



TOGETHER
for a sustainable future

OCCASION

This publication has been made available to the public on the occasion of the 50th anniversary of the United Nations Industrial Development Organisation.



TOGETHER
for a sustainable future

DISCLAIMER

This document has been produced without formal United Nations editing. The designations employed and the presentation of the material in this document do not imply the expression of any opinion whatsoever on the part of the Secretariat of the United Nations Industrial Development Organization (UNIDO) concerning the legal status of any country, territory, city or area or of its authorities, or concerning the delimitation of its frontiers or boundaries, or its economic system or degree of development. Designations such as “developed”, “industrialized” and “developing” are intended for statistical convenience and do not necessarily express a judgment about the stage reached by a particular country or area in the development process. Mention of firm names or commercial products does not constitute an endorsement by UNIDO.

FAIR USE POLICY

Any part of this publication may be quoted and referenced for educational and research purposes without additional permission from UNIDO. However, those who make use of quoting and referencing this publication are requested to follow the Fair Use Policy of giving due credit to UNIDO.

CONTACT

Please contact publications@unido.org for further information concerning UNIDO publications.

For more information about UNIDO, please visit us at www.unido.org

21843

61 p.
tables
diagrams

TURBOMECANICA LTDA.

located at

Casilla 90-C, Concepción, Chile

Final Report

of the project

"CLEAN TECHNOLOGY IN THE FISHERIES INDUSTRY"

Project No. : US/CHI/93/120
Purchase Order No. 15-6-1205
Activity Code No. : 0720A0

CONTRACT No. 96/205

SUMMARY

The final report of the activity " Design of the aerobic treatment Pilot Plant" is presented.

The pilot plant has been designed for the wastewater fish meal industry treatment. The wastewater fish meal industry presents high contents of organic and nitrogen matter (mainly ammonia). For this reason it is proposed an aerobic process of active sludge in two stages: the first one for the degradation of organic matter and the other one for ammonia oxidation, denominated nitrification.

The pilot plant design was carried out by the contractor TURBOMECANICA LTDA and the Chemical Engineering Department of University of Concepcion.

The following activities has been done:

- Basic process design,
- Draw of flowheeting process, isometric, piping and instrument plan,
- Structure (supporting) design and the sketch plan construction,
- Process and equipments design,
- Process control (preliminary) design ,
- Specification Sheet for: tanks (T-201 and T-202), aerobics reactors (E-201 and E-202), decanters D-201 and D-202 and oxygen dissolver (F-201), and
- Supervision of the construction works.

The principals characteristics of the equipments are presented in the table 1. The equipments were made of carbon steel 316L.

Two supervision activities were carried out. The first one, when the structure construction was finished and the second one, when the equipments were installed in the structure.

TABLE 1
Specification of the Equipments

equipment	description	volume m ³	diameter mm	wide mm	large mm	height mm
T-201	thank	0,1	400			1400
T-202	thank	0,1	400			1400
E-201	aerobic reactor	1,0		800	1150	1800
E-202	nitrification reactor	3,0		1350	2000	1800
D-201	decanter	0,45	850			1800
D-202	decanter	0,45	850			1800
F-201	oxygen dissolver	0,25	450			1170

TURBOMECÁNICA LTDA.

located at

Casilla 90-C, Concepción, Chile

Final Report

of the project

“CLEAN TECHNOLOGY IN THE FISHERIES INDUSTRY”

Project No. : US/CHI/93/120
Purchase Order No. 15-6-1205
Activity Code No. : 0720A0

CONTRACT No. 96/205

ÍNDICE	pág.
1. INTRODUCCIÓN	5
1.1. Presentación del problema	5
1.2. Criterios de diseño	6
2. OBJETIVOS	7
3. METODOLOGÍA	8
3.1. Estanques de recepción de líquido.	8
3.2. Reactores.	8
3.3. Disolvedor de oxígeno.	9
3.4. Instrumentación y cañerías.	9
3.4.1. Instrumentación	9
3.4.2. Cañerías	10
3.5. Control del proceso.	10
3.6. Bombas.	11
3.7. Clarificadores	11
4. RESULTADOS	12
4.1. Descripción del sistema piloto propuesto.	12
4.2 Especificación de cañerías e instrumentos.	14
4.3. Especificación de bombas.	19
4.4. Especificación de equipos.	26
5. BIBLIOGRAFÍA	34
6. APÉNDICES	35
6.1. Memorias de cálculo.	35
6.1.1 Balance de materia.	35
6.1.2. Diseño de bombas	36
6.1.3. Diseño de reactores.	47
6.1.4. Diseño de cañerías.	49
6.2. Planos de equipos	51

ÍNDICE DE FIGURAS y PLANOS

	N° fig.
1. Diagrama de flujo	4.1.1.
2. Isométrico de equipos	4.1.2.
3. Diagrama de cañerías e instrumentos	4.2.1.
4. Plano estructura del contenedor	6.2.1.
5. Plano de planta	6.2.2.
6. Isométrico de Planta	6.2.3.
7. Plano estanques T-201 y T-202	6.2.4.
8. Plano de reactor E-201	6.2.5.
9. Plano de reactor E-202	6.2.6.
10. Plano clarificadores D-201 y D-202	6.2.7.
11. Plano disolvedor de oxígeno F-201	6.2.8.

1. INTRODUCCIÓN

1.1.- Presentación del problema.

Se presentan los resultados de la ingeniería básica y de detalle de la segunda etapa de una planta piloto de tratamiento biológico.

La planta piloto se ha diseñado para efectuar el tratamiento del vertido resultante al incorporar una nueva etapa al proceso de reducción de harina de pescado (1). El vertido a tratar presenta altos contenidos de materia orgánica, DQO sobre 1000 mg/l, y de amonio, sobre 700 mg/l de N-NH_4^+ (2). Estos valores son superiores a las permitidas por la normativa legal vigente (3).

La primera etapa consideró un tratamiento anaeróbico (4) y la segunda etapa considera un tratamiento aeróbico en dos fases.

Para el abatimiento de la materia orgánica y oxidación del amonio se propone un proceso aeróbico de lodos activados en dos fases, una heterótrofa para la degradación de la materia orgánica y otra nitrificante donde se realizará la oxidación del amonio.

De acuerdo a los resultados obtenidos a escala de laboratorio (5), en la primera fase de lodo activado se pretende reducir a lo menos en un 70% el nivel de DQO del vertido y en la segunda fase se disminuirá el contenido del ion amonio mediante el proceso biológico denominado nitrificación en el cual se transforma este ion en nitrato (NO_3^-).

Ambas fases, de lodo activado, consumen oxígeno. En la primera, el oxígeno se inyectará por el fondo del reactor, la agitación se realizará en forma mecánica, lo que además de homogeneizar, permite una mejor transferencia de oxígeno a la fase líquida. En la fase de degradación del amonio el consumo de oxígeno es mayor que en la primera; por esta razón, la disolución del oxígeno se realiza en un equipo especialmente diseñado para tal efecto. La corriente de líquido que sale del reactor se hace pasar al disolvedor de oxígeno y luego es recirculada a éste. Este reciclo produce, además, el efecto de agitación dentro del reactor.

Tanto en la primera como en la segunda fase, la corriente de salida del reactor pasa a un clarificador, donde es separada en una fase sólida (biomasa activa) y en una líquida (vertido degradado). Parte de la biomasa se recircula al reactor.

1.2.- Criterios de Diseño.

Para el diseño de la planta aeróbica se consideran los siguientes antecedentes obtenidos a escala de laboratorio:

- El proceso aeróbico de lodo activado requiere de 10 horas de tiempo de residencia hidráulico (TRH) para degradar el 70% de la materia orgánica (DQO) presente en la corriente descargada por el proceso Anaeróbico (5,10)
- En un reactor aeróbico de lodos activos con flora nitrificante adaptada a las características del vertido anaeróbico es posible degradar hasta un 50 % de la materia nitrogenada en 30 horas de TRH (5,10).
- El rendimiento celular para la flora heterotrófica (la que degrada materia orgánica) es de 0,3 kg de DQO/ kg de SSV (6)
- Tanto para la fase heterótrofa, como para la fase nitrificante la concentración de SSV en el reactor debe ser de 3 g/l y de 11 g/l de SSV en el sedimentador.

2.- OBJETIVOS.

El objetivo general del trabajo es el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle de un proceso piloto de tratamiento biológico aeróbico, considerando dos fases de lodo activado.

Para el logro del objetivo propuesto, se han fijado los siguientes objetivos específicos:

- Concepción del proceso piloto aeróbico.
- Desarrollo del diagrama de flujo, diagrama de cañería e instrumentos, e isométrico de equipos.
- Diseño del proceso y equipos necesarios.
- Diseño de un control básico del proceso.

3. METODOLOGÍA

El material de construcción de la totalidad de los equipos es acero inoxidable 316L, por su resistencia a la corrosión y su resistencia mecánica ya que la planta, por estar diseñada dentro de un contenedor, puede ser transportada como un solo equipo.

De los compuestos presentes en las suspensiones dentro de los equipos, son los cloruros los que producen corrosión significativa en el acero inoxidable 316L. De éstos, el más corrosivo para el metal, es el cloruro férrico. Se consideró que todos los cloruros presentes están a la forma de cloruro férrico y se calculó la velocidad de corrosión para éste.

El espesor de corrosión de todos los equipo se calculó considerando una vida útil de la planta de 7 años.

3.1. Estanques de recepción de líquidos.

Los estanques se dispusieron para proteger, mediante un control de nivel, las bombas que los preceden, y para aislar el funcionamiento de cada una de las dos etapas del proceso aeróbico. Como prestarán el mismo servicio que en la planta de tratamiento anaeróbico y tendrán el mismo flujo volumétrico, se mantendrán las dimensiones de dichos equipos (4) y sólo se modificará la posición de las boquillas. Se fijó un tiempo de residencia, a flujo máximo, de 30 minutos; esto permitirá detectar oportunamente fallas de la planta y detener el funcionamiento de las bombas. Se fijó una altura igual a 80 cm, la cual permitirá el funcionamiento de un sensor de nivel con el cual se accionarán y detendrán las bombas con control "on-off".

3.2. Reactores.

El volumen de los reactores se calculó en base al tiempo de residencia, determinado a escala de laboratorio, bajo condiciones análogas de concentración celular, razón de reciclo y agitación.

Se procuró que la altura máxima de los equipos fuese inferior a los 2,38 m, que corresponde a la altura interna del contenedor, fijándose ésta en 2,2 m. La altura de las patas de soporte del estanque se fijó en 1 m, para facilitar la mantención de las cañerías conectadas en la parte baja del equipo.

La proporción entre el ancho y el largo se fijó en 2/3, valor utilizado en el diseño de una planta piloto de tratamiento de vertidos de celulosa (7,11)

El material de construcción seleccionado posee una resistencia mecánica suficiente como para evitar deterioros durante eventuales traslados de la planta (8). Además, es resistente a la corrosión química; esto impide que la flora bacteriana se contamine con óxidos de fierro, los cuales son inhibitorios de su actividad

3.3. Disolvedor de Oxígeno.

Este equipo, debe disolver el oxígeno necesario para que proceda la nitrificación en el segundo reactor aeróbico. Se usó un diseño ya existente y probado (7) que ha demostrado ser eficaz en la disolución de oxígeno y permite operar a un caudal de 10 (m³/h). Es de forma cónica invertida y en su interior circula, en flujo descendente, la corriente de salida del reactor a la cual previamente se le ha inyectado oxígeno gaseoso. A medida que el flujo de líquido desciende disminuye su velocidad, debido al gradual aumento del área seccional del cono; esto produce una disminución de tamaño de las burbujas de oxígeno, facilitando la disolución del oxígeno en el líquido.

3.4 Instrumentación y Cañerías.

3.4.1 Instrumentación.

Se especificarán los siguientes instrumentos y/o accesorios:

- medidor-transmisor de flujo de la alimentación
- medidor de flujo de las corrientes de alimentación de oxígeno.
- medidor-transmisor de flujo líquido en el estanque disolvedor de oxígeno.
- medidores-transmisores de concentración de oxígeno disuelto en los dos reactores.
- válvulas de control en las líneas de oxígeno.
- válvulas de control en las línea de alimentación.
- válvulas de tres pasos con temporizador en las líneas de purga y recirculación de ambos reactores.
- sensores e indicadores de nivel en los estanques.
- sensor-transmisor de presión en el disolvedor de oxígeno.
- medidor de pH en los dos reactores.

Se especificará un medidor-registrador de flujo de la alimentación de tipo magnético, el cual le indicará una señal de flujo al controlador. Este, en base a la comparación que realice con el "set-point" establecido, estrangulará o no el flujo por medio de una válvula de control.

Se especificará un medidor de flujo magnético en las corrientes de alimentación de oxígeno; este elemento transmitirá el flujo a un controlador de oxígeno disuelto, el controlador recibirá las señales que envíen los medidores-transmisores de concentración de oxígeno en cada uno de los reactores respectivos y actuará sobre el motor eléctrico de las válvulas de control dispuestas en las líneas de oxígeno.

En la división de las líneas de purga y recirculación de lodos se especificará una válvula de tres pasos, que actuará bajo la orden de un temporizador, y cuya labor será cambiar la dirección del flujo periódicamente hacia la línea de reciclo o la de purga, de acuerdo a la cantidad de biomasa producida. La biomasa se medirá en el laboratorio y el periodo asignado al temporizador se fijará manualmente.

Se controlará el nivel de los estanques mediante la instalación de sensores de nivel (tipo flotador), los cuales actuarán sobre el accionamiento de las bombas.

Se instalarán vidrios de nivel en los estanques y acumuladores.

En el disolvedor de oxígeno se dispondrá, además, de un sensor-transmisor de presión.

Se instalará medidores de pH en cada uno de los reactores.

3.4.2 Cañerías.

Por disponibilidad en el mercado y para asegurar una resistencia mecánica mínima, se fijó el menor diámetro admisible dentro de esta planta en 1/2". El material de construcción es el mismo que fue seleccionado para los equipos, es decir, acero inoxidable 316 L.

Las cañerías fueron especificadas para maximizar la velocidad del flujo, de manera de evitar la sedimentación. Dado lo expuesto en el párrafo anterior, las cañerías no pueden ser inferiores a 1/2".

3.5 Control del Proceso.

- Se especificará un medidor-transmisor de flujo de la alimentación de tipo magnético. Este transmitirá una señal de flujo al controlador. En base, a la comparación que realice con el "set-point" establecido, actuará una válvula de control (ver sección 3.4.1) estrangulando el flujo.
- Se especificará un medidor de flujo magnético en las corrientes de alimentación de oxígeno; este elemento transmitirá el flujo a un controlador de oxígeno disuelto, el controlador recibirá las señales que envíen los medidores-transmisores de concentración de oxígeno en cada uno de los reactores respectivos y actuarán sobre el motor eléctrico de las válvulas de control dispuestas en las líneas de oxígeno.
- En la división de las líneas de purga y recirculación de lodos se especificará una válvula de tres pasos que actuará bajo la orden de un temporizador, cuya labor será cambiar la dirección del flujo periódicamente hacia la línea de reciclo o la de purga de acuerdo a la cantidad de biomasa producida. La biomasa se medirá en el laboratorio y el periodo asignado al temporizador se fijará manualmente.
- Se controlará el nivel de los estanques mediante la instalación de sensores de nivel (tipo flotador), los cuales actuarán sobre el accionamiento de las bombas.
- Se instalarán vidrios de nivel en los estanques y acumuladores.
- En el disolvedor de oxígeno se dispondrá, además, de un sensor-transmisor de presión.
- Se instalará medidores de pH en cada uno de los reactores.
- Se establecerá un control on/off sobre la bomba que alimenta el segundo reactor, haciendo discontinuo el flujo, con el fin de regular el tiempo de residencia del fluido en este.

3.6 Bombas

3.6.1 Bomba de Alimentación a Reactor Heterótrofo.

Este equipo deberá impulsar la corriente de alimentación desde el estanque de la planta de tratamiento anaeróbico hasta el primer reactor aeróbico. Además, en el caso que la planta anaeróbica esté fuera de servicio, debe ser capaz de alimentar la planta desde el estanque que alimenta el sistema anaeróbico (de 18 m³ de capacidad) hasta el primer reactor aeróbico, aproximadamente a 18 m de distancia uno del otro. Se especificará una bomba de tipo centrífugo.

3.6.2 Bomba del Circuito de Oxigenación.

Esta bomba se dimensionará para hacer circular un flujo constante de líquido a través de equipo de disolución de O₂. Debe poder levantar los 39 m de altura a los 10 m³/h de flujo. Al final del circuito el caudal se fija manualmente, mediante una válvula de globo con la ayuda de un indicador de flujo. Esta válvula sirve de estrangulación para mantener una presión de 3 bar en el equipo de disolución.

3.6.3 Bombas de Reciclo de Lodos.

Estas bombas deben ser capaces de recircular la cantidad de lodos no purgados hasta el reactor; el flujo volumétrico es bastante pequeño y la altura a levantar es baja. Se desconocen las características reológicas del lodo que será generado por los reactores; por lo tanto, estas bombas serán diseñadas para mover fluidos de alta consistencia. Se especificará una bomba de tipo peristáltico, la que ha sido usada con éxito en el tratamiento de lodos de aguas residuales municipales.

3.6.4. Bomba de Alimentación a Reactor Nitrificante.

Esta bomba debe alimentar la segunda fase de reacción, no operando continuamente ya que el flujo normal de operación en esta fase es intermitente.

3.6.5. Bomba de descarga

Esta bomba debe ser capaz de eliminar el líquido degradado hasta una distancia de 18 m del contenedor, que es donde se encuentra el pozo de descarga para los efluentes de pesquera San Pedro.

3.7 Clarificadores.

Ambos clarificadores tienen como propósito separar los lodos. Sus dimensiones fueron especificadas (7) para el flujo de operación normal en la planta (7,11). Los dos equipos tienen las mismas dimensiones y se diferencian sólo en la posición de la boquillas.

4. RESULTADOS

4.1. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA PILOTO PROPUESTO

Se ha propuesto un sistema de tratamiento piloto capaz de disminuir la concentración de materia orgánica remanente de la etapa anaeróbica, y eliminar la carga nitrogenada presente como amonio en el vertido anaeróbico. Para esto, se plantean dos sistemas de lodo activado operando en serie, tal que permitan degradar en la primera etapa la carga orgánica y en la segunda etapa la carga nitrificante.

El diagrama de flujo de la segunda etapa de la planta piloto se presenta en la figura 4.1.1. y la distribución física de los equipos se puede observar en el Isométrico de Equipos (ver figura 4.1.2)

Se tiene una primera fase de reacción donde se produce la oxidación de la materia orgánica en un reactor de 1 m^3 (E-201), en el cual se tiene una suspensión bacteriana (lodo activado). El oxígeno es alimentado al reactor por un manifold de mangueras porosas, dispuestas en el fondo del reactor. La alimentación se realiza mediante un par de bombas centrífugas J-201 y J-201s que impulsan el líquido desde la etapa de tratamiento anaeróbica. La salida del reactor es por rebalse hacia el clarificador D-201, donde sedimenta el lodo y se separa del líquido clarificado. El lodo se retorna al reactor mediante una bomba peristáltica (J-202), la cual permite la descarga automática de la purga de lodos mediante un sistema de válvulas en la corriente de reciclo. El líquido que sale por el tope del reactor se elimina por rebalse al estanque T-201.

La segunda fase de reacción está constituida por un reactor (E-202) de 3 m^3 de volumen; en éste se produce la oxidación de la carga nitrogenada que posee el vertido. El sistema se alimenta mediante las bombas J-203 y J-203s, cuyo funcionamiento está controlado por el nivel del estanque T-201, desde donde se toma el vertido para alimentarlo al reactor. Se alimenta al disolvedor de oxígeno (F-201) el oxígeno y la corriente de salida del reactor (mediante un par de bombas centrífugas J-204 y J-204s). La corriente de salida del disolvedor, que retorna al reactor, además de contener una alta concentración de oxígeno, mejora la agitación en éste.

Al igual que la primera etapa, el sistema separador de lodos está constituido por un clarificador D-202 y una bomba de reciclo J-205. El líquido clarificado se elimina del decantador por gravedad y es acumulado en el estanque T-202 para su vertido, mediante las bombas J-206 y J-206s, al pozo de descarga de la pesquera San Pedro.

En la tabla 4.1.1 se presentan los flujos de: materia orgánica, expresada como DQO; biomasa, expresada como SSV, de amonio; y de oxígeno, para cada una de las corrientes del proceso. La memoria de cálculo para la obtención de estos flujos se presenta en detalle en el Apéndice (ver sección 6.1). Los niveles de presión y temperatura esperados para estas corrientes son presentados en la tabla 4.1.1.

TABLA 4.1.1
BALANCE DE MATERIA
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AERÓBICO.

Corriente	Caudal (l/min)	Oxígeno (l/min)	DQO (mg/l)	NH ₄ ⁺ (mg/l)	SSV (mg/l)	Temper. (°C)	Presión (kg/cm ²)
201	1.8	-	1500	1000	0.00	20	1.013
202	1.8	-	450	1000	3	20	1.013
203	-	2.02	-	-	-	-	-
204	-	2.78	-	-	-	-	-
205	0.72	-	450	1000	11	20	1.013
206	0.082	-	450	1000	11	20	1.013
207	1.8	-	450	1000	0	20	1.013
208	1.8	-	450	1000	0	20	1.013
209	1.8	-	450	500	0.3	20	1.013
210	333	-	450	500	0.3	20	1.013
211	333	-	450	500	0.3	20	4.050
212	0.72	-	450	500	1.1	20	1.013
213	0.082	-	450	500	1.1	20	1.013
214	1.8	-	450	500	0.0	20	1.013
215	1.8	-	450	500	0.0	20	1.013

Figura 4.1.1
Diagrama de flujo
Planta Piloto Aerobica

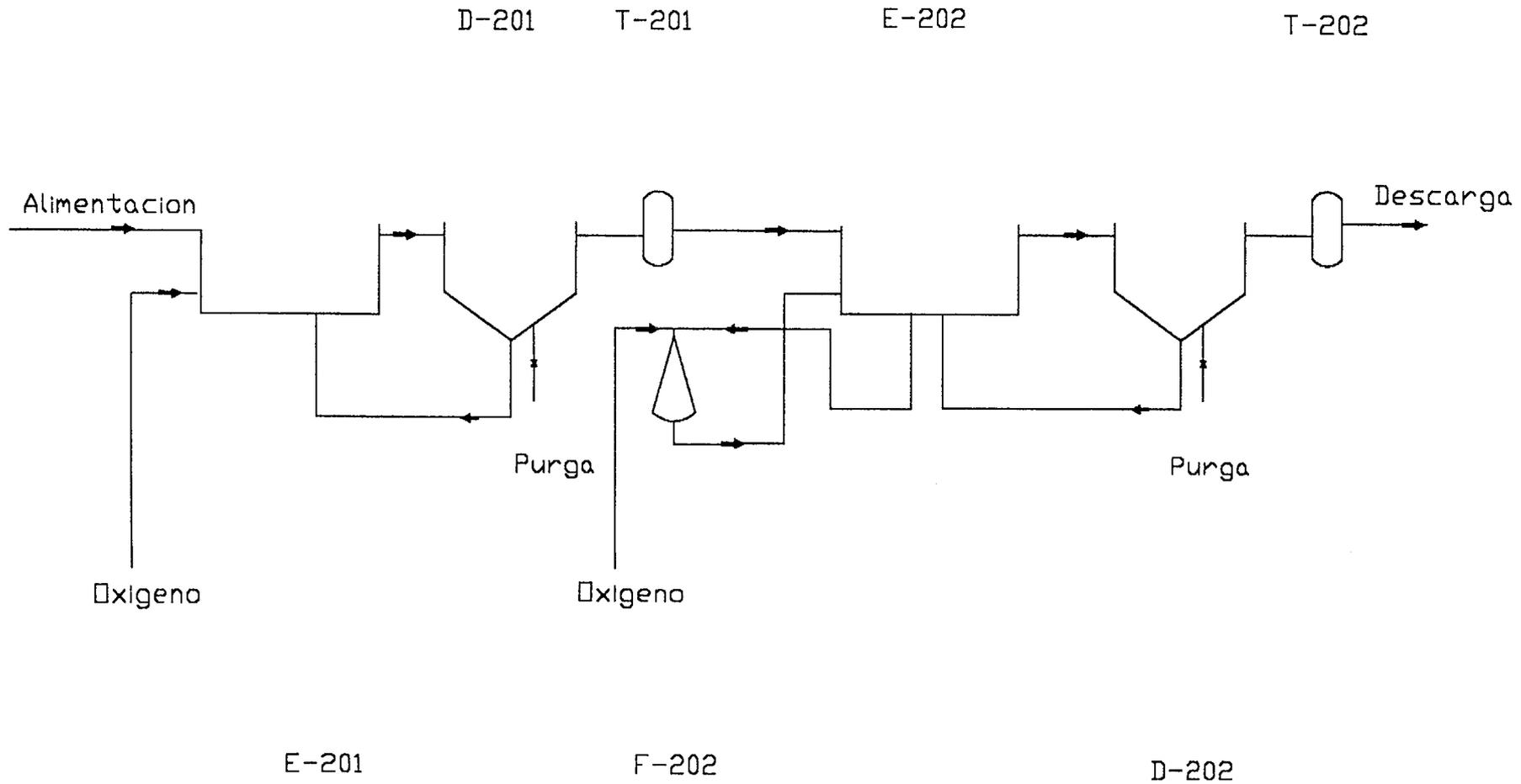
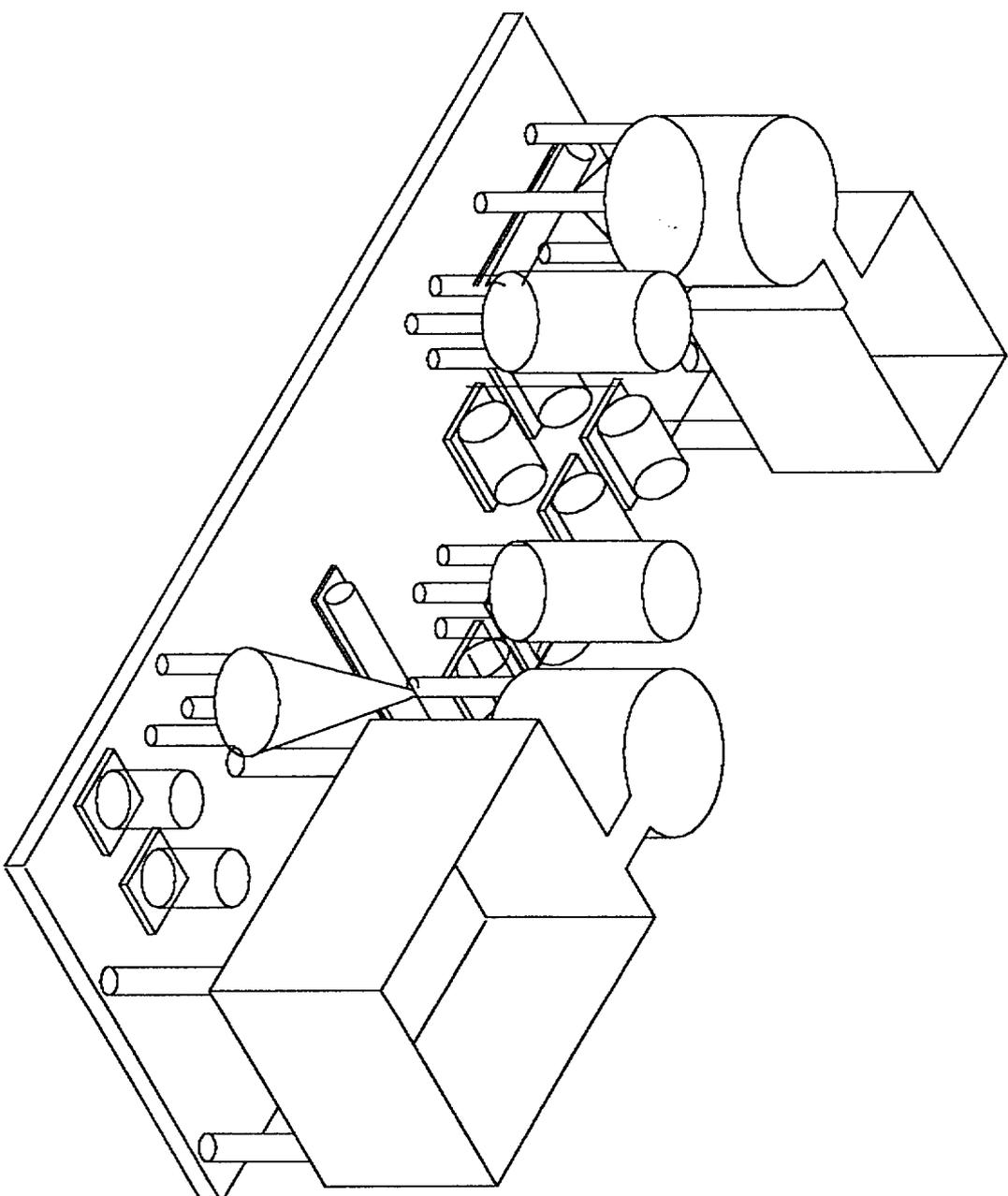


Figura 4.1.2.
Isométrico de Equipos
Planta Piloto Aeróbica



4.2.-Cañerías e Instrumentos.

De acuerdo a lo planteado en la metodología (sección 4.3.2), se especificaron todas las cañerías con un diámetro de 1/2 pulgada. Se exceptuaron de esta especificación : las cañerías que transmiten flujo por rebalse (en la figura 4.1.1 corresponden a las indicadas por los números 202 y 209) y la línea de agitación en reactor E-202 (en figura 4.1.1. corresponden a los números 211 y 212); en ambos casos se especificaron cañerías de 2”.

En la tabla 4.2.1 se presentan las especificaciones para las cañerías de todas las corrientes del proceso.

**TABLA 4.2.1
MATRIZ DE ESPECIFICACIÓN DE CAÑERÍAS
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AEROBICO.**

Cañería	201	202	203	204	205	206	207
flujo l/min	1.8	1.8	2.02	2.78	0.72	1.08	1.8
D Nom, in	0.5	2.0	0.5	0.5	1.0	0.5	0.5
Sch	40	40	40	40	40	40	40
D int, in	0.622	2.067	0.622	0.622	1.049	0.622	0.622
T °C	20	20	20	20	20	20	20
P, Kg/cm ²	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Material	SS 316 L	SS 316 L	SS 316 L	SS 316 L	SS 316 L	SS 316 L	SS 316 L
ORÍGEN	Pta Anaer.	E-201	Pta. Ox.	Pta. Ox.	D-201	Purga	D-201
TERMINO	E-201	D201	E-201	E-202	E-201	Purga	T- 201
Fase	Líquida	Líquida	Gas	Gas	Líquida	Líquida	Líquida
Veloc. m/s	1.0	0.014	0.27	0.37	0.42	0.10	0.15
Fluido	vertido Anaeróbico	Lodos	Gas	Gas	Lodos	Lodos	Clarif.

continuación Tabla 4.2.1

Cañería	208	209	211	212	214
flujo l/min	1.8	1.8	333	0.72	1.8
D Nom, in	0.5	2.0	3.0	1.0	0.5
Sch	40	40	80	40	40
D int, in	0.622	2.067	2.90	1.049	0.622
T °C	20	20	20	20	20
P, Kg/cm ²	1.013	1.013	3.0	1.013	1.013
Material	SS 316 L				
ORIGEN	T-201	E-202	F 201	D-202	D 202
TERMINO	E-202	D202	E-201	E-202	T-202
Fase	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Veloc. m/s	0.15	0.014	2.94	0.024	0.153
Fluido	Clarifi.	Lodos	Lodos	Lodos	vertido aeróbico

En la figura 4.2.1., se presenta en diagrama de cañerías e instrumentos y en las tablas 4.2.2. a 4.2.7. se presentan las especificaciones técnicas de instrumentos y accesorios.

Figura 4.2.1. Diagrama de Cañerías e instrumentos Planta Piloto Aerobica

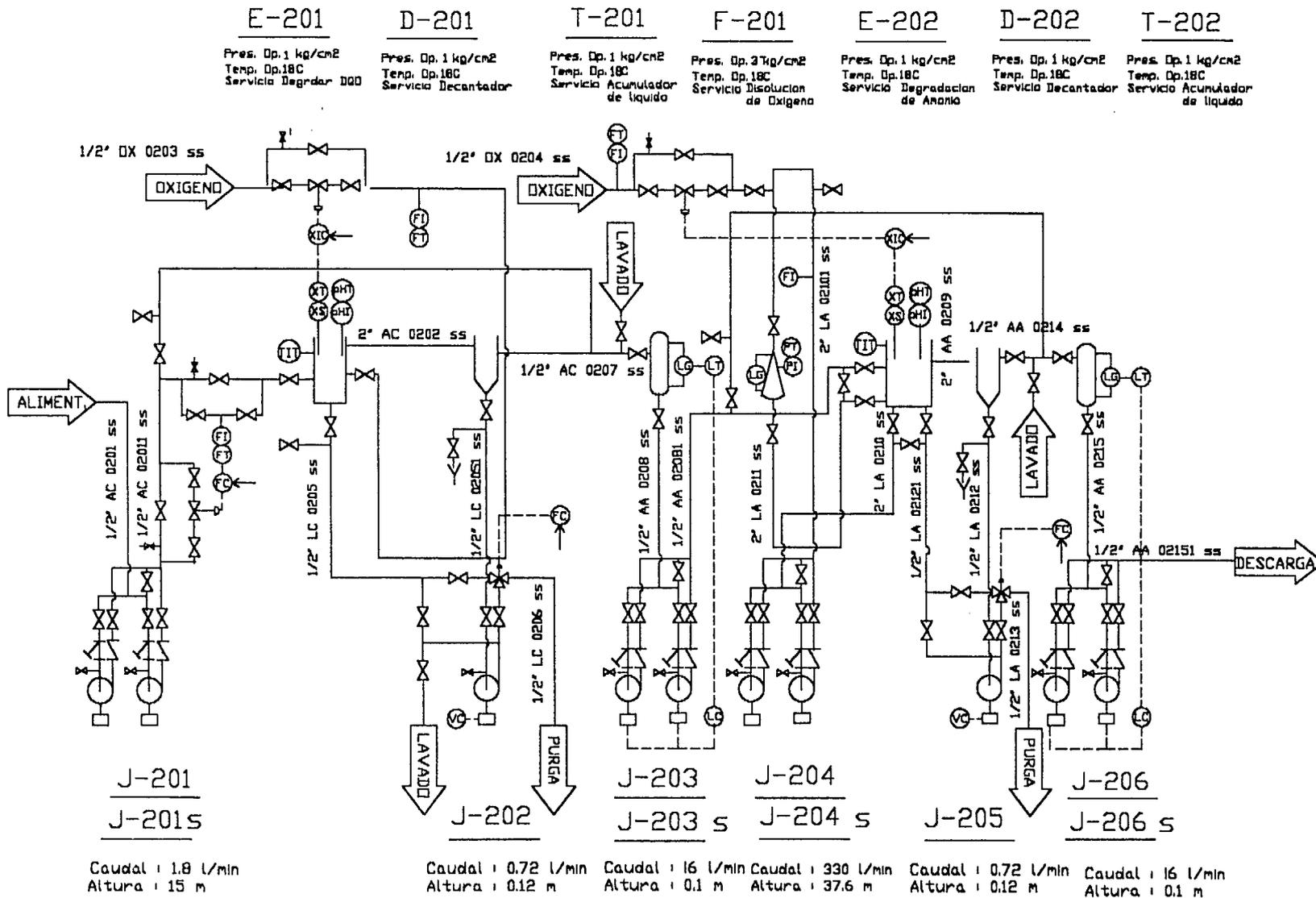


TABLA 4.2.2.
Especificación de válvulas de control

TAG : VC-201	
Tamaño de la válvula	: ½"
Material del cuerpo	: SS 316L
Material del elemento de corte	: SS 316L
Cv requerido	: 0,10
Cv disponible	: 0,14
Posición de operación	: 70 %
Característica de la válvula	: Equiporcentual
Sistema de actuador	: Eléctrico
Señal	: 4-20 mA
Potencia	: 24 VDC

TABLA 4.2.3.
Especificación de Transmisor indicador de nivel

TAG	: LIT-201
Rango	: 0 - 1 m
Salida	: 4 - 20 mA
Conexión	: Sistema de flotador
Material de partes húmedas	: SS 316L
Servicio	: Indicar nivel de estanque T-201
TAG	: LIT-201
Rango	: 0 - 1 m
Salida	: 4 - 20 mA
Conexión	: Sistema de flotador
Material de partes húmedas	: SS 316L
Servicio	: Indicar nivel de estanque T-202

TABLA 4.2.4
Especificación de Sensores indicadores de pH

TAG	: pHIT-201
Rango	: 5-10
Servicio	: Medición de pH en reactor E-201
TAG	: pHIT-201
Rango	: 5-10
Servicio	: Medición de pH en reactor E-202

TABLA 4.2.5.
Especificación de Transmisor indicador de flujo

TAG	: FIT-201
Tipo de medidor	: Magnético
Rango	: 1-3 l/min.
Aplicación	: Alimentación líquida a reactor E-201
Rango corriente de salida	: 4 - 20 mA
TAG	: FIT-202
Tipo de medidor	: Magnético
Rango	: 0-20 l/min.
Aplicación	: Corriente de oxigenación de reactor E-202
Rango corriente de salida	: 4 - 20 mA
TAG	: FIT-203
Tipo de medidor	: Flujo másico
Rango	: 0-20 m ³ /día.
Aplicación	: Alimentación de Oxígeno a reactor E-201
Rango corriente de salida	: 4 - 20 mA
TAG	: FIT-204
Tipo de medidor	: Flujo másico
Rango	: 0-30 m ³ /día.
Aplicación	: Alimentación de Oxígeno a reactor E-202
Rango corriente de salida	: 4 - 20 mA

TABLA 4.2.6
Especificación de Transmisores indicadores de temperatura

TAG	: TIT-201
Sensor	: PT 100
Longitud	: 6"
Transmisor	: RTD
Rango de temperatura	: 0 - 40 °C
Servicio	: Medición de temperatura en reactor E-201
Salida	: 4-20 mA
TAG	: TIT-202
Sensor	: PT 100
Longitud	: 6"
Transmisor	: RTD
Rango de temperatura	: 0 - 40 °C
Servicio	: Medición de temperatura en reactor E-202
Salida	: 4-20 mA

TABLA 4.2.7.
Especificación de Transmisor indicador de presión

TAG	: PIT-201
Tipo	: Celda diferencial de presión
Rango	: 0 - 6 bar
Sensibilidad	: 0,05 Kg/ cm ²
Cuerpo	: SS316 L
Salida	: 4-20 mA

4.3.- Bombas.

Las especificaciones técnicas de las bombas, requeridas en el proceso piloto, se presentan desde la Tabla 4.3.1 hasta la Tabla 4.3.6.

La memoria de cálculo realizada para la especificación de las bombas centrífugas y peristálticas se presenta en el Apéndice, en la sección 6.2.

Las bombas especificadas para impulsar la alimentación a la planta y los clarificados de las dos etapas de oxigenación requieren satisfacer bajos niveles de energía hidráulica, debido a que impulsan los fluidos a equipos que operan a presión atmosférica. Lo anterior, permitió seleccionar las bombas del tipo centrífugas más pequeñas, provistas por Calpeda Pompe, correspondiente al modelo NTP 78 y cuyo caudal máximo es de 16 l/min.

Con el fin de mantener la independencia de esta fase de la planta piloto y facilitar su eventual movilidad, se prefirió localizar la bomba de alimentación (J-201) al reactor D-201 cerca de éste y no en el contenedor de la planta Anaeróbica. Esto significó una mayor pérdida de carga en la succión.

TABLA 4.3.1
ESPECIFICACIONES TÉCNICAS
BOMBA J-201/ J-201s

Proyecto	: Fondef 2-75
Servicio	: Alimentación de estanque
Motor	: Eléctrico Trifásico
Tipo de Bomba	: Centrífuga

Condiciones de Servicio

Fluido Bombeado	:	Clarificado de la primera etapa de Oxígeno
Corrosivo debido a	:	Salinidad (Acción del cloruro)
Temperatura de entrada (T.E.), °C	:	20
Gravedad específica a T.E.	:	1.0
Viscosidad a T.E. (Kg/ms)	:	1E-3
Flujo normal a T.E. (l/min)	:	1.8
Flujo diseño a T.E. (l/min)	:	1.8
Presión descarga diseño (kg/cm ²)	:	1.013
Presión succión diseño (kg/cm ²) :	:	1.013
Altura de diseño (m)	:	0.11
Presión de vapor a T.E. (kg/cm ²)	:	1.032
NPSH disponible (m)	:	10.79
NPSH requerido (m)	:	0.04

Datos Mecánicos

Fabricante	:	Calpeda
tamaño y tipo	:	NTP 78
Diámetro succión/descarga (mm)	:	*
RPM / N° etapas	:	2900/1
Eficiencia normal	:	0.72
Potencia hidráulica normal (hp)	:	6.2E-7
Eficiencia Normal	:	*
BHP normal	:	*
Eficiencia de diseño	:	*
BHP de diseño	:	*
Potencia hidráulica de diseño	:	*

* : Datos que serán aportados por el fabricante

TABLA 4.3.2
ESPECIFICACIONES TÉCNICAS
BOMBA J-202

Proyecto	: Fondef 2-75
Servicio	: Recirculación de lodos al reactor E201
Tipo de Bomba	: Peristáltica
Motor	: Eléctrico monofásico

Condiciones de Servicio

Fluido Bombeado	:	Lodos provenientes del sedimentador D-201
Presión descarga diseño, psig	:	
Corrosivo debido a	:	Salinidad y presencia de Cloruro Férrico
Presión de succión diseño, psig	:	0,2
Temperatura de entrada (T.E.), °C	:	20
Altura de diseño, pie	:	0,4
Gravedad específica a T.E.	:	1,021
Presión max. descarga, psig	:	94
Viscosidad a T.E.	:	2,4
Presión de vapor a T.E., psi	:	0,4
NPSH disponible, pie	:	37,7
Flujo diseño a T.E., gpm	:	0,2
NPSH requerido, pie	:	0

Datos Mecánicos

Fabricante	:	Waukesha Cherry-Burrell
Tipo	:	SP/15
Potencia hidráulica de diseño	:	$2,0 \cdot 10^{-5}$ (hp)
Eficiencia normal	:	*
Tamaño de la succión	:	1/2" (Conexión macho con hilo)
Eficiencia de diseño	:	*
Tamaño de la descarga	:	1/2" (Conexión macho con hilo)
HP neto normal	:	0,65
Diámetro interno manguera	:	10(mm)
R.P.M. normales	:	35
Capacidad por revolución	:	0,0058(gal) = 0,022(l)
Torque Mínimo de arranque	:	250 in*lbf = 28,2 (N*m)

TABLA 4.3.3
ESPECIFICACIONES TÉCNICAS
BOMBA J-203/ J-203s

Proyecto	: Fondef 2-75
Servicio	: Alimentación de estanque
Motor	: Eléctrico Trifásico
Tipo de Bomba	: Centrífuga

Condiciones de Servicio

Fluido Bombeado	:	Clarificado de la primera etapa de Oxígeno
Corrosivo debido a	:	Salinidad (Acción del cloruro)
Temperatura de entrada (T.E.), °C	:	20
Gravedad específica a T.E.	:	1.0
Viscosidad a T.E. (Kg/ms)	:	1E-3
Flujo normal a T.E. (l/min)	:	1.8
Flujo diseño a T.E. (l/min)	:	1.8
Presión descarga diseño (kg/cm ²)	:	1.013
Presión succión diseño (kg/cm ²)	:	1.013
Altura de diseño (m)	:	0.003
Presión de vapor a T.E. (kg/cm ²)	:	0.032
NPSH disponible (m)	:	10.72
NPSH requerido (m)	:	0.17

Datos Mecánico

Fabricante	:	Calpeda
tamaño y tipo	:	NTP 78
Diámetro succión/descarga (mm)	:	*
RPM / N° etapas	:	2900/1
Eficiencia normal	:	0.72
Potencia hidráulica normal (hp)	:	3.5E-7
Eficiencia Normal	:	*
BHP normal	:	*
Eficiencia de diseño	:	*
BHP de diseño	:	*
Potencia hidráulica de diseño	:	*

TABLA 4.3.4
ESPECIFICACIONES TÉCNICAS
BOMBA J-204/J-204s

Proyecto	: Fondef 2-75
Servicio	: Alimentación a Reciclo de Disolución de Oxígeno
Tipo de Bomba	: Centrífuga
Motor	: Eléctrico Trifásico
Condiciones de Servicio	

Fluido Bombeado	:	Líquido del reactor E202
Presión descarga diseño, psig	:	28,5
Corrosivo debido a	:	Salinidad y presencia de Cloruro Férrico
Presión de succión diseño, psig	:	3
Temperatura de entrada (T.E.), °C	:	20
Altura de diseño, pie	:	123
Gravedad específica a T.E.	:	1,021
Presión max. descarga cerrada, psig	:	50,6
Viscosidad a T.E.	:	2,0
Presión de vapor a T.E., psi	:	0,4
Flujo normal a T.E., gpm	:	44
NPSH disponible, pie	:	26,2
Flujo diseño a T.E., gpm	:	44
NPSH requerido, pie	:	1.41

Datos Mecánicos

Fabricante	:	GRUNDFOS
Tamaño y tipo	:	CRN 16-30 BFG BBUE
RPM	:	2867
N° Etapas	:	3
Tamaño de la succión	:	80(mm)
Tamaño de la descarga	:	80(mm)
BHP normal	:	4,1
Potencia hidráulica de diseño	:	2,47(hp)
Potencia hidráulica normal	:	2,45(hp)
Eficiencia normal	:	80%
Eficiencia de diseño	:	>57%

TABLA 4.3.5
ESPECIFICACIONES TÉCNICAS
BOMBA J-205

Proyecto	:	Fondef 2-75
Servicio	:	Recirculación de lodos al reactor E202
Tipo de Bomba	:	Peristáltica
Motor	:	Eléctrico monofásico

Condiciones de Servicio

Fluido Bombeado	:	Lodos provenientes del sedimentador D-202
Presión descarga diseño, psig	:	3
Corrosivo debido a	:	Salinidad y presencia de Cloruro Férrico
Presión de succión diseño, psig	:	2,7
Temperatura de entrada (T.E.), °C	:	20
Altura de diseño, pie	:	0,6
Gravedad específica a T.E.	:	1,021
Presión max. descarga, psig	:	94
Viscosidad a T.E.	:	2,4
Presión de vapor a T.E., psi	:	0,4
NPSH disponible, pie	:	36,7
Flujo diseño a T.E., gpm	:	0,2
NPSH requerido, pie	:	0

Datos Mecánicos

Fabricante	:	Waukesha Cherry-Burrell
Tipo	:	SP/15
Potencia hidráulica de diseño	:	$2,0 \cdot 10^{-5}$ (hp)
Tamaño de la succión	:	1/2" (Conexión macho con hilo)
Tamaño de la descarga	:	1/2" (Conexión macho con hilo)
HP neto normal	:	0,65
Diámetro interno manguera	:	10(mm)
R.p.m. normales	:	35
Capacidad por revolución	:	0,0058(gal) = 0,022(l)
Torque Mínimo de arranque	:	250 in*lb = 28,2 (N*m)

TABLA 4.3.6
ESPECIFICACIONES TÉCNICAS
BOMBA J-206/ J-206s

Proyecto	:	Fondef 2-75
Servicio	:	Eliminar efluente tratado
Motor	:	Eléctrico Trifásico
Tipo de Bomba	:	Centrífuga

Condiciones de Servicio

Fluido Bombeado	:	Clarificado de la segunda etapa de Oxígeno
Corrosivo debido a	:	Salinidad (Acción del cloruro)
Temperatura de entrada (T.E.), °C	:	20
Gravedad específica a T.E.	:	1.0
Viscosidad a T.E. (Kg/ms)	:	1E-3
Flujo normal a T.E. (l/min)	:	1.8
Flujo diseño a T.E. (l/min)	:	1.8
Presión descarga diseño(kg/cm ²)	:	1.013
Presión succión diseño (kg/cm ²)	:	1.013
Altura de diseño (m)	:	0.067
Presión de vapor a T.E.(kg/cm ²)	:	0.031
NPSH disponible (m)	:	10.70
NPSH requerido (m)	:	0.17

Datos Mecánicos

Fabricante	:	Calpeda
tamaño y tipo	:	NTP 78
Diámetro succión/descarga (mm)	:	*
RPM / N° etapas	:	2900/1
Eficiencia normal	:	0.72
Potencia hidráulica normal (hp)	:	3.57E-6
Eficiencia Normal	:	*
BHP normal	:	*
Eficiencia de diseño	:	*
BHP de diseño	:	*
Potencia hidráulica de diseño	:	*

4.4 Equipos de Proceso.

En esta sección se presentan las especificaciones técnicas de los equipos del proceso piloto en el siguiente orden:

Equipo	Sigla	Número de Tabla	Volumen (m³)
Reactor Aeróbico(FASE 1)	E-201	4.4.1	1
Reactor Aeróbico(FASE2)	E-202	4.4.2	3
Clarificador (FASE 1)	D-201	4.4.3	0,3
Clarificador (FASE 2)	D-202	4.4.4	0,3
Estanque (FASE 1)	T-201	4.4.5	0,1
Estanque (FASE 2)	T-202	4.4.6	0,1
Disolvedor de oxígeno	F-201	4.4.7	0,05

TABLA 4.4.1
ESPECIFICACIÓN TÉCNICA
REACTOR AEROBICO E-201
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AERÓBICO

Función	:	Disminuir la DQO en un 50%
Fluido	:	Efluente de la planta Anaeróbica
Posición	:	Vertical
Largo (m)	:	1.15
Ancho (m)	:	0.80
Altura (m)	:	1.17
Altura total (m)	:	1.80
Temperatura de operación (°C)	:	20
Temperatura de diseño (°C)	:	25
Presión de operación (kg/cm ²)	:	1.03
Presión de diseño (kg/cm ²)	:	10.0
Material de manto/ espesor (mm)	:	SS 316 L/ 6.0
Material de patas/ diámetro (in)	:	CS / 4
Peso sin agua/ con agua (Kg)	:	275 / 1275

Boquillas

Ítem	Cantidad	Diámetro	Servicio
1	1	2.0 in	Alimentación al clarificador
2	1	0.5 in	Alimentación al reactor
3	1	1.0 in	Recirculación de lodos
4	1	0.5 in	Alimentación de Oxígeno

TABLA 4.4.2
ESPECIFICACIÓN TÉCNICA
REACTOR AEROBICO E-202
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AERÓBICO

Función	:	Disminuir la carga de NH_4^+
Fluido	:	Clarificado de la primera etapa de Oxígeno
Posición	:	Vertical
Largo (m)	:	2.00
Ancho (m)	:	1.35
Altura (m)	:	1.20
Altura total (m)	:	1.80
Temperatura de operación (°C)	:	20
Temperatura de diseño (°C)	:	20
Presión de operación (kg/cm^2)	:	1.03
Presión de diseño (kg/cm^2)	:	10.0
Material de manto/ espesor (mm)	:	SS 316 L/ 6.0
Material de patas/ diámetro (in)	:	CS / 4
Peso sin agua/ con agua (Kg)	:	550 / 1550

Boquillas

Item	Cantidad	Diámetro	Servicio
1	1	2.0 in	Alimentación al clarificador D-202
2	1	0.5 in	Aliment. clarificado desde T201
3	1	1.0 in	Recirc. Lodos desde D-202
4	1	3.0 in	Retorno lodos oxigenados
4	1	3.0 in	Alim. al disolvedor F-021

TABLA 4.4.3
ESPECIFICACIÓN TÉCNICA
CLARIFICADOR D-201
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AERÓBICO

Función	:	Separar lodo del clarificado
Fluido	:	Efluente del reactor E-201
Posición	:	Vertical
Diámetro (m)	:	0,85
Largo (m)	:	0.8
Altura (m)	:	0.8
Altura total (m)	:	1.80
Temperatura de operación (°C)	:	20
Temperatura de diseño (°C)	:	25
Presión de operación (kg/cm ²)	:	1.03
Presión de diseño (kg/cm ²)	:	10.0
Material de manto/ espesor (mm)	:	SS 316 L/ 6.0
Material de patas/ diámetro (in)	:	CS. / 4
Peso sin agua/ con agua (Kg)	:	145 / 1450

Boquillas

Item	Cantidad	Diámetro	Servicio
1	1	2.0 in	Alimentación de líquido
2	1	0.5 in	Descarga del clarificado
3	1	1.0 in	Reciclo de lodos

TABLA 4.4.4
ESPECIFICACIÓN TÉCNICA
CALRIFICADOR D-202
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AERÓBICO

Función	:	Separar lodo del clarificado
Fluido	:	Efluente con alto contenido de NH_4^+
Posición	:	Vertical
Diámetro (m)	:	0.85
Largo (m)	:	0.80
Altura total (m)	:	1.80
Temperatura de operación (°C)	:	20
Temperatura de diseño (°C)	:	25
Presión de operación (kg/cm^2)	:	1.03
Presión de diseño (kg/cm^2)	:	10.0
Material de manto/ espesor/mm	:	SS 316 L/ 6.0
Material de patas/ diámetro/in	:	CS. / 4
Peso sin agua/ con agua (kg)	:	145 / 1450

Boquillas

Item	Cantidad	Diámetro	Servicio
1	1	2.0 in	Alimentación de líquido
2	1	0.5 in	Descarga del clarificado
3	1	1.0 in	Reciclo de lodos

TABLA 4.4.5
ESPECIFICACIÓN TÉCNICA
ESTANQUE T-201
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AERÓBICO

Función	:	Acumular líquido del clarificador D-201
Fluido	:	Clarificado de etapa de oxigenación
Posición	:	Vertical
Diámetro (m)	:	0.40
Largo (m)	:	1.00
Altura total (m)	:	1.4
Temperatura de operación (°C)	:	20
Temperatura de diseño (°C)	:	25
Presión de operación (kg/cm ²)	:	1.03
Presión de diseño (kg/cm ²)	:	10.0
Material de manto/ espesor (mm)	:	SS 316 L/ 6.0
Material de patas/ diámetro (in)	:	CS. / 4
Peso sin agua/ con agua (Kg)	:	145 / 1450

Boquillas

Item	Cantidad	Diámetro	Servicio
1	1	0.5 in	Alimentación del clarificado
2	1	0.5 in	Descarga del clarificado
3	1	1.25 in	Drenaje del estanque
4	2	0.125 in	Vidrio nivel
5	1	4.0 in	Lavado del equipo

TABLA 4.4.6
ESPECIFICACIÓN TÉCNICA
ESTANQUE T-202
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AERÓBICO

Función	:	Acumular etapa de nitrificación
Fluido	:	Clarificado de segunda etapa
Posición	:	Vertical
Diámetro (m)	:	0.40
Largo (m)	:	1.00
Altura total (m)	:	1.4
Temperatura de operación (°C)	:	20
Temperatura de diseño (°C)	:	25
Presión de operación (kg/cm ²)	:	1.03
Presión de diseño (kg/cm ²)	:	10.0
Material de manto/ espesor (mm)	:	SS 316 L/ 6.0
Material de patas/ diámetro (in)	:	CS. / 4
Peso sin agua/ con agua (Kg)	:	145 / 1450

Boquillas

Item	Cantidad	Diámetro	Servicio
1	1	0.5 in	Alimentación del clarificado
2	1	0.5 in	Descarga del clarificado
3	1	1.25 in	Drenaje del estanque
4	2	0.125 in	Vidrio nivel
5	1	4.0 in	Lavado del equipo

TABLA 4.4.7
ESPECIFICACIÓN TÉCNICA
DISOLVEDOR DE OXIGENO F-201
PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO AERÓBICO

Función	:	Disolver Oxígeno en lodos
Fluido	:	Lodos de la etapa de nitrificación
Posición	:	Vertical
Diámetro superior (m)	:	0.063
Diámetro inferior (m)	:	0.45
Altura (m)	:	1.17
Cabezal elipsoidal (D/H)	:	4.0
Temperatura de operación (°C)	:	20
Temperatura de diseño (°C)	:	25
Presión de operación (kg/cm ²)	:	4.0
Presión de diseño (kg/cm ²)	:	6.0
Material de manto/ espesor (mm)	:	SS 316 L/ 6.0
Material de patas/ diámetro (in)	:	CS / 4
Peso sin agua/ con agua (Kg)	:	41 / 1041

Boquillas

Item	Cantidad	Diámetro	Servicio
1	1	3.0 in	Alim. reactor desde E-202
2	1	3.0 in	Alim. a reactor E-202
3	1	4.0 in	Mirilla
4	2	0.125 in	Vidrio nivel

5.- BIBLIOGRAFIA

- 1.- Roeckel, M., Aspé, E., Martí, M.C., Zacarias, M., "Tratamiento de los efluentes y recuperación de materia orgánica de los efluentes líquidos de la industria procesadora de pescado", Informe Técnico-Actividad N°3, "Optimización y Precipitación de Proteínas Solubles", Universidad de Concepción, Concepción (1996).
- 2.- Aspé, E., Roeckel, M., Martí, M.C., Espinoza, A., "Tratamiento de los efluentes y recuperación de materia orgánica de los efluentes líquidos de la industria procesadora de pescado", Informe Técnico-Actividad N°39, "Ensayos en Reactor de Filtro Anaeróbico", Universidad de Concepción, Concepción (1995).
- 3.- Decreto Ordinario n° 12.600, "Tablas de límites o rangos máximos de emisión según clase de cuerpos de agua", Armada de Chile, Dirección general del territorio marítimo y de marina mercante, Dirección de intereses marítimos y medio ambiente (1994)
- 4.- Aspé, E., Roeckel, M., Martí, M.C., Espinoza, A., "Tratamiento de los efluentes y recuperación de materia orgánica de los efluentes líquidos de la industria procesadora de pescado", Informe Técnico-Actividad N°46 y N°47, "Diseño y Construcción de Planta Piloto", Universidad de Concepción, Concepción (1995).
- 5.- Roeckel, M., Aspé, E., Martí, M.C., Espinoza, A., "Tratamiento de los efluentes y recuperación de materia orgánica de los efluentes líquidos de la industria procesadora de pescado", Informe Técnico-Actividad N°41, "Ensayos en Reactor de Lodos Activados", Universidad de Concepción, Concepción (1995).
- 6.- Zaoyan, Y., Ke, S., Guangliang, S., Y., Jinshan, D., Huanian, M., "Anaerobic - Aerobic treatment of a dye wastewater by combination of RBC with activated sludge", *Wat. Sci. Tech.*, 26 (9-11), 2093-2096 (1992)
- 7.- Guedes, E., Comunicación personal, Concepción (1996)
- 8.- Perry, R., Chilton, C., "Chemical Engineer Handbook", McGraw-Hill, New York, 5ª Edition, (1979)
- 9.- Ramalho, R. S., "Introduction to wastewater treatment processes", 2º Ed., Academic Press, USA (1983).
- 10.- Espinoza, A., "Factibilidad técnica de un sistema de tratamiento biológico anaeróbico/aeróbico", Habilitación Profesional Ingeniería Civil Química, Universidad de Concepción, Concepción (1995).
- 11.- - Dahlqvist, K., Comunicación personal, AGA, Suecia (1996).

6.- APÉNDICE- MEMORIAS DE CALCULO

6.1.- Balance de Materia

CALCULO DEL CONSUMO DE OXIGENO EN REACTOR E-201

a) Consumo de Oxígeno (FO₂)

Se ha considerado, como caudal de alimentación a reactor E-201 :

$$FO_2 = 6 \text{ (kg/día)} = 6.94E-5 \text{ (kg/s)} \quad (7)$$

Presión de alimentación : 1.5 (atm), requerida para una adecuada alimentación de oxígeno en la línea perforada, ubicada en el interior del reactor.

b) Cálculo de la densidad del oxígeno.

$$d = PM \cdot P / (R \cdot T)$$

donde :

PM : Peso molecular del Oxígeno

P : presión (atm)

R : Constante gases ideal

T : temperatura (°K)

$$d = 1,332 \cdot P$$

Para P=1,5 el caudal volumétrico de Oxígeno es:

$$Q = 3,47E-5 \text{ (m}^3\text{/s)} = Q = 2,08 \text{ (l/min)}$$

CALCULO DE CAUDAL EN CORRIENTE PURGADA

En el sistema se tienen las siguientes condiciones de operación :

a) Disminución de carga orgánica :

Se tienen los siguientes datos :

$$Q = 1,8 \text{ l/min}$$

$$X_{a, \text{ max}} = 1,7 \text{ g/l}$$

$$Y = 0,3 \text{ g de SSV/ g de DQO}$$

donde :

Q : Caudal normal de operación, l/min

$X_{a, \max}$: Concentración máxima de materia orgánica degradada, g/l de DQO
 Y : Rendimiento celular, g de SSV/g DQO
 Q_p : Caudal de corriente purgada, l/min
 X_u : Concentración de microorganismos en estanque decantador, g/l de SSV

Así se tiene :

$$\Delta DQO = Q_x C_{\max} = 1,8 \text{ l/min} \times 1,7 \text{ g/l} = 3 \text{ g/min}$$

$$F_p = 0,3 \text{ (g de SSV/g DQO)} \times 3 \text{ (g DQO/min)} = 0,9 \text{ (g de SSV/min)}$$

$$X_u = 11 \text{ gramos de SSV/l}$$

$$Q_p = 0,9 / 11 = 0,08 \text{ (l/min)}$$

CALCULO DE CAUDAL EN CORRIENTE DE RECICLO

De un balance de materia en el decantador (9) se tiene :

$$R = X_a / (X_u - X_a)$$

donde :

X_a : concentración de salida del reactor

X_u : concentración de salida del decantador

R : razón de recirculación

$$R = 3 / (11 - 3) = 0,375$$

para $R = 0,4$

por lo que el caudal recirculado será de $Q_r = 0,72 \text{ l/min}$

6.2.- Diseño de Bombas

CALCULO DE BOMBA DE ALIMENTACIÓN A PLANTA AEROBICA (J-201/ J-201s)

Fluido : Clarificado del estanque T-201

Flujo : $0,108 \text{ m}^3/\text{h} = 3 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s} = 0,472 \text{ gpm}$.

Viscosidad : 1cp

Densidad : $1000 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{Q}{v} = \frac{3 \times 10^{-5}}{0,13} \rightarrow D = 1,71 \cdot 10^{-2} \text{ (m)} = 0,67''$$

donde :

A : Área transversal al flujo. (m^2)

D : Diámetro interno de la cañería

Q : Flujo volumétrico (m^3/s).

v : Velocidad del fluido (considerada 0.13(m/s))

Como el espesor, considerando a la corrosión, debe ser de más de 4 mm, se utilizará una cañería de acero inoxidable Sch 40s cuyo diámetro interno es de 0.396", con lo cual la velocidad de la línea debe ser 0.38 m/s.

Fittings de la línea:

	n°	LARGO EQUIVALENTE (pie)
CODOS 90°	9	6.76
EXPANSIÓN BRUSCA	1	2.5
REDUCCIÓN BRUSCA	1	1.125
VALVULA GLOBO	1	5.49
VALVULA CHECK	1	1.22
VÁLVULA DE COMPUERTA(AB 100%)	4	1,83
VÁLVULA DE RETENCIÓN	1	13
TEE 90°	2	7.0
FILTRO	1	13
TOTAL		51.93 15.83

La longitud de la línea es de 27(m).

El balance de Bernoulli se realiza entre el nivel de la superficie del estanque y el nivel del reactor nitrificante

$$h_f = W_h$$

donde :

Dp : Diferencia de Presión (Pa)

Dz : Diferencia de cota (m)

Dv² : Diferencia del cuadrado de las velocidades (m^2/s^2)

h_f : Pérdida de carga por fricción (m)

W_h : Potencia hidráulica (m)

γ : Peso específico (N/m^3)

g : Aceleración de gravedad (m/s^2)

Así, se tienen los siguientes datos :

$$Dp = 1(\text{bar}) = 100.000(\text{Pa})$$

$$Dz = -1.0 (\text{m})$$

Cálculo de la pérdida de carga por fricción

Se utilizó la ecuación:

$$h_f = \left[\frac{4 * f * L}{D * 1000} \right] \frac{v^2}{2 * g}$$

f : Factor de fricción

L : Largo total = Largo línea + Largo equivalente fittings (m)

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{v * D * \rho}{\mu} = \frac{0.38 * 0.01 * 1000}{0.001} = 3800$$

Desde el diagrama de Moody, se obtiene un factor de fricción de 0,032

$$h_f = \left[\frac{4 * f * L_e}{D * 1000} \right] * \frac{v^2}{2 * g} = \left[\frac{4 * 0.032 * 42.8}{0.01 * 1000} \right] * \frac{0.38^2}{2 * 9.8} = 0.004(m)$$

$$h_f = 0.004 (m) = W_h$$

$$W_h = 0.11(m) = 4.6E-3 (W) = 6.2E-6(hp)$$

Cálculo del NPSHD

$$NPSHD = Z + \frac{p - p_v}{\gamma} - h_{fs} = 10 + 9.825 - 0.004 = 10.82(m)$$

donde :

p_v : Presión de vapor del agua a 23 mmHg

h_{fs} : Pérdida de carga en la línea de succión (m)

SELECCIÓN

Se seleccionó la bomba Calpeda con un motor de 0.37 kW de potencia y 2900 rpm a 0,4 m³/h

MEMORIA DE CÁLCULO DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN DE LODOS AL REACTOR E-201 (J-202)

Fluido : Lodos Sedimentador D-201.

Flujo : 0,72(l/min)=1,2*10⁻³(m³/s)=0,0432(m³/h)=0,19(gpm)

Densidad : 1000 (kg/m³)

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{Q}{v} = \frac{1,2 \cdot 10^{-5}}{3} \rightarrow D = 2,3 \cdot 10^{-3} \text{ (m)} = 0,1''$$

Como el diámetro mínimo a utilizar es de 1/2", cuyo diámetro interno es de 0,0171 m, la velocidad será de 0,05 m/s.

A : Área transversal al flujo.(m²)

D : Diámetro interno de la cañería (m)

Q : Flujo volumétrico (m³/s).

v : Velocidad del fluido (m/s)

Fittings de la línea:

	n°	LARGO EQUIVALENTE (pie)
CODOS 90°	3	1,5
EXPANSIÓN BRUSCA	1	1,5
REDUCCIÓN BRUSCA	1	0,9
VÁLVULA DE COMPUERTA(AB 100%)	2	0,5
VÁLVULA DE RETENCIÓN	1	4
FILTRO	1	4
TOTAL		11,6 =3,6m

La longitud de la línea es de 4 m.

El balance de Bernoulli se realiza entre el nivel de la superficie del sedimentador y el nivel de la superficie del reactor.

$$Dp/\gamma + Dz + Dv^2/(2g) + h_f = W_h$$

Dp : Diferencia de Presión (Pa)

Dz : Diferencia de cota (m)

Dv² : Diferencia del cuadrado de las velocidades (m²/s²)

h_f : Pérdida de carga por fricción (m)

W_h : Potencia hidráulica (m)

γ : Peso específico (N/m³)

g : Aceleración de gravedad (m/s²)

Dp=0,0 (bar)

Dz=-0,1(m)

Dv²=0,0 (m²/s²)

Cálculo de la pérdida de carga por fricción

Se utilizó la ecuación de Darcy:

$$h_f = \left[\frac{4 * f * L}{D} \right] \frac{v^2}{2 * g}$$

f : Factor de fricción de Fanning (adim.)

L : Largo total = Largo línea + Largo equivalente fittings (m)

v : Viscosidad (cp)

Se empleó la siguiente correlación para determinar la viscosidad de la suspensión:

$$\mu = \mu_L (1 + 2,5 * X_c + 14,1 * X_c^2)$$

μ : viscosidad de la solución (kg/(m*s))

μ_L : viscosidad del líquido puro (kg/(m*s))

X_c : fracción en volumen del sólido supuesta igual a la fracción en peso e igual a 8%

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{v * D * \rho}{\mu} = \frac{0,13 * 0,0171 * 1000}{0,0024} = 1100$$

Desde el diagrama de Moody, se obtiene un factor de fricción de 0,016

$$h_f = \left[\frac{4 * f * L}{D} \right] \frac{v^2}{2 * g} = \left[\frac{4 * 0,016 * 7,6}{0,0171} \right] \frac{0,05^2}{2 * 9,81} = 0,02(m)$$

$$Dp/\gamma + Dz + Dv^2/(2g) + h_f = 0 + 0,1 + 0 + 0,02 = 0,12 (m) = W_h$$

$$W_h = 0,12 (m) = 0,0141 (W) = 2,0 * 10^{-5} (hp)$$

Cálculo del NPSHD

$$NPSHD = Z + \frac{p - p_v}{\gamma} + \frac{v^2}{2 * g} - h_{fs} = 1,8 + \frac{95.590}{1000 * 9,81} + \frac{0,025}{2 * 9,81} - 0,01 = 11,5(m)$$

p_v : Presión de vapor del agua (Pa)

h_{fs} : Pérdida de carga en la línea de succión (m)

SELECCIÓN

La bomba de las que se dispone información, y cuyo rango de operación se adecúa mejor a las condiciones del problema, es la bomba peristáltica SP/15 marca Waukesha Cherry-Burrell.

MEMORIA DE CALCULO DE LA BOMBA QUE ALIMENTA AL REACTOR E-201 (J-203 /J-203s)

Fluido : Clarificado del estanque T-201
 Flujo : $0.108 \text{ m}^3/\text{h} = 3\text{e-}5 \text{ m}^3/\text{s} = 0.472 \text{ gpm}$.
 Viscosidad : 1cp
 Densidad : $1000 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

$$A = \frac{\pi * D^2}{4} = \frac{Q}{v} = \frac{3\text{e-}5}{0.13} \rightarrow D = 1.71 * 10^{-2}(\text{m}) = 0.67''$$

A : Área transversal al flujo (m²)
 D : Diámetro interno de la cañería
 Q : Flujo volumétrico (m³/s).
 v : Velocidad del fluido (considerada 0.13(m/s))

Como el espesor, considerando a la corrosión, debe ser de más de 4 mm, se utilizará una cañería de acero inoxidable Sch 10S cuyo diámetro interno es de 0.396", con lo cual la velocidad de la línea debe ser 0.38 m/s.

Fittings de la línea:

	n°	LARGO EQUIVALENTE (pie)
CODOS 90°	5	4.17
EXPANSIÓN BRUSCA	1	2.5
REDUCCIÓN BRUSCA	1	1.125
VÁLVULA DE COMPUERTA (AB 100%)	5	1,83
VÁLVULA DE RETENCIÓN	1	13
FILTRO	1	13
TOTAL		35.63
		10.84 m

La longitud de la línea es de 6.5 m.

El balance de Bernoulli se realiza entre el nivel de la superficie del estanque y el nivel del reactor de desnitrificación

$$h_f = W_h$$

Dp : Diferencia de Presión (Pa)
 Dz : Diferencia de cota (m)
 Dv² : Diferencia del cuadrado de las velocidades (m²/s²)
 h_f: Pérdida de carga por fricción (m)

W_h : Potencia hidráulica (m)
 γ : Peso específico (N/m³)
 g : Aceleración de gravedad (m/s²)
 $D_p=1$ (bar)=100.000 (Pa)
 $D_z=-1,0$ (m)

Cálculo de la pérdida de carga por fricción

Se utilizó la ecuación de Darcy:

$$h_f = \left[\frac{2 * f * L}{D * 1000} \right] \frac{v^2}{2 * g}$$

f : Factor de fricción de Fanning (adim.)

L : Largo total = Largo línea + Largo equivalente fittings (m)

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{v * D * \rho}{\mu} = \frac{0.38 * 0.01 * 1000}{0.001} = 3800$$

Desde el diagrama de Moody, se obtiene un factor de fricción de 0,005

$$h_f = \left[\frac{2 * f * L_e}{D * 1000} \right] * \frac{v^2}{2 * g} = \left[\frac{2 * 0.032 * 17.34}{0.01 * 1000} \right] * \frac{0.38^2}{2 * g} = 0.042(m)$$

$$h_f = 0.042 (m) = W_b$$

$$W_h = 33,4(m) = 1.85E-3 (W) = 2.5E-6(hp)$$

Cálculo del NPSHD

$$NPSHD = Z + \frac{p - p_v}{\gamma} - h_{fs} = 0.9 + 9.825 - 0.011 = 10.68(m)$$

p_v : Presión de vapor del agua a 23 mmHg

h_{fs} : Pérdida de carga en la línea de succión (m)

SELECCIÓN

Se seleccionó la bomba Calpeda, con un motor de 0.37 kW de potencia 2900 rpm a 0.4 m³/h

CÁLCULO DE BOMBA DE ALIMENTACIÓN AL CIRCUITO DE DISOLUCIÓN DE OXÍGENO (J-204/ J-204s)

Fluido: Suspensión de lodos estanque E-202.

Flujo: $20 \text{ m}^3/\text{h} = 5,56 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 88 \text{ gpm}$.

Viscosidad: 2cp

Densidad: $1000 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{Q}{v} = \frac{5,56 \cdot 10^3}{3} \rightarrow D = 4,86 \cdot 10^{-2}(\text{m}) = 1,91''$$

donde

A : Área transversal al flujo (m^2)

D : Diámetro interno de la cañería (m)

Q : Flujo volumétrico (m^3/s).

v : Velocidad del fluido (considerada 3(m/s))

Se utilizará una cañería de acero inoxidable Sch 80S, cuyo diámetro interno es de 1,94", con lo cual la velocidad promedio de flujo en la línea es de 2,94 m/s.

Fittings de la línea:

	n°	LARGO EQUIVALENTE (pie)
CODOS 90°	10	5
TEES	2	13
EXPANSIÓN BRUSCA	1	5
REDUCCIÓN BRUSCA	1	2,5
VÁLVULA DE COMPUERTA (AB 100%)	6	1,1
VÁLVULA DE RETENCIÓN	1	13
FILTRO	1	13
TOTAL		116,1 =35,4 m

La longitud de la línea es de 10,9(m).

El balance de Bernoulli se realiza entre el nivel de la superficie del reactor y el fondo del equipo de disolución.

$$Dp/\gamma + Dz + Dv^2/(2g) + h_f = W_h$$

Dp : Diferencia de Presión (Pa)

Dz : Diferencia de cota (m)

Dv² : Diferencia del cuadrado de las velocidades (m^2/s^2)

h_f: Pérdida de carga por fricción (m)

W_h : Potencia hidráulica (m)

γ : Peso específico (N/m³)
 g : Aceleración de gravedad (m/s²)
 $Dp=3(\text{bar})=300.000(\text{Pa})$
 $Dz=-1,50(\text{m})$
 $Dv^2=0 (\text{m}^2/\text{s}^2)$

Cálculo de la pérdida de carga por fricción

Se utilizó la ecuación de Darcy:

$$h_f = \left[\frac{4 * f * L}{D} \right] \frac{v^2}{2 * g}$$

f : Factor de fricción de Fanning

L : Largo total = Largo línea + Largo equivalente fittings (m)

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{v * D * \rho}{\mu} = \frac{2,94 * 0,049 * 1000}{0,002} = 72.000$$

Desde el diagrama de Moody, se obtiene un factor de fricción de 0,005

$$h_f = \left[\frac{4 * f * L}{D} \right] \frac{v^2}{2 * g} = \left[\frac{4 * 0,005 * 47,3}{0,049} \right] \frac{2,94^2}{2 * 9,81} = 8,5(\text{m})$$

$$Dp/\gamma + Dz + Dv^2/(2g) + h_f = 300.000/1000/9,81 - 1,50 + 0 + 8,5 = 37,6(\text{m}) = W_h$$

$$W_h = 37,6(\text{m}) = 2.050 (W) = 2,75(\text{hp})$$

Cálculo del NPSHD

$$NPSHD = Z + \frac{p - p_v}{\gamma} + \frac{v^2}{2 * g} - h_{fs} = 1,8 + \frac{95.590}{1000 * 9,81} + \frac{8,64}{2 * 9,81} - 4,0 = 7,98(\text{m})$$

p_v : Presión de vapor del agua (Pa)

h_{fs} : Pérdida de carga en la línea de succión (m)

SELECCIÓN

Se seleccionó la bomba Grundfos CRN 16-30 BFG BBUE, con un motor eléctrico trifásico de 3,0 kW de potencia 2,867 rpm a 30 m³/h

MEMORIA DE CÁLCULO DE LA BOMBA J205 DE RECIRCULACIÓN DE LODOS AL REACTOR E-202 (J-205/ J-205s)

Fluido : Lodos Sedimentador D-202.
 Flujo : 0,72 (l/min)= $1,2 \cdot 10^{-5}$ (m³/s)=0,0432 (m³/h)=0,19 (gpm)
 Densidad : 1000 (kg/m³)

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{Q}{v} = \frac{1,2 \cdot 10^{-5}}{3} \rightarrow D = 2,3 \cdot 10^{-3}(\text{m}) = 0,1''$$

Como el diámetro mínimo a utilizar es de 1/2", cuyo diámetro interno es de 0,0171 m, la velocidad será de 0,05 m/s.

A : Área transversal al flujo (m²)
 D : Diámetro interno de la cañería (m)
 Q: Flujo volumétrico (m³/s).
 v : Velocidad del fluido (m/s)

Fittings de la línea:

	n°	LARGO EQUIVALENTE (pie)
CODOS 90°	9	1,5
EXPANSIÓN BRUSCA	1	1,5
REDUCCIÓN BRUSCA	1	0,9
VÁLVULA DE COMPUERTA(AB 100%)	3	0,5
VÁLVULA DE RETENCIÓN	1	4
FILTRO	1	4
TOTAL		24,4 =7,43m

La longitud de la línea es de 8,6 m.

El balance de Bernoulli se realiza entre el nivel de la superficie del sedimentador y el nivel de la superficie del reactor.

$$Dp/\gamma + Dz + Dv^2/(2g) + h_f = W_h$$

Dp : Diferencia de Presión (Pa)
 Dz : Diferencia de cota (m)
 Dv² : Diferencia del cuadrado de las velocidades (m²/s²)
 h_f: Pérdida de carga por fricción (m)
 W_h: Potencia hidráulica (m)
 γ : Peso específico (N/m³)
 g : Aceleración de gravedad (m/s²)
 Dp=0,0 (bar)

$$Dz=0,1(\text{m})$$

$$Dv^2=0,0 (\text{m}^2/\text{s}^2)$$

Cálculo de la pérdida de carga por fricción

Se utilizó la ecuación de Darcy:

$$h_f = \left[\frac{4 * f * L}{D} \right] \frac{v^2}{2 * g}$$

f : Factor de fricción de Fanning (adim.)

L : Largo total = Largo línea + Largo equivalente fittings (m)

Viscosidad:

Se empleó la siguiente correlación para determinar la viscosidad de la suspensión:

$$\mu = \mu_L (1 + 2,5 * X_c + 14,1 * X_c^2)$$

μ : viscosidad de la solución (kg/(m*s))

μ_L : viscosidad del líquido puro (kg/(m*s))

X_c : fracción en volumen del sólido supuesta igual a la fracción en peso e igual a 8%

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{v * D * \rho}{\mu} = \frac{0,13 * 0,0171 * 1000}{0,0024} = 1100$$

Desde el diagrama de Moody, se obtiene un factor de fricción de 0,016

$$h_f = \left[\frac{4 * f * L}{D} \right] \frac{v^2}{2 * g} = \left[\frac{4 * 0,016 * 16}{0,0171} \right] \frac{0,05^2}{2 * 9,81} = 0,08(\text{m})$$

$$Dp/\gamma + Dz + Dv^2/(2g) + h_f = 0 + 0,1 + 0 + 0,08 = 0,18(\text{m}) = W_h$$

$$W_h = 0,18(\text{m}) = 0,0212 (\text{W}) = 3,0 * 10^{-5}(\text{hp})$$

Cálculo del NPSHD

$$NPSHD = Z + \frac{p - p_v}{\gamma} + \frac{v^2}{2 * g} - h_{fs} = 1,8 + \frac{95.590}{1000 * 9,81} + \frac{0,025}{2 * 9,81} - 0,04 = 11,2(\text{m})$$

p_v : Presión de vapor del agua (Pa)

h_{fs} : Pérdida de carga en la línea de succión (m)

SELECCIÓN

La bomba de las que se dispone información, y cuyo rango de operación se adecúa mejor a las condiciones del problema, es la bomba peristáltica SP/15 marca Waukesha Cherry-Burrell.

6.3 .- Diseño de Reactores.

MEMORIA DE CÁLCULO DEL REACTOR E-201

Mediante experimentos, a escala de laboratorio, se determinó que el tiempo requerido para la disminución del 70% del valor de DQO, contenido en un vertido con condiciones análogas al efluente de la planta anaeróbica, es de 10 hrs.

Se consideró una altura máxima, del equipo inferior a la altura máxima interna del contenedor, determinándose en 2,2 m desde el suelo del contenedor.

Se dio una altura desde el nivel del líquido hasta el extremo superior del equipo de 10 cm, por lo que las dimensiones del reactor son:

$$\text{Volumen} = \text{Flujo} * \text{Tiempo residencia} = 0,1 \text{ (m}^3/\text{h)} * 10 \text{ (h)} = 1 \text{ (m}^3\text{)}$$

$$\text{Volumen} = h * a * l$$

donde :

h : altura del nivel del líquido respecto del fondo del equipo (m)

a : ancho del equipo (m)

l : largo (m)

$$\text{Volumen} = 1,1 * a * 1,5a = 1 \text{ m}^3$$

Así, se tiene :

$$a = 0,78 \text{ m}$$

$$l = 1,17 \text{ m}$$

Cálculo del espesor

De los compuestos presentes, los cloruros son los que producen corrosión significativa en el acero inoxidable 316L. De éstos, el más corrosivo para el material es el cloruro férrico. Si consideramos que todo el cloruro presente corresponde a cloruro férrico y que la concentración es menor al 4% en peso, la velocidad de corrosión va a ser siempre menor a 0,02 pulgadas/año.

Considerando una vida de 7 años, el valor del espesor de corrosión es de 0,14" = 3,55 mm y la plancha de acero inoxidable 316L, de espesor inmediatamente superior a éste, es de 6 mm.

MEMORIA DE CÁLCULO DE REACTOR NITRIFICANTE E-202

Se determinó, experimentalmente, que el tiempo de residencia requerido para la nitrificación del 50% del amonio contenido en un RIL, es de 30 hrs.

Se consideró una altura máxima del reactor, inferior a la altura máxima interna del contenedor, de 2,2 m desde el suelo del contenedor.

Se dió una altura de 10 cm, desde el nivel del líquido hasta el extremo superior del equipo, por lo que las dimensiones del reactor son :

$$\text{Volumen} = \text{Flujo} * \text{Tiempo residencia} = 0,1 \text{ (m}^3/\text{h)} * 30 \text{ (h)} = 3 \text{ (m}^3\text{)}$$

$$\text{Volumen} = h * a * l$$

donde :

h : altura del nivel del líquido respecto del fondo del equipo (m)

a : ancho del equipo (m)

l : largo (m)

$$\text{Volumen} = 1,1 * a * 1,5a = 3 \text{ m}^3$$

Así, se tiene :

$$a = 1,35 \text{ m}$$

$$l = 2,00 \text{ m}$$

Cálculo del espesor

De los compuestos presentes, los cloruros son los que producen corrosión significativa en el acero inoxidable 316L. De éstos, el más corrosivo para el material es el cloruro férrico. Si consideramos que todo el cloruro presente corresponde a cloruro férrico y que la concentración es menor al 4% en peso, la velocidad de corrosión va a ser siempre menor a 0,02"/año.

Considerando una vida de 7 años, el valor del espesor de corrosión es de 0,14" = 3,55 mm y la plancha de acero inoxidable 316L, de espesor inmediatamente superior a éste, es de 6 mm.

6.4.- Diseño de Cañerías

Cálculo realizado para la línea 1/2" AC 201 SS

donde :

A : Área transversal al flujo (m^2)

D : Diámetro interno de la cañería (m)

Q : Flujo volumétrico (m^3/s).

v : Velocidad del fluido (m/s)

Suponemos una velocidad de 1 (m/s)

$$Q = v * A \implies A = Q/v$$

$$Q = 3 \text{ E-}5 \text{ (m}^3/\text{s)} \implies A = 3 \text{ E-}5 \text{ m}^2$$

$$D = 0,6 \text{ (cm)} = 0,24 \text{ in}$$

Pero, en acero inoxidable es posible encontrar desde diámetros superiores a 0,5 in.

Luego el diámetro será de 0,5 in y la velocidad de 0,23 m/s

Así, se tiene :

$$A = 12,67 \text{ E-}5$$

$$v = 0,23 \text{ (m/s)}$$

CÁLCULO DE LA LÍNEA OXIGENADORA DEL REACTOR E202

BALANCE DE MATERIA

FLUJO DE LÍQUIDO : 1,8 (l/min)

DQO ENTRADA : 1500 (mg/l)

DQO SALIDA : 750(mg/l)

CONSUMO DE OXÍGENO

$$= 1,8 \text{ (l/min)} \times (1500 \text{ (mg/l)} - 750 \text{ (mg/l)})$$

$$= 1350 \text{ (mg/min)}$$

Si se considera un factor de seguridad de 3 y que la red de difusión se encuentra en el fondo del estanque y consta de una matriz de 8 líneas con 4 orificios cada una, el flujo requerido de oxígeno es de 4050 (mg/min), o un flujo de 2,6 (l/min/orif.).

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DEL ORIFICIO

Se realiza un balance de Bernoulli entre los puntos 1 y 2, suponiendo flujo incompresible, para obtener una expresión que permita calcular el diámetro del orificio. Del balance se obtiene la expresión teórica, sin fricción, de la velocidad de salida del gas, en función de la presión de la línea y de su densidad.

$$v_2 = \sqrt{\frac{2 * p_1}{\rho}}$$

Para calcular el flujo real de salida se utiliza el coeficiente de descarga. Se obtiene, así, la expresión del caudal a través del agujero en función de la presión de la línea y del diámetro del agujero.

Q_2 : caudal volumétrico a través del orificio

C_D : coeficiente de descarga = 0,6 (8)

D : diámetro del orificio

p_1 : presión en la línea de alimentación

ρ : densidad del fluido

$$Q_2 = C_D * \frac{\pi}{4} * D^2 * \sqrt{\frac{2 * p_1}{\rho}} = 0,6 * \frac{\pi}{4} * D^2 * \sqrt{\frac{2 * p_1}{\rho}}$$

Esta expresión corresponde a flujo incompresible y, por lo tanto, no corresponde a la realidad de la situación. Por ello, se calculó el diámetro requerido utilizando el valor de la densidad a la presión de la línea y a la de salida que serían los dos extremos y se verificó que no existiera una diferencia superior al 10% para presiones de la línea inferiores a **1,8 bar** absolutos. Así, se calculó con el valor promedio de los dos diámetros, resultando un diámetro de 0,6 mm para una presión de la línea de 1,7 bar.

6.2. Planos de equipos y estructurales

De acuerdo a la ingeniería de detalle especificada en el presente informe se presentan los planos para la construcción de la planta piloto aeróbica; se consideran los siguientes planos:

	FIG N°:
• Plano estructura del contenedor	6.2.1.
• Plano de planta	6.2.2.
• Isométrico de Planta	6.2.3.
• Plano estanques T-201 y T-202	6.2.4.
• Plano de reactor E-201	6.2.5.
• Plano de reactor E-202	6.2.6.
• Plano clarificadores D-201 y D-202	6.2.7.
• Plano disolvedor de oxígeno F-201	6.2.8.

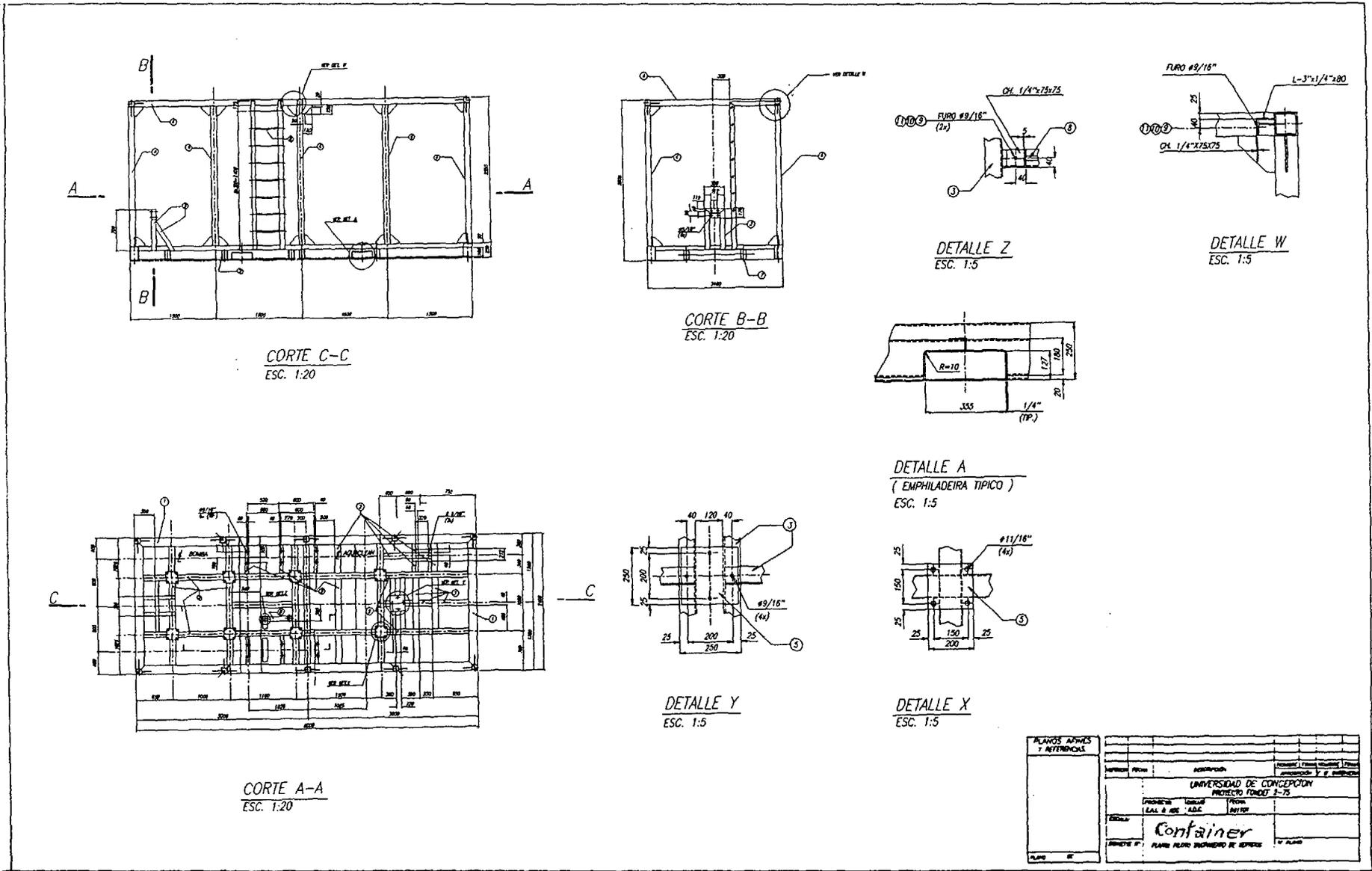


FIG. N° 6.2.1
Plano estructura del contenedor

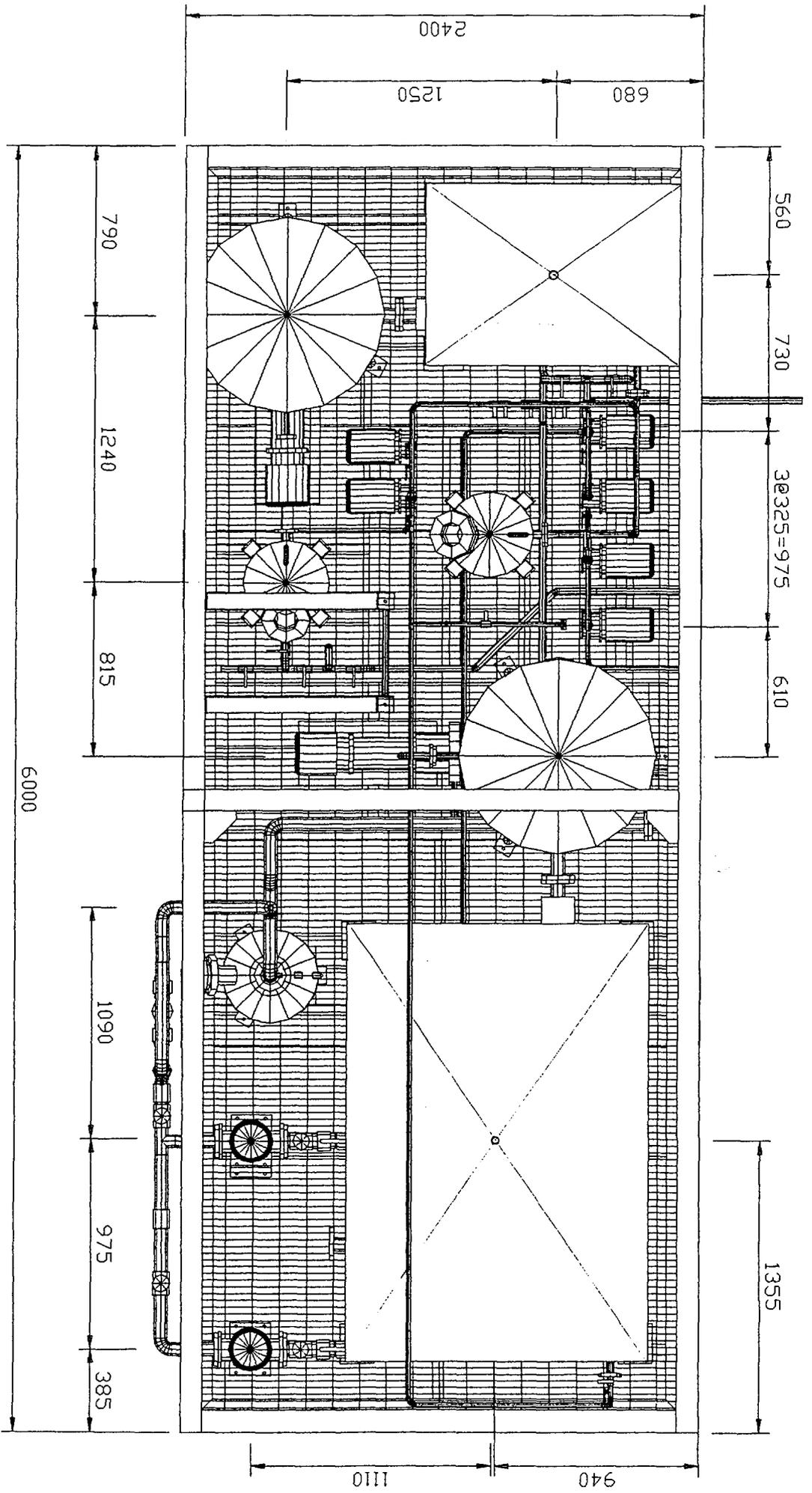


FIG. N° 6.2.2

PLANO DE PLANTA
DEL CONJUNTO.

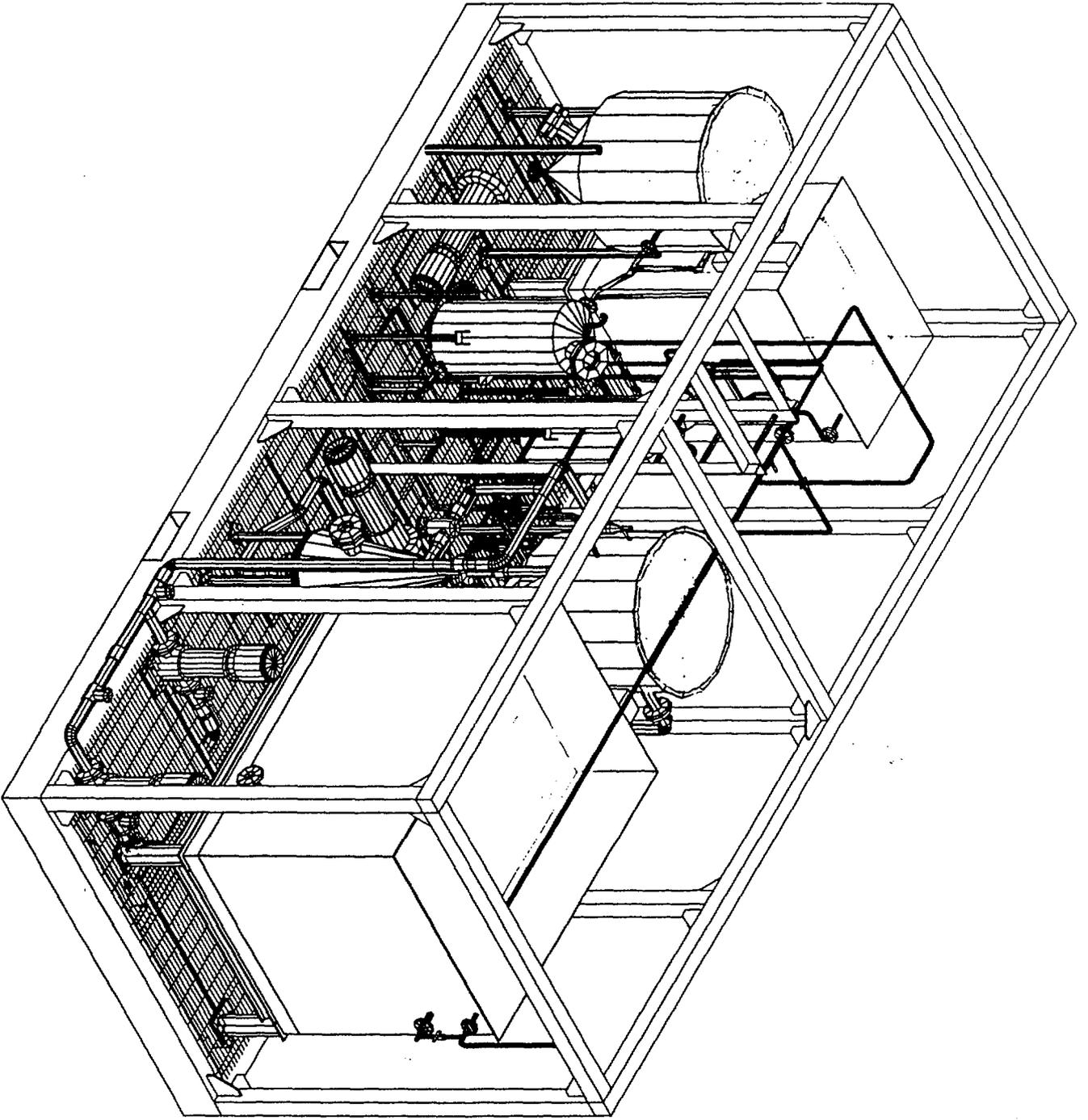


FIG. N° 6.2.3: Isométrico de planta

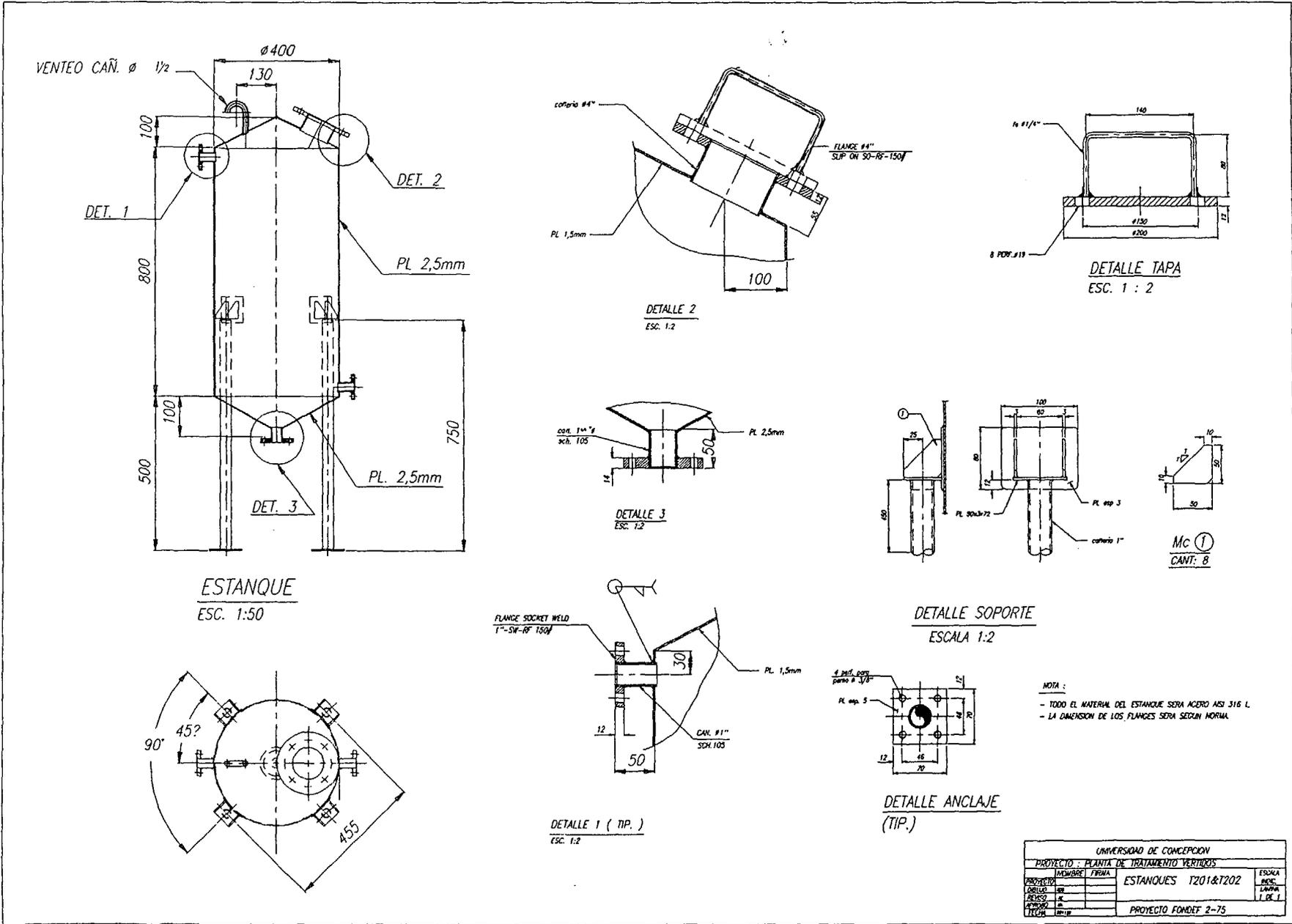


FIG. N° 6.2.4

