inversión.

Durante el trabajo se evaluó las diversas alternativas conocidas para el tratamiento de dichos desechos, tales como: incineración, filtros de goteo, reactores aeróbicos, lagunas de aireación y reactores anaeróbicos, considerando las ventajas y desventajas de éstas, así como su aplicación debido a los volúmenes que maneja dicha empresa.

Los métodos de medición de las variables, como BOD₅, Cp, densidad y viscosidad, fueron aplicados al equipo que se disponía para la medición, así como para dejar una manera fácil de seguir la curva de biodegradabilidad del reactor cuando esté funcionando.

Se realizaron estudios preliminares para determinar la biodegradabilidad de los compuestos. Los estudios microbiológicos para determinar la efectividad del tratamiento térmico se llevaron a cabo a 25 y 37 grados celsius, para apoyar la teoría de que el incremento de temperatura aumenta la eficiencia del reactor al incrementar el crecimiento microbiológico.

Se realizaron dos corridas del reactor batch empacado con piedra pómez a temperatura ambiente, por períodos de 15 y 40 días respectivamente. A continuación se realizaron corridas en dos reactores a temperatura constante.

Con el seguimiento del BOD5 en un período de tiempo se logró determinar la variables principales que afectan: temperatura, homogenidad de la mezcla; y a la vez se logró determinar un tiempo de residencia promedio para el reactor.

Los corridas a temperatura constante muestran un curva característica de decrecimiento en contenido de carga biológica, en un período mucho más corto que en los reactores a temperatura ambiente, y sujetos a cambios de temperatura. Este decaimiento es por biodegradabilidad y no por muerte como se determina a través del análisis microbiológico.

El diseño del equipo se llevó a cabo con base en los parámetros determinados en la fase experimental, teniendo en cuenta la orientación al menor costo posible y con la menor supervisión, así como con la capacidad para procesar más desechos de la carga actual.

Todas las variables y patrones determinados en este trabajo son aplicables para los productos que maneja la empresa farmacéutica donde se realizó el estudio. La aplicación en otra requerirá un estudio

similiar para determinar temperatura de inactivación de antióticos, así como tiempos de residencia, dado que la carga biológica de los productos varía, pero pueden tomarse como referencia para el inicio de los cálculos.

I INTRODUCCION

El presente trabajo trata del desarrollo de un sistema de tratamiento de desechos que genera la industria farmacéutica guatemalteca, al obtener producto fuera de especificaciones y en las muestras destructivas de control de calidad. Se establecerán alternativas de sistemas de desechos, concluyendo con la más adecuada, para minimizar la contaminación ambiental, al menor costo de inversión inicial y operación.

Las industria farmacéutica promedio de Guatemala produce desechos de 5 tipos:

1. Polvos
2. Jarabes o suspensiones
3. Comprimidos
4. Productos inyectables
5. Cápsulas
6. Grageas

El proyecto se basa en un análisis para establecer la carga biológica de los desechos en promedio; así como para determinar tiempos promedios de residencia en los reactores a distintas condiciones.

El análisis, primordialmente, se basará en los cálculos de BOD₅. El BOD₅ consiste en evaluar el consumo de oxígeno biológico en un período de 5 días, manteniendo la muestra a una temperatura constante, y conociendo el contenido inicial de oxígeno.

Se analizarán las características necesarias para que exista la biodegradación de los productos, como son controles de temperatura y presión.

Se evaluarán en forma general alternativas para el tratamiento de antibióticos en forma de suspensiones y polvos reconstituidos, analizando las alternativas que obtengan los mejores resultados al mínimo costo posible.

Entre los polvos se incluyen antibióticos como penicilinas y estreptomycinas, que representan uno de los mayores problemas de contaminación a nivel del aire y agua. El presente trabajo se concentrará en tratar lo referente a la contaminación a nivel del agua, ya que la mayoría de industrias farmacéuticas arrojan sus desechos en pozos o directamente al drenaje municipal. El problema del aire es combatido casi en su totalidad con la utilización de filtros, tanto para el aire que ingresa a la planta como para el que sale.

Los problemas normales incluyen contaminación por desechos de aguas de lavado y salida de condensado, mientras que los problemas excepcionales son situaciones no esperadas, como derrames, que encuentran camino en las reposaderas, y fugas en los intercambiadores

de calor, que da como resultado el ingreso de los químicos al sistema de enfriamiento.

II ANTECEDENTES:

Para fines de control de contaminación, un tratamiento biológico con filtros de goteo o con lodos activados satisfacen los requerimientos de la industria farmacéutica, pero su elección debe ser cuidadosa y basada en el tipo de corriente a tratar, el volumen de éste y en especial del acabado del tratamiento que se desea obtener.

Tanques sépticos o procesos anaeróbicos complicados son utilizados para plantas pequeñas. Los filtros de goteo son flexibles porque pueden ser dimensionados para la mayoría de plantas. El tratamiento por lodos activados tiende a operar más satisfactoriamente en volúmenes grandes y en general debe ser restringido a plantas grandes o con cargas grandes.

La planta sobre la cual se desarrollará el presente trabajo cuenta con un pozo, en el cual se arroja todo tipo de desechos; dicho pozo no tiene un revestimiento que impida la percolación de los productos en la tierra, y por regulaciones internacionales de la misma empresa, ya no le es posible cavar otro pozo.

III JUSTIFICACIONES:

- A. En nuestro país se ha dado el problema de la contaminación. Por ejemplo, la contaminación en el Lago de Amatitlán fue ocasionada por la inconciente acción que las industrias realizan al descargar a los drenajes sus desechos sin ser éstos previamente tratados. En el caso de las industrias farmacéuticas se utilizaron durante mucho tiempo los pozos. Dichos pozos no minimizan el problema, sino sólo lo posponen. Con el efecto del agua se da la percolación tarde o temprano, llegando al drenaje municipal. Otras industrias no cuentan con pozos, sino descargan sus desechos directamente al drenaje, siendo éstos muchas veces penicilinas o derivados de éstas.
- B. Por las regulaciones actuales, en las que no es efectivo el control de la contaminación ambiental, debe ofrecerse una alternativa lo menos costosa para que la industria la acepte. El proyecto proveerá una alternativa satisfactoria, restringiendo el diseño a una función de minimizar los costos iniciales y de operación, dentro de restricciones de seguridad farmacéutica e industrial, siendo así una atracción para la industria farmacéutica.

IV OBJETIVOS:

A. GENERAL: Evitar la contaminación del agua al descargar al drenaje municipal corrientes de desechos farmacéuticos previamente tratadas.

B. Específicos:

1. Aplicar los conocimientos técnicos y científicos adquiridos durante la carrera de Ingeniería Química, para obtener un sistema de tratamiento de desechos que sea atractivo a la industria farmacéutica.
2. Evaluar diversas alternativas para poder cubrir la diversidad de plantas y necesidades de la industria farmacéutica.

V PROBLEMA

La Planta no tiene un sistema adecuado para tratamiento de desechos; los que tienen una toxicidad alta o son de peligro son desechados en un pozo, el cual está totalmente lleno, y el resto de productos es descargado en el drenaje municipal.

VI METODOLOGIA

- A. Trabajo de campo.
- B. Revisión bibliográfica.
- C. Experimentación
 - 1. Determinar la magnitud de la carga biológica de los desechos.
 - 2. Observar el comportamiento de un batch promedio a lo largo de tiempo, evaluando los efectos de temperatura.
 - 3. Establecer tratamientos previos para adecuar ciertos productos al sistema de desechos. Tratamientos de calor, mezcla y desintegración.
 - 4. Evaluar las propiedades necesarias para el cálculo de los equipos a usar. Evaluar viscosidad, densidad, calor específico.
- D. Evaluaciones estadísticas.
- E. Cálculos numéricos.
- F. Evaluación de alternativas.
- G. Evaluación de costos.

VII EQUIPO Y MATERIALES

- A. Reactor de capacidad de 5 galones, constituido por un envase de vidrio que se utiliza para el agua salvavidas. Con un quitasatos de hule como conector a una válvula cheque de 1/2 pulgada.
- B. Piedra pómez comprendida entre los diámetros de 1.5 a 3.5 cm.
- C. Analizador porcentual de oxígeno, en el rango de 10-20.9 % con precisión de 0.1%, y en el rango de 0-9.99% precisión del .01%.
- D. Dos incubadoras con rango de temperatura de 20-100 grados centígrados.
- E. Un horno de resistencias con bandejas, con rango de temperatura de 0-200 grados centígrados.
- F. Balanza analítica Methler 1200 digital. Precisión $1e-4$ g.
- G. 1 Baño térmico. rango de 20-96 grados centígrados.
- H. 1 Viscocímetro.
- I. Viales de 125 cc, con tapón de butilo y sello de aluminio.
- J. Jeringas de 10 cc.

K. Probetas de 30 y 10 cc.

VIII METODOS:

A. Determinación de BOD₅:

Se toma una muestra de volumen conocido del reactor. Esta es depositada en un vial de 125 cc, la cual es posteriormente sellada, con lo que el contenido inicial de oxígeno es del 20.9%. La muestra es colocada en una incubadora a temperatura constante de 20 grados centígrados. Después de 5 días, por medio del analizador, se determinará el porcentaje final de oxígeno; con dicho porcentaje y con los volúmenes de muestra y de aire disponible se calcula el BOD₅. (Consultar anexo #1)

B. Determinación de densidad:

Dado que la densidad varía según la carga al reactor y el tiempo de ésta, las mediciones realizadas son estimaciones. Se mide el volumen en una probeta graduada, previamente tarada, luego será pesada en una balanza analítica y se realizará el cociente entre el peso y el volumen.

C. Determinación del calor específico de la solución (Cp):

Se realizará en un forma comparativa y meramente estimativa, ya que éste varía según la carga y la concentración de dicha carga. Se introducen dos probetas graduadas con tapadera, conteniendo iguales cantidades de agua y de muestra del reactor, a un baño térmico. Se toman mediciones de temperatura en las dos probetas simultáneamente.

Como se conoce tanto el valor del C_p del agua, con las variables para el flujo de calor ($Q=m \cdot C_p \cdot \Delta T$), se puede calcular el flujo de calor a la muestra, y de dicha ecuación se puede despejar el C_p de la solución a tratar. (Consultar anexo #2)

XIX ANALISIS PRELIMINAR

- A. Los tipos de desechos a evaluar son sólidos y líquidos. Dentro de los desechos sólidos se encuentran los polvos, los comprimidos y las cápsulas; los desechos líquidos son jarabes vitamínicos y antibióticos. Dentro de los sólidos también se manejan antibióticos.
- B. El problema a minimizar es: Disminuir la carga de BOD₅, para no contribuir a la eutrificación del Lago de Amatitlán y descargar una corriente tal que no provoque la formación de microorganismos resistentes a los antibióticos que se tratan en el sistema.
- C. La cantidad de desechos que se manejan en masa están alrededor de 100 kg por mes, en base al comportamiento promedio de la empresa de un año. Este promedio se evaluó en base a datos 6 meses anteriores, al inicio del estudio.

X EVALUACION DE ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO:

Tipos de sistema de tratamiento aplicables:

- A. Incineración: Debido a que se manejan dos tipos de desechos: sólidos y líquidos, el diseño de un incinerador es muy complejo y para los volúmenes que maneja la empresa, no resulta rentable. Por otro lado, el incinerar los desechos contribuye a la contaminación del aire. El control del incinerador resulta complejo y muy estricto, debido a que de no tenerse regulación sobre el mismo, pueden producirse sustancias más dañinas que las que se desean eliminar.

Se evaluó esta alternativa en el tratamiento de las penicilinas, se encontraron problemas del mal olor que estas generaban, al no completarse la combustión. Se trataron pequeñas cantidades, alrededor de 0.1 gramo, en crisoles sellados, se expusieron a un llama de 700 °C, hasta por un período de 10 minutos, el olor que despiden es ofensivo, y se crean costras del producto calcinado en las paredes del crisol, es una pasta pegajosa muy difícil de quitar.

Las disminuciones en peso observadas fueron del 49.60% con respecto a la cantidad inicial.

Con base en los experimentos realizados se determinó que no es práctico construir un incinerador por el alto precio de este, los

problemas de control que requiere, y por los volúmenes que se manejan no son altos, ni requieren una eliminación continua.

B. Tratamiento químico: En el tipo de desechos estudiados no existen los metales pesados, ni corrientes extremadamente ácidas o básicas. El pH evaluado para las soluciones alimentadas al reactor está en el rango de 5 y 6; por lo que se considera no apropiado un tratamiento químico. El único metal en el sistema es el Fe (Hierro) que lo contienen los complejos vitamínicos que produce la empresa.

C. Tratamiento biológico: dentro de dicho tratamiento se incluyen varias alternativas:

1. Métodos de tratamiento continuo: Como los filtros son de goteo, debido a los volúmenes antes mencionados, no es justificable dicho sistema. Estos sistemas se utilizan cuando se trabajan corrientes de altos flujos y cuando son continuas.
2. Lagunas de areación: Estas requieren de una gran extensión, en este caso particular se cuenta con el espacio para realizarla, pero por las normas que rigen a la empresa, no se permite tener una fuente abierta que pueda provocar contaminación.

Las empresas farmacéuticas se rigen por un grupo de normas que se denominan "Buenas Practicas de Manufactura", y debido a que la empresa produce producto estéril, tener expuesto un área que definitivamente contiene microorganismos que pueden ser trasportados por el aire, no cumple con las normas de "Buenas

Prácticas de Manufactura".

3. Se llevaron a cabo evaluaciones preliminares para determinar la carga biológica. El promedio inicial, evaluado para dos antibióticos y un antipertensivo, nos dio un promedio de 500 ppm, lo cual nos indica que los productos son biodegradables. La mayoría de los productos farmacéuticos utilizan el almidón, en los medicamentos sólidos como excipiente; la glucosa y agua son los excipientes en los medicamentos líquidos, todos los excipientes anteriores son biodegradables por lo tanto se concluye que la mejor opción es un tratamiento biológico, y debido a los volúmenes, un tratamiento en reactor Batch es el elegido.

La gráfica que se presenta en la página siguiente, nos muestra en forma de un diagrama de barras, el porcentaje de disminución de oxígeno en el cálculo basado a un período de 5 días a temperatura constante.

La altura de las barras denota la biodegradabilidad de los compuestos tratados, y en un período tan corto se observan disminuciones hasta de un 26 %. A continuación se presenta la tabla de los valores, las muestras fueron tomadas con un contenido inicial de oxígeno del 20.9%, y con un volumen de muestra de .2 litros.

TABLA #1:

TIPO DE COMPUESTO	%O ₂ final	BOD ₅ (PPM)	% Reduccion *
ANTIPERTENSIVO	19.3	34	8.29
ANTIPERTENSIVO	19.8	24	5.56
ANTIPERTENSIVO	19.5	30	7.18
ANTIP.Y ANTIBIO.	18.4	54	13.59
ANTIBIOTICO LIQ.	19.5	30	7.18
ANTIBIOTICO INY.	15.5	116	26.02
FUNGICIDA	17.9	64	16.76
FUNGICIDA LIQ.	18.5	51	12.97

* Porcentaje de reducción respecto del 20.9% que se toma como 100%.

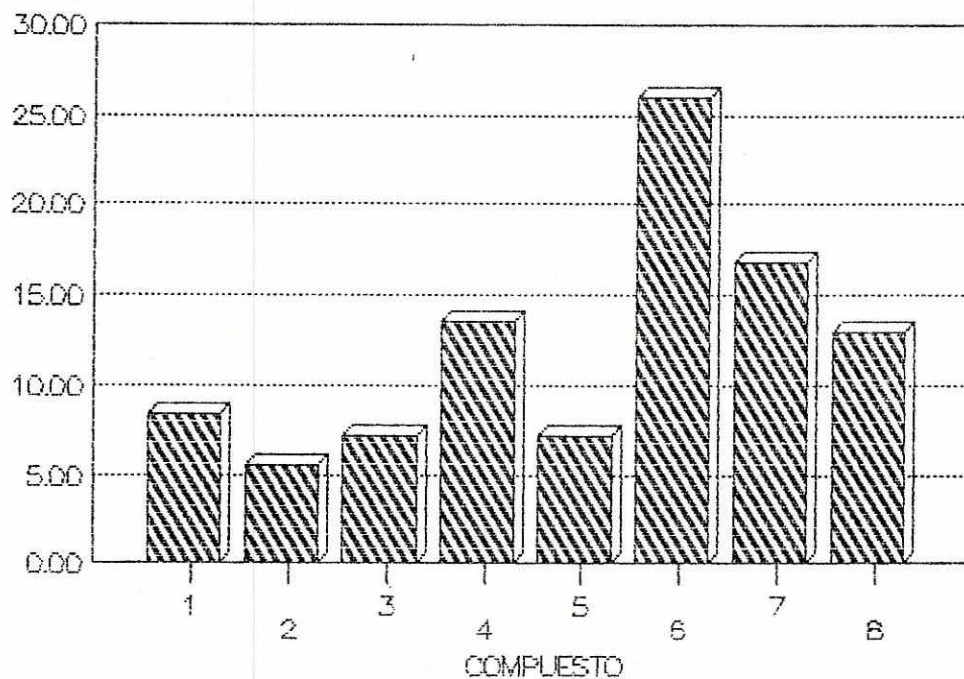
El valor tan bajo de BOD₅ se debe a que se utilizó un volumen de 200 centímetros cúbicos para masa de alrededor de 2 gramos.

A continuación se muestra la gráfica de dichos valores:

GRAFICA #1

EVALUACION PRELIMINAR DE BIODEGRABILIDAD

% D. EDUCCION DE O₂



XI EVALUACION DE PASOS PREVIOS AL TRATAMIENTO BIOLOGICO

A. Los desechos sólidos se dividen en polvos, comprimidos y cápsulas:

1. Los polvos no requieren algún tratamiento previo, ya que son solubles en agua.
2. Los comprimidos: Para cada compuesto existe un período de desintegración, el cual depende del medio donde se efectúe, es decir, el pH de éste. Los tiempos de desintegración varían entre 15-30 min considerando un medio que asemeje a los jugos gástricos.

Debido a que los microorganismos no sobreviven en un pH tan bajo, el reactor debe mantener un pH entre 5-8, con lo cual el tiempo de desintegración es más largo. Por lo que será necesario un tratamiento de mezclado con agitación previo a la carga del reactor.

Este tratamiento de mezclado será también el paso final, a modo de obtener una solución lo más uniforme posible para el reactor.

3. El caso de las cápsulas es similar al anterior, y necesita del tratamiento de mezclado y disolución.

B. Tratamiento de antibióticos: Debido a que se propone un reactor biológico, debe tenerse cuidado que no se desarrollen especies resistentes a dichos antibióticos. Se investigó en la Farmacopea, y se encontró que para cada antibiótico existe una temperatura a la cual se desnaturaliza, es decir su principio activo pierde sus propiedades, ya no siendo una fuente de riesgo en el desarrollo de especies resistentes.

Se evaluaron los dos antibióticos de mayor consumo: una penicilina y un fungicida. Dichos antibióticos fueron sometidos a un tratamiento térmico a una temperatura de 105 grados celsius a diferentes períodos de tiempo.

La temperatura fue escogida con base en los diversos datos de la Farmacopea para los antibióticos que maneja la planta. Se hicieron evaluaciones de consumo de oxígeno posteriormente al tratamiento térmico.

Los antibióticos fueron disueltos con un baño ultrasónico, en agua de pozo sin algún tipo de clorinación o tratamiento previo.

Para entender el significado de las gráficas, es necesario comprender el funcionamiento de los antibióticos: Estos reaccionan de tal manera con el microorganismo, que al eliminar a éste, su estructura se destruye o se rompe y son biodegradados.

A continuación se muestran las gráficas obtenidas para tres antibióticos evaluados.

GRAFICA #2:

ESTUDIO DE ANTIBIOTICOS PENICILINA T=105 °C

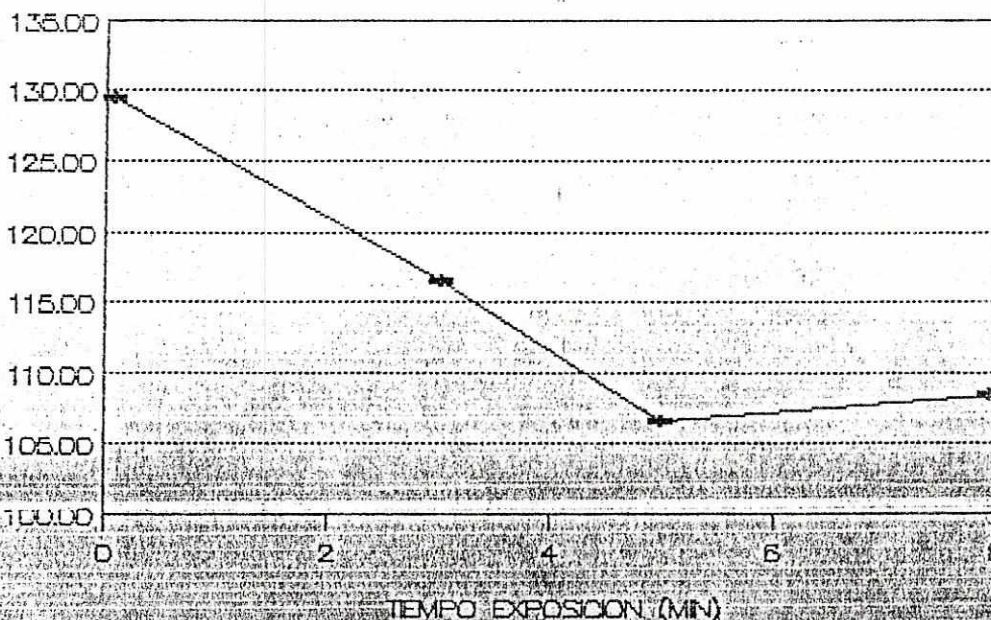


TABLA #2:

COMPUESTO 1:

TIEMPO (min)	DELTA %O ₂	BOD ₅ (ppm)
0	13.59	129.46
3	12.23	116.51
5	11.20	106.67
8	11.40	108.57

La gráfica #2 nos muestra cómo decrece el oxígeno consumido por la muestra. Con el tiempo de exposición, la molécula se descompone, y ya no ataca a los microorganismos que contiene el agua y consumen oxígeno cuando estos reaccionan. Se obtiene una correlación lineal, hasta llegar a un punto en el cual aparentemente empieza a subir: el punto en el cual el antibiótico está descompuesto y los excipientes empiezan a reaccionar. El agua del pozo fue agregada al finalizar el tratamiento térmico y haber regresado a temperatura ambiente.

Con este tratamiento previo se pretende que no se creen especies bacteriológicas resistentes a los antibióticos, ya que al ser desechadas en la corriente que sale del reactor puede constituir un riesgo ambiental.

GRAFICA #3:

ESTUDIO DE ANTIBIOTICOS
 FUNGICIDA T= 105 'C

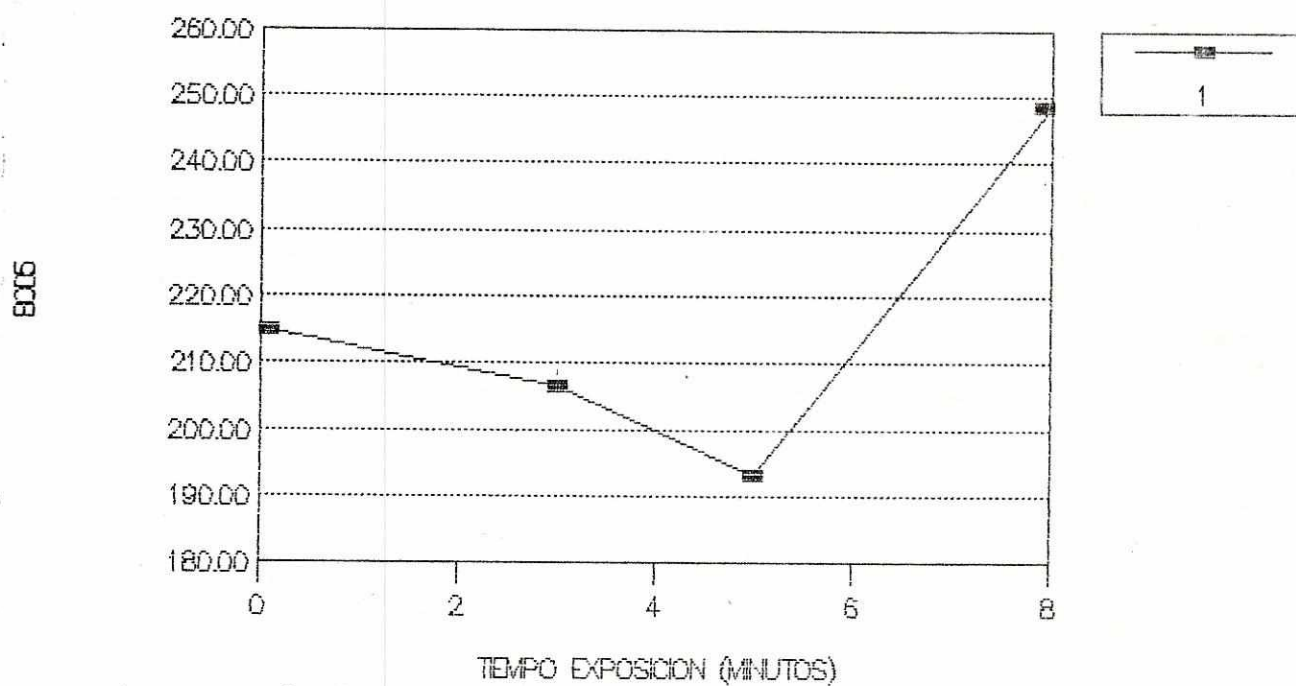


TABLA #3:

COMPUESTO 2:

TIEMPO (min)	DELTA %O ₂	BOD ₅ (ppm)
0	4.30	215.00
3	4.13	206.67
5	3.87	193.33
8	4.97	248.33

La gráfica #3 nos muestra un comportamiento de decadencia en su contenido de BOD5 como función del tiempo de exposición, pero es menos marcado que el primer antibiótico analizado. La parte más interesante de esta gráfica está al final, en la cual a un rápido ascenso, este antibiótico es de menos potencia que el evaluado con anterioridad, se utiliza para tratamiento de hongos y su dosis no es tan concentrada como el primero. La razón de este ascenso tan rápido puede ser que su estructura descompuesta, al igual que sus excipientes sean más fáciles de metabolizar.

Esta última tendencia niega lo que podía parecer error experimental en la primera evaluación. Al final del tratamiento térmico, vuelve a aumentar la carga de BOD5 debido a a la molécula descompuesta y a la metabolización de los excipientes.

GRAFICA #4

ESTUDIO DE ANTIBIOTICOS
FUNGICIDA T=105 °C

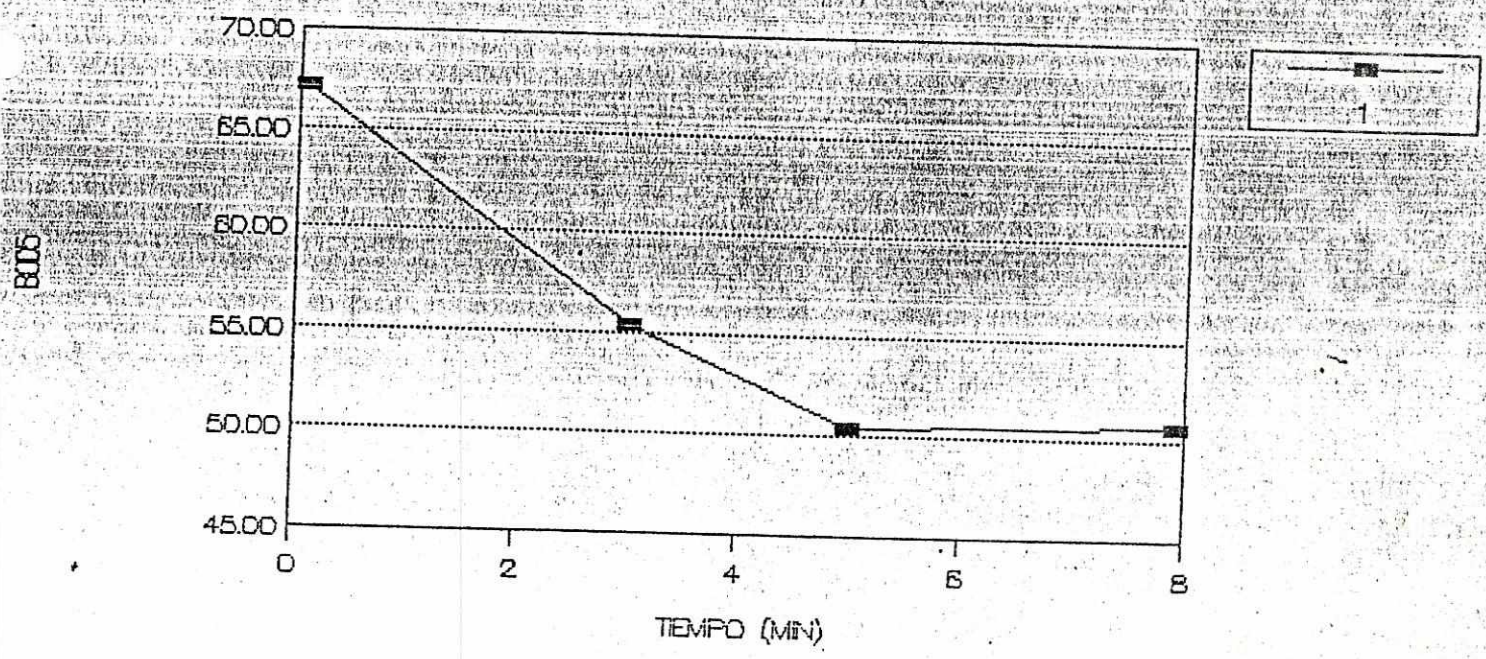


TABLA #4

COMPUESTO 3

TIEMPO (min)	DELTA %O ₂	BOD ₅ (ppm)
0	6.83	67.11
3	5.63	55.33
5	5.13	50.42
8	5.17	50.74

La gráfica #4 nos muestra una tendencia mucho más suave en su decaimiento con base en el tiempo de exposición. Cabe hacer notar que este antibiótico es líquido, y los dos anteriores eran sólidos. Por lo que, en este caso, la conductividad térmica y la interacción es mejor, ya que ambos están en la misma fase. En este caso la tendencia al final del tratamiento no es tan evidente. La razón probable es que el tipo de excipientes ya no es el mismo que en la fase sólida, por lo que puede tener un tipo de comportamiento de consumo residual.

Si se desea el detalle de los resultados, referirse al anexo número tres.

Uno de los antibióticos evaluados es inestable al oxígeno y se almacena en recipientes con nitrógeno, por lo que al ser cargado al reactor, el consumo de oxígeno aumenta en forma exponencial con el tiempo, ya que se está descomponiendo. Si a esto agregamos que debe ser refrigerado para mantenerse estable, el tratamiento térmico elimina por completo sus propiedades.

La industria cuenta con autoclaves y hornos, por lo que para llevar a cabo el tratamiento térmico, sólo hay que programar juntar un batch para ser tratado en dichos aparatos.

Con base en la experimentación se determinan las siguientes variables de proceso: Temperatura de 105 grados celsius, por un

tiempo mínimo de exposición de 10 minutos, para asegurar que el lote alcance la temperatura de 105 C, y esté expuesto a ésta por lo menos 5 minutos.

Los experimentos fueron realizados en viales herméticos, con un volumen total de 5 centímetros cúbicos, y con un volumen de agua contaminada agregada de 3 centímetros cúbicos.

1. Análisis microbiológico

Se realizó un estudio microbiológico para determinar la eficiencia del tratamiento térmico anteriormente mencionado, con base en un conteo de número de colonias por mililitro.

Se utilizaron dos frascos de 125 ml. En uno de ellos se colocó antibiótico líquido y sólido (60 ml), el cual se sometió a tratamiento térmico a 105 °C por 8 minutos. En otro frasco se simuló el contenido del resto del reactor, colocando jarabes vitamínicos, grageas y tabletas de antipertensivos. Se utilizó agua de lluvia para evitar presencia de cloro en el agua(40 ml). En este frasco, antes de hacer la mezcla con el otro frasco, se agregó un pizca de excremento de vaca, para asegurar la presencia de microorganismos. Con base en los volúmenes se observó que el porcentaje de antibiótico en la mezcla fue del 60%, mientras que en las mezclas originales al reactor piloto tiene un porcentaje que varía entre el 5-15%. Con este estudio a condiciones fuera de patrón se desea probar la efíicacia del tratamiento térmico,

y quitar sospechas de que la disminución en el BOD5, sea por muerte del microorganismo ocasionada por antibiótico residual activo.

El contenido de cada frasco fue mezclado uno con otro, hasta lograr una mezcla uniforme. Posteriormente se tomó una muestra para ser incubada a 25 y 37 grados, el tiempo de incubación para el conteo fue de 7 días. Se dividió el contenido del frasco en dos, un parte fue incubada a 25 °C y otra a 37 °C, éstas fueron incubadas por 5 días, a los cuales se tomó otra muestra para realizar el conteo.

Se utilizó como medio de crecimiento Tripticososa Soma/Agar con dilución en Buffer de Fosfato, el cual estimula el crecimiento de bacterias.

Los resultados del estudio se muestran a continuación:

	25 °C	37 °C
MEZCLADO INICIAL	7,800 COL/ML	152,000 COL/ML
MEZCLADO INCUBADO	INCONTABLE	INCONTABLE

El mezclado inicial se refiere a la muestra tomada después del mezclado de la solución del antibiótico y el frasco que simula los nutrientes del reactor. El mezclado incubado se refiere a la muestra tomada después de 5 días de incubación.

En la industria farmacéutica se considera que cualquier medicina con más de 900 col/ml está contaminada y no se puede vender, por lo tanto el grado de flora microbiana inicial es bastante alto. El término "incontable", se refiere a que existe tal cantidad de colonias, que es imposible contarlas, por lo que hubo gran crecimiento incluso después de la adición del antibiótico.

Los resultados nos indican que a pesar de ser casi 6 veces más alta la concentración que la utilizada en los reactores piloto, el antibiótico no afecta el crecimiento de los microorganismos, por lo que el tratamiento térmico es efectivo. Además, al cargarse dentro de las proporciones del 5-15%, no existe riesgo de muerte por antibiótico en la flora microbiana.

La segunda conclusión que se puede obtener del estudio, es que la temperatura afecta positivamente el crecimiento de las bacterias.

C. Método de carga del reactor

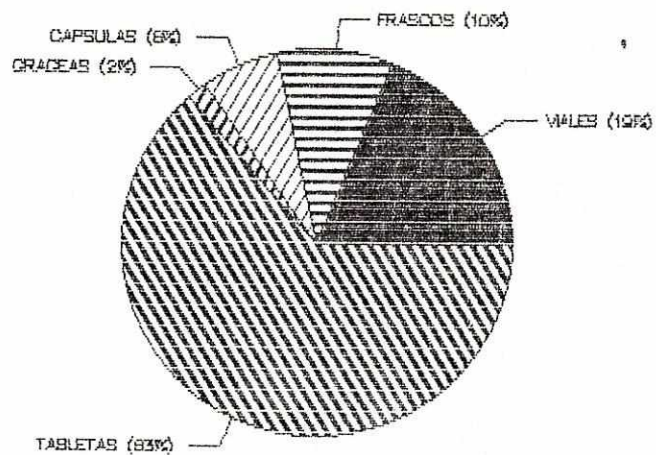
Dado que la gran mayoría de los desechos a tratar están en su empaque original, es decir, en laminado, frasco o vial, esto constituye un problema. Los volúmenes de desecho que se manejan con base en datos de un año anterior, son en promedio por mes:

- a. 300 viales
- b. 1000 tabletas
- c. 100 cápsulas
- d. 150 frascos

Las tabletas no vienen en su empaque original, la gráfica siguiente nos muestra la distribución de los desechos, según su empaque:

GRAFICA #5:

DISTRIBUCION DE LOS DESECHOS
SEGUN EL EMPAQUE ORIGINAL



Como se puede observar en la gráfica, el 65% de los desechos son tabletas que no vienen en su empaque original, y los viales que constituyen el mayor problema de desecho, son sólo el 19%.

Con base en los volúmenes no se justifica un sistema mecánico de desecho que separe el producto de su envase original, por lo que la separación debe ser manual.

XII EVALUACION DEL TIPO DE REACTOR

A. El reactor se diseñó tipo batch, ya que los volúmenes de desecho no requieren un sistema de tratamiento continuo. Los estudios preliminares se llevaron a cabo en un reactor piloto de 500 ml de vidrio opaco, el cual permitió observar los siguientes factores:

1. Sedimentación debido a que los desechos llevan sólidos en suspensión, un 8-10 % de sólidos. Después de un par de horas se observa la formación de una capa en el fondo del reactor, que determina la necesidad de evaluar dos correcciones: agitación y aumento de área.
2. La necesidad de la agitación puede parecer, a simple vista, la solución más aceptable, pero no es compatible con la intención de aumentar el área de contacto. Se discutirá posteriormente la implementación de una circulación cerrada de bajo caudal para evitar la sedimentación.
3. El aumento del área de contacto tiene dos funciones: proveer a la flora microbiológica de una estructura de crecimiento de colonias, y proporcionar una mayor área de contacto para la reacción de biodegradación. Por lo anterior es necesario implementar una estructura que cumpla las dos funciones, la elección es: Un empaque poroso. Se elige un reactor empacado.

A continuación se presenta la gráfica del estudio preliminar que se desarrolló para evaluar el efecto inicial del tiempo de residencia, al igual que los factores anteriormente mencionados.

La gráfica nos muestra cómo en cuatro de los cinco casos evaluados se obtiene un mayor consumo de oxígeno en la segunda semana, a excepción del compuesto número 4, que tiene un decremento. Dicho compuesto es inestable en atmósfera de oxígeno, por esa razón se descompone muy rápido. La tendencia es que el consumo de oxígeno aumenta, esta da un indicio que existe biodegradabilidad, y que se está generando biomasa que consume más oxígeno.

GRAFICA #6

ESTUDIO PRELIMINAR DEL TIEMPO DE RESIDENCIA

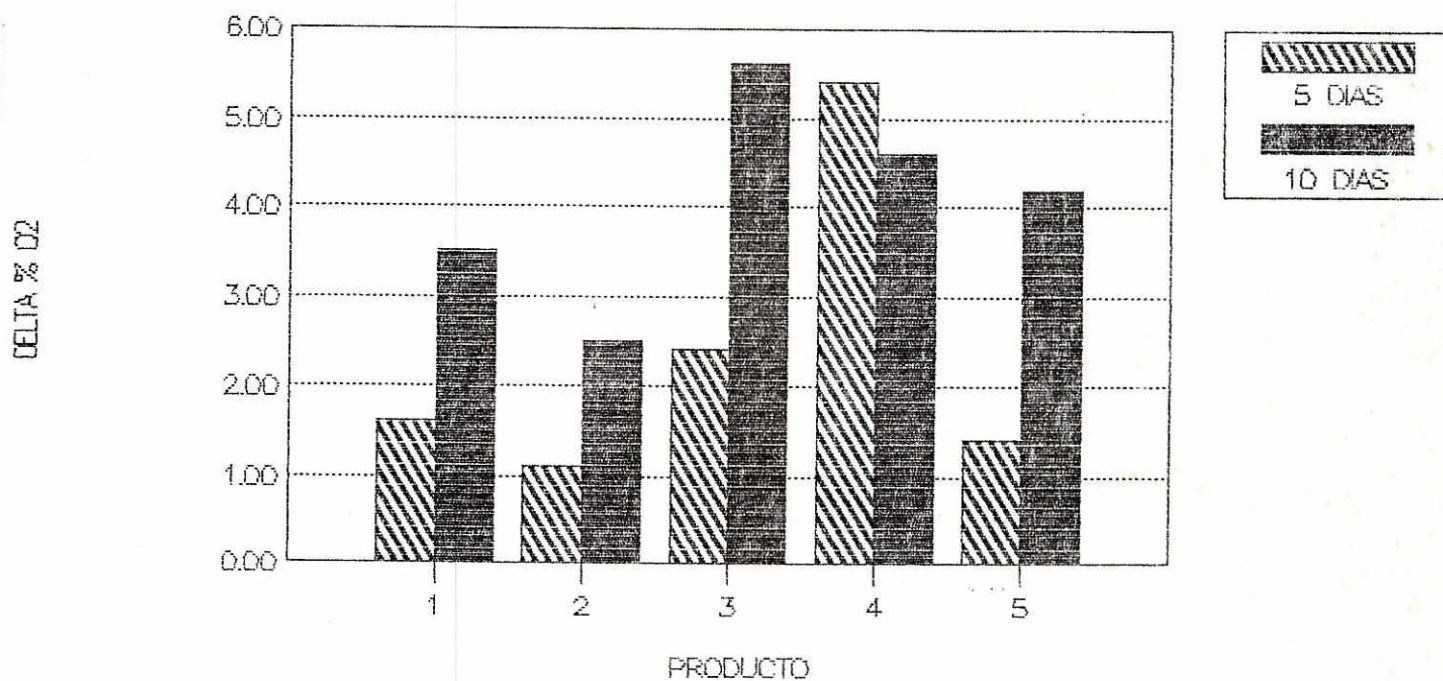


TABLA #6

COMPUESTO	DELTA % O2 1ER SEMANA	DELTA % O2 2DA SEMANA
1	1.6	3.5
2	1.1	2.5
3	2.4	5.6
4	5.4	4.6
5	1.4	4.2

El Delta % O₂ representa la disminución en el porcentaje de oxígeno de la muestra, en relación al porcentaje inicial de cada muestra. Para la primera semana fue 20.9% oxígeno inicial, para la segunda semana, fue el valor final de la primera semana.

- B. El tipo de empaque del reactor: Este debe tener una relación de área a volumen grande y bajo costo. Dado que uno de los objetivos del estudio es encontrar el método de tratamiento al menor costo posible. Se seleccionó la piedra pómez como empaque, debido a que su costo es el más bajo de cualquier empaque. Además, debido a su porosidad, su relación de área/volumen es muy grande, es ideal para las necesidades del reactor. Debido a que se maneja un pH casi neutro y no hay materiales corrosivos, este empaque resulta ideal. La piedra para el reactor fue tamizada, y se utilizó piedra comprendida entre 1/2 y 2 " de diámetro.

XIII. PRIMERA CORRIDA EXPERIMENTAL

La primera corrida experimental se llevó a cabo en un reactor de 5 galones, el volumen equivalente ocupado por el empaque es del 56%. El volumen del reactor era de 18.9 litros, el volumen del líquido era de 8.5 litros.

El reactor batch biológico se elige de tipo anaeróbico, por las siguientes razones:

- A. Debido a que los volúmenes son bajos, podemos tener un tiempo de residencia alto.
- B. Este reactor no necesita de un suministro de aire, que en algunos casos debe de ser con agitación, o a la intemperie, como el caso de lagunas de aireación o con boquillas de aire a presión como el de los tanques de burbujeo. Estos medios producen costos de operación relativamente altos.

El reactor se mantendrá anaeróbico, con la ayuda de una válvula de cheque horizontal colocada en la parte superior del reactor. En el momento en que la presión interna del reactor sea mayor que la atmosférica y venza el peso del cheque, se liberan los gases internos, por lo que después de un tiempo de estabilización, el oxígeno contenido en el agua y en el aire interno del reactor es desplazado, quedando una atmósfera libre de oxígeno.

Por el tipo de empaque que flota, el nivel del empaque debe estar hasta la parte alta del reactor, para que se ejerza presión y la cama se mantenga lo más estable posible. El reactor era de vidrio transparente, por lo que éste fue cubierto con plástico negro, para bloquear la luz. Este fue sometido a los cambios de temperatura del ambiente. El estudio del BOD₅ fue seguido como función del tiempo, como se muestra en la gráfica siguiente:

GRAFICA #7:

REACTOR EMPACADO 5 GALONES PRIMERA CORRIDA EXPERIMENTAL

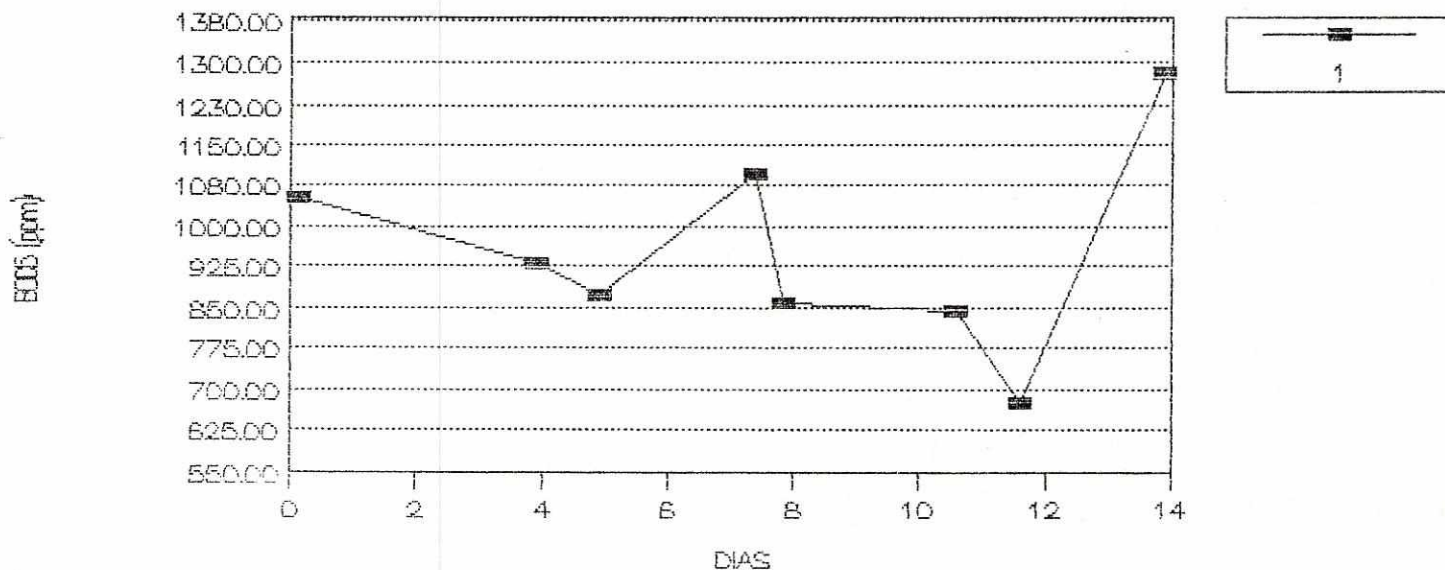


TABLA #7:

DIA	BOD ₅ (ppm)
0	1051
3.92	930
4.9	875
7.38	1097
7.83	861
10.6	843
11.6	675
13.9	1283

Como se observa en la gráfica, no se pudo obtener una tendencia constante, lo que lleva a determinar los siguientes factores:

- C. Los cambios de temperatura afectan la reacción de biodegradación, ya que las condiciones para los microorganismos no son aptas a todas las temperaturas.
- D. La toma de muestras no es representativa, es decir, la composición en el reactor no es uniforme, y debido a la falta de circulación no se puede obtener un mezclado que homogenice la solución. Esta es la causa mayor de porque se obtienen puntos altos y bajos en la gráfica. Esto se demuestra en el análisis de uniformidad mostrado por la gráfica siguiente:

GRAFICA #8:

UNIFORMIDAD DEL REACTOR EMPACADO PRIMERA CORRIDA EXPERIMENTAL

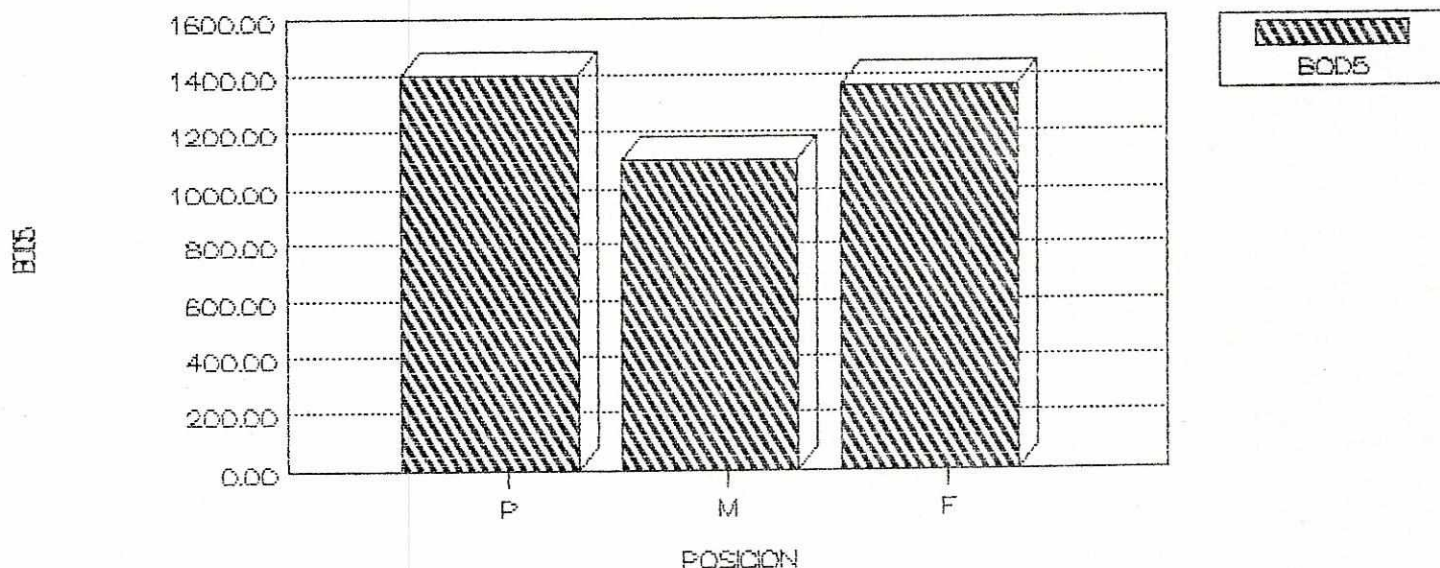


TABLA #8:

LOCALIZACION	BOD ₅ (ppm)
PRINCIPIO	1401
MEDIO	1098
FINAL	1360

Aquí se observan los resultados de BOD₅ obtenidos, al analizar el principio, medio y final del reactor. La falta de uniformidad dentro del reactor es evidente, sobre todo en la parte media del reactor.

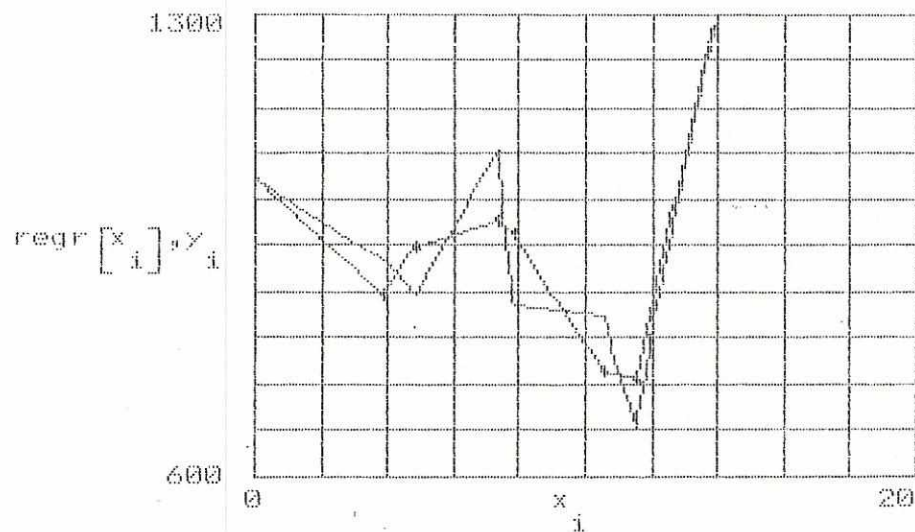
E. Sí existe una tendencia a la disminución de la carga biológica; en los primeros días es mucho más acelerada, conforme pasa el tiempo se vuelve más lenta, lo cual sugiere:

1. Hay una creación muy grande de biomasa que empieza a interferir.
2. El medio se satura y el reactor no puede biodegradar tan rápido como antes.

F. La liberación de presión tiene un efecto positivo en la reacción. Esto fue determinado corriendo un piloto en un frasco de 1 litro con un tapón de hule y un sello metálico; la presión que el recipiente generó fue tanta, que se observó una deformación en el tapón del frasco. En los primeros días se escucha a intervalos seguidos la liberación de presión y se observa la generación de burbujas a todo lo largo del reactor y en especial en la parte de abajo, donde está el medio más anaeróbico.

G. Se llevó a cabo un análisis numérico de los datos obtenidos. Se aplicó un programa de ajuste, para evaluar si se podía obtener una correlación para los datos experimentales. Se obtuvo una correlación del 90.65%, pero el polinomio no nos da una tendencia definida. La gráfica de correlación se muestra a continuación. Siendo $\text{regr}(x_i)$ la correlación y " y_i " los datos experimentales:

gráfica #9:



XIV SEGUNDA CORRIDA EXPERIMENTAL:

Esta se llevó a cabo en un período de 45 días, en la cual se monitorea la temperatura en base diaria, con tres mediciones. Las gráficas en la página siguiente nos muestran el comportamiento del reactor y la temperatura en función del tiempo (para el detalle de los datos consultar anexo 4).

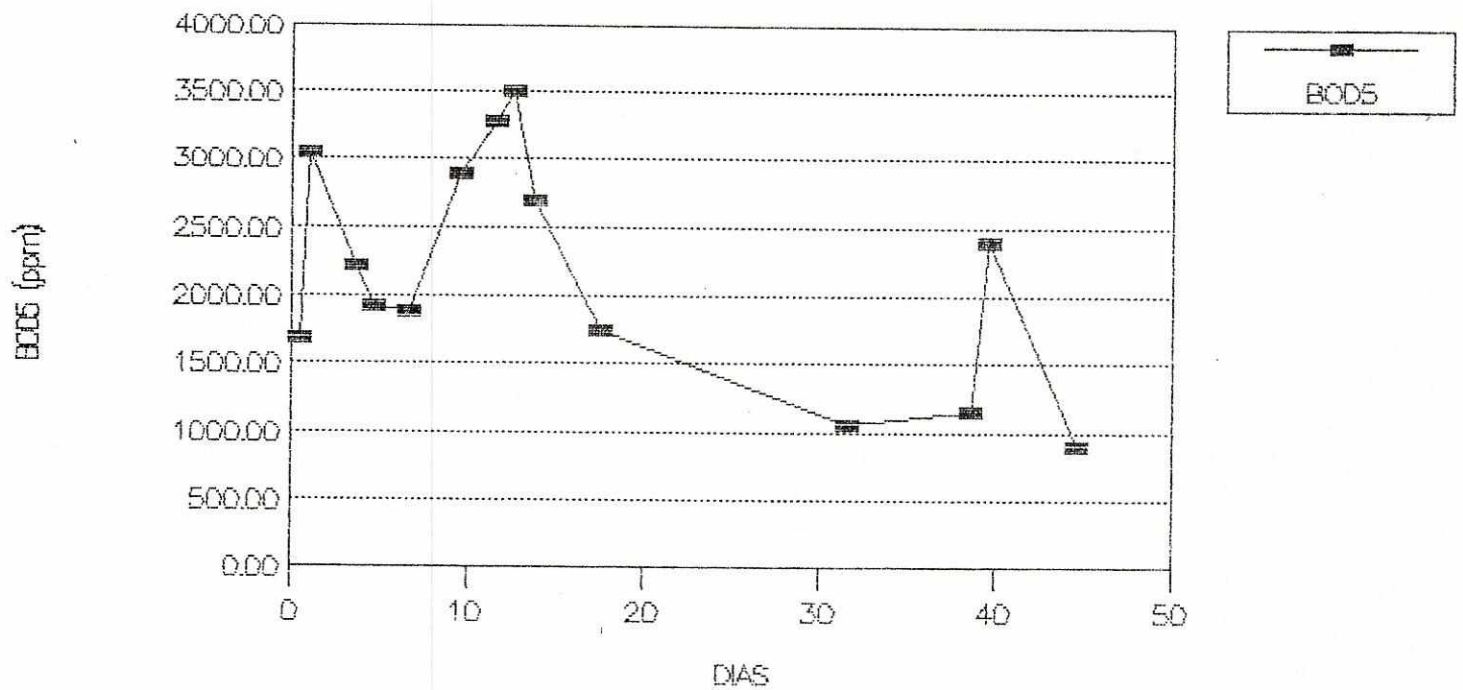
La gráfica #10 nos muestra el comportamiento del reactor, es parecida a la primera corrida, sólo que en este caso se obtiene una tendencia más definida a la disminución de BOD5, a excepción de un punto a los 40 días, el cual se sale de la tendencia, que muy probablemente es debido a una falta de homogeneidad en el reactor. Para la toma de muestra en esta corrida, se mezcló manualmente el reactor piloto para obtener muestras lo más representativas posibles.

La gráfica #11 nos enseña el resultado del monitoreo de la temperatura, la cual mantiene una tendencia de ciclos, y se mantuvo alrededor de 16.40 y 17.60 grados celsius, a excepción del día 21 en el cual hay un decremento sustancial en la temperatura.

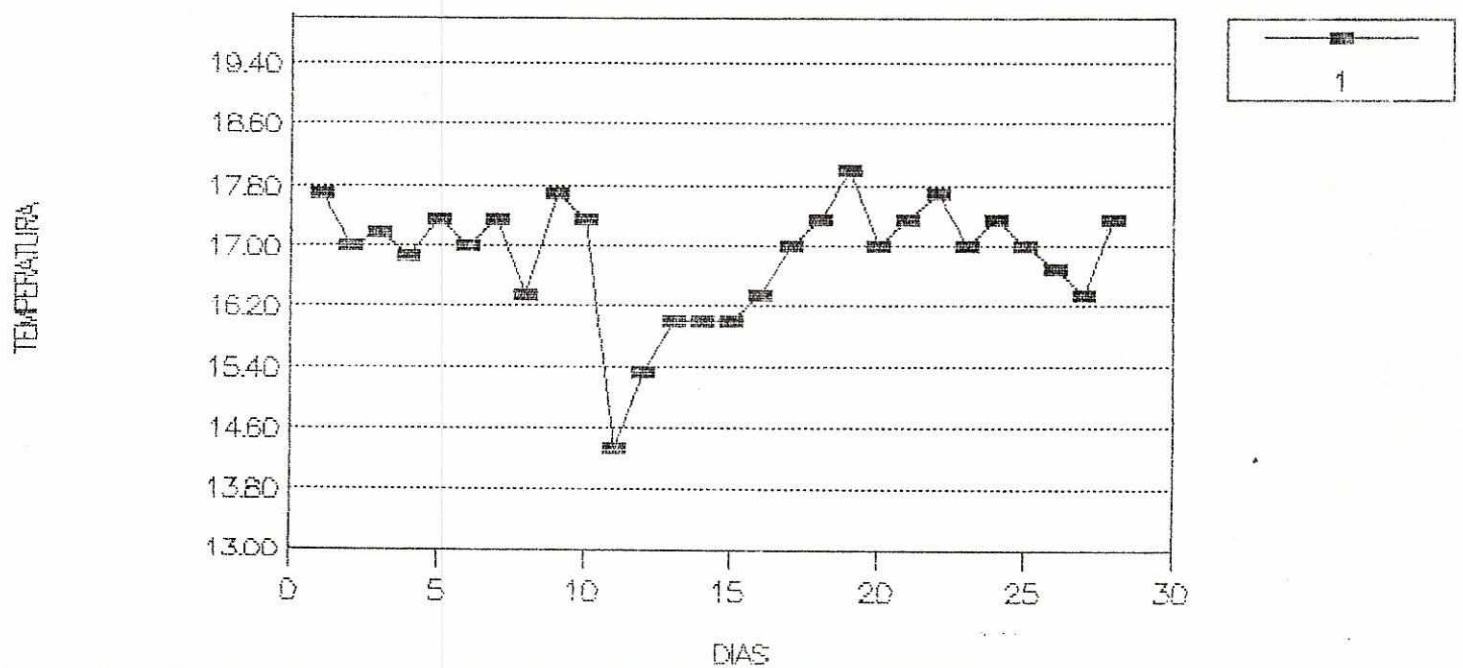
Se llevó a cabo un análisis numérico igual al de la corrida número uno. Se encontró que se podía aproximar por un polinomio de grado 4, pero con un coeficiente de correlación de 68 %. Se muestra a continuación la gráfica.

SEGUNDA CORRIDA EXPERIMENTAL

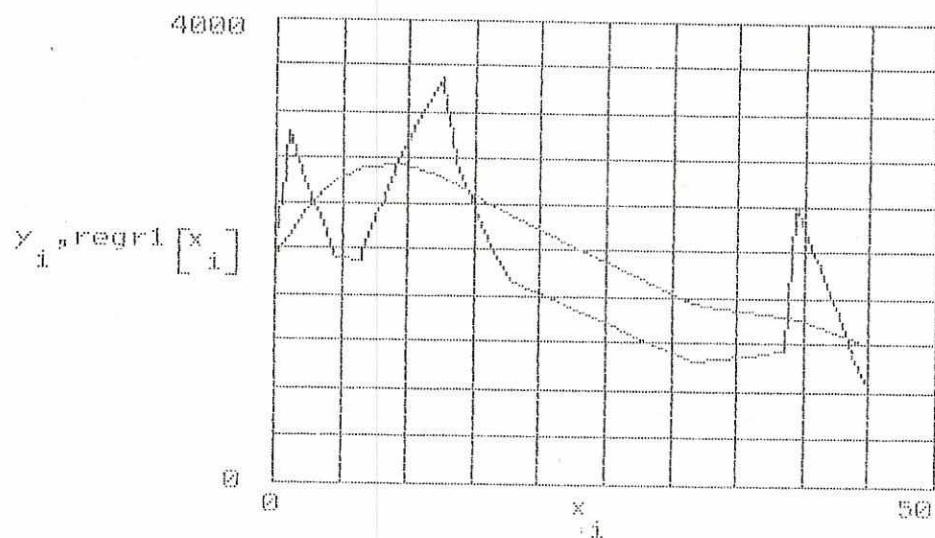
GRAFICA # 10



TEMPERATURA PROMEDIO AMBIENTAL
SEGUNDA CORRIDA (GRAFICA # 11)



GRAFICA #12



Como se observa en la gráfica, el polinomio resultante tiende a suavizar los picos de los puntos experimentales. La tendencia clara que nos deja es que existe un período en el cual aumenta el valor de BOD5. Esto es probable que se deba al asentamiento y a la concentración parcial, luego se genera biomasa, y los microorganismos comienzan a consumir los desechos, que es lo que se observa en una disminución de la carga biológica.

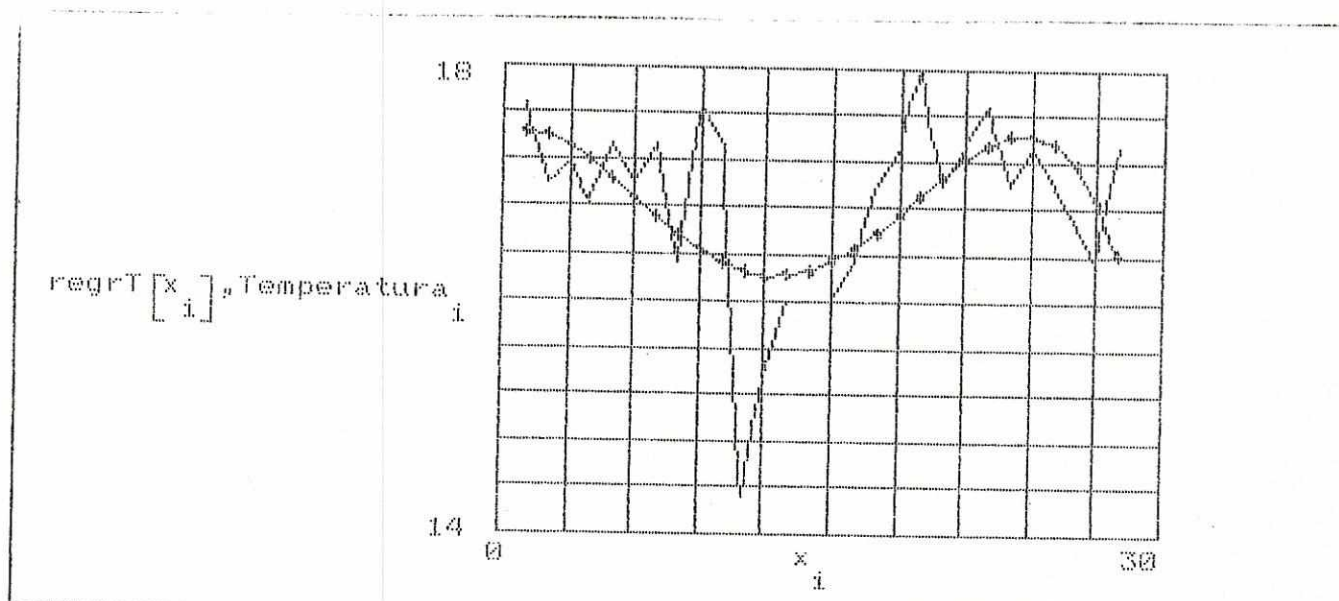
La tabla #9 nos muestra los valores de la segunda corrida experimental:

TABLA #9:

DIA	BOD ₅ (ppm)
0	1692
1	3042
3.63	2226
4.63	1927
6.63	1892
9.59	2889
11.6	3291
12.6	3496
13.8	2700
17.6	1747
31.6	1061
38.6	1144
39.6	2390
44.6	898

Se efectuó de igual modo una correlación para la temperatura, la cual nos dio un coeficiente de correlación de 75%, y el polinomio resultante nos muestra una clara tendencia de ciclo, tal como lo muestra la gráfica siguiente:

GRAFICA #13



De la segunda corrida experimental podemos concluir:

- A. Necesidad de tener un medio de mezclado para evitar sedimentación, y llegar a una homogenidad en el reactor, para obtener una mejor eficiencia de éste.
- B. La temperatura no afecta de una manera drástica el comportamiento del reactor, pero al no existir control sobre la misma, no podemos obtener el máximo de la reacción, ya que no dejamos que las especies microbiológicas se establezcan en condiciones fijas, por lo que podemos matar algunas, o las ponemos en condiciones en las cuales no pueden biodegradar el material orgánico que se carga al reactor.

XV CORRIDA A TEMPERATURA CONSTANTE:

Debido a que no se pudo obtener conclusiones claras respecto de la temperatura en la corrida experimental #2, se evaluó una corrida a una temperatura constante de 35 grados, con dos reactores con igual carga sometidos a iguales condiciones. El tamizado del empaque fue igual que para el reactor piloto de 5 galones.

GRAFICA #14:

REACTOR EMPACADO A TEMP. CONSTANTE
 REACTOR #1 T= 35 °C

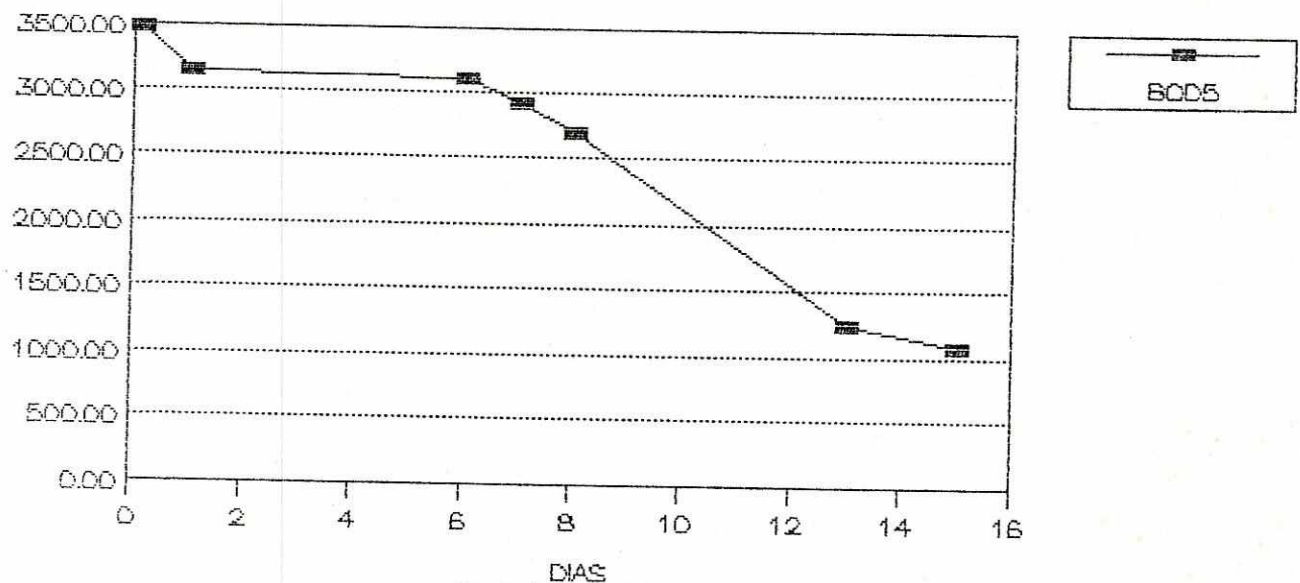


TABLA #10

DIA	BOD ₅ (ppm)
0	3558
1.04	3145
6.04	3104
7.04	2918
8.04	2687
13	1242
15	1077

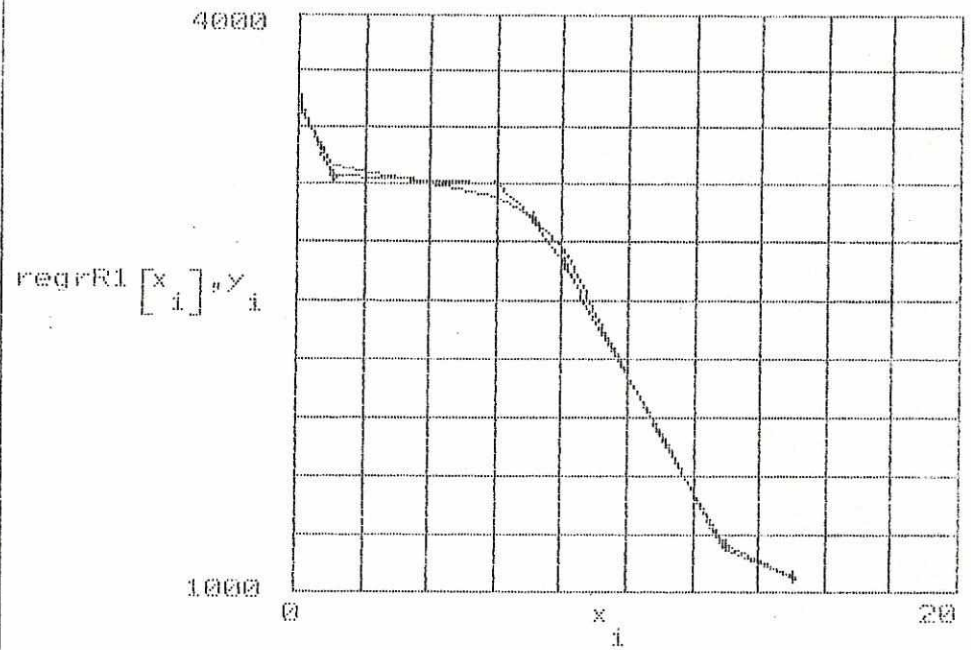
Con base en la gráfica podemos deducir lo siguiente: existe un período de gestación microbiana, después del cual sigue una rápida reacción de consumo de BOD₅, es decir, la degradación del material orgánico.

En este reactor se mezcló en un baño ultrasónico por 5 minutos. El reactor era empacado y de un tamaño de 1 litro. Como se puede ver tiene una clara tendencia a la disminución y no se tienen puntos fuera del patrón.

Se efectuó un tratamiento numérico igual al de las anteriores corridas, obteniéndose en este caso un coeficiente de correlación de 99.876 casi perfecta, en la aproximación por un polinomio de grado 4.

La gráfica se muestra en la siguiente página.

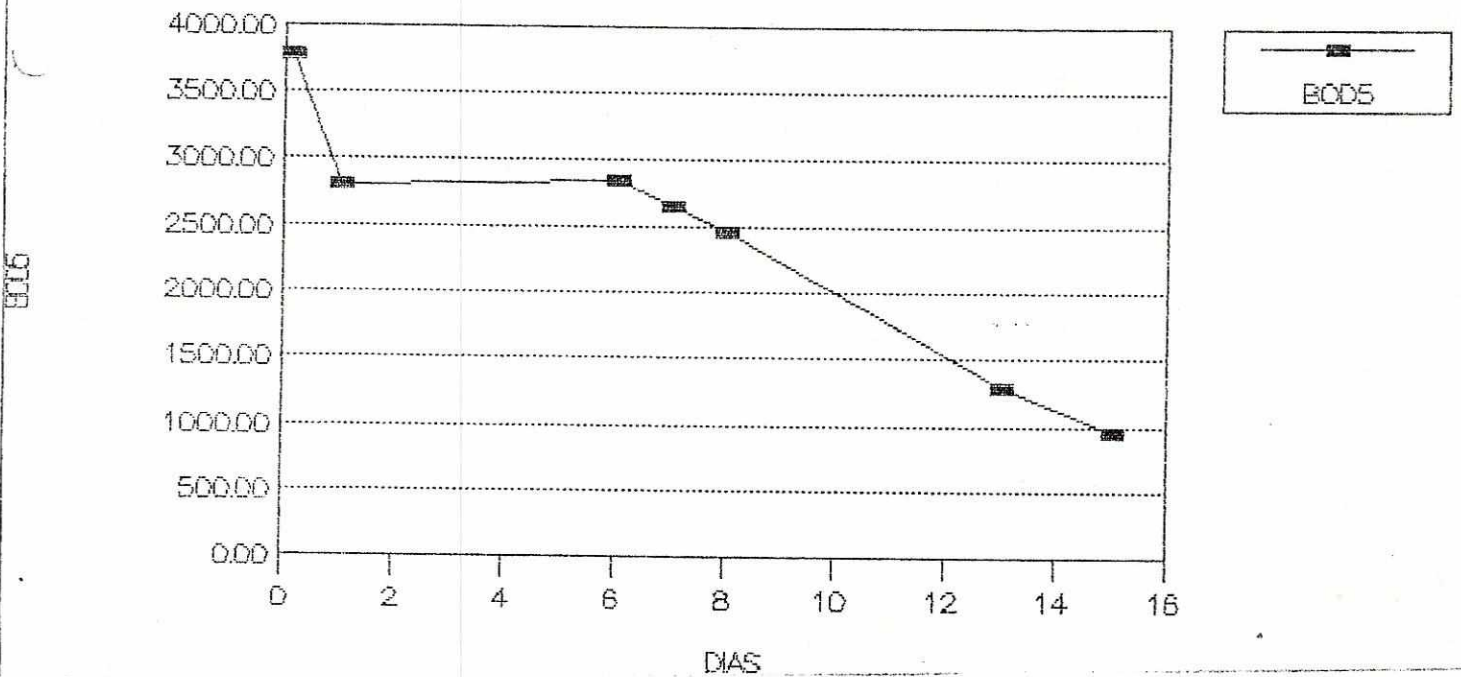
GRAFICA #15:



Para el reactor #2 se obtuvo la siguiente gráfica:

GRAFICA #16:

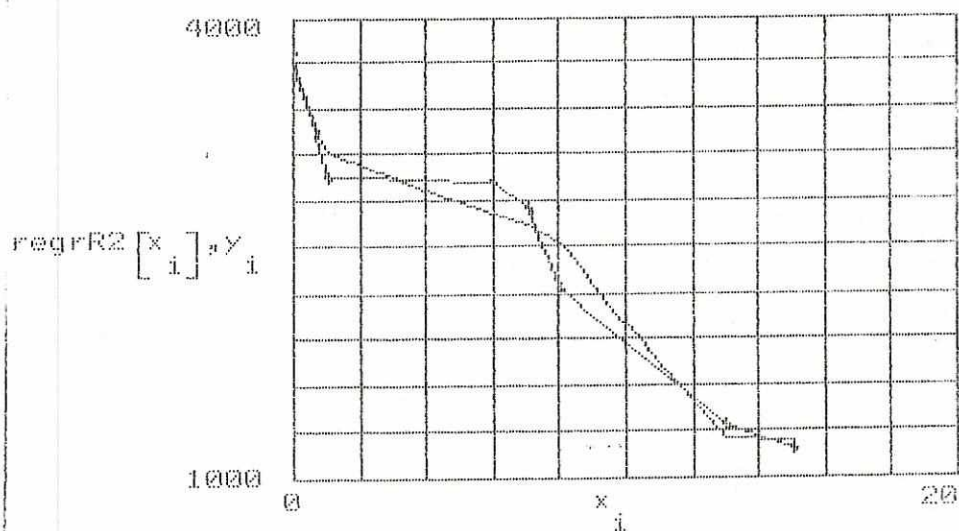
REACTOR EMPACADO A TEMP. CONSTANTE
 REACTOR #2 T= 35 'C



Para este caso la tendencia se repite, existe una disminución inicial o sea un período de gestación o incubación después de la cual se observa un rápido decremento en el contenido de BOD5.

Se hizo un ajuste numérico, y se obtuvo una correlación del 98%. La gráfica se muestra a continuación:

GRAFICA #17:

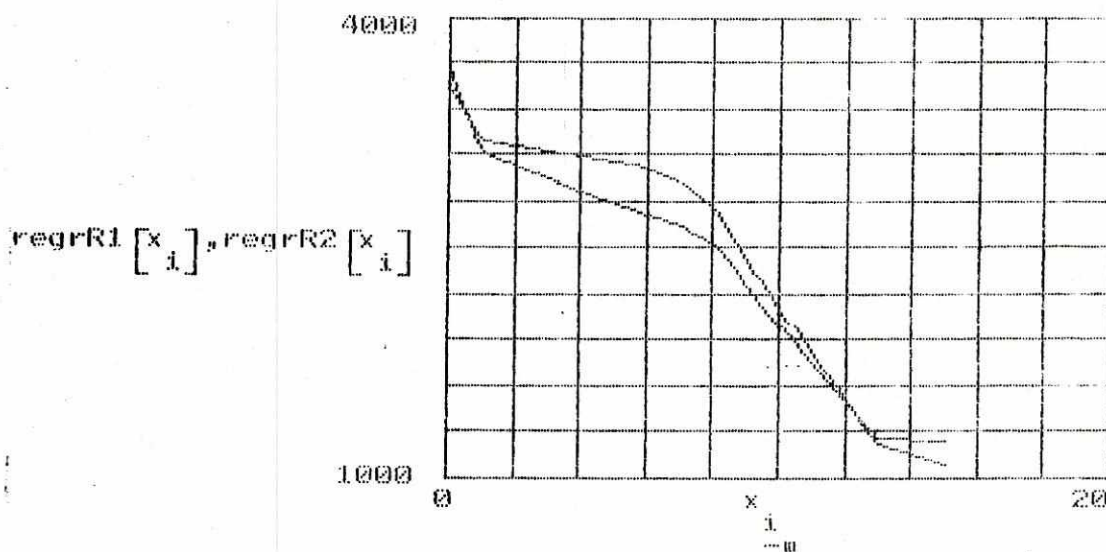


Cabe hacer notar que estos reactores a temperatura constante no tenían una válvula de alivio para liberar el gas generado. El volumen ocupado por la solución era de aproximadamente 3/4, y el gas se liberaba por medio de una jeringa antes de tomar la muestra; pero es probable que el período asumido como incubación haya sido un efecto

negativo de la presión, ya que ésta no se liberó por 5 días.

A continuación se muestra una gráfica que compara las dos correlaciones hechas para los reactores a temperatura constante:

GRAFICA #18:



El reactor #2 está un poco abajo del reactor #1, pero dentro del margen del error experimental se puede decir que se comportan igual. Además hay que considerar que el área de empaque no fue exactamente la misma, y que si bien el agua fue tomada del pozo en la misma fecha, puede no tener igual contenido de microorganismos.

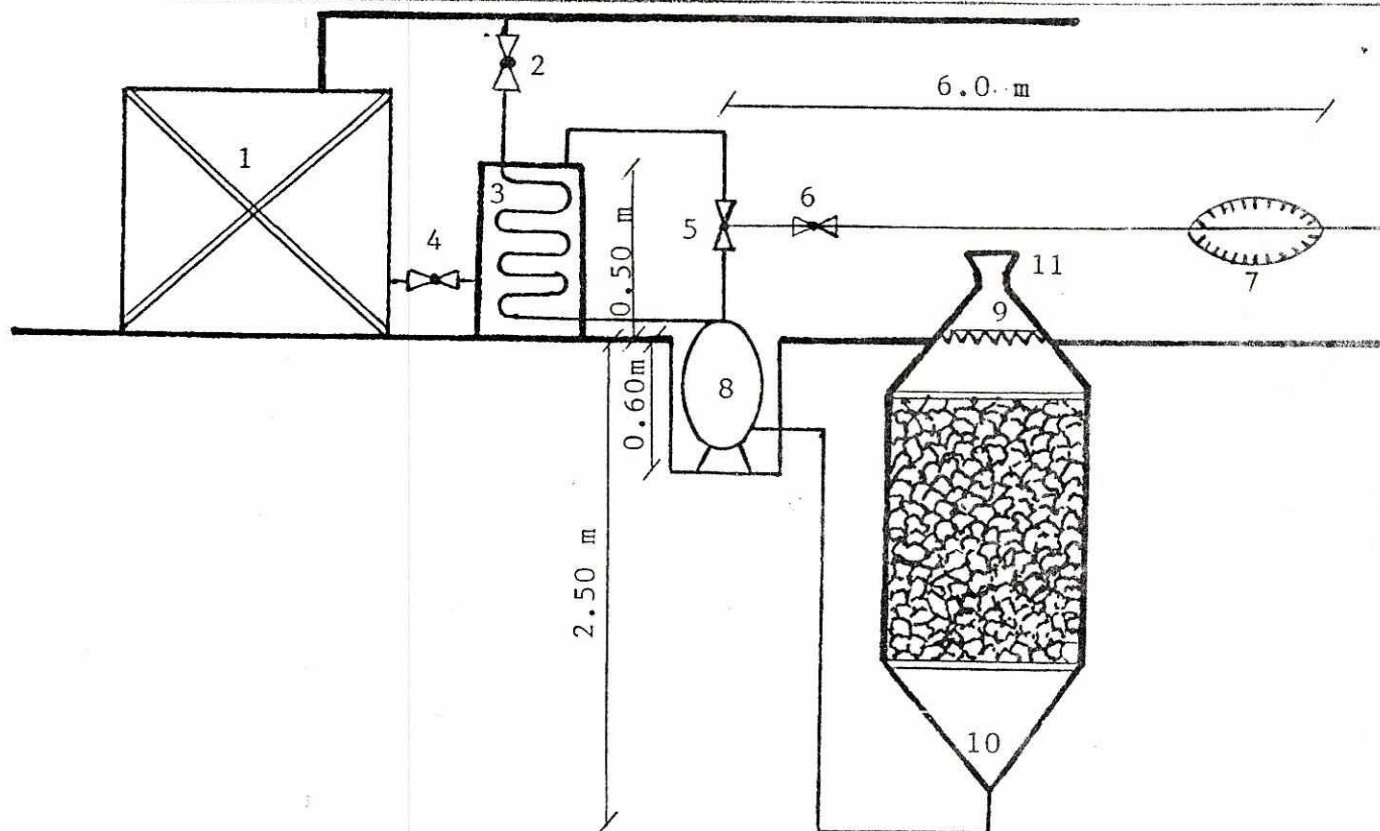
Por lo tanto, a partir de esto podemos concluir en forma definitiva la necesidad de:

- A. Un reactor tipo Batch, con liberación de presión, empacado con piedra pómez y con una malla para mantener fijo el lecho.
- B. Una mezcla en el reactor para mantener la composición lo más homogénea posible. Dado que el reactor es empacado, debe ser una mezcla que se dé con base en un flujo continuo, para lo cual se requerirá:
 - 1. Una Bomba
 - 2. Tubería
 - 3. Sistema de distribución sobre el empaque
- C. Mantener la temperatura constante, alrededor de 35 grados, lo cual requerirá:
 - 1. Un equipo de transferencia de calor
 - 2. Un aislamiento del recipiente, para cuando no se suministre calor.
- D. Una manera de poder obtener muestras representativas del reactor para poder llevar un control sobre cada batch, en un periodo de 10 dias. Esto requerirá de:
 - 1. Una válvula para toma de muestra.

XVI DISEÑO DE PLANTA

A. Cálculos de equipo:

1. Esquema del equipo y las conexiones a ser utilizadas:



1. Torre de enfriamiento.
2. Válvula de control para admisión del agua caliente, que viene de la torre de enfriamiento.
3. Tanque de calentamiento de la solución, con serpentín.
4. Válvula de ingreso de agua del pozo.
5. Válvula de tres vías, para descarga del reactor y calentamiento.
6. Válvula para control de flujo al ozonizador.
7. Ozonizador.
8. Bomba centrífuga.
9. Espárrago para distribución de la solución en el empaque.
10. Reactor empacado con piedra pómez.
11. Válvula de cheque.

B. Diseño del reactor: El reactor se elige del tipo de un recipiente con conos, en su parte alta y baja. En la parte baja para evitar la sedimentación y establecer una buena circulación. El cono de la parte alta es para canalizar la presión hacia un punto central en el cual está colocada una válvula de alivio. El cono superior está hecho de acero al carbono, la idea es que sea desmontable y sirva de entrada al reactor, cuando se desea hacer alguna inspección o reparar algo. El cono de abajo y la parte central serán de concreto, con un espesor de 10 cm. El tanque estará bajo tierra, ya que de esta manera se prevé de un aislante barato, para la noche, tiempo durante el cual no hay circulación de agua a la torre de enfriamiento.

El reactor cuenta con una malla circular de un abertura de $1/3''$. La función de dicha malla es mantener fijo el lecho de piedra pómez, ya que de no estar ésta, el lecho flotaría quedando parte de la piedra sin líquido, lo cual reduce el área para la reproducción y asentamiento de microorganismos.

Con base en los datos obtenidos de las corridas experimentales a temperatura constante, se evaluó una aproximación por medio de los polinomios de Lagrange. Con esta extrapolación se estima un tiempo de retención para una carga de 150 BOD₅, de 18 días. Como margen de seguridad se tendrá un tiempo de residencia de 30 días, debido a la conocida tendencia asintótica de dichas gráficas. (los

cálculos pueden consultarse en el anexo 5).

El volumen necesario de empaque y líquido, para obtener la conversión deseada de 100 kg de desechos, es 1.5 m³; como la producción de desechos puede variar, damos un margen de 1m³ más, por la necesidades futuras y dejamos un margen de seguridad de 0.5 m³, que son ocupados por las tapaderas en forma de conos.

A continuación se presenta el dibujo con las dimensiones del reactor:

r1= 0.70 metros

h1= 1.65 metros

h2= 0.41 metros

ángulo de las tapaderas del cono: 30 grados.

La válvula de alivio consistirá en una válvula cheque vertical, de 1 1/2 pulgada. En la corrida experimental se utilizó, una válvula de 1/2 pulgada, se estima que la de 1 1/2 será capaz de liberar la presión que se pueda generar dentro del tanque.

C. Análisis del tipo de bomba:

Existen varios tipos de bombas que se pueden utilizar:

* Desplazamiento positivo.

* Centrífugas

1. Las bombas de desplazamiento positivo nos dan un flujo pulsante, que en nuestro caso, no sería mayor problema, pero necesitan un sistema de protección para evitar que el motor se funda en el caso que la presión en la tubería aumente como resultado de una obstrucción o cierre de una válvula. Su mayor problema radica en su escasez en el mercado.
2. Las bombas centrífugas no tienen la necesidad del dispositivo de control, como en el caso de las bombas de desplazamiento positivo. Son muy fáciles de conseguir en plaza en el mercado local, y debido a que el contenido de sólidos no es tan alto y éstos no son abrasivos, los puede manejar sin mayor problema. Para evitar el problema de cavitación, se introducirá en la tierra, de tal modo que la succión quede abajo del nivel del

líquido en el reactor. No existe problema de cavitación, ya que la succión será mucho menor a 34 ft. Por las razones anteriores se considera la mejor opción. (para los cálculos referirse anexo número seis).

D. Equipo de transferencia de calor:

Las opciones son las siguientes:

1. Intercambiadores de concha y tubos
 2. Intercambiadores de tubos concéntricos
 3. Tanque con serpentines.
-
1. Intercambiadores de concha y tubo: Son los más caros en costos de instalación y construcción, incluso cuando el área que ocupan es baja. Sus costos de operación son proporcionales a la caída de presión a través del equipo. El mayor problema de este equipo resulta en que se maneja una solución con sólidos en suspensión, por lo que el ensuciamiento sería muy grande. Por los problemas de ensuciamiento, posible bloqueo y costo, se descarta esta opción.

2. Intercambiador de tubos concéntricos: a diferencia del de concha y tubo, tiene los costos de operación mucho más bajos. Además que su costo de instalación y construcción es muy bajo. El problema de esta alternativa es el espacio que requiere; normalmente es un tramo mucho mayor de tubería, dado que el sistema queda a la intemperie habría que aislarlo, y el espacio constituiría un problema.
 3. El tanque con serpentines. Presenta la mejor alternativa. Ocupa un espacio reducido, sus costos de operación son los más bajos, dado que el flujo en la bomba es de 3 gal/min. El recipiente es fácil de limpiar al igual que los serpentines, por lo que se puede mantener la eficiencia del equipo lo más alta posible con menos mantenimiento y tiempo.
- E. Para el cálculo del equipo se encontró el problema siguiente: Cuando se arranca, el reactor debe ser llevado desde la temperatura ambiente hasta 35 grados celsius, asumiendo una media en el año de 20 grados. Es una diferencia de temperatura de 15 grados, una vez alcanzado este punto, la temperatura debe mantenerse.

Por la función del equipo no se justifica tener un sensor de temperatura que arranque y pare la bomba, por lo que la solución más adecuada radica en diseñar el equipo de tal forma, que maneje una diferencia de temperatura de 8 grados celsius, que se estima es el valor que la solución pierde en la circulación y puede aumentár

su temperatura(32 a 40 °C) sin afectar al reactor. Por lo que al controlar la válvula de alimentación del agua, que viene de la torre de enfriamiento al serpentín, podemos suministrar inicialmente un mayor flujo para acelerar el aumento de la temperatura y, posteriormente, reducir el flujo para que sólo compense las pérdidas de la solución hacia el medio.

El resultado es que se necesita 1.17 metros de tubería de cobre BWG 12 de 1", colocado en un tanque de 15 galones (para los cálculos referirse al anexo 7).

Para manejar el reactor después de alcanzado los 35 °C, se necesita un flujo de: 1.5 gal/min.

(para los cálculos referirse anexo 8).

F. Análisis de la tubería: La tubería de alimentación, recirculación y descarga del reactor será de 1" de PVC (polivinil cloruro); esto nos da una velocidad en la tubería de 3 m/s, lo cual es suficiente para que no exista sedimentación en la tubería. El codo de la parte inferior del reactor sera de 90 grados, pero de radio largo para evitar sedimentación de partículas, el material de construcción debe ser PVC, al igual que el resto de la tubería que está bajo tierra, ya que ésta no se corroe. Los codos 90 grados

que están en el resto de la tubería, por la posición de éstos no corren riesgo de acumulación y de ser corroídos por picadura. Si la tubería y accesorios sufren corrosión, como están visibles pueden ser reemplazados. El largo total de la tubería es de:15 metros.

G. Análisis de válvulas

Todas las válvulas serán de bronce.

1. Para controlar el retorno al reactor, la válvula debe ser del tipo ON-OFF, ya que su función sólo sería estar cerrada cuando se esté disolviendo y mezclando la carga del reactor, el resto del tiempo permanece abierta.
2. Una válvula de tres vías, para que la solución pueda pasar al tanque con serpentines y cuando se vacía el reactor para descartarse al drenaje municipal, se pueda utilizar la misma bomba como medio de descarga.
3. Una válvula de globo para regular la descarga al drenaje, ya que debe pasar por un ozonizador, y al tiempo de residencia requerido por éste.
4. Una válvula de globo, que tiene como función regular el flujo del agua que viene del pozo, para lograr la dilución de la carga del reactor y llegar al volumen del líquido requerido, para que el lecho esté completamente inundado.

5. Válvula de globo: que regula el paso del agua caliente que pasa por los serpentines y luego regresa a la torre de enfriamiento. Su función de control será permanente.
6. Válvula de alivio: esta válvula está colocada en la parte superior del cono del reactor, su función es liberar la presión del reactor, y poder evacuar el oxígeno remanente, para que el reactor biológico opere en estado anaeróbico.

H. Accesorios al sistema

1. Medición del nivel: Es necesario tener un sistema de medición del nivel del líquido, para saber cuándo está inundado el lecho. Este consistirá en un tubo calibrado tal, que la altura de la columna del líquido nos indique el nivel del líquido en el reactor.
2. Tratamiento final: Al final del tiempo de residencia en el reactor, la corriente se descarga al drenaje municipal con la ayuda de la bomba. Existe la posibilidad de crear especies microbianas resistentes a las sustancias que se degradan en el bio-reactor, por lo cual es conveniente colocar un dispositivo en la tubería de descarga, de tal manera que destruya cualquier

bacteria que sea acarreada por la corriente en la tubería. El tratamiento más efectivo que se conoce es el de ozonólisis, dado que se puede controlar el flujo de descarga es posible manejar el tiempo de residencia, por lo que se puede utilizar un ozonizador de los que existan en plaza, al poder regular el flujo.

XVII RECOMENDACION DE OPERACION

- A. Para el arranque, la carga debe ser lo más rica en nutrientes, para favorecer el crecimiento. Se aconseja agregar compuesto que contengan almidón y glucosa.
- B. Para obtener una solución mas homogénea, se recomienda pasar el producto a desechar por un molino antes de cargarse al reactor.

XVIII CONCLUSIONES

- A. El tratamiento térmico a 110°C durante 10 minutos es efectivo para la inactivación de los antibióticos evaluados, pudiendo así ser cargados al reactor sin algún riesgo ambiental.
- B. El reactor batch con empaque de piedra pómez, con una recirculación de la solución a biodegradar a través de un serpentín de calentamiento, resulta un tratamiento efectivo que reduce el 80% de BOD5 inicial en un tiempo de 15 días.
- C. El tiempo de residencia para la solución se fija en 30 días y siendo el parámetro de diseño para el recipiente. Con este tiempo se asegura, al menos, alcanzar el 80% de la reducción de la carga biológica.
- D. El sistema diseñado puede ajustarse para una masa de desechos, dada su concentración, al controlar el flujo de agua del pozo que se desea ingresar, por lo que a mayor dilución, menor tiempo de residencia y mayor reducción del BOD5 inicial.
- E. La curva obtenida para los reactores a temperatura constante tiene una tendencia definida y puede ser correlacionada para estimar tiempos de residencia, tal como lo muestra los coeficiente de correlación de .98 y .99.

- F. El sistema diseñado utiliza mano de obra no calificada para el pretratamiento de los desechos. La supervisión necesaria es para seguir la curva del reactor y durante el arranque del mismo, así como para los momentos de carga y descarga.
- G. Se estima el costo total del equipo instalado en Q 9,000 y su costo de operación es Q 500 por año. Con esto se alcanza la meta de lograr un sistema de inversión inicial y costos de operación bajos.

XIX RECOMENDACIONES

- A. Para la puesta en marcha del reactor, es conveniente tener una siembra de microorganismos para mejorar la curva de crecimiento del mismo y acelerar su funcionamiento. Se aconseja tomar unos 10 kg de lodos o bien el equivalente al 10 % de la carga a ser ingresada de un reactor ya funcionando, como es el caso del reactor de Ciudad Peronia.
- B. Es conveniente un control de dos parámetros: Producción de metano y BOD5 de la carga. En el arranque debe verificarse la composición de los gases de salida, ya que al estar un 50% de metano o 50% de bióxido de carbono, nos indica que el reactor ya arrancó y está funcionando.
- Si no se tiene un cromatógrafo de gases para el análisis, se sugiere utilizar un equipo de análisis de gases de chimenea para determinar el Bióxido de carbono.
- C. La velocidad mínima en los tubos se define como 3 m/seg, pero debe verificarse experimentalmente que no exista arrastre de los microorganismos, y a su vez que no exista sedimentación en la tubería.
- D. El monitoreo del BOD5 del reactor será requerido, ya que no todas las cargas al reactor son iguales, por lo que se comporta de forma diferente y sus tiempos de residencia varían, y deben

determinarse individualmente hasta poder establecer un valor estadístico estandar.

XX BIBLIOGRAFIA:

- Bruce, S. Lane. "Pollution Control In The Pharmaceutical 1980 Industry". Industrial Pollution Handbook. Lund. 600 pp.
- Troop, William. " Select Aerators Rationally". Hydrocarbon 1981 Processing. October pp 93-99.
- Holman, J.P. "Transferencia de Calor". 1era ed. Mexico. Compañía 1981 Editorial Continental, S.A. 620 pp.
- Kern, D. "Procesos de Transferencia de Calor". 1era. ed. México. 1989 Compañía Editorial Continental, S.A. 980 pp.
- Perry, R.;Chilton C." Chemical Engineer's Handbook." 5Th ed. 1973 McGraw Hill Book Company.
- McCabe, W.;Smith J. "Operaciones Básicas de Ingeniería Química." 1981 España. Editorial Reverté 1045 pp.
- Treybal, R."Operaciones de Transferencia de Masa". 2da. ed. 1988 México. McGraw Hill. 858 pp.
- Burden, R.;Faires,J. "Análisis Numérico. México. Grupo Editorial 1985 Iberoamérica. 720 pp.

Calculo de BOD5:

$$\left[\left[(V_t - V_m) \cdot 1t \cdot \left[\frac{0.209}{22.4} \cdot 1t \right] \right] - \left[(V_t - V_m) \cdot \frac{\frac{02\%}{100}}{22.4} \right] \right] \cdot 32000 \cdot \frac{\text{mgO}_2}{1t} \cdot \text{ppm} \square$$

Donde:

V_t : Volumen total del recipiente.

V_m : Volumen total de la muestra liquida.

02%: Porcentaje de oxigeno final en la muestra

A continuacion se muestra un ejemplo del calculo:

$$V_t := .125$$

$$V_m := 0.025$$

$$02\% := 2.5$$

$$\text{BOD5} := \left[\left[(V_t - V_m) \cdot \left[\frac{.209}{22.4} \right] \right] - \left[(V_t - V_m) \cdot \frac{\frac{02\%}{100}}{22.4} \right] \right] \cdot \frac{32000}{V_m}$$

$$\text{BOD5} = 1.051 \cdot 10^3$$

$$\text{BOD5} = 1.051 \cdot 10^3$$

Calculo del Cp:

El calculo se basa, en que el calor suministrado tanto al agua como a la solucion, es el mismo.

$$QH_{2O} := Q_{sol} \quad (1)$$

$$QH_{2O} := m \cdot Cp \cdot \Delta t \quad (2)$$

$$Q_{sol} := m \cdot C_{psol} \cdot \Delta t \quad (3)$$

En base a la ecuacion (1), se se iguala el calor del agua y se despeja Cpsol.

$$C_{psol} := \frac{QH_{2O}}{m_{sol} \cdot \Delta t_{sol}} \quad \square$$

Se tomaron las mediciones de la temperatura de la solucion y agua a un intervalo de 2 minutos, en un rango de 26 a 38 grados que corresponde a los rangos de operacion del equipo, y se efectuó una regresion lineal sobre estos puntos y se tomo como valor promedio la pendiente.

Se realizo un promedio de las mediciones efectuadas, para las para las tres soluciones cargadas al reactor.

El valor promedio fue:

$$0.7384 \cdot \frac{BTU}{lb \cdot F} \quad \square$$

Un ejemplo de los calculos es el siguiente:

$$C_{pH_{2O}} := 0.9 \cdot \frac{BTU}{lb \cdot F}$$

$$\Delta t_{H_{2O}} := (94.1 - 78.8) \cdot F$$

$$\Delta t_{Sol} := (94 - 78.8) \cdot F$$

$$m_{H_{2O}} := 10 \cdot gm$$

$$m_{Sol} := 9.95 \cdot gm$$

$$QH20 := mH20 \cdot CpH20 \cdot \Delta tH20$$

$$QH20 = 0.27 \cdot \text{BTU}$$

$$Cpsol := \frac{QH20}{mSol \cdot \Delta tSol}$$

$$Cpsol = 0.889 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot \text{F}}$$

ANEXO # 3

COMPUESTO #1

	%O2 FINAL	DELTA O2	BOD5 (ppm)
ESTANDAR	7.2	13.7	130
ESTANDAR	6.92	13.98	133
ESTANDAR	7.8	13.1	125
3 MIN	8.7	12.2	116
3 MIN	8.6	12.3	117
3 MIN	8.7	12.2	116
5 MIN	10	10.9	104
5 MIN	9.3	11.6	110
5 MIN	9.8	11.1	106
8 MIN	9.8	11.1	106
8 MIN	9.3	11.6	110
8 MIN	9.4	11.5	110

COMPUESTO #2

	%O2 FINAL	DELTA O2	BOD5 (ppm)
ESTANDAR	16.9	4	200
ESTANDAR	16.3	4.6	230
ESTANDAR	16.6	4.3	215
3 MIN	16.9	4.3	215
3 MIN	16.9	4	200
3 MIN	16.8	4.1	205
5 MIN	17.9	3	150
5 MIN	16	4.9	245
5 MIN	17.2	3.7	185
8 MIN	15.4	5.5	275
8 MIN	17	3.9	195
8 MIN	15.4	5.5	275

COMPUESTO #3

	%O2 FINAL	DELTA O2	BOD5 (ppm)
ESTANDAR	14.1	6.8	67
ESTANDAR	13.8	7.1	70
ESTANDAR	14.3	6.6	65
3 MIN	15.3	5.6	55
3 MIN	15	5.9	58
3 MIN	15.5	5.4	53
5 MIN	15.6	5.3	52
5 MIN	15.9	5	49
5 MIN	15.8	5.1	50
8 MIN	15.7	5.2	51
8 MIN	15.7	5.2	51
8 MIN	15.8	5.1	50

CRONOGRAMA DE LA TEMPERATURA DEL REACTOR EN LA SEGUNDA CORRIDA

DIA	TEMP. MAHANA	TEMP. MEDIODIA	TEMP. NOCHE	PROM.
1	15	20	16.5	17.17
2	17	21	15	17.67
3	15	20	16	17.00
4	16	20	15.5	17.17
5	15	19.5	16	16.83
6	16	20	16	17.33
7	15	20	16	17.00
8	14.5	21.5	16	17.33
9	16	19	14	16.33
10	18	18	17	17.67
11	18	18	16	17.33
12	18	16	16	16.67
13	11	16	16	14.33
14	14	16	16	15.33
15	16	16	17	16.33
16	15	16	16	15.67
17	16	16	17	16.33
18	16	17	17	16.67
19	17	17	18	17.33
20	17	18	18	17.67
21	18	17	17	17.33
22	17	17.5	17.5	17.33
23	17	18	18	17.67
24	17	17	17	17.00
25	17	17	17	17.00
26	17	16	17	16.67
27	17	18	17	17.33
28	16	17.5	17	16.83
29	16	18	17	17.00
30	17	19	17	17.67

CALCULOS DEL TAMAÑO DEL REACTOR:

La extrapolacion por medio de polinomio de lagrange da un tiempo esperado de:

$$\text{dia16} := 372$$

$$\text{dia17} := 77.43$$

Se sabe que la tendencia de la curva de disminucion en el contenido de BOD5 es asintotica, en funcion del tiempo, es decir, que se necesitaria un tiempo casi infinito para obtener un valor de 0 ppm de BOD5. Por lo tanto, la extrapolacion del polinomio de lagrange no es confiable para predecir despues de unos cuantos puntos el comportamiento de la funcion.

Se determina establecer un margen de seguridad en base al tiempo de residencia de un 75%. El margen tan alto es por varias razones: el valor de 100 kg/mes es un valor promedio, pueden existir meses mas altos, se encuentran mes picos de hasta 150 kg/mes, y debe de dimensionarse de tal modo que exista lugar para el tratamiento de mas desechos, en cuanto la planta aumente su volumen de produccion.

La carga del reactor piloto es de 50g/ en un volumen de .250 litros de agua.

$$V_{\text{piloto}} := \left[50 \cdot \frac{\text{g}}{.250 \cdot \text{lt}} \right]$$

$$\text{BOD5}_{\text{piloto}} := 3530 \cdot \text{ppm}$$

$$\text{dia16} := 372 \cdot \text{ppm}$$

$$\text{dia17} := 77.43 \cdot \text{ppm}$$

$$\text{BOD5}_0 := 3530 \cdot \text{ppm}$$

Para obtener una dilucion inicial de BOD5 de 3530 ppm se necesita un volumen de agua de :

$$V_{\text{1RH2O}} := 100 \cdot \frac{\text{kg}}{V_{\text{piloto}}}$$

$$V_{\text{1RH2O}} = 0.5 \cdot \text{m}^3$$

La relacion obtenida de agua a empaque en los reactores piloto se ⁷⁵
mantuvo, 44% agua contra un 56% del volumen ocupado por el empaque:

$$\text{Voltot1} := \text{VolRH2O} \cdot \frac{100}{44}$$

$$\text{Voltot1} = 1.136 \cdot \text{m}^3$$

Dejando un volumen de .5 m³ para que sea ocupado por las tapadera,
y aplicando el margen de seguridad del 75% obtenemos:

$$\text{VoltotR} := \left[\text{Voltot1} + .5 \cdot \text{m}^3 \right] \cdot 1.75$$

$$\text{VoltotR} = 2.864 \cdot \text{m}^3$$

Para redondear se establece un volumen base del reactor de 3m³ en
total, se procede a determinar las dimensiones especificas de cada
parte:

Calculando las dimensiones del cilindro central, evaluando por prueba
y error para obtener un valor total aceptable obtenemos:

$$r := 0.70 \cdot \text{m}$$

$$h1 := 1.65 \cdot \text{m}$$

$$\text{Volcil} := \pi \cdot r^2 \cdot h1 \quad \text{Volcil} = 2.54 \cdot \text{m}^3$$

Calculando las dimensiones de las tapaderas del cilindro central,
evaluando por prueba y error para obtener un valor total aceptable
obtenemos:

$$h2 := 0.41 \cdot \text{m}$$

$$\text{Vcono} := \left[\frac{\pi}{3} \right] \cdot r^2 \cdot h2 \quad \text{Vcono} = 0.21 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{VfinalR} := \text{Volcil} + \text{Vcono} \cdot 2$$

$$\text{VfinalR} = 2.961 \cdot \text{m}^3$$

Esto nos da un angulo en las tapaderas del cono de:

$$\theta := \text{atan} \left[\frac{h^2}{r} \right]$$

$\theta = 30.358 \cdot \text{deg}$ Un angulo de 30 grados que es aceptable para evitar que exista sedimentacion en la parte inferior del reactor.

ANEXO #6:

CALCULO DE LA BOMBA:

$$h1 := (1.65 \cdot m + .41 \cdot m)$$

La altura desde el nivel del liquido hasta la succion en el cono inferior. Debido a que la bomba se selecciono centrifuga, debe de ser cebada, y debe de cuidarse que no cavite, por lo tanto, la posicion de la succion de la bomba debe estar abajo del nivel del liquido, de 50 centimetros es un valor aceptable

$$hs := 0 \cdot m - .50 \cdot m$$

$$hs = -0.5 \cdot m$$

$$h2 := 1 \cdot m$$

La descarga de la bomba se considera 1 metro sobre el suelo.

$$hd := 1 \cdot m + 0.50 \cdot m$$

$$hd = 1.5 \cdot m$$

$$\rho_{sol} := 0.98 \cdot \frac{gm}{cm^3}$$

La descarga en la parte alta de la bomba debe considerar la diferencia de nivel entre la bomba y el suelo por eso se corrige por 50 cm.

$$Patm := 12.378 \cdot psi$$

La presion atmosferica promedio de la ciudad capital.

$$Precip := Patm \cdot 1.15$$

$$Precip = 14.235 \cdot psi$$

Se corrige la presion del reactor en el lugar de la succion en un 15%, en base al peso de la columna de liquido, y a que el reactor se mantendra a una presion en la parte alta siempre ligeramente mayor a la atmosferica.

$$Flujo := 3 \cdot \frac{gal}{min}$$

Se escoge un valor de 3 gal/min como flujo de bomba, dado que se necesita un valor bajo para que no sustraiga a los microorganismo del lecho, y suficiente para mantener una circulacion adecuada, para tener

temperatura lo mas constante posible y que no haya sedimentacion.

DI := .493·in Tuberia 3/8

$$\text{area} := \pi \cdot \left[\frac{\text{DI}}{2} \right]^2$$

$$\text{area} = 0.001 \cdot \text{ft}^2$$

$$V_b := \text{Flujo} \cdot \left[\frac{1}{\text{area}} \right]$$

$$V_b = 1.537 \cdot \frac{\text{m}}{\text{sec}}$$

$n := 0.60$ La mayoría de bombas centrifugas trabajan con una eficiencia del 60%.

Se deben fijar los siguiente factores:

1. la gravedad tiene un valor de:

$$g_r := 32 \cdot \frac{\text{ft}}{\text{sec}^2}$$

2. La velocidad de la solucion en la succion es despreciable:

$$V_a := 0 \cdot \frac{\text{m}}{\text{sec}}$$

$$g_c := 32.174 \cdot \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{\text{sec}^2 \cdot \text{lb}_f}$$

3. Los factores de correccion de energia cinetica, α_a y α_b se asumen, iguales a la unidad.

$$\alpha_a := 1 \quad \alpha_b := 1$$

Planteando la ecuacion de Bernoulli, para determinar potencia de la bomba:

$$W_p := \frac{\left[\frac{\text{Patm}}{\rho_{\text{sol}}} + \left[g_r \cdot \frac{h_d}{g_c} \right] + \left[\alpha_b \cdot \frac{V_b^2}{2 \cdot g_c} \right] \right] - \left[\frac{\text{Precip}}{\rho_{\text{sol}}} + \left[g_r \cdot \frac{h_s}{g_c} \right] + \left[\alpha_a \cdot \frac{V_a^2}{2 \cdot g_c} \right] \right]}{n}$$

$$W_p = 1.296 \cdot m \cdot \frac{\text{kgf}}{\text{kg}}$$

Podemos asumir un valor de perdidas de fricción de:

$$h_f := 5 \cdot m \cdot \frac{\text{kgf}}{\text{kg}}$$

$$m_{sol} := \rho_{sol} \cdot \text{Flujo}$$

$$m_{sol} = 0.185 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$P_b := m_{sol} \cdot \frac{W_p + h_f}{75}$$

$P_b = 0.000205 \cdot \text{hp}$ Por lo tanto la bomba a ser utilizada debe ser de 1/4 hp. o el siguiente valor comercial existente.

Dado que el valor de potencia requerido es tan bajo, el flujo debera ser regulado con una valvula de globo antes de la valvula de 3 vias.

CALCULO DEL EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE CALOR

CALCULOS PARA LA SOLUCION:

$$TS1 := 95 \cdot F$$

$$TS2 := 68 \cdot F$$

$$\Delta t1 := 27 \cdot F \quad \text{delta de temperatura en la solucion a biodegradar.}$$

$$\rho_{sol} := .98 \cdot \left[\frac{gm}{cm^3} \right]$$

$$Q_{sol} := 3 \cdot \frac{gal}{min}$$

$$Cp1 := 0.7384 \cdot \left[\frac{BTU}{F \cdot lb} \right]$$

$$m1 := \rho_{sol} \cdot Q_{sol}$$

$$m1 = 24.535 \cdot \frac{lb}{min}$$

$$q1 := m1 \cdot Cp1 \cdot \Delta t1$$

$$q1 = 29349.542 \cdot \frac{BTU}{hr}$$

CALCULOS PARA EL AGUA:

$$Q_{H2O} := 15 \cdot \frac{gal}{min}$$

$$\rho_{H2O} := 0.9935385 \cdot \frac{gm}{mL}$$

$$m2 := \rho_{H2O} \cdot Q_{H2O}$$

$$m2 = 124.372 \cdot \frac{lb}{min}$$

$$TH1 := 113 \cdot F$$

$$TH2 := ?$$

$$\Delta TH ? \quad \text{delta de temperatura en el agua para calentamiento.}$$

$$Cp2 := .8 \cdot \frac{BTU}{lb \cdot F}$$

Basado en el calor requerido por la solucion: $q1=q2$, por lo tanto para la determinacion del Δt , se sustituye $q1$ por $q2$ en la ecuacion de flujo y se despeja, ΔTH .

$$\Delta TH := \frac{q1}{m2 \cdot Cp2}$$

$$\Delta TH = 4.916 \cdot F$$

$$TH2 := TH1 - \Delta TH$$

$$TH2 = 108.084 \cdot F$$

Como se puede observar el δt producido en el agua es muy pequeño, debido a la baja demanda de flujo de calor que requiere la solución, y debido a la gran diferencia de velocidades entre el agua por los tubos y la solución por el tanque.

Calculando la temperatura media logarítmica para el agua:

$$MLTD2 := \frac{TH2 - TH1}{\ln \left[\frac{TH2}{TH1} \right]} \quad \dots \quad MLTD2 = 110.524 \cdot F$$

Calculando la temperatura media logarítmica para la solución:

$$MLTD1 := \frac{TS2 - TS1}{\ln \left[\frac{TS2}{TS1} \right]} \quad \dots \quad MLTD1 = 80.749 \cdot F$$

Fluido caliente por el lado de los tubos, Agua que va a la torre de enfriamiento:

Se utilizara un tubo BWG 12, de diametro externo de 1"

$$DE := 1 \cdot \text{in}$$

$$at := 0.479 \cdot \text{in}^2$$

$$DI := 0.782 \cdot \text{in}$$

Se supone una circulación regular y coeficiente mínimo:

$$ho := 150 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot F}$$

$$Gt := \frac{\text{m}^2}{\text{at}}$$

$$Gt = 2.243 \cdot 10^6 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}$$

$$V := \frac{\text{m}^2}{\rho_{H2O} \cdot \left[\pi \cdot \left[\frac{DI}{2} \right]^2 \right]}$$

$$V = 3.054 \cdot \frac{\text{m}}{\text{sec}}$$

$$\mu_{H2O} := .6 \cdot 2.42 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}$$

$$KH2O := .3597 \cdot \left[\frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \left[\frac{F}{\text{ft}} \right]} \right]$$

$$NRe := DI \cdot \frac{Gt}{\mu H20}$$

$$NRe = 100683.981$$

82

$$NPr := Cp2 \cdot \frac{\mu H20}{KH20}$$

$$NPr = 3.229$$

$$hi := 0.023 \cdot V \cdot \rho H20 \cdot \frac{Cp2}{NRe^{0.2} \cdot NPr^{1/3}}$$

$$hi = 1881.692 \cdot \frac{BTU}{ft^2 \cdot hr \cdot F}$$

corrigiendo el coeficiente de pelicula de tubo lineal, a tubo de espiral, se utilizara un diametro de 0.40 m."

$$Dc := 40 \cdot cm$$

$$fac := \left[1 + 3.5 \cdot \frac{DI}{Dc} \right]$$

$$hil := hi \cdot fac$$

$$hil = 2208.729 \cdot \frac{BTU}{ft^2 \cdot hr \cdot F}$$

$$hiol := hil \cdot \frac{DI}{DE}$$

$$hiol = 1727.226 \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot F}$$

$$Uc1 := ho \cdot \frac{hiol}{ho + hiol}$$

$$Uc1 = 138.014 \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot F}$$

Factor de ensuciamiento para el agua se toma como 0.003

$$Rd := 0.003$$

$$hd1 := \frac{1 \text{ BTU}}{Rd \cdot \frac{2}{\text{hr} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}}}$$

El coeficiente total de diseno:

$$Ud1 := \frac{Uc1 \cdot hd1}{Uc1 + hd1}$$

$$Ud1 = 97.603 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}}$$

$$\text{Areal} := \frac{q1}{Ud1 \cdot \text{MLTD2}}$$

$$\text{Areal} = 2.721 \cdot \text{ft}^2$$

$$\text{suplineal} := .2618 \cdot \frac{\text{ft}}{\text{ft}}$$

$$\text{Ltuberia} := \frac{\text{Areal}}{\text{suplineal}}$$

Ltuberia = 3.168 m ← longitud del serpentín

Metodo 2, para el calculo del coeficiente de transferencia de calor:

$$jH := 250$$

$$\mu_w := .85 \cdot 2.42 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}$$

$$hi := jH \cdot \frac{K_{H2O} \cdot \left[C_{p2} \cdot \frac{\mu_{H2O}}{K_{H2O}} \right]^{\frac{1}{3}}}{DI} \cdot \left[\frac{\mu_{H2O}}{\mu_w} \right]^{0.14}$$

Corrigiendo el coeficiente de pelicula de tubo lineal, a tubo de espiral, se utilizara un diametro de 0.40 cm."

$$Dc := 40 \cdot \text{cm}$$

$$\text{fac} := \left[1 + 3.5 \cdot \frac{DI}{Dc} \right]$$

$$hi = 1942.598 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{F}}$$

$$hi2 := \text{fac} \cdot hi$$

$$hi2 = 2280.22 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{F}}$$

$$hio2 := hi2 \cdot \frac{DI}{DE}$$

$$hio2 = 1783.132 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}$$

$$Uc2 := ho \cdot \frac{hio2}{ho + hio2}$$

$$Uc2 = 138.361 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}$$

Factor de ensuciamiento para el agua se toma como 0.003

$$Rd := 0.003$$

$$hd := \frac{1}{Rd} \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}$$

El coeficiente total de diseno:

$$Ud2 := \frac{Uc2 \cdot hd}{Uc2 + hd}$$

$$Ud2 = 97.776 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}$$

$$\text{Area2} := \frac{q1}{Ud2 \cdot \text{MLTD2}}$$

$$\text{Area2} = 2.716 \cdot \text{ft}^2$$

$$\text{suplineal} := 0.2618 \cdot \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}$$

$$L\text{tuberia2} := \frac{\text{Area2}}{\text{suplineal}}$$

Comparando resultados por lo dos metodos:

$$L_{\text{tuberia2}} = 3.162 \cdot m$$

$$L_{\text{tuberia}} = 3.168 \cdot m$$

Como se puede observar los resultados, por ambos metodos, son casi identicos.

$$U_{d2} = 97.776 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}$$

$$U_{d1} = 97.603 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}$$

Los coeficientes de transferencia son, casi identicos por ambos metodos, por lo que se considera que el resultado, es correcto.

$$\text{Desvia} := \frac{U_{d2} - U_{d1}}{U_{d1}} \cdot 100$$

$$\text{Desvia} = 0.177$$

La desviacion entre los coeficientes de transferencia es de 0.144 y dado que la relacion se conserva lineal, la desviacion es la misma para lo metros lineales de tuberia requeridos.

PARA EL SERPENTIN SE NECESITA 1.17 METROS DE TUBERIA 1" DE COBRE BWG 12. ARREGLADO EN ESPIRALES DE 40 CM DE DIAMETRO.

Para calcular el flujo para compensar las perdidas de temperatura, se tiene como patron fijo, el area de los tubos, ya fijada por el parametro de arranque.

A continuacion, por prueba y error se establece cual es el flujo requerido de agua, que satisface las temperaturas fijadas, y nos da una area de transferencia de calor lo mas cercana a la que ya tenemos fija: 3.17 metros de tuberia 1". Solo se hace los ajustes necesarios para cada iteracion.

CALCULO DE EQUIPOS:

CALCULOS PARA LA SOLUCION:

TS1 := 104·F ← se coloca como temperatura maxima.
 TS2 := 86·F
 Δt1 := 18·F delta de temperatura en la solucion a biodegradar.

$$\rho_{sol} := .98 \cdot \left[\frac{gm}{cm^3} \right] \quad Q_{sol} := 3 \cdot \frac{gal}{min}$$

$$C_{p1} := 0.7384 \cdot \left[\frac{BTU}{F \cdot lb} \right] \quad m1 := \rho_{sol} \cdot Q_{sol} \quad m1 = 24.535 \cdot \frac{lb}{min}$$

$$q1 := m1 \cdot C_{p1} \cdot \Delta t1 \quad q1 = 19566.362 \cdot \frac{BTU}{hr}$$

CALCULOS PARA EL AGUA:

$$Q_{H2O} := 1.5 \cdot \frac{gal}{min}$$

$$\rho_{H2O} := 0.9935385 \cdot \frac{gm}{mL}$$

$$m2 := \rho_{H2O} \cdot Q_{H2O}$$

$$m2 = 12.437 \cdot \frac{lb}{min}$$

$$TH1 := 113 \cdot F$$

$$TH2 := ?$$

ΔTH ? delta de temperatura en el agua para calentamiento.

$$C_{p2} := .8 \cdot \frac{BTU}{lb \cdot F}$$

Basado en el calor requerido por la solución: $q_1 = q_2$, por lo tanto para la determinación del δt , se sustituye q_1 por q_2 en la ecuación de flujo y se despeja, δTH .

$$\delta TH := \frac{q_1}{m_2 \cdot Cp_2}$$

$$\delta TH = 32.775 \cdot F$$

$$TH_2 := TH_1 - \delta TH$$

$$TH_2 = 80.225 \cdot F$$

Como se puede observar el δt producido en el agua es muy pequeño, debido a la baja demanda de flux de calor que requiere la solución, y debido a la gran diferencia de velocidades entre el agua por los tubos y la solución por el tanque.

Calculando la temperatura media logaritmica para el agua:

$$MLTD_2 := \frac{TH_2 - TH_1}{\ln \left[\frac{TH_2}{TH_1} \right]}$$

$$MLTD_2 = 95.679 \cdot F$$

Calculando la temperatura media logaritmica para la solución:

$$MLTD_1 := \frac{TS_2 - TS_1}{\ln \left[\frac{TS_2}{TS_1} \right]}$$

$$MLTD_1 = 94.715 \cdot F$$

Fluido caliente por el lado de los tubos, Agua que va a la torre de enfriamiento:

Se utilizara un tubo BWG 12 de diametro externo de 1"

$$DE := 1 \cdot \text{in}$$

$$DI := 0.782 \cdot \text{in}$$

$$at := 0.479 \cdot \text{in}^2$$

Se supone una circulación regular y coeficiente minimo:

$$h_o := 150 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot F}$$

$$G_t := \frac{m^2}{at}$$

$$G_t = 224337.3 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}$$

$$V := \frac{m^2}{\rho_{H2O} \cdot \left[\pi \cdot \left[\frac{DI}{2} \right]^2 \right]}$$

$$V = 0.305 \cdot \frac{m}{sec}$$

$$\mu_{H2O} := .6 \cdot 2.42 \cdot \frac{lb}{ft \cdot hr}$$

$$k_{H2O} := .3597 \cdot \left[\frac{BTU}{hr \cdot ft \cdot \left[\frac{F}{ft} \right]} \right]$$

$$NRe := DI \cdot \frac{Gt}{\mu_{H2O}}$$

$$NRe = 10068.398$$

$$NPr := Cp2 \cdot \frac{\mu_{H2O}}{k_{H2O}}$$

$$NPr = 3.229$$

$$hi := 0.023 \cdot V \cdot \rho_{H2O} \cdot \frac{Cp2}{NRe^{0.2} \cdot NPr^{0.3}}$$

$$hi = 298.228 \cdot \frac{BTU}{ft \cdot hr \cdot F}$$

Corrigiendo el coeficiente de pelicula de tubo lineal, a tubo de espiral, se utilizara un diametro de 0.40 m."

$$Dc := 40 \cdot cm$$

$$fac := \left[1 + 3.5 \cdot \frac{DI}{Dc} \right]$$

$$hil := hi \cdot fac$$

$$hil = 350.06 \cdot \frac{BTU}{ft \cdot hr \cdot F}$$

$$hiol := hil \cdot \frac{DI}{OE}$$

$$hiol = 273.747 \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft \cdot F}$$

$$Uc1 := ho \cdot \frac{hiol}{ho + hiol}$$

$$Uc1 = 96.982 \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot F}$$

Factor de ensuciamiento para el agua se toma como 0.003

$$Rd := 0.003$$

$$hd1 := \frac{1}{Rd} \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot F}$$

El coeficiente total de diseno:

$$Ud1 := \frac{Uc1 \cdot hd1}{Uc1 + hd1}$$

$$Ud1 = 75.077 \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot F}$$

$$Areal := \frac{q1}{Ud1 \cdot \Delta T_{LMTD2}}$$

$$Areal = 2.724 \cdot ft^2$$

$$suplineal := .2618 \cdot \frac{ft^2}{ft}$$

$$Ltuberia := \frac{Areal}{suplineal}$$

$$Ltuberia = 3.171 \cdot m \quad \leftarrow \text{longitud del serpentin}$$

Metodo 2, para el calculo del coeficiente de transferencia de calor:

$$NRe = 10068.398$$

$$jH := 38$$

$$\mu_w := .85 \cdot 2.42 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}$$

$$h_i := j_H \cdot \frac{\text{KH}_2\text{O} \cdot \left[C_{p2} \cdot \frac{\mu_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{KH}_2\text{O}} \right]^{\frac{1}{3}}}{DI} \cdot \left[\frac{\mu_{\text{H}_2\text{O}}}{\mu_w} \right]^{0.14}$$

corrigiendo el coeficiente de película de tubo lineal, a tubo de espiral, se utilizara un diametro de 0.40 m."

$$D_c := 40 \cdot \text{cm}$$

$$\text{fac} := \left[1 + 3.5 \cdot \frac{DI}{D_c} \right]$$

$$h_i = 295.275 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{ft} \cdot \text{hr} \cdot \text{F}^2}$$

$$h_{i2} := \text{fac} \cdot h_i$$

$$h_{i2} = 346.593 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{ft} \cdot \text{hr} \cdot \text{F}^2}$$

$$h_{io2} := h_{i2} \cdot \frac{DI}{DE}$$

$$h_{io2} = 271.036 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}^2}$$

$$U_{c2} := h_o \cdot \frac{h_{io2}}{h_o + h_{io2}}$$

$$U_{c2} = 96.56 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}^2}$$

Factor de ensuciamiento para el agua se toma como 0.003

$$R_d := 0.003$$

$$h_d := \frac{1}{R_d} \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}^2}$$

El coeficiente total de diseño:

$$Ud2 := \frac{Uc2 \cdot hd}{Uc2 + hd}$$

$$Ud2 = 74.872 \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot F}$$

$$Area2 := \frac{q1}{Ud2 \cdot MLTD2}$$

$$Area2 = 2.731 \cdot ft^2$$

$$suplineal := 0.2618 \cdot \frac{ft^2}{ft}$$

$$Ltuberia2 := \frac{Area2}{suplineal}$$

Comparando resultados por lo dos metodos:

$$Ltuberia2 = 3.18 \cdot m$$

$$Ltuberia = 3.171 \cdot m$$

Como se puede observar los resultados, por ambos metodos, son casi identicos.

$$Ud2 = 74.872 \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot F}$$

$$Ud1 = 75.077 \cdot \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot F}$$

Los coeficientes de transferencia son, casi identicos por ambos metodos, por lo que se considera que el resultado, es correcto.

$$Desvia := \frac{Ud2 - Ud1}{Ud1} \cdot 100$$

$$Desvia = -0.274$$

La desviacion entre los coeficientes de transferencia es de 0.144 y dado que la relacion se conserva lineal, la desviacion es la misma para lo metros lineales de tuberia requeridos.

POR LO TANTO EL FLUJO NECESARIO PARA COMPENSAR LAS PERDIDAS Y SUBIR LA TEMPERATURA A UN MAXIMO DE 40 GRADOS ES: 1.5 gal/min.

Calculo de los costos del proyecto:

----> COSTOS DE INVERSION INICIAL:

----> Bomba cetrifuga de hierro fundido de 1/2 hp, puesta en Guatemala :

$$\text{bomba} := 1600 \cdot Q$$

----> Ozonizador de 1.25 gal/min, puesto en Guatemala:

$$\text{Ozono} := 5000 \cdot Q$$

----> Tuberia de PVC y de cobre y accesorios: ...

$$\text{Tuberia} := 200 \cdot Q$$

----> Construccion del Reactor :

$$\text{Reactor} := 1500 \cdot Q$$

----> Mano de obra directa de la instalacion:

$$\text{Manodeobra} := 700 \cdot Q$$

La Inversion inicial se estima en :

$$\text{InvTotal} := \text{bomba} + \text{Tuberia} + \text{Reactor} + \text{Manodeobra} + \text{Ozono}$$

$$\text{InvTotal} = 9 \cdot 10^3 \cdot Q$$

Los costos de operaciones:

$$\text{Energia} := \frac{1}{2} \cdot \text{hp} \cdot 10 \cdot \text{hr} \quad \leftarrow \text{Energia a la bomba en base diaria.}$$

$$\text{Energia} = 3.729 \cdot \text{kW} \cdot \text{hr}$$

$$\text{Costo} := \text{Energia} \cdot .35 \cdot \frac{Q}{\text{kW} \cdot \text{hr}}$$

$$\text{Costo} = 1.305 \cdot Q$$

En base a un ano de 270 dias de operacion el costo es:

$$\text{Costoanual} := \text{Costo} \cdot 270$$

$$\text{Costoanual} = 352.343 \cdot Q$$

Los costos de mantenimiento se estiman es:

Costomante := Costoanual · .35

Costomante = 123.32 · 0

Costotaloper := Costomante + Costoanual

Costotaloper = 475.663 · 0 Costo total de operacion en base
anual.

ANALISIS ECONOMICO

INVERSION INICIAL: 9000 Q

COSTO PROMEDIO POR MANEJO DE DESPERDICIO
CON UN CONTRATISTA ALTERNO: 2.66 Q/Kg

COSTO TOTAL DE OPERACION DEL SISTEMA: 500 Q/año

INDICE DE INFLACION:	0	15.00%	30.00%	45.00%	60.00%	75.00%
AÑO:	0	1	2	3	4	5
INVERSION	9000					
COSTO DE OPERACION		575	650	725	800	875
COSTO DE TRATAMIENTO ALTERNATIVO		3670.8	4149.6	4628.4	5107.2	5586
FLUJO DE CAJA:	-9000	3095.8	3499.6	3903.4	4307.2	4711

TIR: 30.03%

VALOR PRESENTE

NETO: 3225.74

