

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA  
FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA Y TEXTIL**



**“TRATAMIENTO DE LODOS GENERADOS EN UN PROCESO DE  
DESCALCIFICACIÓN DE MELAZAS”**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTADO POR:**

**CARLOS RAMIREZ BARRANTES**

**LIMA – PERÚ**

**2004**

## **DEDICATORIA**

**A las cuatro estrellas que  
iluminan el camino de mi existencia:  
mis queridos padres **Pompilio y Esther,**  
mi amada esposa **Pilar** y mi adorada hija **Andrea.****

## **AGRADECIMIENTOS**

**A AJINOMOTO DEL PERÚ S.A. por la oportunidad y el apoyo brindados para la realización de este trabajo.**

**Al Ing. Percy Monge por el apoyo constante.**

## ÍNDICE

### RESUMEN

1. INTRODUCCIÓN	3
2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS	5
2.1. Medio ambiente	5
2.1.1. Conceptos generales	5
2.1.2. Normas voluntarias sobre gestión medioambiental	6
2.1.3. Tratamiento de aguas residuales	7
2.2. Materia orgánica	8
2.2.1. Sacarosa	8
2.2.2. La materia orgánica como desecho industrial	10
2.3. Extracción sólido-líquido	11
2.3.1. Conceptos generales	11
2.3.2. Cálculos para la extracción sólido-líquido	12
2.4. Sedimentación	13
2.4.1. Conceptos generales	13
2.4.2. Partes de un espesador continuo	15
2.4.3. Diseño de un espesador continuo	17
2.4.3.1. Cálculo del área del espesador	17
2.4.3.2. Cálculo de la profundidad del espesador	22
2.5. Flujo de fluidos a través de tuberías	25
2.5.1. Ecuación de Bernoulli	25
2.5.2. Pérdidas de carga en la tubería	28
2.5.2.1. Pérdidas de carga primaria	28
2.5.2.2. Pérdidas de carga secundaria	29
2.5.3. Diseño de tuberías	30
2.6. Yeso agrícola (sulfato de calcio dihidratado)	30
2.6.1. Definición y uso	30
2.6.2. Composición química	32
3. MATERIALES Y MÉTODOS	33
3.1. Lugar de ejecución de la investigación	33
3.2. El 2HL y la materia prima	33
3.2.1. Obtención y descripción del 2HL	33

3.2.2. Composición química de la materia prima	35
3.3. Materiales, equipos y reactivos	36
3.3.1. Materiales	36
3.3.2. Equipos	36
3.3.3. Reactivos	37
3.4. Métodos de medición y análisis	37
3.4.1. Medición de variables físico-químicas	37
3.4.2. Análisis de azúcares reductores totales (Método de determinación del $\text{Cu}^{+2}$ )	38
3.4.2.1. Principio químico	38
3.4.2.2. Preparación de líquidos reactantes e indicador	40
3.4.2.3. Determinación de factor de corrección "F" del líquido "E"	40
3.4.2.4. Procedimiento de análisis	41
3.4.3. Análisis de calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ ) y potasio ( $\text{K}^+$ )	42
3.4.4. Análisis de sulfatos	42
3.4.5. Análisis de humedad	42
3.5. Metodología experimental	43
3.5.1. Recuperación de azúcares del 2HL a nivel piloto por extracción sólido-líquido	43
3.5.1.1. Determinación del porcentaje de volumen óptimo de agua adicionada para una extracción sólido-líquido	44
3.5.1.2. Determinación del pH óptimo para una extracción sólido-líquido	44
3.5.1.3. Determinación de la temperatura óptima para una extracción sólido-líquido	45
3.5.1.4. Obtención de datos para el diseño de un espesador Continuo	45
3.5.2. Refinación de lodos 3HL a nivel piloto	45
4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	46
4.1. Determinación del porcentaje de volumen óptimo de agua adicionada para una extracción sólido-líquido	46
4.1.1. Datos y resultados del experimento realizado	46

4.1.2.	Evaluación de la concentración de calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ ) en el 3LL	47
4.1.3.	Cálculo y evaluación del porcentaje de azúcares recuperados	49
4.1.4.	Cálculo y evaluación del porcentaje de volumen de 3LL generado	51
4.1.5.	Obtención y evaluación del tiempo de sedimentación total	53
4.2.	Determinación del pH óptimo para una extracción sólido-líquido	56
4.2.1.	Datos y resultados del experimento realizado	56
4.2.2.	Evaluación de la concentración de calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ ) en el 3LL	57
4.2.3.	Cálculo y evaluación del porcentaje de azúcares recuperados	59
4.2.4.	Cálculo y evaluación del porcentaje de volumen de 3LL generado	61
4.2.5.	Obtención y evaluación del tiempo de sedimentación total	63
4.3.	Determinación de la temperatura óptima para una extracción sólido-líquido	66
4.3.1.	Datos y resultados del experimento realizado	66
4.3.2.	Evaluación de la concentración de calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ ) en el 3LL	67
4.3.3.	Cálculo y evaluación del porcentaje de azúcares recuperados	69
4.3.4.	Cálculo y evaluación del porcentaje de volumen de 3LL generado	71
4.3.5.	Obtención y evaluación del tiempo de sedimentación total	73
4.4.	Obtención de datos para el diseño de un espesador continuo	76
4.4.1.	Datos y resultados del experimento realizado	76
4.4.2.	Obtención de la curva tiempo ( $\theta$ ) vs altura ( $z$ )	77
4.5.	Diseño del espesador continuo	79
4.5.1.	Condiciones a considerarse	79
4.5.2.	Cálculo del área del espesador	81
4.5.3.	Cálculo de la profundidad del espesador	85
4.5.4.	Dimensionamiento del espesador.	87
4.6.	Diseño de la tubería a utilizarse	88
4.6.1.	Condiciones a considerarse	88
4.6.2.	Cálculo del diámetro óptimo de la tubería	90
4.7.	Sistema propuesto para la recuperación de azúcares del 2HL	97

4.8. Refinación de lodos 3HL	99
4.8.1. Datos y resultados del experimento realizado	99
4.8.2. Cálculo del rendimiento	101
4.8.3. Diseño de las pozas para secado de lodos finales	102
4.8.4. Composición química del sólido seco obtenido de los lodos finales	104
4.9. Sistema propuesto para la refinación de lodos 3HL (obtención del sólido seco)	104
4.10. Evaluación del proyecto	107
4.10.1. Cálculo de la inversión en capital fijo o costo total	107
4.10.1.1. Costo de los equipos principales sin instalar (I <sub>E</sub> )	107
4.10.1.2. Costos directos, indirectos y totales	108
4.10.2. Datos para la elaboración de los Estados Financieros Proyectados	109
4.10.3. Estados Financieros Proyectados	118
4.10.4. Evaluación costo / beneficio del proyecto	119
5. CONCLUSIONES	120
6. RECOMENDACIONES	121
7. ABREVIATURAS	122
8. GLOSARIO DE TÉRMINOS	123
9. BIBLIOGRAFÍA	124
10. ANEXOS	126

## RESUMEN

En el procedimiento que se realiza actualmente con los lodos 2HL (ver ítem 8.), aparte del problema de los impactos medioambientales que se presentan, se genera, específicamente en el retiro del lodo seco como desmonte, un costo adicional aproximado de \$ 30 000 al año. Además, los azúcares presentes en el 2HL se encuentran con una concentración promedio de 3,9 g/dL, obteniendo así un peso promedio de 0,1989 TM por cada lote de 5,1 kL de volumen promedio que se desecha, lo que significa 0,3409 TM al día pues se generan 1,714 lotes diarios. Ahora, considerando que por cada lote de "alimento" (mezcla de melazas, miel, azúcar, agua y ácido sulfúrico) que ingresa al proceso de descalcificación se usa un promedio de 19,875 TM de azúcares, es decir 49,6875 TM por día, ya que diario se preparan 2,5 lotes de "alimento"; se estaría hablando de una pérdida de 0,686 % por día. Además durante el año se generan un promedio de 525 lotes de 2HL, entonces la pérdida total promedio es de 104,422 TM de azúcares al año. Ahora, considerando el 50% en peso de azúcares en la melaza y US \$ 58,00 el precio de la tonelada de melaza, se tiene que la pérdida promedio es de US \$ 12 113,01 al año.

Se propone, implementar un sistema para recuperar los azúcares que contiene el lodo. Este sistema básicamente consiste en dos operaciones unitarias: extracción sólido-líquido y como parte de ella la sedimentación. Primeramente sucede el contacto diluyente-sólido y se realiza en el mismo tanque 2HL, usando como solvente agua caliente. Luego para la sedimentación, se ha diseñado un espesador continuo y un tanque adicional que permite separar el líquido clarificado que contienen los azúcares recuperados (que llamamos "3LL", ver ítem 8), y el espesado que contiene el resto de lodos (que llamamos "3HL", ver ítem 8), el 3LL se recicla al proceso de descalcificación pasando a ser un componente para la preparación de "alimento", lo que significa un ahorro de US \$ 14,63 por día.

Para implementar el sistema mencionado fue necesario primeramente optimizar, a través de pruebas piloto, los parámetros en el 2HL: pH, temperatura y volumen de agua a adicionar, de tal manera que se recupera el

mayor porcentaje de azúcares, se genera el menor volumen 3LL, se obtiene la menor concentración de calcio en el 3LL y se obtiene el menor tiempo de sedimentación total; además, se busca usar una bomba centrífuga que está en stock, no exceder la capacidad máxima del tanque de 2HL y no exceder la temperatura máxima de trabajo de la resina del mismo tanque (tanque de hierro resinado). Estas dos últimas consideraciones son importantes pues se ha pretendido no hacer modificaciones en el tanque mencionado.

Dentro de la propuesta se plantea también implementar un sistema para la refinación de los lodos 3HL. Este sistema consiste primeramente en un lavado de los lodos que se realiza en el mismo espesador que se ha mencionado anteriormente, en el cual se eliminan todos los azúcares presentes. Luego los lodos finales se secan al ambiente en pozas diseñadas para éste fin, obteniéndose finalmente el "sólido seco" (ver ítem 8), el cual estaría destinado para uso agrícola como mejorador de suelos debido a su alto contenido de sulfato de calcio. La venta del "sólido seco" genera un ingreso de US \$ 30,57 por día.

Como resultado de los cálculos realizados se ha determinado que el costo total del proyecto es de US \$ 304 012,99, en el cuál están incluido los costos directos e indirectos. En los costos directos están a su vez incluidos el costo de los equipos principales obtenidos en el diseño realizado (espesador, tanque y pozas de secado) y el costo del equipo principal considerado en los cálculos de diseño (bomba centrífuga). Finalmente se ha realizado una evaluación costo / beneficio del proyecto.

## 1. INTRODUCCION

En la producción del Glutamato Monosódico que se realiza en la planta de producción de AJINOMOTO DEL PERÚ S.A., el primer tratamiento que se hace a la materia prima, es el proceso de Descalcificación de melazas, el cuál juega un papel importante en el proceso de Refinación del ácido glutámico que se realiza luego.

Como consecuencia del proceso de Descalcificación de melazas se generan lodos que llamamos "2HL", los cuáles contienen básicamente sulfato de calcio, azúcares y otros componentes en menor proporción. Estos lodos se desechan en pozas excavadas en tierra y se espera que sequen por evaporación y filtración naturales, luego de esto se retiran como desmonte. Durante el proceso de secado, debido al contenido de azúcares y al pH ácido, se produce fermentación generando presencia de microorganismos, plagas de moscas y olores fuertes y desagradables, contaminando así el medio ambiente y produciéndose lo que en el contexto de ISO 14000 se denomina "Impactos medioambientales".

Inspirado en la importancia del cuidado del medio ambiente es que se realiza éste trabajo de investigación titulado: **"TRATAMIENTO DE LODOS GENERADOS EN UN PROCESO DE DESCALCIFICACIÓN DE MELAZAS"** en el cuál se propone un tratamiento primario de los lodos para lograr la eliminación del foco de contaminación y la transformación de los mismos en dos productos: el primero, que nos permite recuperar azúcares en forma de un licor que llamaremos "3LL" y que se recicla al proceso de descalcificación y el segundo, un producto sólido que llamaremos "Sólido seco" y que está destinado para uso agrícola. Ambos productos generan un ingreso adicional que ha de considerarse.

Este trabajo es prueba del importante rol que asume la Ingeniería Química en el cuidado del medio ambiente y la ecología en general, significando además un reto incursionar en este campo, puesto que siendo el Ingeniero Químico un profesional capacitado en Operaciones y Procesos Unitarios, está a

su alcance aplicar estos conocimientos en solucionar problemas de esta índole, pues generalmente son generados por desechos industriales de diferente tipo que requieren ser tratados de la manera más adecuada.

## **2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS**

### **2.1 MEDIO AMBIENTE**

#### **2.1.1 CONCEPTOS GENERALES**

El medio ambiente viene definido por ISO 14000 como el entorno en el cuál una organización opera, incluyendo:

- El aire,
- Las aguas,
- La tierra,
- Los recursos naturales,
- Los seres humanos,
- La fauna,
- La flora,
- Y las interrelaciones entre cada uno de éstos elementos.

Se entiende por entorno tanto el interior como el exterior de la empresa. Las empresas influyen sobre su entorno de formas muy variadas. A éste conjunto de afectaciones sobre el entorno, que en su mayoría tienen carácter negativo, se les denomina impactos medioambientales. Realizando un pequeño esfuerzo de síntesis podemos clasificar la mayor parte de los impactos producidos por las empresas en las siguientes categorías:

- Emisiones a la atmósfera
- Contaminación de las aguas
- Producción de residuos, ya sean tóxicos y peligrosos o inertes
- Degradación de suelos; erosión y contaminación de los suelos
- Consumo excesivo de recursos naturales; materias primas, agua y energía
- Contaminación acústica
- Efectos específicos sobre los ecosistemas, como la pérdida de diversidad biológica, la alteración de hábitats y otros fenómenos de carácter global

Cada impacto medioambiental tiene dentro de la propia empresa (en sus actividades, productos o servicios) una causa raíz que lo genera, la cuál, en el contexto de ISO 14000, se denomina aspecto medioambiental.

## 2.1.2 NORMAS VOLUNTARIAS SOBRE GESTIÓN MEDIOAMBIENTAL

Una norma es una especificación técnica de aplicación repetitiva o continuada cuya observancia no es obligatoria, establecida con participación de todas las partes interesadas y aprobada por un organismo reconocido (nacional o internacional) con actividad normativa.

Dichas normas forman parte de un nuevo marco de carácter voluntario que supone una ayuda y un estímulo para las empresas y no un incremento de obligaciones legales. Estas normas se elaboran con la participación de sectores privados a través de las llamadas entidades de normalización, aunque los gobiernos también pueden impulsar iniciativas parecidas. Este tipo de normas son reglas aplicables para todo tipo de organizaciones que han sido objeto de amplia experimentación y consenso.

Las más importantes de todas ellas provienen de la organización internacional para la estandarización (ISO). En su elaboración participan empresas de todo tipo, entidades nacionales de normalización y organismos gubernamentales pertenecientes a la gran mayoría de países del mundo.

Las primeras normas voluntarias sobre gestión medioambiental tenían carácter nacional, como la BS7750 editado por el "BRITISH STANDARD INSTITUTION" en 1992, la irlandesa IS 310 ó la española UNE 77-801 publicada en 1994. Todas ellas, y especialmente la primera, han tenido una gran trascendencia al servir de referente para un nuevo rumbo de la gestión medioambiental sentando las bases para la redacción de ISO 14001, que ahora toma el relevo como norma de aceptación internacional.

Más recientemente, se ha diseñado la nueva serie de normas ISO 14000 que engloba varios documentos sobre gestión medioambiental. El hecho de que ISO 14000 adopte un enfoque más flexible para las empresas, su versatilidad hacia todos los sectores empresariales, incluyendo los servicios, y su carácter internacional, hacen que ésta sea la referencia preferida por la inmensa mayoría de compañías de todo el mundo.

### **2.1.3 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES**

Las aguas residuales recogidas en ciudades industriales deben ser conducidas, en última instancia, a cuerpos de agua receptores o al mismo terreno. La compleja pregunta acerca de qué contaminantes contenidos en el agua residual (y a qué nivel) deben ser eliminados de cara a la protección del entorno, requiere una respuesta específica en cada caso concreto. Para establecer dicha respuesta es preciso analizar las condiciones necesarias locales en cada caso, y aplicar tanto los conocimientos científicos como la experiencia previa de ingeniería, respetando la legislación y las normas reguladoras de la calidad de agua existentes.

Se conoce como operaciones unitarias aquellos métodos de tratamiento en los que predominan los fenómenos físicos, mientras que aquellos métodos en los que la eliminación de los contaminantes se realiza en base a procesos químicos o biológicos se conoce como procesos unitarios. En la actualidad, las operaciones y procesos unitarios se agrupan entre sí para constituir los así llamados tratamiento primario, secundario y terciario (o tratamiento avanzado).

El tratamiento primario contempla el uso de operaciones físicas tales como la sedimentación y el desbaste para la eliminación de los sólidos sedimentables y flotantes presentes en el agua residual. En el tratamiento secundario son procesos biológicos y químicos los que se emplean para eliminar la mayor parte de la materia orgánica. En el tratamiento terciario se emplean combinaciones adicionales de los procesos y operaciones unitarias con el fin de eliminar otros componentes, tales como el nitrógeno y el fósforo, cuya reducción con tratamiento secundario no es significativa.

Aunque el tratamiento secundario constituye un nivel de tratamiento suficiente para la mayoría de los casos, en determinadas circunstancias se hace necesario el tratamiento terciario o avanzado. La existencia de los tratamientos avanzados incrementa las posibilidades de reutilización del agua residual y de los fangos (residuos semisólidos separados del agua residual mediante los diversos procesos de tratamiento), hecho que se tienen en cuenta a la hora de planificar una instalación.

Después de ser tratada, el agua residual debe ser evacuada al medio ambiente o reutilizada, como se ha mencionado. El método más común para la evacuación

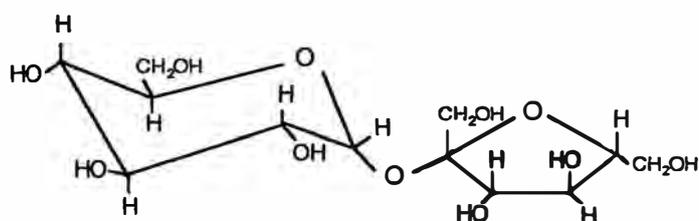
de los efluentes tratados se basa en el vertido y la dilución en corrientes, ríos, lagos, estuarios o en el mar. Para evitar impactos ambientales adversos, la calidad de los efluentes tratados y vertidos debe ser coherente con los objetivos locales en materia de calidad del agua.

## 2.2 MATERIA ORGÁNICA

### 2.2.1 SACAROSA

El azúcar de mesa ordinario es un sacárido llamado sacarosa. La sacarosa es el sacárido más abundante y es el compuesto orgánico de mayor producción en forma pura, se encuentra en todas las plantas fotosintéticas y se obtiene en forma comercial del azúcar de caña o de remolacha. Es sólido blanco cristalizado, muy soluble en agua (el agua disuelve en frío alrededor del doble de su peso de sacarosa o sea que un litro de agua disuelve dos kilogramos de azúcar). La sacarosa tiene la estructura química que se presenta a continuación:

Figura 2.1: Estructura química de la sacarosa



La estructura química de la sacarosa se basa en la siguiente evidencia:

- 1) La sacarosa tiene la fórmula molecular  $C_{12}H_{22}O_{11}$ .
- 2) Cuando se hidrolizan (+)-sacarosa con ácido acuoso diluido, o por acción de la enzima "invertasa" (de la levadura), se obtienen cantidades iguales de D-(+)-glucosa y D-(-)-fructosa. Esta hidrólisis va acompañada por un cambio en el signo de la rotación, de positivo a negativo; por eso, se le suele llamar la "inversión" de la (+)-sacarosa, y la mezcla levógira de D-(+)-glucosa y D-(-)-fructosa se ha llamado "azúcar invertido" (casi toda la miel es azúcar invertido; las abejas proporcionan la invertasa). Mientras (+)-sacarosa tiene una rotación específica de  $+66.5^\circ$  y D-(+)-

glucosa de  $+52.7^\circ$ , D-(-)-fructosa tiene una muy negativa:  $-92.4^\circ$ , lo que da un valor negativo neto para la rotación específica de la mezcla. Debido a sus rotaciones opuestas y a su importancia como componentes de la (+)-sacarosa, a la (+)-glucosa y (-)-fructosa se les llama en forma habitual "dextrosa" y "levulosa", respectivamente.

3) La sacarosa es azúcar no reductor; da pruebas negativas con las soluciones de Benedict, Fehling y Tollens. La sacarosa no forma una osazona, no presenta anómeros ni mutarrotación en solución. Esto indica que ninguna de las partes de la sacarosa, ni de la glucosa ni de la fructosa tiene un grupo hemiacetal o hemicetal, es decir no contiene grupos aldehídos o cetonas "libres". Así pues, las dos hexosas deben tener un enlace glicosido en el que intervenga el C-1 de la glucosa y el C-2 de la fructosa; ya que sólo en ésta forma ambos carbonilos estarían presentes como acetales completos (o glicósidos).

4) La estereoquímica de los enlaces glicosídicos puede inferirse de los experimentos realizados con enzimas. La sacarosa es hidrolizada por una  $\alpha$ -glucosidasa que se obtiene de la levadura, pero no por las  $\beta$ -glucosidasas. Esto indica una configuración en la parte del glicósido. La sacarosa también es hidrolizada por la sacarasa, una enzima que se conoce hidroliza a los  $\beta$ -fructofuranósidos, pero no a los  $\alpha$ -fructofuranósidos. Esto indica una configuración  $\beta$  en la parte del fructósido.

5) La metilación de la sacarosa produce un derivado octametilado que, al hidrolizarse, forma 2,3-4,6-tetra-O-metilglucosa y 1,3,4,6-tetra-O-metilfructosa. Las identidades de estos dos productos demuestran que la parte de la glucosa es un piranósido y la parte de la fructosa es un furanósido.

Es igualmente correcto denominar la (+)-sacarosa como  $\alpha$ -D-glucopiranosil- $\beta$ -D-fructofuranósido o como  $\beta$ -D-fructofuranosil- $\alpha$ -D-glucopiranosido.

6) Finalmente, la estructura de la sacarosa se ha confirmado por análisis de rayos  $-X$  y por una síntesis libre de toda ambigüedad (la síntesis de la sacarosa fue realizada en 1953 por R.U. Lemieux de la Universidad de Alberta).

## 2.2.2 LA MATERIA ORGÁNICA COMO DESECHO INDUSTRIAL

La materia orgánica como desecho industrial puede encontrarse en solución acuosa en forma de sólidos.

En solución acuosa, la materia orgánica, fácilmente fermentable como son los azúcares (sacarosa, glucosa, fructosa, etc), es utilizada directamente por bacterias. Su metabolismo, muy intenso en aguas muy ricas en materia orgánica, consume gran cantidad de oxígeno, estableciéndose condiciones difíciles para los organismos que han de respirar el oxígeno disuelto. En esta situación prosperan solamente animales muy resistentes (tubifex, larvas de chironomus) o larvas de insectos que respiran el oxígeno atmosférico (psicódidos, eristalomyia). Una serie de especies cianofíceas, euglenales y clorofíceas son más o menos heterotróficas y pueden sobrevivir en concentraciones mínimas de oxígeno. Todos estos organismos se desarrollan considerablemente en las aguas que contienen materia orgánica disuelta. La presencia de materia orgánica en el agua altera sus propiedades mecánicas y ópticas. La materia orgánica es tensioactiva, se acumula en la superficie libre y tiende a rebajar la tensión superficial.

Durante la fermentación de sólidos formados por materia orgánica se presenta una clara sucesión de poblaciones microbianas. En un principio durante la etapa mesofílica se desarrollan hongos y bacterias productoras de ácido. Al aumentar la temperatura por encima de 40 °C, son sustituidas por bacterias y hongos termófilos y actinomicetos. A temperaturas cercanas a 70 °C se encuentran principalmente bacterias esporulantes. Al disminuir la temperatura reaparecen las bacterias y hongos mesófilos, en esta última etapa se encuentran también protozoarios, nematodos e insectos en el material fermentado.

Durante la fermentación se generan olores fuertes y desagradables, debido principalmente a la producción de amoníaco por medio de la deaminación oxidativa de aminoácidos generados en la misma fermentación.

## 2.3 EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

### 2.3.1 CONCEPTOS GENERALES

La extracción sólido-líquido consiste en la disolución de un componente (o grupo de componentes) que forman parte de un sólido, empleando un disolvente adecuado en el que es insoluble el resto del sólido, que denominaremos inerte.

Para llevar a cabo el proceso es necesario:

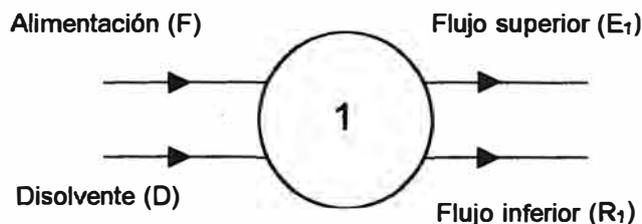
1. Contacto del disolvente con el sólido a tratar, para disolver el componente soluble, o soluto.
2. Separación de la disolución y el resto del sólido con la disolución adherida al mismo (sedimentación)

La disolución separada se denomina fase superior o extracto; recibiendo el nombre de flujo inferior, refinado o lodos el sólido inerte acompañado de la disolución retenida por el mismo.

Los dos apartados anteriores constituyen un estadio, etapa o unidad de extracción, que recibe el nombre de ideal o teórico cuando la disolución correspondiente al flujo superior tiene la misma composición que la retenida por el sólido en el flujo inferior.

El esquema de flujo para una etapa en contacto sencillo es el indicado en la figura 2.2. Se trata de una operación discontinua que consiste en poner en contacto íntimo toda la alimentación con todo el disolvente a emplear, separando después la disolución formada del sólido inerte con la disolución retenida.

Figura 2.2: Etapa en contacto sencillo



### 2.3.2 CÁLCULOS PARA LA EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO.

Los dos apartados mencionados anteriormente, pueden efectuarse en aparatos distintos o en el mismo. Tanto si se utiliza el mismo o diferente aparato para los dos apartados, es indiferente en cuanto a los cálculos iniciales, pero precisa utilizar la "eficacia de etapa" con objeto de obtener la relación entre las etapas ideales y las etapas reales.

Por necesidades de cálculo, la mayor parte de los sistemas sólido-líquido sometidos a extracción, pueden considerarse formados por tres componentes: el soluto, el sólido inerte y el disolvente. El soluto puede ser tanto un sólido entremezclado con un sólido inerte como un líquido contenido en el sólido inerte, bien en su estructura, bien en su superficie. En muchos casos, el soluto no es una sola sustancia, sino una mezcla de sustancias; en tales casos, los resultados del cálculo son aproximados y tanto más cuanto más válida sea la hipótesis de que la sustancia soluble se comporta de manera semejante a un componente único. El sólido inerte puede estar formado por una gran número de sustancias, con tal que todas ellas sean insolubles en las condiciones de operación. De forma semejante, el disolvente puede ser una mezcla en lugar de una sustancia pura, aunque tal vez es mucho más corriente emplear una sola sustancia.

Los cálculos para un sistema sólido-líquido sometido a extracción pueden basarse en la utilización de los balances de materia y energía y en el concepto de etapa ideal. La menor importancia de los cambios de energía en el proceso de extracción industrial, conducen normalmente a la omisión de las ecuaciones del balance de energía. Como resultado de ello los cálculos se basan en el balance de materia y en el concepto de etapa ideal solamente.

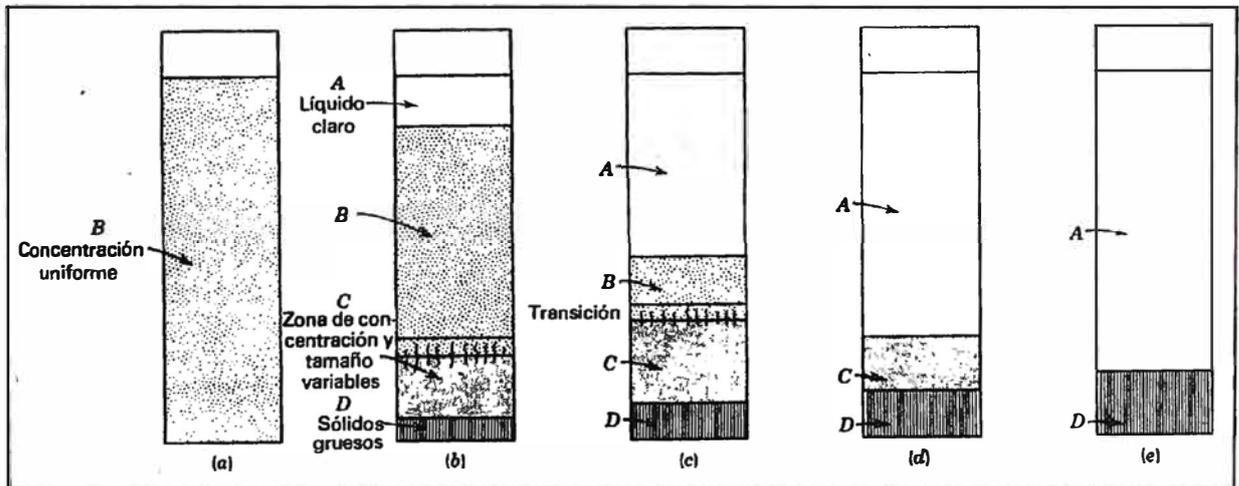
Pueden utilizarse métodos de solución algebraicos y gráficos, puesto que son procedimientos equivalentes para resolver las relaciones de balances de materia y de etapa ideal. La solución gráfica presenta la ventaja de permitir un tratamiento generalizado de los casos más complicados y permitir una mejor visualización de cuanto va ocurriendo en el proceso, aunque puede ser inconveniente su uso si se precisa un gran número de etapas. Puesto que para la mayor parte de los casos de extracción sólido-líquido el número de etapas utilizadas no es muy grande, la solución gráfica es el método más utilizado.

## 2.4 SEDIMENTACIÓN

### 2.4.1 CONCEPTOS GENERALES

La separación de una pasta diluida por sedimentación gravitacional, separándola en un flujo claro y una pasta de mayor contenido de sólidos, recibe el nombre de sedimentación. Se puede quizá describir mejor el mecanismo de la sedimentación, observando lo que ocurre durante una prueba intermitente de asentamiento de sólidos a partir de una suspensión, en un cilindro de vidrio. La figura 2.3-a, muestra una suspensión recientemente preparada, con una concentración uniforme de partículas sólidas a través del cilindro. Tan pronto como se inicia el proceso, todas las partículas empiezan a sedimentarse, y se supone que se aproximan rápidamente a sus velocidades terminales bajo condiciones de sedimentación retardada, estableciéndose varias zonas de concentración (figura 2.3-b).

Figura 2.3: Sedimentación intermitente



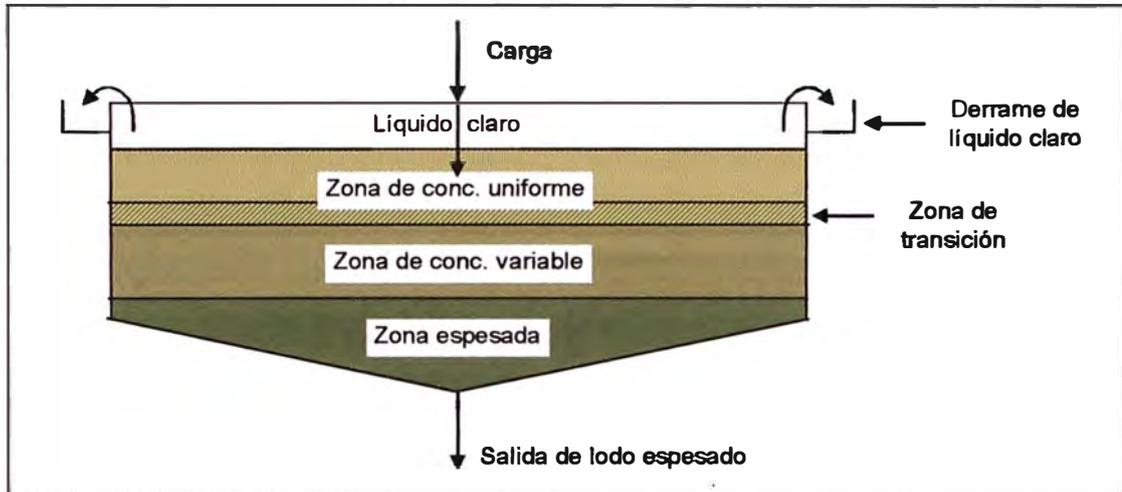
La zona D de partículas sedimentadas, predominantemente incluye las partículas más pesadas con mayor velocidad de sedimentación. En la zona de transición poco definida sobre el material sedimentado, existen canales a través de los cuáles asciende el fluido. Este fluido es forzado de la zona D al comprimirse. La zona C es una región de distribución variable de tamaños y concentración no

uniforme. La zona B es una zona de concentración uniforme con aproximadamente la misma concentración y distribución iniciales. En la parte superior de la región B, existe una zona fronteriza arriba de la cual está el líquido claro de la región A. Si la parte original esta bien distribuida en lo que respecta a los sólidos, la línea entre A y B es marcada.

Conforme continúa la sedimentación, las alturas de cada zona varían como se indica en las figuras 2.3-b, c y d. Nótese que tanto A como D se hacen mayores a expensas de B. Posteriormente se alcanza un punto donde B y C desaparecen y todos los sólidos se concentran en D, el cual recibe el nombre de punto crítico de sedimentación (figura 2.3-e), o sea el punto en el cual se forma una sola interfase precisa, entre el líquido claro y el sedimento. El proceso de sedimentación a partir de este punto consiste en una compresión lenta de los sólidos, lo que hace que el líquido sea forzado hacia arriba, a través de los sólidos, hacia la zona clara. Las velocidades de sedimentación son sumamente bajas en esta suspensión densa. La fase final es un caso extremo de sedimentación retardada.

En una sedimentación intermitente como la mencionada, las alturas de las diferentes zonas varían con el tiempo. En un equipo de sedimentación continua se presentarán las mismas zonas. Sin embargo, una vez que se ha llegado al estado estacionario (donde la alimentación de suspensión por unidad de tiempo, al equipo, es igual a la proporción de suspensión y licor claro removidos), las alturas de cada zona serán constantes (ver figura 2.4). Las operaciones de sedimentación industrial, pueden llevarse a cabo ya sea en equipo intermitente o continuo, el cual recibe el nombre de espesador.

Figura 2.4: Sedimentación continua

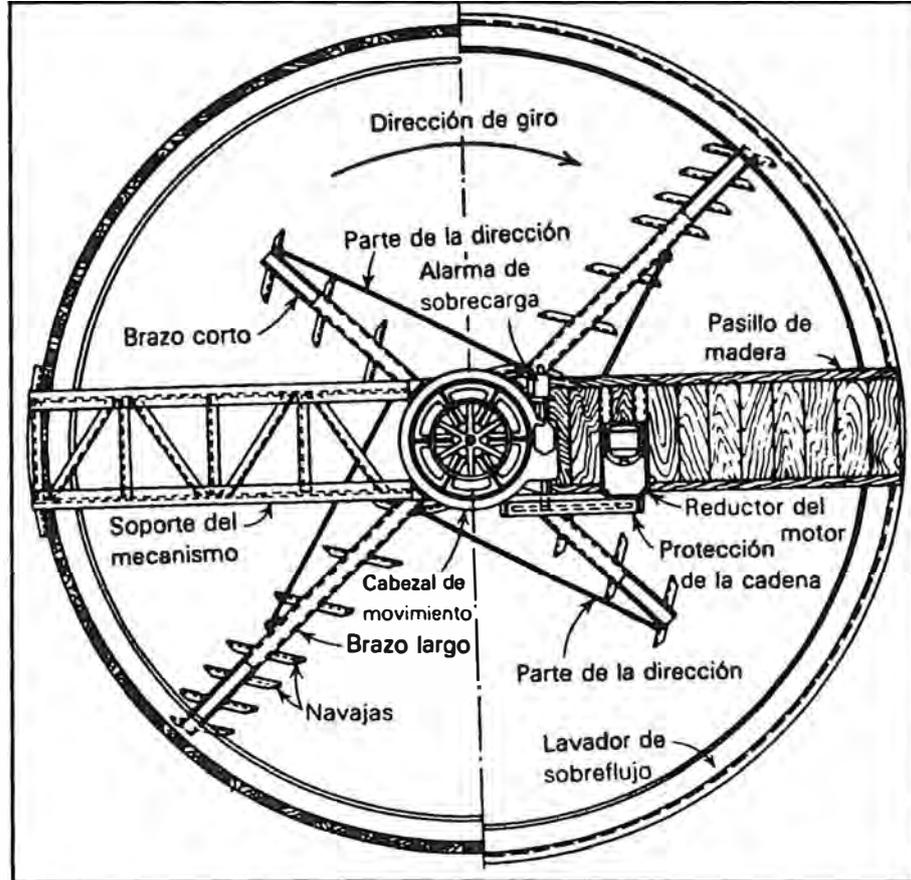


#### 2.4.2 PARTES DE UN ESPESADOR CONTÍNUO

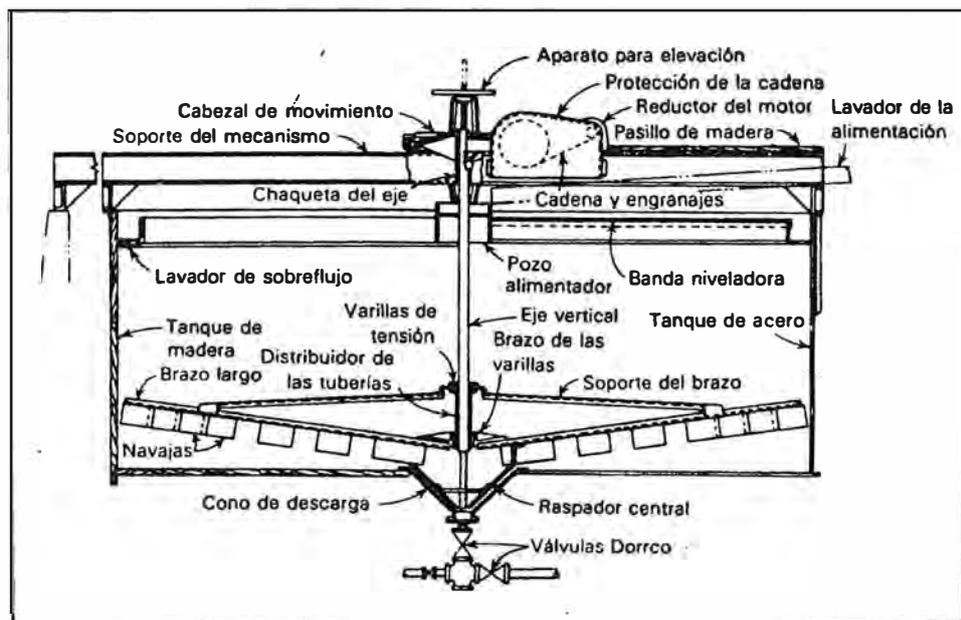
Los espesadores continuos (figuras 2.4 y 2.8), son tanques de fondo inclinado de diámetro relativamente grande comparado con su profundidad, con rastrillos que giran lentamente para remover el sedimento. La suspensión se alimenta en el centro del tanque. Alrededor del borde superior del tanque, se encuentra el derrame del líquido claro. Los rastrillos sirven para raspar el sedimento, llevándolo hacia el centro del fondo del tanque y descargándolo. El movimiento de los rastrillos también “agita” solamente la capa del sedimento. Esta agitación suave ayuda a la eliminación del agua en el sedimento.

El espesador mas utilizado es el espesador de Dorr (figura 2.5) que tiene las mismas características mencionadas excepto que es un tanque de fondo plano.

Figura 2.5: Espesador de Dorr



Diseño



Alzado de la sección

## 2.4.3 DISEÑO DE UN ESPESADOR CONTINUO

### 2.4.3.1 CÁLCULO DEL ÁREA DEL ESPESADOR

En una prueba de sedimentación intermitente, llamemos  $C_0$  y  $Z_0$  a la concentración y altura iniciales de los sólidos suspendidos. La cantidad total de los sólidos en la suspensión es  $C_0 Z_0 S$ , donde  $S$  es el área de la sección transversal del cilindro en el cual se lleva a cabo la prueba. Si existe una capa límite, deberá formarse en el fondo y moverse hacia arriba de la interfase con el líquido claro. Si la concentración de la capa límite es  $C_L$  y el tiempo para alcanzar la interfase es  $\theta$ , la cantidad de sólidos que pasan a través de esta capa es:

$$C_L S \theta (\bar{v} + v)$$

Donde:  $\bar{v}$  es la velocidad ascendente de la capa límite y

$v$  es la velocidad de sedimentación de las partículas en esta capa.

Esta cantidad deberá ser igual al total de sólidos presentes, puesto que la capa que tiene esta concentración límite inicia su formación en el fondo y se mueve hacia arriba hacia la interfase.

Por consiguiente:

$$C_L S \theta (\bar{v} + v) = C_0 Z_0 S \quad \dots\dots\dots (2.1)$$

Si  $Z$  es la altura de la interfase a un tiempo  $\theta$ , siendo constante  $\bar{v}$ , entonces:

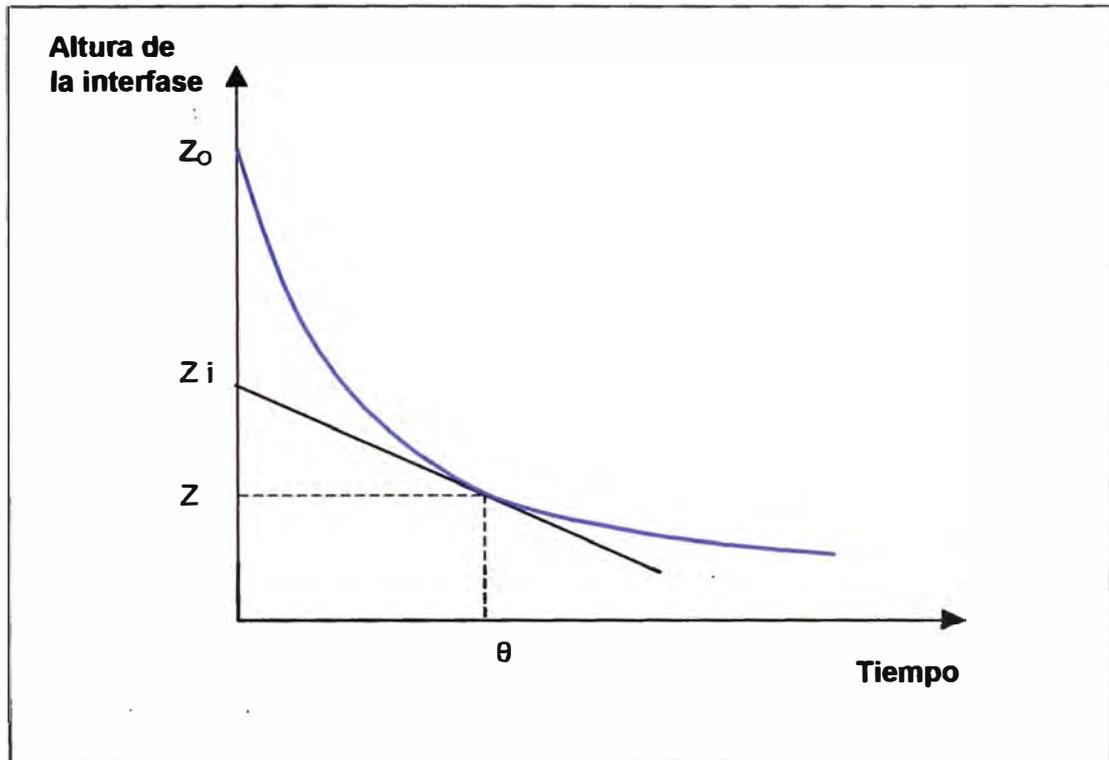
$$\bar{v} = \frac{Z}{\theta} \quad \dots\dots\dots (2.2)$$

Sustituyendo el valor de  $\bar{v}$  de la ecuación 2.2 en la ecuación 2.1 y simplificando, se tiene:

$$C_L = \frac{C_0 Z_0}{Z + v \theta} \quad \dots\dots\dots (2.3)$$

Los datos de la prueba de laboratorio pueden ser graficados trazando la altura de la interfase como función del tiempo, como se muestra en la figura 2.6.

Figura 2.6: Curva tiempo vs altura de la interfase



En esta gráfica, el valor de  $v$  es la pendiente de la curva en un tiempo  $\theta$  como se muestra en la ecuación (2.4). La tangente a la curva en  $\theta$  intersecta la ordenada en  $Z_i$ . La pendiente de esta línea es:

$$v = \frac{Z_i - Z}{\theta} \dots\dots\dots (2.4)$$

o bien:

$$Z_i = Z + v \theta \dots\dots\dots (2.5)$$

Reemplazando la ecuaciones 2.5 en la ecuación 2.3, se obtiene:

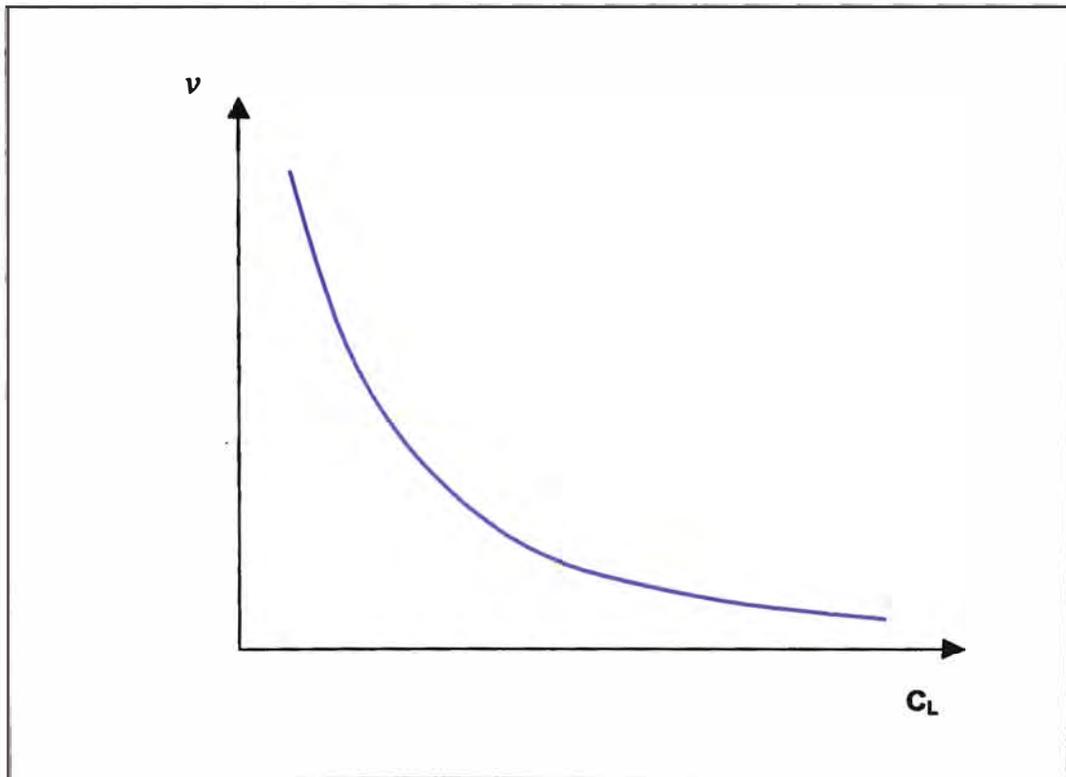
$$C_L = \frac{C_0 Z_0}{Z_i} \dots\dots\dots (2.6)$$

De aquí se concluye por lo tanto, que  $Z_i$  es la altura que ocuparía la suspensión, si todos los sólidos presentes estuvieran a una concentración  $C_L$ .

La velocidad de sedimentación como función de la concentración se determina por medio de una prueba de sedimentación sencilla. El procedimiento es el siguiente: para varios valores arbitrarios de  $\theta$ , la pendiente de la tangente y su

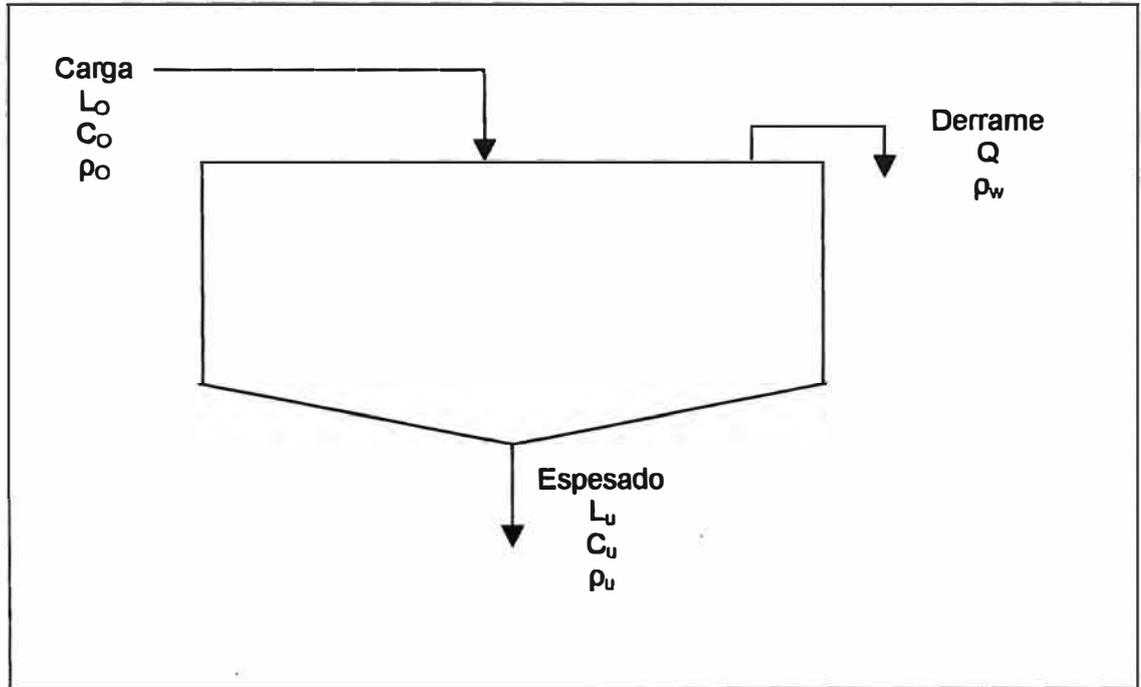
intersección en  $\theta = 0$ , se determinan a partir de una curva de  $Z$  como función de  $\theta$ . El valor de la pendiente de la tangente viene a ser el valor de  $\nu$  y el valor de la intersección se usa en la ecuación 2.6 para obtener el valor de  $C_L$  correspondiente. Con estos datos se construye una curva de  $C_L$  vs  $\nu$  (figura 2.7).

Figura 2.7: Curva  $C_L$  vs  $\nu$



El área necesaria en un espesador, se fija de acuerdo con la concentración de la capa que requiere el área máxima, para el paso de una cantidad unitaria de sólidos.

Figura 2.8: Diagrama esquemático de un espesador



Para el espesador mostrado en la figura 2.8, se tiene:

- $L_o$  : flujo volumétrico de alimentación de lodos al espesador.
- $\rho_o$  : densidad de los lodos de alimentación.
- $Q$  : flujo volumétrico de salida del líquido clarificado del espesador.
- $\rho_w$  : densidad del líquido clarificado.
- $L_u$  : flujo volumétrico de salida del espesado del espesador.
- $C_u$  : concentración de sólidos en el espesado.
- $\rho_u$  : densidad del espesado.

Entonces:

$$L_o C_o = L_u C_u$$

$$L_u = \frac{L_o C_o}{C_u} \dots\dots\dots (2.7)$$

Además, realizamos un balance de materiales para líquidos:

$$L_o(\rho_o - C_o) = Q\rho_w + L_u(\rho_u - C_u) \dots\dots\dots (2.8)$$

Reemplazando la ecuación 2.7 en la ecuación 2.8:

$$L_o(\rho_o - C_o) = Q\rho_w + L_o \frac{C_o}{C_u} (\rho_u - C_u)$$

Simplificando:

$$L_o C_o \left( \frac{\rho_o}{C_o} - \frac{\rho_u}{C_u} \right) = Q\rho_w \dots\dots\dots (2.9)$$

Dividiendo ambos lados de la ecuación 2.9 por el área de la sección transversal del espesador (S):

$$\frac{L_o C_o}{S} \left( \frac{\rho_o}{C_o} - \frac{\rho_u}{C_u} \right) = \frac{Q}{S} \cdot \rho_w$$

El término Q/S es la velocidad lineal ascendente del líquido clarificado. Pero como sabemos que con objeto de impedir que se derramen los sólidos, la velocidad ascendente del licor deberá ser igual o menor a la velocidad de sedimentación de los sólidos, por lo tanto Q/S puede ser presentado por  $v$ .

Entonces:

$$\frac{L_o C_o}{S} \left( \frac{\rho_o}{C_o} - \frac{\rho_u}{C_u} \right) = v \cdot \rho_w$$

Despejando  $L_o C_o/S$ :

$$\frac{L_o C_o}{S} = \frac{v\rho_w}{\frac{\rho_o}{C_o} - \frac{\rho_u}{C_u}} \dots\dots\dots (2.10)$$

Se puede escribir la ecuación 2.10 en términos de la capa que limita la capacidad, aún cuando no se haya establecido que un valor particular de  $C_L$  y el correspondiente flujo descendente  $L_L$  representan el límite verdadero; por consiguiente:

$$L_o C_o = L_L C_L \quad \text{y} \quad \frac{\rho_o}{C_o} = \frac{\rho_L}{C_L}$$

Donde  $\rho_L$  es la densidad de la capa limitrofe.

Reemplazando en la ecuación 2.10:

$$\frac{L_L C_L}{S} = \frac{v\rho_w}{\frac{\rho_L}{C_L} - \frac{\rho_u}{C_u}} \dots\dots\dots (2.11)$$

Para varios valores correspondientes de  $\nu$  y  $C_L$  obtenidos del gráfico  $C_L$  vs  $\nu$  de la figura 2.7, la ecuación 2.11 se usa para calcular  $L_L C_L/S$ . El valor más bajo de  $L_L C_L/S$  determina el área mínima necesaria del espesador.

### 2.4.3.2 CÁLCULO DE LA PROFUNDIDAD DEL ESPESADOR

Primeramente se construye la curva de características de sedimentación de una suspensión, para lo cual se grafica  $\theta$  vs  $\ln \frac{Z - Z_\infty}{Z_0 - Z_\infty}$  (ver figura 2.9).

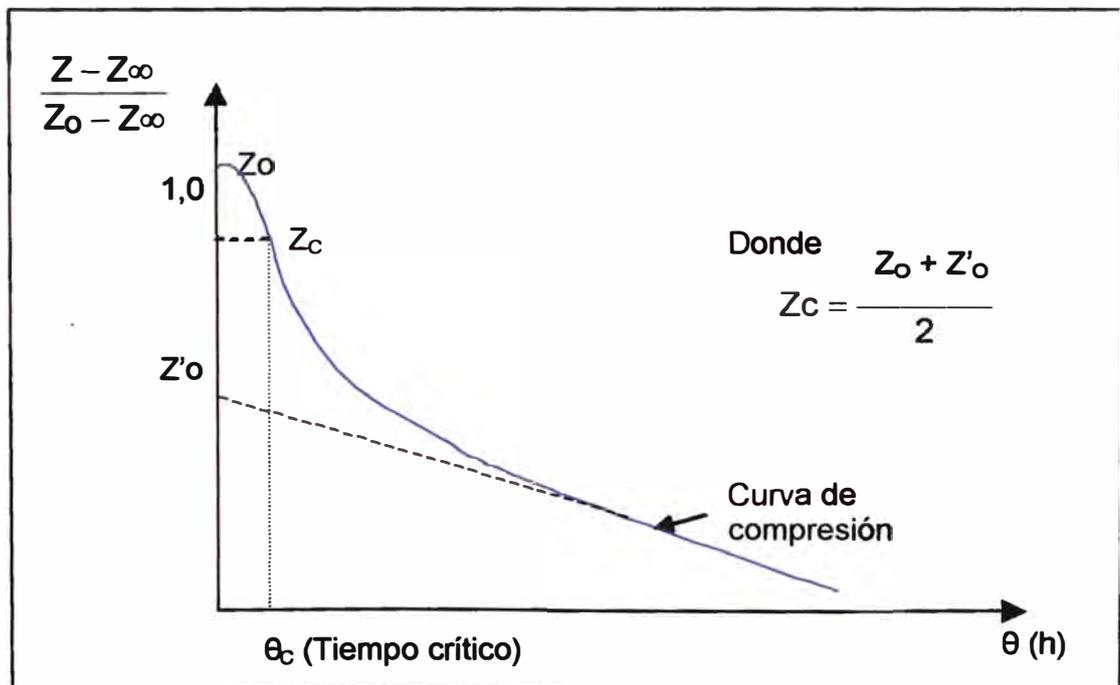
Donde:

$Z_0$  = altura inicial de la interfase.

$Z$  = altura de la interfase o de la zona de compresión a un tiempo  $\theta$ .

$Z_\infty$  = altura de la interfase o de la zona de compresión a un tiempo infinito.

Figura 2.9: Características de sedimentación de una suspensión



En la figura 2.9, la sedimentación inicial empieza a un tiempo cero cuando las partículas se encuentran en período de caída libre por cierto tiempo. Posteriormente, se llega a un tiempo en que la sedimentación se ve interferida y la velocidad de sedimentación disminuye. Cierta tiempo después se alcanza la

curva de compresión. Puesto que aquellos sólidos que llegan al fondo primero, se encuentra quizá bajo compresión mientras que los que se hallan en el nivel superior se encuentran aún en sedimentación libre, resulta evidente que una prueba intermitente de sedimentación no puede darnos un tiempo verdadero en la zona de compresión.

Existe una forma práctica de estimar el tiempo crítico. La curva de compresión en la figura 2.9 se extiende hasta el tiempo cero y el tiempo crítico se obtiene promediando aritméticamente  $Z_0$  y  $Z_0'$ . El tiempo crítico es el tiempo desde el cual los sólidos se encuentran bajo compresión. En realidad, parte de los sólidos han estado bajo compresión antes y parte de ellos no se ven comprimidos ni aún después.

Por consiguiente, el tiempo de retención de los sólidos en la zona de compresión, es la diferencia entre el tiempo necesario para llegar a la concentración del espesado deseado y el tiempo crítico.

Si se considera la zona de compresión como una entidad, se podría considerar que está desplazándose en el espesador con una velocidad promedio  $V/S\theta_r$ , donde  $V$  es el volumen de la zona de compresión,  $\theta_r$  es el tiempo de retención y  $S$  es el área de la sección transversal. Esta velocidad esta compuesta por dos componentes: la primera es una velocidad de sedimentación promedio y la otra, la velocidad a la cual el lodo concentrado esta siendo removido del espesador. El volumen requerido para la zona de compresión, es igual a la suma del volumen ocupado por los sólidos y el volumen ocupado por los líquidos asociados.

Se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$V = \frac{L_0 C_0}{\rho_s} (\theta - \theta_c) + \frac{L_0 C_0}{\rho_w} \int_{\theta_c}^{\theta} \frac{Wl}{W_s} .d\theta \dots\dots\dots (2.12)$$

Donde:

$V$  = volumen de la zona de compresión.

$L_0 C_0$  = masa de sólidos alimentados por unidad de tiempo al espesador.

$Wl$  = masa de líquido en la zona de compresión.

$W_s$  = masa de sólidos en la zona de compresión.

$(\theta - \theta_c)$  = tiempo de retención en la zona de compresión.

$\rho_s$  = densidad de la fase sólida.

$\rho_w$  = densidad de la fase líquida.

Después de haber calculado el volumen de la zona de compresión, la profundidad puede calcularse dividiendo el volumen entre el área del espesador calculada anteriormente. La profundidad total del espesador puede estimarse sumando a la profundidad de la zona de compresión, las siguientes profundidades:

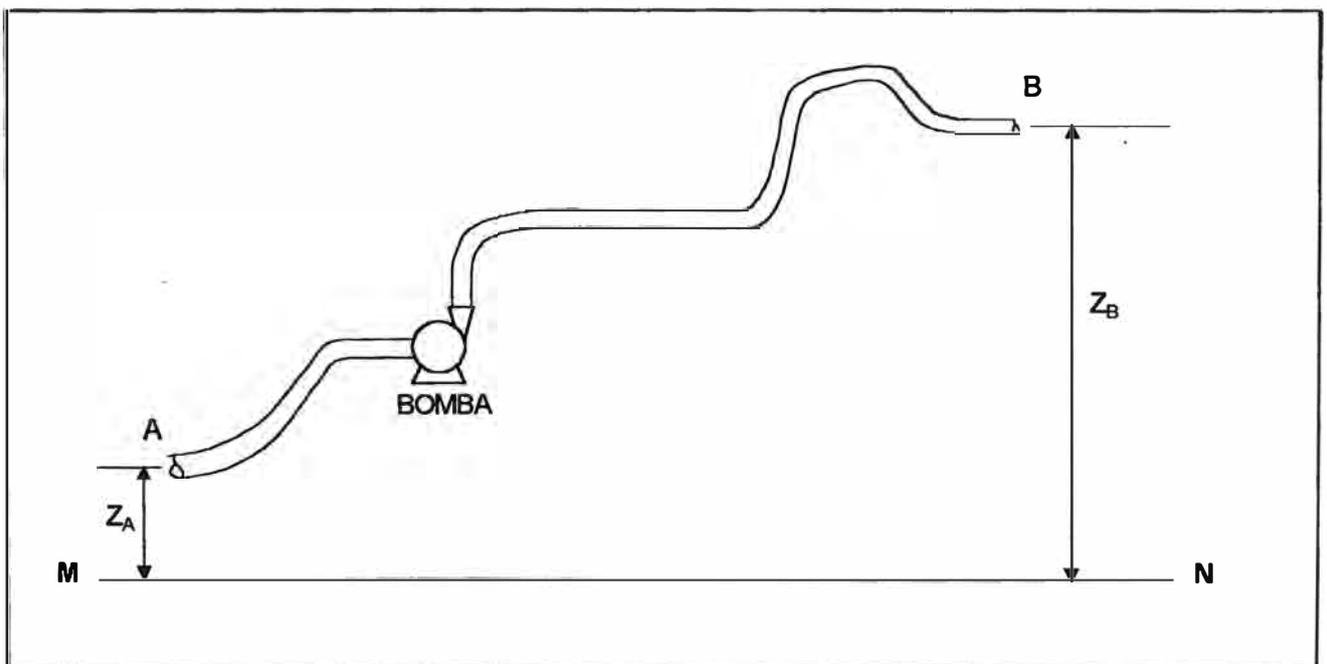
- Por inclinación del fondo 1 a 2 pies.
- Por capacidad de almacenamiento 1 a 2 pies.
- Por sumersión de la alimentación 1 a 3 pies.

## 2.5 FLUJO DE FLUIDOS A TRAVES DE TUBERIAS

### 2.5.1 ECUACION DE BERNOULLI

Cuando se aplica el principio de conservación de la energía al flujo de fluidos, la ecuación que resulta se denomina ecuación de Bernoulli. Debe comprenderse claramente que ésta ecuación es un caso especial del principio de la conservación de la energía. Puesto que teóricamente es posible que cualquier clase de energía esté implicada en el sistema en que el fluido se está moviendo, la ecuación de Bernoulli puede escribirse en una forma general y complicada. En la mayor parte de los casos, sin embargo, degenera en una ecuación relativamente sencilla. Consideremos el sistema representado en la figura 2.10 y supongamos que la temperatura es constante a lo largo del sistema. La figura representa un canal que transporta un líquido desde el punto A al punto B.

Figura 2.10: Transporte de un líquido.



La bomba proporciona la energía necesaria para originar el movimiento. Supongamos que un kilogramo de líquido entra por A y hagamos que la presión en A sea  $P_A$   $\text{kgf}/\text{m}^2$ , la velocidad del líquido sea  $v_A$   $\text{m}/\text{s}$ , y el volumen específico del líquido  $V_A$   $\text{m}^3/\text{Kg}$ . El punto A está situado  $Z_A$  m por encima de un plano horizontal arbitrario tomado como origen de alturas, representado por la

línea MN. El kilogramo del líquido en A tiene una energía potencial, medida por encima del plano MN, igual a  $(g/g_c)Z_A$  kgf-m. Como el líquido se está moviendo a una velocidad de  $v_A$  m/s, el kilogramo de líquido tendrá una energía cinética igual a  $(v_A^2/2g_c)$  kgf-m. Además, como el líquido entra en la tubería lo hace venciendo una presión de  $P_A$  Kgf/m<sup>2</sup>, en consecuencia cada kg de líquido efectúa un trabajo igual a  $P_A V_A$  kgf-m, que se suma a la energía almacenada. La suma de estos términos representa la energía de un kilogramo de líquido que entra en la sección.

Una vez que el sistema ha alcanzado el estado de régimen permanente, siempre que en la tubería entra un kilogramo de líquido es desplazado a B, de acuerdo con el principio de conservación de la masa. Este kilogramo que sale por B tendrá un contenido de energía de:

$$\frac{g}{g_c} Z_B + \frac{v_B^2}{2g_c} + P_B V_B \quad \frac{\text{kgf-m}}{\text{kg}}$$

Siendo  $v_B$ ,  $P_B$  y  $V_B$ , respectivamente, la velocidad, presión y volumen específico en el punto B. Si no existiese ni pérdida, ni ganancia de energía entre los puntos A y B, el contenido en energía de un kg de líquido que entra por A sería exactamente igual al contenido de energía del kg de líquido que sale por el punto B, como consecuencia del principio de conservación de energía; se ha postulado que se añade energía por medio de una bomba, supongamos que para cada kilogramo de líquido, ésta es igual a  $(g/g_c) W$  kgf-m/kg de líquido, alguna parte de la energía se convierte en calor debido a la fricción, pero se ha supuesto que el sistema permanece a temperatura constante, por tanto, se supone que éste calor se pierde por radiación. Luego vamos a suponer que la pérdida por fricción por cada kilogramo del líquido es igual a  $(g/g_c)h$  kgf-m/kg. Entonces la ecuación completa que representa el balance de energía a través del sistema entre los puntos A y B, será:

$$\frac{g}{g_c} Z_A + \frac{v_A^2}{2g_c} + P_A V_A + \frac{g}{g_c} W - \frac{g}{g_c} h = \frac{g}{g_c} Z_B + \frac{v_B^2}{2g_c} + P_B V_B \dots\dots (2.13)$$

Si la densidad del líquido se representa por  $\rho$  y se expresa en kg/m<sup>3</sup>, entonces:

$$V_A = \frac{1}{\rho_A}$$

$$V_B = \frac{1}{\rho_B}$$

y la ecuación 2.13 puede escribirse:

$$\frac{g}{g_c} Z_A + \frac{v_A^2}{2g_c} + \frac{P_A}{\rho_A} + \frac{g}{g_c} W - \frac{g}{g_c} h = \frac{g}{g_c} Z_B + \frac{v_B^2}{2g_c} + \frac{P_B}{\rho_B} \dots\dots(2.14)$$

Si multiplicamos ambos miembros de la ecuación 2.14 por  $g_c/g$ , se tiene:

$$Z_A + \frac{v_A^2}{2g} + \frac{P_A}{\frac{g}{g_c} \rho_A} + W - h = Z_B + \frac{v_B^2}{2g} + \frac{P_B}{\frac{g}{g_c} \rho_B} \dots\dots\dots(2.15)$$

Luego, se sabe que:

$$\gamma_A = \frac{g}{g_c} \rho_A$$

$$\gamma_B = \frac{g}{g_c} \rho_B$$

Donde  $\gamma_A$  y  $\gamma_B$  son pesos específicos ( $\text{kgf/m}^3$ ) en los puntos A y B respectivamente. Además el término correspondiente a la pérdidas por fricción o pérdida de carga total (h) en la ecuación 2.15, se define como la suma de las pérdidas de carga primaria (hfp) y las pérdidas de carga secundaria (hfs):

$$h = h_{fp} + h_{fs} \dots\dots\dots (2.16)$$

Las definiciones de hfp y hfs se presentan en el ítem siguiente (2.5.2).

Luego, en la ecuación 2.15 considerando las definiciones de  $\gamma_A$  y  $\gamma_B$ , se reemplaza la ecuación 2.16. Finalmente se obtiene, luego de un reordenamiento, la siguiente ecuación:

$$Z_A + \frac{v_A^2}{2g} + \frac{P_A}{\gamma_A} + W = Z_B + \frac{v_B^2}{2g} + \frac{P_B}{\gamma_B} + h_{fp} + h_{fs} \dots\dots(2.17)$$

que llamaremos la ecuación de BERNOULLI.

## 2.5.2 PERDIDAS DE CARGA EN LA TUBERÍA

### 2.5.2.1 PÉRDIDAS DE CARGA PRIMARIA

Se sabe que los cambios de presión ( $\Delta P$ ) a lo largo de una tubería con flujo turbulento, dependen de las magnitudes siguientes:

D, diámetro de la tubería.

L, longitud de la tubería en la que se ha de calcularse la variación de la presión.

$\mu$ , coeficiente de viscosidad.

v, velocidad media

$\rho$ , densidad

$\epsilon$ , variación media del radio de la tubería. Este valor es una medida de la rugosidad o aspereza de la tubería.

Matemáticamente, resulta:

$$\Delta P = F(D, L, \mu, v, \rho, \epsilon) \dots \dots \dots (2.18)$$

el resultado de un análisis dimensional para las variables anteriores se establece en la siguiente relación en que intervienen cuatro grupos adimensionales:

$$\frac{\Delta P}{\rho v^2} = G\left(\frac{\rho v D}{\mu}, \frac{L}{D}, \frac{\epsilon}{D}\right) \dots \dots \dots (2.19)$$

Intuitivamente resulta claro que la variación de presión  $\Delta P$  es directamente proporcional a la longitud de la tubería L. Entonces se puede simplificar la ecuación (2.19) de la forma siguiente:

$$\frac{\Delta P}{\rho v^2} = \frac{L}{D} H\left(\frac{\rho v D}{\mu}, \frac{\epsilon}{D}\right) \dots \dots \dots (2.20)$$

Se ha sustituido la función desconocida G de tres variables por la función desconocida H de dos variables solamente. Al sustituir  $\Delta P/\rho$  por  $h_{fp}g$  y ordenando los términos en la ecuación (2.20), se tiene:

$$h_{fp} = \frac{v^2}{2g} \frac{L}{D} \left[ K\left(\frac{\rho v D}{\mu}, \frac{\epsilon}{D}\right) \right] \dots \dots \dots (2.21)$$

Para formar el término conocido de la energía cinética se ha dividido entre 2. Esto es lícito, ya que todavía existe en la ecuación una función indeterminada.

Finalmente, en la práctica se llama a la función desconocida  $K\left(\frac{\rho v D}{\mu}, \frac{\varepsilon}{D}\right)$  coeficiente de fricción, designando éste término por  $f$ . Reemplazando en la ecuación (2.21) y reordenando los términos en dicha ecuación, se obtiene finalmente:

$$h_{fp} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots (2.22)$$

Sabemos que el número de Reynolds ( $NRe$ ) se define como:

$$NRe = \frac{\rho v D}{\mu} \dots\dots\dots (2.23)$$

Por lo tanto, el valor de  $f$  se obtiene en función al  $NRe$  y  $\frac{\varepsilon}{D}$ , para lo cual se usa el diagrama de MOODY (ver anexo E). El valor de  $\varepsilon$  depende del material con que está fabricada la tubería y se determina también gráficamente (ver anexo D).

### 2.5.2.2 PÉRDIDAS DE CARGA SECUNDARIA

Cuando existen en las tuberías accesorios, como codos, válvulas, etc; es necesario tener en cuenta las pérdidas de carga a través de estos elementos, además de las pérdidas de carga primaria sufridas en las tuberías. Casi siempre, deben calcularse estas pérdidas de carga secundaria ( $h_{fs}$ ) acudiendo a resultados experimentales. La información sobre ésta cuestión se establece en la forma:

$$h_{fs} = K \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots (2.24)$$

Donde el coeficiente  $K$  se encuentra en numerosos manuales para los accesorios comerciales (ver anexo G). No se hace diferencia entre flujo laminar y turbulento.

También es posible calcular estas pérdidas de carga secundaria recurriendo al concepto de longitud equivalente ( $Le/D$ ), para lo cual aplicando la ecuación (2.22) se obtiene la ecuación:

$$h_{fs} = f \frac{Le}{D} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots (2.25)$$

La longitud equivalente de un accesorio, viene a ser la longitud de tubo recto a que equivale dicho accesorio. Estos valores de  $Le/D$  se encuentran también en manuales para diversos accesorios comerciales (ver anexo F).

### 2.5.3 DISEÑO DE TUBERIAS

Para realizar el diseño de una tubería, es decir para calcular el diámetro óptimo o la longitud óptima para una determinada condición de flujo de un determinado fluido, se utiliza la ecuación de Bemoulli (ecuación 2.17) y se usa las ecuaciones ya definidas de pérdidas de carga (ecuaciones 2.22, 2.24 y 2.25), cuyos coeficientes (f,k, etc) se calculan haciendo uso para ello de los manuales compuestos por gráficos y tablas que se presentan en los anexos D, E, F y G. Adicionalmente es necesario en algunos casos, recurrir a una iteración a través de un programa para realizar el cálculo de una de las variables.

Es importante señalar que el cálculo de las pérdidas de carga se basa en un modelo ideal, pues las ecuaciones mencionadas son aplicables solamente para fluidos newtonianos. Para realizar un cálculo real, en el caso de fluidos No-Newtonianos, es necesario realizar correcciones a las ecuaciones mencionadas.

## 2.6 YESO AGRÍCOLA (SULFATO DE CALCIO DIHIDRATADO)

### 2.6.1 DEFINICIÓN Y USO

EL yeso agrícola ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) forma parte de las enmiendas, las cuáles son productos que se añaden al suelo para mejorar el conjunto de sus propiedades físicas, químicas y biológicas.

El yeso agrícola es un tipo de enmienda cruda (sólo sufren un proceso mecánico y su eficiencia de acción depende de la finura del producto y grado de pureza).

Este tipo de enmienda química se utiliza para el reemplazo del Sodio ( $\text{Na}^+$ ) intercambiable en suelos Alcalinos. Para combatir la acción dañina de los iones Sodio sobre las cualidades físicas de la arcilla, es preciso sustituir los iones  $\text{Na}^+$  absorbidos por iones calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ ). Este papel sólo puede desempeñarlo las sales solubles como  $\text{SO}_4\text{Ca}$  y no el  $\text{CO}_3\text{Ca}$ . En efecto los suelos de arcilla sódica impermeables de los polders inundados por el mar sólo se transforman muy lentamente en suelos de arcilla cálcica a pesar de su riqueza en  $\text{CO}_3\text{Ca}$ . El encalado da poco resultado; por el contrario el azufre y ácido sulfúrico se muestran eficaces gracias a la formación de  $\text{SO}_4\text{Ca}$  soluble.

El equivalente a 1 tonelada de azufre es de 5,38 TM de yeso agrícola.

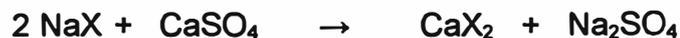
Cantidades de yeso agrícola requeridas para reemplazar el sodio intercambiable se presentan en la tabla 2.1.

Tabla 2.1

Na <sup>+</sup> intercambiable me/100 g de suelo	TM de yeso agrícola/ha	
	0,30 m de profundidad	0,15 m de profundidad
2	8,0	4,0
4	16,0	8,0
6	24,0	12,0
8	33,8	16,0
10	42,5	20,0

Fuente: Villagarcía (1994)

La reacción del yeso agrícola en los suelos alcalinos es:



Para:

- Suelos que si contienen carbonatos alcalinos térreos.
- Suelos que no contienen carbonatos alcalinos térreos (pH 7,5 o más).
- Suelos que no contienen carbonatos Alcalinos Térreos (pH 7,5 o menos)

Debido a su bajo costo, el yeso agrícola es una de las enmiendas más utilizadas (su relación al azufre y al ácido sulfúrico).

La rapidez de acción del yeso agrícola esta solamente limitada por su solubilidad en el agua. Esta es de 0,25 % a la temperatura ordinaria.

La presencia de iones Na<sup>+</sup> y Cl<sup>-</sup> en el agua aumentan la solubilidad del yeso agrícola, mientras que los iones Ca<sup>+2</sup> y SO<sub>4</sub><sup>-2</sup> tienden a disminuirla.

Datos limitados indican que la aplicación de 0,9 a 1,2 m. de agua de irrigación es suficiente para disolver 4 a 5 TM/acre (10 a 12 TM/ha) de yeso agrícola, que posee un grado de finura tal que el 85 % puede pasar por un tamiz de 100 mesh.

El yeso agrícola es aplicado esparciéndolo sobre el campo y luego incorporado al suelo mediante una arradura o una grada de discos.

El yeso agrícola es algunas veces aplicado en el agua de irrigación.

Existen equipos especiales para tratar el agua de irrigación con yeso: un método simple consiste en colocar un saco de yeso agrícola abierto en el canal de riego, preferiblemente en el vertedero, en el cual el agua es más turbulenta.

## 2.6.2 COMPOSICIÓN QUÍMICA

Se tiene:

**Tabla 2.2: Composición química del yeso agrícola**

Componente	Porcentaje (%)
Calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ )	22,5
Azufre (S)	15,0 – 18,0
Magnesio ( $\text{Mg}^{+2}$ )	0,0

Fuente: Villagarcia ( 1994 )

Tomando como base los datos de la tabla 2.2, se puede deducir una composición teórica del yeso agrícola, la cual se presenta en la tabla 2.3.

**Tabla 2.3: Composición química teórica del yeso agrícola**

Componente	Porcentaje (%)
Calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ )	22,50
Sulfato ( $\text{SO}_4^{-2}$ )	54,00
Agua	20,25
Otros	3,25

Fuente: Elaboración propia (2003)

### 3. MATERIALES Y MÉTODOS

#### 3.1 LUGAR DE EJECUCIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

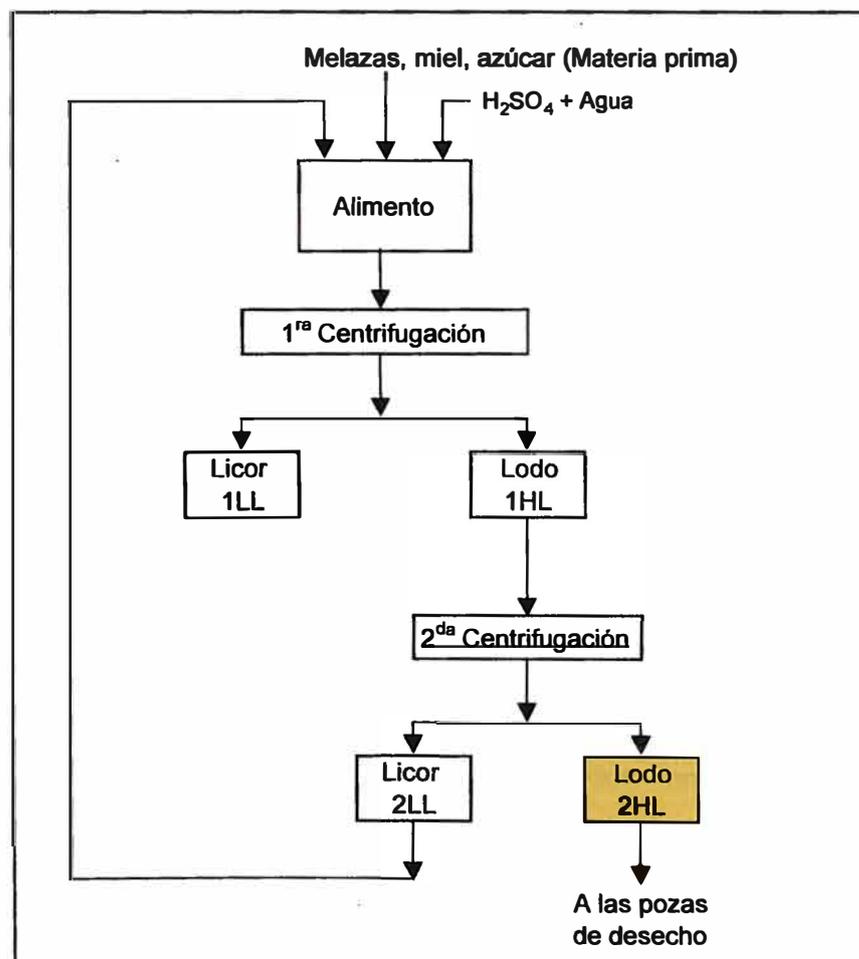
El presente trabajo se desarrollo en las instalaciones de la planta de producción de AJINOMOTO DEL PERÚ S.A, en la planta piloto para pruebas de la sección de descalcificación, así como en la sección misma.

#### 3.2 EL 2HL Y LA MATERIA PRIMA

##### 3.2.1 OBTENCIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL 2HL

El 2HL se obtiene en la sección de descalcificación, según el siguiente diagrama de bloques:

Figura 3.1: Obtención del 2HL



El 2HL es un licor ácido de color amarillo claro que contiene agua, compuestos en solución acuosa (principalmente: sacarosa, glucosa y fructosa) y sólidos en suspensión (constituidos principalmente por cristales de sulfato de calcio y

sulfato de potasio). En la tabla 3.1, se presenta algunas características físico químicas del 2HL.

**Tabla 3.1: Características físico químicas del 2HL**

	Rango	Unidades
Densidad ( $\rho$ )	1,05-1,25	g/cc
PH	3,3-3,6	-
Viscosidad ( $\mu$ )	5,0-8,0	cPo
Azu. Red. Tot.	1,8-4,5	g/dL
Calcio ( $Ca^{+2}$ )	2,5-4,8	%

Fuente: Elaboración propia (2003)

Como se puede observar en la figura 3.1, el 2HL es enviado a pozas de desecho, las cuales no son más que pozas excavadas en tierra, en las cuales se van depositando los sólidos que contienen el 2HL, pues el agua va a eliminarse por evaporación y filtración naturales. En un inicio, el 2HL recién recepcionado contiene agua formando así un "charco" o pequeño estanque al precipitar los sólidos en suspensión. Este cuerpo de agua contiene abundante materia orgánica disuelta (principalmente azúcares), la cual va a generar un proceso de fermentación al aire libre debido a la presencia de microorganismos, así como va a generar la presencia de larvas de insectos (moscas principalmente) produciendo una rápida proliferación de éstos.

Posteriormente, cuando termina de evaporarse y filtrarse el agua, la materia orgánica se deposita sobre los sólidos precipitados inicialmente los cuáles también contienen la misma materia orgánica. En este material sólido va a generarse también un proceso de fermentación al aire libre y van a proliferar de igual manera los insectos.

Los gases (principalmente amoníaco) producidos en las fermentaciones generadas van a traer como consecuencia la presencia de olores fuertes y desagradables, los cuales conjuntamente con la proliferación de insectos que se genera, van a afectar el entorno de la planta produciéndose impactos medioambientales como emisiones a la atmósfera (olores) y efectos específicos sobre los ecosistemas (proliferación anormal de insectos). El aspecto medioambiental en este caso, vendría a ser el uso de azúcares (proveniente de la materia prima) en el proceso de descalcificación de melazas.

### 3.2.2 COMPOSICIÓN QUÍMICA DE LA MATERIA PRIMA

Como se aprecia en el diagrama de bloques presentado en la figura 3.1, la preparación del “alimento” (del cual se va a obtener el 2HL) se realiza usando como materia prima melazas, miel y azúcar. La composición química de la materia prima se presenta en las tablas siguientes:

**Tabla 3.2: Composición química aproximada de la melaza de caña (Porcentaje en peso de melaza)**

Constituyentes principales	Componentes	Límites normales de los porcentajes
Agua		17- 25
Azúcar	Sacarosa	30-40
	Glucosa (dextrosa)	4-9
	Fructosa (levulosa)	5-12
	Otras sustancias reductoras (como invertidos)	1-4
	Total de sustancias reductoras (como invertidos)	10-25
Otros carbohidratos	Gomas, almidón, pentosanas, también trazas de hexitoles; mioinositol, D-manitol y ácidos úricos (MeO, 2.0-3.0)	2 - 5
Ceniza	Como carbonatos	Por ciento de ceniza
	Bases: K <sub>2</sub> O	30-50
	CaO	7-15
	MgO	2-14
	Na <sub>2</sub> O	0,3-9
	R <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (Fe)	0,4-2,7
	Ácidos: SO <sub>3</sub>	7-27
	Cl	12-20
	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,5-2,5
	SiO <sub>2</sub> e insolubles	1-7
Compuestos nitrogenados	“Proteína cruda” (como N*6,25)	2,5-4,5
	Proteína verdadera	0,5-1,5
	Aminoácidos: principalmente ácidos aspártico y glutámico, incluso alguna pirrolidina del ácidos carboxílico.	0,3-0,5
	Compuestos nitrogenados sin identificar	1,5-3,0
Ácidos no nitrogenados	Ácido aconítico (1 a 5%), cítrico, málico, oxálico, glicólico.	1,5-6,0
	Mesacónico, succínico, fumárico, tartárico	0,5-1,5
Cera, esteroles y fosfátidos		0,1-1,0
Vitaminas	Vitamina A, biotina, niacina, ácido pantoténico, riboflavina, tiamina.	Cantidades variables

Fuente: Chen (1991)

**Tabla 3.3: Composición química promedio de la materia prima (promedio mensual)**

Materia prima	Melaza	Melaza	Melaza	Melaza	Miel B	Azúcar	Azúcar
Procedencia	Paramonga	Andahuasi	Pucalá	San Jacinto	San Jacinto	Paramonga	Laredo
Sacarosa total(%)	47,90	49,71	49,23	46,00	51,17	98,00	98,0
Ca <sup>+2</sup> (%)	0,67	0,62	0,95	0,77	0,48	0,04	0,04
K <sup>+</sup> (%)	3,98	4,00	4,17	4,58	4,07	0,03	0,06
Cenizas(%)	13,66	12,73	15,23	17,00	11,70	0,18	0,24
Mes/año	Nov./2001	Nov./2001	Nov./2001	Nov./2001	Nov./2001	Feb./2003	Nov./2001

Fuente: Elaboración propia (2003)

### 3.3 MATERIALES, EQUIPOS Y REACTIVOS

#### 3.3.1 MATERIALES

- Material de vidrio en general: matraces erlenmeyer, tubos de ensayo, bureta, probetas, pipetas y vasos de precipitado.
- Termómetro. Precisión Thermometer. VWR Brand, escala de -1 a 101°C.
- Densímetro. NIKKEI. escala de 1,000 a 2,000(sp.gr)
- Material adicional: baldes de plástico, bandejas de plástico, paleta de madera y jarra de plástico.

#### 3.3.2 EQUIPOS

- Agitador de tubos. Maximixplus. Thermolyne.
- Balanza analítica. Metter. Toledo.
- Balanza electrónica. ES 30R. Ohaus.
- Baño maría con agitación. E-103. Lauda.
- Cocina eléctrica. hot plate, heavy duty. Thermolyne.
- pH-metro digital. PHL-20. DKK Corporation.
- Refrigeradora. Coldex.
- Viscosímetro. VT-01. Haake viscotester.
- Planta piloto, compuesta por 3 tanques de acero inoxidable de 15 L de capacidad.

### 3.3.3 REACTIVOS

- Sulfato de cobre pentahidratado. Merck.
- Soda caustica. Merck.
- Tartrato de sodio y potasio tetrahidratado. Merck.
- Yoduro de potasio. Riedel-de Haën.
- Acido sulfúrico al 95-97%. Merck.
- Tiosulfato de sodio pentahidratado. Riedel- de Haën.
- Carbonato de sodio decahidratado. Riedel-de Haën.
- Almidón soluble. Merck.
- Dicromato de potasio. Merck.
- Acido clorhídrico fumante 37%. Merck.

### 3.4 MÉTODOS DE MEDICIÓN Y ANÁLISIS

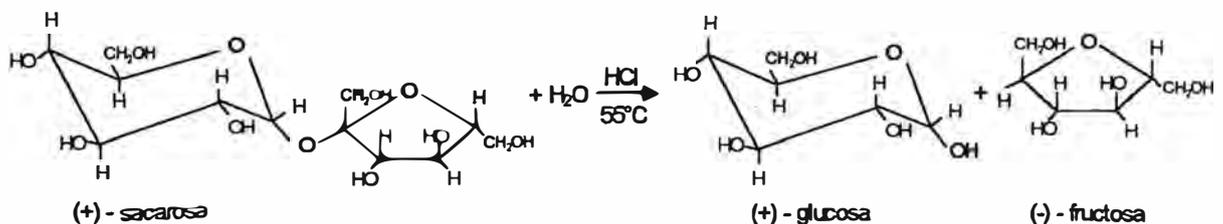
#### 3.4.1 MEDICIÓN DE VARIABLES FÍSICO- QUÍMICAS.

1. Temperatura. Se realizó usando el termómetro mencionado.
2. Peso. Se realizó usando la balanza electrónica mencionada.
3. Volumen. Se realizó usando las probetas, pipetas y bureta mencionadas. Así mismo se realizó usando los tanques de la planta piloto y los vasos de precipitado mencionados, cuyas escalas fueron previamente calibradas usando probetas.
4. Densidad. La medición de la densidad de los líquidos claros y los líquidos con sólidos en suspensión se realizó usando el densímetro mencionado. La densidad de sólidos se realizó pesando con la balanza analítica mencionada, una cantidad de sólidos comprimidos en un recipiente, cuyo volumen se midió con una probeta.
5. pH. Se realizó usando el pH-metro digital mencionado.
6. Viscosidad. Se realizó usando el viscosímetro mencionado.

### 3.4.2 ANÁLISIS DE AZÚCARES REDUCTORES TOTALES (MÉTODO DE DETERMINACIÓN DEL $\text{Cu}^{+2}$ )

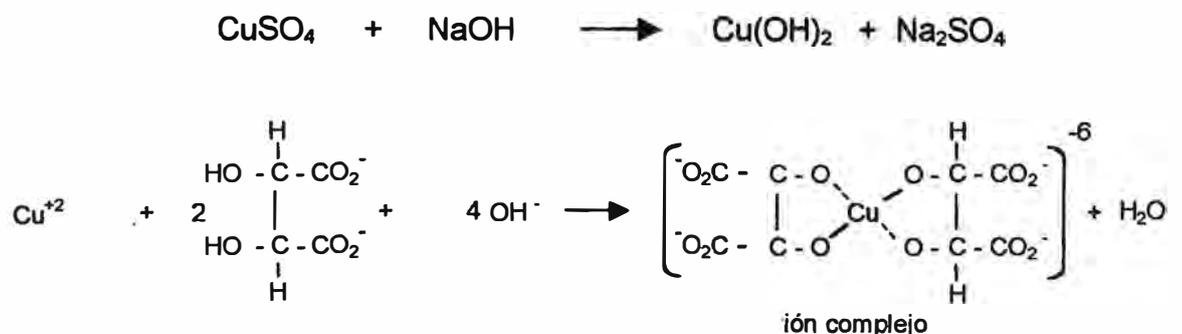
#### 3.4.2.1 PRINCIPIO QUÍMICO.

En éste análisis se va a determinar la concentración de azúcares reductores totales de la muestra, la cuál contiene sacarosa y sacarosa hidrolizada es decir desdoblada en glucosa y fructosa. Entonces se desdobra la sacarosa que aún queda en la muestra, para lo cuál se realiza una reacción de hidrólisis con ácido clorhídrico a una temperatura de  $55^\circ\text{C}$ :

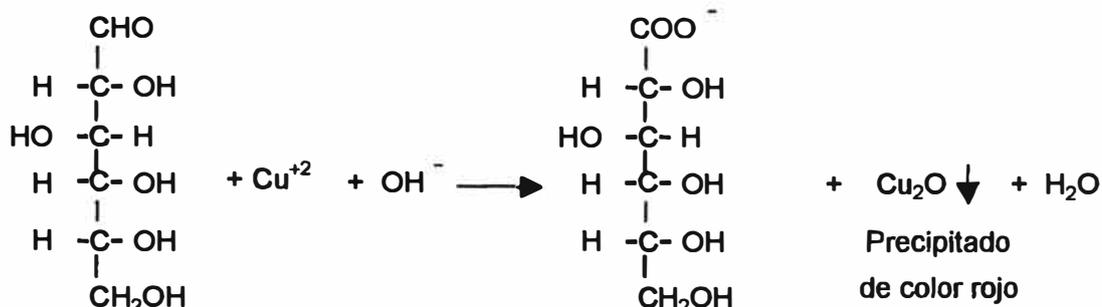


Una vez desdoblada la sacarosa que quedaba se tiene en la muestra glucosa y fructosa solamente (azúcares reductores), las cuáles se hacen reaccionar con el licor de Fehling.

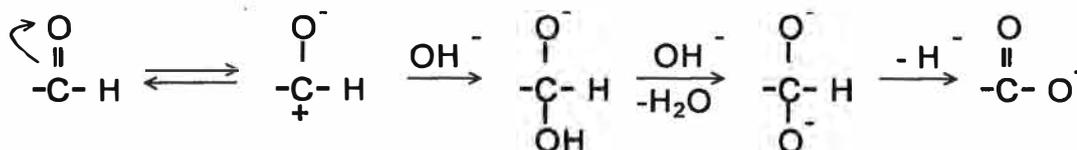
El licor de Fehling es un complejo tártrico cúprico formado por una solución "A" de sulfato de cobre, y una solución "B" de hidróxido de sodio y tartrato sódico-potásico. El tartrato en solución alcalina reacciona con el hidróxido cúprico formando un ión complejo:



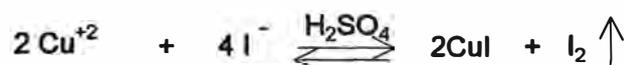
Este complejo oxida tanto a la glucosa como a la fructosa y da un precipitado de color rojo de óxido cuproso:



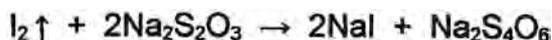
Esta reacción se realiza sometiendo los reactantes a ebullición. En ésta reacción el ataque del hidroxilo al carbonilo da un grupo carbonilo de alta densidad electrónica, el cuál facilita la pérdida del átomo de hidrógeno que es el reductor de los iones cúpricos a cuprosos:



El excedente de  $\text{Cu}^{+2}$  de la reacción anterior se hace reaccionar con KI en medio ácido para lo cuál se adiciona ácido sulfúrico, obteniéndose como producto de ésta reacción yodo gaseoso ( $\text{I}_2$ ):



Luego el  $\text{I}_2$  se valora con tiosulfato de sodio ( $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ ) usando como indicador una solución de almidón al 2%, produciéndose la siguiente reacción:



Entonces, al valorar con  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  el  $\text{I}_2 \uparrow$  se estaría valorando indirectamente el  $\text{Cu}^{+2}$  que no se consumió en la reacción del  $\text{Cu}^{+2}$  con los monosacáridos (glucosa+fructosa).

Ahora, si éste valor se le resta al obtenido al valorar con el  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  una solución del complejo de  $\text{Cu}^{+2}$  en "blanco" es decir puro, se estaría valorando el  $\text{Cu}^{+2}$  que reaccionó con los monosacáridos mencionados.

Finalmente, se ha obtenido experimentalmente la siguiente correlación:

$$[\text{AZ RED. TOT.}] = \frac{V_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}}{3,083} - 0,0626 \dots\dots\dots (3.1)$$

En la cuál  $V_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}$  es el valor del  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  (en ml) obtenido al realizar la diferencia mencionada, multiplicado por el factor de corrección f de la solución de  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ .

Al reemplazar en la ecuación (3.1) el valor de  $V_{\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}$ , se obtiene directamente el valor de la concentración de azúcares reductores totales (glucosa+fructosa) en g/dL.

### 3.4.2.2 PREPARACIÓN DE LÍQUIDOS REACTANTES E INDICADOR

Se preparan según lo indicado en la tabla 3.4.

Tabla 3.4

SOLUCIÓN	REACTIVOS	CONCENTRACIÓN
Liq. A	$\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	69,26 g/L
Liq. B	$\text{KNaC}_4\text{H}_4\text{O}_6 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ NaOH	346,0 g/L 103,0 g/L
Liq. C	KI	300,0 g/L
Liq. D	$\text{H}_2\text{SO}_4$	250,0 g/L
Liq. E	$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ $\text{Na}_2\text{CO}_3$	25,2 g/L 0,05 g/L
Indicador	Almidón soluble	2 % p/p

### 3.4.2.3 DETERMINACIÓN DEL FACTOR DE CORRECCIÓN f DEL LÍQUIDO E

Se sigue el siguiente procedimiento:

1. En un matraz erlenmeyer de 250 mL con tapa, adicionar 2 g de KI.
2. Adicionar al matraz 20 mL de solución de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  0,1 N con una pipeta.
3. Adicionar al matraz 5 mL de HCl concentrado con una pipeta.

4. Adicionar con una probeta 75 mL de agua destilada y agitar el matraz.
5. Guardar el matraz en una habitación oscura y fría (refrigerador) de 5 a 10 minutos.
6. Titular la solución del matraz con el líquido E. Al inicio toma la coloración ocre, luego va tomándose amarillo claro hasta tomarse blanco lechoso, en este momento agregar el indicador (1 a 2 mL). La muestra se tomará de color morado, entonces continuar adicionando el líquido E hasta que la muestra vuelva a tomar coloración blanca lechosa, justo cuando se produce este último viraje, se habrá llegado al punto final de titulación.
7. Leer en la bureta el volumen del líquido E consumido, este será el valor
8. Se calcula el valor de "f" mediante la siguiente expresión:

$$f = \frac{20}{l} \quad (3.2)$$

#### 3.4.2.4 PROCEDIMIENTO DE ANÁLISIS

##### Obtención del gasto para solución en blanco (b)

1. En un matraz erlenmeyer de 250 mL, adicionar 10 mL de líquido A con una pipeta.
2. Adicionar al matraz 10 mL de líquido B con una pipeta y agitarlo.
3. Adicionar con una probeta 30 mL de agua destilada y agitar el matraz.
4. Llevar a ebullición la solución del matraz por dos minutos (en la cocina eléctrica).
5. Enfriar el matraz en una corriente de agua fría hasta temperatura ambiente (sin agitarlo).
6. Adicionar al matraz 10 mL de líquido C con una pipeta.
7. adicionar al matraz 10 mL de líquido D e inmediatamente pasar al paso siguiente (30segundos).
8. Repetir el paso 6) del procedimiento expuesto en 3.4.2.3.
9. Leer en la bureta el volumen de líquido E consumido, este será el valor de "b".

**Obtención del gasto para solución con muestra (m)**

1. En un tubo de ensayo, adicionar 8 mL de HCL 2:6 con una pipeta.
2. Adicionar al tubo 2 mL de la muestra a analizarse con una pipeta.
3. Agitar el tubo y ponerlo en baño maría a 55°C por 10 minutos (hidrólisis).
4. Enfriar el tubo en una corriente de agua fría hasta temperatura ambiente.
5. En un matraz, adicionar 10 mL de líquido A con una pipeta.
6. Pipetear 5 mL del tubo y adicionarlo al matraz.
7. Adicionar al matraz 10 mL de líquido B con una pipeta.
8. Adicionar al matraz 25 mL de agua destilada con una probeta y agitar.
9. Repetir los pasos desde el 4) hasta el 8) del procedimiento anterior.
10. Leer en la bureta el volumen del líquido E. consumido, este será el valor de "m".

**Cálculos**

1. Se calcula el valor de  $V_{Na_2S_2O_3}$  mediante la siguiente ecuación:

$$V_{Na_2S_2O_3} = f(b-m) \dots\dots\dots (3...)$$

donde f es el factor de corrección del líquido E.

2. Finalmente, se reemplaza el valor de  $V_{Na_2S_2O_3}$  en la ecuación (3.1), y se obtiene la concentración de azúcares reductores totales en g/dL.

**3.4.3 ANÁLISIS DE CALCIO ( $Ca^{+2}$ ) Y POTASIO ( $K^+$ ) POR ABSORCIÓN ATÓMICA**

Se realizó en la sección de Laboratorio. Ver anexo A.

**3.4.4 ANÁLISIS DE SULFATOS**

Se realizó también en la sección de laboratorio. Ver anexo B.

**3.4.5 ANÁLISIS DE HUMEDAD**

Igualmente, se realizó también en la sección de Laboratorio. Ver anexo C.

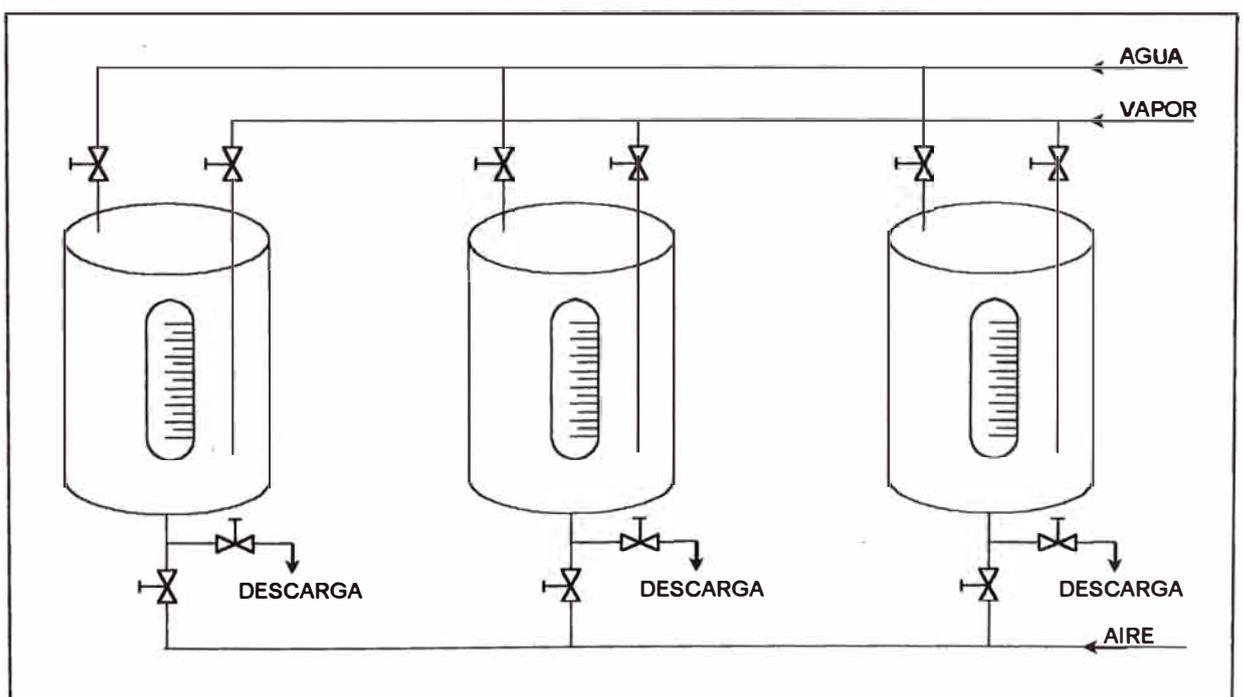
### 3.5 METODOLOGIA EXPERIMENTAL

#### 3.5.1 RECUPERACIÓN DE AZÚCARES DEL 2HL A NIVEL PILOTO POR EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

Las corridas experimentales realizadas para este trabajo se hicieron en la planta piloto, la cuál consta de 3 tanques de acero inoxidable de 15L de capacidad que tienen líneas de vapor, aire, agua y descarga (ver figura 3.2). En cada tanque y cada corrida experimental se realizó primero el contacto entre el disolvente y el sólido, para lo cuál se adicionó (además del 2HL) agua y vapor directo de acuerdo a los requerimientos del experimento y se agitó con aire, luego se realizó una sedimentación intermitente, de la cuál finalmente se obtuvo el 3LL (sobrenadante) y el 3HL (sedimento) los cuales se separaron, el primero retirándolo con un recipiente por la parte superior del tanque y el segundo por la línea de descarga del tanque ubicada en la parte inferior del mismo.

Para todos los casos se ha realizado un balance de volumen, debido a que se observó en las corridas que el volumen final no sufre variación alguna.

Figura 3.2: Planta piloto.



Se han realizado los siguientes experimentos, en cada uno de los cuáles se hizo una corrida:

1. Determinación del porcentaje de volumen óptimo de agua adicionada para una extracción sólido-líquido.
2. Determinación del pH óptimo para una extracción sólido-líquido.
3. Determinación de la temperatura óptima para una extracción sólido-líquido.
4. Obtención de datos para el diseño de un espesador continuo.

#### **3.5.1.1 DETERMINACIÓN DEL PORCENTAJE DE VOLUMEN ÓPTIMO DE AGUA ADICIONADA PARA UNA EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO**

En los tres tanques piloto se adicionó 6L de 2HL con un pH de 6,2 (con adición de cal), luego se realizó el contacto entre el disolvente y el sólido adicionando agua y vapor directo hasta calentar cada uno de los tanques a 60°C pero a diferentes volúmenes finales: 7,5L, 9 L y 12L; es decir a diferentes porcentajes de volumen de agua adicionada (25%, 50% y 100% adicionales a los 6L iniciales). Después se agitó con aire por 15 minutos y se dejó en reposo por 3,25 h produciéndose la sedimentación intermitente. Finalmente se separó el 3LL y el 3HL.

#### **3.5.1.2 DETERMINACIÓN DEL pH ÓPTIMO PARA UNA EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO.**

En los tres tanques piloto se adicionó 6L de 2HL con un pH de 3,4 (sin adición de cal), luego se realizó el contacto entre el disolvente y el sólido adicionando agua y vapor directo hasta un volumen final de 9L y una temperatura de 60°C, además se adicionó cal en dos de los tanques en diferentes cantidades, esto con la intención de obtener pHs diferentes en los tres tanques: 3,94; 8,23 (con adición de cal) y 11,68 (con adición de cal); luego se agitó con aire por 15 minutos y se dejó en reposo por 3,25 h produciéndose la sedimentación intermitente. Finalmente se separó el 3LL y el 3HL.

### **3.5.1.3 DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA ÓPTIMA PARA UNA EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO.**

En los tres tanques piloto se adicionó 6L de 2HL con un pH de 8,95 (con adición de cal), luego se realizó el contacto entre el disolvente y el sólido adicionando agua y vapor directo hasta un volumen final de 9L en cada uno de los tanques, calentándolos a diferentes temperaturas: 29,5°C; 50,5°C y 73°C; se agitó con aire por 15 minutos y se dejó en reposo por 3,25 h produciéndose la sedimentación intermitente. Finalmente se separó el 3LL y el 3HL.

### **3.5.1.4 OBTENCIÓN DE DATOS PARA EL DISEÑO DE UN ESPESADOR CONTINUO.**

Considerando los datos de porcentaje de volumen de agua adicionada, pH y temperatura óptimos obtenidos (ver ítem 5), se procedió a realizar una corrida que permita obtener los datos necesarios para realizar el diseño de un espesador continuo por el método expuesto anteriormente (ver ítem 2.4.3). En un tanque piloto se adicionó 6L de 2HL con un pH de 3,32, luego se realizó el contacto entre el disolvente y el sólido adicionando agua y vapor directo obteniéndose un volumen final de 9L y una temperatura de 60°C, se agitó con aire por 15 minutos y se dejó en reposo por 3,25 h produciéndose la sedimentación intermitente de la cuál finalmente se separó el 3LL y el 3HL.

### **3.5.2 REFINACION DE LODOS 3HL A NIVEL PILOTO.**

Se realizó un experimento en el cual se procedió a eliminar totalmente los azúcares del 3HL, en este experimento fueron necesarias siete corridas consecutivas en un tanque piloto. En la primera de ellas se consideró las condiciones de porcentaje de volumen de agua adicionada, pH y temperatura óptimos obtenidos y se realizó el procedimiento ya expuesto, en el ítem anterior (3.5.1.4). En las siguientes corridas se consideró solamente el enrasar a 9L y calentar a 60°C el HL producido en la corrida inmediata anterior. Finalmente se secó al ambiente el último HL producido (sin azúcares) y se pesó el sólido seco obtenido.

## 4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

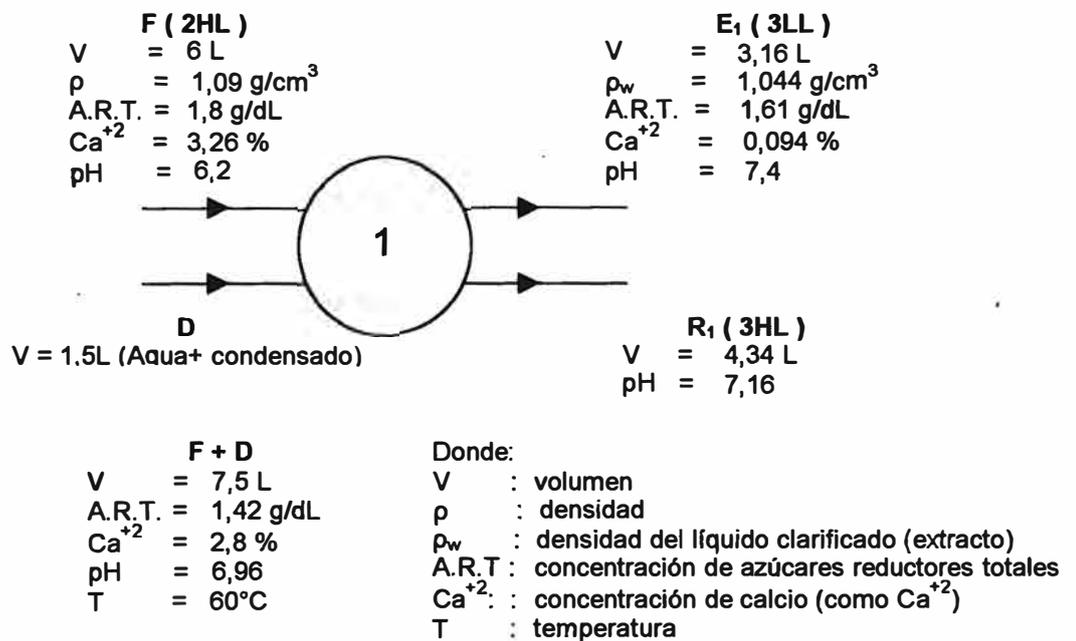
### 4.1 DETERMINACIÓN DEL PORCENTAJE DE VOLUMEN ÓPTIMO DE AGUA ADICIONADA PARA UNA EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

#### 4.1.1 DATOS Y RESULTADOS DEL EXPERIMENTO REALIZADO

Se tiene:

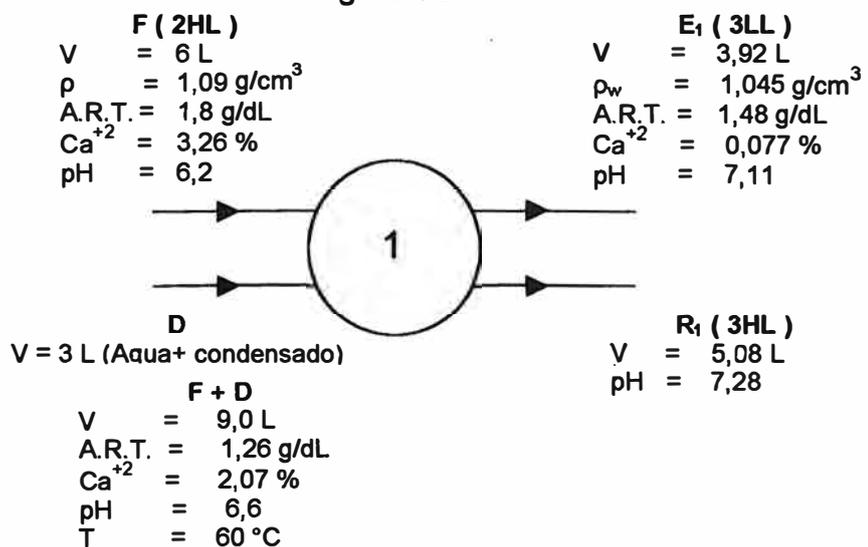
Tanque 1: 25% de volumen de agua adicionada

Figura 4.1



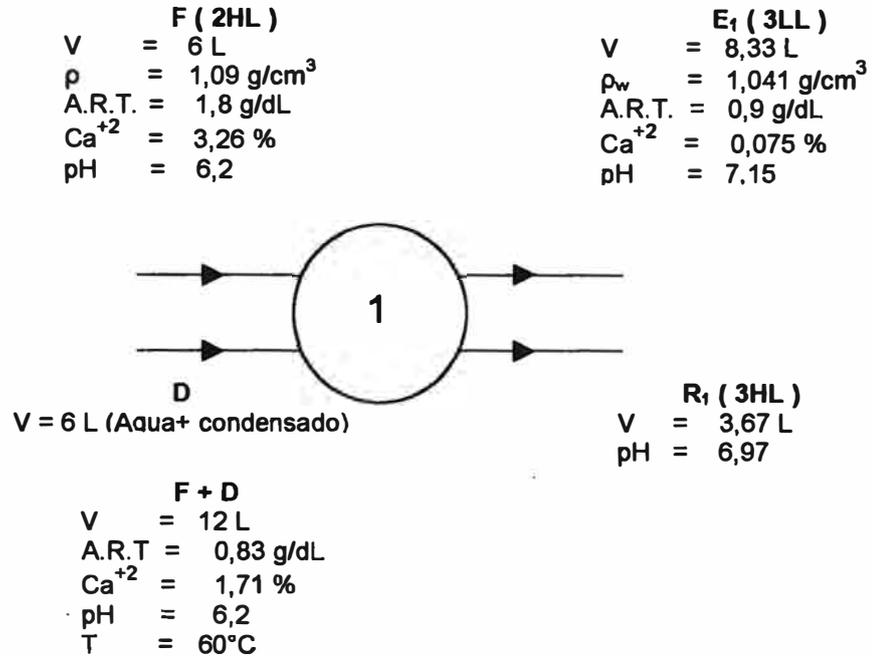
Tanque 2: 50% de volumen de agua adicionada

Figura 4.2



**Tanque 3: 100% de volumen de agua adicionada**

Figura 4.3

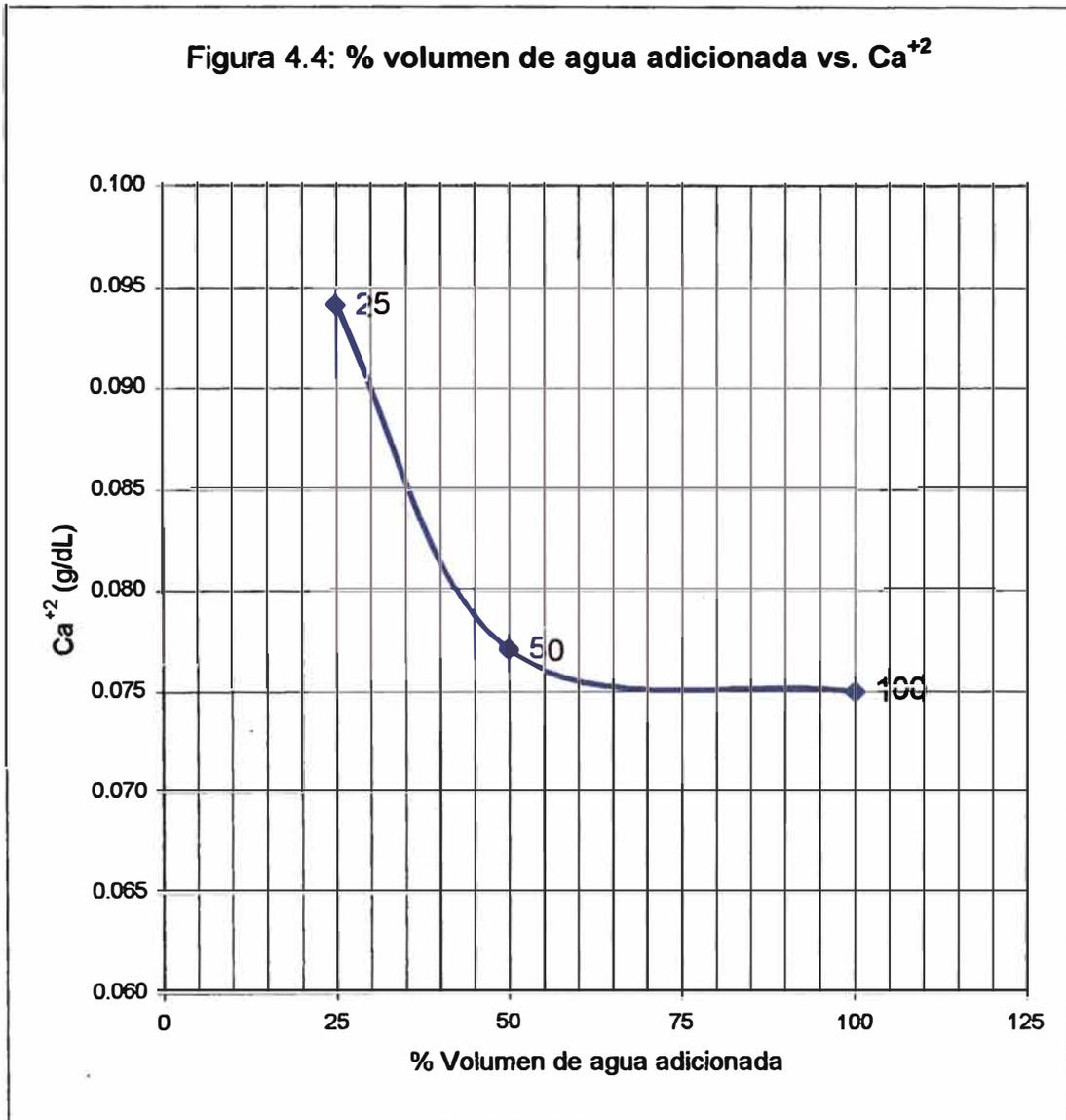
**4.1.2 EVALUACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE CALCIO (Ca<sup>+2</sup>) EN EL 3LL**

De los datos obtenidos se construye la siguiente tabla 4.1:

Tabla 4.1

Tanque	% Volumen de agua adicionada	Ca <sup>+2</sup> (g/dL)
1	25	0,094
2	50	0,077
3	100	0,075

Graficando el % de volumen de agua adicionada vs Ca<sup>+2</sup>; se tiene:



**Se observa que: a mayor porcentaje de volumen de agua adicionada menor es la concentración de calcio. ( $\text{Ca}^{+2}$ ).**

### 4.1.3 CÁLCULO Y EVALUACIÓN DEL PORCENTAJE DE AZÚCARES RECUPERADOS

#### Tanque 1:

$$\text{Azúcares iniciales (en F+D)} : 7,5\text{L} \cdot 1,42 \text{ g/dL} = 106,5\text{g}$$

$$\text{Azúcares recuperados (en E}_1\text{)} : 3,16\text{L} \cdot 1,61 \text{ g/dL} = 50,88\text{g}$$

$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{50,88}{106,5} \cdot 100\% = 47,77\%$$

#### Tanque 2:

$$\text{Azúcares iniciales (en F+D)} : 9,0\text{L} \cdot 1,26 \text{ g/dL} = 113,4\text{g}$$

$$\text{Azúcares recuperados (en E}_1\text{)} : 3,92\text{L} \cdot 1,48 \text{ g/dL} = 58,02\text{g}$$

$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{58,02}{113,4} \cdot 100\% = 51,16\%$$

#### Tanque 3:

$$\text{Azúcares iniciales (en F+D)} : 12,0\text{L} \cdot 0,83 \text{ g/dL} = 99,6\text{g}$$

$$\text{Azúcares recuperados (en E}_1\text{)} : 8,33\text{L} \cdot 0,90 \text{ g/dL} = 74,97\text{g}$$

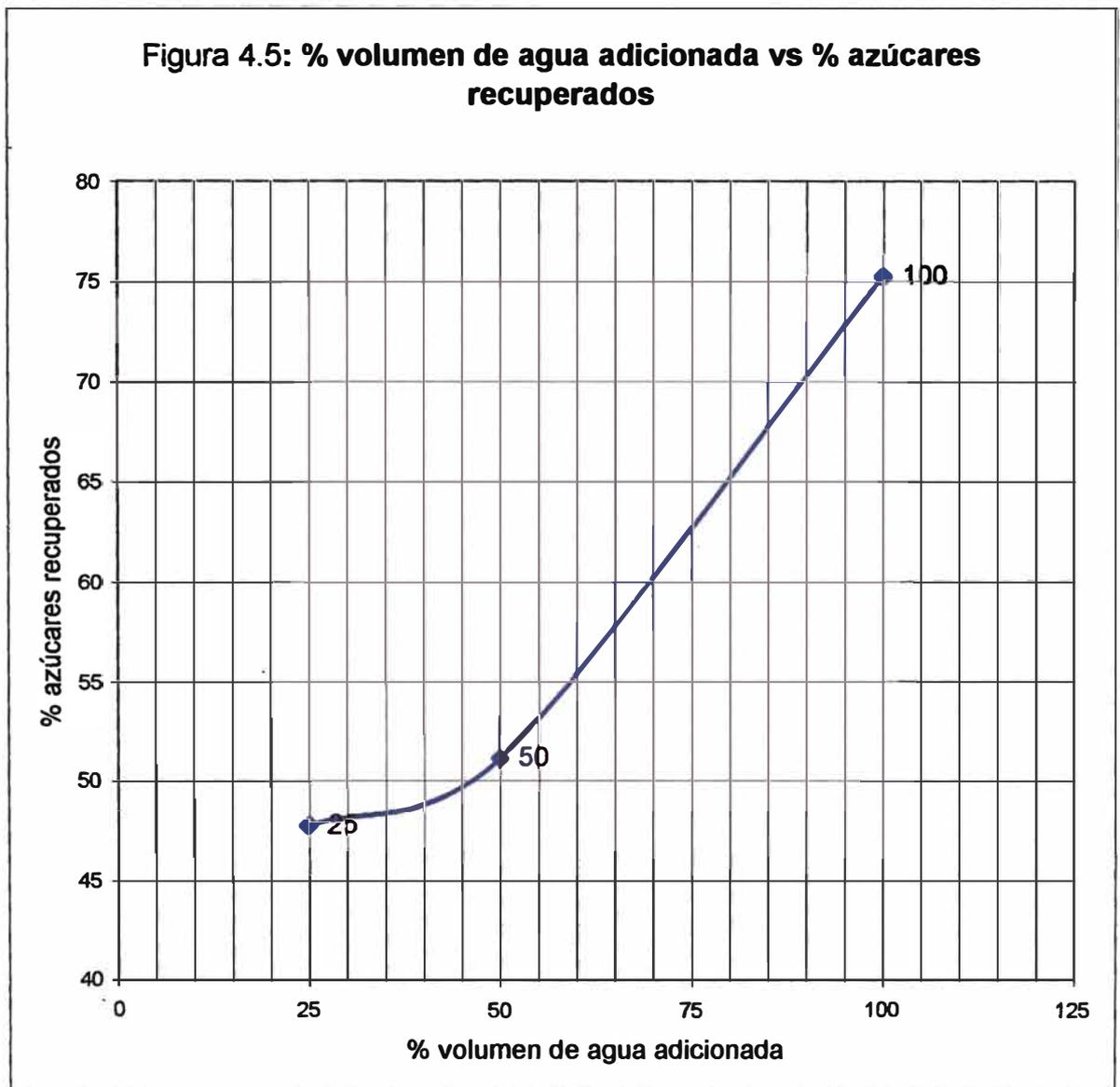
$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{74,97}{99,6} \cdot 100\% = 75,27\%$$

de los datos obtenidos, construimos la siguiente tabla:

Tabla 4.2

Tanque	% Volumen de agua adicionada	% Azúcares recuperados
1	25	47,77
2	50	51,16
3	100	75,27

Graficando el % volumen de agua adicionada vs % azúcares recuperados; se tiene:



**Se observa que: a mayor porcentaje de volumen de agua adicionada, mayor es el porcentaje de azúcares recuperados.**

#### 4.1.4 CÁLCULO Y EVALUACIÓN DEL PORCENTAJE DE VOLUMEN DE 3LL GENERADO

Considerando los datos obtenidos en la segunda separación de la cual se extrajo la muestra para esta prueba:

$$\text{Volumen 2HL} = 5,0 \text{ kL}$$

$$\text{Volumen 2LL} = 6,0 \text{ kL}$$

Se tiene que para un volumen de 2HL de 6 L (volumen usado en cada tanque) se genera teóricamente el siguiente volumen de 2LL:

$$\text{Volumen 2LL (teórico)} = \frac{6,0\text{kL}}{5,0\text{kL}} \cdot 6,0\text{L} = 7,2 \text{ L}$$

Entonces el porcentaje de volumen de 3LL generado en cada tanque, será:

##### Tanque 1:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 3,16 \text{ L}$$

$$\% \text{ de volumen de 3LL generado} = \frac{3,16}{7,2} \cdot 100\% = 43,89\%$$

##### Tanque 2:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 3,92 \text{ L}$$

$$\% \text{ de volumen de 3LL generado} = \frac{3,92}{7,2} \cdot 100\% = 54,44\%$$

##### Tanque 3:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 8,33 \text{ L}$$

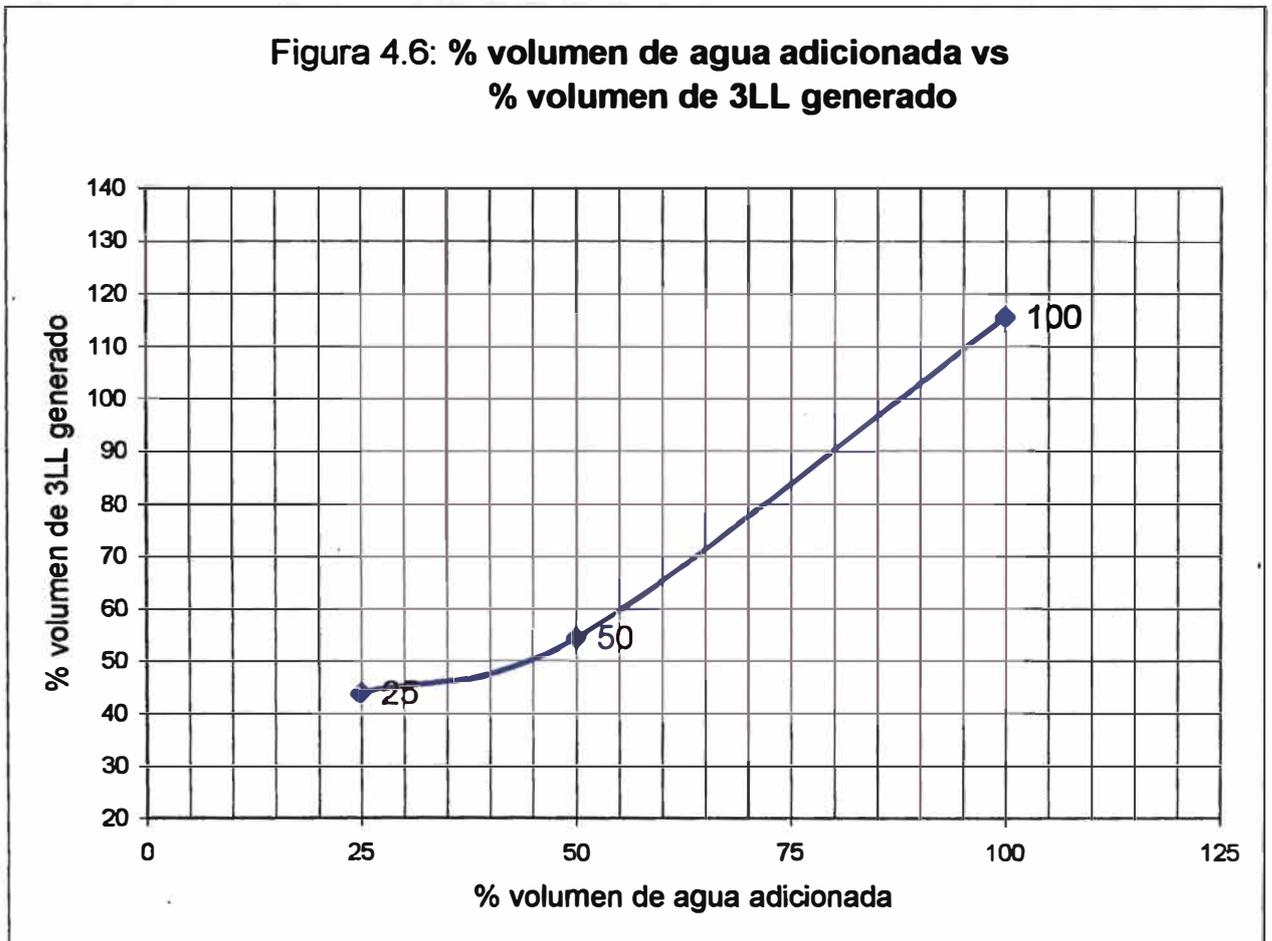
$$\% \text{ de volumen de 3LL generado} = \frac{8,33}{7,2} \cdot 100\% = 115,69\%$$

De los datos obtenidos, se construye la siguiente tabla:

Tabla 4.3

Tanque	% Volumen de agua adicionada	% Volumen de 3 LL generado
1	25	43,89
2	50	54,44
3	100	115,69

Graficando el % de volumen de agua adicionada vs % de volumen de 3LL generado, se tiene:



**Se observa que: a mayor porcentaje de volumen de agua adicionada mucho mayor es el porcentaje de volumen de 3LL generado.**

#### 4.1.5 OBTENCIÓN Y EVALUACIÓN DEL TIEMPO DE SEDIMENTACIÓN TOTAL

Se realizó pruebas experimentales en probetas con muestras a de 500 mL de F+D, en cada tanque:

##### Tanque 1:

Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.4

Tiempo (h)	Altura (cm)	Tiempo (h)	Altura (cm)
0,0	25,4	3,0	15,3
0,25	24,1	3,25	15,2
0,50	22,4	3,50	15,1
0,75	21,3	3,75	15,0
1,0	20,6	4,0	14,9
1,25	19,8	4,25	14,8
1,50	19,1	4,50	14,7
1,75	18,4	4,75	14,6
2,0	17,7	5,0	14,6
2,25	17,1	5,25	14,6
2,50	16,4	5,50	14,6
2,75	15,5		

El tiempo de sedimentación total será: 4,75 h = 4 h 45 min.

##### Tanque 2:

Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.5

Tiempo (h)	Altura (cm)
0,0	25,4
0,25	21,8
0,50	18,6
0,75	15,5
1,0	14,4
1,25	13,9
1,50	13,5
1,75	13,3
2,0	13,1
2,25	13,0
2,50	12,9
2,75	12,8
3,0	12,7
3,25	12,7
3,50	12,7
3,75	12,7

El tiempo de sedimentación total será: 3 h.

**Tanque 3:**

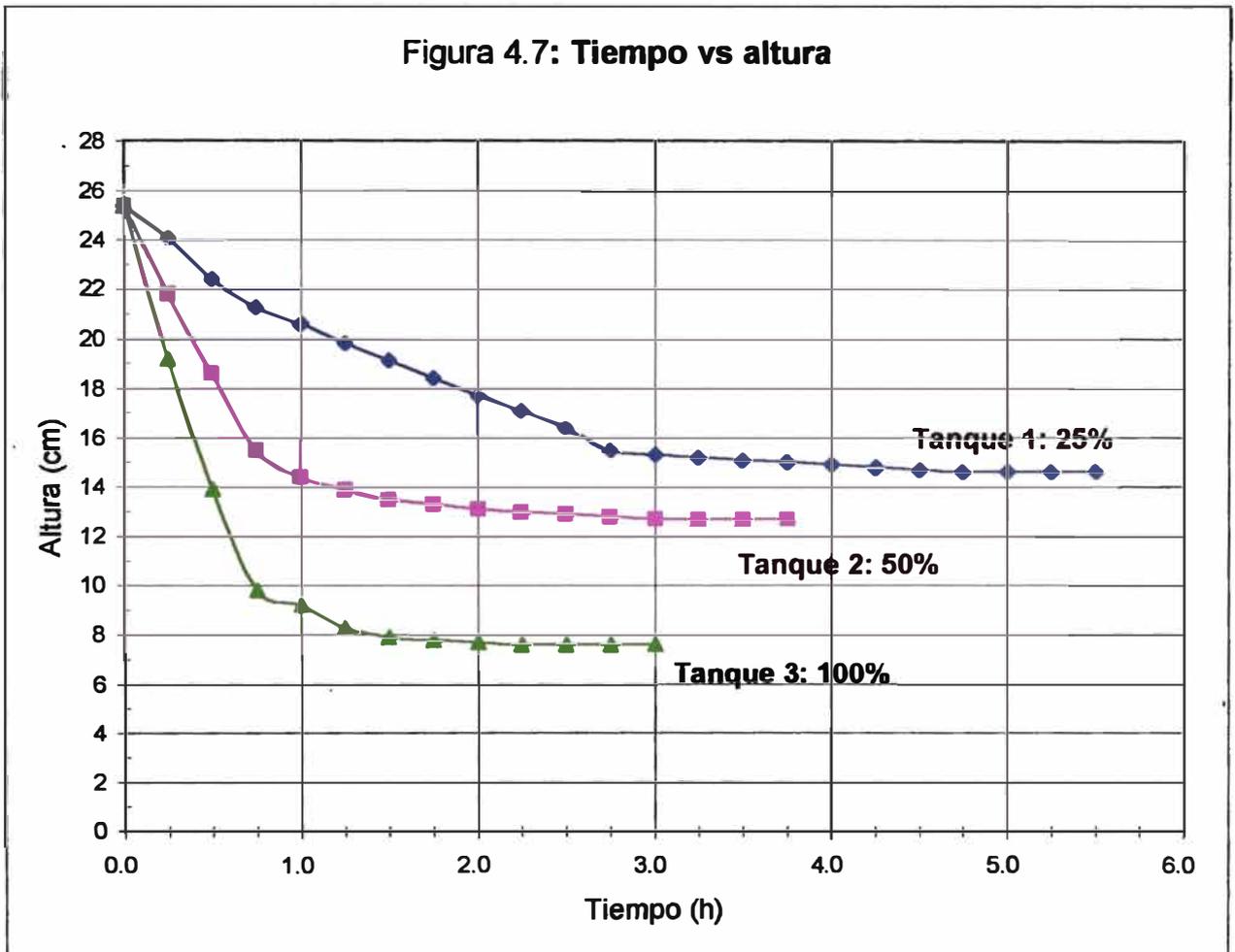
Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.6

<b>Tiempo (h)</b>	<b>Altura (cm)</b>
0,0	25,4
0,25	19,2
0,50	13,9
0,75	9,8
1,0	9,2
1,25	8,3
1,50	7,9
1,75	7,8
2,0	7,7
2,25	7,6
2,50	7,6
2,75	7,6
3,0	7,6

El tiempo de sedimentación total será: 2,25 h = 2 h 15 min.

De los datos obtenidos en las tres tablas anteriores (4.4, 4.5 y 4.6), se construye el gráfico tiempo vs. altura (simultáneamente para los tres tanques).



**Se observa que: a mayor porcentaje de volumen de agua adicionada, menor es el tiempo de sedimentación total.**

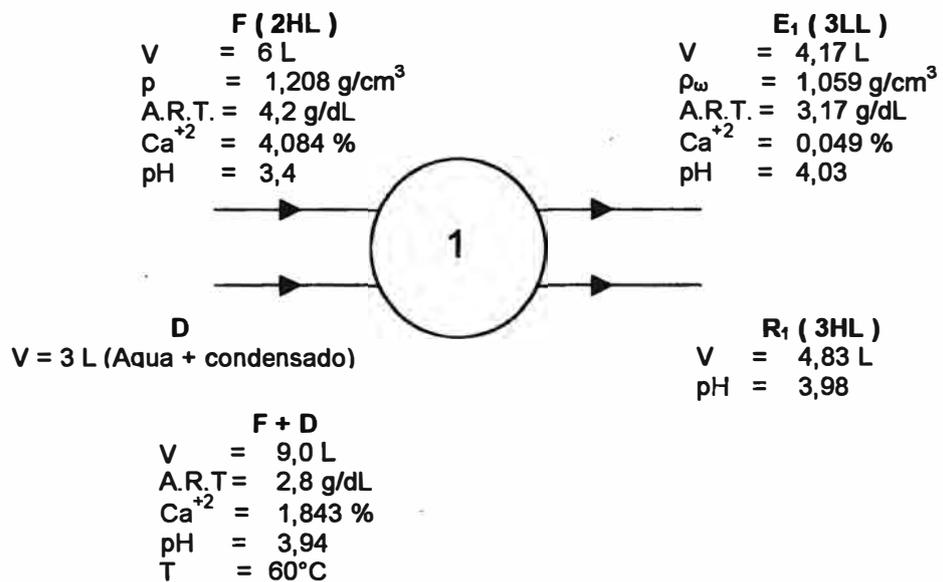
## 4.2 DETERMINACIÓN DEL pH ÓPTIMO PARA UNA EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

### 4.2.1 DATOS Y RESULTADOS DEL EXPERIMENTO REALIZADO

Se tiene:

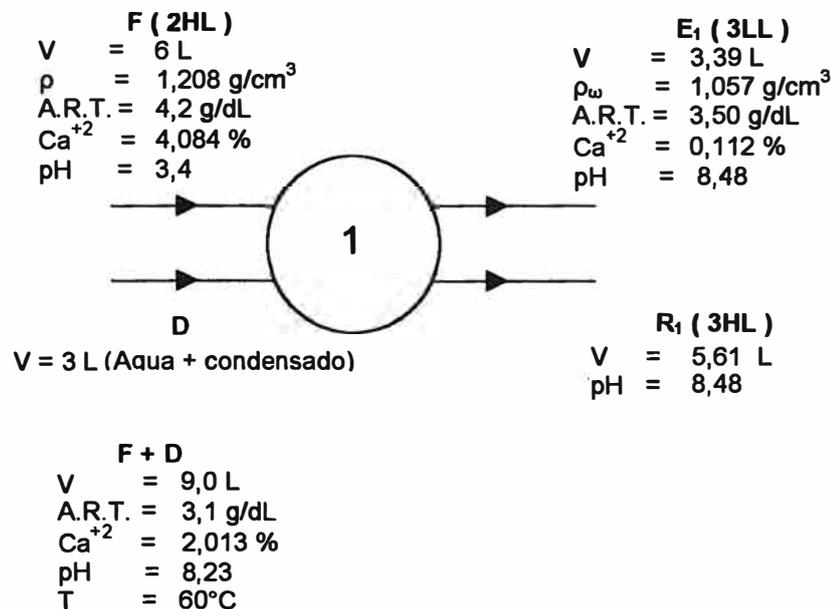
Tanque 1: pH = 3,94

Figura 4.8



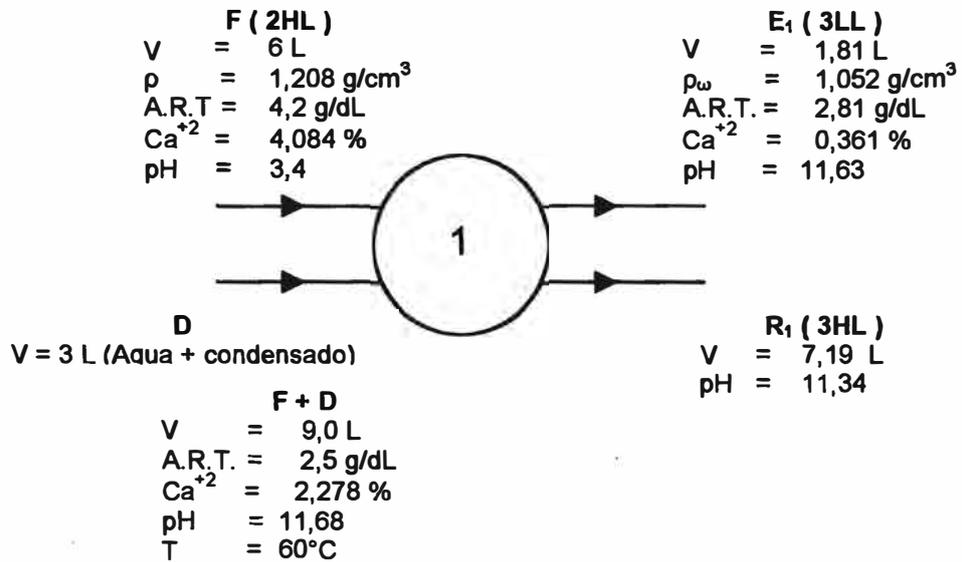
Tanque 2: pH = 8,23

Figura 4.9



Tanque 3: pH = 11,68

Figura 4.10



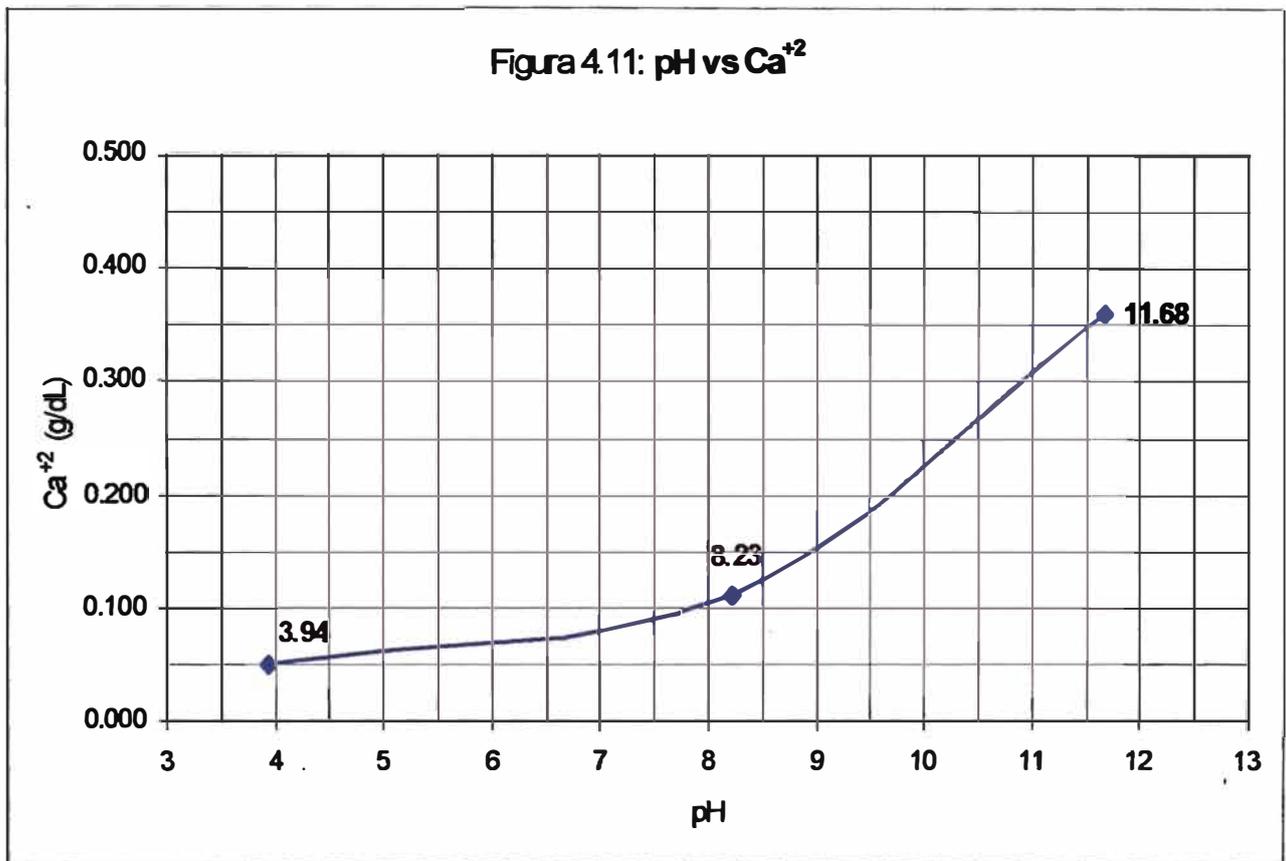
#### 4.2.2 EVALUACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE CALCIO ( $\text{Ca}^{+2}$ ) EN EL 3LL

De los datos obtenidos se construye la siguiente tabla:

Tabla 4.7

Tanque	pH	$\text{Ca}^{+2}$ (g/dL)
1	3,94	0,049
2	8,23	0,112
3	11,68	0,361

Graficando el pH vs  $\text{Ca}^{+2}$ , se tiene:



Se observa que: a menor pH, menor es la concentración de calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ )

### 4.2.3 CÁLCULO Y EVALUACIÓN DEL PORCENTAJE DE AZÚCARES RECUPERADOS

#### Tanque 1:

$$\begin{aligned} \text{Azúcares iniciales (en F+D)} & : 9,0\text{L} \cdot 2,8 \text{ g/dL} = 252 \text{ g} \\ \text{Azúcares recuperados (en E}_1\text{)} & : 4,17\text{L} \cdot 3,17 \text{ g/dL} = 132,19 \text{ g} \end{aligned}$$

$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{132,19}{252} \cdot 100\% = 52,46\%$$

#### Tanque 2:

$$\begin{aligned} \text{Azúcares iniciales (en F+D)} & : 9,0\text{L} \cdot 3,1 \text{ g/dL} = 279 \text{ g} \\ \text{Azúcares recuperados (en E}_1\text{)} & : 3,39\text{L} \cdot 3,5 \text{ g/dL} = 118,65 \text{ g} \end{aligned}$$

$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{118,65}{279} \cdot 100\% = 42,53\%$$

#### Tanque 3:

$$\begin{aligned} \text{Azúcares iniciales (en F+D)} & : 9,0 \text{ L} \cdot 2,5 \text{ g/dL} = 225 \text{ g} \\ \text{Sacarosa recuperada (en E}_1\text{)} & : 1,81 \text{ L} \cdot 2,81 \text{ g/dL} = 50,86 \text{ g} \end{aligned}$$

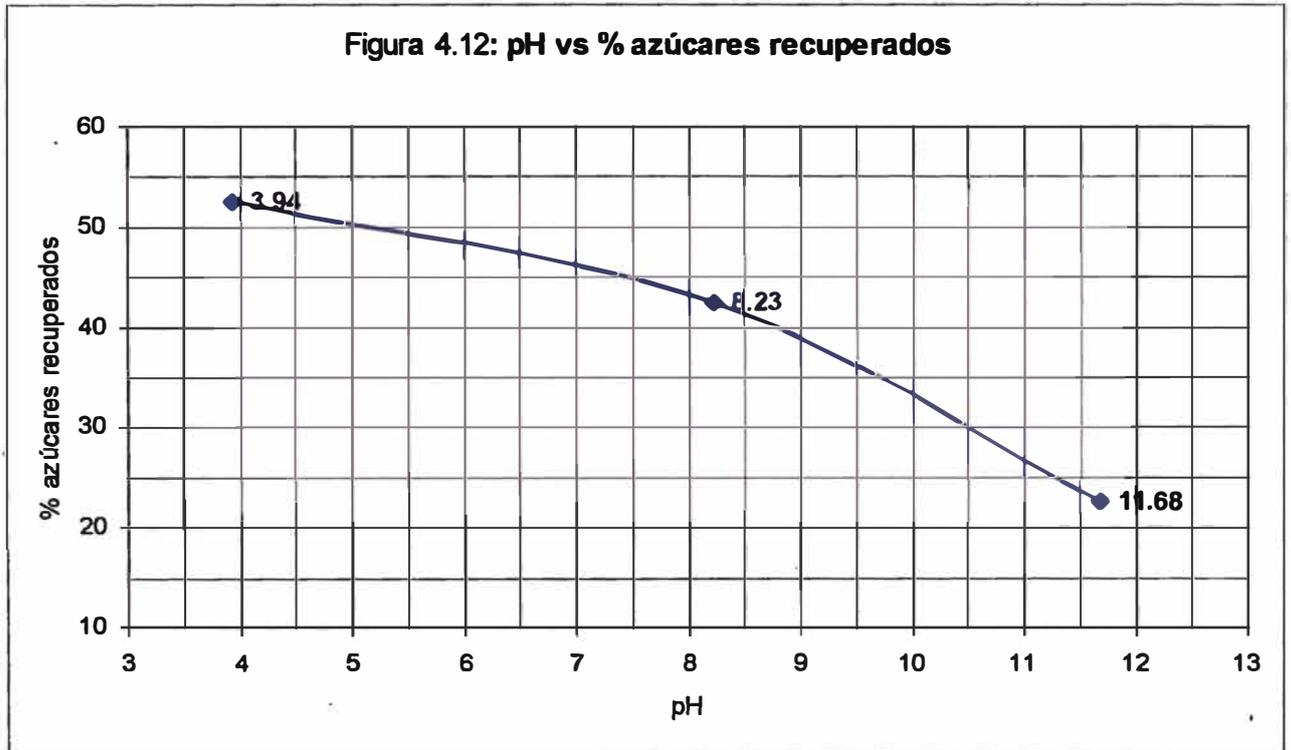
$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{50,86}{225} \cdot 100\% = 22,6\%$$

De los datos obtenidos, se construye la siguiente tabla:

Tabla 4.8

Tanque	pH	% de azúcares recuperados
1	3,94	52,46
2	8,23	42,53
3	11,68	22,60

Graficando el pH vs % azúcares recuperados, se tiene:



Se observa que: a menor pH, mayor es el porcentaje de azúcares recuperados.

#### 4.2.4 CÁLCULO Y EVALUACIÓN DEL PORCENTAJE DE VOLUMEN DE 3LL GENERADO

Como en el caso anterior, considerando los datos obtenidos en la segunda separación de la cual se extrajo la muestra:

$$\text{Volumen 2HL} = 4,5 \text{ kL}$$

$$\text{Volumen 2LL} = 5,0 \text{ kL}$$

Se tiene que para un volumen de 2HL de 6 L se genera teóricamente el siguiente volumen de 2LL:

$$\text{Volumen 2 LL (teórico)} = \frac{5,0 \text{ kL}}{4,5 \text{ kL}} \cdot 6,0 \text{ L} = 6,67 \text{ L}$$

Entonces, el porcentaje de volumen de 3LL generado en cada tanque, será:

##### Tanque 1:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 4,17 \text{ L}$$

$$\% \text{ de volumen de 3LL generado} = \frac{4,17}{6,67} \cdot 100\% = 62,52\%$$

##### Tanque 2:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 3,39 \text{ L}$$

$$\% \text{ de volumen de 3LL generado} = \frac{3,39}{6,67} \cdot 100\% = 50,82\%$$

##### Tanque 3:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 1,81 \text{ L}$$

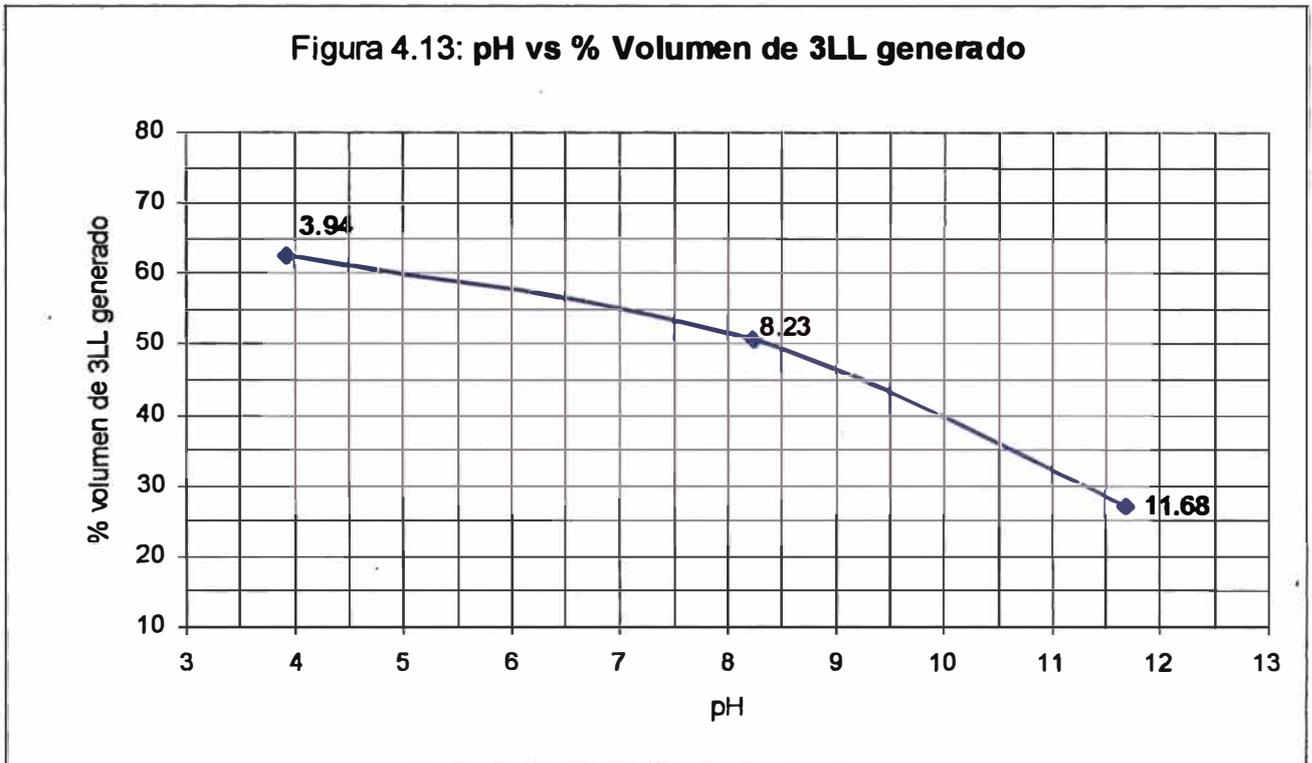
$$\% \text{ de volumen de 3 LL generado} = \frac{1,81}{6,67} \cdot 100\% = 27,14\%$$

De los datos obtenidos, se construye la siguiente tabla:

Tabla 4.9

Tanque	pH	% Volumen de 3LL generado
1	3,94	62,52
2	8,23	50,82
3	11,68	27,14

Graficando % de volumen de agua adicionada vs % de volumen de 3LL generado, se tiene:



Se observa que: a menor pH, hay un porcentaje relativamente mayor de volumen de 3LL generado.

#### 4.2.5 OBTENCIÓN Y EVALUACIÓN DEL TIEMPO DE SEDIMENTACIÓN TOTAL

Como en el caso anterior, se realizó pruebas experimentales con muestras de 500 mL de F+D, en cada tanque:

##### Tanque 1:

Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.10

Tiempo (h)	Altura (cm)
0,0	25,4
0,25	24,2
0,50	23,2
0,75	22,2
1,0	21,4
1,25	20,3
1,50	18,9
1,75	17,7
2,0	17,2
2,25	17,0
2,50	16,8
2,75	16,8
3,0	16,8
3,25	16,8

El tiempo de sedimentación total será: 2,50 h = 2 h 30 min.

##### Tanque 2:

Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.11

Tiempo (h)	Altura (cm)	Tiempo (h)	Altura (cm)
0,0	25,4	2,75	15,0
0,25	24,3	3,0	14,8
0,50	22,8	3,25	14,5
0,75	20,9	3,50	14,4
1,0	18,15	3,75	14,3
1,25	17,2	4,0	14,2
1,50	16,5	4,25	13,9
1,75	16,2	4,50	13,8
2,0	15,8	4,75	13,8
2,25	15,5	5,0	13,8
2,50	15,2	5,25	13,8

El tiempo de sedimentación total será: 4,50 h = 4 h 30 min.

**Tanque 3:**

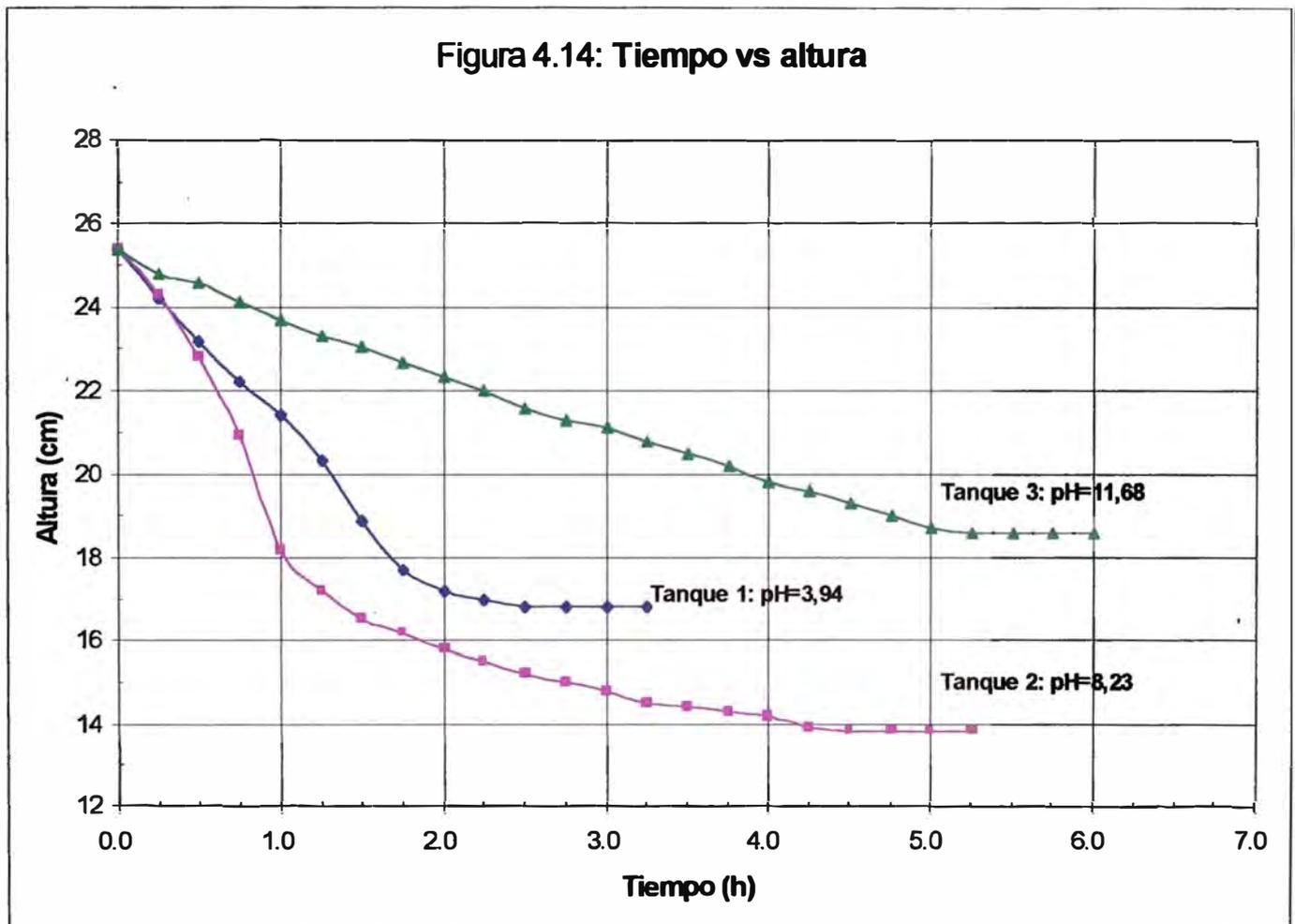
Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.12

<b>Tiempo (h)</b>	<b>Altura (cm)</b>	<b>Tiempo (h)</b>	<b>Altura (cm)</b>
0,0	25,4	3,25	20,8
0,25	24,8	3,5	20,5
0,50	24,6	3,75	20,2
0,75	24,1	4,0	19,8
1,0	23,7	4,25	19,6
1,25	23,3	4,5	19,3
1,50	23,05	4,75	19,0
1,75	22,7	5,0	18,7
2,0	22,35	5,25	18,6
2,25	22,0	5,50	18,6
2,50	21,6	5,75	18,6
2,75	21,3	6,0	18,6

El tiempo de sedimentación total será: 5,25 h = 5 h 15 min.

De los datos obtenidos en las tres tablas anteriores (4.10, 4.11 y 4.12), se construye el gráfico tiempo vs. altura (simultáneamente para los tres tanques).



Se observa que: a menor pH, menor es el tiempo de sedimentación total.

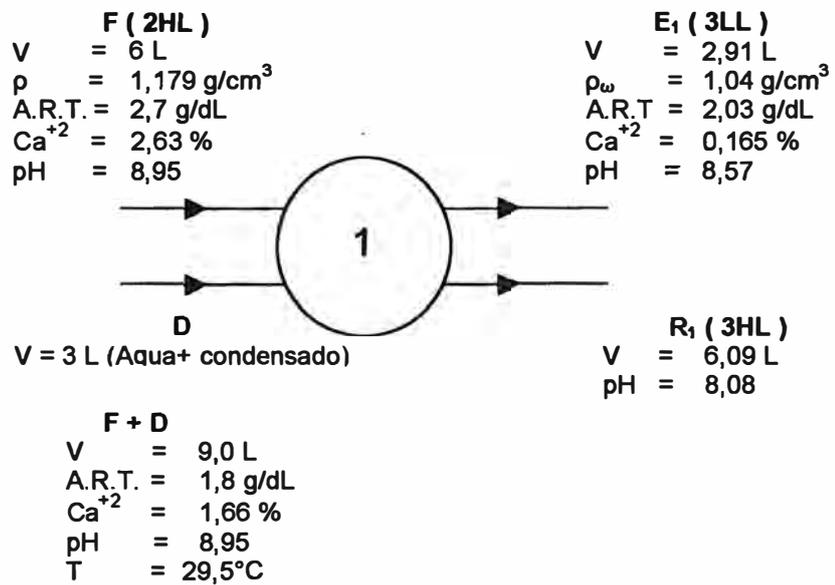
### 4.3 DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA ÓPTIMA PARA UNA EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

#### 4.3.1 DATOS Y RESULTADOS DEL EXPERIMENTO REALIZADO

Se tiene:

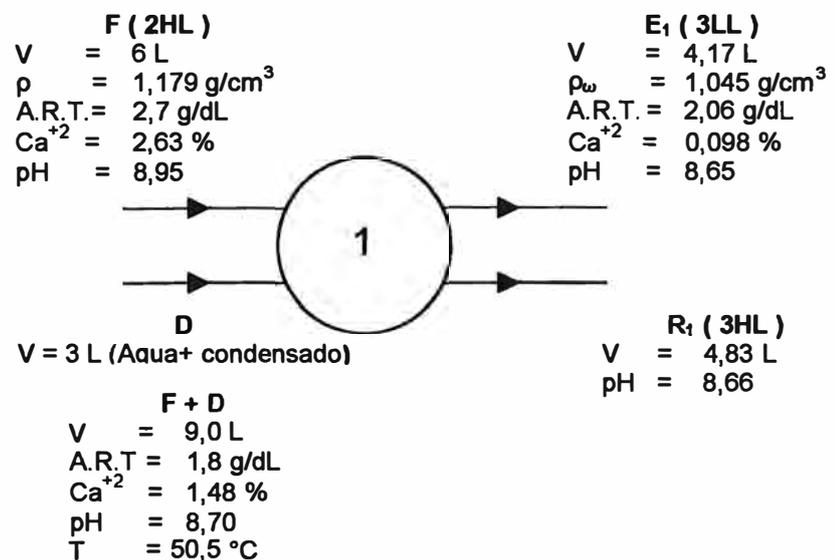
Tanque 1: T = 29,5°C

Figura 4.15



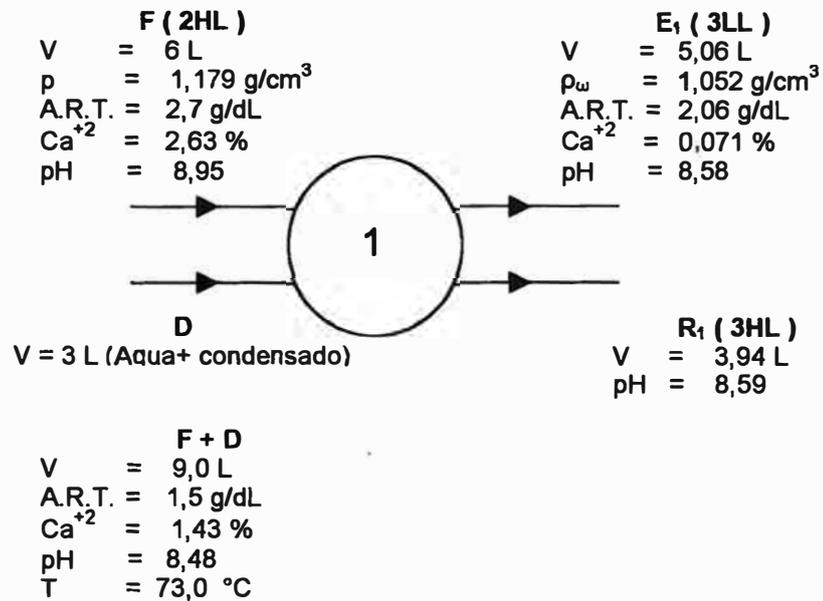
Tanque 2: T = 50,5°C

Figura 4.16



Tanque 3: T = 73,0°C

Figura 4.17

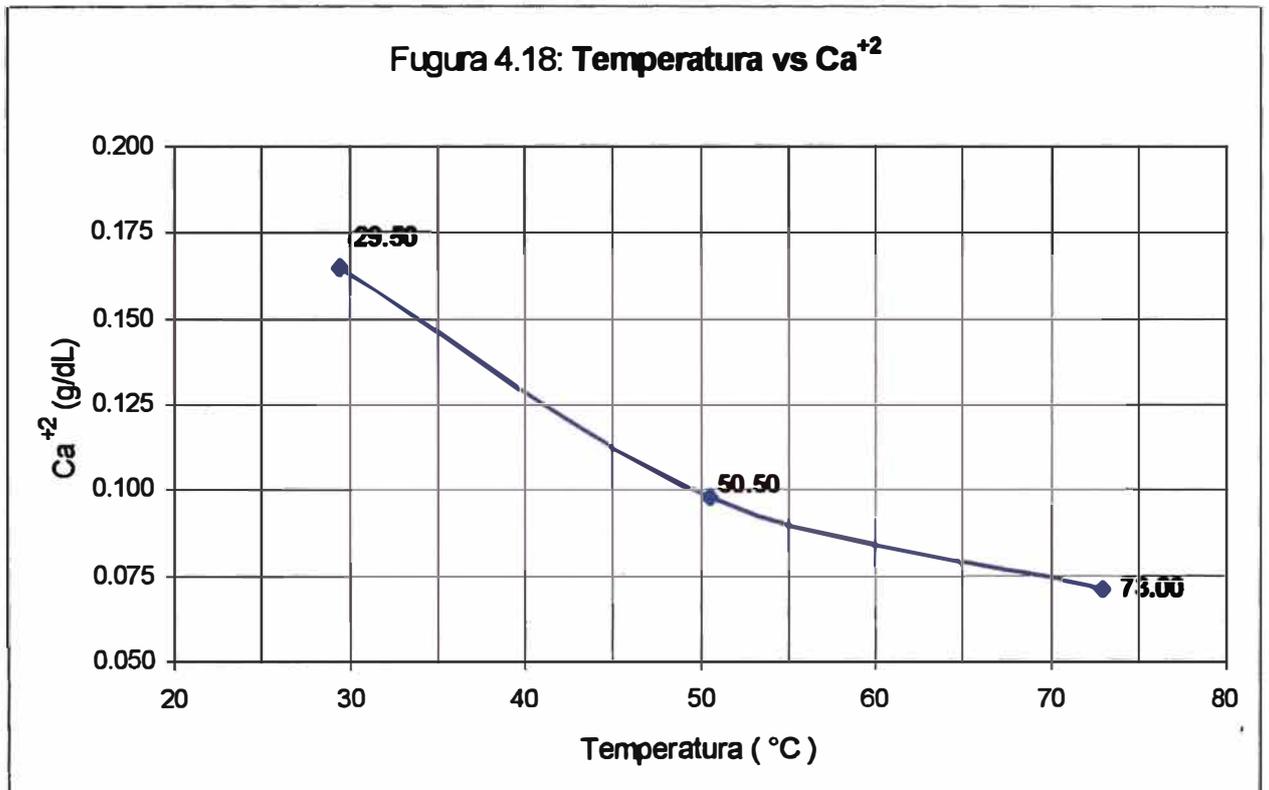
**4.3.2 EVALUACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE CALCIO (Ca<sup>+2</sup>) EN EL 3LL**

De los datos obtenidos se construye la siguiente tabla:

Tabla 4.13

Tanque	T ( °C )	Ca <sup>+2</sup> (g/dL)
1	29,5	0,165
2	50,5	0,098
3	73,0	0,071

Graficando temperatura vs Ca<sup>+2</sup>, se tiene:



Se observa que: a mayor temperatura menor es la concentración de calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ ).

### 4.3.3 CÁLCULO Y EVALUACIÓN DEL PORCENTAJE DE AZÚCARES RECUPERADOS

#### Tanque 1:

$$\text{Azúcares iniciales (en F+D)} : 9,0\text{L} \cdot 1,8 \text{ g/dL} = 162 \text{ g}$$

$$\text{Azúcares recuperados (en E}_1\text{)} : 2,91\text{L} \cdot 2,03 \text{ g/dL} = 59,07 \text{ g}$$

$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{59,07}{162} \cdot 100\% = 36,46\%$$

#### Tanque 2:

$$\text{Azúcares iniciales (en F+D)} : 9,0\text{L} \cdot 1,8 \text{ g/dL} = 162 \text{ g}$$

$$\text{Azúcares recuperados (en E}_1\text{)} : 4,17\text{L} \cdot 2,06 \text{ g/dL} = 85,90 \text{ g}$$

$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{85,90}{162} \cdot 100\% = 53,02\%$$

#### Tanque 3:

$$\text{Azúcares iniciales (en F+D)} : 9,0\text{L} \cdot 1,5 \text{ g/dL} = 135 \text{ g}$$

$$\text{Azúcares recuperados (en E}_1\text{)} : 5,06\text{L} \cdot 2,06 \text{ g/dL} = 104,24 \text{ g}$$

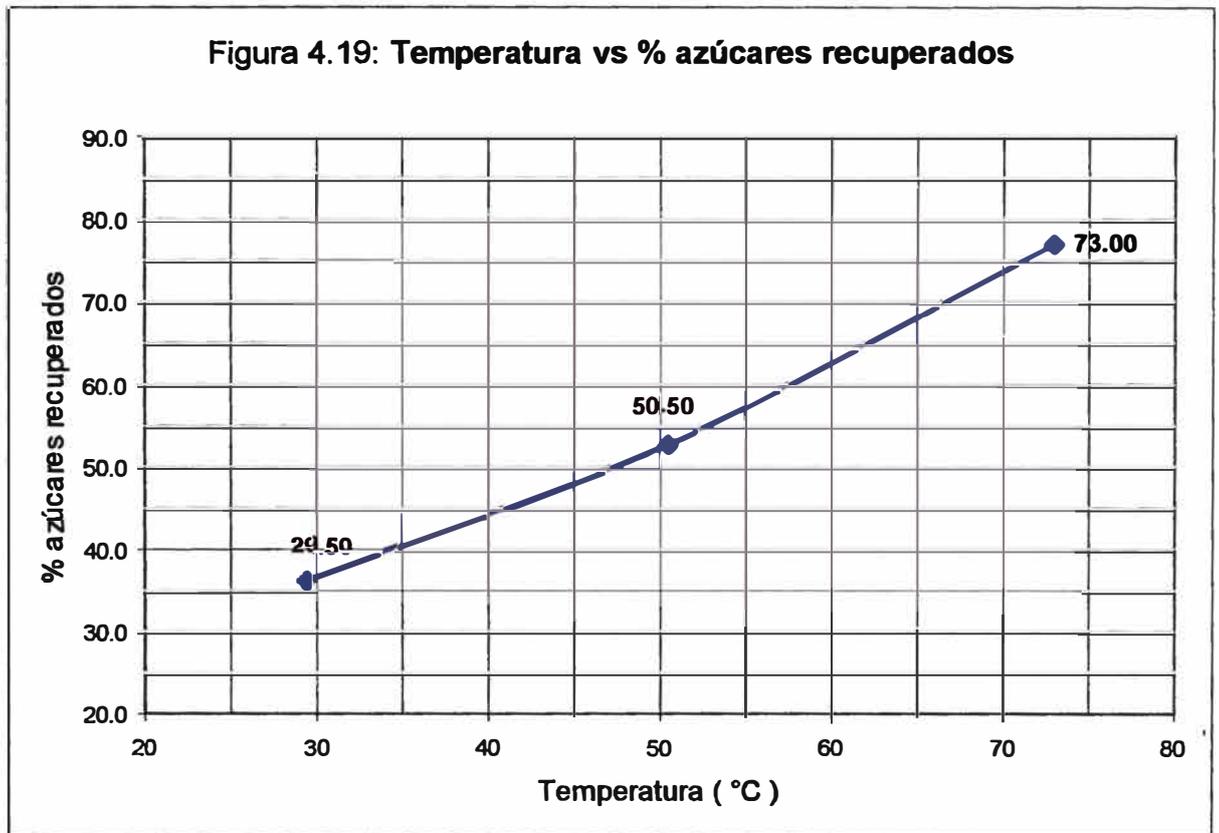
$$\% \text{ de azúcares recuperados} : \frac{104,24}{135} \cdot 100\% = 77,21\%$$

De los datos obtenidos, se construye la siguiente tabla:

Tabla 4.14

Tanque	T ( °C )	% de azúcares recuperados
1	29,5	36,46
2	50,5	53,02
3	73,0	77,21

Graficando la temperatura vs % de azúcares recuperados, se tiene:



Se observa que: a mayor temperatura mayor es el porcentaje de azúcares recuperados.

#### 4.3.4 CÁLCULO Y EVALUACIÓN DEL PORCENTAJE DE VOLUMEN DE 3LL GENERADO

Igualmente, considerando los datos obtenidos en la segunda separación de la cual se extrajo la muestra:

$$\text{Volumen 2HL} = 5,8 \text{ kL}$$

$$\text{Volumen 2LL} = 7,5 \text{ kL}$$

Entonces, para un volumen de 2HL de 6 L se genera teóricamente el siguiente volumen de 2LL:

$$\text{Volumen 2LL (teórico)} = \frac{7,5 \text{ kL}}{5,8 \text{ kL}} \cdot 6,0 \text{ L} = 7,76 \text{ L}$$

Luego, el porcentaje de volumen de 3LL generado en cada tanque, será:

##### Tanque 1:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 2,91 \text{ L}$$

$$\% \text{ de volumen de 3LL generado} = \frac{2,91}{7,76} \cdot 100\% = 37,5\%$$

##### Tanque 2:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 4,17 \text{ L}$$

$$\% \text{ de volumen de 3LL generado} = \frac{4,17}{7,76} \cdot 100\% = 53,74\%$$

##### Tanque 3:

$$\text{Volumen de 3LL generado (en } E_1) : 5,06 \text{ L}$$

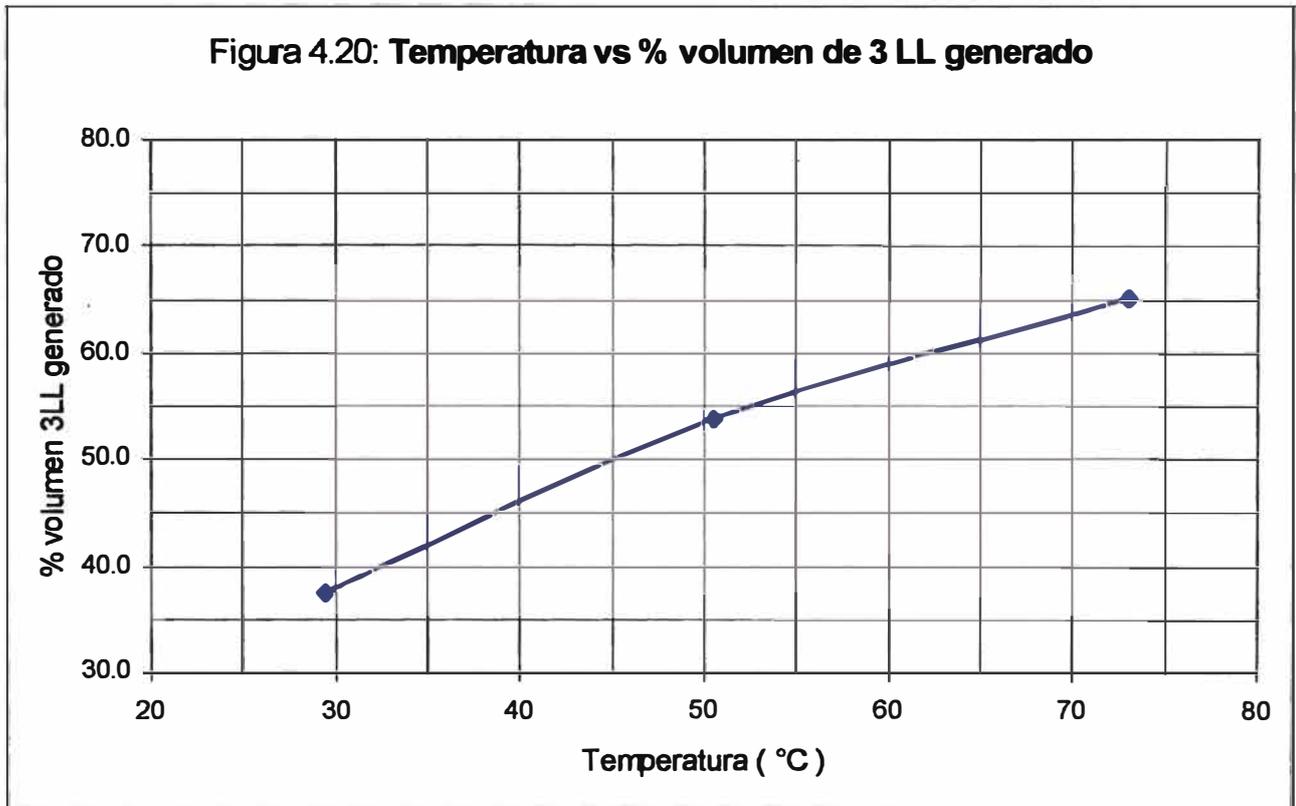
$$\% \text{ de volumen de 3LL generado} = \frac{5,06}{7,76} \cdot 100\% = 65,21\%$$

De los datos obtenidos, se construye la siguiente tabla:

Tabla 4.15

Tanque	T ( °C )	% Volumen de 3 LL generado
1	29,5	37,50
2	50,5	53,74
3	73,0	65,21

Graficando la temperatura vs % de volumen de 3LL generado, se tiene:



**Se observa que: a mayor temperatura hay un porcentaje relativamente mayor de volumen de 3LL generado.**

#### 4.3.5 OBTENCIÓN Y EVALUACIÓN DEL TIEMPO DE SEDIMENTACIÓN TOTAL

Como en los casos anteriores, se realizó pruebas experimentales con muestras de 500 mL de F+D, en cada tanque:

##### Tanque 1:

Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.16

Tiempo (h)	Altura (cm)	Tiempo (h)	Altura (cm)
0,0	25,4	4,50	12,8
0,25	24,5	4,75	11,9
0,50	23,9	5,00	11,1
0,75	23,2	5,25	10,0
1,0	22,4	5,50	9,70
1,25	21,6	5,75	9,60
1,50	21,0	6,0	9,40
1,75	20,5	6,25	9,30
2,0	19,8	6,50	9,20
2,25	19,2	6,75	9,15
2,50	18,5	7,00	9,10
2,75	17,8	7,25	9,05
3,0	17,0	7,50	9,00
3,25	16,4	7,75	9,00
3,50	15,3	8,00	8,90
3,75	14,8	8,25	8,90
4,00	14,4	8,50	8,90
4,25	13,6	8,75	8,90

El tiempo de sedimentación total será: 8,0 h.

##### Tanque 2:

Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.17

Tiempo (h)	Altura (cm)	Tiempo (h)	Altura (cm)
0,0	25,4	3,50	9,6
0,25	23,8	3,75	9,4
0,50	22,2	4,00	9,2
0,75	21,1	4,25	9,1
1,0	19,5	4,50	9,0
1,25	18,2	4,75	8,75
1,50	16,6	5,00	8,6
1,75	15,0	5,25	8,55
2,0	13,5	5,50	8,55
2,25	11,7	5,75	8,45
2,50	11,1	6,0	8,45
2,75	10,6	6,25	8,45
3,0	10,2	6,50	8,45
3,25	9,9		

El tiempo de sedimentación total será: 5,75 h = 5 h 45 min.

**Tanque 3:**

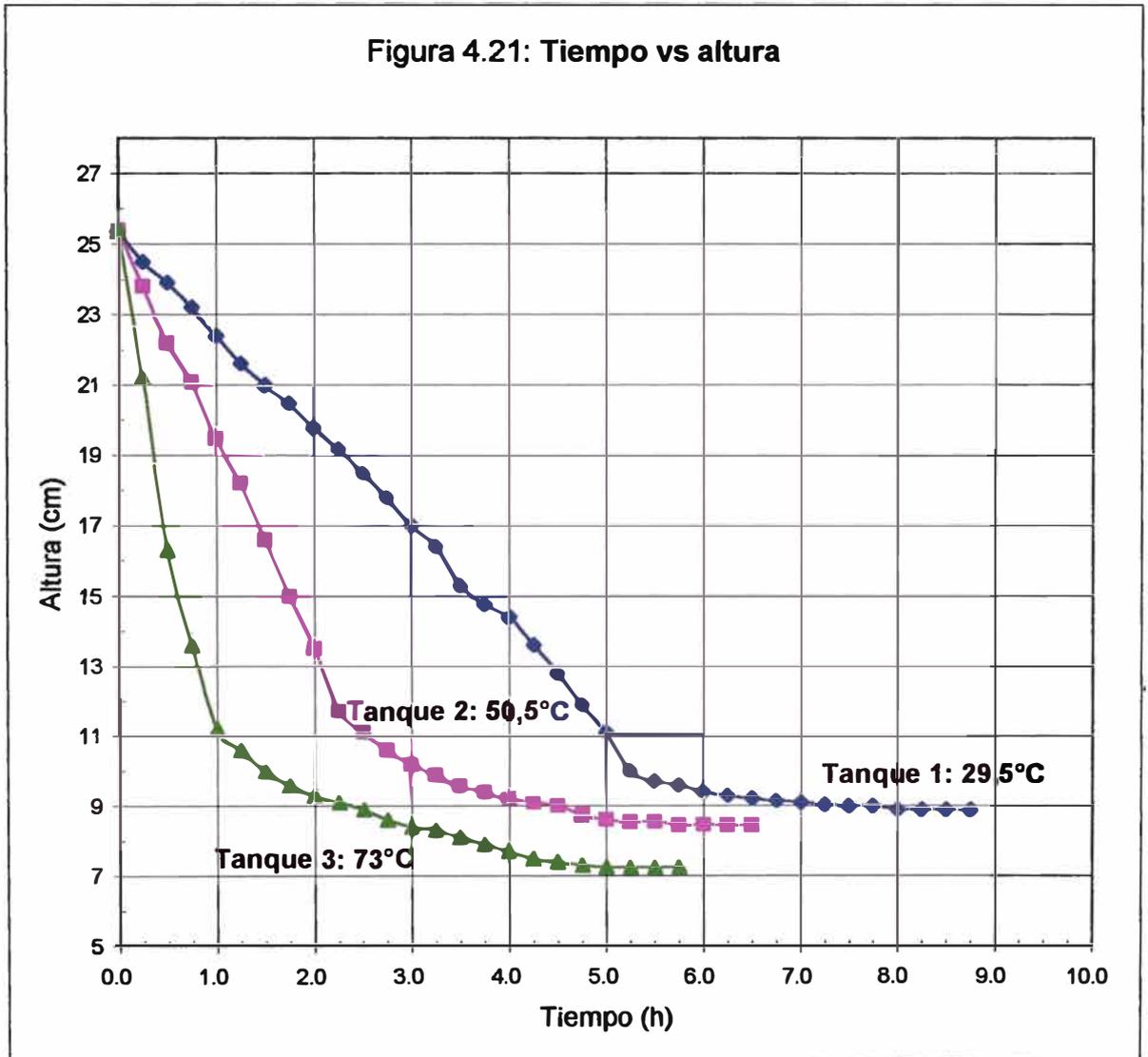
Se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.18

<b>Tiempo (h)</b>	<b>Altura (cm)</b>	<b>Tiempo (h)</b>	<b>Altura (cm)</b>
0,0	25,4	3,0	8,4
0,25	21,2	3,25	8,3
0,50	16,3	3,5	8,1
0,75	13,6	3,75	7,9
1,0	11,2	4,0	7,7
1,25	10,6	4,25	7,5
1,50	10,0	4,5	7,4
1,75	9,6	4,75	7,3
2,0	9,3	5,0	7,25
2,25	9,1	5,25	7,25
2,50	8,9	5,50	7,25
2,75	8,6	5,75	7,25

El tiempo de sedimentación total será: 5,0 h.

De los datos obtenidos en las tres tablas anteriores (4.16, 4.17 y 4.18), se construye el gráfico tiempo vs. altura (simultáneamente para los tres tanques).



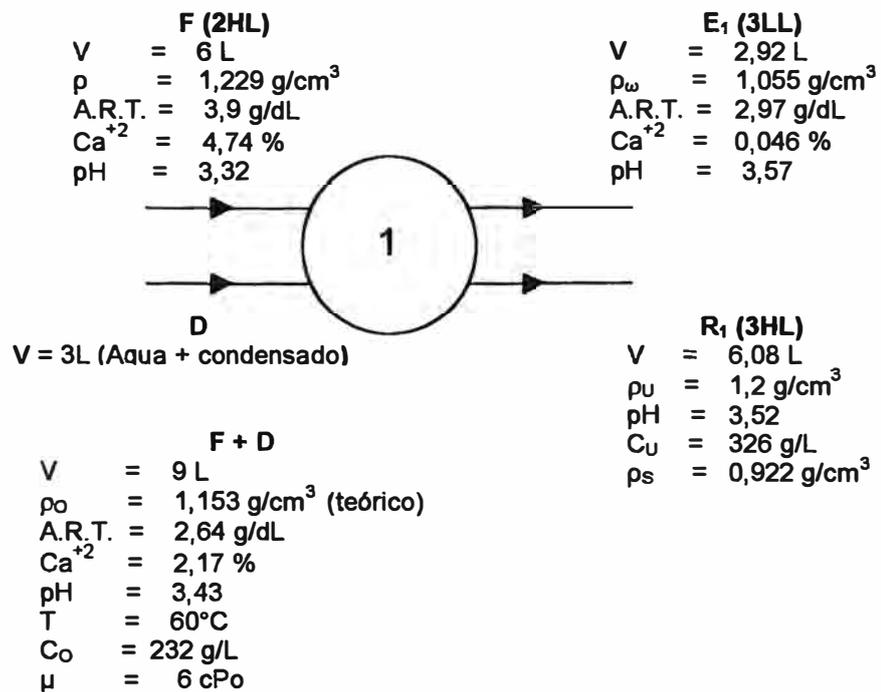
Se observa que: a mayor temperatura menor es el tiempo de sedimentación total.

## 4.4 OBTENCIÓN DE DATOS PARA EL DISEÑO DE UN ESPESADOR CONTÍNUO

### 4.4.1 DATOS Y RESULTADOS DEL EXPERIMENTO REALIZADO

Se tiene:

Figura 4.22



donde:

- C<sub>O</sub> : concentración de sólidos en la extracción (F+D)
- C<sub>U</sub> : concentración de sólidos en el refinado (R<sub>1</sub>)
- $\rho_s$  : densidad del sólido seco en el refinado (R<sub>1</sub>)
- $\mu$  : viscosidad en la extracción (F+D)

#### 4.4.2 OBTENCIÓN DE LA CURVA TIEMPO ( $\theta$ ) VS ALTURA (Z)

Se realizó una prueba experimental en probeta con una muestra de 1L de F + D y se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 4.19

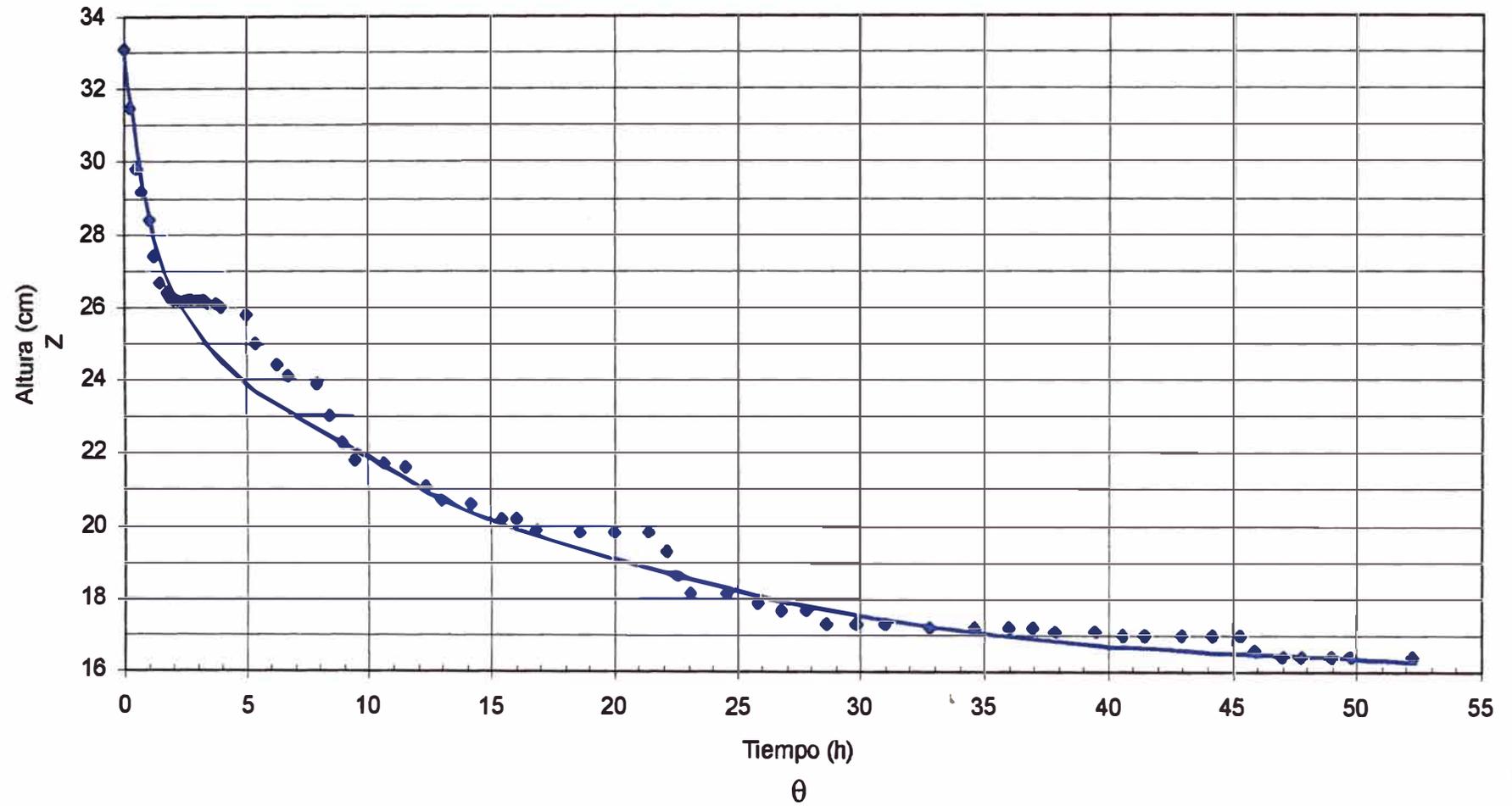
Tiempo $\theta$ (h)	Altura Z (cm)	Tiempo $\theta$ (h)	Altura Z (cm)
0	33,1	16,0	20,2
0,25	31,5	16,8	19,85
0,50	29,8	18,6	19,8
0,75	29,2	20,0	19,8
1,0	28,4	21,42	19,8
1,25	27,4	22,17	19,3
1,50	26,7	22,6	18,6
1,75	26,4	23,08	18,15
2,0	26,2	24,6	18,15
2,25	26,2	25,83	17,9
2,50	26,2	26,83	17,7
2,75	26,2	27,8	17,7
3,0	26,2	28,66	17,3
3,25	26,2	29,8	17,3
3,50	26,1	31,0	17,3
3,75	26,1	32,8	17,2
4,0	26,0	34,6	17,2
5,0	25,8	36,0	17,2
5,4	25,0	37,0	17,2
6,25	24,4	37,9	17,1
6,75	24,1	39,5	17,1
7,92	23,9	40,6	17,0
8,45	23,0	41,5	17,0
8,90	22,3	43,0	17,0
9,45	21,8	44,2	17,0
10,6	21,7	45,33	17,0
11,5	21,6	45,90	16,55
12,3	21,1	47,0	16,4
13,0	20,7	47,8	16,4
14,2	20,6	49,0	16,4
15,4	20,2	49,75	16,4
		52,3	16,4

Siendo  $Z_0 = 33,1$  cm y  $Z_\infty = 16,4$  cm

Donde:  $Z_0$  = altura inicial de la interfase.

$Z_\infty$  = altura de la interfase en un tiempo infinito.

Figura 4.23: Curva experimental tiempo vs altura



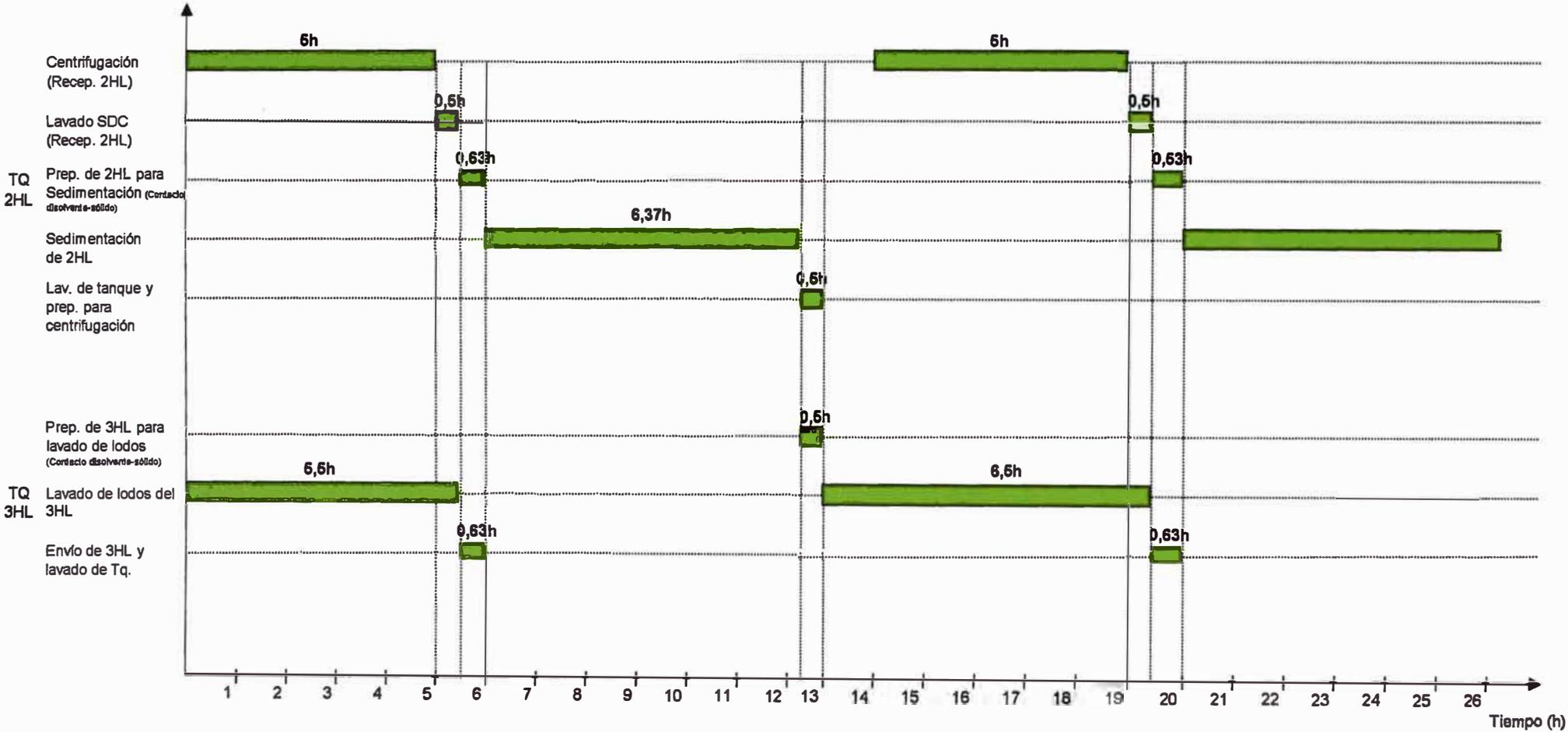
## 4.5 DISEÑO DEL ESPESADOR CONTÍNUO

### 4.5.1 CONDICIONES A CONSIDERARSE

1. El volumen promedio de 2HL que se obtiene del proceso de descalcificación es de 5,1 kL, considerando el porcentaje de volumen óptimo de agua adicionada (50%, ver ítem 5), se tiene que el valor promedio del 2HL mas agua adicionada es 7,65 kL y este será el volumen a sedimentarse.
2. En el proceso de descalcificación se generan los lodos 2HL cada 14h (finalizada la segunda centrifugación), es decir 1,714 lotes al día.
3. Los tiempos reales necesarios para las operaciones en los tanques de 2HL y 3HL se detallan en el Diagrama de Gantt de la figura 4.24. En el cual se determina el tiempo necesario para la sedimentación del 2HL (6,37 h).
4. El caudal necesario para la sedimentación del 2HL será:

$$\frac{7,65 \text{ kL}}{6,37 \text{ h}} = 1,2 \text{ kL/h}$$

Figura 4.24: Operaciones en los tanques de 2HL y 3HL



#### 4.5.2 CÁLCULO DEL ÁREA DEL ESPESADOR

Con los valores de  $C_o = 232$  g/L y  $Z_o = 33.1$  cm, obtenidos en la prueba experimental, se calcula:

$$C_o Z_o = 7679.2 \text{ g cm/L}$$

reemplazando en la ecuación 2.6:

$$C_L = \frac{C_o Z_o}{Z_i}$$

entonces

$$C_L = 7679.2/Z_i \dots\dots\dots (4.1)$$

De la curva  $\theta$  vs  $Z$  (figura 4.23), la ecuación (4.1) y la ecuación (2.4):

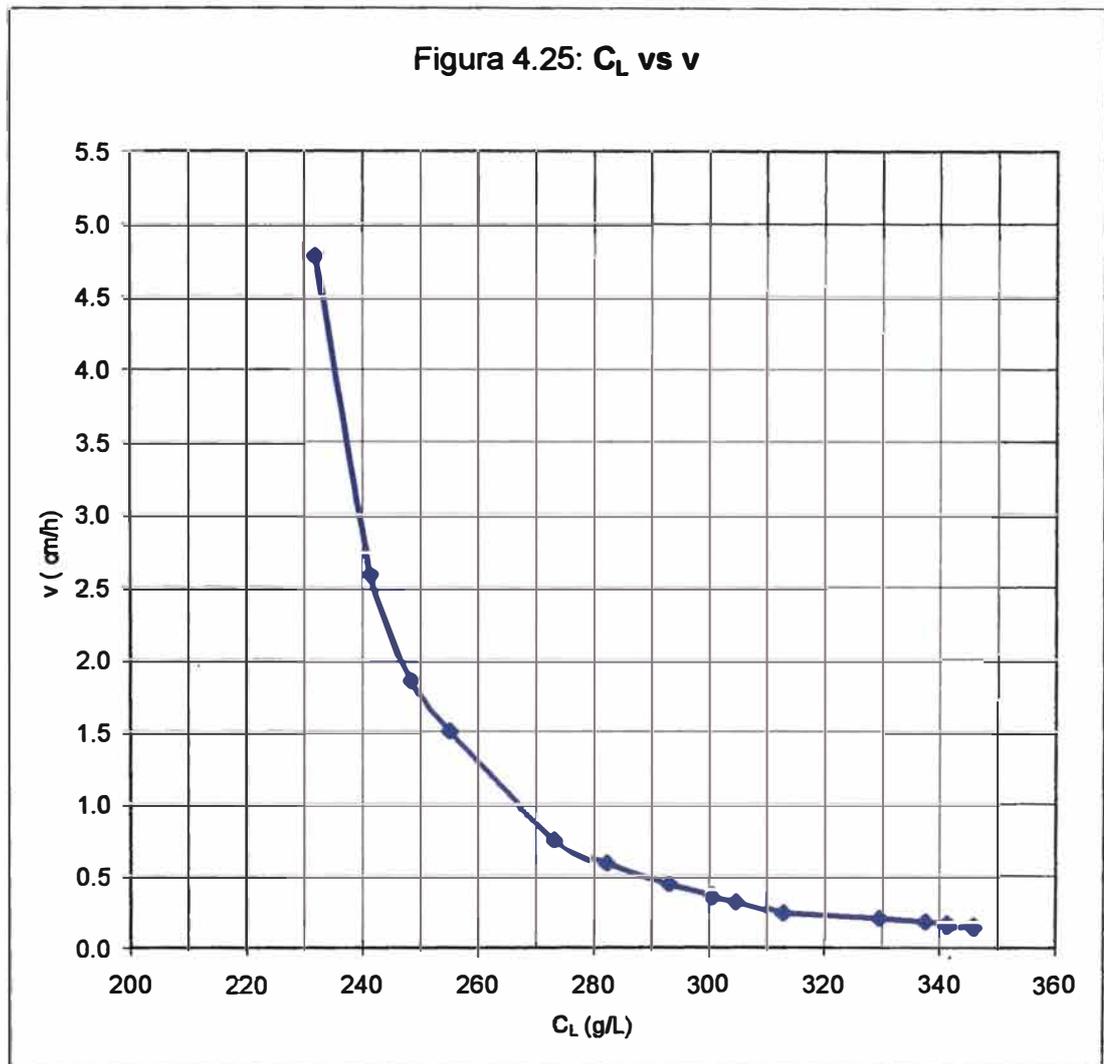
$$v = \frac{Z_i - Z}{\theta}$$

Se construye la siguiente tabla:

Tabla 4.20

$\theta$ (h)	$Z$ (cm)	$Z_i$ (cm)	$v$ (cm/h)	$C_L$ (g/L)
0.5	30.7	33.1	4.8	232
1.0	29.2	31.8	2.6	241.5
1.5	28.1	30.9	1.867	248.5
2.0	27.1	30.1	1.5	255.1
4.0	25.05	28.1	0.762	273.3
6.0	23.7	27.2	0.583	282.3
8.0	22.7	26.2	0.438	293.1
10.0	21.9	25.55	0.365	300.6
12.0	21.2	25.2	0.333	304.7
14.0	20.55	24.6	0.289	312.2
16.0	20.05	23.85	0.238	312.9
18.0	19.58	23.3	0.201	329.6
20.0	19.2	22.75	0.178	337.5
22.0	18.85	22.5	0.166	341.3
24.0	18.55	22.2	0.152	345.9

Con los datos de la tabla 4.20, se construye la curva  $C_L$  vs  $v$ :



Se asume que  $\rho_L$  y  $C_L$  tienen un comportamiento lineal. Para determinar los valores de  $\rho_L$  conociendo los de  $C_L$ , se procede a interpolar entre ( $\rho_o = 1,153 \text{ g/cm}^3$  y  $C_o = 232 \text{ g/L}$ ) y ( $\rho_u = 1,2 \text{ g/cm}^3$  y  $C_u = 326 \text{ g/L}$ ) cuyos valores se obtuvieron en la prueba experimental.

Con la consideración anterior, el valor de  $\rho_w = 1,055 \text{ g/cm}^3$  obtenido en la prueba experimental, la curva  $C_L$  vs  $v$  (figura 4.25) y la ecuación 2.11:

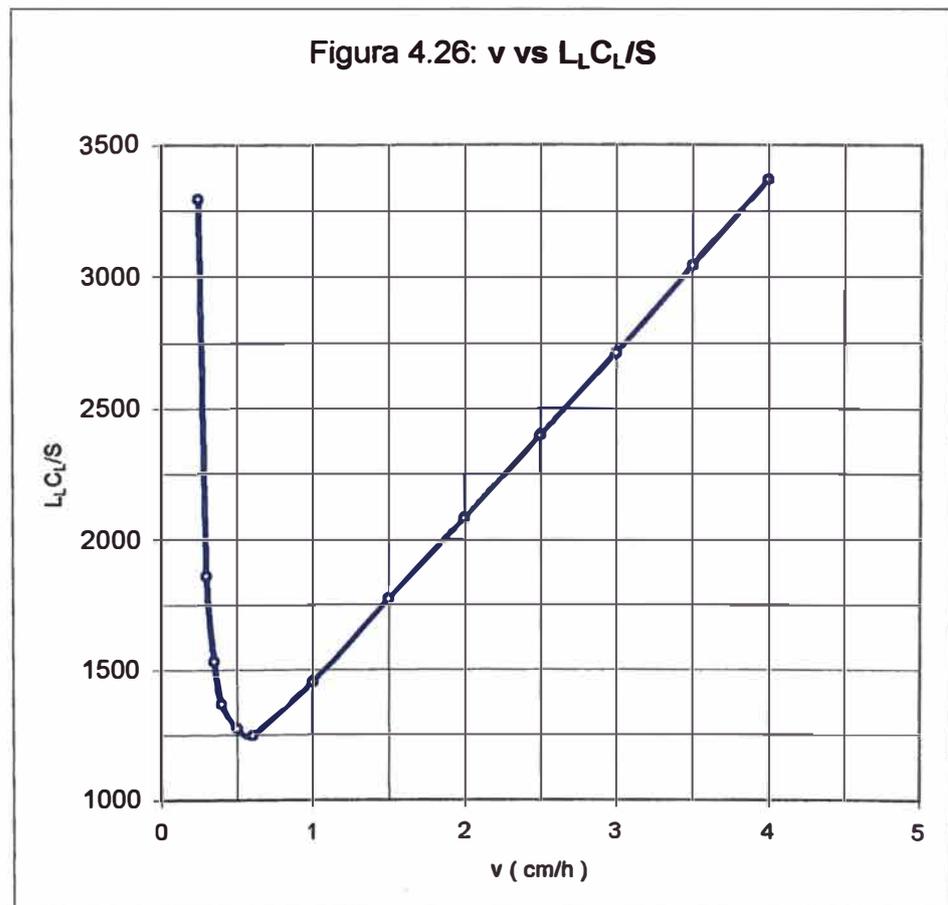
$$\frac{L C_L}{S} = \frac{v \rho_w}{\frac{\rho_L}{C_L} - \frac{\rho_u}{C_u}}$$

se construye la tabla siguiente:

Tabla 4.21

$v$ (cm/h)	$C_L$ (g/L)	$\rho_L$ (g/L)	$\frac{\rho_L}{C_L}$	$\frac{\rho_L}{C_L} - \frac{\rho_u}{C_u}$	$\frac{L_L C_L}{S}$
4.00	234	1154.0	4.932	1.251	3373.3
3.50	236	1155.0	4.894	1.213	3044.1
3.00	238.5	1156.2	4.848	1.167	2712.1
2.50	242.2	1158.1	4.782	1.101	2395.5
2.00	247.2	1160.6	4.695	1.014	2080.9
1.50	254.5	1164.2	4.574	0.893	1772.1
1.00	265.5	1169.8	4.406	0.725	1455.2
0.60	281.2	1177.6	4.188	0.507	1248.5
0.50	288.5	1181.2	4.094	0.413	1277.2
0.40	297.2	1185.6	3.989	0.308	1370.1
0.35	303	1188.5	3.922	0.241	1532.2
0.30	309.5	1191.8	3.851	0.170	1861.8
0.25	318	1196.0	3.761	0.080	3296.9
0.208	326	1200.0	3.681	0	$\infty$

Con los datos de la tabla 4.21, se construye la curva  $v$  vs  $L_L C_L / S$  :



Del gráfico 4.26:

$$\left( \frac{L_L C_L}{S} \right)_{\text{mín}} = 1242 \frac{\text{cm/h}}{\text{L/g}}$$

entonces:

$$\frac{L_L C_L}{S} = 1242 \dots\dots\dots (4.2)$$

pero se sabe que:

$$L_L C_L = L_o C_o$$

por lo tanto:

$$L_L C_L = 232 L_o$$

reemplazando en la ecuación 4.2, se tiene:

$$\frac{232 L_o}{S} = 1242$$

Además se sabe que:

$$L_o = 1,2 \text{ kL/h (Ver ítem 4.51)}$$

Entonces:

$$S = 22,415 \text{ m}^2$$

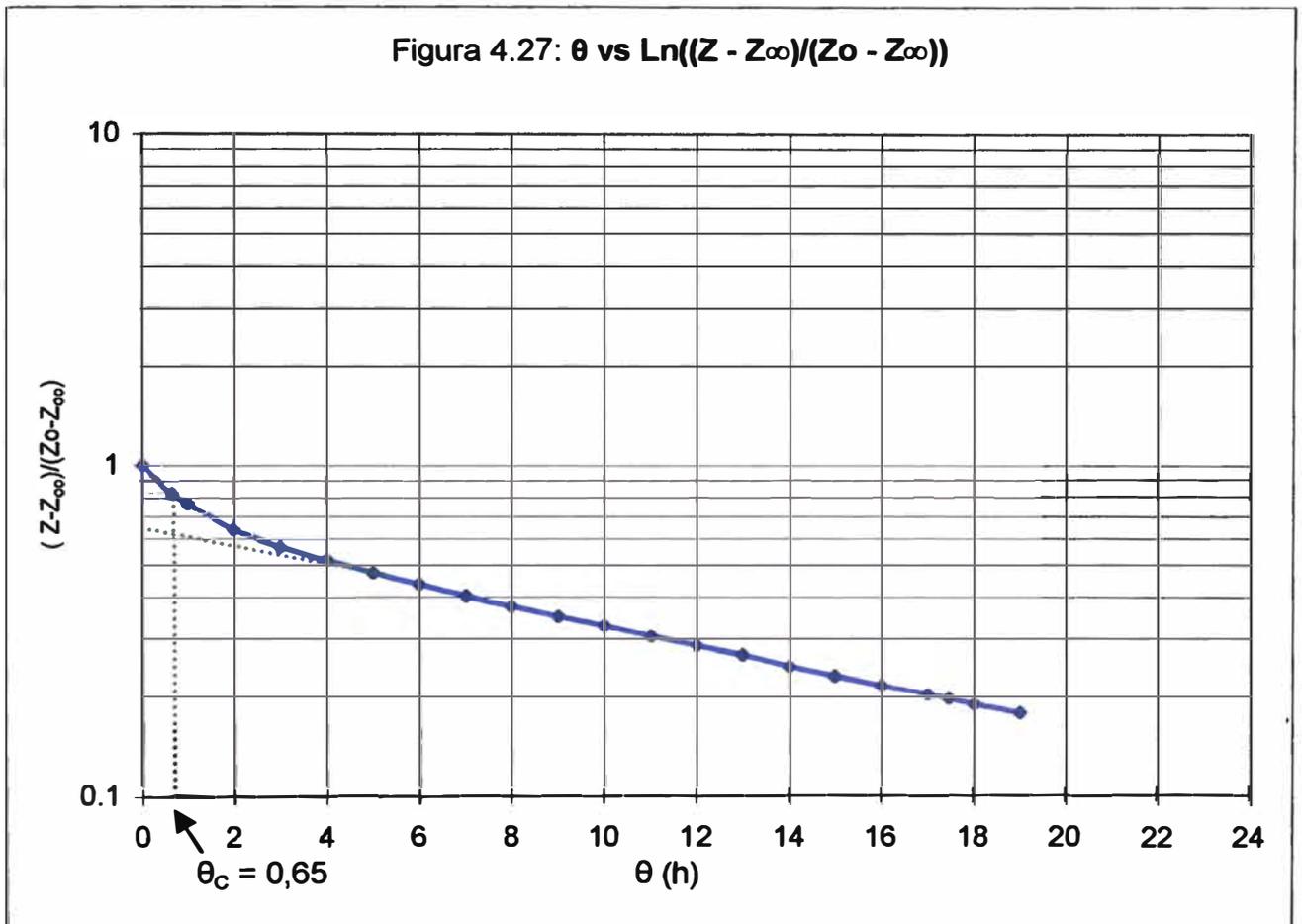
### 4.5.3 CÁLCULO DE LA PROFUNDIDAD DEL ESPESADOR

Con los valores de  $Z_o = 33,1\text{cm}$  y  $Z_{\infty} = 16,4\text{cm}$ ; obtenidos en la prueba experimental, la curva  $\theta$  vs  $Z$  obtenida anteriormente (figura 4.23), la ecuación 4.1 y la consideración respecto al comportamiento lineal de  $\rho_L$  y  $C_L$  mencionada anteriormente, se construye la tabla 4.22, en la que además se calcula el valor de  $WI/W_s$  tomando como base 1 L de suspensión.

Tabla 4.22

$\theta$ (h)	Z (cm)	Z - $Z_{\infty}$ (cm)	$\frac{Z - Z_{\infty}}{Z_o - Z_{\infty}}$	$C_L$ (g/L)	$\rho_L$ (g/L)	WI (g)	$\frac{WI}{W_s}$
0	33.1	16.7	1.0	232	1153	921.0	3.969
0.65				239.2	1156.6	917.4	3.835
1	29.2	12.8	0.766	241.5	1157.8	916.3	3.794
2	27.1	10.7	0.641	255.1	1164.6	909.5	3.565
3	25.88	9.48	0.568	264.8	1169.4	904.6	3.416
4	25.05	8.65	0.518	273.3	1173.6	900.3	3.294
5	24.3	7.9	0.473	279.2	1176.6	897.4	3.214
6	23.7	7.3	0.437	282.3	1178.2	895.9	3.174
7	23.15	6.75	0.404	287.6	1180.8	893.2	3.106
8	22.7	6.3	0.377	293.1	1183.6	890.5	3.038
9	22.27	5.87	0.351	296.5	1185.2	888.7	2.997
10	21.9	5.5	0.329	300.6	1187.2	886.7	2.949
11	21.52	5.12	0.306	302.3	1188.2	885.9	2.930
12	21.2	4.8	0.287	304.7	1189.4	884.7	2.904
13	20.87	4.47	0.268	308.4	1191.2	882.8	2.862
14	20.55	4.15	0.248	312.2	1193.1	880.9	2.822
15	20.28	3.88	0.232	316.0	1195.0	879.0	2.7782
16	20.05	3.65	0.218	321.9	1197.9	876.0	2.721
17	19.8	3.4	0.204	324.7	1199.4	874.7	2.694
17.45	19.7	3.3	0.198	326.0	1200.0	874.0	2.681
18	19.58	3.18	0.190	329.6			
19	19.4	3.0	0.179	331.7			

Con los datos de la tabla 4.22, se construye la curva  $\theta$  vs  $\ln((Z-Z_{\infty})/(Z_o-Z_{\infty}))$ .



De la figura 4.27, se obtiene el tiempo crítico  $\theta_c$  :

$$\theta_c = 0,65 \text{ h}$$

Así mismo, de la tabla 4.22 se observa que para producir un espesado de 326g/L se requiere 17,45 h.

Por lo tanto el tiempo de retención será:

$$\theta - \theta_c = 17,45 - 0,65 = 16,8 \text{ h}$$

También de la tabla 4.22 se calcula gráficamente por el método de los trapecios, el valor de:

$$\int_{\theta=0,65}^{\theta=17,45} \left( \frac{Wl}{Ws} \right) d\theta \cong 51,562 \text{ h}$$

Además son conocidos los valores de:

$$L_o = 1,2 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{ver ítem 4.5.1})$$

$$C_o = 232 \text{ g/L} \quad (\text{ver ítem 4.4.1})$$

$$\rho_s = 0,922 \text{ g/cm}^3 \quad (\text{ver ítem 4.4.1})$$

$$\rho_w = 1,055 \text{ g/cm}^3 \quad (\text{ver ítem 4.4.1})$$

reemplazando en la ecuación 2.12:

$$V = \frac{LoCo}{\rho_s} (\theta - \theta_c) + \frac{LoCo}{\rho\omega} \int_{\theta_c}^{\theta} \left( \frac{WI}{Ws} \right) d\theta$$

$$V = \frac{1,2m^3 / h * 232g/L}{0,922g/cm^3} (16,8h) + \frac{1,2m^3 / h * 232g/L}{1,055g/cm^3} * 51,562h$$

$$V = 18,679 m^3$$

La profundidad de la zona de compresión será:

$$\frac{V}{S} = \frac{18,679m^3}{22,415m^2} = 0,833 m$$

la profundidad total del espesador será:

a. Zona de compresión	0,833 m
b. Inclinação de fondo (2 ft)	0,6096 m
c. Capacidad de almacenamiento (2 ft)	0,6096 m
d. Sumersión de la alimentación (2 ft)	<u>0,6096 m</u>
<b>TOTAL</b>	<b>2,662 m</b>

#### 4.5.4 DIMENSIONAMIENTO DEL ESPESADOR

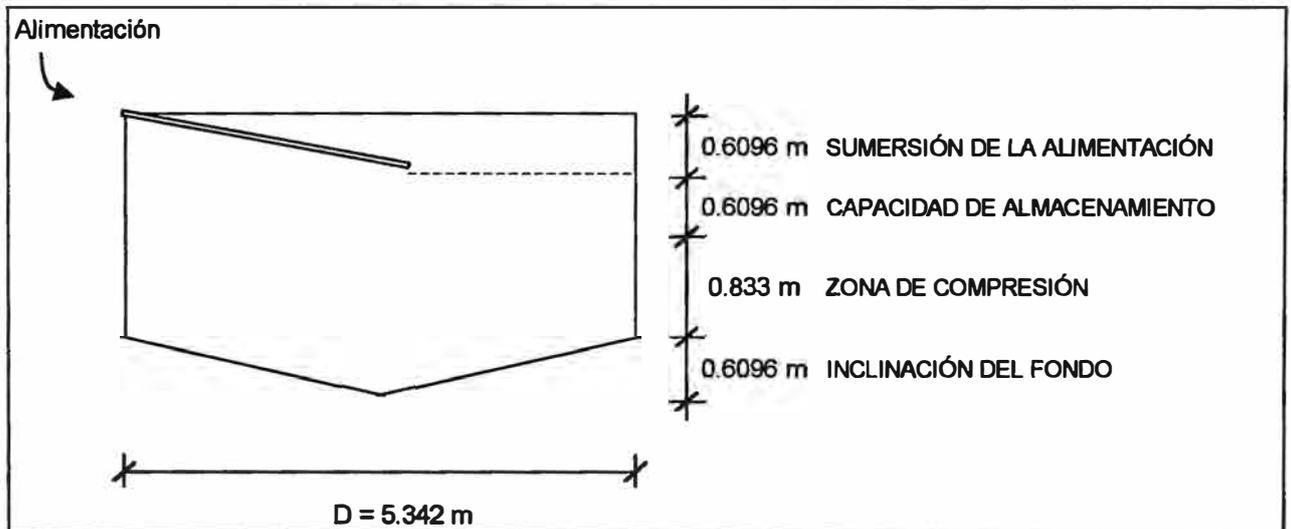
Con el valor del área del espesador (ver ítem 4.5.2), se calcula el diámetro del mismo:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 22,415}{\pi}}$$

$$D = 5,342 m$$

Con los valores del diámetro y la profundidad del espesador calculados, se construye el siguiente esquema:

Figura 4.28: Dimensionamiento del espesador continuo



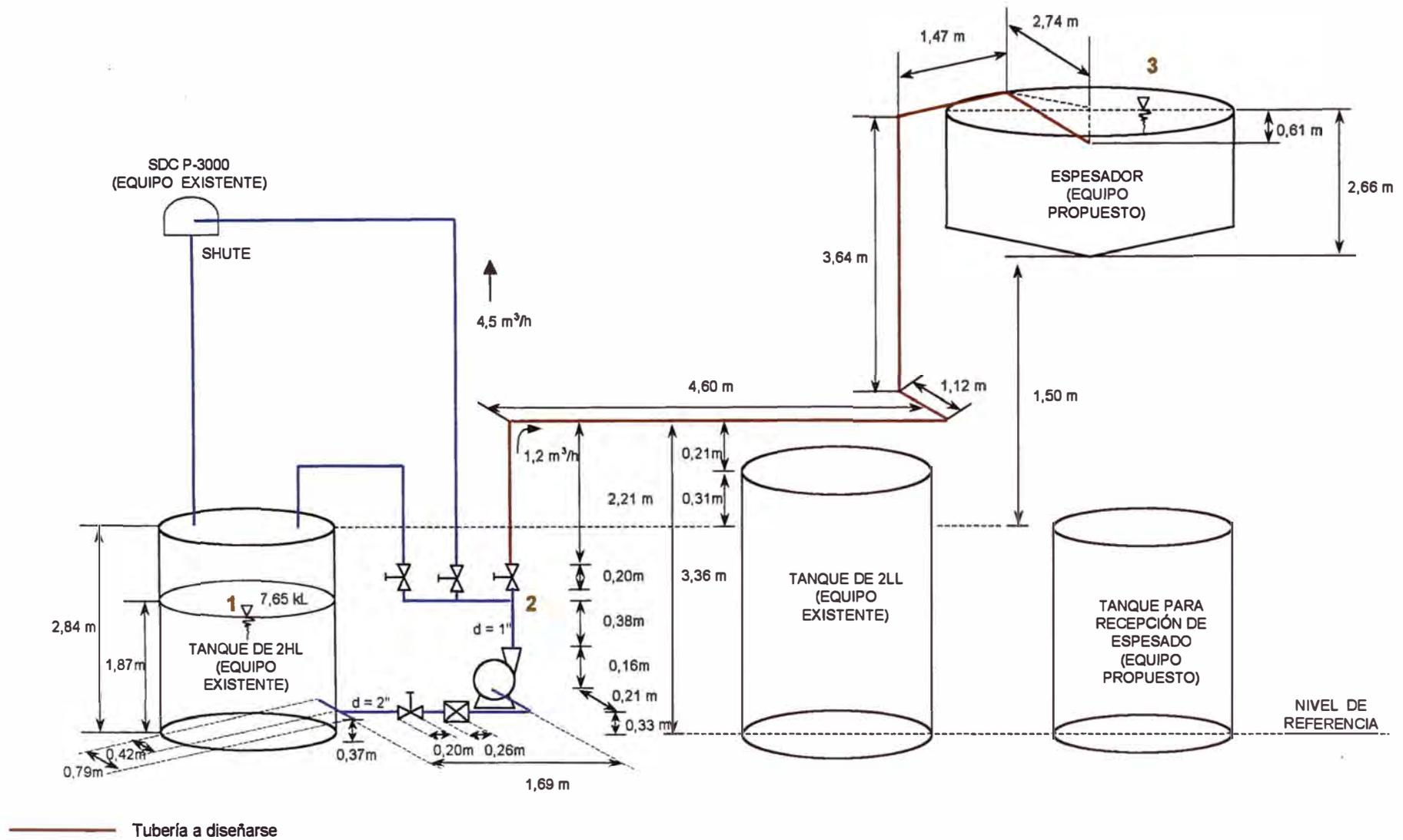
## 4.6 DISEÑO DE LA TUBERÍA A UTILIZARSE

### 4.6.1 CONDICIONES A CONSIDERARSE

Se va a considerar las siguientes condiciones:

1. Se dispone de una bomba centrífuga con las características detalladas en el anexo J, la cual debe utilizarse necesariamente.
2. El diseño debe realizarse en base al esquema de la figura 4.29; elaborado con dimensiones reales en planta, en la cual se considera los equipos existentes actualmente, los equipos propuestos, la ubicación de la tubería a diseñarse, el nivel promedio en el tanque de 2HL (7,65 kL, ver ítem 4.5.1), el nivel en el espesador, el caudal necesario para la recirculación al shute del S.D.C. P-3000 (4,5 m<sup>3</sup>/h) y el caudal de alimentación al espesador (1,2 m<sup>3</sup>/h, ver ítem 4.5.1).
3. El tanque de 2HL actual no debe ser modificado. Es un tanque de fierro resinado interiormente de 10kL de capacidad máxima y la resina utilizada en su construcción tiene una temperatura máxima de trabajo de 60°C.
4. Se asume que el 2HL es un fluido newtoniano, es decir, de viscosidad constante.

Figura 4.29: Esquema con dimensiones reales



#### 4.6.2 CÁLCULO DEL DIÁMETRO ÓPTIMO DE LA TUBERÍA

En la figura 4.29 se realiza un balance de energía entre los puntos 1 y 2, para lo cual se aplica la ecuación 2.17 (ecuación de BERNOULLI):

$$Z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \frac{P_1}{\gamma_1} + W = Z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\gamma_2} + h_{fp} + h_{fs} \dots \dots \dots (4.3)$$

Como el punto 1 se encuentra en la superficie del líquido, éste solamente está sometido a presión atmosférica, entonces  $P_1=0$  (presión manométrica). Así mismo se asume que el punto 1 está estático (nivel constante), lo que no es real pues el líquido va a desplazarse hacia el fondo del tanque conforme transcurre el tiempo, pero se hace esta asunción para facilitar el cálculo, entonces  $v_1=0$ .

La energía en el punto 2 ( $E_2$ ) se define como:

$$E_2 = Z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\gamma_2} \dots \dots \dots (4.4)$$

Entonces, reemplazando las consideraciones mencionadas para el punto 1 y la ecuación 4.4 en la ecuación 4.3, y además reordenando esta última, se tiene:

$$E_2 = Z_1 + W - h_{fp} - h_{fs} \dots \dots \dots (4.5)$$

El valor de  $Z_1$  se obtiene directamente de la figura 4.29:

$$Z_1 = 1.87 \text{ m}$$

Para determinar el valor del head de la bomba ( $W$ ), se determina primeramente el caudal total ( $Q$ ) de la figura 4.29:

$$Q = 4.5 \text{ m}^3/\text{h} + 1.2 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q = 5.7 \text{ m}^3/\text{h}$$

Luego, con la curva característica de la bomba (ver anexo J) y teniendo como dato el valor de  $Q$ , se determina el valor de  $W$ :

$$W = 15.5 \text{ m}$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga primaria ( $h_{fp}$ ), se aplica la ecuación 2.22:

$$h_{fp} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g}$$

Pero se sabe que:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{4Q}{\pi D^2} \dots\dots\dots (4.6)$$

Donde:

Q = caudal del fluido.

A = área transversal de la tubería.

Reemplazando la ecuación 4.6 en la ecuación 2.22:

$$h_{fp} = \frac{8Q^2 L f}{g \pi^2 D^5} \dots\dots\dots (4.7)$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga secundaria ( $h_{fs}$ ), se aplican las ecuaciones 2.24 y 2.25:

$$h_{fs} = k \frac{v^2}{2g}$$

$$h_{fs} = f \frac{L e v^2}{D 2g}$$

Reemplazando la ecuación 4.6 en las ecuaciones 2.24 y 2.25:

$$h_{fs} = \frac{8Q^2 k}{g \pi^2 D^4}$$

$$h_{fs} = \frac{8Q^2 f \left(\frac{L e}{D}\right)}{g \pi^2 D^4}$$

Para varios accesorios en una misma línea (de diámetro constante), se tiene:

$$\sum h_{fs} = \frac{8Q^2}{g \pi^2 D^4} \sum k \dots\dots\dots (4.8)$$

$$\sum h_{fs} = \frac{8Q^2 f}{g \pi^2 D^4} \sum \frac{L e}{D} \dots\dots\dots (4.9)$$

Entonces, la pérdida de carga secundaria total será:

$$h_{fs} = \frac{8Q^2}{g \pi^2 D^4} \sum k + \frac{8Q^2 f}{g \pi^2 D^4} \sum \frac{L e}{D} \dots\dots\dots (4.10)$$

Entre los puntos 1 y 2 se tiene una tubería de 2 plg de diámetro (antes de la bomba) y un tramo de 1 plg de diámetro (después de la bomba). Se calcula las pérdidas de carga en cada tramo.

Tramo de 2 plg de diámetro:

Primeramente se calcula el valor del Número de Reynolds ( $N_{Re}$ ) en la ecuación 2.23:

$$N_{Re} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

reemplazando la ecuación 4.6 en la ecuación 2.23:

$$N_{Re} = \frac{4\rho Q}{\pi\mu D} \dots\dots\dots (4.11)$$

reemplazando los datos en la ecuación 4.11:

$$N_{Re} = \frac{4 * (1,153\text{g/cm}^3)(5,7\text{m}^3/\text{h})}{(3,14159)(6\text{cPo})(0,0508\text{m})}$$

$$N_{Re} = 7626,0067$$

Como la aspereza del acero comercial es  $\varepsilon = 0,00015$  ft (ver anexo D), la aspereza relativa ( $\varepsilon/D$ ) será:

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{2 \text{ plg}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0009$$

Con los valores de  $N_{Re}$  y  $\varepsilon/D$  se calcula el valor de  $f$  del Diagrama de Moody (ver anexo E).

$$f = 0,0341$$

en la figura 4.29 se observa que la longitud de la tubería ( $L$ ) de 2 plg de diámetro es 1,65 m, reemplazando datos en la ecuación 4.7 se obtiene el valor de  $h_{fp}$  (tramo 2 plg):

$$h_{fp} (\text{tramo de 2 plg}) = \frac{8 * (5,7\text{m}^3/\text{h})^2 * 1,65\text{m} * 0,0341}{9,8\text{m/s}^2 * (3,14159)^2 * (0,0508\text{m})^5}$$

$$h_{fp} (\text{tramo de 2 plg}) = 0,0345 \text{ m}$$

así mismo se tiene los siguientes accesorios y sus correspondientes coeficientes ( $K$ ) y longitudes equivalentes ( $L_e/D$ ):

	<u>K</u>
Salida del tanque	0,23 (ver anexo G)
Filtro de la bomba	1,40 (ver anexo G)
Reducción de 2 plg a 1 plg (10% de conicidad)	0,25 (ver anexo G)

	<u>Le/D</u>
Te (con flujo por el ramal)	60 (ver anexo F)
Válvula de globo	340 (ver anexo F)
Codo 90°	30 (ver anexo F)

reemplazando datos en la ecuación 4.10 se obtiene el valor de  $h_{fs}$  (tramo de 2 plg):

$$h_{fs} \text{ (tramo de 2 plg)} = \frac{8(5,7\text{m}^3/\text{h})^2}{9,8 \text{ m/s}^2 * (3,14159)^2 (0,0508)^4} * (0,23 + 1,40 + 0,25) + \frac{8(5,7\text{m}^3/\text{h})^2}{9,8 \text{ m/s}^2 * (3,14159)^2 (0,0508)^4} * (60 + 340 + 30)$$

$$h_{fs} \text{ (tramo de 2 plg)} = 0,5143 \text{ m}$$

Tramo de 1 plg de diámetro:

En la ecuación 4.11, se calcula el valor del  $N_{Re}$  para una tubería de 1 plg de diámetro:

$$N_{Re} = \frac{4 * (1,153\text{g/cm}^3)(5,7\text{m}^3/\text{h})}{(3,14159)(6\text{cPo})(0,0254\text{m})}$$

$$N_{Re} = 15252,0135$$

la aspereza relativa será:

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{1 \text{ plg}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0018$$

el valor de  $f$  en el Diagrama de Moody será:

$$f = 0,0308$$

en la figura 4.29 se observa que la longitud de la tubería de 1 plg de diámetro es 0,38 m. Se calcula el valor de  $h_{fp}$  (tramo 1 plg) reemplazando datos en la ecuación 4.7:

$$h_{fp}(\text{tramo de 1 plg}) = \frac{8 * (5,7\text{m}^3/\text{h})^2 * 0,38\text{m} * 0,0308}{9,8\text{m}/\text{s}^2 * (3,14159)^2 * (0,0254\text{m})^5}$$

$$h_{fp}(\text{tramo de 1 plg}) = 0,2296 \text{ m}$$

en este tramo se observa que no hay accesorios adicionales, por lo tanto no hay pérdida de carga secundaria.

Las pérdidas de carga primaria total ( $h_{fp}$ ) entre los puntos 1 y 2 serán:

$$h_{fp} = h_{fp}(\text{tramo de 2 plg}) + h_{fp}(\text{tramo de 1 plg})$$

$$h_{fp} = 0,2641 \text{ m}$$

así mismo las pérdidas de carga secundaria total ( $h_{fs}$ ) entre los mismos puntos serán:

$$h_{fs} = h_{fs}(\text{tramo de 2 plg})$$

$$h_{fs} = 0,5143 \text{ m}$$

luego, reemplazando en la ecuación 4.5, se obtiene el valor de  $E_2$ :

$$E_2 = 1,87\text{m} + 15,5\text{m} - 0,2641\text{m} - 0,5143\text{m}$$

$$E_2 = 16,5916\text{m}$$

En la figura 4.29 nuevamente se realiza un balance de energía, esta vez entre los puntos 2 y 3, para lo cual se aplica la ecuación:

$$Z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\gamma_2} + W = Z_3 + \frac{v_3^2}{2g} + \frac{P_3}{\gamma_3} + h_{fp} + h_{fs} \dots \dots \dots (4.12)$$

como el punto 3 se encuentra en la superficie del líquido, este solamente está sometido a presión atmosférica, como en el punto 1, entonces  $P_3 = 0$  (presión manométrica). Así mismo, el nivel en el punto 3 permanece constante ya que es el nivel del líquido clarificado (3LL) que rebosa en el espesador y además se asume que el desplazamiento lateral es despreciable, por lo tanto  $v_3 = 0$ .

Entre los puntos 2 y 3 no hay una bomba que añada energía al sistema, por lo tanto  $W=0$ . Entonces, reemplazando las consideraciones mencionadas y la ecuación 4.4 en la ecuación 4.12, y además reordenando esta última, se tiene:

$$h_{fp} + h_{fs} = E_2 - Z_3 \dots\dots\dots (4.13)$$

el valor de Z3 se obtiene directamente de la figura 4.29:

$$Z_3 = 7\text{m}$$

Reemplazando datos en la ecuación 4.13:

$$h_{fp} + h_{fs} = 16,5916 \text{ m} - 7 \text{ m}$$

$$h_{fp} + h_{fs} = 9,5916 \text{ m} \dots\dots\dots (4.14)$$

de la figura 4.29 se obtiene la longitud total de la tubería a utilizarse entre los puntos 2 y 3:

$$L = 2,21+4,6+1,12+3,64+1,47+2,74$$

$$L = 15,78 \text{ m}$$

El diámetro (D) de la tubería será la incógnita a determinarse.

Además, también de la figura 4.29 se obtiene el caudal necesario para este tramo de tubería (alimentación al sedimentador):

$$Q = 1,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

reemplazando datos en la ecuación 4.7 se obtiene  $h_{fp}$ :

$$h_{fp} = \frac{8 * (1,2 \text{ m}^3/\text{h})^2 (15,78) * f}{9,8\text{m}/\text{s}^2 * (3,14159)^2 D^5}$$

$$h_{fp} = 1,4502 * 10^{-7} \frac{f}{D^5} \dots\dots\dots (4.15)$$

donde D esta en m.

En este tramo de tubería se tiene los siguientes accesorios y sus correspondientes coeficientes (K) y longitudes equivalentes (Le/D)

	<u>K</u>	
Reducción de 1 plg a 0,6 plg	0,20	(ver anexo G)
	<u>Le/D</u>	
Te (con flujo a todo lo largo)	20	(ver anexo F)
Válvula de globo	340	(ver anexo F)
5 codos de 90°	5*30	(ver anexo F)

reemplazando datos en la ecuación 4.10 se obtiene el valor de  $h_{fs}$ :

$$h_{fs} = \frac{8 * (1,2 \text{ m}^3/\text{h})^2 (0,20) * 1}{9,8 \text{ m/s}^2 * (3,14159)^2 D^4} + \frac{8 * (1,2 \text{ m}^3/\text{h})^2 (20+340+150) * f}{9,8 \text{ m/s}^2 * (3,14159)^2 D^4}$$

$$h_{fs} = 0,0184 * 10^{-7} * \frac{1}{D^4} + 46,8697 * 10^{-7} * \frac{f}{D^4} \dots\dots\dots (4.16)$$

Donde D esta en m.

Reemplazando las ecuaciones 4.15 y 4.16 en la ecuación 4.14, se tiene:

$$1,4502 * 10^{-7} \frac{f}{D^5} + 0,0184 * 10^{-7} \cdot \frac{1}{D^4} + 46,8697 * 10^{-7} \cdot \frac{f}{D^4} = 9,5916$$

Por lo tanto:

$$f = \frac{9,5916 * 10^{+7} - \frac{0,0184}{D^4}}{\frac{1,4502}{D^5} + \frac{46,8697}{D^4}} \dots\dots\dots(4.17)$$

Remplazando los datos en la ecuación 4.11, se obtiene el valor de  $N_{Re}$  en función del diámetro de la tubería:

$$N_{Re} = \frac{4 * (1,153 \text{ g/cm}^3) * (1,2 \text{ m}^3/\text{h})}{(3,14159) * (6cPo) * D}$$

$$N_{Re} = \frac{81,558}{D} \dots\dots\dots(4.18)$$

Donde D esta en m.

La aspereza relativa ( $\varepsilon/D$ ) en función del diámetro de la tubería de acero comercial (ver anexo D) será:

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{3,2808 * D} \dots\dots\dots(4.19)$$

Con los valores de  $N_{Re}$  y  $\varepsilon/D$ , como ya se sabe, se obtiene el valor de f del diagrama de Moody (ver anexo E).

Luego, mediante el siguiente algoritmo, se obtiene el valor del diámetro óptimo de la tubería:

1. Asumir un valor para el diámetro D (en m).
2. De la ecuación 4.17, obtener el valor de f.
3. De la ecuación 4.18, obtener el valor de  $N_{Re}$ .
4. De la ecuación 4.19, obtener el valor de  $\varepsilon/D$ .
5. Con  $N_{Re}$  y  $\varepsilon/D$  ingresar el valor de f del diagrama de Moody ( $f_M$ ).
6. Decrementar D en 0,0001.

7. Si  $f - f_M > 0,0001$  o  $f - f_M < -0,0001$ , regresar a 2.
8. Incrementar D en 0,0001.
9. Diámetro óptimo = D (en m)

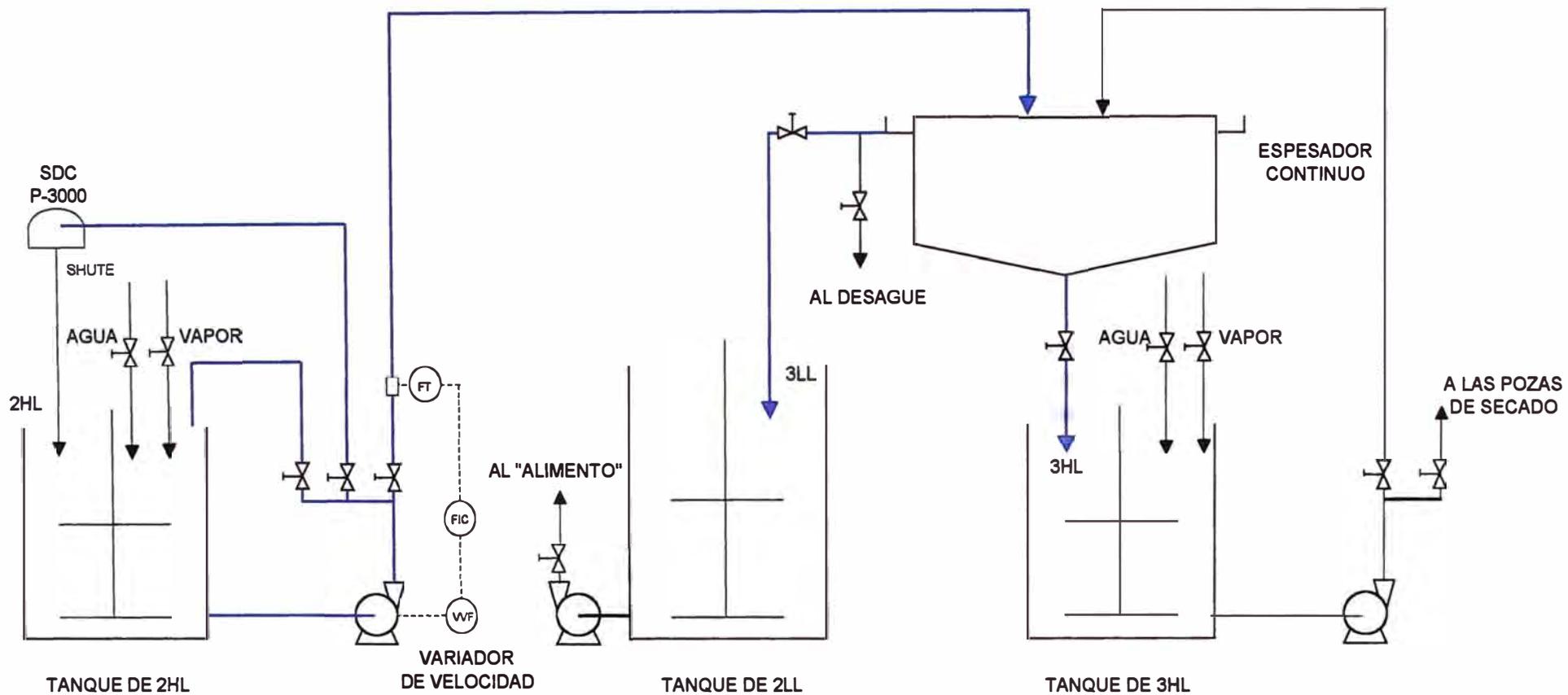
Este algoritmo se ejecuta en un programa en "Lenguaje C" (ver anexo I). Donde, asumiendo un valor inicial del diámetro de 0,0317 m (1 1/4") y alimentando el programa con los valores extraídos del diagrama de Moody, se obtiene finalmente un diámetro óptimo de 0,0156 m (0,614"), es decir un tubo de 1/2" de tamaño nominal. Cabe resaltar que para un tubo de 1/2" de tamaño nominal, cedula N°40, el diámetro interior es 0,622" (ver anexo H), por lo tanto el valor obtenido esta bastante aproximado.

#### **4.7 SISTEMA PROPUESTO PARA LA RECUPERACIÓN DE AZÚCARES DEL 2HL**

En el diagrama que se presenta en la figura 4.30, se ha graficado la propuesta para la recuperación de azúcares del 2HL. La secuencia de operaciones es la siguiente:

1. Se realiza el contacto entre el disolvente y sólido en el tanque de 2HL para la cual se usan las líneas de agua y vapor de tal manera que se enrasa al 50% más del volumen inicial de 2HL y se calienta a 60° C.
2. Con la bomba centrífuga disponible y mediante la tubería diseñada se envía el 2HL hacia el sedimentador diseñado.
3. En el sedimentador se separa el 3LL y el 3HL, el primero va hacia el tanque de 2LL para ser utilizado junto con este en la preparación de "alimento" y el segundo va hacia el tanque de 3HL (tanque propuesto) que tiene las mismas características que el tanque de 2HL. En este tanque el 3HL es acumulado para la refinación de lodos.
4. El control de flujo para la sedimentación se realiza mediante un sistema graficado en la figura 4.30, en el cual mediante un sensor de flujo (FT) se toma la lectura de este, con la cual se alimenta un controlador e indicador de flujo (FIC). El controlador luego de hacer la comparación con el set point (1,2 kL/h), envía una señal al variador de velocidad (VVF), el cual va actuar sobre la bomba regulando los RPM de esta según la necesidad de incrementar o decrementar el flujo. De esta manera se asegura que el flujo se mantenga constante durante toda la operación de sedimentación.

Figura 4.30. Sistema propuesto para la recuperación de azúcares del 2HL



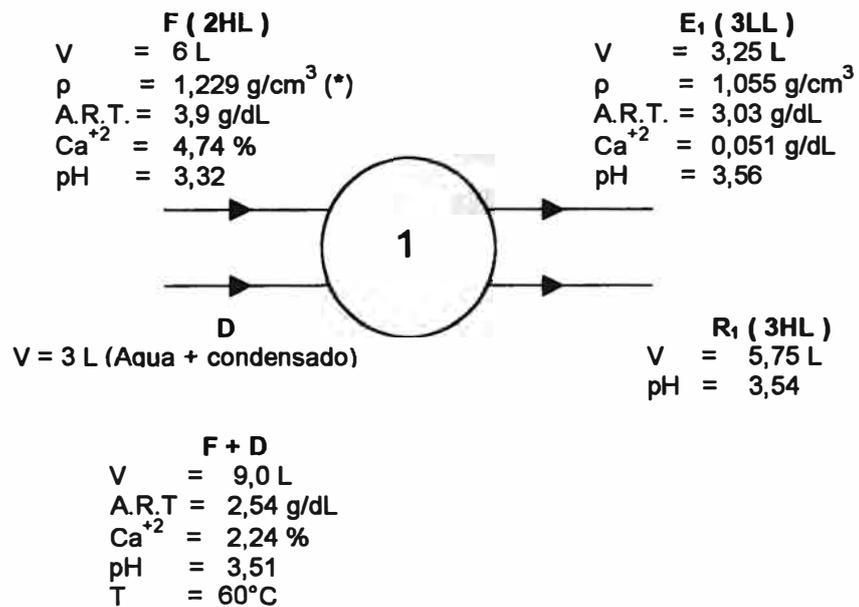
## 4.8 REFINACIÓN DE LODOS 3HL

### 4.8.1 DATOS Y RESULTADOS DEL EXPERIMENTO REALIZADO

Se tiene:

#### Corrida 1

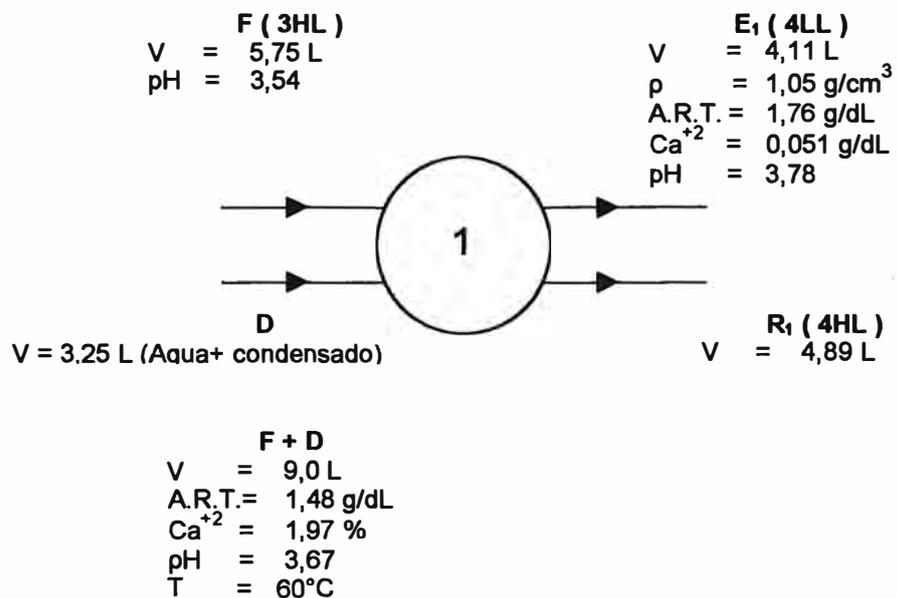
Figura 4.31



(\*) Teórico ( ver ítem 4.4.1 )

#### Corrida 2

Figura 4.32



Corrida 3

Figura 4.33

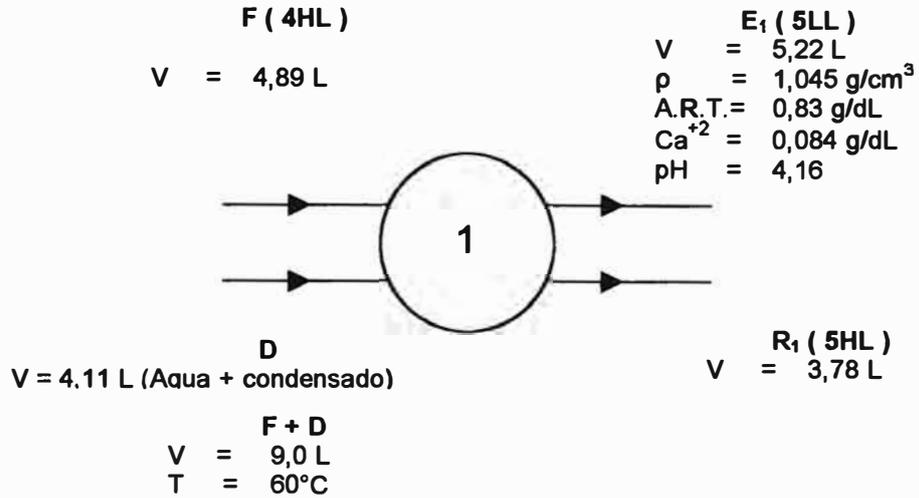
Corrida 4

Figura 4.34

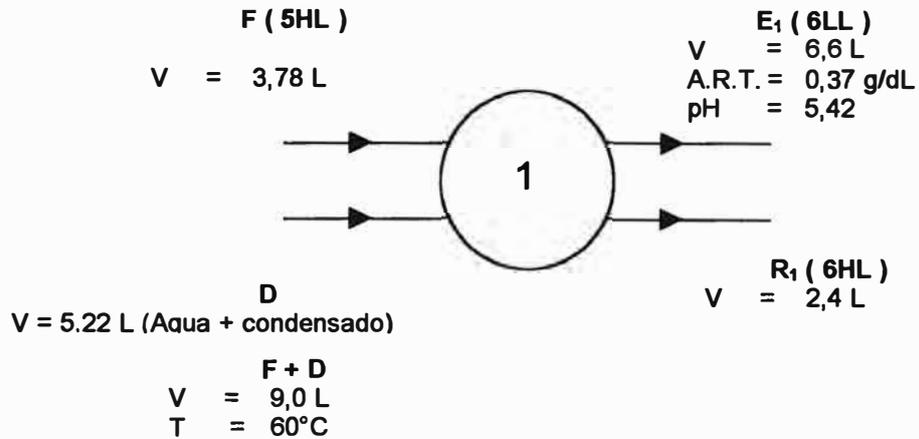
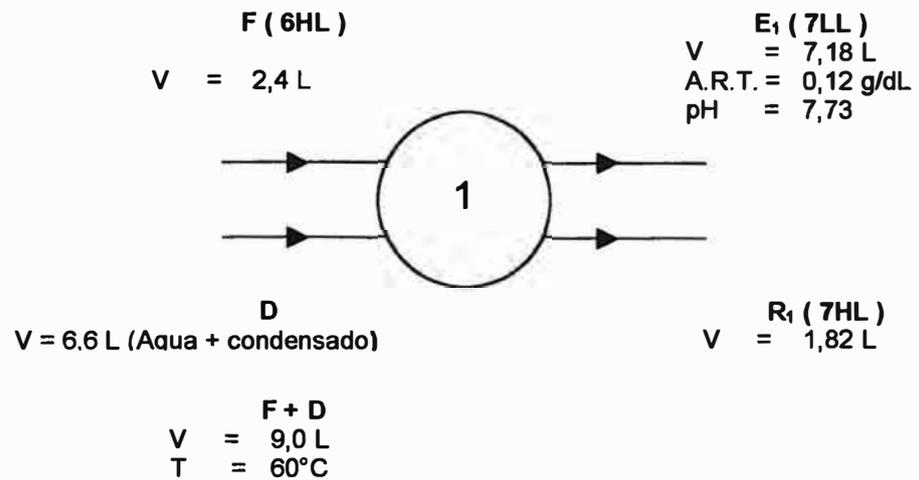
Corrida 5

Figura 4.35



Corrida 6

Figura 4.36

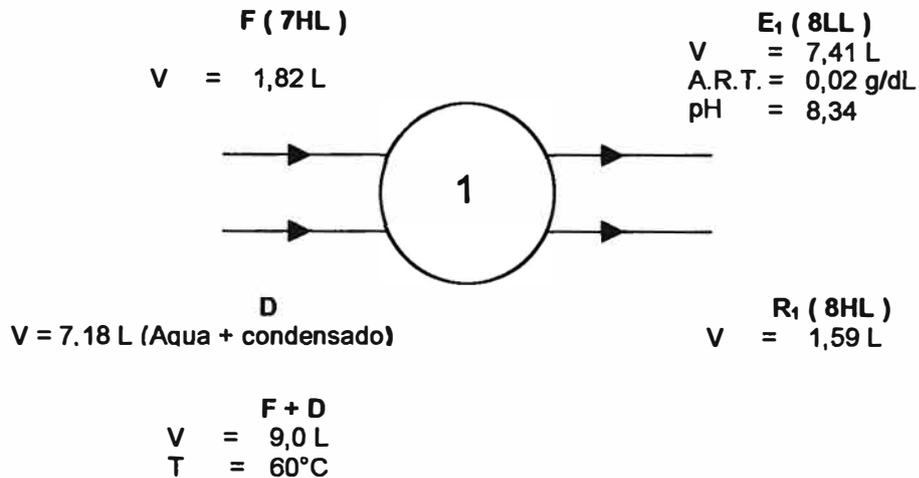
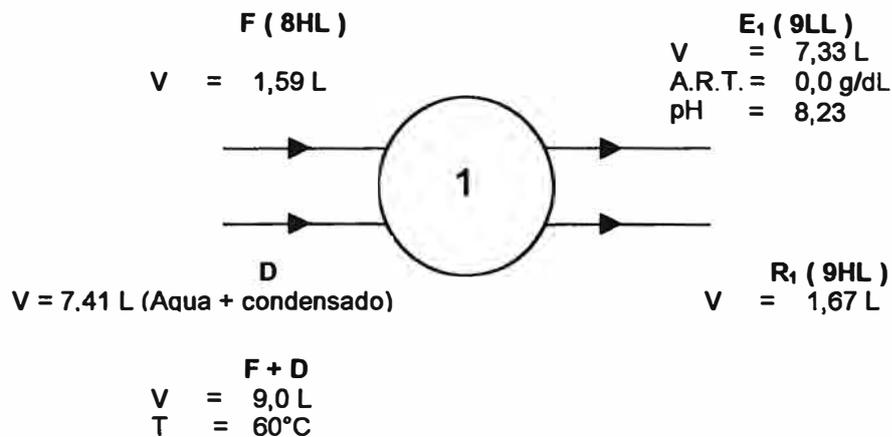
Corrida 7

Figura 4.37



Peso del sólido seco obtenido del 9HL ( sin azúcares ) = 893 g

**4.8.2 CÁLCULO DEL RENDIMIENTO**

Del experimento realizado se tiene que de 6 L de 2HL con densidad 1,229 g/cm<sup>3</sup> se obtiene 893 g de sólido seco, por lo tanto el rendimiento será:

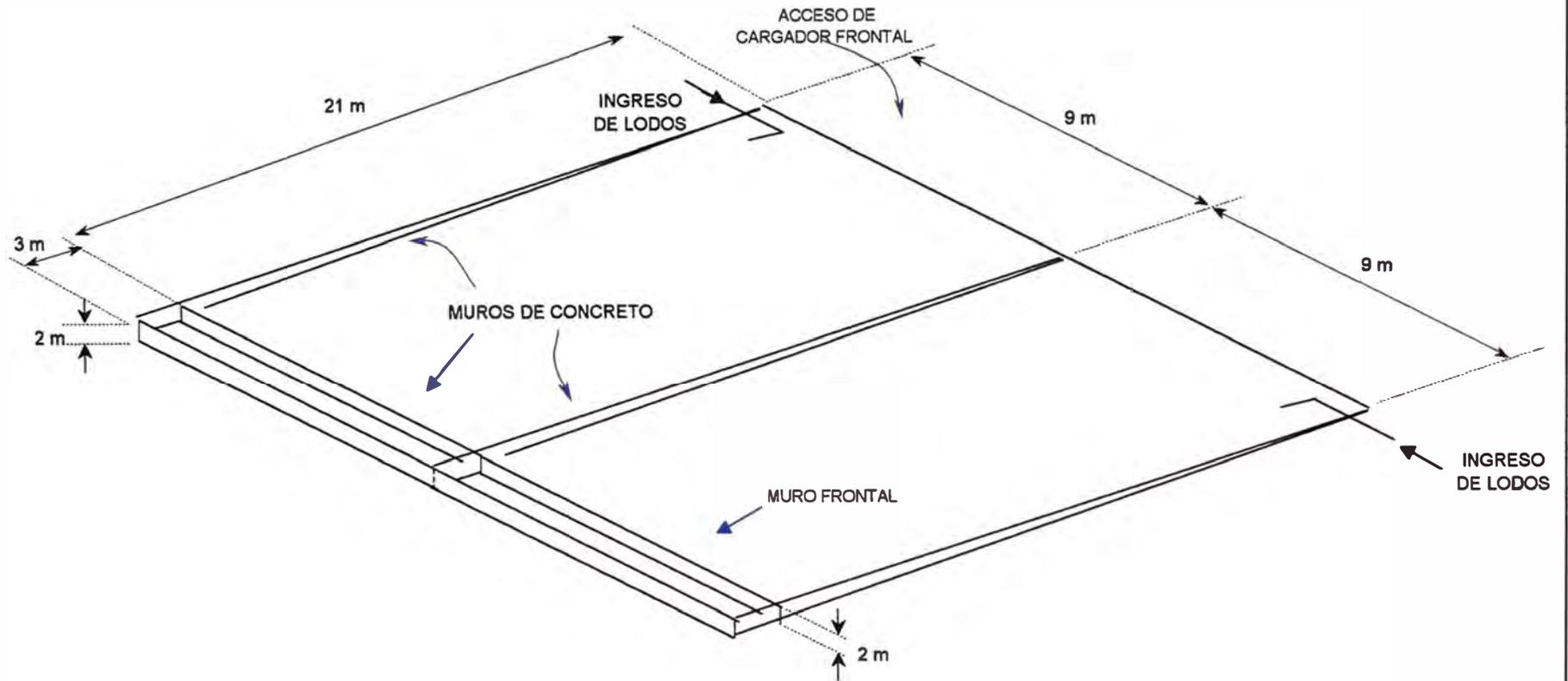
$$n = \frac{893 \text{ g (sólido seco)}}{6 \text{ L (2HL)}}$$

$$n = 0,149 \frac{\text{TM (sólido seco)}}{\text{kL (2HL)}}$$

#### **4.8.3 DISEÑO DE LAS POZAS PARA SECADO DE LODOS FINALES**

Considerando 12 días para que los sólidos sequen al ambiente y dos días para que los mismos sean retirados de una poza, se estaría hablando de 14 días necesarios para que una poza quede vacía, por lo tanto una segunda poza tendría que estar disponible en ese tiempo para recepcionar los lodos finales. Como se sabe, se producen 1,714 lotes de 7,65 kL de volumen promedio de HL lavado al día (ver ítem 4.5.1 y 4.9), entonces se necesitan dos pozas de 183,6 kL de capacidad. Ahora es necesario que las pozas tengan una base inclinada para que de esta manera el agua de lavado que viene en los lodos se acumule en el lado más profundo de las pozas y pueda ser retirada por unos tubos de PVC de 2" de diámetro con una tapa a presión instalados en la pared de ese lado y de esta manera ayudar a que el secado al ambiente sea más rápido. En la figura 4.38, se presenta un esquema en el que se ha diseñado las pozas con un volumen de 189 kL cada una (con un margen de seguridad de 5,4 kL en cada poza) y se ha considerado la construcción de dos pozas de 54 kL de capacidad aledañas a los dos anteriores, para la recepción y secado al ambiente del agua de lavado que se retire por los tubos de PVC mencionados.

Figura 4.38: Pozas para secado de lodos finales



#### 4.8.4 COMPOSICIÓN QUÍMICA DEL SÓLIDO SECO OBTENIDO DE LOS LODOS FINALES.

Se tiene:

Tabla 4.23: Composición química del sólido seco

Componente	Porcentaje (%)
Azúcares reductores totales	0,00
Calcio ( $\text{Ca}^{+2}$ )	23,86
Potasio ( $\text{K}^+$ )	0,09
Sulfatos ( $\text{SO}_4^{-2}$ )	33,0
Humedad	5,92
Otros	37,13

Elaboración: Fuente propia (2003)

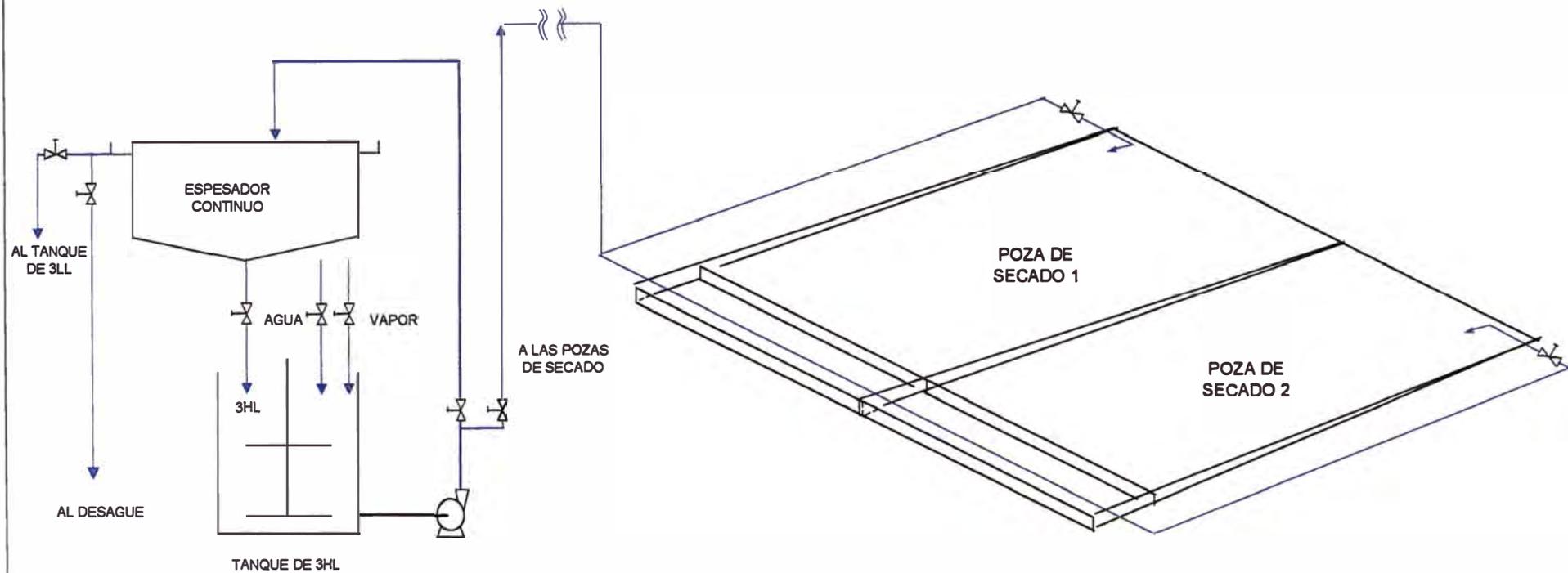
#### 4.9 SISTEMA PROPUESTO PARA LA REFINACIÓN DE LODOS 3HL (OBTENCIÓN DEL SÓLIDO SECO )

En el diagrama de flujo de la figura 4.39, se presenta la propuesta para la refinación de lodos 3HL. La secuencia de operaciones es la siguiente:

1. Mediante las líneas de agua y vapor en el tanque de 3HL, los lodos 3HL acumulados son enrasados al mismo volumen que tiene el 2HL cuando se realiza el contacto entre el disolvente y el sólido (volumen inicial mas 50% adicional) y se calienta a 60°C.
2. La bomba centrífuga de envío a las pozas de secado (trasladada desde el tanque de 2HL) es utilizada para enviar el 3HL hacia el sedimentador, el cual es utilizado como un "lavador continuo de lodos", donde el líquido clarificado sirve para descargar hacia el desagüe todos los azúcares que han quedado en el 3HL y los lodos que caen nuevamente al tanque de 3HL son enrasados al volumen inicial. Así mismo se mantiene la temperatura de 60°C constante utilizando la línea de vapor del tanque, cuyo flujo de condensado sumado al flujo de agua proporcionado por la línea de agua del tanque será igual al flujo de líquido clarificado que sale del sedimentador. De esta manera se mantiene constante el volumen inicial mencionado en el tanque de 3HL.

3. Cuando la A.R.T. es 0 g/dL en el líquido clarificado se procede a enviar los lodos finales hacia la poza de secado disponible, usando para ello la bomba centrífuga ya mencionada.
4. En la poza de secado los lodos finales se someten a un secado al medio ambiente (evaporación y filtración naturales), el agua de lavado que se acumula en el lado del muro frontal debido a la inclinación de la poza y a la precipitación de los sólidos, se drena por medio de los tubos instalados en el muro mencionado. El agua que se drena por estos tubos va hacia una poza contigua donde va a secarse también por evaporación y filtración naturales, esto ayuda a que el secado sea más rápido. Se cuentan con dos pozas de secado cada una con su pequeña poza contigua y se usa una a la vez, pues en el tiempo que se llena una poza, secan y son desalojados los sólidos en la otra poza para nuevamente dejar esta disponible.

Figura 4.39: Sistema propuesto para la refinación de lodos 3HL



## 4.10 EVALUACIÓN DEL PROYECTO

### 4.10.1 CÁLCULO DE LA INVERSIÓN EN CAPITAL FIJO O COSTO TOTAL

#### 4.10.1.1 COSTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES SIN INSTALAR ( $I_E$ )

##### 1. BOMBA DE 2HL:

El costo de la bomba en el mes de febrero del año 2003 (ver anexo J) es:

US\$ 342,20

##### 2. ESPESADOR CONTÍNUO:

En el gráfico para costeo de espesadores continuos (ver anexo K), se tiene que para un diámetro de 5,342 m el costo es de \$ 32 000 en el año 1982.

Actualizando con los índices de la Chemical Engineering (ver anexo N):

$$\text{US\$ } 32\,000 * \frac{397,2 \text{ (Febrero del 2003)}}{314,0 \text{ (1982)}}$$

US\$ 40 478,98

##### 3. TANQUE DE 3HL:

En el gráfico para costeo de un tanque mezclador con agitador de acero inoxidable 304 (ver anexo L), se tiene que para una capacidad de 2 642 Gal (10kL) el costo es de \$ 28 000 en el año 1990. Actualizando con los índices de la Chemical Engineering (ver anexo N):

$$\text{US\$ } 28\,000 * \frac{397,2 \text{ (Febrero del 2003)}}{357,6 \text{ (1990)}}$$

US\$ 31 100,67

##### 4. POZAS PARA SECADO DE LODOS FINALES:

El costo de una poza en el mes de febrero del año 2003 (ver anexo M) es de S/. 24 753,34, haciendo la conversión a dólares:

US\$ 7 154,14

Entonces el costo de las dos pozas necesarias será:

US\$ 14 308,29

##### 5. CÁLCULO DE $I_E$ :

El valor de  $I_E$  será:

$$I_E = 342,20 + 40\,478,98 + 31\,100,67 + 14\,308,29$$

$$\Rightarrow I_E = \text{US\$ } 86\,230,14$$

#### 4.10.1.2 COSTOS DIRECTOS, INDIRECTOS Y TOTAL

##### 1. COSTOS DIRECTOS (CD):

Mano de obra para la instalación de los equipos principales	0,15
Tuberías y válvulas	0,30
Cimientos	0,08
Estructuras	0,05
Instalación eléctrica	0,10
Instrumentación	0,50
Pintura y limpieza	<u>0,08</u>
	$\Sigma f_i = 1,26$

$$\begin{aligned}\Rightarrow CD &= (1 + \Sigma f_i) I_E \\ &= (1 + 1,26) * 86\ 230,14\end{aligned}$$

$$\Rightarrow CD = \text{US\$ } 194\ 880,12$$

##### 2. COSTOS INDIRECTOS (CI)

Gastos generales, gerencia	0,30
Servicios Técnicos, honorarios de ingeniería	0,13
Imprevistos	<u>0,13</u>
	$\Sigma f_i = 0,56$

$$\begin{aligned}\Rightarrow CI &= \Sigma f_i * CD \\ &= 0,56 * 194\ 880,12\end{aligned}$$

$$\Rightarrow CI = \text{US\$ } 109\ 132,87$$

##### 3. COSTO TOTAL (CT)

El costo total será:

$$\begin{aligned}CT &= CD + CI \\ \Rightarrow CT &= \text{US\$ } 304\ 012,99\end{aligned}$$

#### 4.10.2 DATOS PARA LA ELABORACIÓN DE LOS ESTADOS FINANCIEROS PROYECTADOS

##### 1. FACTOR DE SERVICIO (F.S.)

Se generan 1,714 lotes por día operativo (DO) de 2HL (ver ítem 4.5.1), se sabe que en un año se generan en promedio 525 lotes, entonces el número de días operativos por año será:

$$\frac{525 \frac{\text{lotes}}{\text{año}}}{1,714 \frac{\text{lotes}}{\text{DO}}}$$

$$\Rightarrow 306,3 \text{ DO/año}$$

Por lo tanto, el factor de servicio será:

$$\text{F.S} = \frac{306,3}{365}$$

$$\Rightarrow \text{F.S.} = 0,839$$

##### 2. DISPONIBILIDAD DE 2HL

Como se sabe, se generan 1,714 lotes por día (DO) de 2HL (ver ítem 4.8.3) de 5,1 kL, es decir 8,741 kL/DO. Además la densidad del 2HL es 1,229 g/cm<sup>3</sup> (TM/kL) (ver ítem 4.4.1).

Por lo tanto, la disponibilidad de 2HL será:

$$8,741 \frac{\text{kL}}{\text{DO}} * 1,229 \frac{\text{TM}}{\text{kL}}$$

$$\Rightarrow 10,743 \frac{\text{TM}}{\text{DO}}$$

Multiplicando por el factor de servicio (F.S.):

$$10,743 \frac{\text{TM}}{\text{DO}} * 0,839$$

$$\Rightarrow 9,01 \frac{\text{TM}}{\text{DC}}$$

##### 3. PRODUCCIÓN DE 3LL (RECUPERACIÓN DE AZÚCARES)

Considerando los datos obtenidos en el experimento realizado(ver ítem 4.4.1):

$$\text{Volumen 2HL} = 6,0 \text{ L}$$

$$\text{Volumen 3LL} = 2,92 \text{ L}$$

$$\text{Densidad 3LL} = 1,055 \text{ g/cm}^3 \text{ (TM/kL)}$$

Se tiene que, para un volumen de 2HL de 8,741 kL por día, se produce teóricamente el siguiente volumen de 3LL por día:

$$\frac{2,92\text{L}}{6,0\text{L}} * 8,741 \frac{\text{kL}}{\text{DO}}$$

$$\Rightarrow 4,254 \frac{\text{kL}}{\text{DO}}$$

Por lo tanto, la capacidad de producción de 3LL será:

$$4,254 \frac{\text{kL}}{\text{DO}} * 1,055 \frac{\text{TM}}{\text{kL}}$$

$$\Rightarrow 4,488 \frac{\text{TM}}{\text{DO}}$$

Por el F.S. :

$$4,488 \frac{\text{TM}}{\text{DO}} * 0,839$$

$$\Rightarrow 3,76 \frac{\text{TM}}{\text{DC}}$$

#### 4. PRODUCCIÓN DE SÓLIDO SECO

Considerando el rendimiento calculado para el experimento realizado (ver ítem 4.8.2):

$$0,149 \frac{\text{TM(sólido seco)}}{\text{kL(2HL)}}$$

Por lo tanto, para un volumen de 8,741 kL de 2HL por día, la producción de sólido seco será:

$$0,149 \frac{\text{TM}}{\text{kL}} * 8,741 \frac{\text{kL}}{\text{DO}}$$

$$\Rightarrow 1,302 \frac{\text{TM}}{\text{DO}}$$

Por el F.S. :

$$1,302 \frac{\text{TM}}{\text{DO}} * 0,839$$

$$\Rightarrow 1,09 \frac{\text{TM}}{\text{DC}}$$

### 5. PRECIO DEL 2HL EN EL AÑO 0

Se determina un precio equivalente en melaza, de acuerdo a la concentración de azúcares reductores totales, para lo cual se considera para la melaza el precio promedio de US \$ 58/TM y una composición promedio de 50% en peso de azúcares reductores totales.

Entonces, considerando los datos obtenidos en el experimento realizado (ver ítem 4.4.1), la concentración de azúcares reductores totales en el 2HL es 3,90 g/dL es decir 0,039 TM/kL y la densidad es 1,229 g/cm<sup>3</sup> (TM/kL).

Ahora, realizando los cálculos para 1 TM de 2HL se tiene:

El volumen:

$$\frac{1 \text{ TM}}{1,229 \frac{\text{TM}}{\text{kL}}} = 0,814 \text{ kL}$$

El peso de azúcares reductores totales:

$$0,814 \text{ kL} * 0,039 \frac{\text{TM}}{\text{kL}}$$

$$\Rightarrow 0,032 \text{ TM}$$

El peso de melaza equivalente:

$$0,032 \text{ TM} * 2$$

$$\Rightarrow 0,064 \text{ TM}$$

Y finalmente el precio:

$$0,064 \text{ TM} * \frac{\text{US\$}58,00}{\text{TM}}$$

$$\Rightarrow \frac{\text{US\$}3,71}{\text{TM}(2\text{HL})}$$

### 6. PRECIO DEL 3LL EN EL AÑO 0

Al igual que en el caso anterior se determina un precio equivalente en melaza, para lo cual se consideran los mismos datos para la melaza y también los datos obtenidos en el experimento realizado (ver ítem 4.4.1), en el cuál la concentración de azúcares reductores totales del 3LL es 2,97 g/dL es decir 0,0297 TM/kL y la densidad es 1,055 g/cm<sup>3</sup> (TM/kL).

Ahora, realizando los cálculos para 1 TM de 3LL se tiene:

El volumen:

$$\frac{1 \text{ TM}}{1,055 \frac{\text{TM}}{\text{kL}}} = 0,948 \text{ kL}$$

El peso de azúcares reductores totales:

$$0,948 \text{ kL} * 0,0297 \frac{\text{TM}}{\text{kL}}$$

$$\Rightarrow 0,028 \text{ TM}$$

El peso de melaza equivalente:

$$0,028 \text{ TM} * 2$$

$$\Rightarrow 0,056 \text{ TM}$$

Y finalmente el precio:

$$0,056 \text{ TM} * \frac{\text{US\$}58,00}{\text{TM}}$$

$$\Rightarrow \frac{\text{US\$}3,25}{\text{TM}(3\text{LL})}$$

## 7. PRECIO DEL SÓLIDO SECO EN EL AÑO 0

Haciendo un cálculo de composición centesimal a partir de los datos de las tablas 2.3 y 4.23, se determina que la composición de  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  en el yeso agrícola y en el sólido seco es de 96,75% y 28,28% (como máximo) respectivamente.

Además, se sabe que el precio promedio en el mercado del yeso agrícola es de US\$80,00 la tonelada, entonces se determina un precio equivalente en  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  del sólido seco, de la siguiente manera:

$$\frac{0,2828 \frac{\text{TM}(\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})}{\text{TM}(\text{Sólido seco})} * \frac{\text{US\$}80,00}{\text{TM}(\text{Yeso agrícola})}}{0,9675 \frac{\text{TM}(\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})}{\text{TM}(\text{Yeso agrícola})}}$$

$$\Rightarrow \frac{\text{US\$}23,38}{\text{TM}(\text{Sólidoseco})}$$

## 8. DATOS ADICIONALES A CONSIDERAR

Se va a considerar los siguientes datos:

Los costos de operación son los siguientes (US\$ del año 0):

	Variables <u>US\$ / TM</u>	Mano de obra <u>US\$ / año</u>
Producción del 3LL	15,00	1 410,00
Producción de sólido seco (a partir de 3HL)	40,00	1 410,00

Los costos anuales de mantenimiento y seguros son el 5 y 1% de la inversión respectivamente para cada producto.

Los gastos administrativos y de ventas representan el 1 y el 0,5% de las ventas respectivamente.

Se considera además la tasa legal vigente (0,15) para el cálculo del impuesto a la renta, depreciación lineal sin valor de rescate y diez años de operación.

Para la determinación del capital de trabajo se considera lo siguiente:

30 días de inventario de materia prima (2HL)

20 días de inventario de producto terminado (sólido seco)

Cuentas por cobrar : 20 días de ventas (sólido seco)

Cuentas por pagar : 25 días de materia prima (2HL)

Los precios de la materia prima y los productos variaran en los próximos 10 años de acuerdo a la siguiente tabla:

**Tabla 4.24: Precios de la materia prima y los productos**

(En US\$ del año 0 / TM)

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2HL	3,71	3,70	3,68	3,75	3,69	3,76	3,73	3,71	3,70	3,72	3,67
3LL	3,25	3,26	3,20	3,22	3,25	3,24	3,21	3,20	3,27	3,21	3,22
Sólido seco	23,38	23,48	23,02	23,40	23,17	23,30	23,51	23,22	23,31	23,09	23,15

## 9. CUADROS AUXILIARES

Tabla 4.25: Programa de producción y requerimientos  
(TM/DC)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Producción</b>										
3LL	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76
Sólido seco	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09
<b>Requerimientos</b>										
2HL	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01

Tabla 4.26: Valor de ventas (3LL)  
(US\$ del año 0 )

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas TM/DC	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76
Precio US\$/TM	3,26	3,20	3,22	3,25	3,24	3,21	3,20	3,27	3,21	3,22
US\$/DC	12,26	12,03	12,11	12,22	12,18	12,07	12,03	12,30	12,07	12,11
MUS\$/Año	4,48	4,39	4,42	4,46	4,45	4,40	4,39	4,49	4,40	4,42

Tabla 4.27: Valor de ventas (sólido seco)  
(US\$ del año 0 )

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas TM/DC	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09
Precio US\$/TM	23,48	23,02	23,40	23,17	23,30	23,51	23,22	23,31	23,09	23,15
US\$/DC	25,59	25,09	25,51	25,26	25,40	25,63	25,31	25,41	25,17	25,23
MUS\$/Año	9,34	9,16	9,31	9,22	9,27	9,36	9,24	9,28	9,19	9,21

**Tabla 4.28: Costo de producción del 3LL y del 3HL**  
(US\$ del año 0)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Materia prima (2HL)</b>										
TM/DC	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01
US\$/TM	3,70	3,68	3,75	3,69	3,76	3,73	3,71	3,70	3,72	3,67
US\$/DC	33,34	33,16	33,79	33,25	33,88	33,61	33,43	33,34	33,52	33,07
MUS\$/año	12,17	12,10	12,33	12,14	12,37	12,27	12,20	12,17	12,24	12,07
<b>Costos variables</b>										
(*) TM/DC	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76	3,76
US\$/TM	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00
US\$/DC	56,40	56,40	56,40	56,40	56,40	56,40	56,40	56,40	56,40	56,40
MUS\$/año	20,59	20,59	20,59	20,59	20,59	20,59	20,59	20,59	20,59	20,59
<b>Costos fijos (MUS\$/año)</b>										
Mano de obra	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41
Mantenimiento	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20
Seguros	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04
Total fijos	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65
<b>Costos de producción</b>										
MUS\$/año	52,41	52,34	52,57	52,38	52,61	52,51	52,44	52,41	52,48	52,31
US\$/DC	143,59	143,40	144,03	143,51	144,14	143,86	143,67	143,59	143,78	143,32
(*) US\$/TM	38,19	38,14	38,30	38,17	38,34	38,26	38,21	38,19	38,24	38,12

(\*) Caso del 3LL

**Tabla 4.29: Costo de producción del sólido seco**  
(US\$ del año 0)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b><u>Materia prima (3HL)</u></b>										
MUS\$/año	52,41	52,34	52,57	52,38	52,61	52,51	52,44	52,41	52,48	52,31
<b><u>Costos variables</u></b>										
TM/DC	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09
US\$/TM	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00
US\$/DC	43,60	43,60	43,60	43,60	43,60	43,60	43,60	43,60	43,60	43,60
MUS\$/año	15,91	15,91	15,91	15,91	15,91	15,91	15,91	15,91	15,91	15,91
<b><u>Costos fijos (MUS\$/año)</u></b>										
Mano de obra	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41
Mantenimiento	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20	15,20
Seguros	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04	3,04
Total fijos	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65	19,65
<b><u>Costos de producción</u></b>										
MUS\$/año	87,97	87,90	88,13	87,94	88,17	88,07	88,00	87,97	88,04	87,87
US\$/DC	241,01	240,82	241,45	240,93	241,56	241,29	241,10	241,01	241,21	240,74
US\$/TM	221,11	220,94	221,51	221,04	221,62	221,37	221,19	221,11	221,29	220,86

**Tabla 4.30: Capital de trabajo**  
(US\$ del año 0)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<u>Inv. de M. Prima (2HL)</u>										
30 días										
TM/DC	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01	9,01
TM/DO	10,74	10,74	10,74	10,74	10,74	10,74	10,74	10,74	10,74	10,74
TM/año	322,2	322,2	322,2	322,2	322,2	322,2	322,2	322,2	322,2	322,2
US\$/TM	3,70	3,68	3,75	3,69	3,76	3,73	3,71	3,70	3,72	3,67
MUS\$/año	1,19	1,19	1,21	1,19	1,21	1,20	1,20	1,19	1,20	1,18
<u>Inv. de P. Terminado (sólido seco)</u>										
20 días										
TM/DC	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09	1,09
TM/DO	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30
TM/año	26,0	26,0	26,0	26,0	26,0	26,0	26,0	26,0	26,0	26,0
US\$/TM	221,11	220,94	221,51	221,04	221,62	221,37	221,19	221,11	221,29	220,86
MUS\$/año	5,75	5,74	5,76	5,75	5,76	5,76	5,75	5,75	5,75	5,74
<u>Cuentas por cobrar</u>										
20 días de ventas (sólido seco)										
MUS\$/año	0,51	0,50	0,51	0,50	0,51	0,51	0,51	0,51	0,50	0,50
<u>Cuentas por pagar</u>										
25 días de M. Prima (2HL)										
MUS\$/año	0,83	0,83	0,84	0,83	0,85	0,84	0,84	0,83	0,84	0,83
<u>Capital de Trabajo</u>										
MUS\$/año	6,62	6,60	6,64	6,61	6,63	6,63	6,62	6,62	6,61	6,59
<u>Incremento en capital de trabajo</u>										
MUS\$/año	6,62	(0,02)	0,04	(0,03)	0,02	0	(0,01)	0	(0,01)	(6,61)

### 4.10.3 ESTADOS FINANCIEROS PROYECTADOS

Tabla 4.31: Estado de ganancias y pérdidas proyectado – Evaluación económica  
(MUS\$ del año 0/año)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Ingresos</b>										
Ahorro en ret. lodo seco	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00
Ventas 3LL	4,48	4,39	4,42	4,46	4,45	4,40	4,39	4,49	4,40	4,42
Ventas sólido seco	9,34	9,16	9,31	9,22	9,27	9,36	9,24	9,28	9,19	9,21
Ingreso total	43,82	43,55	43,73	43,68	43,72	43,76	43,63	43,77	43,59	43,63
<b>Egresos</b>										
Materia Prima	12,17	12,10	12,33	12,14	12,37	12,27	12,20	12,17	12,24	12,07
C. variables	36,50	36,50	36,50	36,50	36,50	36,50	36,50	36,50	36,50	36,50
C. fijos	39,30	39,30	39,30	39,30	39,30	39,30	39,30	39,30	39,30	39,30
G. de producción	87,97	87,90	88,13	87,94	88,17	88,07	88,00	87,97	88,04	87,87
<b>Utilidad bruta</b>	<b>(44,15)</b>	<b>(44,35)</b>	<b>(44,40)</b>	<b>(44,26)</b>	<b>(44,45)</b>	<b>(44,31)</b>	<b>(44,37)</b>	<b>(44,20)</b>	<b>(44,45)</b>	<b>(44,24)</b>
G. administración	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14
G. de ventas	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
<b>Utilidad de operación</b>	<b>(44,36)</b>	<b>(44,56)</b>	<b>(44,61)</b>	<b>(44,47)</b>	<b>(44,66)</b>	<b>(44,52)</b>	<b>(44,58)</b>	<b>(44,41)</b>	<b>(44,66)</b>	<b>(44,45)</b>
Depreciación	30,40	30,40	30,40	30,40	30,40	30,40	30,40	30,40	30,40	30,40
<b>Renta neta</b>	<b>(74,76)</b>	<b>(74,96)</b>	<b>(75,01)</b>	<b>(74,87)</b>	<b>(75,06)</b>	<b>(74,92)</b>	<b>(74,98)</b>	<b>(74,81)</b>	<b>(75,06)</b>	<b>(74,85)</b>
Imp. Renta (15%)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Utilidad neta</b>	<b>(74,76)</b>	<b>(74,96)</b>	<b>(75,01)</b>	<b>(74,87)</b>	<b>(75,06)</b>	<b>(74,92)</b>	<b>(74,98)</b>	<b>(74,81)</b>	<b>(75,06)</b>	<b>(74,85)</b>

Tabla 4.32: Flujo de caja proyectado – Evaluación económica  
(MUS\$ del año 0/año)

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Inversiones</b>											
Propia	304,41										
Cap. Trabajo		6,62	(0,02)	0,04	(0,03)	0,02	0	(0,01)	0	(0,01)	(6,61)
Total Inv.	304,01	6,62	(0,02)	0,04	(0,03)	0,02	0	(0,01)	0	(0,01)	(6,61)
<b>Utilidad neta</b>		<b>(74,76)</b>	<b>(74,96)</b>	<b>(75,01)</b>	<b>(74,87)</b>	<b>(75,06)</b>	<b>(74,92)</b>	<b>(74,98)</b>	<b>(74,81)</b>	<b>(75,06)</b>	<b>(74,85)</b>
<b>Depreciación</b>		<b>30,40</b>									
<b>Flujo Neto de Fondos</b>	<b>(304,01)</b>	<b>(50,98)</b>	<b>(44,54)</b>	<b>(44,65)</b>	<b>(44,44)</b>	<b>(44,68)</b>	<b>(44,52)</b>	<b>(44,57)</b>	<b>(44,41)</b>	<b>(44,65)</b>	<b>(37,84)</b>

#### **4.10.4 EVALUACION COSTO / BENEFICIO DEL PROYECTO**

##### **SITUACIÓN ACTUAL**

1. Hay contaminación del medio ambiente al producirse impactos medio ambientales como emisiones a la atmósfera (olores) y efectos específicos sobre los ecosistemas (proliferación anormal de insectos).
2. Lo anterior contribuye a que no se pueda obtener una certificación ISO 14001 para la empresa.
3. La merma de azúcares anual que se produce al desechar los lodos 2HL es 104,422TM, lo que significa una pérdida anual de US\$ 12 113,01.

##### **COSTOS DE LA PROPUESTA**

1. La inversión en capital fijo es de US\$ 304 012,99.
2. El costo de producción del 3LL (recuperación de azúcares) es US\$ 52 410/año o US\$ 1 363,88/TM de azúcares recuperados.
3. El costo de producción del 3LL y del sólido seco (costo de producción total) es US\$ 87 970/año.
4. El costo de producción del sólido seco es US\$ 221,11/TM de sólido seco obtenido.

##### **BENEFICIOS DE LA PROPUESTA**

1. Hay una reducción de los desechos que genera la planta, esto permite mejorar el entorno de la misma al reducir los impactos medioambientales que se producen sobre él.
2. Lo anterior contribuye a que la empresa pueda obtener una futura certificación ISO 14 001.
3. Hay un ahorro de aproximadamente US\$ 30 000/año al no retirar el lodo 2HL seco como desmonte.
4. Se recupera azúcares, generándose un ahorro de US\$ 4 481,44/año al ser reciclados al proceso de descalcificación.
5. Se obtiene el sólido seco, generándose un ingreso adicional al año de US\$ 9 363,88 al ser vendido como mejorador de suelos agrícolas.

## 5. CONCLUSIONES

1. Según lo observado en el ítem 4.1, mayor porcentaje de volumen de agua adicionada al 2HL es mas favorable para una extracción sólido-líquido, excepto porque se genera mucho mayor volumen de 3LL. Observando la curva de la figura 4.6, se ve que aproximadamente para valores mayores de 50% de volumen de agua adicionada el porcentaje de volumen de 3LL generado crece exponencialmente lo cual es desfavorable. Además de esto se tiene como condición a considerarse (ver ítem 4.6.1) el hecho de que no se puede modificar el tanque de 2HL el cual tiene una capacidad máxima de 10 kL. Entonces considerando ambas razones y sabiendo que el volumen del 2HL oscila entre 4,0 y 6,2 kL, el porcentaje de volumen óptimo de agua adicionada seria 50% con el cual el volumen con el agua adicionada llegaría a 9,3 kL como máximo (para 6,2 kL de 2HL) quedando 0,7 kL para efecto de la turbulencia generada en la agitación.
2. Según lo observado en el ítem 4.2, menor pH en el 2HL es mas favorable para una extracción sólido-líquido, excepto porque se genera un volumen relativamente mayor de 3LL, el cual es manejable ya que como se puede apreciar en la curva de la figura 4.13 el porcentaje de volumen de 3LL generado no excede de 65%. Por lo tanto, el pH óptimo será el menor posible, es decir el pH del 2HL tal y como se obtiene del proceso de descalcificación (sin adición de cal) mas agua y condensado (3,6 – 4,1).
3. Según lo observado en el ítem 4.3, mayor temperatura en el 2HL es más favorable para una extracción sólido-líquido, excepto porque se genera un volumen relativamente mayor de 3LL, el cuál es manejable ya que como se puede apreciar en la curva de la figura 4.20 el porcentaje de volumen de 3LL generado no excede de 70%. Además de esto se tiene como condición a considerarse (ver ítem 4.6.1) el hecho de que no se puede modificar el tanque de 2HL el cual tiene una resina cuya temperatura máxima de trabajo es de 60°C. Entonces considerando ambas razones, la temperatura óptima será la mayor temperatura posible: 60°C.

4. Es necesaria la realización del proyecto dados los beneficios que nos ofrece en la parte ecológica, pues al disminuir los desechos que genera la planta se contribuye a poder obtener una futura certificación ISO 14001 para la empresa, como ya se ha mencionado.

## **6. RECOMENDACIONES**

1. Estudiar la posibilidad de realizar una tercera centrifugación, instalando para ello un SDC provisional y realizando pruebas experimentales que permitan evaluar hasta que punto es posible recuperar azúcares del 2HL mediante este método, y si es necesaria o no una sedimentación adicional.
2. Realizar un estudio en base a pruebas experimentales, para obtener el tiempo real necesario para la refinación (lavado) de los lodos 3HL a nivel planta bajo el sistema planteado, es decir usando el sedimentador diseñado como "lavador de lodos", que permita eliminar todos los azúcares que contienen los mismos.
3. Realizar un estudio mediante pruebas experimentales en campos de cultivo agrícola, de la aplicación del "sólido seco" como un reemplazante del yeso agrícola, y de esta manera determinar sus ventajas y desventajas respecto a este.
4. Realizar un estudio de mercado para el sólido seco que permita determinar la forma de comercialización del mismo: a granel y/o embolsado, así como su colocación en el mercado. Si fuese embolsado estudiar también que equipos serían necesarios y cual sería su efecto en los costos.

## 7. ABREVIATURAS

- HL. Heavy liquor (lodos)
- LL. Light liquor (licor)
- SDC. Superdecantador (centrífuga)
- A.R.T. Concentración de azúcares reductores totales
- Ca<sup>+2</sup>. Concentración de calcio en forma de catión Ca<sup>+2</sup>
- DC. Día calendario
- DO. Día operativo

## 8. GLOSARIO DE TÉRMINOS

- Alimento.** Mezcla de melazas, mil, azúcar, 2LL y agua; acidificada con ácido sulfúrico a un pH de 2,5, con una temperatura de 65°C, una A.R.T. de 41-43 g/dL y una  $\text{Ca}^{+2}$  de 0,47-0,63 g/dL. Esta mezcla va alimentar a la primera centrifugación.
- 1HL.** Lodos obtenidos en la primera centrifugación, con una A.R.T. de 25-35 g/dL. Estos lodos van alimentar a la segunda centrifugación, en la cual se va a recuperar gran parte de los azúcares que contiene.
- 1LL.** Licor obtenido de la primera centrifugación con una A.R.T. de 42-44 g/dL y una  $\text{Ca}^{+2}$  de 0,04–0,1 g/dL. Este licor es el producto final del proceso de descalcificación.
- 2HL.** Lodos obtenidos de la segunda centrifugación con una A.R.T. de 1,8-4,5 g/dL y una  $\text{Ca}^{+2}$  de 2,5–4,8%. Estos lodos van alimentar a la sedimentación, en el cual se va a recuperar parte de los azúcares que contiene.
- 2LL.** Licor obtenido de la segunda centrifugación con una A.R.T. de 13-18 g/dL y una  $\text{Ca}^{+2}$  de 0,05-0,19 g/dL. Este licor es reciclado al proceso, utilizándose para la preparación de “alimento”.
- 3HL.** Lodos obtenidos de la sedimentación (espesado) con una A.R.T. de 1,5-3,0 g/dL y una  $\text{Ca}^{+2}$  de 3-5 %. Estos lodos son refinados (lavados) para obtener de ellos el “sólido seco”.
- 3LL.** Licor obtenido de la sedimentación (licor clarificado) con una A.R.T. de 1,4-3,2 g/dL y una  $\text{Ca}^{+2}$  de 0,04-0,1 %. Este licor también es reciclado al proceso, utilizándose para la preparación de “alimento”.
- Sólido seco.** Sólido obtenido de la refinación (lavado) de los lodos de 3HL, esta compuesto por partículas muy finas de color blanco. No contiene azúcares y tiene una  $\text{Ca}^{+2}$  de 23 -24 %.
- Shute** Lado del SDC por donde descargan los sólidos producidos en la centrifugación . Estos sólidos al mezclarse con agua forman los lodos.

## 9. BIBLIOGRAFIA

AGREDA, R Y DÍAZ, L (2000). Estudio y optimización de las condiciones de operación de adsorción de un aminoácido en una torre de intercambio iónico industrial. Tesis para Ingeniero Químico, Universidad Nacional de Ingeniería. Lima-Perú

ASSOCIATION OF OFICIAL ANALYTICAL CHEMISTS (1984). Official methods of analysis. The William Byrd Press, Inc. Virginia – USA.

BADGER, W Y BANCHERO, J. (1964). Introducción a la Ingeniería Química. Ediciones del Castillo, S.S. Madrid-España.

CHEN, JAMES C.P (1991). Manual del azúcar de caña. Editorial Limusa. México, DF. – México.

FOUST, ALAN S. Y OTROS (1985). Principios de operaciones unitarias. Cia. Editorial Continental, S.A de C.V. México, D.F – México.

GIBAJA, S. (1977) Guía para el análisis de los compuestos de carbono. Universidad Nacional Mayor de San Marcos. Lima – Perú.

LESS, R. Análisis de alimentos. Editorial Acribia. Zaragoza – España.

MARGALEF, R (1991). Ecología. Ediciones Omega, S.A. Barcelona-España.

MONROY, O. Y VINIEGRA, G (1981). Biotecnología para el aprovechamiento de los desperdicios orgánicos . Agt editor, S.A. México, D.F-México.

MORRISON, R. Y BOYD, R. (1985). Química Orgánica. Fondo educativo interamericano, S.A. de C.V. México, D.F-México.

OCÓN, J. Y TOJO, G. (1982), Problemas de Ingeniería Química, Operaciones Básicas. Aguilar S.A. de ediciones. Madrid – España.

PALOM. O. Iso 14000: La nueva visión gerencial del medio ambiente. Ode-Gestión y planificación integral, S.A. Barcelona-España.

PETERS, M.S Y TIMMERHAUS, K.D (1991). Plant design and economics for Chemical Engineers. Mc Graw-Hill, Inc. USA.

PORRAS, E. (1992) Formulación y evaluación de proyectos de inversión. Centro de capacitación, Petroperú. Lima-Perú.

REVISTA CHEMICAL ENGINEERING. (Enero 1989). Indicadores económicos. Mc. Graw-Hill. USA.

REVISTA CHEMICAL ENGINEERING. (Enero 1994). Indicadores económicos. Mc. Graw-Hill. USA.

REVISTA CHEMICAL ENGINEERING. (Junio 2003). Indicadores económicos. Mc. Graw-Hill. USA.

SOLOMONS, T.W.G. (1981) Química Orgánica. Editorial Limusa. México, D.F-México.

SHAMES, I. La mecánica de los fluidos. Mc Graw-Hill. México, D.F-México.

TREYBAL, R.e. (1987) Operaciones de transferencia de masa. Libros Mc Graw-Hill de México, S.A. de C.V. México, D.F-México.

ULDRIK, G.D. (1993) Diseño y economía de los procesos de Ingeniería Química. Mc Graw-Hill. México.

VILLAGARCIA, SVEN. (1994). Manual de uso de los fertilizantes. Universidad Nacional Agraria. Lima-Perú.

## 10. ANEXOS

- Anexo A : Análisis elemental de metales
- Anexo B : Análisis de sulfatos
- Anexo C : Análisis de humedad
- Anexo D : Rugosidad relativa en función del diámetro para tubos de varios materiales
- Anexo E : Diagrama de Moody
- Anexo F : Longitud equivalente representativa en diámetro de tubo (L/D) de varias válvulas y accesorios
- Anexo G : Coeficientes de Resistencia
- G1 : Debida a la entrada y a la salida de los tubos (Crane Co.)
  - G2 : Para codos y accesorios (K)
  - G3 : Para cambios de sección transversal (K)
- Anexo H : Dimensiones de un tubo convencional de acero (Normas ASA B36.10-1975)
- Anexo I : Programa para el cálculo del diámetro óptimo de la tubería.
- Anexo J : Características y cotización de la bomba para el 2HL
- Anexo K : Costo de espesadores continuos.
- Anexo L : Costo de tanques de acero.
- Anexo M : Cotización de pozas para secado de lodos finales
- Anexo N : Índice de costo - Chemical Engineering.

### ANEXO A: ANÁLISIS ELEMENTAL DE METALES

El análisis elemental de metales como: Calcio, Potasio, Sodio y Hierro, se realizó en un espectrofotómetro de absorción atómica Hitachi, modelo 2010 equipado con CRT. La ganancia, la corriente de lámpara de cátodo hueco y el procesamiento de señales y datos, son controlados automáticamente. El modelo 2010 admite hasta 4 patrones, calibra automáticamente el cero y las concentraciones de calibración, incluyendo la corrección automática de curvatura, y se puede ajustar por una ecuación lineal de otros dos coeficientes. Dispone además de un método estándar, para trabajar por adición, junto con el método de calibración de patrones de adición.

Se prepararon las curvas de calibración a partir de las soluciones estándares de cada elemento a analizar en medio ácido, utilizando para ello HCl 0,12N.

Para todos los análisis se pipetearon volúmenes entre 5 y 10 ml de muestra y se diluyeron a concentraciones entre 1 y 5 ppm para su lectura correspondiente, debiendo previamente acidificar la muestra pipeteada con HCl 0,12N. Para el análisis de elementos, el sodio y el potasio se determinaron por emisión, y el resto de los elementos por absorción, utilizando como fuente de radiación, lámparas de cátodo hueco.

Las condiciones de medida, longitud de onda, ancho de rendija (nm) y composición de la llama utilizada, fueron en todo momento las indicadas en el manual de operación, y son las que se muestran en la tabla siguiente:

Condiciones de operación para la absorción atómica de elementos

Elementos	Modo	$\lambda$ (nm)	Rendija	Llama
Na	Emisión	589,0	0,7	Aire-Acetileno
K	Emisión	766,4	2,0	Aire-Acetileno
Ca	Absorción	422,7	0,7	Aire-Acetileno
Fe	Absorción	248,3	0,2	Aire-Acetileno
Mg	Absorción	285,2	0,7	Aire-Acetileno

**ANEXO B: ANÁLISIS DE SULFATOS**

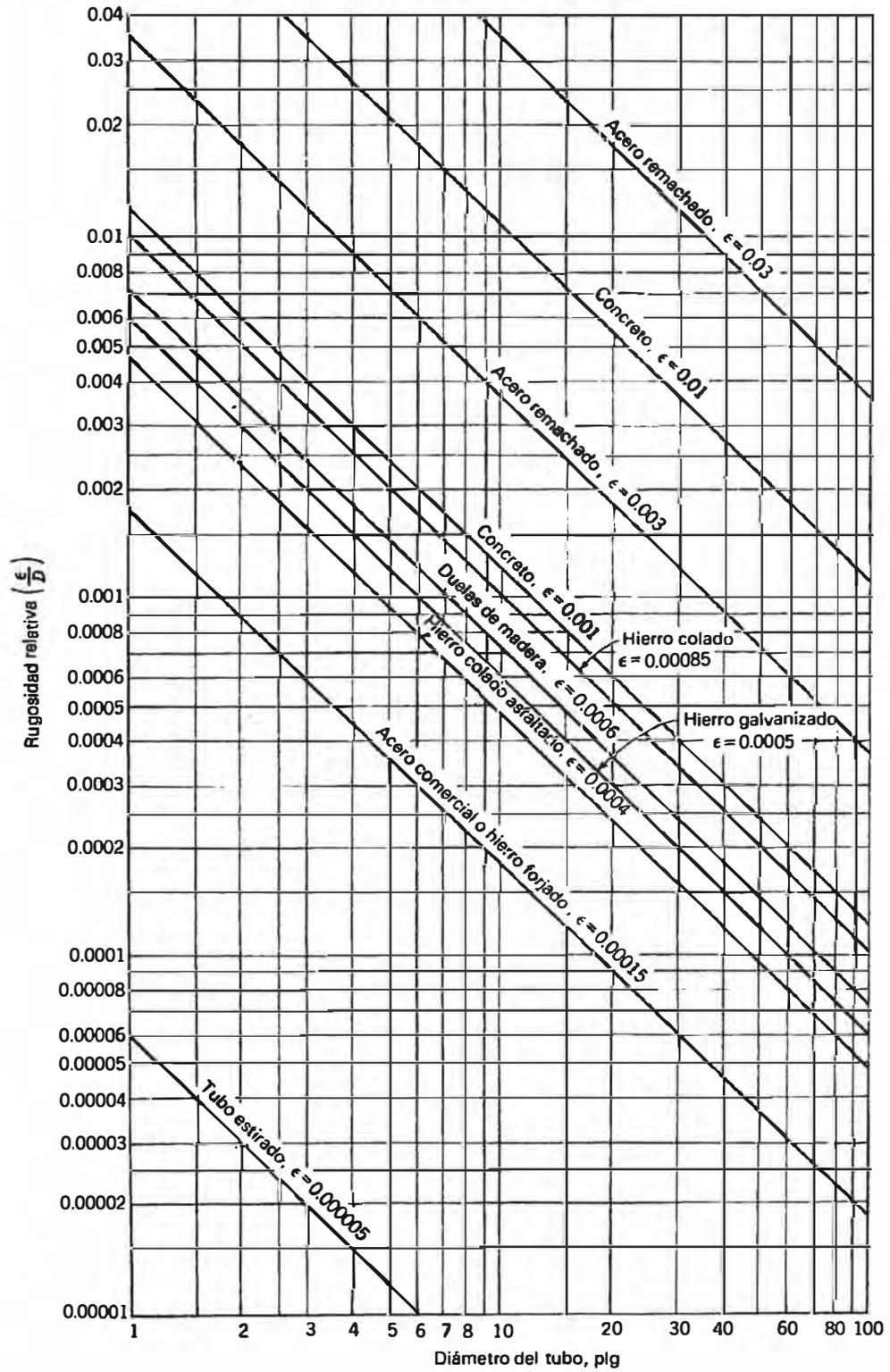
Este análisis se efectuó por vía clásica. La muestra es llevada a pH ácido y se le añade  $\text{BaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  como agente precipitante, formándose precipitado de  $\text{BaSO}_4$ , el cuál se filtra y se lava con agua destilada caliente varias veces, hasta la total desaparición de cloruros, lo cuál se comprueba cuando al añadir  $\text{AgNO}_3$  al filtrado no se forma precipitado blanco.

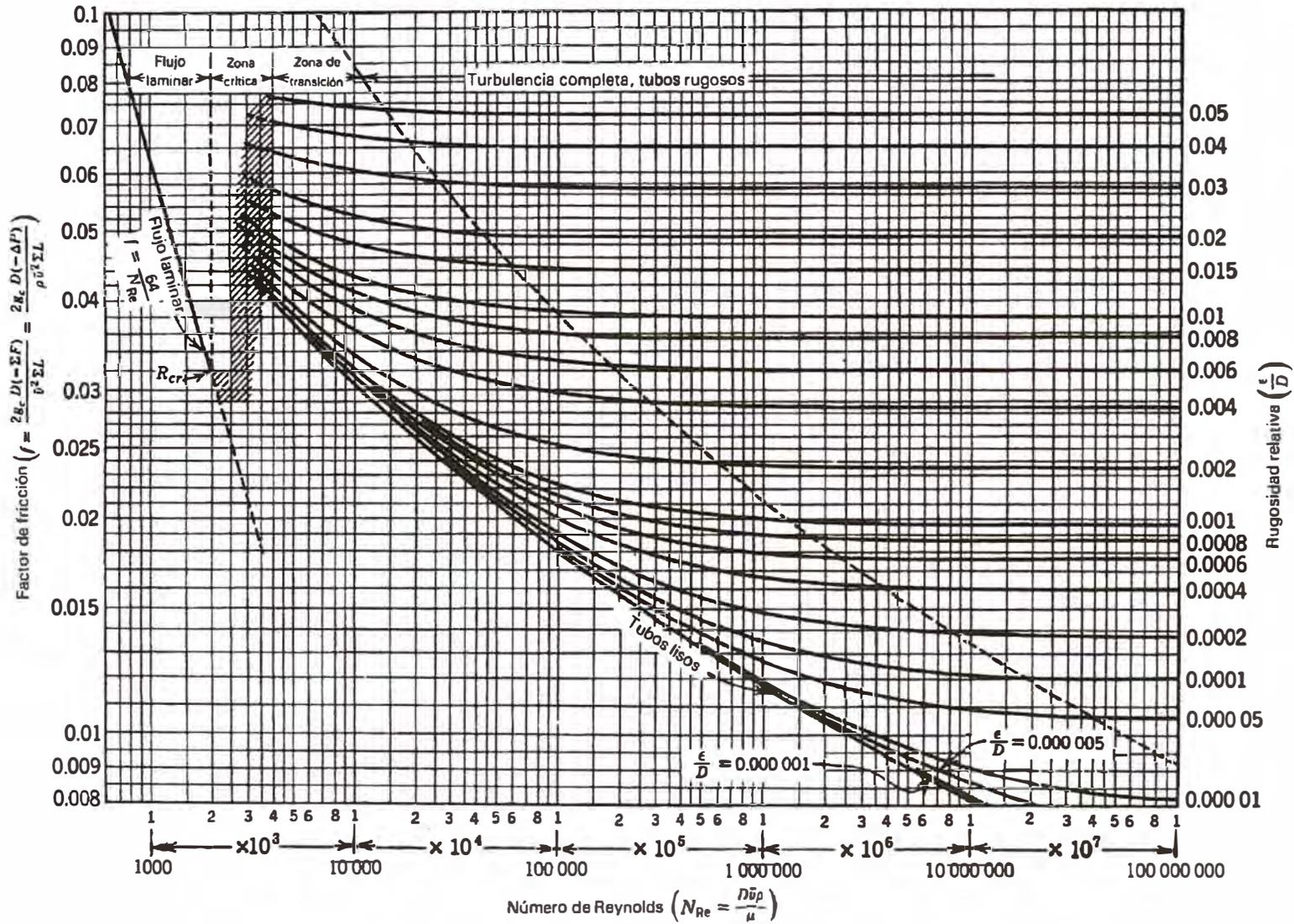
La muestra filtrada conjuntamente con el papel filtro se colocan sobre un crisol tarado y se lleva a la mufla por 2 horas a aproximadamente  $800^\circ\text{C}$ , luego se enfría a temperatura ambiente y se pesa el  $\text{BaSO}_4$  precipitado y seco.

**ANEXO C: ANÁLISIS DE HUMEDAD**

1. Pesar con exactitud 5 g de muestra en una cápsula de níquel o acero inoxidable previamente desecada, extendiendo la muestra en una capa lo más fina posible sobre la base de la cápsula.
2. Colocar la cápsula con su contenido en estufa a 105°C y desecar durante cuatro horas.
3. Retirar la cápsula, enfriar en desecador y pesar.
4. Volver a colocar la cápsula a la estufa y desecar nuevamente durante otros treinta minutos. Retirar, enfriar y pesar.
5. Continuar la desecación hasta alcanzar peso constante.
6. Calcular el contenido en humedad a partir de la pérdida de peso de la muestra.

**ANEXO D: RUGOSIDAD RELATIVA EN FUNCIÓN DEL DIÁMETRO PARA TUBOS DE VARIOS MATERIALES**





E O E DIAGRAMA DE M D

**ANEXO F: LONGITUD EQUIVALENTE REPRESENTATIVA EN DIÁMETRO DE TUBO (L/D) DE  
VÁRIAS VÁLVULAS Y ACCESORIOS**

Descripción	Longitud equivalente en diámetros de tubo (L/D)
<b>Válvulas de globo</b>	
Convencional	
Sin obstrucción con asiento plano, biselado o de obturador - totalmente abierta	340
Con disco accionado con vástagos o mariposa -totalmente abierta	450
Modelo en Y	
(Sin obstrucción en asiento plano, biselado o de obturador)	
Con vástago de 60° desde la corrida de la tubería –totalmente abierta	175
Con vástago de 45° desde la corrida de la tubería –totalmente abierta	145
<b>Válvulas de ángulo</b>	
Convencional	
Sin obstrucción en el asiento plano, biselado o de obturador - totalmente abierta	145
Con disco accionado con vástagos o mariposa -totalmente abierta	200
<b>Válvulas de compuerta</b>	
Convencional de disco de cuña, disco doble o disco obturador	
Totalmente abierta	13
Abierta a tres cuartos	35
Abierta a la mitad	160
Abierta a un cuarto	900
<b>Válvulas para pastas o pulpas</b>	
Totalmente abierta	17
Abierta a tres cuartos	50
Abierta a la mitad	260
Abierta a un cuarto	1200
Tubería de cañería –totalmente abierta	3 <sup>a</sup>
<b>Válvula de retención</b>	
Oscilación convencional 0,5 <sup>b</sup> –totalmente abierta	135
Oscilación de paso libre 0,5 <sup>b</sup> –totalmente abierta	50
Globo ascendente o paro -2,0 <sup>b</sup> –totalmente abierta	Igual que de globo
Ángulo ascendente o paro -2,0 <sup>b</sup> –totalmente abierta	Igual que de ángulo
Bola en línea -2,5 vertical y 0,25 horizontal <sup>b</sup> –totalmente abierta	150
<b>Válvulas de pie con filtro</b>	
Con válvula de disco de tipo ascendente -0,3 <sup>b</sup> –totalmente abierta	420
Con disco con articulación de piel -0,4 <sup>b</sup> –totalmente abierta	75
Válvulas mariposa (6 plg y mayores) –totalmente abierta	20
<b>Grifos</b>	
Flujo transversal recto	
Área rectangular del puerto del obturador igual al 100% del área del tubo –totalmente abierta	18
Tres vías	
Área rectangular del puerto del obturador igual al 80% del área del tubo (totalmente abierta)	44
Flujo recto transversal	140
Flujo transversal ramificado	140

<sup>a</sup> Longitud equivalente exactamente igual a la longitud entre las caras de las bridas o extremos soldados

<sup>b</sup> Caída de presión mínima calculada (lb/plg<sup>2</sup>) a través de la válvula para suministrar el flujo suficiente para elevar por completo al disco.

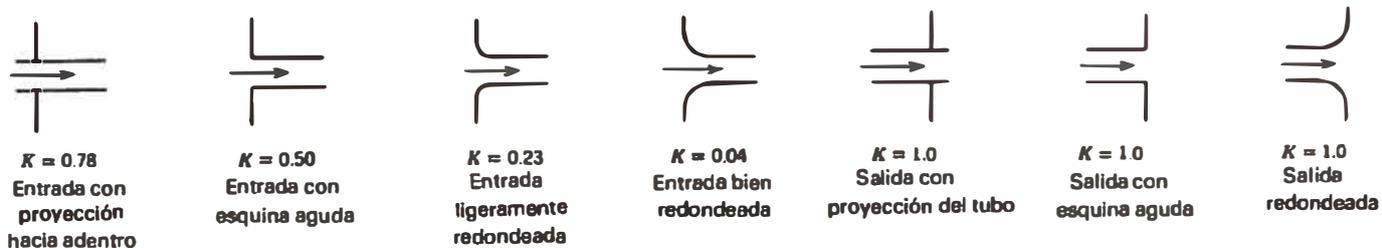
---

Descripción	Longitud equivalente en diámetros de tubo (L/D)
<b>Accesorio</b>	
Codo convencional de 90°	30
Codo convencional de 45°	16
Codo de radio largo de 90°	20
Codo recto de 90°	50
Codo recto de 45°	26
Codo de esquina cuadrada	57
<b>T convencional</b>	
Para flujo transversal recto	20
Para flujo transversal ramificado	60
Curva de retomo de patrón cerrado	50

---

## ANEXO G: COEFICIENTES DE RESISTENCIA

## G.1 DEBIDA A LA ENTRADA Y A LA SALIDA DE LOS TUBOS (Crane Co.)



## G.2 PARA CODOS Y ACCESORIOS (K)

Diámetro del tubo en pulgadas	1	2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	29
<b>Tubo curvado</b>														
R=3D						0,04								
R=4D						0,025								
Codo de 90°	1,5	1,0	0,8	0,7	0,55	0,3	0,27	0,25	0,24	0,23	0,23	0,22	0,22	0,20
Codo largo de 90°	0,75	0,4	0,3	0,25	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,12	0,10	0,09	0,07
Codo de 45°	0,35	0,3	0,29	0,28	0,27	0,26	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Codo largo de 45°	0,25	0,21	0,20	0,19	0,18	0,17	0,16	0,16	0,16	0,15	0,15	0,14	0,14	0,12
Codo de 180°	1,5	1,0	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,25	0,23	0,22	0,21	0,20	0,19
Codo de 180° de gran radio	0,8	0,5	0,4	0,35	0,30	0,20	0,16	0,15	0,14	0,13	0,12	0,11	0,10	0,10
<b>Tes</b>						0,90								
Flujo principal														
Flujo derivado	1,8	1,4	1,2	1,1	1,0									
<b>Válvula de compuerta abierta</b>				0,15	0,12	0,10	0,08	0,06	0,05	0,04	0,04	0,03	0,03	0,03
Cerrada ¼			0,8 a 0,2							0,14				
Cerrada ½			4,0 a 0,8							0,6				
Cerrada ¾			16,0 a 2,0							1,5				
<b>Válvula esférica (globo)</b>	12,5	8,5	7,5	6,5	6,0	5,9	5,8	5,7	5,6	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5
<b>Válvula de retención (check)</b>	3,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
<b>Válvula de pie</b>							0,8							
<b>Colador</b>			1,5 a 1,0								1,0 a 0,4			

**G.3 PARA CAMBIOS DE SECCIÓN TRANSVERSAL (K)**

	Razón del diámetro menor al mayor								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
10% de conicidad				0,35	0,25	0,20			
20% de conicidad				0,15	0,12	0,10			
Expansión brusca	2,0								0,15
Contracción brusca	0,5	0,45	0,45	0,45	0,45	0,40	0,30	0,20	0,15
Entrada brusca			Normalmente 0,5						
Gradual			Superior a 0,5						
Tubo saliente			Normalmente 1,0						
Salida Brusca			Normalmente 1,0						
Gradual			Superior a 0,12						

## ANEXO H: DIMENSIONES DE UN TUBO CONVENCIONAL DE ACERO

## (NORMAS ASA B36.10-1975)

Tamaño nominal del tubo, plg	Diámetro externo, plg	Número de Cédula	Espesor de la pared, plg	Diámetro interno, plg	Área de la sección transversal del metal, plg <sup>2</sup>	Área seccional interna, pie <sup>2</sup>	Circunferencias pies o superficies pie <sup>2</sup> /pie de longitud	
							Externa	Interna
1/8	0,405	40	0,068	0,269	0,072	0,00040	0,106	0,0705
		80	0,095	0,215	0,093	0,00025	0,106	0,0563
¼	0,540	40	0,088	0,364	0,125	0,00072	0,141	0,0954
		80	0,119	0,302	0,157	0,00050	0,141	0,0792
3/8	0,675	40	0,091	0,493	0,167	0,00133	0,177	0,1299
		80	0,126	0,423	0,217	0,00098	0,177	0,1110
½	0,840	40	0,109	0,622	0,250	0,00211	0,220	0,1630
		80	0,147	0,546	0,320	0,00163	0,220	0,1430
¾	1,050	40	0,113	0,824	0,333	0,00371	0,275	0,2158
		80	0,154	0,742	0,433	0,00300	0,275	0,1942
1	1,315	40	0,133	1,049	0,494	0,00600	0,344	0,2745
		80	0,179	0,957	0,639	0,00499	0,344	0,2505
1 ¼	1,660	40	0,140	1,380	0,669	0,01040	0,435	0,362
		80	0,191	1,278	0,881	0,00891	0,435	0,335
1 ½	1,900	40	0,145	1,610	0,799	0,01414	0,498	0,422
		80	0,200	1,500	1,068	0,01225	0,498	0,393
2	2,375	40	0,154	2,067	1,075	0,02330	0,622	0,542
		80	0,218	1,939	1,477	0,02050	0,622	0,508
2 ½	2,875	40	0,203	2,469	1,704	0,03322	0,753	0,647
		80	0,276	2,323	2,254	0,02942	0,753	0,609
3	3,500	40	0,216	3,068	2,228	0,05130	0,917	0,804
		80	0,300	2,900	3,016	0,04587	0,917	0,760
3 ½	4,000	40	0,226	3,548	2,680	0,06870	1,047	0,930
		80	0,318	3,364	3,678	0,06170	1,047	0,882
4	4,500	40	0,237	4,026	3,173	0,08840	1,178	1,055
		80	0,337	3,826	4,407	0,07986	1,178	1,002
5	5,563	40	0,258	5,047	4,304	0,13900	1,456	1,322
		80	0,375	4,813	6,112	0,12630	1,456	1,263
6	6,625	40	0,280	6,065	5,584	0,20060	1,734	1,590
		80	0,432	5,761	8,405	0,18100	1,734	1,510
8	8,625	40	0,322	7,981	8,396	0,34740	2,258	2,090
		80	0,500	7,625	12,760	0,31710	2,258	2,000
10	10,75	40	0,365	10,020	11,900	0,54750	2,814	2,620
		80	0,593	9,564	18,920	0,49890	2,814	2,503
12	12,75	40	0,406	11,938	15,770	0,77730	3,338	3,13
		80	0,687	11,376	26,030	0,70580	3,338	2,98

\* Estas dimensiones se tomaron de ANSI B36.10-1975, con permiso de los editores. Los números clásicos de cédula, que expresan la relación de tamaño, presión externa y esfuerzo longitudinal, han sido ampliados en dicha publicación. Esta ampliación toma en cuenta la gran variedad de materiales, el mejor control de los procesos de manufactura y el deseo de economizar en materiales con el uso de tubería no más pesado de lo necesario.

## ANEXO I: PROGRAMA PARA EL CÁLCULO DEL DIÁMETRO ÓPTIMO DE LA TUBERÍA

```

main( )
{
char op;
double F,D,RE,E,FM;
clrscr( );
printf("Asumir diam.en m: ");
scanf("%lf",&D);
do{
    clrscr( );
    F=(9.5916*10000000-0.0184/pow(D,4.0))/
    (1.4502/pow(D,5.0)+46.8697/pow(D,4.0));RE=81.558/D;
    E=0.00015/(D*3.2808);
    printf("\nf=%.4lf",F);
    op=getch( );
    printf("\nRE=%.4lf",RE);
    printf("\ne/D=%.4lf",RE);
    printf("\nIngrese f de Moody:");
    scanf("%lf",&FM);
    D=D-0.0001;
    }while((F-FM)>0.001||!(F-FM)<-0.001);
    D=D+0.0001;
    printf("\nDIAM.OPTIMO=%.4lf",D);
}/*main*/

```

**ANEXO J: CARACTERÍSTICAS Y COTIZACIÓN DE LA BOMBA PARA EL  
2HL**

# PUMP CENTER S.A.C.

FAX

PARA : AJINOMOTO DEL PERU S.A.

ATT :

ASUNTO : BOMBA DE ACERO INOXIDABLE

FECHA :

Estimados señores:

En atención a su solicitud, es grato poner a su consideración nuestra propuesta técnica económica por la siguiente electrobomba:

## COTIZACION No.V-1175-ESPA-2003

<u>ITEM</u>	<u>CANT.</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>V.UNITARIO</u> US\$
01	01	ELECTROBOMBA CENTRIFUGA HORIZONTAL DE ACERO INOXIDABLE Marca : ESPA Modelo: DELTA 1755 M	290.00

<b>Datos de la bomba</b>	
Líquido a bombear	2 HL
Densidad	1.2 g/cm <sup>3</sup>
Viscosidad	6 cps
Caudal	5.7 m <sup>3</sup> /h
ADT	15.5 m
<b>Características:</b>	
Cuerpo	Acero Inoxidable AISI 304
Impulsor (abierto)	Acero Inoxidable AISI 304
Eje de la bomba	Acero Inoxidable AISI 420
Sellado del eje	Mecánico
Diam. Succión x descarga	DN 1" x 1" Roscadas
<b>Datos del motor</b>	
Potencia (hp)	1.2 hp
Velocidad (rpm)	3450
Voltaje (v.)	220
Fases	1 (MONOFASICO)

MAS I.G.V. 18%

**Soluciones de Bombeo para todo tipo de Fluidos**

Av. Diez Canseco 434 Of. 101 Miraflores Lima 18 - Perú - Telfs.: (51-1) 241-1917 / 242-9937 / 885-7555  
Telefax: (51-1) 241-1917 E-mail: tbecerra@ec-red.com

**Bombas centrífugas autoaspirantes hasta 9 m.**

**Materiales:**

Cuerpo bomba en acero inox. AISI 304.  
Eje motor en acero inox. AISI 420.  
Impulsores en Noryl<sup>®</sup>, Delta 505, 755, 1005 y en acero inox. AISI 304, Delta 1755. Todos con carga de fibra de vidrio.  
Difusores en Noryl<sup>®</sup>, con carga de fibra de vidrio.  
Sello mecánico en grafito y esteatita.  
Carcasa motor en aluminio L-2521.  
Bobinado impregnado con barniz epoxy

**Motor:**

Asíncrono, dos polos.  
Protección IP 55.  
Aislamiento clase F.  
Servicio continuo.  
Versión monofásica con protección térmica incorporada.

**Bombas centrífugas autoferrantes para aspiração até 9 m.**

**Materiais:**

Corpo da bomba em aço inox. AISI 304.  
Veio do motor em aço inox. AISI 420.  
Impulsores em Noryl<sup>®</sup>, Delta 505, 755, 1005 e em aço inox. AISI 304, Delta 1755. Todos com fibra de vidro.  
Difusores em Noryl<sup>®</sup>, com fibra de vidro.

Retenção mecânica em grafito e esteatita.

Carcaça do motor em alumínio L-2521.

Bobinado sometido a impregnação de barniz epoxy.

**Motor:**

Assíncrono, dois pólos.  
Proteção IP 55.  
Isolamento classe F.  
Serviço contínuo.  
Versão monofásica com proteção térmica incorporada.

**Centrifugal pump self-priming up to 9 m.**

**Materials:**

Pump body in stainless steel AISI 304.  
Motor shaft in stainless steel AISI 420.  
Impellers in Noryl<sup>®</sup>, Delta 505, 755, 1005 and in stainless steel AISI 304, Delta 1755. All glass loaded polymers.  
Diffusers in glass loaded Noryl<sup>®</sup>.

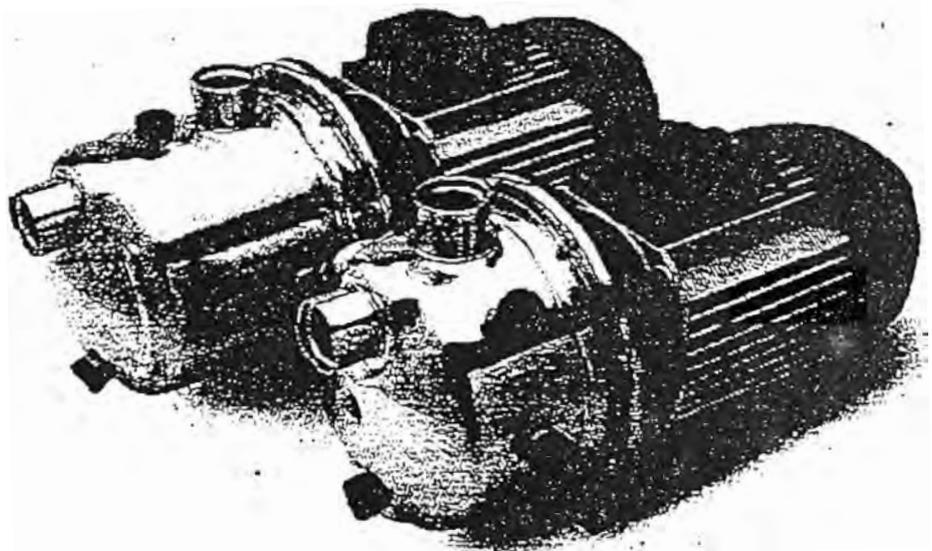
Mechanical seal in graphite and steatite.

Motor housing in aluminium L-2521.

Windings impregnated with epoxy resin.

**Motor:**

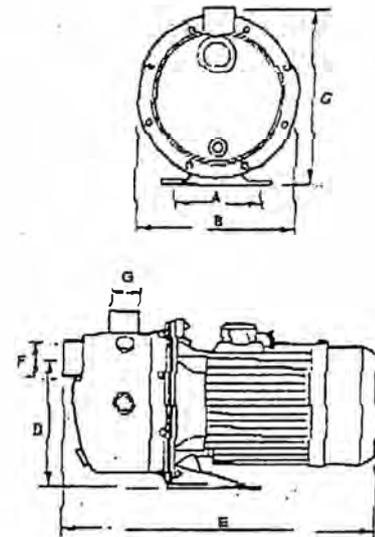
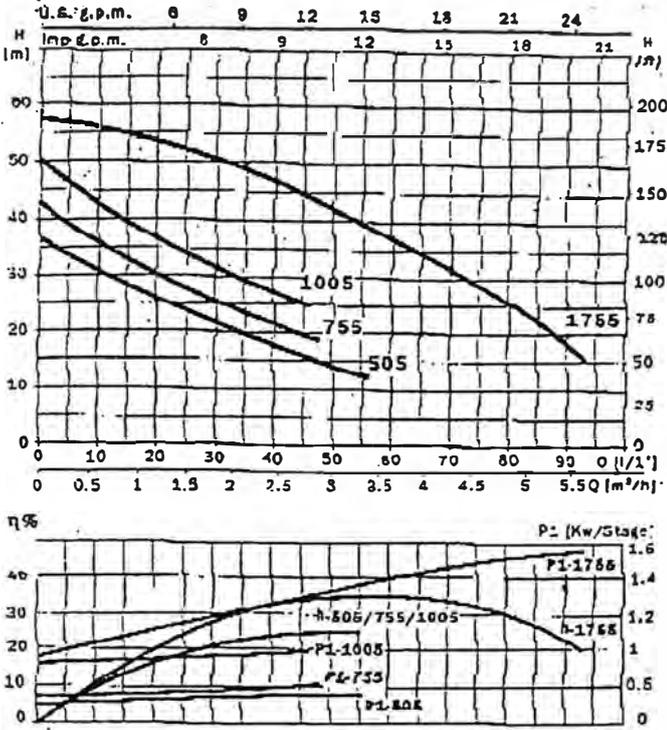
Asynchronous, two poles.  
IP 55 protection.  
Class F insulation.  
Continuous operation.  
Single phase version built-in thermal protection.



Características eléctricas / Características elétricas / Electrical features

Modelo/Modelo/Model 60 Hz	Fases Fases Phases	Voltage Voltagem Volts	P1 (kW)	A	µF
Delta 505/1115	1	115	0,7	6,4	30
Delta 755/1115	1	115	0,8	7,2	30
Delta 1005/1115	1	115	1	9,5	30
Delta 1755/1115	1	115	1,5	13,8	30
Delta 505/1220	1	220	0,7	3,5	12
Delta 755/1220	1	220	0,8	4	12
Delta 1005/1220	1	220	1	4,8	15
Delta 1755/1220	1	220	1,5	7,4	16
Delta 1755/5220	3	220/580	1,4	3,9/2,2	

# Delta

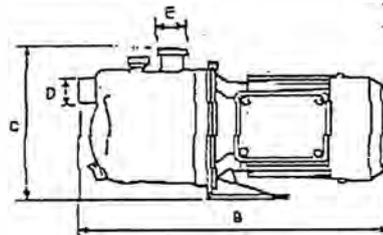
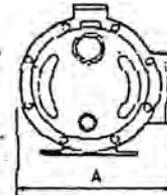


Dimensiones en mm.  
 Dimensiones en mm.  
 Dimensiones in mm.

	A	B	C	D	E	F	G	kg
Delta 505	95	185	195	150	337	25 (1")	25 (1")	7
Delta 755	95	185	195	150	337	25 (1")	25 (1")	7,2/7,7(1)
Delta 1005	95	185	195	150	367	25 (1")	25 (1")	8,7/9,6(1)

# Delta

	HP	kW	mts	12	20	25	30	35	40	50
			ft	79,37	65,62	82,02	98,43	114,83	131,23	164,04
Delta 505	0,5	0,4	CAUDAL en l/s FLOW in US	55	34	22	11	2		
Delta 755	0,75	0,55		43	32	21	12,2	4		
Delta 1005	1	0,75		47,5	31,5	26	14	7		
Delta 1755	1,2	0,9		88	81	73	64	54	32	



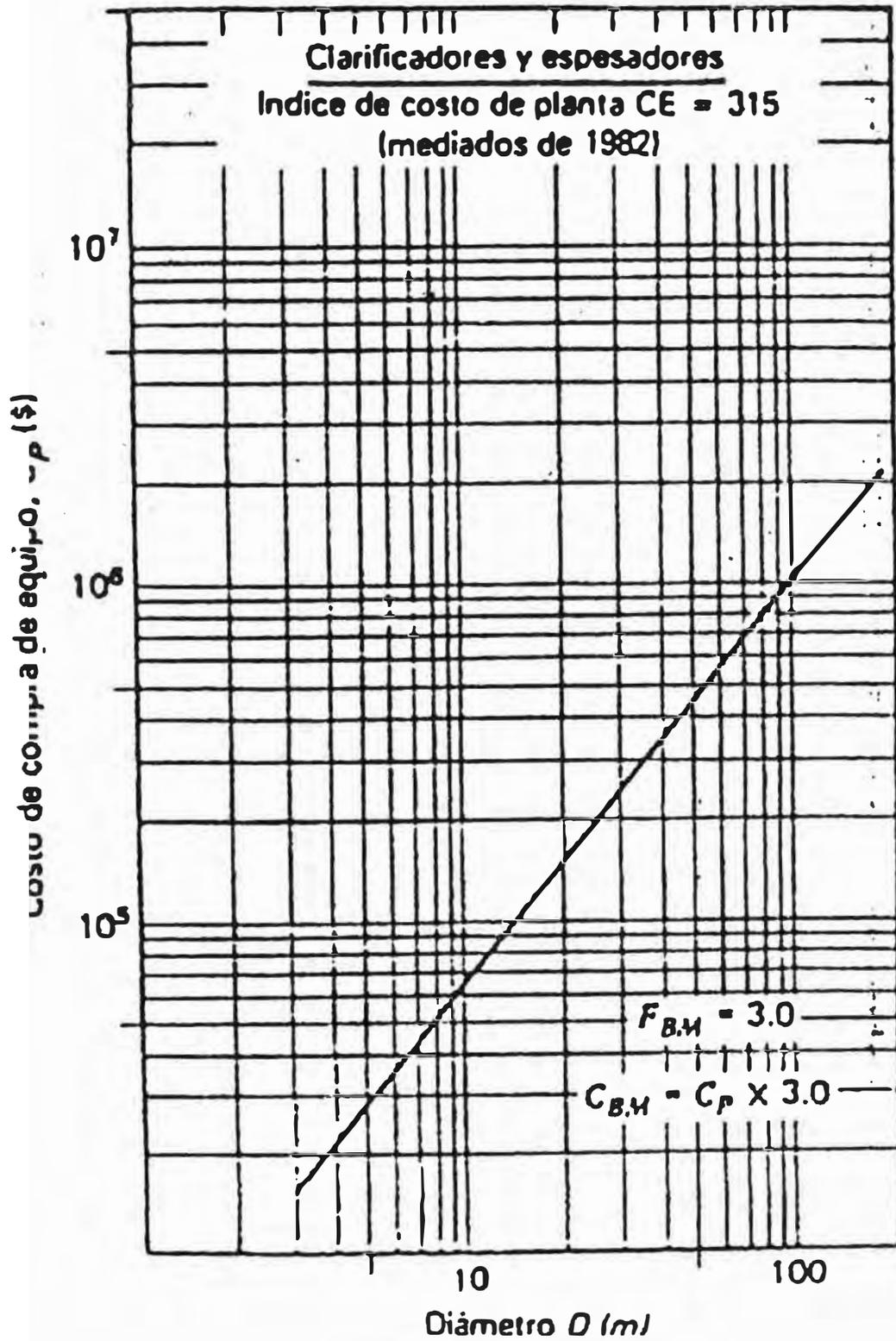
Dimensiones en mm.  
 Dimensiones en mm.  
 Dimensiones in mm.

	A	B	C	E	F	kg
Delta 1755	205	415	136	(25)1"	(25)1"	10,3



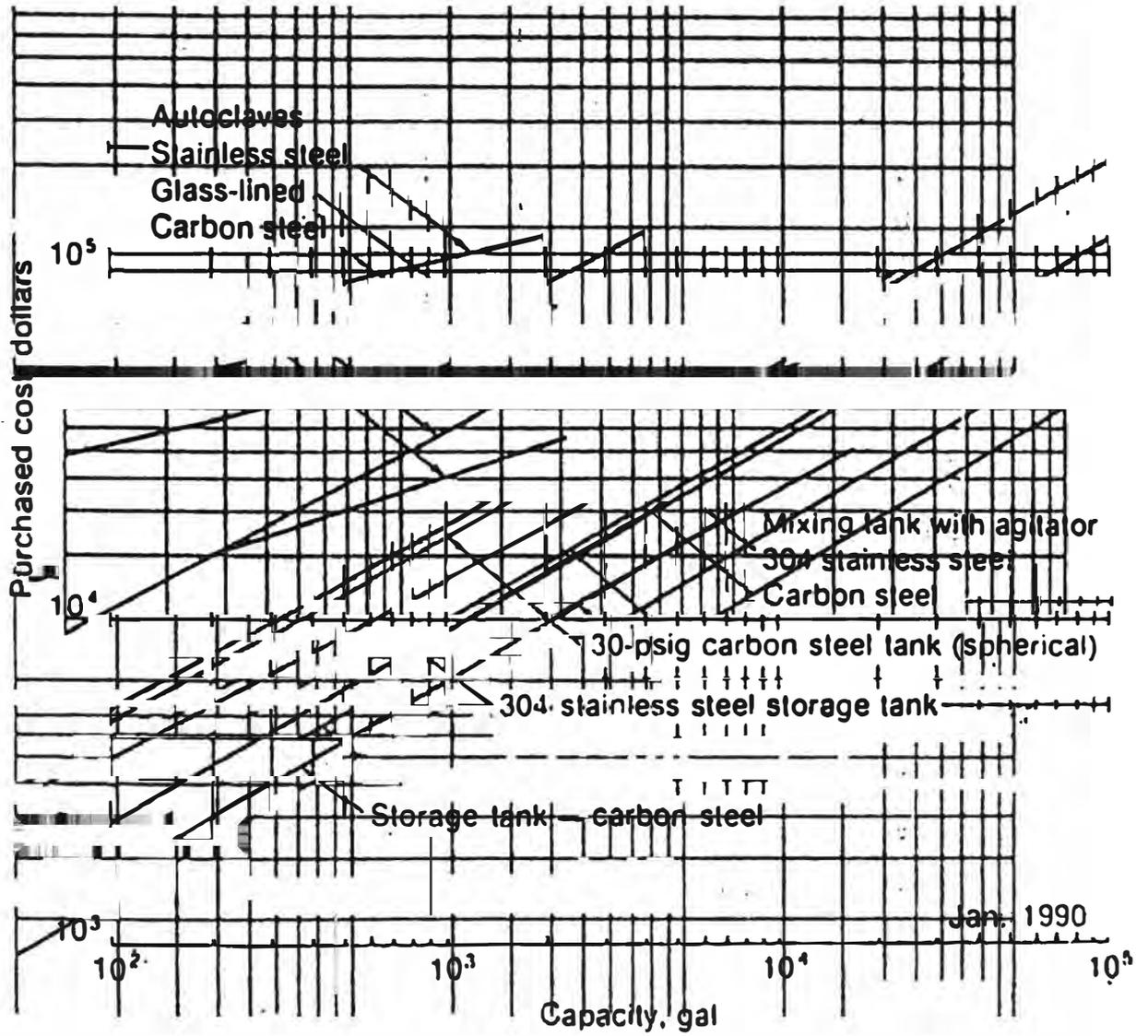
## PUMP CENTER S.A.C.

## ANEXO K: COSTO DE ESPESADORES CONTÍNUOS



ANEXO L: COSTO DE TANQUES DE ACERO

$10^6$



**ANEXO M: COTIZACIÓN DE POZAS PARA SECADO DE LODOS FINALES**



# KOIZUMI & LEON

INGENIEROS

TELEFONOS (511) 440 1845  
421 0385 - 421 0386  
FAX (511) 440 7815

OBRA: AJINOMOTO DEL PERU S.A.

FECHA: 14 de febrero de 2003

Excavación de zanjas, poza y construcción de muro

HECHO POR: M.K.Y.

de contención de concreto en zona posterior de planta

REVISADO POR: M.K.Y.

V - 42 - 00

PRESUPUESTO No. ....

HOJA No. ....

Partida	Descripción	Unid	Metrales	Costo Unit	Parciales	Totales
1.00	Movimiento de tierras					9271.6
1.01	Excavación	m <sup>3</sup>	253.00	17.20	4351.60	
1.02	Eliminación de material excedente	vj	41.00	120.00	4920.00	
2.00	Obras de concreto simple					748.4
2.01	Cimientos con concreto ciclopeo	m <sup>3</sup>	5.40	138.60	748.44	
3.00	Obras de concreto armado					6468.7
3.01	Muros					
	a) Concreto	m <sup>3</sup>	3.80	327.80	1180.00	
	b) Encofrado	m <sup>2</sup>	38.00	53.10	1911.60	
	c) Fierro	kg	376.00	3.10	1171.80	
3.02	Columnas y contrafuertes					
	a) Concreto	m <sup>3</sup>	2.90	328.79	953.23	
	b) Encofrado	m <sup>2</sup>	7.70	52.10	408.87	
	c) Fierro	kg	272.00	3.10	843.20	
4.00	Tarrajes					992.3
4.01	Tarrajes de muros	m <sup>2</sup>	44.50	22.30	992.35	
	<b>SUBTOTAL</b>				S/.	17481.1
	Dirección técnica	10%				1748.1
	Gastos generales y utilidad	10%				-1748.1
	<b>SUBTOTAL</b>				S/.	20977.4
	Impuesto general a las ventas	18%				3775.9
	<b>TOTAL</b>				S/.	24753.34

SON: VEINTICUATRO MIL SETECIENTOS CINCUENTITRES Y 34/100 NUEVOS SOLES

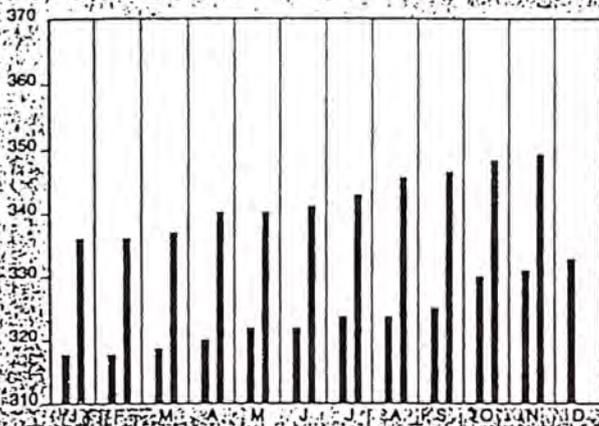
Tiempo de ejecución: 2 semanas

Forma de pago: 60% al iniciar los trabajos  
40% al finalizar los trabajos

KOIZUMI & LEON INGENIEROS S.A.

**ANEXO N: ÍNDICE DE COSTO – CHEMICAL ENGINEERING**

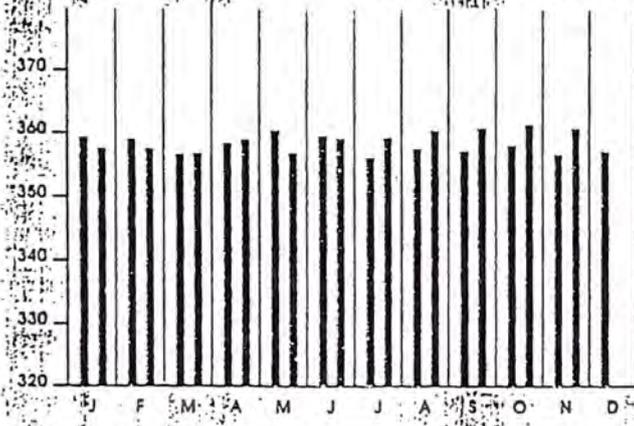
## CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX



	Nov '88	Oct '88	Nov '87
	Prelim.	Final	Final
<b>CE INDEX</b>	<b>348.3</b>	<b>347.7</b>	<b>330.7</b>
Equipment	380.7	379.8	353.3
Heat exchangers & tanks	365.0	365.8	333.1
Process machinery	349.0	349.8	337.6
Pipe, valves & fittings	443.7	440.0	405.4
Process instruments	347.8	344.2	338.7
Pumps & compressors	466.2	459.7	432.4
Electrical equipment	275.9	275.8	260.2
Structural supports & misc.	372.5	379.6	353.5
Construction labor	268.6	269.1	265.3
Buildings	324.4	323.5	315.3
Engineering & supervision	342.8	343.0	345.0

Annual Index	
1982 =	314.0
1983 =	316.9
1984 =	322.7
1985 =	325.3
1986 =	318.4
1987 =	323.8

## CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX



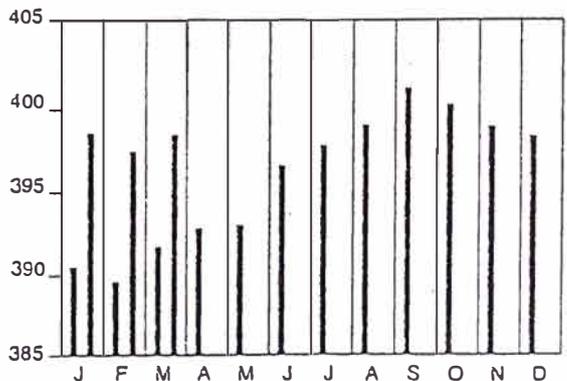
	Nov. '93	Oct. '93	Nov. '92
	Prelim.	Final	Final
<b>CE Index</b>	<b>360.8</b>	<b>361.4</b>	<b>356.6</b>
Equipment	394.9	395.9	390.0
Heat exchangers & tanks	356.1	359.2	356.2
Process machinery	387.5	387.9	380.5
Pipe, valves & fittings	469.7	465.8	463.7
Process instruments	357.0	360.6	354.2
Pumps & compressors	675.3	573.5	558.8
Electrical equipment	311.4	311.1	308.6
Structural supports & misc.	341.2	345.6	328.8
Construction labor	274.3	274.7	272.1
Buildings	347.6	346.5	335.7
Engineering & supervision	351.8	351.9	353.0

Annual Index	
1987 =	323.8
1988 =	342.5
1989 =	355.4
1990 =	357.6
1991 =	361.3
1992 =	358.2

## CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX

	Mar. '03	Feb. '03	Mar. '02
	Prelim.	Final	Final
<b>CE INDEX</b>	<b>398.2</b>	<b>397.2</b>	<b>391.5</b>
Equipment	441.3	439.7	431.9
Heat exchangers & tanks	358.1	355.8	352.6
Process machinery	448.6	450.0	438.1
Pipe, valves & fittings	568.0	565.4	540.1
Process instruments	363.8	365.0	361.3
Pumps & compressors	703.4	699.4	698.2
Electrical equipment	341.2	341.3	341.9
Structural supports & misc.	419.6	416.2	411.9
Construction labor	304.8	304.6	304.2
Buildings	393.5	394.1	388.8
Engineering & supervision	346.8	347.3	344.7

Annual Index (1957-59 = 100)	
1996 =	381.7
1997 =	386.5
1998 =	389.5
1999 =	390.6
2000 =	394.1
2001 =	394.3
2002 =	395.6



A full explanation of this index can be found in CE, Jan. 2002, pp. 62-70