

~~Te~~
UVE
Ing. Qui
F 578
1988

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ciencias y Humanidades

"DISEÑO Y COSTOS DE PLANTAS PARA EL
TRATAMIENTO DE EFLUENTES LIQUIDOS DEL BENEFICIADO
HUMEDO DE CAFE

CLAUDIA ISABEL FLORES FAHSEN

Trabajo de Investigación Presentado
para optar al grado académico de
Licenciada en Ingeniería Química


Guatemala

1988


**BIBLIOTECA
DE LA
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA**

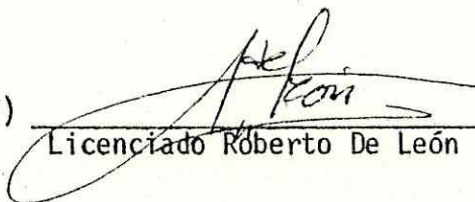
DISEÑO Y COSTOS DE PLANTAS
PARA EL TRATAMIENTO DE EFLUENTES
LIQUIDOS DEL BENEFICIADO HUMEDO
DE CAFE

Vo. Bo.


f) Ingeniero Francisco Calzada
Asesor

Tribunal:


f) Ingeniero Francisco Calzada


f) Licenciado Roberto De León


f) Ingeniero Oscar Gil

Fecha de Aprobación: 23 de Marzo de 1988

CONTENIDO

	Páginas
I. INTRODUCCION	1
II. MARCO TEORICO	3
A. La Digestión Anaeróbica	3
B. Etapas en la Digestión Anaeróbica	3
C. Condiciones para la Producción de Metano	4
1. Ambiente estrictamente anaeróbico	4
2. Temperatura	4
3. pH	4
D. Diseño de Algunos Digestores Empleados en la Fermentación	5
E. Reactor de Contacto Anaeróbico	6
F. Filtro Anaeróbico	6
G. Reactor de Flujo Ascendente a Través de Lecho de Lodos - UASB	7
H. Reactores de Lecho Fluído o Expandido	8
I. Reactores de Película Biológica Fija y Estacionaria, en Flujo Descendente	8
J. Reactores Empacados con Esponja de Poliuretano	9
K. Aspectos Generales del Beneficio de Café en Guatemala	10
L. Estudios Preliminares en Guatemala	12
III. METODOLOGIA	15
A. Breve Descripción de Operación	15
B. Selección de Casos	16
1. Aguas de Primer Lavado	17

	Páginas
2. Aguas de Despulpe	18
3. Jugo de Pulpa	18
4. Volumen Total de Aguas a Tratar	19
C. Cálculo de Inversión	19
1. Costo de Inversión	20
2. Costos Anuales de Operación	21
IV. CALCULOS DE DISEÑO	25
A. Cálculo del Digestor	25
B. Cálculo del Tanque de Captación	26
C. Filtros de Arena	29
D. Cálculos de Estanques de Jacintos	29
E. Cálculo de Bombas	30
F. Cálculo de Tuberías	30
1. Tubería de Recirculación al Tanque de Captación	31
2. Tubería del Tanque de Captación para el Digestor	31
3. Tubería de Digestor a Estanque de Jacintos	32
G. Calentamiento	32
V. ELEMENTOS DE DISEÑO	33
A. Diagrama de Flujo	33
B. Caso 1	35
1. Distribución de la Planía	35
2. Especificaciones	37
3. Equipo	37
C. Caso 2	39

	Páginas
1. Distribución Tentativa de la Planta	39
2. Especificaciones	41
3. Equipo	41
4. Materiales y Accesorios	42
D. Caso 3	43
1. Distribución Tentativa de la Planta	43
2. Especificaciones	45
3. Equipo	45
4. Materiales y Accesorios	46
VI. COSTOS DE INVERSION	49
A. Caso 1: 2,000 quintales cereza por día	49
B. Caso 2: 4,000 quintales cereza por día	51
C. Caso 3: 6,000 quintales cereza por día	53
VII. CONSIDERACIONES DE "ECONOMIA A ESCALA"	55
VIII. CONCLUSIONES	59
IX. DISCUSIONES	61
X. RECOMENDACIONES	63
XI. ANEXOS	65
XII. ANEXOS DE ILUSTRACIONES DEL DIGESTOR	71
XIII. BIBLIOGRAFIA	85

I. INTRODUCCION

Para Guatemala, al igual que para muchos otros países de Latinoamérica, producir café es una actividad que ha tenido un considerable impacto económico y social:

Pero como muchas otras actividades agroindustriales, las plantas procesadoras de café conllevan el problema de cómo disponer de los desperdicios sólidos y líquidos que constituyen una fuente de contaminación ambiental.

Se han realizado diversos estudios sobre métodos para el tratamiento de los efluentes líquidos del beneficiado húmedo de café, considerándose como uno de los más adecuados el uso de digestores anaeróbicos que utilizan los afluentes líquidos como sustrato para producir gas metano (biogás) por medio de bacterias anaeróbicas, e incluyendo como tratamiento final el paso de las aguas tratadas en un estanque jacintos.

El propósito de este trabajo es realizar el cálculo y diseño de plantas de tratamiento de efluentes líquidos del beneficio húmedo de café, a tres capacidades diferentes de proceso y llevar a cabo una estimación preliminar de costo de inversión y operación de dichas plantas, que basan su funcionamiento en el método descrito anteriormente con un diseño modular. Una ventaja que se recomienda analizar es el de utilizar un diseño no modular que haga uso de la Economía de Escala.

II. MARCO TEORICO

A. LA DIGESTION ANAEROBICA

Metanogénica, es en esencia el proceso para convertir la materia orgánica - en metano y dióxido de carbono de la manera más completa, produciendo al mismo tiempo un pequeño residuo de células de bacterias (1).

B. ETAPAS EN LA DIGESTION ANAEROBICA

La digestión efectiva de materia orgánica a metano requiere control del metabolismo coordinado y combinado de diferentes tipos de bacterias anaeróbicas - que catabolizan carbono. Por lo menos cuatro tipos tróficos diferentes de bacterias han sido aislados de digestores anaeróbicos, y estas bacterias pueden - ser reconocidas por medio de los sustratos fermentados y de los productos metabólicos finales que han sido formados.

Los cuatro grupos metabólicos que funcionan en una digestión anaeróbica incluyen: 1) las bacterias hidrolíticas que fermentan una variedad de moléculas orgánicas complejas (ej: polisacáridos, lípidos y proteínas) convirtiéndolas en un amplio espectro de productos finales (ej: ácido acético, hidrógeno/dióxido de carbono, otros compuestos de un solo carbono, ácidos orgánicos más grandes - que el acético y compuestos neutros más grandes que el metanol); 2) Las bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno que incluyen tanto las especies anaeróbicas facultativa como las obligadas, que puede fermentar ácidos más grandes que el acético (ej: butírico, propiónico) y compuestos neutros mayores que el metanol (ej: etanol, propanol) a hidrógeno y acetato; 3) las bacterias homocetogénicas que pueden fermentar una gran variedad de compuestos de uno a varios

carbonos a ácido acético; 4) y las bacterias metanogénicas que fermentan la mezcla hidrógeno/dióxido de carbono, algunos compuestos de un solo carbono (ej: metanol, CO, metilamina) y el acetato a metano.

Las bacterias metanogénicas ejecutan un papel pivotal en una digestión anaeróbica porque su metabolismo único controla la velocidad de degradación orgánica, dirige el flujo de carbono y electrones removiendo metabolitos intermedios tóxicos y promoviendo la eficiencia termodinámica del metabolismo.

C. CONDICIONES PARA LA PRODUCCION DE METANO:

Para obtener el máximo rendimiento de producción de biogás, es necesario tomar en cuenta ciertas condiciones básicas que permitan a las bacterias que lo producen llevar a cabo una actividad vital normal.

1. Ambiente estrictamente anaeróbico:

La producción de biogás se lleva a cabo en ausencia de oxígeno por lo que los digestores deben estar bien sellados.

2. Temperatura:

La temperatura óptima en una fermentación desarrollada en el intervalo mesofílico está entre 30 y 37 grados centígrados y la desarrollada en un intervalo termofílico entre 50 y 55 grados centígrados.

3. pH:

El pH óptimo estará entre 7 y 8. Si éste disminuye, o sea el medio se pone ácido, se puede volver a su pH óptimo agregándole hidróxido de sodio o calcio. (2)

La velocidad de producción de metano de un reactor, es proporcional a la - concentración de material orgánico en la solución de sustrato y a la fracción - de este material que podrá ser convertido a metano. Esta velocidad es también inversamente proporcional al tiempo de residencia hidráulica y el contenido de oxígeno del material orgánico convertido a metano. Según lo anterior, es posible un avance en los tipos de reactores en los cuales la biomasa activa es retenida en altas concentraciones, a pesar de un tiempo de residencia hidráulica - corta, y obtener una alta eficiencia de conversión. Afortunadamente el que las bacterias se atrapen entre ellas o en superficies, hizo posible el desarrollo - de los reactores llamados de "segunda generación" que conocemos hoy en día. (3)

D. DISEÑO DE ALGUNOS DIGESTORES EMPLEADOS EN LA FERMENTACION:

ANAEROBICA:

A lo largo de los estudios que se han hecho sobre biogás, se han desarrollado varios tipos de digestores, tanto a nivel laboratorio como a nivel planta piloto. Hasta la fecha los digestores que presentan una mayor productividad de - gas son los siguientes: (4)

- Reactor de contacto anaeróbico.
- Filtro anaeróbico.
- Reactor de Flujo Ascendente a través de lecho de lodos, UASB.
- Reactores de techo fluido o expandido.
- Reactores de Película Biológica fija y estacionaria, en Flujo Descendente.
- Reactores Empacados con Esponja de Poliuretano.

E. REACTOR DE CONTACTO ANAEROBICO:

Históricamente ocupa el lugar pionero entre las tecnologías de digestión anaeróbica que retiene la biomasa microbiana. Fue desarrollada en los años 50 (27)

El sistema utiliza el principio de la separación de lodos activados del líquido de descarga y la recirculación de estos materiales semisólidos a la cámara principal de digestión. (28) Es importante, por tanto, la eficiencia con la que sedimenten los microorganismos y las partículas suspendidas.

Otro factor, es el grado de recirculación de lodos y la necesidad de una buena mezcla. El proceso se adapta particularmente a desechos con materiales resistentes a la digestión, pero que pueden ser recirculados una y otra vez, ya sea sedimentado directamente o adhiriéndose a material sedimentable. No es adecuado este sistema para sustratos muy concentrados, especialmente cuando son solubles. En este caso los tiempos de residencia hidráulica llegan a ser tan largos que hacen innecesaria la sedimentación y recuperación de los microorganismos. Pese a sus limitaciones, este proceso ha sido aplicado comercialmente en Europa y los Estados Unidos.

F. FILTRO ANAEROBICO:

Young y McCarty (29) fueron los primeros que se concentraron en mantener un mayor tiempo de retención de sólidos con el fin de disminuir el tiempo de residencia hidráulica, y como conclusión de sus investigaciones desarrollaron este digestor.

El mecanismo consiste en un reactor de flujo ascendente que contiene un lecho de material de soporte inerte y poroso que puede estar constituido por piedras, coque o un material plástico.

Los experimentos que se han llevado a cabo a nivel laboratorio y planta piloto han sido bastantes promisorios, llegándose en ocasiones a tener un tiempo de retención de sólidos mayor a los cien días. Aunque se han reportado muy pocos estudios sobre el comportamiento de los filtros anaeróbicos a escala industrial, los datos obtenidos indican que, a nivel planta piloto, el sistema es muy estable y presenta una elevada tolerancia a períodos de sobrecarga y cese de operación.

G. REACTOR DE FLUJO ASCENDENTE A TRAVES DE LECHO DE LODOS - UASB:

Fue desarrollado por Lettinga y sus colaboradores en Holanda (30) El digester UASB mantiene a un mínimo la mezcla mecánica y la recirculación de los lodos a fin de permitir la sedimentación de los mismos. Está basado en que los lodos anaeróbicos granulares tienen características superiores de sedimentación. Una vez lo anterior se cumple, la retención de los sólidos depende principalmente de la separación efectiva del gas producido. Dicho de otra manera es un reactor de flujo ascendente que busca una alta concentración de microorganismos (arriba de 80 gr/lit), y por ende un alto tiempo de retención de sólidos, lo cual es logrado por el empleo de un separador de gas que se coloca por encima del lecho de lodos, dentro del digester.

El proceso ha sido ya aplicado comercialmente en varios países de Europa y América, especialmente en tratamiento de residuos agroindustriales. (31)

H. REACTORES DE LECHO FLUIDO O EXPANDIDO:

La característica de este tipo de reactores es el de usar partículas como soporte para el crecimiento de microorganismos y mejorar el contacto de las mismas con el sustrato.

La biomasa crece sobre la superficie de trozos pequeños de material inerte, que son suspendidos a través de un fluido rápido de líquido. La diferencia entre un lecho expandido y uno fluidizado se encuentra únicamente en la forma de suspensión de las partículas: los lechos fluidizados tienen una mayor expansión. En este sistema, la distribución del flujo de líquido es crítica para el adecuado funcionamiento del lecho. (5)

Una de las mayores ventajas de éste sistema es su independencia de la concentración del desecho. Este debe estar, sin embargo, en forma de líquido con materiales solubles o con material suspendido fácilmente degradable; estos reactores han sido utilizados eficientemente para tratar aguas negras municipales a nivel experimental (6).

I. REACTORES DE PELICULA BIOLOGICA FIJA Y ESTACIONARIA, EN FLUJO DESCENDENTE:

Este tipo de reactores es en realidad una evolución de los filtros anaeróbicos. Fueron desarrollados por un grupo de investigadores del Centro Nacional de Investigaciones (National Research Centro) de Canadá (7). Con el fin de evitar oclusiones, el flujo se establece en canales estrechos, en forma descendente. Los materiales insolubles no degradados, junto con el crecimiento bacteriano en suspensión, son eliminados con la corriente del Fondo. Un importante elemento para la eficiente operación de estas unidades lo constituye la ade

cuada formación y estabilidad de la película de biomasa sobre las superficies de los canales. Se han investigado varios materiales como sustratos inertes, favoreciéndose superficies cerámicas y plásticos hidrofóbicos (7).

Debido a su configuración, el sistema se puede aplicar a una gran variedad de desechos líquidos, incluyendo aquellos con material insoluble en suspensión.

Entre sus desventajas pueden citarse la pérdida de crecimiento microbiano suspendido y el hecho de no ser adecuado para tratar desechos muy diluidos.

El proceso ya tiene aplicaciones comerciales.

J. REACTORES EMPACADOS CON ESPONJA DE POLIURETANO:

El uso de la esponja como un medio sólido para cultivos microbiológicos no es nuevo, ya en 1948 Brown y Wood (32), trabajaban con ella en cultivos para producir un antígeno contra la brucelosis, y en 1961 Freeman (33), la utilizaba en procesos aeróbicos para producir suspensiones celulares concentradas.

La gran ventaja que presenta la esponja de poliuretano al utilizarla como material de soporte, es que se puede contar con una gran superficie de contacto ocupando relativamente un volumen pequeño.

En 1982, Finn y Whitmore (34), llevaron a cabo una investigación sobre la habilidad de las especies metanogénicas de adaptarse a un material sólido de soporte para producir biogás, utilizando esponja de poliuretano. Comprobaron que bastaban cinco días para que se estabilizara la producción y concluyeron que las colonias suspendidas libremente en las partículas de soporte de biomasa (esponja), son resistentes al lavado y se obtiene una alta concentración de biomasa comparado con el cultivo líquido convencional. Por consiguiente estas inves

tigaciones indican que el proceso de intensificación de la producción de metano puede realizarse por el uso de partículas de soporte de biomasa que es un sistema inmobilizado resistente al lavado (8).

K. ASPECTOS GENERALES DEL BENEFICIO DE CAFE EN GUATEMALA:

Para muchos países de Latinoamérica, producir café ha sido una fuente de intercambio exterior por muchos años debido a la exportación que se ha realizado de éste producto. Esta actividad ha tenido un considerable impacto económico y social. Por ejemplo: en Guatemala, de acuerdo a ANACAFE (Asociación Nacional - Del Café) durante 1982, la producción de café empleó aproximadamente dos millones de personas y produjo cerca de 360 millones de dólares en crédito, el cual representa alrededor de 40% del total de moneda exterior en circulación obtenida por el país.

Como muchas actividades agroindustriales, las plantas procesadoras de café conllevan dos problemas grandes: Cómo disponer de los desperdicios sólidos y líquidos y los requerimientos de energía para el secado de café húmedo en pergamino. En América Central, México, Colombia y otros países de la Cuenca del Caribe, el café se beneficia principalmente por medio del proceso de vía húmeda. El proceso de beneficiado húmedo de café es básicamente el mismo en los diferentes países. Los pasos generalmente son:

- Clasificación de la fruta por densidad o por tamaño.
- Despulpado (con despulpadores de tambor o discos).
- Limpieza del café recién despulpado (zarandas oscilantes, cribas rotatorias).
- Fermentación.
- Operación de lavado y clasificación por correteo (selección por densidad).

- Operación de secado (patios o secadoras mecánicas).

Como puede verse el proceso consiste en dos operaciones básicas:

- i) Despulpado y fermentación del grano,
- ii) Lavado y secado del grano (9).

Este proceso conlleva el problema de los desechos sólidos y líquidos. Los desperdicios sólidos consisten en la pulpa de café, el que representa cerca del 40% en peso (en base seca) del café en cereza (11). Los desperdicios líquidos son formados por dos corrientes de agua residuales: la proveniente del despulpado y la proveniente del lavado de café fermentado (11).

El mucilago en aproximadamente 20% (del peso de café en cereza) y después de la fermentación, los residuos degradables son lavados con una cantidad variable de agua que puede ser cercana a 35 metros cúbicos por tonelada de café en cereza (10).

Estas aguas residuales constituyen un grave problema de contaminación ambiental, ya que generalmente se descargan sin ningún tratamiento a ríos, lagos o barrancas. Se reporta que las aguas de despulpado pueden alcanzar contenidos de demanda química de oxígeno (DQO) que fluctúan entre 13 y 30 mil miligramos por litro, y que las aguas de lavado pueden alcanzar concentraciones entre 3 y 10 mil miligramos por litro de DQO (9,22,23).

Tanto los volúmenes de agua que se emplean, como la demanda química de oxígeno, varían gradualmente y dependen de las condiciones de beneficiado, y las condiciones climáticas, ya que en zonas secas, o en época seca, obliga a la recirculación de las mismas (ejemplo), en las grandes centrales de El Salvador - (11).

Una modificación que se requiere para disminuir la cantidad de agua utilizada es la recirculación de esta, con lo cual se reduce el efluente final y facilita su tratamiento. Esto generalmente sólo se da en beneficios muy grandes, - en los cuales es el efluente combinado de aguas de despulpado y lavado alcanzan valores de DQO entre 20 y 50 gramos por litro (24,25,26).

Además, debe tomarse en cuenta que el agua a tratar también puede incluirse el jugo de prensado de pulpa fresca, pues esta pulpa fresca contiene del 85 al 88% de contenido de humedad (10).

Se ha demostrado que este jugo es un buen sustrato para un proceso anaeróbico metanogénico, al igual que las aguas de lavado. Y a su vez, la pulpa de café prensado disminuye su contenido de humedad (entre 80 - 84%) lo cual permite utilizarlo como combustible, abono orgánico o para alimento de ganado (10).

L. ESTUDIOS PRELIMINARES EN GUATEMALA:

En Guatemala se han realizado varios estudios e investigaciones a nivel de laboratorio y en plantas piloto en las que se ensayaron técnicas como: sedimentación con piedra caliza, digestión anaeróbica y aeróbica, filtro biológico y tratamiento con jacintos acuáticos para lograr disminuir la contaminación que las aguas producen (11).

Algunos estudios sobre la composición del jacinto de agua (Eichhornia crassipes) han demostrado que constituye una posible fuente de alimento animal y que su conversión a productos útiles, tales como acondicionador de suelos y gas biológico combustible, representan un enfoque promisorio a los problemas de energía (20).

Se han realizado ensayos para tratar las aguas de lavado de café, ajustando el pH con hidróxido de calcio a 7.5 - 8 que es el adecuado para el desarrollo normal de la planta (21). De ensayos realizados se observó que los jacintos acuáticos toleran satisfactoriamente aguas de lavado con un DQO de 3,600 miligramos por litros, sin causarles daños, pero su nivel de reducción alcanza únicamente el 46% del valor inicial. Mientras que con DQO de 1,500 miligramos por litro alcanza un 95% de reducción, que significa valores ligeramente menores de 100 miligramos por litro en un período aproximado de dos semanas (12).

Dado las condiciones normales de las aguas de lavado de café en los beneficios, se hace necesario un pretratamiento de las mismas durante parte de la cosecha, antes de purificarlas con el sistema biológico (uso de estanques de jacintos acuáticos) (12), un medio de pre-tratamiento consiste en el uso de digestores metanogénicos empacados con esponja de poliuretano, con los cuales se demostró que es factible la bioconversión de jugo de pulpa, aguas de recirculación y primeras aguas de lavado en gas combustible y material estabilizado. (35).

En el presente trabajo se hace un escalamiento de una planta piloto a plantas industriales de escala completa para dicho propósito. La planta piloto ha sido estudiada dentro de los programas del Instituto Centroamericano de Investigación y Tecnología Industrial (ICAITI) (10). Este escalamiento se realiza para tres tamaños diferentes de beneficio (2,000 qq cereza/día, 4,000 qq cereza/día y 6,000 qq cereza/día) que son los intervalos más altos de producción en los beneficios de Guatemala (ver cuadro # 3). Los distintos tamaños son modulares.

También se incluye en este trabajo una estimación de los costos de inversión, donde se toman en cuenta los principales rubros de gastos en que incurrirá el beneficio para montar la planta de tratamiento de efluentes líquidos.

The first part of the document discusses the importance of maintaining accurate records of all transactions. It emphasizes that every entry should be supported by a valid receipt or invoice. The second section covers the process of reconciling bank statements with the company's ledger to ensure that all deposits and payments are correctly recorded. The third part addresses the need for regular audits to identify any discrepancies or potential fraud. Finally, the document concludes by stating that proper record-keeping is essential for the financial health and transparency of the organization.

III. METODOLOGIA

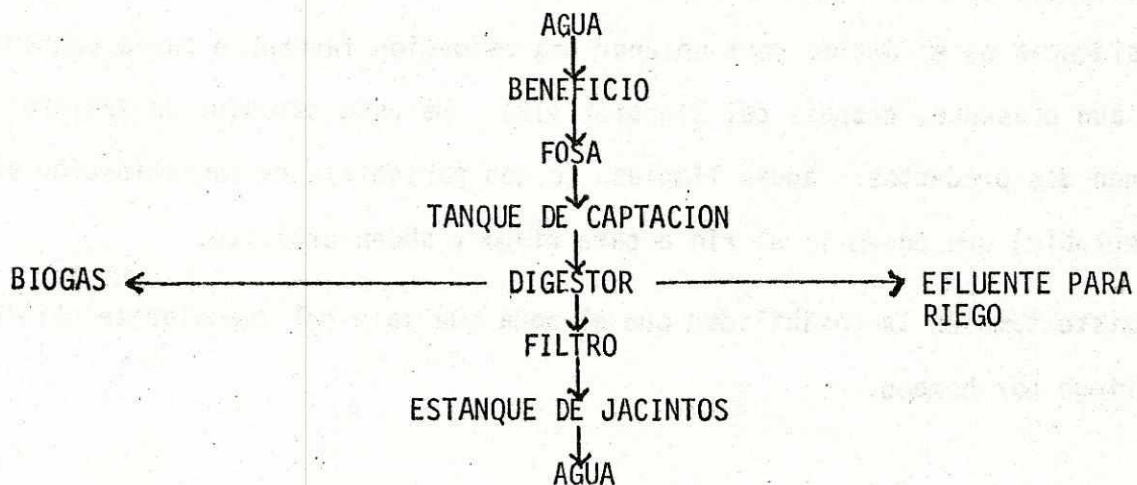
A. BREVE DESCRIPCION DE OPERACION.

Se investigaron los tamaños de beneficios a ser analizados en el trabajo, y su distribución en el país por medio de entrevistas personales a personeros de ANACAFE (Asociación Nacional del Café) y personal del ICAITI (Instituto Centroamericano de Investigación y Tecnología Industrial).

La caracterización de aguas a tratar y su volumen, se investigaron en revisión bibliográfica y a través de datos dados por ANACAFE. Se incluyeron aguas de primer lavado, aguas de despulpe y jugo de pulpa de café.

El diseño de la planta de tratamiento de efluentes líquidos de beneficios de café, se realizó basado en lineamientos experimentales del ICAITI.

El esquema de los pasos a seguir en el tratamiento de los efluentes líquidos es:



La fosa captará las aguas o efluentes líquidos que vienen del beneficio. Incluye aguas de primer lavado, aguas de despulpe con recirculación y jugo de pulpa (si el beneficio posee prensa).

De esta fosa, el agua entra al tanque de captación, donde se controla el pH (con uso de cal) y se mantiene una agitación provocada por recirculación de la misma agua del tanque, por medio de bombeo. Del tanque de captación pasa al - digestor, donde permanece por un tiempo de tres días (algunos estudios realizados en planta piloto demostraron que tres días de residencia era el óptimo para obtener un máximo de reducción en contaminación y mayor producción de metano - (14). El digestor está empacado en su parte superior, con un metro de esponja de poliuretano. La cámara inferior acumula lodos activados. Esto puede observarse en el dibujo # 1 (diagrama del digestor).

Del digestor se obtienen dos corrientes de fluido, uno es biogás que se puede recibir en un compresor y dársele diferentes usos (según prefiera el beneficio), y la otra corriente es de agua con baja contaminación que pasa a través - de un filtro de arena, de donde también se obtiene abono (sustancia filtrada), y es llevada después a un estanque de jacintos, donde permanece durante diez días (algunos estudios realizados en el ICAITI demostraron que diez días tiempo de residencia es el óptimo para obtener una reducción favorable en la contaminación, aún presente, después del digestor (12). De este estanque de jacintos se obtienen dos productos: aguas limpias (o con porcentaje de contaminación mínima aceptable) que puede ir al río o para riego y abono orgánico.

Existe también la posibilidad que el agua que sale del digestor se utilice para riego por bombeo.

B. SELECCION DE CASOS.

Este escalamiento de planta piloto a planta industrial, se realizó para -

tres tamaños diferentes: 2,000 qq cereza/día, 4,000 qq cereza/día y 6,000 qq - cereza/día, que incluyen los intervalos más altos de producción (ver cuadro # 3) y con los cuales es necesario un tratamiento más completo que el uso de simples fosas (15).

El tamaño de otros beneficios a tratar se encuentran localizados en diferentes zonas del país.

En los tres tamaños diferentes calculados, el agua a tratar se obtiene de tres fuentes diferentes. La primera la constituyen las primeras aguas de lavado del café en cereza, la segunda está formada por las aguas de despulpe del café, las cuales son calculadas con recirculación, y la última, las de jugo de pulpa que se obtiene del prensado de la pulpa de café.

En los tres tamaños indicados de planta de tratamiento, el cálculo de las aguas a tratar es similar. En este caso se ilustró el cálculo de las aguas a tratar para un beneficio de capacidad de producción de 2,000 quintales cereza por día.

1. Aguas de Primer Lavado

Para calcular el volumen de aguas de primer lavado, se utilizó un dato experimental obtenido por el ICAITI (16): Para el lavado de 500 quintales cereza se utilizan de 4,000 a 6,000 litros de agua.

Para nuestro cálculo se utilizó la cantidad más alta como un margen de seguridad en el diseño.

Entonces para 2,000 quintales cereza el volumen de primeras aguas de lavado es:

$$\frac{6,000}{500 \text{ qq cereza}} \times 2,000 \text{ qq cereza} = 24,000 \text{ lt de agua}$$

2. Aguas de Despulpe

Para calcular el volumen de estas aguas, se tomará en cuenta que se trabaja con recirculación de dichas aguas, con lo cual, se persigue utilizar la mínima cantidad de agua posible y disminuir el efluente a tratar.

Para calcular la cantidad de efluente, se utilizó un dato experimental obtenido por ANACAFE (15); el volumen de agua de despulpe es el 10% de las aguas de primer lavado.

Entonces, para 2,000 quintales cereza, el volumen de aguas de despulpe es:

$$20,000 \text{ lt de agua} \times 0.1 = 2,000 \text{ lt de agua}$$

3. Jugo de Pulpa

El jugo de pulpa se obtiene por el prensado mecánico de la pulpa de café.

Para calcular la cantidad de pulpa que se obtiene en el beneficio de 2,000 quintales de café cereza, se utilizó el dato que 40% del peso de la fruta (cereza) es PULPA (14). Y para calcular el volumen de jugo de pulpa que el prensado de ésta representa se utilizó un dato experimental obtenido por el ICAITI (16). Al prensar 100 kilogramos de pulpa fresca, se obtienen 70 kilogramos de bagazo y 30 litros de jugo de pulpa.

Entonces la cantidad de jugo de pulpa que se obtiene de 2,000 quintales cereza de beneficiado que será tratada es:

$$2,000 \text{ qq cereza} \times 0.4 = 800 \text{ qq pulpa fresca}$$

$$\frac{30 \text{ lt jugo pulpa}}{100 \text{ kg pulpa fresca}} \times 800 \text{ qq pulpa fresca} \times \frac{45.5 \text{ kg}}{1 \text{ kg}} =$$

10,896 lt de jugo de pulpa

4. Volumen total de Aguas a Tratar

El volumen total de aguas a tratar es la suma de los tres volúmenes de los diferentes efluentes.

$$V_t = V \text{ primeras aguas de lavado} + V \text{ aguas de despulpe} + V \text{ jugo pulpa}$$

Entonces para el beneficiado de 2,000 quintales cereza por día, la cantidad de agua a tratar será:

$$V_t = 20,000 \text{ lt} + 2,000 \text{ lt} + 10,896 \text{ lt} = 32,896 \text{ lt de agua}$$

C. CALCULO DE INVERSION

Los cálculos de inversión se dividieron en dos partes:

1. Costos de inversión
2. Costos Anuales de Operación.

Esta división se realizó para los tres tamaños de planta seleccionados.

En costo de inversión se incluyeron:

Costos Directos:

Maquinaria y Equipo (obtenidos por cotización directa)

Accesorios (obtenidos algunos por cotización directa y otros de catálogos de ventas)

Instalación e Implementación (obtenidos algunos por cotización directa y - otros como un porcentaje del costo del equipo).

Costos Indirectos:

Ingeniería y Supervisión (obtenido como el 32% del costo del equipo (13).

Gastos de construcción (se obtuvo el 10% del costo del equipo, según la referencia Peters & Timmerhaus, 1968. Este toma el 34% del costo del equipo, pero esto es para una planta química más sofisticada, por lo que en este caso se redujo el porcentaje).

Contingencias (se obtuvo como el 8% del total de costos directos e indirectos (13)).

A su vez cada uno de los rubros fueron detallados en diferentes anexos.

Ellos son:

1. Costo de Inversión:

Anexo 1: Maquinaria y Equipo:

Sistema de control de alcalinidad.

Módulo de digester (obtenidos por cotización directa)

Tanque de Captación (obtenido por cotización directa)

Bombas Centrífugas Sumergibles (obtenidas por cotización directa)

Anexo 2: Accesorio:

Tapaderas para digester (obtenidas por cotización directa)

Metros Cúbicos de Módulos de digester (obtenido por cotización di
recta)

Válvulas Solenoides (obtenida de catálogos de ventas)

Timers (obtenidos de catálogos de ventas).

Anexo 3: Instalación e Implementación:

Piés de tubería PVC de 1 1/4 pulg. (obtenido por cotización direc
ta)

Piés de tubería PVC de 2 pulg. (obtenido por cotización directa)

Instalación Eléctrica e Instalación de Agua (obtenida como el 11% del total de costo del equipo).

Protección del equipo (obtenida como el 20% del costo total del - equipo eléctrico).

En los costos anuales de operación, se incluyeron:

Como Egresos:

- a) Sueldos y Salarios.
- b) Mantenimiento.
- c) Depreciación.

Como Ingresos:

- a) Venta de Biogás.

A su vez cada uno de los rubros fueron detallados en diferentes anexos.

Ellos son:

2. Costos Anuales de Operación:

Anexo 4: Sueldos y Salarios:

Sueldo (se obtuvo suponiendo un sueldo de Q 300.00 al mes).

Indemnización:

Cuotas Patronal

Vacaciones.

Anexo 5: Mantenimiento:

Energía Eléctrica (se estimó)

Agua (se estimó)

Cal (se obtuvo por cotización directa).

Presupuestos (se asumió un 3% del costo del equipo).

Anexo 6: Depreciación:

Se obtuvo utilizando el método de línea recta, para un tiempo de vida útil de 10 años para accesorios, bombas y aparatos eléctricos. Y 20 años para tanques y módulos de digester.

(bombas + timers + v.solenoides)/10 = depreciación 1

(sistema de alcalinidad + T.captación + digester)/20 =

depreciación 2

DEPRECIACION = depreciación 1 + depreciación 2

Cantidad de Cal a Utilizar

Para caso 1: 2,000 qq cereza/día

Se utiliza 1.6 kg de cal por metro cúbico de efluencia (17).

Como en el sistema se utiliza recirculación, entonces la cantidad de cal a utilizar será:

Volumen de efluencia por día = 33 metros cúbicos

$$\frac{33 \text{ metros cúbicos}}{\text{día}} \times \frac{20 \text{ días}}{1 \text{ mes}} \times \frac{1.6 \text{ kg cal}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ qq cal}}{100 \text{ lb.}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} =$$

$$23.23 \text{ qq cal/mes} \times 1 \text{ mes} = 23.23 \text{ quintales de cal}$$

$$\frac{33 \text{ metros cúbicos}}{\text{día}} \times \frac{20 \text{ días}}{1 \text{ mes}} \times \frac{0.4 \text{ kg cal}}{1 \text{ mes}} \times \frac{1 \text{ qq cal}}{1 \text{ m. cúbico}} \quad 100 \text{ lbs.}$$

$$\times \frac{2.2 \text{ lbs.}}{1 \text{ kg}} \times 5 \text{ meses} = 29.04 \text{ qq cal}$$

Total de quintales de cal a utilizar al año, para el tratamiento de 2,000 - qq cereza/día son: 52.27 qq de cal.

Valor del quintal de cal = Q 4.00

Gastos anuales de cal = 52.27 qq cal x Q 4.00/ 1 qq cal = Q 209.08

Ingresos Obtenidos por Venta de Biogás (uso interno):

Se comparará el biogás con el diesel.

Capacidad Calorífica:

Biogás 37.3 Mj/metro cúbico

Diesel 30.7 Mj/kg

Densidad del Diesel 720 kg/metro cúbico

Para caso 1: 2,000 qq cereza/día

Volumen de Biogás obtenido = 99 metros cúbicos/día

Gas Natural (biogás):

37.3 Mj/m.cúbico

Se obtiene un total de 99 metros cúbicos de biogás por día, entonces:

$$37.3 \text{ Mj/m.cúbico} \times 99 \text{ m.cúbicos} = 3692.70 \text{ Mj}$$

Comparando el biogás con el diesel: (aproximadamente esta cantidad de diesel es 99 m.cúbicos de gas natural)

$$\frac{3.692.70 \text{ Mj}}{104.49 \text{ Mj/gal}} = 35.34 \text{ gal diesel}$$

$$35.34 \text{ gal diesel} \times Q \ 1.70/1 \text{ gal diesel} = 60.08 \text{ Q/día}$$

Trabajando 100 días al año:

Ingreso anual por venta de biogás:

$$60.08 \text{ Q/día} \times 100 \text{ días/año} = 6,008.00 \text{ Q/año}$$

THE UNIVERSITY OF CHICAGO
DEPARTMENT OF CHEMISTRY

RESEARCH REPORT
NO. 1000

BY
J. H. GOLDSTEIN

1955

RESEARCH REPORT NO. 1000

DEPARTMENT OF CHEMISTRY

UNIVERSITY OF CHICAGO

1955

1955

1955

1955

IV. CALCULOS DE DISEÑO

Los cálculos de diseño se realizaron basados en lineamientos experimentales del ICAITI. Se presenta el cálculo para la planta de tratamiento de 2,000 quintales cereza por día. Para los otros dos tamaños (4,000 y 6,000 quintales cereza por día) se utilizará el duplicado y triplicado del módulo aquí calculado, - tomándose siempre en cuenta que no todos los elementos se duplicarán y triplicarán al duplicar y triplicar la cantidad de aguas a tratar.

A. CALCULO DEL DIGESTOR:

El digestor anaeróbico que se utilizará para el tratamiento de las aguas de beneficiado húmero de café, fue calculado para tener un tiempo de residencia de tres días, con lo cual se comprobó en experimentos realizados en el ICAITI, que se obtenía la mayor eficiencia en producción de metano y disminución de la contaminación de las aguas. El digestor está formado por módulos y el diseño sigue lineamientos dados por el ICAITI (17).

El volumen total de las aguas a tratar es de aproximadamente 33,000 lt (33 metros cúbicos) por día; como se quiere que el agua cruda permanezca en el digestor por tres días, (tiempo de residencia) el volumen de ese efluente que tiene que tratar el digestor es de 99,000 lt (99 metros cúbicos) (3 veces el volumen).

NOTA:

El volumen total referido anteriormente no incluye la recirculación. En caso de tomarse en cuenta dicha recirculación, el tiempo de residencia baja a

1 1/2 días.

Cada módulo trabaja aproximadamente 50 metros cúbicos y sus dimensiones internas son:

ancho 5 metros

largo 4 metros

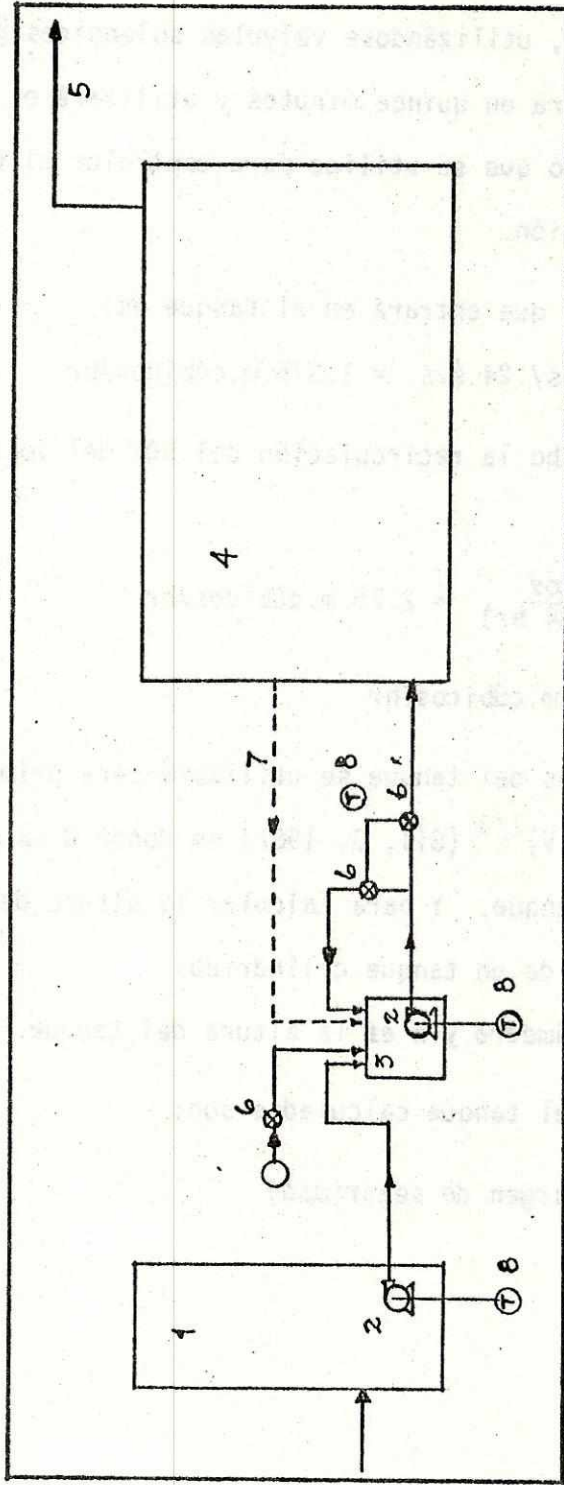
alto 3 metros

El digestor se diseñó para trabajar las 24 horas en forma continua.

B. CALCULO DEL TANQUE DE CAPTACION:

En el sistema de tratamiento se utilizará un tanque de captación, en el cual se controlará el pH, mediante el uso de cal.

DIAGRAMA DE FLUJO



- 1 FOSA
- 2 BOMBA CENTRIFUGA (RODETE ABIERTO)
- 3 TANQUE DE CAPTACION
- 4 DIGESTOR
- 5 ESTANQUE DE JACINTOS
- 6 VALVULA SOLENOIDE
- 7 LINEA DE RECIRCULACION DEL 50%
- 8 TIMER
- 9 TANQUE CONTENEDOR DE CAL

DIBUJO No. 3

Se trabajará un total de 24 horas, con un sistema automático en el control del llenado y vaciado del tanque, utilizándose válvulas solenoides y timers. De esta forma el tanque se llenará en quince minutos y utilizará el mismo tiempo de vaciado. Durante el tiempo que se utilice para controlar el pH se mantendrá una agitación por recirculación.

El volumen de efluente crudo que entrará en el tanque es:

$$33 \text{ metros cúbicos} / 24 \text{ hrs.} = 1.375 \text{ m.cúbicos/hr}$$

En el caso que se lleve a cabo la recirculación del 50% del volumen total - que entra al digestor:

$$\frac{33 \text{ m.cúbicos}}{(0.5)(24 \text{ hr})} = 2.75 \text{ m.cúbicos/hr}$$

El volumen total es: $V_t = 2.75 \text{ m.cúbicos/hr}$

Para calcular las dimensiones del tanque se utilizará para primera aproximación la regla gruesa: $D = 0.74(V)^{1/3}$ (Gil, 0. 1987) en donde D es el diámetro del tanque y V el volumen del tanque. Y para calcular la altura del tanque se utilizará la fórmula de volumen de un tanque cilíndrico:

$$V = \frac{D^2 h}{4}, \text{ en donde } D \text{ es el diámetro y } h \text{ es la altura del tanque.}$$

Entonces, las dimensiones del tanque calculadas son:

$$V = 3 \text{ m.cúbicos} \quad (\text{se deja un margen de seguridad})$$

$$D = 0.74 (3)^{1/3} = 1.06/3 \text{ m}$$

$$h = 4 (3) / (3.3532 \text{ m})$$

$$\text{Tomando } D = 1.3 \text{ m}$$

$$h = 4(3) / (1.3) = 2.26 \text{ m}$$

Las dimensiones del tanque de captación son:

diámetro 1.3 m

altura 2.3 m

NOTA: :

En este tanque las aguas estarán sólo de paso, mientras se neutralizan con el uso de cal.

C. FILTROS DE ARENA:

En la salida del digestor podría colocarse un filtro de arena, de capas, en partículas de diferente diámetro, para atrapar sólidos que lleva el efluente líquido que sale del digestor.

D. CALCULO DE ESTANQUES DE JACINTOS:

Este estanque de jacintos es el último tratamiento de tipo biológico que se utilizará para obtener un efluente libre o muy bajo en contaminación.

Se utilizará un tiempo de residencia de 10 días, que según datos experimentales del ICAITI, (12) demostraron que era el mejor para mayor disminución en contaminación.

Este estanque de jacintos, será una fosa cavada en la tierra y cubierta con mezcla y piedras en el fondo.

E. CALCULO DE BOMBAS:

Las diferentes bombas que lleva el sistema serán calculadas utilizando las gráficas de cabeza dinámica total, (ft) en función del caudal (gal/min), que hay en catálogos de bombas de los diferentes vendedores.

La caída de presión (P) que pueda producirse por la fricción de la tubería, fue tomada en cuenta e introducida en la cabeza dinámica total.

Se utilizarán bombas centrífugas de rodete abierto, que prestan un buen servicio, ya que pueden manejar flujos con partículas, que es la característica del efluente a tratar. (ver diagrama de la bomba en apéndice)

F. CALCULO DE TUBERIAS:

Se calculará el diámetro necesario de tubería para cada entrada y salida del digestor, tanque de captación y estanque de jacintos.

Para realizar estos cálculos se utilizará una regla gruesa de velocidad de flujo que dice: $1.5 \text{ m/s} = 5 \text{ ft/s}$ (CE,). La cual es una velocidad lineal, que al dividir la velocidad de flujo (en m.cúbicos/hr) permitirá obtener el área transversal de la tubería.

Así, puede despejarse y obtenerse el diámetro necesario de la tubería.

Entonces, el cálculo de diámetro de las diferentes tuberías a utilizar es:

- Tubería para entrada al tanque de captación:

Esta agua viene del beneficio del café.

Regla gruesa: (obtengo velocidad de flujo lineal)

$$1.5 \text{ m/s} \times 3,600 \text{ s/1 hr} = 5,400 \text{ m/hr}$$

$$33 \text{ m.cúbicos/24hrs} = 1.375 \text{ m.cúbicos/hr}$$

$$1.375 \text{ m.cúbicos/hr} / 5,400 \text{ m/hr} = 2.5463 \times 10^{-4} \text{ metros cuadrados}$$

$$A = D^2/4 \quad \text{entonces} \quad D = (4A)^{1/2}$$

$$D = (4 \times 2.5463 \times 10^{-4})^{1/2} = 0.018 \text{ m} \times 100 \text{ cm/m}$$

$$\times 1 \text{ pulg}/2.54 \text{ cm} = 0.71 \text{ pulg}$$

1. Tubería de recirculación al tanque de captación:

Este efluente viene del digestor, que entra nuevamente al tanque de captación y ayudar a mantener el pH necesario.

Se recirculan 33 metros cúbicos

$$\frac{33 \text{ m.cúbicos}}{(0.5)(24 \text{ hr})} = 2.75 \text{ m.cúbicos/hr}$$

$$\frac{2.75 \text{ m cúbicos}}{5,400 \text{ m/hr}} = 5.0926 \times 10^{-4} \text{ m.cuadrados}$$

$$D = (4 \times 5.0926 \times 10^{-4})^{1/2} = 0.02546 \text{ m} = 1 \text{ pulg.}$$

2. Tubería del tanque de captación para el digestor:

Esta tubería pasa las aguas del tanque de captación para llenar en forma continua el digestor.

$$33 \text{ m.cúbicos}/24\text{hr} = 1.375 \text{ m.cúbicos/hr}$$

$$33 \text{ m.cúbicos}/(0.5)(24 \text{ hr}) = 2.75 \text{ m.cúbicos/hr} \quad (\text{este cálculo incluye las aguas de recirculadas})$$

$$\text{Entonces el } V_t \text{ es} = 2.75 \text{ m.cúbicos/hr}$$

$$2.75 \text{ m.cúbicos/hr} / (5,400 \text{ m/hr}) = 5.09 \times 10^{-4} \text{ m.cuadrados}$$

$$D = (4 \times 5.09 \times 10^{-4})^{1/2} = 0.03 \text{ m} = 1 \frac{1}{4} \text{ pulg}$$

3. Tubería de Digestor a Estanque de Jacintos:

Aquí se utilizará tubería de 2 pulg., ya que se ha encontrado que es la más adecuada para drenar un afluente con algunas partículas en suspensión.

NOTA:

Como puede verse los diámetros están en un intervalo de 0.71 de pulgada a 1 1/4 de pulgada. Se escogerá para la instalación tuberías de 1 pulg., la cual se adapta a la entrada y salida de las bombas, y también con ella se evitan problemas de bloqueo en la tubería, debido a partículas en suspensión que hay en el fluido.

G. CALENTAMIENTO:

Al sistema puede adaptarse un generador eléctrico tipo TOTEM (Fiat), el cual utiliza un sistema de enfriamiento por recirculación de agua, que puede utilizarse para mantener la temperatura de los efluentes del digestor entre 30 y 35 grados centígrados, siendo la temperatura óptima para que se lleve a cabo la digestión.

Las unidades modulares TOTEM tienen un consumo de biogás de 0.4 m.cúbicos/hr y pueden generar 15 kwh de electricidad y agua caliente hasta 85 grados centígrados. (ver diagrama en apéndice)

V. ELEMENTOS DE DISEÑO

A. DIAGRAMA DE FLUJO:

Se presenta el diagrama de flujo de la planta tratamiento de efluentes líquidos de beneficio húmedo de café para la capacidad de 2,000 qq cereza por día. El diagrama para 4,000 y 6,000 qq cereza/día es similar, ya que se duplicarán y triplicarán los equipos en forma modular.

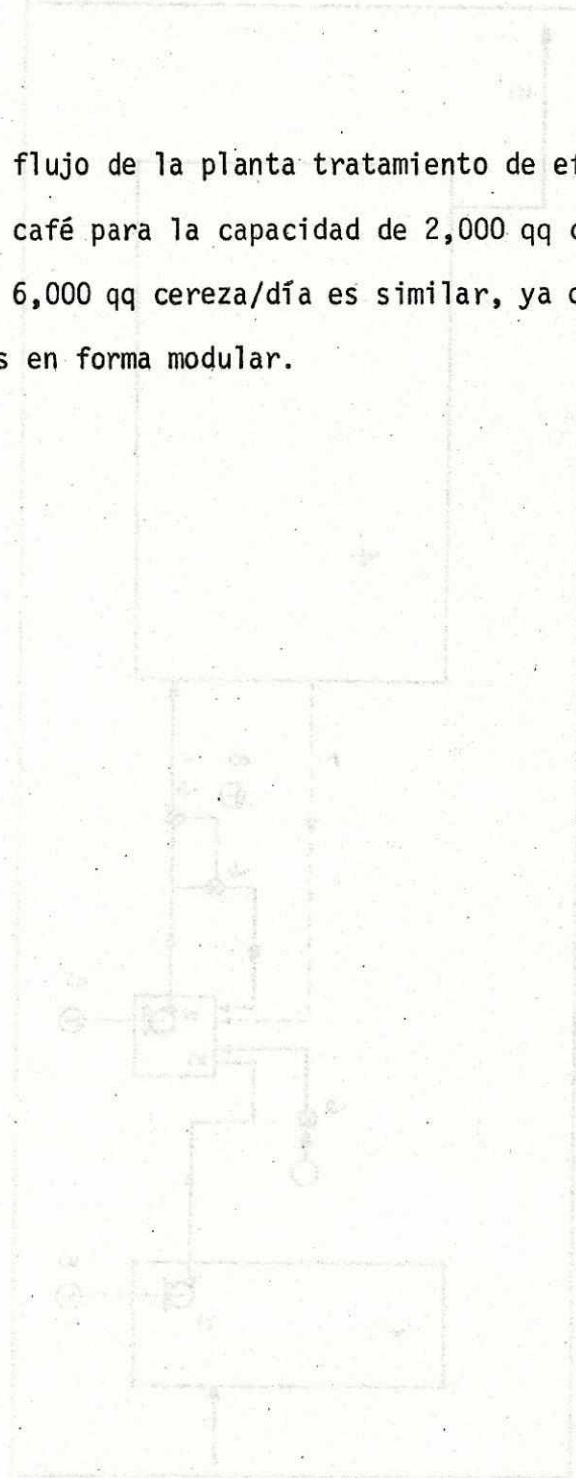
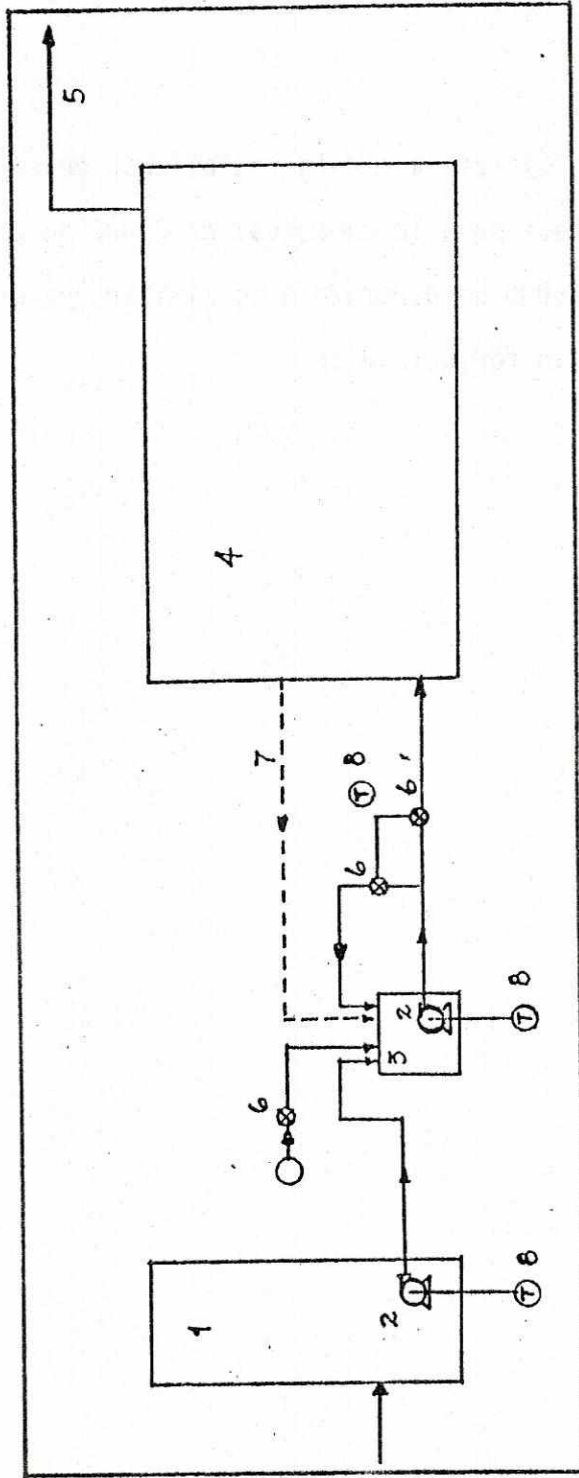


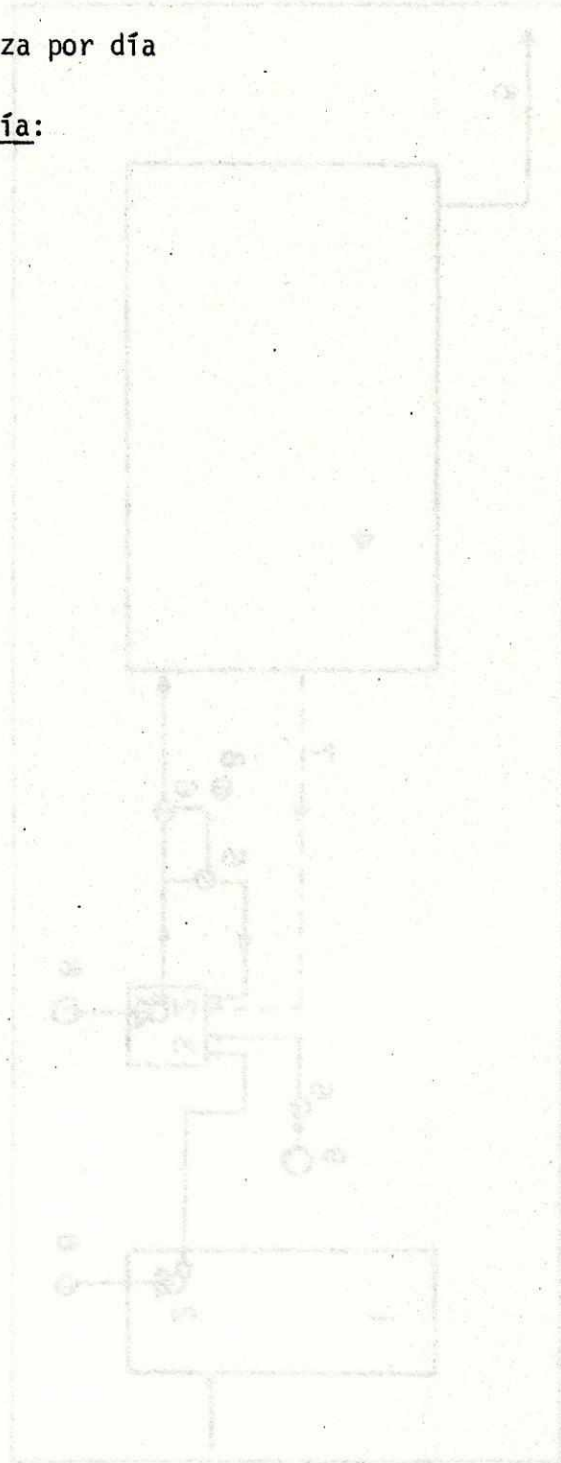
DIAGRAMA DE FLUJO



- | | | | |
|---|-----------------------------------|---|--------------------------------|
| 1 | FOSA | 6 | VALVULA SOLENOIDE |
| 2 | BOMBA CENTRIFUGA (RODETE ABIERTO) | 7 | LINEA DE RECIRCULACION DEL 50% |
| 3 | TANQUE DE CAPTACION | 8 | TIMER |
| 4 | DIGESTOR | 9 | TANQUE CONTENEDOR DE CAL |
| 5 | ESTANQUE DE JACINTOS | | |

B. CASO 1:

2,000 quintales de cereza por día

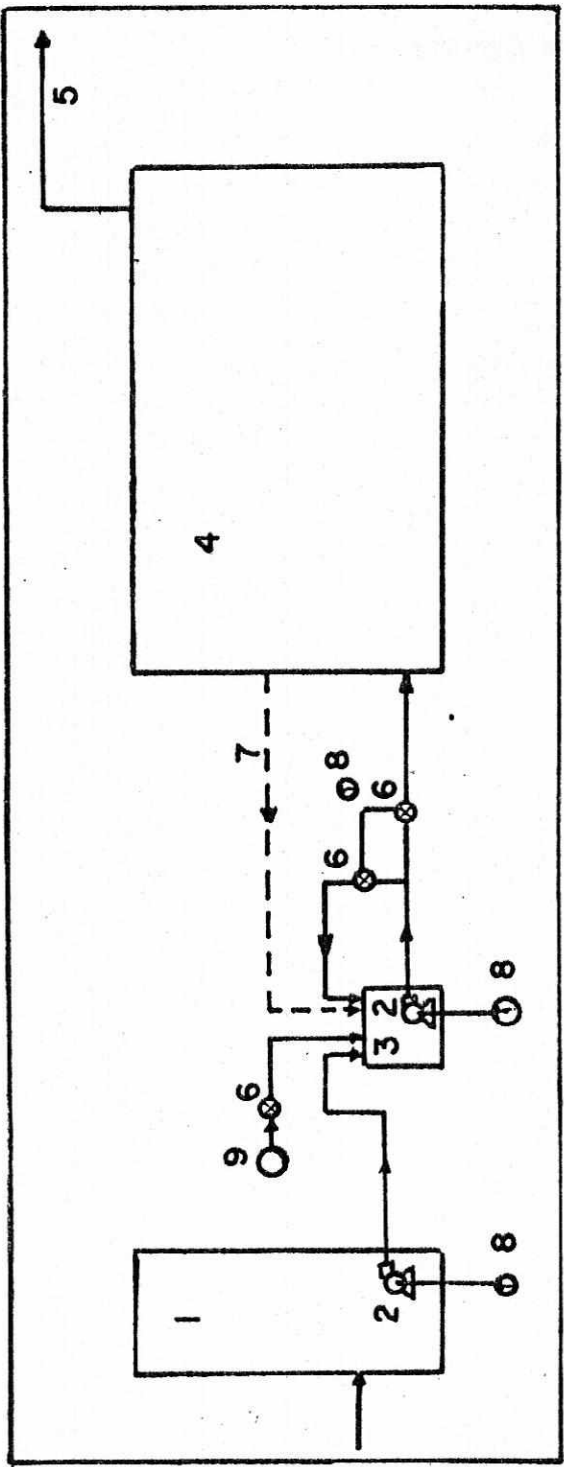
1. Distribución de la Planía:

5000 0005

DISTRIBUCION DE LA PLANIA

DISTRIBUCION TENTATIVA DE LA PLANTA

2000 qq / dia



AREA 195.50 m²

ESCALA 1:125

- 1 FOSA
- 2 BOMBA CENTRIFUGA (RODETE ABIERTO)
- 3 TANQUE DE CAPTACION
- 4 DIGESTOR
- 5 ESTANQUE DE JACINTOS
- 6 VALVULA SOLENOIDE
- 7 LINEA DE RECIRCULACION DEL 50 %
- 8 TIMER
- 9 TANQUE CONTENEDOR DE CAL

2. Especificaciones:

Para planta de tratamiento con capacidad de 2,000 qq cereza/día

a) FOSA:

Será una fosa excavada, con fondo de piedra y con una capa de mezcla.

b) TANQUE DE CAPTACION:

Volumen 3 m.cúbicos

Dimensiones Internas diámetro = 1.3 m

altura = 2.3 m

c) DIGESTOR:

Volumen a tratar 99 m.cúbicos

Número de módulos 2 (*)

* Cada módulo trabaja 50 m.cúbicos y sus dimensiones internas son:

5 m x 4 m x 3 m

d) TANQUE CONTENEDOR DE CAL:

Volumen 0.1 m.cúbicos

3. Equipo:

a) 2 bombas sumergibles marca IHM Mod. 10-21-3, 1 Hp, 115/220V de 3 pulg., para impulsor de salidas hasta 1 3/4 de pulg.

b) 3 válvulas solenoides marca DAYTON Mod. 1A580, de bronce; 2 guías. Presión máxima 250 psi, flujo máximo 253 gal/min, tubería y orificio de 1 1/4 de pulg.

c) 3 timers marca DAYTON Mod. 2E357, 120/240 V, de 60 min. tiempo máximo.

2. Materiales y Accesorios:

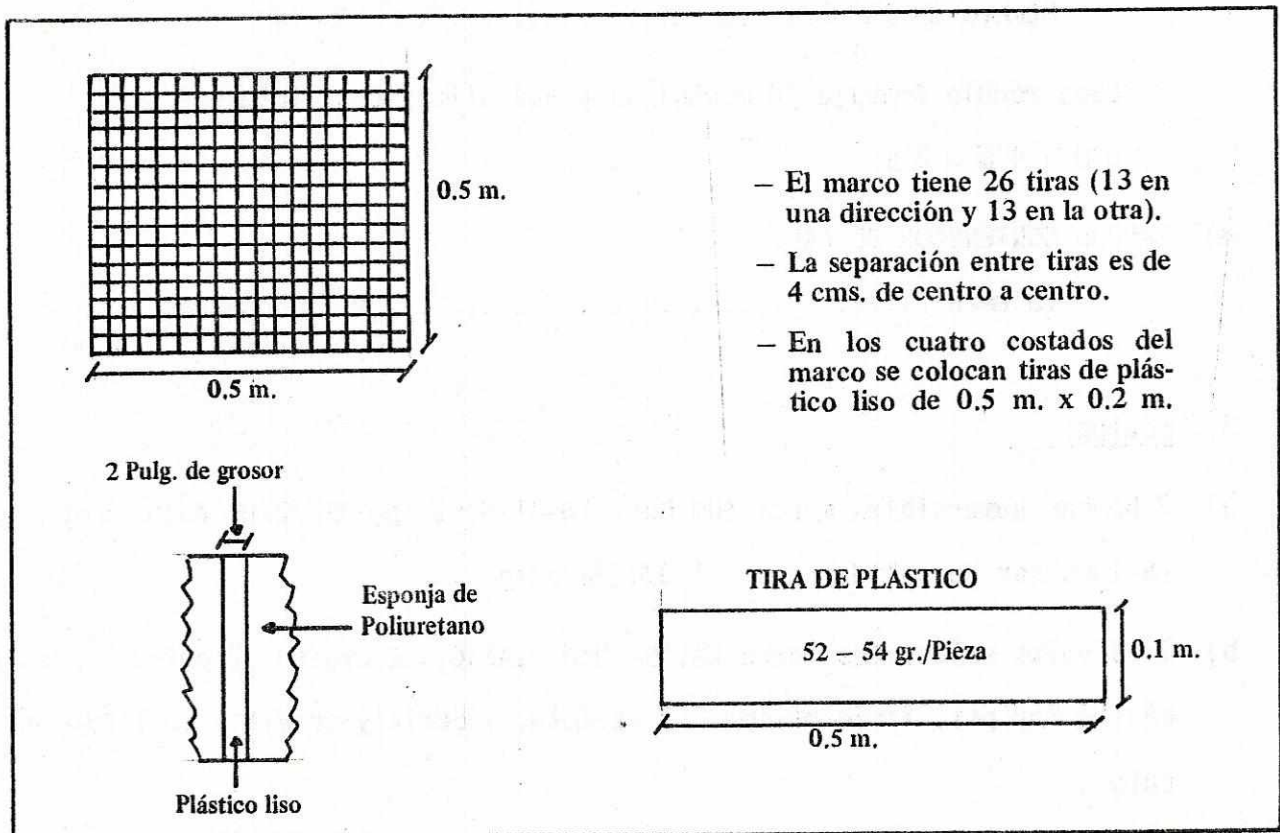
a) Tapaderas del Digestor:

Para cada módulo del digestor se necesitan 2 tapaderas. En el caso 1(12,000 qq cereza/días) se utilizan dos módulos de digestor y un total de 4 tapaderas.

Dimensión de la tapadera: 5.2 m x 1.85 m Es de lámina de hierro de 3/32 de pulgada.

b) Módulos de Espónja de Poliuretano:

Cada módulo es de 0.5 m x 0.5 m

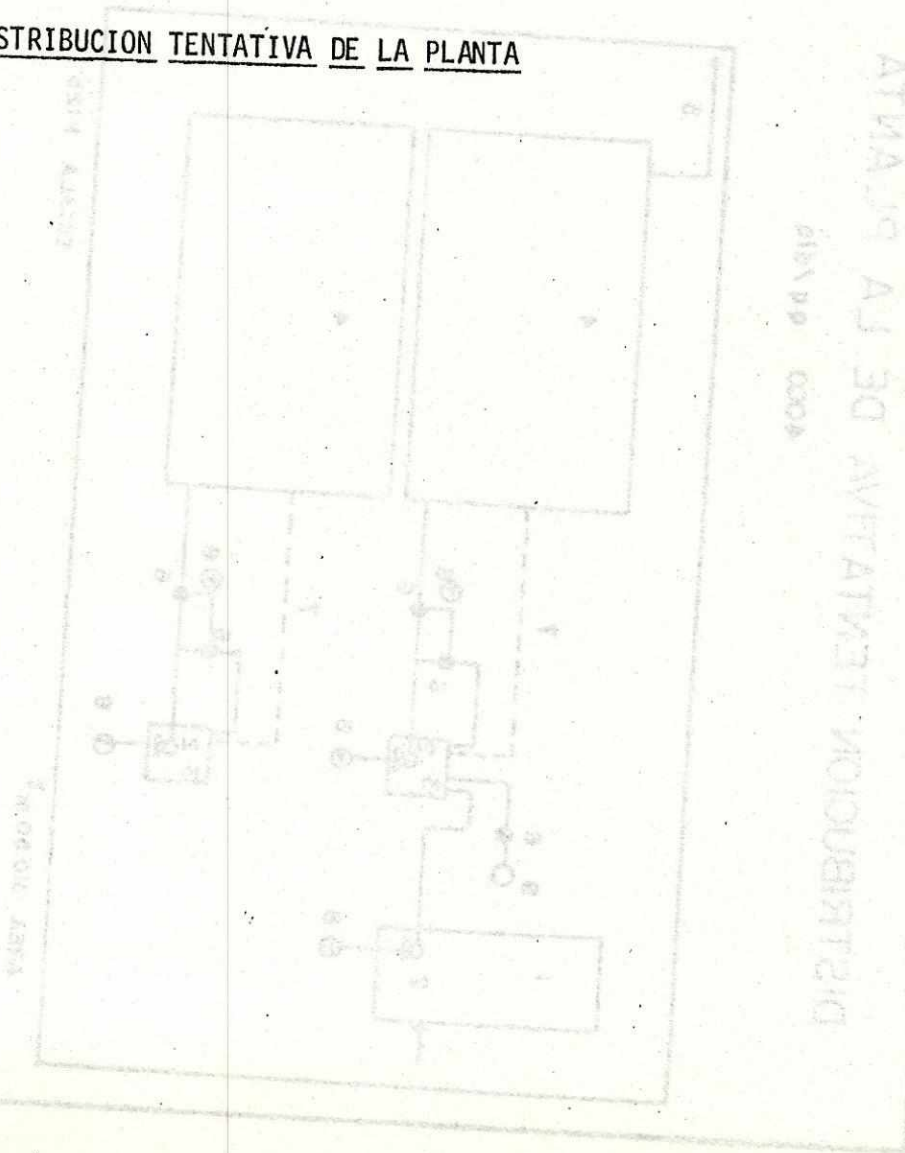


c) Tubería:

Se utilizará en todo el sistema (*) tubería PVC de 1 pulg. x 160 psi. Excepto en la tubería que va del digestor al estanque de jacintos. En cuyo caso usaremos tubería PVC de 2 pulg.

C. CASO 2:

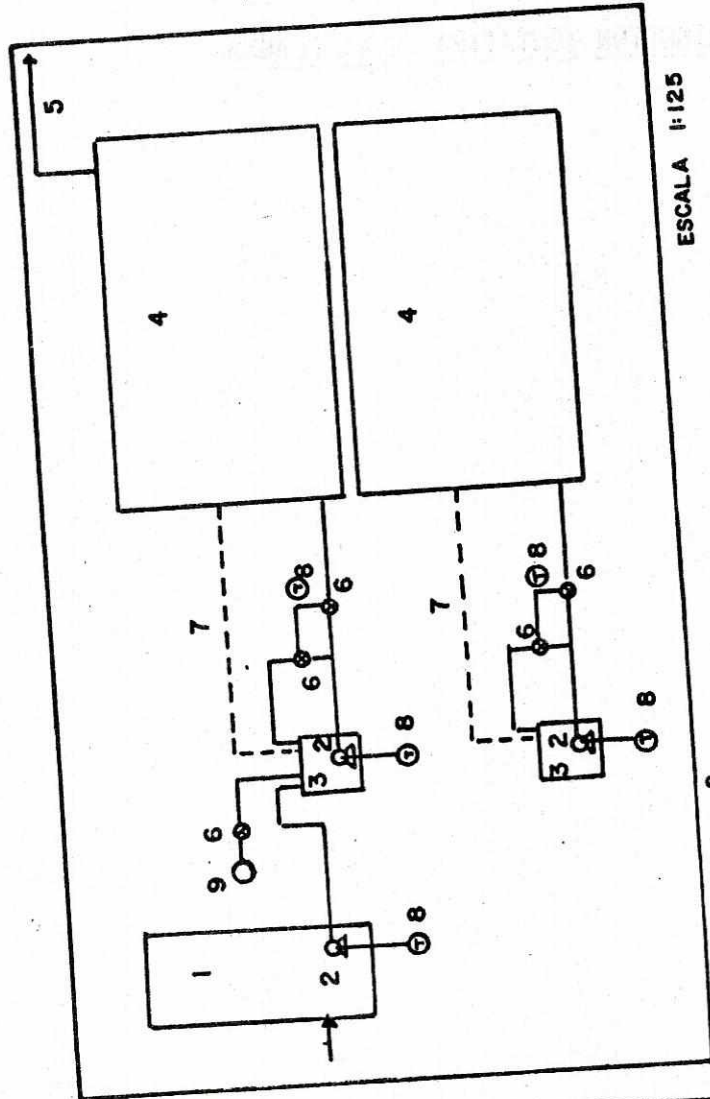
4,000 quintales cereza por día

1. DISTRIBUCION TENTATIVA DE LA PLANTA

DISTRIBUCION TENTATIVA DE LA PLANTA

4000 qq/día

- 1 FOSA
- 2 BOMBA CENTRIFUGA (RODETE ABIERTO)
- 3 TANQUE DE CAPTACION
- 4 DIGESTOR DE JACINTOS
- 5 ESTANQUE DE RECIRCULACION
- 6 VALVULA SOLENOIDE
- 7 LINEA DE RECIRCULACION DEL 50% DEL VOLUMEN TOTAL DEL DIGESTOR
- 8 TIMER
- 9 TANQUE CONTENEDOR DE CAL



ESCALA 1:125

AREA 310.50 m²

2. ESPECIFICACIONES:

Para planta de tratamiento con capacidad de 4,000 qq cereza/día.

a) FUGA:

Será una fosa excavada, con fondo de piedra y con una capa de mezcla.

b) TANQUE DE CAPTACION:

Se utilizarán dos tanques con las siguientes especificaciones:

Volumen 3 m. cúbicos

Dimensiones Internas diámetro = 1.3 m.

altura = 2.3 m.

c) DIGESTOR:

Volumen a tratar 198 m.cúbicos

número de Módulos 4 (*)

(*) Cada módulo trabaja 50 m.cúbicos y sus dimensiones internas son:

5 x 4 x 3 mts.

d) TANQUE CONTENEDOR DE CAL:

Volumen 0.1 m.cúbicos

3. EQUIPO:

a) 3 Bombas sumergibles marca IHM Mod. 10-21-3, de 1 Hp., 115/220 V de 3 pulgadas, para impulsor de salidas hasta de 1 3/4 de pulgada.

b) 5 Válvulas Solenoides marca DAYTON Mod. 1A580, de bronce; 2 vías, presión máxima 250 psi, flujo máximo 253 gal/min, y orificio de 1 1/4 de pulgada.

c) 5 timers marca DAYTON Mod. 2#357, 120/240 V, de 60min. tiempo máximo.

4. MATERIALES Y ACCESORIOS:

a) Tapaderas de digestor:

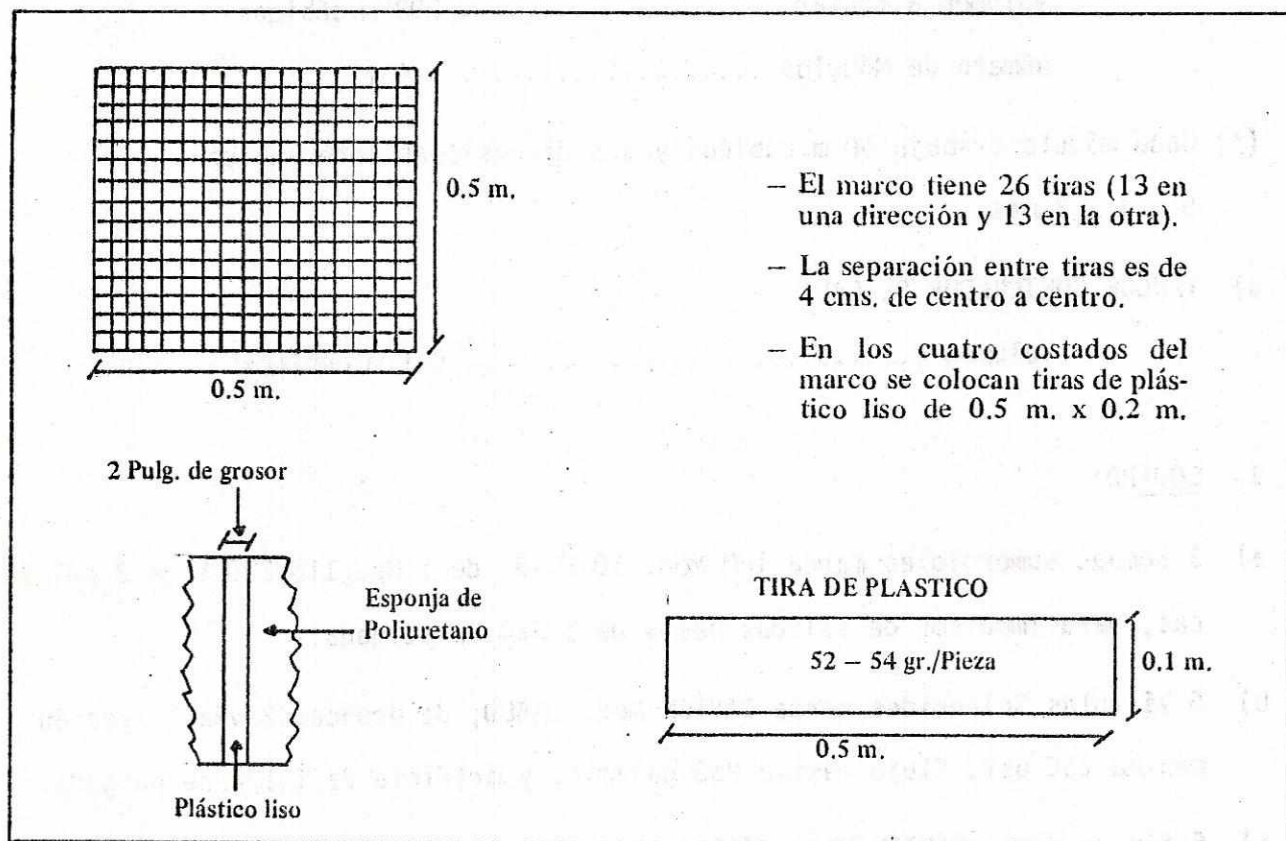
Para cada módulo del digestor se necesitan dos tapaderas. En el caso 2 - (4,000 qq cereza/día) se utilizan cuatro módulos de digestor y un total de 8 tapaderas.

Dimensión de la tapadera: 5.2 m x 1.85 m

Es de lámina de hierro de 3/32 de pulgada.

b) Módulos de Esponja de Poliuretano:

Cada módulo es de 0.5 m x 0.5 m



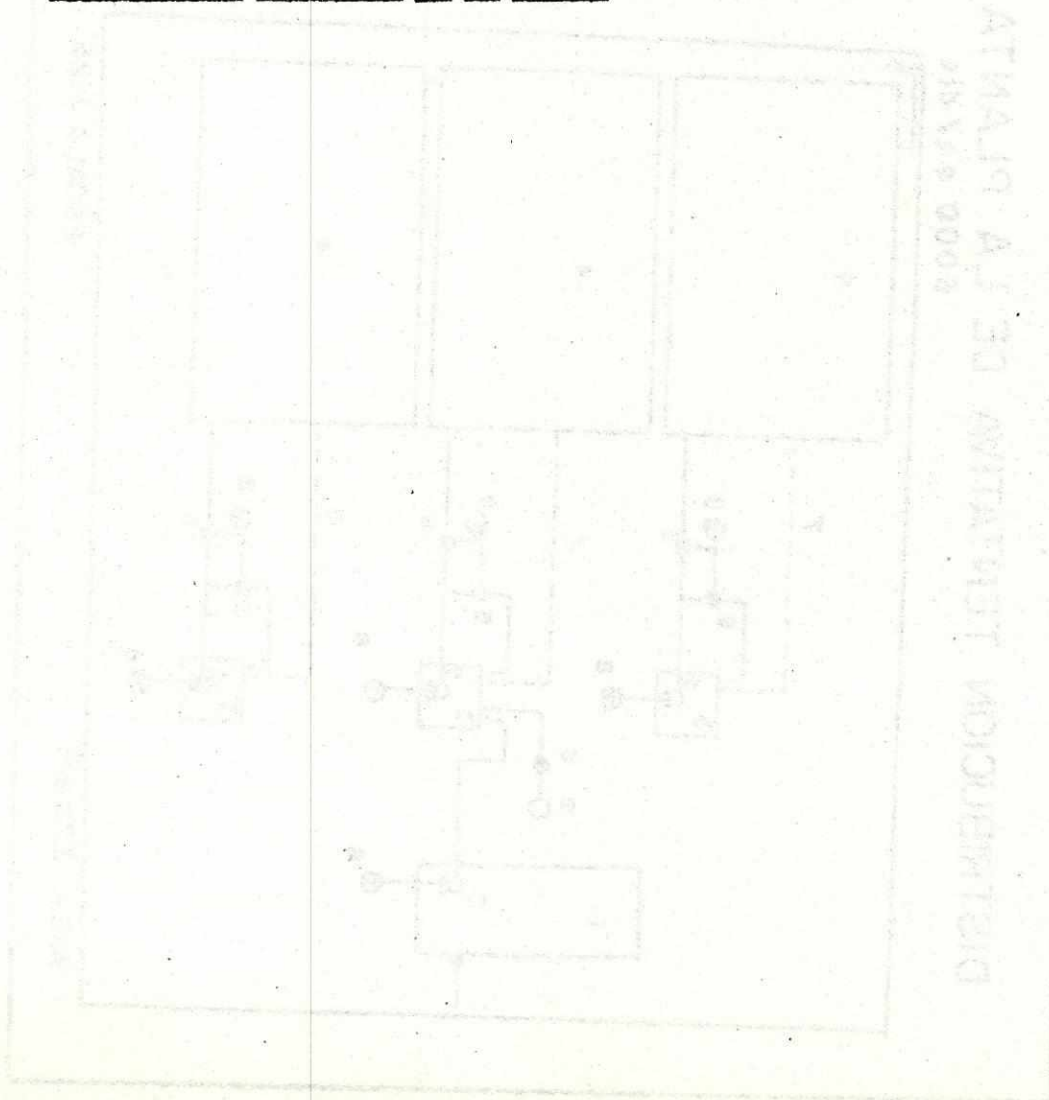
c) Tubería:

Se utilizará en todo el sistema (*) tubería PVC de 1 pulg. por 160 psi.

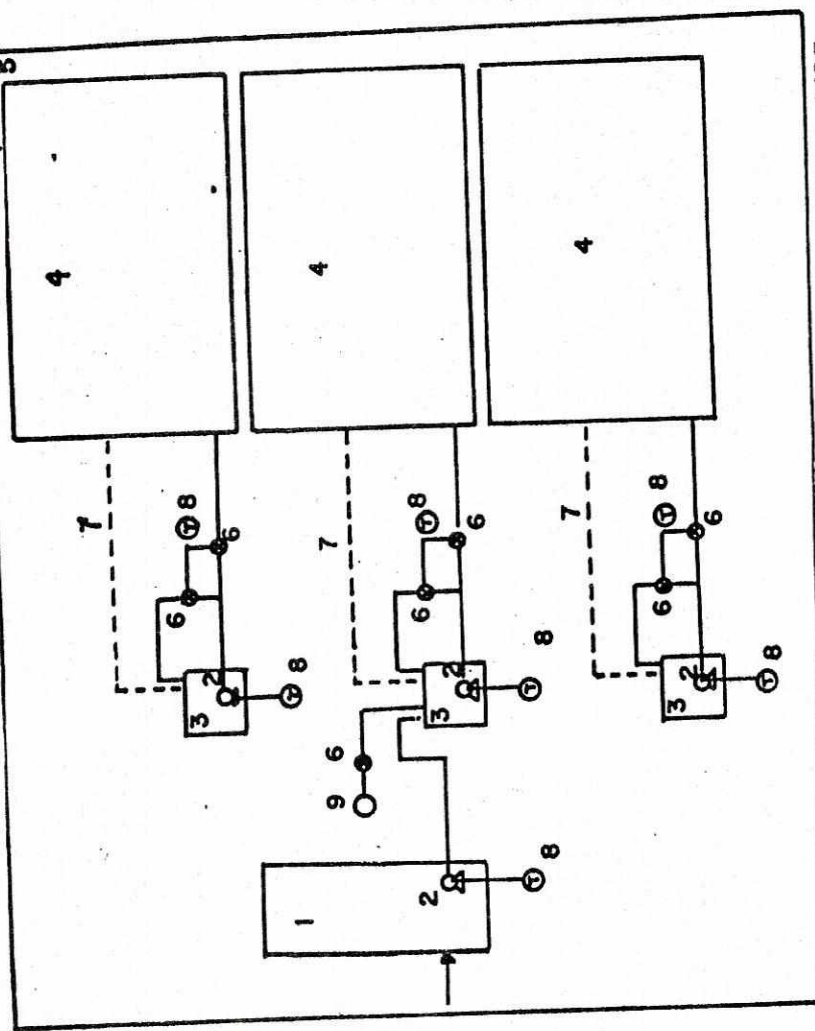
Excepto en la tubería que va del digester al estanque de jacintos, en cuyo caso usaremos tubería PVC de 2 pulg.

D. CASO 3:

6,000 quintales cereza por día.

1. DISTRIBUCION TENTATIVA DE LA PLANTA

DISTRIBUCION TENTATIVA DE LA PLANTA
6000 qq/dia



- 1 FOSA
- 2 BOMBA CENTRIFUGA (RODETE ABIERTO)
- 3 TANQUE DE CAPTACION
- 4 DIGESTOR
- 5 ESTANQUE DE JACINTOS
- 6 VALVULA SOLENOIDE
- 7 LINEA DE RECIRCULACION DEL 50% DEL VOLUMEN TOTAL DEL DIGESTOR
- 8 TIMER
- 9 TANQUE CONTENEDOR DE CAL

ESCALA 1:125

AREA 378 m²

2. ESPECIFICACIONES:

Para planta de tratamiento con capacidad de 6,000 qq cereza/día.

a) FOSA:

Será una fosa excavada, con fondo de piedra y con una capa de mezcla.

b) TANQUE DE CAPTACION:

Se utilizarán tres tanques con las siguientes especificaciones:

Volumen 3 m.Cúbicos

Dimensiones Internas diámetro = 1.3 m

altura = 2.3 m

c) DIGESTOR:

Volumen a tratar 297 m.cúbicos

Número de módulos 6 (*)

(*) Cada módulo trabaja 50 m.cúbicos y sus dimensiones internas son:

5 x 4 x 3 mts.

d) TANQUE CONTENEDOR DE CAL:

Volumen 0.1 m.cúbicos

3. EQUIPO:

a) 4 bombas sumergibles marca IHM Mod. 10-21-3, de IHP., 115/220 V. de 3 pulgadas, para impulsor de salidas hasta de 1 3/4 de pulgada.

b) 7 Válvulas solenoides marca DAYTON Mod. 1A580, de bronce, 2 vías, presión máxima 250 psi, flujo máximo 253 gal/min, tubería y orificio de 1 1/4 de pulgada.

c) 7 timers marca DAYTON Mod. 2E357,120/240 V., de 60 minutos tiempo máximo.

4. MATERIALES Y ACCESORIOS:

a) TAPADERAS DE DIGESTOR:

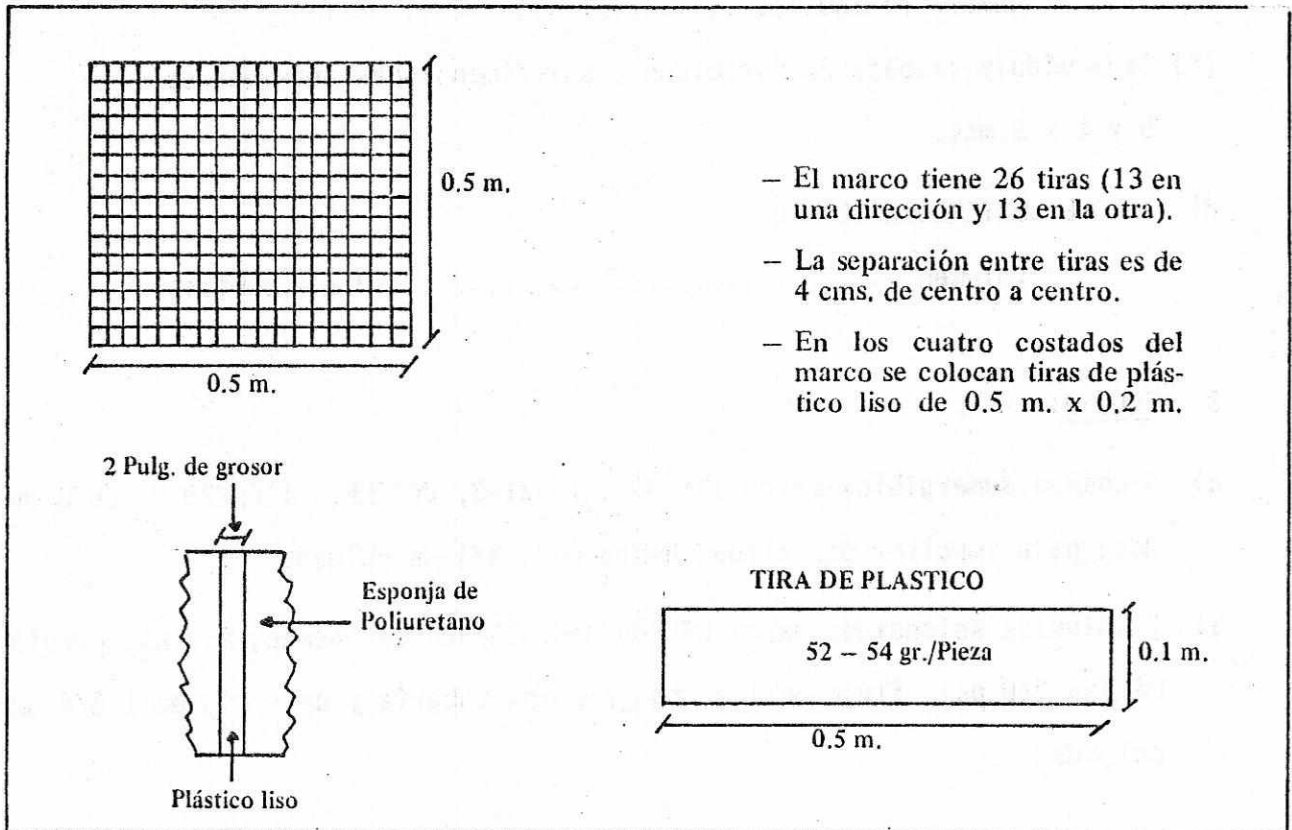
Para cada módulo del digestor se necesitan dos tapaderas. En el caso 3 - (6,000) qq cereza/día se utilizan 6 módulos de digestor y un total de 12 tapaderas.

Dimensión de la tapadera: 5.2 m x 1.85 m

Es de lámina de hierro de 3/32 de pulgada.

b) MODULOS DE ESPONJA DE POLIURETANO:

Cada módulo es de 0.5 m x 0.5 m



c) TUBERIA:

Se utilizará en todo el sistema (*) tubería PVC de 1 pulg. x 160 psi.
excepto en la tubería que va del digestor al tanque de jacintos, en cuyo ca
so se usará tubería PVC de 2 pulg.

TABLE 1

The following table shows the results of the analysis of variance for the different factors considered in the present study. The values in parentheses are the degrees of freedom for each factor.

VI. COSTOS DE INVERSION

A. CASO 1: 2,000 quintales cereza por día.

COSTOS DE INVERSION	
COSTOS:	
<u>Directos</u>	
Maquinaria y Equipo	Q 39,092.00
Accesorios	Q 26,658.00
Instalación e implementación	Q 5,250.00
SUBTOTAL	Q 71,000.00
<u>Indirectos</u>	
Ingeniería y Supervisión	Q 12,509.00
Gastos de Construcción	Q 3,909.00
SUBTOTAL	Q 16,418.00
Contingencias (8% D + I)	Q 6,993.00
COSTOS TOTALES DE INVERSION	Q 94,411.00

+ Para mayor detalle mirar anexos 1, 2 y 3 (sección de anexos).

COSTOS ANUALES DE OPERACION

EGRESOS

Sueldos y Salarios	Q 4,560.00
Mantenimiento	Q 2,492.00
Depreciación de maquinaria y equipo	Q 2,353.00
TOTAL DE EGRESOS	Q 9,405.00

INGRESOS

Venta de biogás (uso interno) (+)	Q 6,008.00
TOTAL DE INGRESOS	Q 6,008.00
DIFERENCIA (I - E)	(-)Q 3,397.00

(+) Otro producto que se obtiene además de biogás, es abono o fertilizante, pero no se calculará el costo de éste por no tener un dato exacto de la cantidad que se produce.

B. CASO 2: 4,000 quintales cereza por día.

COSTOS DE INVERSION

COSTOS:

Directos

Maquinaria y Equipo	Q 76,489.00
Accesorios	Q 52,550.00
Instalación e Implementación	Q 9,627.00
SUBTOTAL	Q 138,666.00

Indirectos

Ingeniería y Supervisión	Q 24,476.00
Gastos de construcción	Q 7,648.00
SUB TOTAL	Q 32,124.00
Contingencias (8% D + I)	Q 16,663.00
COSTOS TOTALES DE INVERSION	Q 184,453.80

+ Para mayor detalle mirar anexos 1, 2 y 3. (sección de anexos)

COSTOS ANUALES DE OPERACION

EGRESOS

Sueldos y Salarios	Q 4,560.00
Mantenimiento	Q 4,212.00
Depreciación de maquinaria y equipo	Q 4,461.00
TOTAL EGRESOS	Q 13,233.00

INGRESOS

Venta de biogás (uso interno) (+)	Q 12,015.00
TOTAL INGRESOS	Q 12,015.00
DIFERENCIA (1 + E)	(-) Q 1,218.00

(+) Otro producto que se obtiene además de biogás, es abono o fertilizante, pero no se calculará el costo de éste por no tener un dato exacto de la cantidad que se produce.

C. CASO 3: 6,000 quintales cereza por día.

COSTOS DE INVERSION

COSTOS:

Directos

Maquinaria y Equipo	Q 113,886.00
Accesorios	Q 70,442.00
Instalación e Implementación	Q 14,495.00
SUBTOTAL	Q 206,823.00

Indirectos

Ingeniería y Supervisión	Q 36,443.00
Gastos de Construcción	Q 11,388.00
SUBTOTAL	Q 47,831.00
Contingencias (8% D+I)	Q 20,372.00
COSTOS TOTALES DE INVERSION	Q 275,026.00

+ Para mayor detalle mirar anexos 1, 2 y 3 (sección de anexos)

COSTOS ANUALES DE OPERACION

EGRESOS

Sueldos y Salarios	Q 4,560.00
Mantenimiento	Q 5,576.00
Depreciación de maquinaria y equipo	Q 6,569.00
TOTAL EGRESOS	Q 16,705.00

INGRESOS

Venta a biogás (uso interno) (+)	Q 18,023.00
TOTAL INGRESOS	Q 18,023.00
DIFERENCIA (I - E)	Q 1,318.00

(+) Otro producto que se obtiene además de biogás, es abono o fertilizante, pero no se calculará el costo de éste por no tener un dato exacto de la cantidad que se produce.

VII. CONSIDERACIONES DE "ECONOMIA A ESCALA"

Los cálculos de costo de inversión y operación anteriores, fueron realizados para plantas con diseño modular. Estos costos podrían mejorarse si utiliza un diseño no modular que aprovechara la economía de escala, concretamente "La regla de Williams" o de "Las seis décimas". A continuación se presenta una pequeña descripción de ella.

Cuando se incrementa el tamaño de una planta química, los costos también incrementan. Sin embargo, esta relación no es lineal entre la capacidad y el costo.

Si el tamaño se duplica, el costo no incrementará al doble. Hay varias causas que explican la no linealidad de este comportamiento:

- a) El costo del equipo no incrementa linealmente con el tamaño, puesto que la cantidad de metal utilizado está más cercanamente relacionado con el área del recipiente que con el volumen del mismo, además, generalmente, la fabricación de una pieza grande de equipo envuelve la misma operación, que una pieza pequeña y cada operación no lleva el doble del tiempo.
- b) El costo real de construcción no es el doble.
- c) Los costos de ingeniería, tiraje, orden y otros no incrementan mucho con el tamaño.

Se puede utilizar una ecuación que relaciona capacidad con costos para obtener el costo de una planta de tamaño diferente, con el uso de datos conocidos para plantas similares de tamaño diferente; ésta es llamada regla de Williams.

El uso de un factor exponencial para escalamiento en tamaño, da por sentado la similitud en las características de las distintas unidades. Con este método no se espera un dato exacto, sino un dato estimado (36).

Fue en 1947, que R. Williams encontró una relación empírica que relacionaba los costos para diferentes tamaño de equipo. Esta es llamada regla de las seis décimas y es usada para obtener el costo aproximado de una pieza de equipo o una planta completa, cuando el costo da una unidad similar de diferente tamaño es conocido. Williams consideró deseable, verificar la exactitud de esta herramienta de estimación de inversión y calculó el costo de tanques, compresores, condensadores y columnas de destilación de acuerdo a la regla. Encontró que el rango de error de la estimación era aproximadamente del 20%.

En 1949, Chilton continuó el trabajo de Williams y encontró que se demuestra graficamente la validez de la regla de las seis décimas.

Después de señalar algunas desviaciones de la regla, él afirmó que también es útil en la estimación de costo de plantas completas. No brindó ninguna prueba pero citó algunas referencias.

Aries y Newton, en su libro sobre Estimación de Costos en Ingeniería Química utilizaron la regla de Williams (o regla de las seis décimas) como punto de partida para la estimación de costos de equipo. Ellos afirmaron la validez de la regla, citando estudios hechos por Williams y Chilton, pero también admiten que la regla no puede ser considerada exacta en todos los casos. Obtuvieron información de muchas fuentes diferentes (información más completa que la obtenida por Chilton).

Vilbrandt y Dryden citaron a Williams y establecieron que el exponente $n = 0.6$, es una constante general y no específica para cierto tipo de equipo.

Ellos dicen que el factor 0.6 también se aplica a la estimación de costos de plantas totales, provee el escalamiento de tamaño de unidades similares, no mayores de 10 veces y no por multiplicación del número de unidades modulares.

Kolbel y Schulze en su publicación de 1960, discutieron la regla de las seis décimas. Citaron a Williams y Chilton, e hicieron referencia a un estudio empírico realizado en Inglaterra por Johnstone. Kolbel y Schulze tomaron una vía académica para el problema y lo discutieron bastante.

Para un gran número de diferentes tipos de equipo ellos encontraron un valor medio para el exponente de 0.6 sin embargo la desviación era considerable.

Para plantas completas, Kolbel y Schulze citaron a Shilton y Nelson. Chilton encontró un exponente de 0.68, y Nelson que investigó sobre industrias petro químicas, encontró un exponente promedio de 0.79. Kolbel y Schulze recopilaron datos de costos de plantas alemanas e inglesas y encontraron un valor medio de 0.64, fluctuando de 0.32 el menor, a 0.87 el mayor. Sugirieron que el valor de 0.67 fuera utilizado siempre que los datos envueltos en el cálculo fueran inciertos o faltos.

Bauman, en su libro sobre ingeniería de costos, establece que la aplicación de la regla de las seis décimas para instalaciones nuevas es una simplificación muy grande del concepto de costos. El sugiere el uso de una fórmula de estimación de costos más realista, parcialmente basado en el concepto de la disminución de costo capital (37).

Los exponentes de capacidad son utilizados para obtener un costo estimado, en forma rápida y con una veracidad aceptable. Si bien es adecuado para algunos propósitos (como un examen preliminar) el exponente de 0.6 puede dar como resultado una estimación de costos con gran error; inadecuado para utilizarse como -

una evaluación que comprometa a realizar un gasto significativo (38).

Las divergencias citadas anteriormente se refieren al uso de un exponente - universal (0.6, 0.7) ya que el efecto de economía de escalas en unidades similares está bien comprobado. La variación del exponente, tratando un mismo tipo - de unidades, es muy pequeña.

VIII. CONCLUSIONES

- I. Para el caso 1: 2,000 qq cereza por día de planta de tratamiento de efluentes líquidos de beneficio húmedo de café.

COSTOS DE INVERSION	Q 94,411.00
COSTOS ANUALES DE OPERACION	Egresos
	Q 9,405.00
	Ingresos
	Q 6,008.00
DIFERENCIA	(-) Q 3,397.00
AREA MINIMA PARA DISTRIBUCION DE LA PLANTA	195.50 m.cuadrado

- II. Para el caso 2: 4,000 qq cereza por día de planta de tratamiento de efluentes líquidos de beneficio húmedo de café.

COSTOS DE INVERSION	Q 187,453.00
COSTOS ANUALES DE OPERACION	Egresos
	Q 13,233.00
	Ingresos
	Q 12,015.00
DIFERENCIA	(-) Q 1,218.00
AREA REQUERIDA PARA DISTRIBUCION DE LA PLANTA	Q 310.50 m.cuadrado

- III. Para el caso 3: 6,000 qq cereza por día de planta de tratamiento de efluentes líquidos de beneficio húmedo de café.

COSTOS DE INVERSION	Q 275,026.00
COSTOS ANUALES DE OPERACION	Egresos
	Q 16,705.00
	Ingresos
	Q 18,023.00
DIFERENCIA	Q 1,318.00
AREA REQUERIDA PARA DISTRIBUCION DE LA PLANTA	378 m.cuadrados

THE UNIVERSITY OF CHICAGO

PHYSICS DEPARTMENT

PHYSICS 309

LECTURE 1

1.1

1.2

1.3

1.4

1.5

1.6

1.7

1.8

1.9

1.10

1.11

1.12

IX. DISCUSIONES

En este trabajo se diseñó el equipo para cada uno de los tamaños de planta de tratamiento, siguiendo un diseño modular, este diseño se practicó cuando se considera que puede suceder que el beneficio se agrande o acorte durante el tiempo en que funcione, lo cual a su vez repercute en un aumento o disminución de las aguas a tratar. Por lo tanto el tener la planta de tratamiento como módulos permite una adaptación rápida a cualquier tipo de variación.

Este trabajo presenta la limitación de no considerar un diseño no modular que haga uso de la Economía de Escala, lo cual es una ventaja en ingeniería. Al realizarse un diseño no modular, podemos darnos cuenta que el tamaño del equipo se incrementa, por consiguiente el costo por pieza aumenta, aunque no de una manera proporcional a la relación de tamaños, sino a una tasa menor. El costo de ingeniería e instrumentación permanecerá esencialmente constante los costos de operación no cambian en forma directamente proporcional. Entonces, globalmente, los costos de incrementar a una razón menor, lográndose obtener una economía ventajosa para el beneficio de café.

Como puede observarse, los costos anuales de operación para la planta de tratamiento de 2,000 y 4,000 quintales cereza/día son negativos, lo cual no importa, en este caso ya que se considera como "Costo de Tratamiento" el que debe cubrir el beneficio.

The first part of the document discusses the importance of maintaining accurate records of all transactions. It emphasizes that every entry should be supported by a valid receipt or invoice. The second part outlines the procedures for handling discrepancies and errors, including the steps to be taken when a mistake is identified. The third part provides a detailed breakdown of the financial data, including a summary of the total income and expenses for the period. The final part concludes with a statement of the overall financial health and a recommendation for future actions.

Prepared by: [Name]

X. RECOMENDACIONES

1. Realizar un estudio de diseño no modular, con lo cual puede obtenerse una economía de escala.
2. Utilizar recirculación del 50% del volumen que entra al digestor (gráfica - # 1), ya que ello permite que se lleve a cabo un control de pH de las aguas que se encuentran en el tanque de captación, y por consiguiente un ahorro - en la cantidad de cal utilizada.

1870

1. The first part of the book is devoted to a general history of the country, from the earliest times to the present day.

2. The second part is devoted to a description of the country, its climate, soil, and productions. It also contains a list of the principal cities and towns, and a description of the principal rivers and lakes.

XI. ANEXOS

Caso 1: Anexos - 2,000 quintales de cereza por día.

COSTOS DE INVERSION

(1) Maquinaria y Equipo:

Sistema de control de calidad	Q 150.00
2 módulos de digestor (cada módulo Q17,476)	Q 34,952.00
1 tanque de captación	Q 600.00
2 bombas centrífugas sumergibles (cada bomba Q 1,695.00)	Q 3,390.00
SUBTOTAL	Q 39,092.00

(2) Accesorios:

4 tapaderas para digestor (cada tapadera Q260)	Q 1,040.00
40 metros cúbicos de módulos de esponja de poliuretano (cada metro cúbico de esponja de poliuretano Q583.00)	Q 23,320.00
3 válvulas solenoides (cada válvula Q444.00)	Q 1,332.00
3 timers (cada timer Q332.11)	Q 966.33
SUBTOTAL	Q 26,658.33

(3) Instalación e Implementación:

24.7 ml de tubería PVC de 1 1/4" (6 ml Q15.35)	Q 63.19
4 ml de tubería PVC de 2" (6 ml Q24.95)	Q 16.33
Instalación Eléctrica e instalación de agua	Q 4,300.12
Protección del equipo (bombas, timers)	Q 871.27
SUBTOTAL	Q 5,250.91

COSTOS ANUALES DE OPERACION

(4) Mantenimiento:

Energía Eléctrica (Q150/mes/6 meses)	Q 900.00
Agua (Q50.00/mes)	Q 300.00
Cal (Q52.27 qq/año a Q4.00/qq)	Q 209.00
Repuestos	Q 1,172.76
SUBTOTAL	Q 2,581.84

(5) Sueldos y Salarios:

Sueldo	Q 3,600.00
Cuota Patronal	Q 360.00
Indemnización	Q 300.00
Vacaciones	Q 300.00
SUBTOTAL	Q 4,560.00

(6) Depreciaciones:

Esta se calculó por el método de depreciación en la línea recta, para un tiempo de vida útil de 10 años. Para accesorios, bombas, aparatos eléctricos y 20 años para tanques y módulos de digestor.

(sistema de cal + módulo digestor + tanque captación) /20 años =
Q 1,785.10/año.

(bomba sentrífuga + válvulas solenoides + limers) /10 años =
Q 568.83/año.

ANEXOS

Caso 2: Anexo - 4,000 quintales cereza por día.

COSTOS DE INVERSION

(1) Maquinaria y Equipo:

Sistema de control de alcalinidad	Q 300.00
4 módulos de digestor (cada módulo Q17,476.)	Q 69,904.00
2 tanques de captación	Q 1,200.00
3 bombas centrífugas sumergibles (cada bomba Q 1,695.00)	Q 5,085.00
SUBTOTAL	Q 76,489.00

(2) Accesorios:

8 tapaderas para digestor (cada tapadera Q260)	Q 2,080.00
80 metros cúbicos de módulos de esponja de poliuretano (cada metro cúbico de esponja de poliuretano Q583.00)	Q 46,640.00
5 válvulas solenoides (cada válvula Q444.00)	Q 2,220.00
5 timers (cada timer Q332.11)	Q 1,610.55
SUBTOTAL	Q 52,550.55

(3) Instalación e Implementación:

45.2 ml de tubería PVC de 1 1/4" (6 ml Q15.35)	Q 115.64
4 ml de tubería PVC de 2" (6 ml Q24.95)	Q 16.33
Instalación eléctrica e instalación de agua	Q 8,413.29
Protección del equipo (bombas, timers)	Q 1,081.42
SUBTOTAL	Q 9,627.48

COSTOS ANUALES DE OPERACION

(4) Mantenimiento:

Energía Eléctrica (Q420/mes/6 meses)	Q 1,200.00
Agua (Q50.00/mes)	Q 300.00
Cal (Q104.54 qq/año a Q4.00/qq)	Q 418.16
Repuestos	Q 2,294.67
SUBTOTAL	Q 4,212.83

(5) Sueldos y Salarios:

Sueldo	Q 3,600.00
Cuota patronal	Q 360.00
Indemnización	Q 300.00
Vacaciones	Q 300.00
SUBTOTAL	Q 4,560.00

(6) Depreciación:

Esta se calculó por el método de depreciación de la línea recta, para un tiempo de vida útil de 10 años. Para accesorios, bombas, aparatos eléctricos y 20 años para tanques y módulos de digestor.

(sistema de tal + módulo digestor + tanque captación)/20 años =

Q 3,570.20/año.

(bomba centrífuga + válvulas solenoides + timers)/10 años =

Q 891.50/año.

ANEXOS

Caso 3: Anexos - 6,000 quintales cereza por día.

COSTOS DE INVERSION

(1) Maquinaria y Equipo:

Sistema de control de alcalinidad	Q	450.00
6 módulos de digester (cada módulo Q17,476)	Q	104,856.00
3 tanques de captación	Q	1,080.00
4 bombas centrífugas sumergibles (cada bomba Q1,695.00)	Q	6,700.00
SUBTOTAL	Q	113,886.00

(2) Accesorios:

12 tapaderas para digester (cada tapadera Q260)	Q	3,120.00
120 metros cúbicos de módulos de esponja de poliuretano (cada metro cúbico de esponja de poliuretano Q583.00)	Q	69,960.00
7 válvulas solenoides (cada válvula Q444.00)	Q	3,108.00
7 timers (cada timer Q332.11)	Q	2,254.77
SUBTOTAL	Q	78,442.77

(3) Instalación e Implementación:

57.7 ml de tubería PVC de 1 1/4" (6 ml Q15.35)	Q	147.62
4 ml de tubería PVC de 2" (6 ml Q24.95)	Q	16.33
Instalación eléctrica e instalación de agua	Q	12,527.46
Protección del Equipo (bombas, timers)	Q	1,806.95
SUBTOTAL	Q	14,495.66

COSTOS ANUALES DE OPERACION

(4) Mantenimiento:

Energía Eléctrica (Q250/mes/6 meses)	Q 1,500.00
Agua (Q 50.00/mes)	Q 300.00
Cal (Q 156.82 qq/año a Q 4.00/qq)	Q 627.26
Repuestos	Q 3,416.58
SUBTOTAL	Q 5,843.84

(5) Sueldos y Salarios:

Sueldo	Q 3,600.00
Cuota Patronal	Q 360.00
Indemnización	Q 300.00
Vacaciones	Q 300.00
SUBTOTAL	Q 4,560.00

(6) Depreciación:

Esta se calculó por el método de depreciación de la línea recta, para un tiempo de vida útil de 10 años. Para accesorios, bombas, aparatos eléctricos y 20 años para tanques y módulos de digester.

(sistema de cal + módulo digester + tanque captación)/20 años =

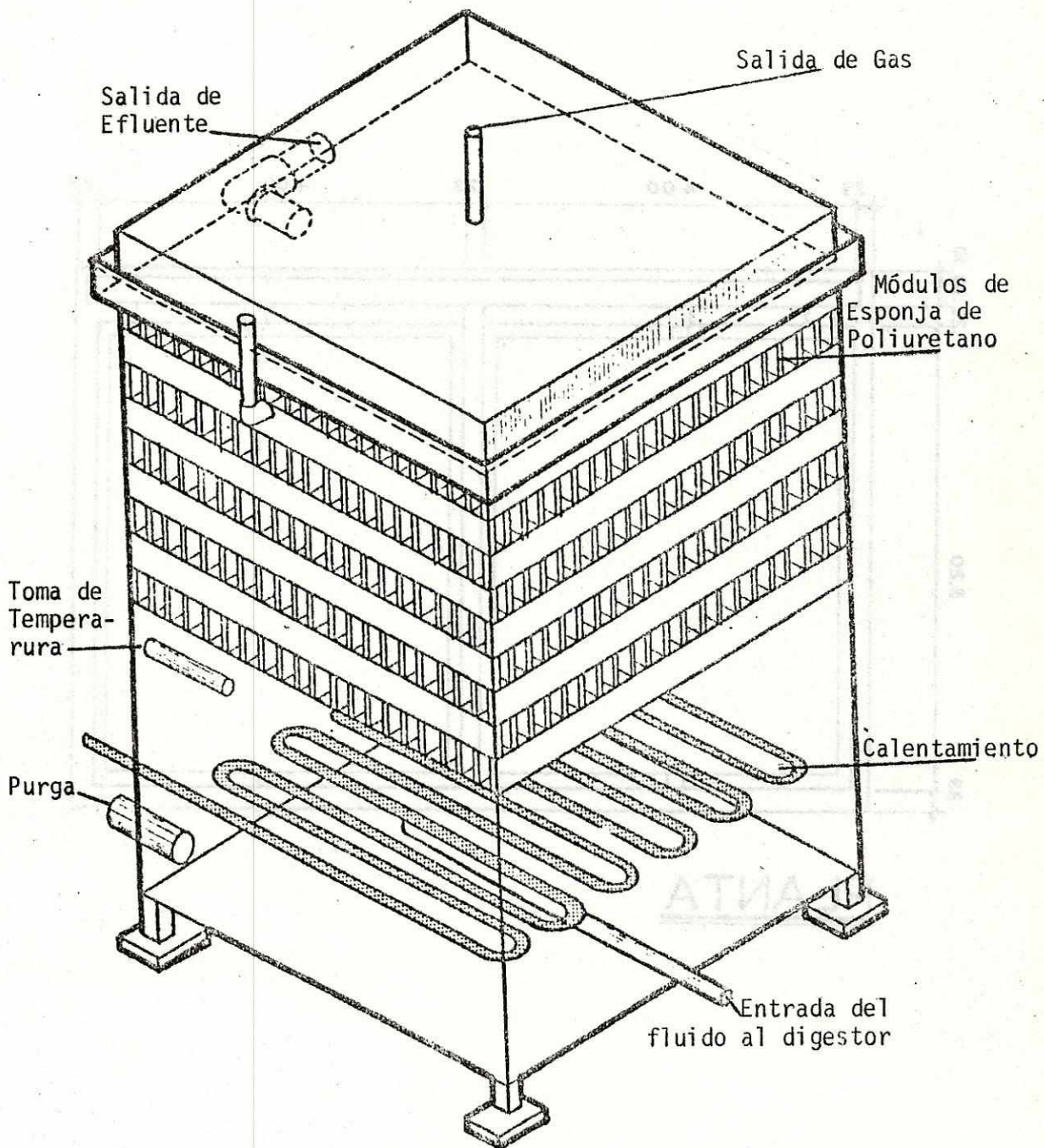
Q 5,355.30/año.

(bomba centrífuga + válvulas solenoides + timers)/10 años =

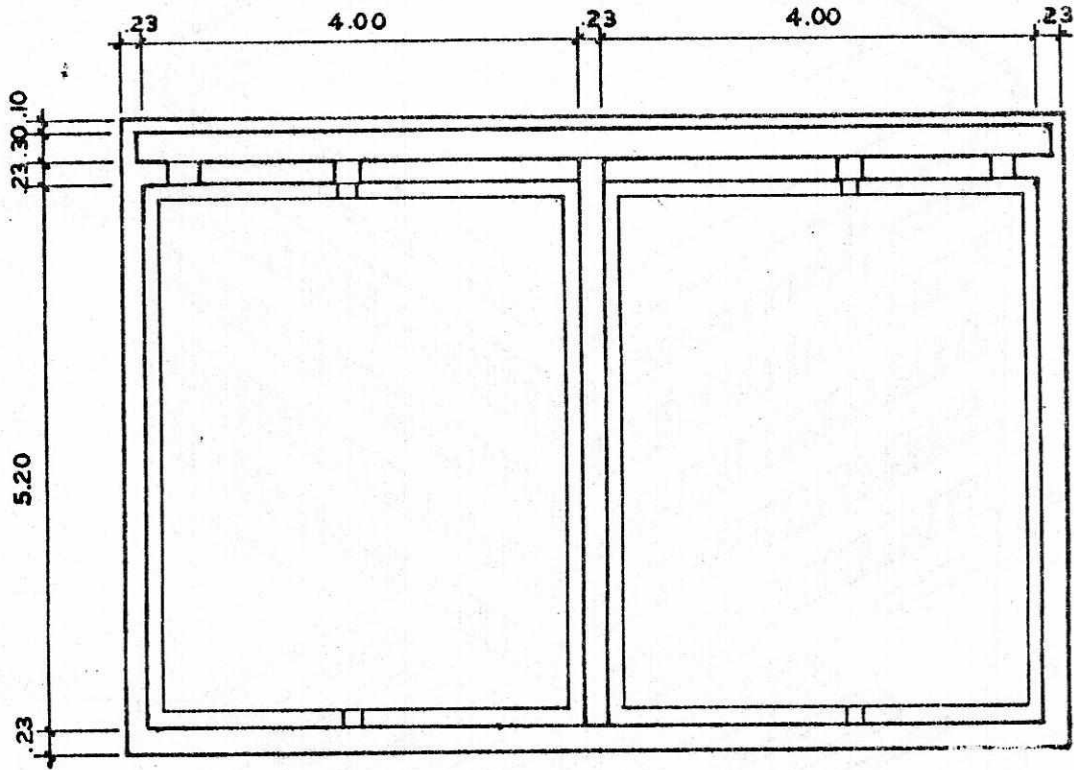
Q 1,214.28/año.

XII. ANEXOS DE ILUSTRACIONES DEL DIGESTOR

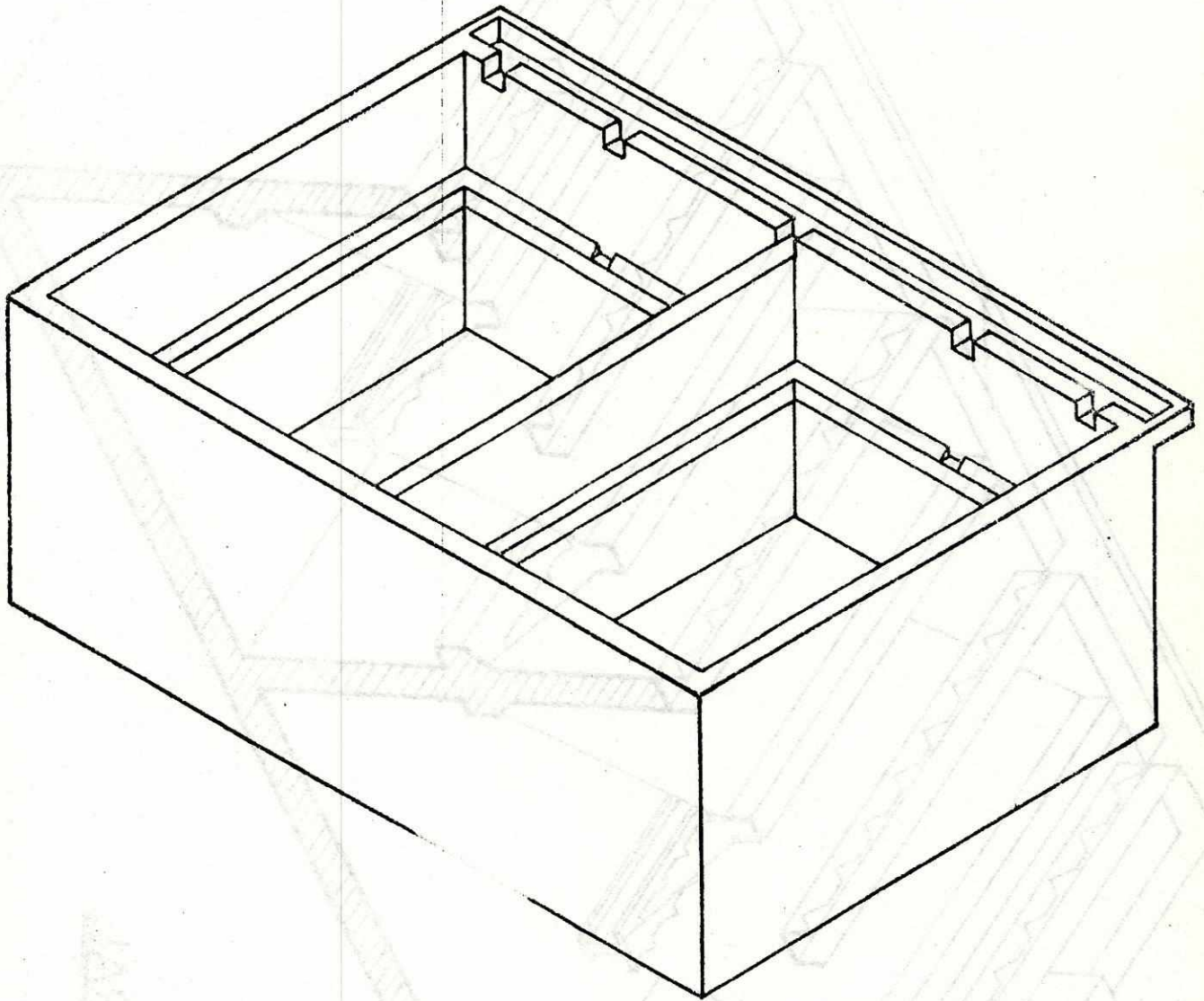
THE UNIVERSITY OF CHICAGO



Dibujo # 1
DIAGRAMA DEL DIGESTOR

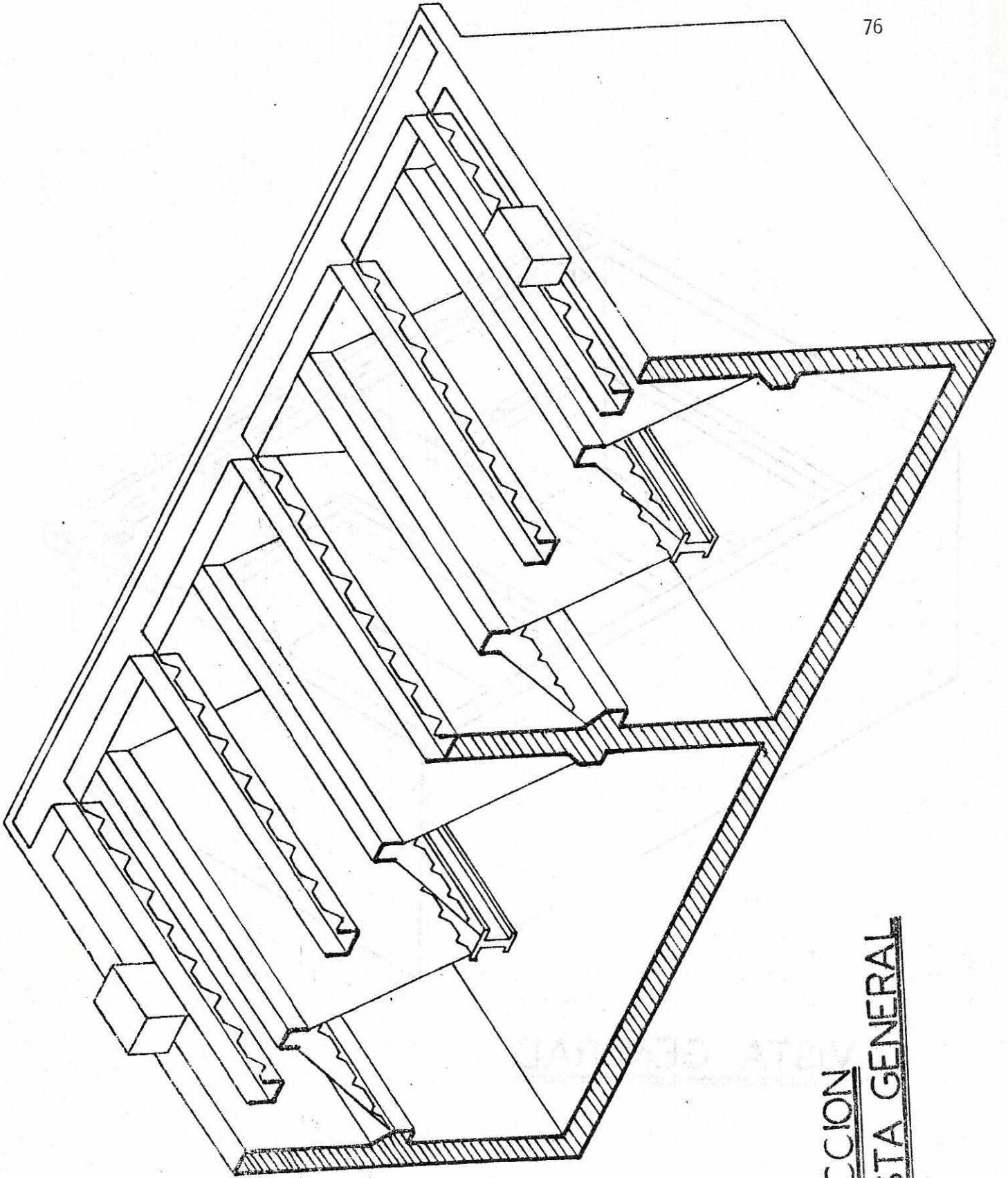


PLANTA

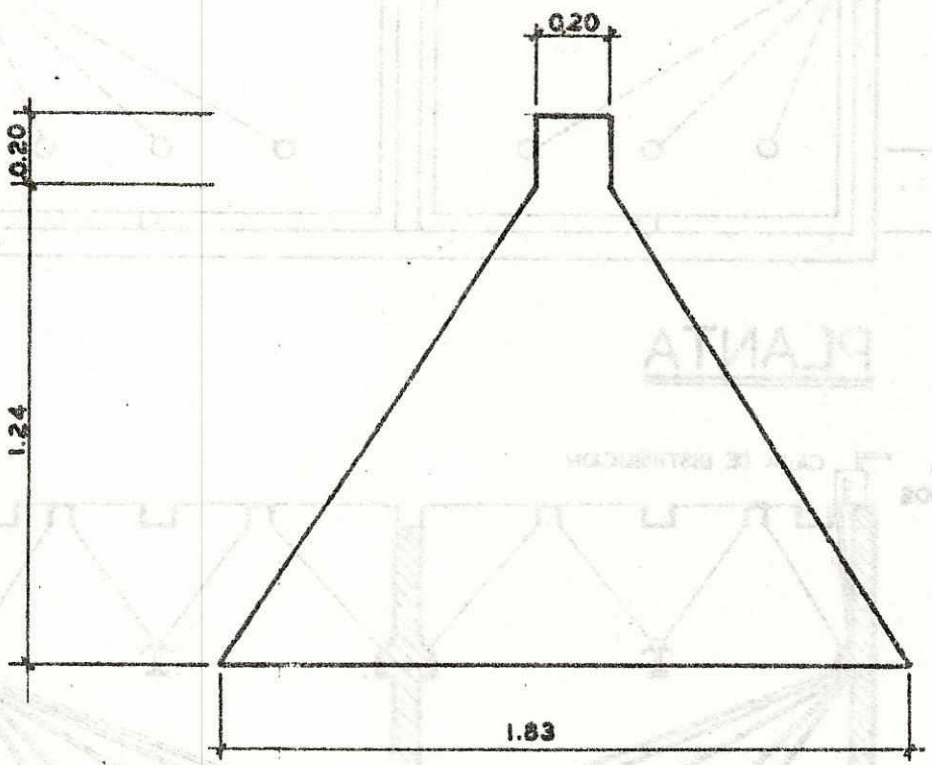
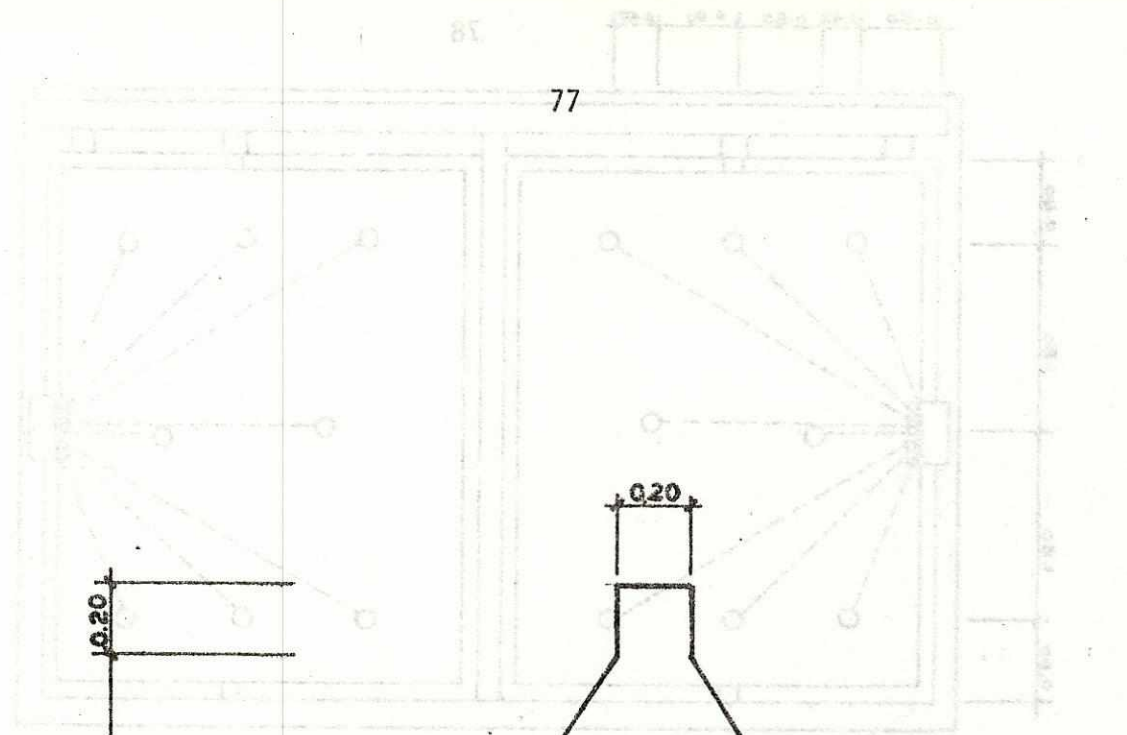


VISTA GENERAL

SECCION



SECCION
VISTA GENERAL



PLANTA

ENTRADA DE LIBROS

CAMPANA

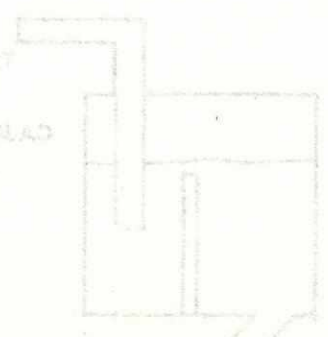
VISTA LONGITUDINAL

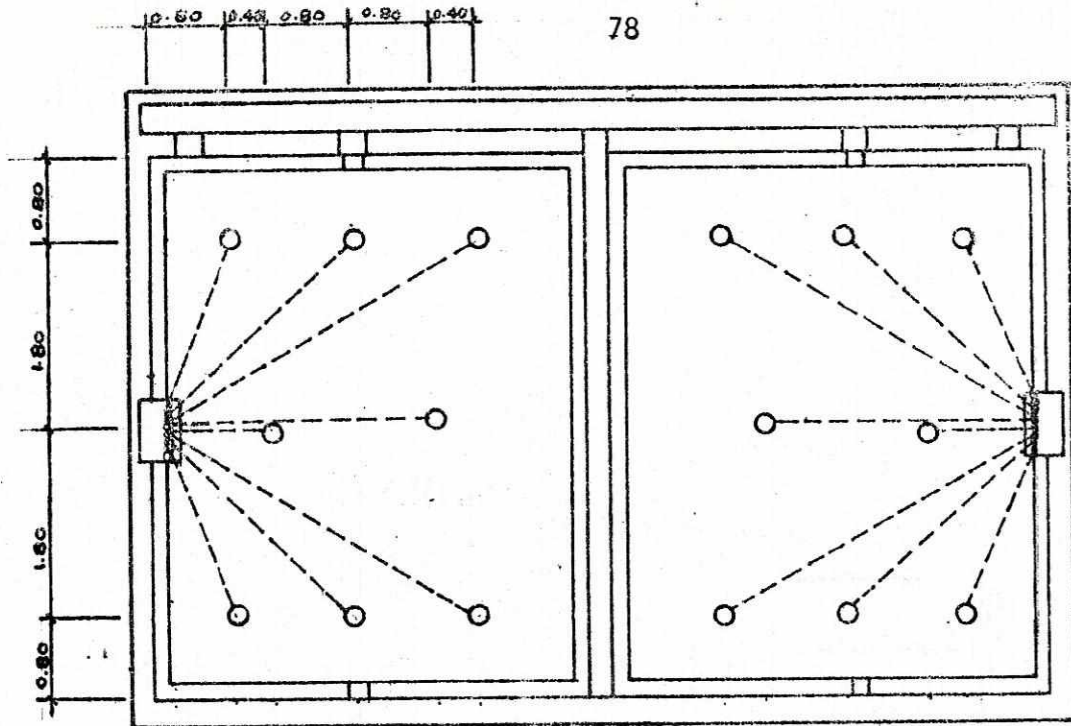
TUBO ALIMENTADOR N. 2 V. 2

CASA DE ALIMENTACION N. 2 V. 2

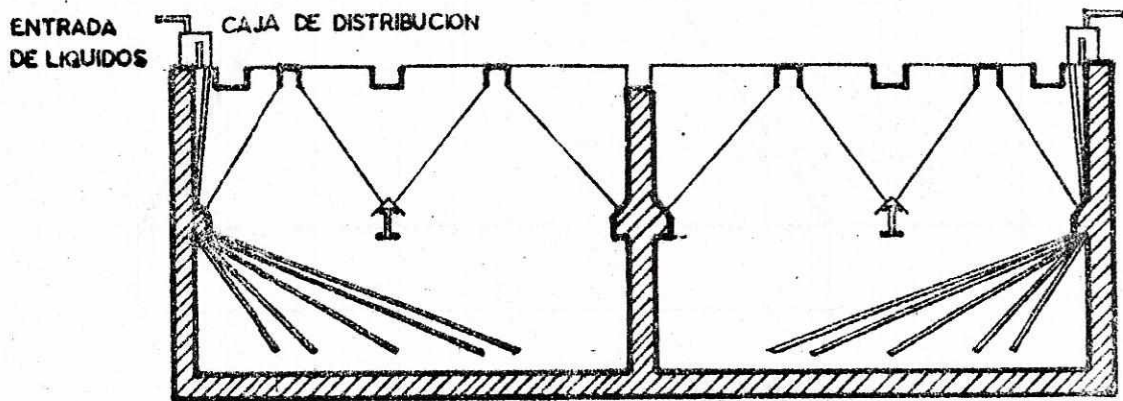
DETALLE

TUBO DE DISTRIBUCION N. 2 V. 2

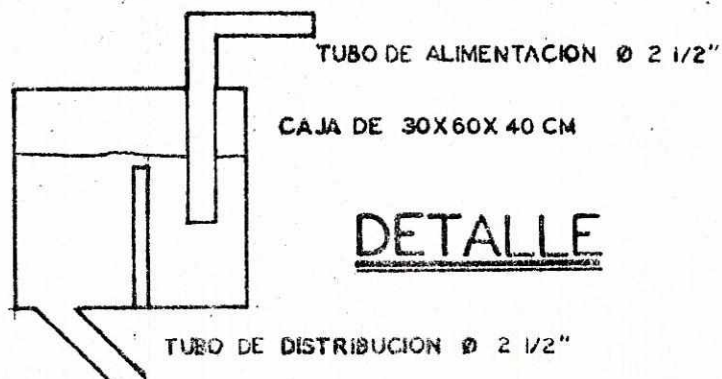




PLANTA



VISTA LONGITUDINAL



DETALLE

CUADRO No. 3

COSECHA 1982-1983

Rangos de Productores	Número de Productores	%	Producción en qq. Oro	%	Area Cultivada en manzanas	%	Rendimiento qq/Mz
TOTAL	38.140	100.00	3,649,068.28	100.00	346.357	100.00	10.54
SUB - TOTAL	35.311	92.58	634.885.28	67.81	90.179	26.04	7.04
De 1 a 50 qq P. Productores	35.311	92.58	397.505.75	42.45	60.282	17.40	6.59
Cooperativas 103	---	---	237.379.53	25.35	29.897	8.63	7.94
SUB - TOTAL	2.829	7.42	3,014,183.00	32.19	256.178	73.96	11.76
De 51 a 1.000 qq. oro	2.112	5.54	709.124.92	7.57	85.675	24.74	8.28
De 1.001 a 2000 qq. oro	347	0.91	493.452.09	5.27	44.993	12.99	10.97
De 2001 a 3000 qq. oro	152	0.40	365.012.36	3.89	32.750	9.46	11.15
De 3001 a 4000 qq. oro	77	0.20	268.401.43	2.86	24.381	7.04	11.01
De 4001 a 5000 qq. oro	30	0.08	135.466.67	1.44	9.117	2.63	14.86
De 5001 a 6000 qq. oro	23	0.06	126.277.77	1.35	7.990	2.30	15.80
De 6000 y más qq. oro	88	0.23	916.446.76	9.79	51.272	14.80	17.87

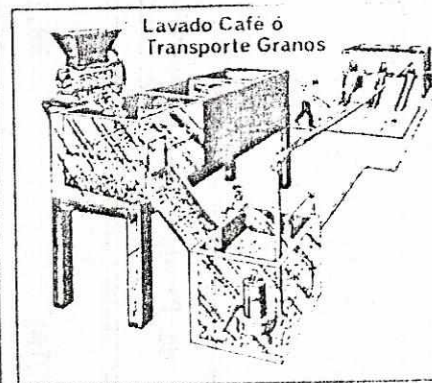
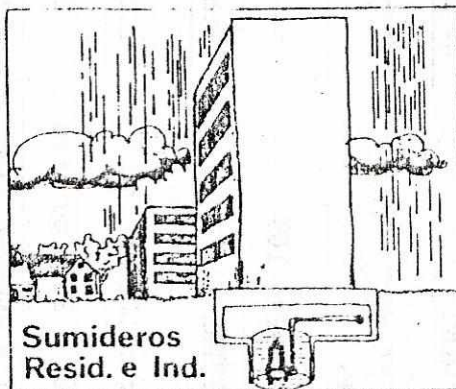
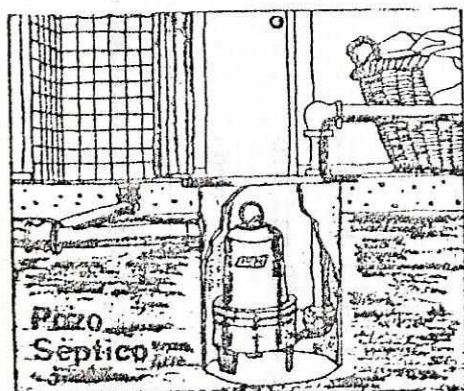
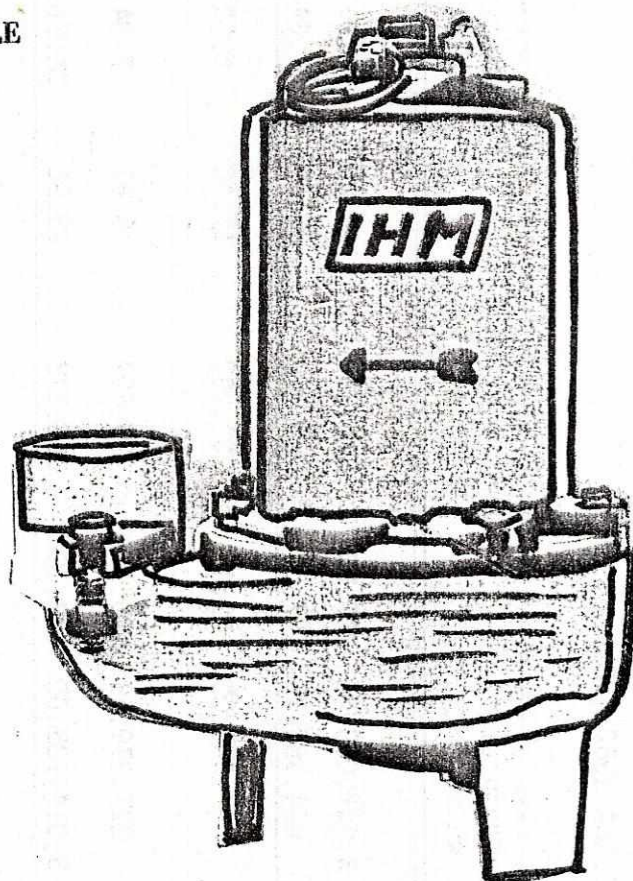
FUENTE: Registros de -ANACAFE-

MOTOBOMBA CENTRIFUGA SUMERGIBLE

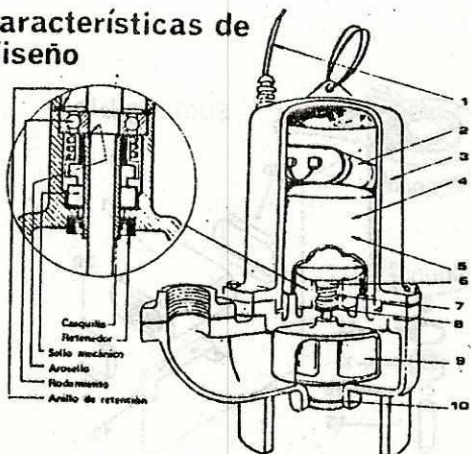
ALTURAS HASTA: 18 metros (59 ft)

CAUDALES HASTA: 680 lpm (180 gpm)

SOLIDOS HASTA 0 3.0 cms (1 1/4")



características de diseño



1. CABLE CONDUCTOR: Tres metros de cable resistente al agua y al aceite.
2. CONDENSADOR: Permite un alto y rápido torque de arranque y un funcionamiento suave del motor.
3. CARCASA DEL MOTOR: En hierro gris de alta calidad

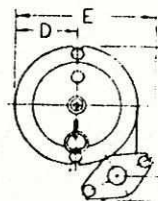
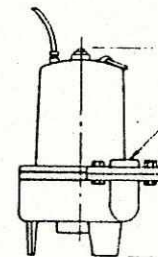
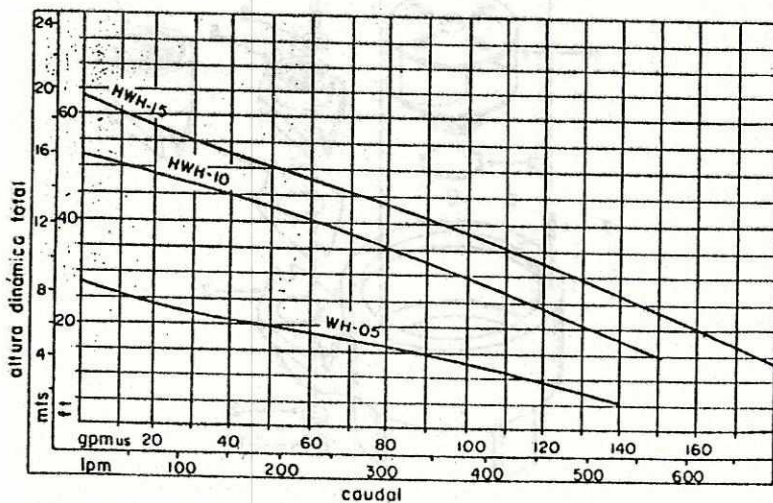
sin asperezas para evitar la acumulación de mugre

4. MOTOR: Monofásico (115 V. ó 230 V.) ó trifásico (230 V.) sumergidos en aceite. Los motores monofásicos así como los trifásicos, requieren un arrancador termomagnético como elemento de protección.
5. ACEITE: Dieléctrico, que lubrica el sello, aísla eléctricamente de la carcasa y disipa el calor en él producido.
6. RODAMIENTO : Tipo rígido de bolas, sumergido en aceite para lubricación y disipación de calor.
7. CASQUILLO DEL SELLO: En acero.
8. OBTURACION: De dos tipos: sello mecánico sumergido en aceite para prevenir escapes alrededor del eje y retención de presión que da mayor protección contra posible entrada de agua externos.
9. ROTOR: Cerrado, tipo centrífugo de dos álabes, diseñado para prevenir atascamientos y mantener limpia el área de obturación.
10. SELLAMIENTO EN EL OJO DEL ROTOR: Con anillo de retención en buna N previene daños en el eje y minimiza las pérdidas de presión.

Modelo	HP	No. Fases	Voltios	Amp.	RPM	Ø Desc.	Peso Kgs.
WH-05-11-3	1/2	1	110	11.5	1750	3"	49.0
HWH-10-21-3	1.0	1	220	10.5	3500	3"	49.0
HWH-10-23-3	1.0	3	220	10.5	3500	3"	49.5
HWH-15-23-3	1.5	3	220	11.5	3500	3"	49.5

MODELOS Y DIMENSIONES

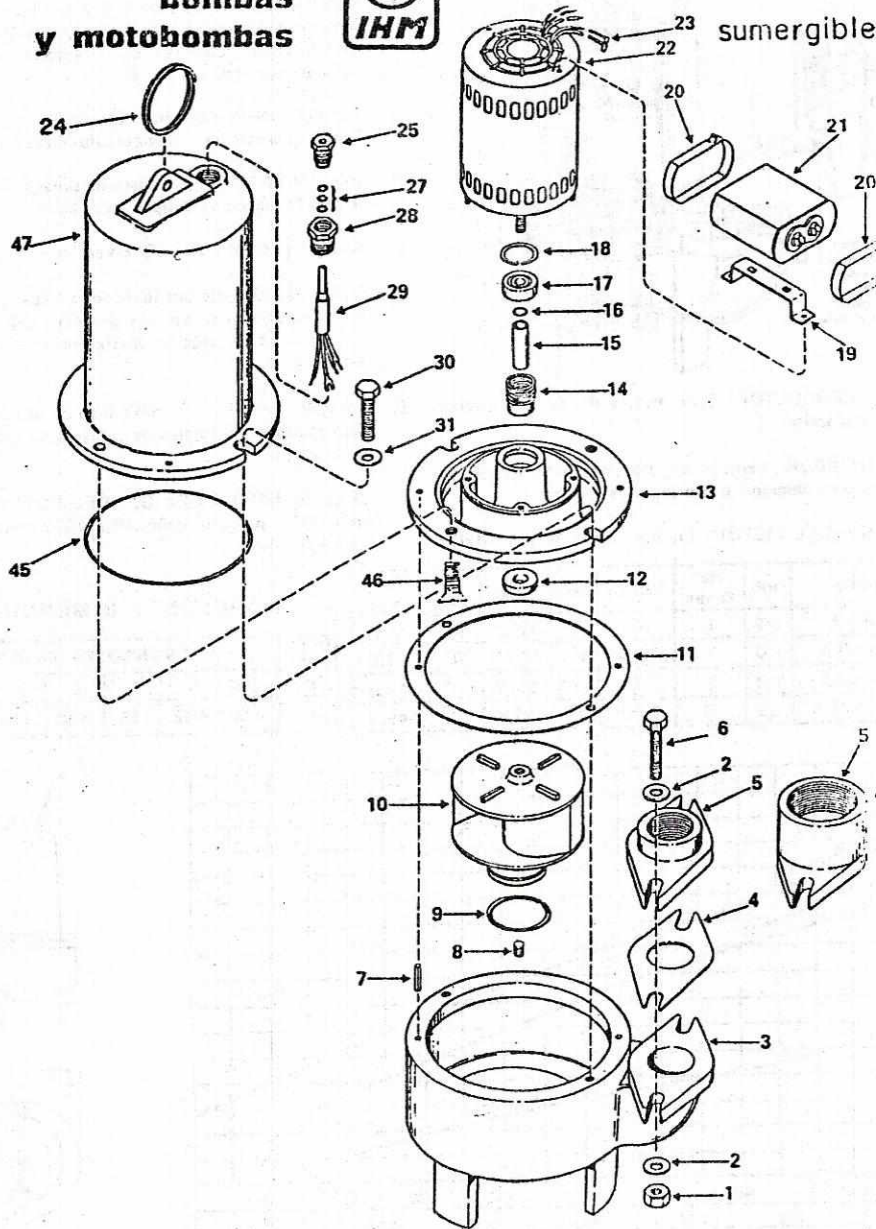
DESC NPT	DIMENSIONES EN M.M.						
	A	B	C	D	E	F	G
3"		215	482	133	320	133	165

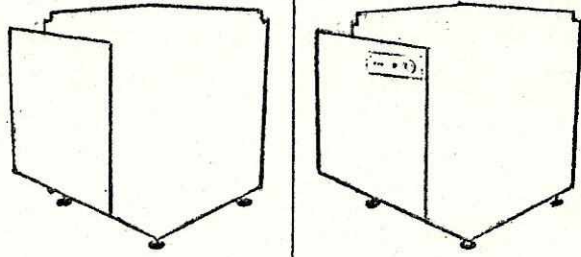


**bombas
y motobombas**



sumergibles



Betriebsart		● Parallelbetrieb zum Stromnetz ● Konstante Leistung	● Parallelbetrieb zum Stromnetz ● Fortlaufender Inselbetrieb bei Netzausfall ● fliegende bzw. konstante Leistung
Abmessungen			
Länge x Breite x Höhe	mm	903 x 1130 x 1000	903 x 1130 x 1000 800 x 300 x 350
Bruttogewicht	kg	490	520 130
Leistungen			
Eingangsleistung	kW (MJ/h)	56,2 (202,35)	56,2 (202,35) 15(54)-56,2(202,35)
Elektrische Nennleistung	kW	15 (cos ϕ = 0,86)	15 (cos ϕ = 0,86) 0-14,5
Wärmeleistung	kW (kcal/h)	39 (33.600)	39 (33.600) 13(1180)-39(33.600)
Wirkungsgrad	%	92	92 90-92
Verbrauch			
Erdgas (CH ₄ , 35,5 MJ/m ³)	m ³ /h	5,7	5,7 2,0-5,7
Flüssiggas (50,5 MJ/kg)	kg/h	4,2	4,2 1,5-4,2
Biogas (60% CH ₄ , 22,6 MJ/m ³)	m ³ /h	8,4	8,4 3,0-8,4
Elektrische Leistung (abhängig vom Heizwert des Gases)	kW	15	15 (cos ϕ = 0,86) 0-14,5
Systemdruckverhältnisse			
Max. Eingangstemp.	°C	70	70
Max. Ausgangstemp.	°C	86	86
Nonnfördervolumen	l/h	2000	2000
Druckverlust (bei Fördervol.)	kPa	30	30
Max. Wasserhärte	g (CaCO ₃)/m ³	130	130
Systemluftverhältnisse			
Max. Eingangstemp.	°C	45	45
Max. Wärmeunterschied	°C	24	24
Luftmenge	kg/h	5800	5800
Stromgenerator			
Netzspannung/Frequenz	V/Hz	380/50	380/50
Start		Asynchron mit Δ	Anlasser
Nennstrom (bei Nennleistung)	A	26,5	26,5
Belastungsbedingungen			
Max. Belastung/Min. cos ϕ	kW	Leistungsfähigkeit des Netzes	14,5/0,85
Max. Belastung pro Phase	kW	Leistungsfähigkeit des Netzes	5
Max. induktive Belastung	kW	Start Δ Netzleistung	5
Temperaturbedingungen	°C	0-40	0-40
Ihr Partner:			
<div data-bbox="402 1351 634 1438" style="border: 1px solid black; padding: 5px;"> Lothar Höfler - Energietechnik Schöngartenstr. 26 D - 8590 Lindau Tel. 08382 / 2 47 86 </div>			
<div data-bbox="435 1508 688 1555"> hermotec S.p.A. </div>			
Via Cuneo, 21 10152 Torino - Italia Casella post. (P.O. Box) 500 Tel. 2400.1 Telex: 221056 FIATIG X THERMOTEC Cod. Fiscale e P.I. 04079370013			

Die Berechnungen und Abbildungen in dieser Broschüre sind unverbindlich. Fiat behält sich das Recht vor, unter Beibehaltung der wesentlichen Merkmale an den hier beschriebenen und abgebildeten Typen jederzeit und ohne öffentliche Anzeigegen Änderungen an Organen, Einzelteilen und Zubehör. Maßangaben vorzunehmen, die an zwei Zweck der Vollständigkeit oder aus konstruktions- bzw. verkaufstechnischen Notwendigkeiten heraus als geboten erachtet.

XIII. BIBLIOGRAFIA

- 1.- Hobson, P.N. y Robertson, A.M. 1977. Waste Treatment in Agriculture. Applied Science Publisher, LTD. London.
- 2.- Maynell, J. 1976. Methane: planning a Digester. Prims Press, U.K.
- 3.- Van Den Berg, L. 1984. Developments in Methanogenesis from Industrial Waste Water. Can. J. Microbiol. 30 975-990.
- 4.- Calzada, J.F. 1983. Perspectivas de Biodigestión en Aplicaciones Agroindustriales. Informe técnico ICAITI.
- 5.- Jewell, W. 1982. Anaerobic Attached Film expanded bed Fundamentals. Prod. Isty. Int. Conf. Fixed Bid. Processes.
- 6.- Van Den Berg, L., Kennedy, K.J. Support Materials For Stationary Fixed-film reactors for high rate Methanogenic Fermentations, Biothec Letters. 3 (4) 165-170, 1981.
- 7.- Van Den Berg, L. (1983): "Use of Anaerobic Downflow Stationary fixed film reactors for waste treatment and Methane Production", Memorias simposium "Avances en Digestion Anaeróbica". ICAITI.
- 8.- Fynn, G.H., Whitmore, T.N. (1984), Biothec Letters, 6, No. 2. Colonisation of Polyurethane Reticulated foam Biomase Support particle by Methanogen Species.
- 9.- Menchú, J.F., "Manual práctico de beneficios de café". Asociación Nacional del Café, (ANACAFE), Boletín No. 13, Guatemala, Noviembre 1973.
- 10.- ICAITI, 1985. Integrated Coffe Processing Technology. Reporte presentado por ICAITI a UNEP (United Nations Enviroment Programme).
- 11.- Menchú J.F. "El beneficiado húmedo tradicional del café y la disposición de sus desechos". Memoria del #0. Simposium Internacional sobre la Utilización de Sub-productos de café. C. Porres, J.F. Calzada, C. Rodas (edit.) UNEP - ANACAFE - ICAITI. Guatemala.
- 12.- Robles, S., Calzada, J.F., Rolz, C. Tratamiento de aguas de lavado de café usando jacintos acuáticos. 1983. Ingeniería Química. Año 3, No. 4, Junio.
- 13.- Peters, M., Timmerhaus. K., 1968. Plant Design and Economica for Chemical Engineering. 2do. ed. McGraw Hill Book Comapany. USA.
- 14.- Godoy De León, J.E. 1984. Diseño y Fabricación de una Planta Piloto para la producción de Biogás a partir de jugo de pulpa de café. Tesis.

- 15.- Rodas, C. 1987. Comunicación Personal.
- 16.- Porres, C. 1987. Comunicación Personal.
- 17.- Calzada, J.F., 1987. Comunicación Personal.
- 18.- Gil. O. 1987. Comunicación Personal.
- 19.- Hughes, D. E., et al. 1981. Anaerobic Digestion.
- 20.- Bagnall, L.G.; Shirley, R.L. & Hentges, J.F. "Processing chemical composition and nutritive value of aquatic weeds", Pub. No. 25, Florida Water Research Center, Nov. 16, 1973.
- 21.- Haller, W.T. & Sutton, D. L. "Effect of pH and high phosphorus on growth - hyacinth" Hyacinth Control Journal 11: 59 - 61, 1973.
- 22.- Aguirre, F. Maldonado, O.; Rolz, C.; Mechú, J.F.; Espinosa, R.; de Cabrera, S. "Protein from waste: growing fungi on coffee waste" ChemTech. 6 - (10) 636-642, 1976.
- 23.- Cleves, r. "Justificación de un proyecto para investigar la obtención de - pectina a partir del mucilago del café", Oficina del Café, San José, Costa Rica, 1975.
- 24.- Altamirano, P.O. "Consideraciones sobre los desechos del beneficiado del - café". Universidad de El Salvador, Ingeniería Química, Octubre 1974.
- 25.- De Cabrera, S.; Mayorga, H.; Espinosa, R.; Rolz, C. "Fungal protein pro- duction in agroindustrial waste". Porc. IV Int. Congress Food Sci. & Technol. IV: 296-301, 1974.
- 26.- Rolz, C. "Utilization of cane and coffee processing by products as micro- bial proteins substrates" on "Single Cell Protein II", Tannenbaum, S: - Wang, D.I.C. (Eds) the Mit Press, Cambridge 1974.
- 27.- Schoepfer, G.J.; Fuller, W.; Johnson, A.; Ziemke, N.; y Anderson, J. (1955) "The Anaerobic Contact Process as Applied to packing House Wasters". Sewage Inol. Wastes.
- 28.- Dietz, J.; Clinebell, P. Strung, A. (1966): "Design Considerations for Anaerobic contact systems" J. Water Poll. Contr. Fed.
- 29.- Obayasi, W. (1981): "Anaerobic Treatment of High Strength wasters". Che- mical Engineering Progress, 77 (4) 68-73.
- 30.- Lettinga, G.; Van Velsen, L.; De Zeeuw, W.; & Hobma, W. (1980): "The Appli- cation of Anaerobic Digestion to Industrial Pollution Treatment". ANAEROBIC DIGESTION, First International Symposium on Anaerobic Digestion, Cardfiff, Wales.; Applied Science Publishers LTD. U.K.

- 31.- Pette, K.; Versprille, A. (1982): "Application of the UASB-Concept for wastewater treatment". ANAEROBIC DIGESTION, Elsevier Biomedical press B.V. - Amsterdam T.N.
- 32.- Brown, J. & Wood R. (1948): "A Method for obtaining massive Growth of Bacteria in fluid media". Science. 107. 402.
- 33.- Freeman, R. (1961): "Production of Concentrated Cells Suspension: The Sponge Fermentor". Journal of Biochemical and microbiological and Engineering, Vol. III, No. 4, P. 339-350.
- 34.- Fynn, G. & Whitmore, T. (1982): "Colonisation of Polyurethane reticulated foam Biomass Support particle by Methanogen Species". Biotechnology Letters Vol. 4, No. 9, P. 577-582.
- 35.- Calzada, J. F.; de Arriola, M.C.; Castañeda, H.A.; Godoy, J.E.; Rolz, C. (1984) Biotechnology Letters, Vol. 6 (6) 385-388.
- 36.- Baasel, W. 1976. Preliminary Chemical Engineering Plant Design. American Elsevier Publishing Co., Inc. USA.
- 37.- Chemical Engineering. 1972/marzo. Vol. 17 No. 3. The history of the six-tenths rule in capital cost estimation.
- 38.- Chemical Engineering. 1984/marzo 5. "Capacity exponents for field construction costs".
- 39.- Chemical Engineering. 1960. Cost Engineering in the Process Industries. McGraw-Hill Book Company, Inc. USA.
- 40.- Ulrich, C. 1984. A guide to Chemical Engineering in the Process Design and Economics. John Wiley & Sons, Inc.
- 41.- Bagnall, L.O.; Shirley, R.L. & Hentges, J.P. "Processing, chemical Composition and nutritive value of aquatic weeds" Pub. No. 25, Florida Water Resources Research Center, No. 16, 1973.
- 42.- Haller, W. T. & Sutton, D.L. "Effect of pH and high phosphorus on growth hyacinth" Hyacinth Control Journal 11: 59 - 61, 1973.
- 43.- ANACAFE (1981): La Asociación Nacional del Café y la caficultura en el desarrollo económico de Guatemala. Informe no publicado, Asociación Nacional del Café, Guatemala.

