

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA**



**“PROYECTO DE AMPLIACIÓN DE UNA PLANTA  
PROCESADORA DE HARINA DE PESCADO DE  
80 A 100 TPH”**

**INFORME DE COMPETENCIA PROFESIONAL**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:  
INGENIERO MECÁNICO ELECTRICISTA**

**DANIEL BRUNO HUAMÁN GEVOL**

**PROMOCION 2005-II**

**LIMA – PERU**

**2012**

# CONTENIDO

PRÓLOGO .....	6
<b>CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN</b>	
1.1 Antecedentes.....	8
1.2 Actualidad de la Industria Pesquera.....	8
1.3 Objetivos.....	9
1.4 Alcances.....	9
<b>CAPÍTULO II: RESEÑA HISTÓRICA DE LA CAPTURA DEL PESCADO EN EL PERÚ</b>	
2.1 Apogeo del Rubro Pesquero .....	11
2.2 Crisis del Rubro Pesquero.....	13
2.3 Tendencia Actual del Rubro Pesquero .....	15
<b>CAPÍTULO III: DESCRIPCIÓN PROCESO PRODUCTIVO</b>	
3.1 Descarga de Materia Prima .....	17
3.2 Recepción y Almacenamiento .....	17
3.3 Cocinado y Prensado .....	18
3.3.1 Cocinado .....	18
3.3.2 Prensado .....	19
3.4 Secado y Molienda .....	20
3.4.1 Primer Secado .....	20
3.4.2 Segundo Secado .....	21
3.4.3 Tamizado .....	22
3.4.4 Molienda.....	23
3.4.5 Transportador Neumático .....	23
3.5 Dosificación de Antioxidante.....	24
3.6 Ensaque .....	24
3.7 Transporte y Almacenamiento .....	25

3.8	Despacho, Transporte y Entrega del Producto según acuerdos Contractuales .....	25
3.9	Tratamiento de Líquidos del Proceso .....	26
3.9.1	Separación de Sólidos .....	26
3.9.2	Centrifugado.....	27
3.10	Almacenamiento de Aceite Crudo .....	27
3.11	Planta Concentradora.....	28
3.12	Recuperación Secundaria (agua de bombeo y sanguaza) .....	28
3.12.1	Recuperación Sólidos .....	29
3.12.2	Recuperación Grasas .....	29
3.12.3	Pre calentamiento y Cocción de Espuma y Sanguaza .....	30
3.12.4	Reparación Sólidos y Grasas .....	30
3.12.5	Almacenamiento de Aceite de Recuperación Pama.....	31
3.12.6	Despacho de Aceite .....	31

#### **CAPÍTULO IV: DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS**

4.1	Descargas Materia Prima.....	32
4.2	Recepción y Almacenamiento.....	32
4.3	Cocinas y Prensas.....	33
4.3.1	Cocinas.....	33
4.3.2	Pre-Stainer.....	34
4.3.3	Prensas.....	34
4.4	Secado y Molienda.....	35
4.4.1	Primer Secado .....	35
4.4.2	Segundo Secado .....	39
4.4.3	Molienda.....	40
4.4.4	Transporte Neumático .....	40
4.5	Dosificador Antioxidante.....	41
4.6	Ensaque.....	42
4.7	Tratamiento de Líquidos de Proceso .....	42
4.7.1	Separadoras .....	42
4.7.2	Centrifugado .....	44

4.8	Planta Concentradora .....	46
-----	----------------------------	----

## **CAPÍTULO V: IMPLEMENTACIÓN DEL PROYECTO**

5.1	Descargad de Materia Prima.....	51
5.2	Recepción y Almacenamiento .....	51
5.3	Cocinas y Prensas .....	52
5.3.1	Cocinas .....	52
5.3.2	Pre-Stainer .....	54
5.3.3	Prensas .....	56
5.4	Secador y Molienda.....	59
5.4.1	Primer Secado .....	59
5.4.2	Segundo Secado .....	62
5.4.3	Molienda.....	62
5.4.4	Transporte Neumático.....	63
5.5	Dosificador de Antioxidante .....	65
5.6	Ensaque .....	65
5.7	Tratamiento de líquidos de proceso.....	67
5.7.1	Separadores.....	67
5.7.2	Centrifugado .....	67
5.8	Planta Concentradora.....	69

## **CAPÍTULO VI: PUESTA EN MARCHA DE EQUIPOS INSTALADOS**

6.1	Descarga Materia Prima.....	74
6.2	Reparación y Almacenamiento .....	74
6.3	Cocinas y Prensas .....	75
6.3.1	Cocinas .....	75
6.3.2	Pre-Stainer .....	77
6.3.3	Prensas .....	77
6.4	Secado y Molienda .....	79
6.4.1	Primer Secado .....	79
6.4.2	Segundo Secado .....	81
6.4.3	Molienda .....	81

6.4.4	Transporte Neumático .....	82
6.5	Dosificador de Antioxidante .....	83
6.6	Ensaque .....	83
6.7	Tratamiento de Líquidos de Proceso .....	83
6.7.1	Separadores .....	83
6.7.2	Centrifugado .....	83
6.8	Planta Concentradora .....	85

## **CAPÍTULO VII: INVERSIÓN ECONÓMICA**

7.1	Cálculo de Costos de Producción .....	87
7.1.1	Costo Variable .....	87
7.1.1.1	Costo de Materia Prima .....	88
7.1.1.2	Costo de Procesos Productivos.....	88
7.1.2	Costos Fijos .....	88
7.1.3	Costo Total de Producción .....	89
7.2	Cálculo de la Tasa Interna de Retorno (TIR) .....	91
	CONCLUSIONES.....	93
	RECOMENDACIONES.....	94
	BIBLIOGRAFÍA .....	95
	PLANOS .....	96
	ANEXOS .....	106

## **PRÓLOGO**

El proyecto se realizó en Puerto Supe a inicio de 2007 teniendo una duración de 11 meses. La ingeniería del proyecto casi en su totalidad fue desarrollada por los ingenieros de planta, siendo esto un aporte importante para la corporación, ya que bajo este mismo principio en la actualidad se continúan ampliando diferentes plantas de la corporación.

En los siete capítulos de este informe se detallan los trabajos realizados referente a la parte mecánica para lograr la ampliación de la planta procesadora de harina de pescado.

En el capítulo I se detallan cuales fueron y son los motivos que impulsan ampliar una planta pesquera, así como el objetivo de la ampliación.

En el capítulo II se describe la historia de la pesca en el Perú, en donde se resalta el apogeo y la crisis de la pesca en el tiempo, así como la tendencia actual del rubro pesquero.

En el capítulo III se describe cada etapa del proceso productivo, desde la recepción de material hasta el almacenamiento del producto terminado.

El Capítulo IV muestra los cálculos para el diseño y selección de equipos; con estos cálculos se determina que etapa del proceso necesita la instalación de nuevos equipos o modificación de los equipos ya existentes.

En el capítulo V se detalla la ejecución del proyecto (Obras civiles y mecánicas), asimismo se indica la fecha de inicio de obra y duración de la misma.

En el capítulo VI se muestran los parámetros de pruebas de los equipos instalados en donde los valores muestran resultados satisfactorios.

Finalmente en el capítulo VII se presenta el análisis financiero para ver la rentabilidad de proyecto y los resultados obtenidos.

# **CAPÍTULO I**

## **INTRODUCCIÓN**

### **1.1 Antecedentes**

La necesidad de ampliar la capacidad de procesamiento de una planta productora de harina de pescado se fue generando por el incremento de la capacidad de recepción de materia prima, esto debido, que al tener una planta de mayor capacidad de recepción permitía que la flota propia capture mayor porcentaje de pescado y asu vez generaba una mayor compra de pescado a flota particular durante la temporada de producción, como consecuencia de ello se obtenía una mayor producción de harina de pescado.

Esta necesidad se hacía más grande al tener temporadas de producción muy cortas, aproximadamente 60 días al año; la producción duraba el tiempo en que la flota del litoral capturaba la pesca asignada a la temporada.

### **1.2 Actualidad de la Industria Pesquera**

La necesidad de ampliar la capacidad de procesamiento de una planta productora de harina de pescado aun continua, pero ahora es por un tema de

calidad del producto, ya que al tener una materia prima degradable en el tiempo, es muy importante procesarla en el menor tiempo posible, esto permite tener un producto final de mayor precio de venta.

### **1.3 Objetivo**

El desarrollo del proyecto tiene como objetivo ampliar la planta procesadora de harina de pescado, para incrementar la producción.

### **1.4 Alcances**

Este informe está basado en el desarrollo e implementación del proyecto de ampliación de una planta de harina de pescado de 80 a 100 Ton/Hora, en este informe se describirá cada etapa del proyecto desde el desarrollo de Ingeniería hasta la puesta en marcha de la planta.

El desarrollo de la Ingeniería del proyecto parte desde la realización de balances de materia y energía de la planta para la determinación de flujos, cálculos de Ingeniería para la selección de equipo y la disposición de los equipos en planta, con todo ello se pudo determinar que la mejor opción de ampliación con la menor inversión era de 80 a 100 ton/hora.

Determinado la disposición de planta; los equipos y materiales a utilizar se procedió a la implementación del proyecto, partiendo con la programación de

los trabajos (los diagramas de Gantt), realización de planos de instalación de equipos, cierre de contrato con proveedores y contratistas, etc.

Concluido la etapa de implementación del proyecto se continuó con la puesta en marcha de los equipos instalados, la puesta en marcha de los equipos instalados fue al inicio de la segunda temporada de pesca del año 2007, siendo todas las pruebas realizadas exitosas, con ello dimos como concluido la ampliación de la planta de harina de pescado de 80 a 100 ton/hora.

La inversión realizada para la culminación de este proyecto asciende a 1'419,884.59 dólares, de la cual represento el 90.5% de la inversión proyectada.

## **CAPÍTULO II**

### **RESEÑA HISTORICA DE LA CAPTURA DE PESCADO EN EL PERU**

#### **2.1 Apogeo del Rubro Pesquero**

La captura masiva de anchoveta empieza a llamar la atención de muchos en la década de los cincuentas, ya que el 92% de los desembarques pesqueros de la década estaban compuestos exclusivamente por anchovetas, destinadas a la producción de harina y aceite de pescado. Ya para 1955 en el Perú se producían unas 15,000 a 16,000 toneladas de harina de pescado anuales, con un costo de producción de 55 dólares americanos por tonelada. Este increíblemente bajo costo atrajo el interés de muchos inversionistas que contribuyeron al continuo crecimiento de la industria. Para 1956, un año después, la producción se duplicó (32,000 toneladas), tendencia que persistió en la década siguiente. Estos incrementos en la producción fueron fruto de la revolución industrial pesquera de los años sesenta. Una continua inversión del sector privado y público favoreció la compra y construcción de embarcaciones y de plantas procesadoras.

Muchos negocios colaterales, como los astilleros, la industria metalmecánica, las fábricas de maquinaria especializada, de redes, de sacos de papel y polipropileno, etc., encontraron un nicho en expansión y crecieron conjuntamente. Los puestos de trabajo del sector también se incrementaron, empleando a miles de pescadores y trabajadores de fábricas y otros negocios relacionados.

La barrera del millón se rompió en 1962 donde la producción de harina de pescado fue de 1'120,796 toneladas, lo que equivaldría a una pesca de seis millones doscientos mil toneladas métricas de anchoveta. Esto no fue algo enteramente positivo, ya que con la creciente demanda y capacidad productiva de la industria, la tendencia a la sobrepesca fue incrementada también. Sin tomar en cuenta muchos de los factores que afectan la estabilidad de las poblaciones de anchoveta, como las cuotas de pesca necesarias para dejar suficientes peces en el mar o las vedas pesqueras para asegurar una buena reproducción, así como un tamaño mínimo de captura para proteger a los peces juveniles, la pesca de anchoveta siguió creciendo y con ella la tendencia al colapso.

Como la anchoveta es la especie clave del ecosistema de la Corriente de Humboldt, en otras palabras del mar peruano, las capturas de otros peces comerciales que se alimentan de ella como la merluza, el jurel y la caballa, se vieron reducidas, así como la producción de guano, el fertilizante natural más cotizado a nivel mundial, producido por las aves guaneras que se alimentan casi

exclusivamente la anchoveta. Las poblaciones de mamíferos marinos, lobos, delfines y ballenas, también se volvieron escasas en nuestro litoral. En 1963 un evento El Niño de mediana magnitud generó una crisis pesquera, con desempleo e incrementos importantes en los costos de producción de la harina de pescado. La indiscutible susceptibilidad de la industria a la variabilidad del ecosistema se hizo evidente, sin embargo pocos fueron los intentos de mitigar los problemas y la pesca siguió creciendo de manera indiscriminada.

En 1970, se produjeron 2'253,000 toneladas de harina de pescado, con un desembarque oficial de 12 millones de toneladas métricas de anchoveta, cifra subestimada en un 30%. Esta increíble sobrepesca fue vista por los ojos de todos como una victoria asombrosa sobre la naturaleza, ya que la Industria Pesquera Peruana se convirtió en la más grande del mundo.

## **2.2 Crisis del Rubro Pesquero**

Lo que nadie pensó fue que tres años más tarde un Evento El Niño de gran magnitud, causaría el colapso total de la industria y casi la lapidaría. La sobrepesca, la captura de juveniles, la presión por el continuo crecimiento de la industria y el Evento El Niño fueron todos los agentes causales de esta tragedia. La disminución vertiginosa de los cardúmenes impidió la continuidad de la producción de harina de pescado, ya que como resultado de todos estos factores, en el Perú sólo se pescó 1'700,000 toneladas métricas de anchoveta en 1973. Los resultados de esta crisis fueron los despidos masivos, la quiebra de

muchas empresas, el incremento grosero de los costos de producción y una evidente sobrecapacidad de flota y de plantas procesadoras incapaces de autosostenerse.

Esta tendencia siguió hasta fines de los años ochenta, donde la lenta recuperación de las poblaciones de anchoveta permitió la producción de harina de pescado a gran escala nuevamente. Pero la vehemencia de un sector y la variabilidad del ecosistema no permitieron nunca que se recupere la industria a plenitud, ya que la pesca de anchoveta continuó y la presión al ecosistema no cesó ni por un instante. En 1993 se capturaron 7 millones de toneladas métricas de anchoveta y actualmente la pesca de este pez sigue en asenso, con poco control y mecanismos de fiscalización que permitan asegurar la sostenibilidad del recurso y de la industria. Por otro lado, el daño colateral de la sobrepesca de anchoveta, la reducción de poblaciones de aves guaneras no ha permitido la recuperación de la producción de guano. Adicionalmente, las poblaciones de aves y mamíferos marinos, atractivas para el sector turístico, no han podido recuperarse y de esta manera el turismo de naturaleza costero no ha podido convertirse aún en una fuente de divisas importantes para el país. Otros problemas causados por las pesquerías son la contaminación ambiental y la captura incidental. Ambos calan en lo que a la sostenibilidad del ecosistema se refiere, sin embargo hay pocos intentos para regular y mitigar sus impactos a nivel nacional.

### **2.3 Tendencia Actual del Rubro Pesquero**

En la actualidad la presión por el incremento del volumen de pesca sigue vigente con el crecimiento de la acuicultura, una industria donde la alimentación de los peces, mantenidos en artificialmente, se basa en la harina de pescado proveniente del Perú. La preocupación de que la sobreexplotación de anchoveta recobre la magnitud de los años setentas persiste y es así que la búsqueda de alternativas productivas para el sector, se convierte en algo fundamental, ya que para producir una tonelada de harina de pescado se necesitan entre 3 y 5 toneladas de anchoveta. Una posibilidad es aprovechar el boom del turismo gastronómico que vivimos actualmente y generar un mercado alternativo, que no consuma tantos recursos y genere igual o mayores divisas.

Fomentar el consumo directo de la anchoveta, como conserva, anchoa, sopa, o filete, permitiría la reducción de los volúmenes de pesca a un quinto de lo que son en la actualidad. Si este mercado se estabiliza, los puestos de empleo y las divisas por producción y exportación favorecerían el crecimiento del sector pesquero, con la capacidad de mantener una producción sostenible de harina y aceite de pescado así como de conservas y otros productos para el consumo directo.

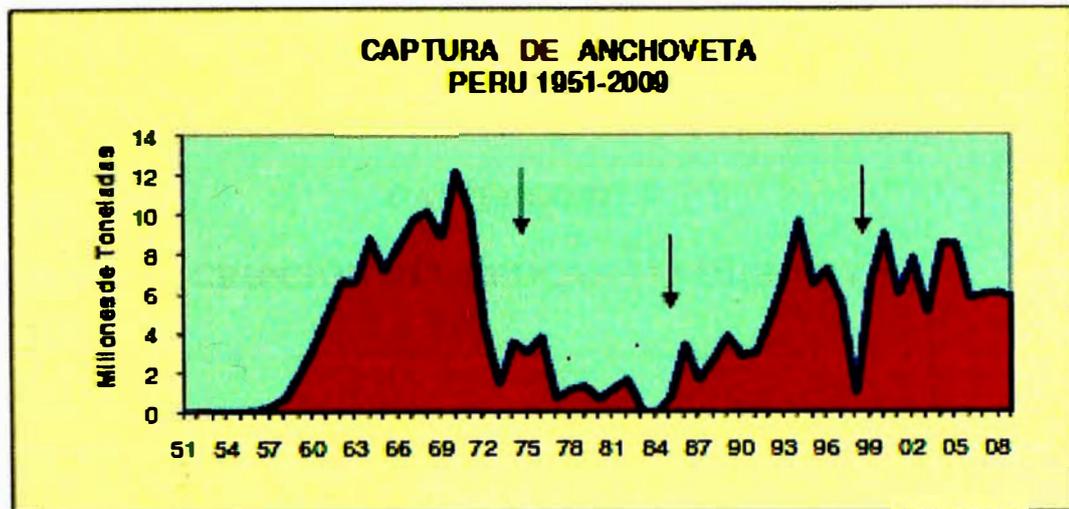


Figura 1 Captura de Anchoveta de 1951 al 2009

## **CAPÍTULO III**

### **DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO**

#### **3.1 Descarga de Materia Prima**

Esta etapa del proceso comprende el transporte de la materia prima desde la bodega de la embarcación hasta la llegada a los desagües; en la bodega de la embarcación se realiza una inspección visual de la materia prima para constatar la presencia de algún contaminante físico o químico, para tomar las medidas preventivas del caso; para la descarga se dispone de una bomba centrífuga Hidrostral modelo L-12SH ubicada en la plataforma de descarga “San Antonio II” a una distancia aproximada de 700 m. de la planta con una proporción de agua: pescado de 2.0 : 1.0 y con una capacidad de 250 TPH de bombeo, a la vez se encuentra operando una segunda bomba de descarga lamella con una relación de agua pescado de 0.7:1.0 una capacidad de bombeo de 200 TPH .

#### **3.2 Recepción y Almacenamiento**

Esta etapa comprende desde la recepción de materia prima en los desagües hasta el ingreso de pescado al tolván de cocinas.

La recepción de materia prima comprende desde la llegada de la materia prima a los desagüadores (uno rotatorio y otro vibratorio), luego son transportados a la tolva de pesaje por medio de transportadores de mallas, en donde son pesadas en 2 balanzas electrónicas debidamente calibradas y son pesadas por bach de 1.5 toneladas, para luego ser distribuido en las pozas de materia prima.

El almacenamiento de la materia prima comprende desde el ingreso de la materia prima a las pozas hasta antes de su ingreso al tolvin de cocina. El almacenamiento se realiza en cinco pozas de: 560 TM (N° 1), 320 TM (N° 2 y N° 3), 300 TM (N° 4) 300 TM (N° 5); la poza N° 5 es utilizada para el almacenamiento de los sólidos de recuperación secundaria y si se diera el caso para almacenar materia prima añeja con tbvn mayor a 60 mg/100g, y las cuatro restantes se utilizan para el almacenaje de la materia prima de acuerdo al nivel de frescura (TBV-N); el procesamiento de la materia prima es de acuerdo a los niveles de TBVN para evitar prolongados tiempos de almacenamiento el cual debe ser máximo de 24 horas.

### **3.3 Cocinado y Prensado**

#### **3.3.1 Cocinado**

Esta etapa comprende desde el ingreso de la materia prima al tolvin cocinas hasta la salida de las cocinas.

La materia prima almacenada en las pozas se transporta a la tolva de alimentación de los cocinadores, en esta operación el pescado es sometida a la operación de cocinado mediante vapor indirecto de 2.0 - 4.0 bar. a una temperatura de 90 – 99 °C durante 9 a 15 minutos, a fin de coagular las proteínas, romper las células de grasas para separación parcial y reducir parte del agua de constitución del pescado. Las operaciones de cocción se realizan en 2 cocinas marca ESMITAL CA40 con capacidades de 50 TPH cada una; cabe mencionar que estas cocinas también tienen conexiones para inyectar vapor directo cuando las condiciones del proceso lo requieran, en algunos casos debido al prolongado tiempo de procesamiento la presión de cocción supera los 4 bar, cuando se presenta este caso se inyecta vapor directo a las cocinas para lograr un cocinado con una presión de vapor indirecto máximo de 4 bar.

Cabe mencionar que la totalidad de la materia prima se procesa dentro de las 24 horas de su almacenamiento en pozas, para lograr una buena calidad de harina, por ello se mide el estado de frescura de la materia prima que se está procesando mediante el análisis de TVBN.

### **3.3.2 Prensado**

Esta etapa abarca desde la entrada de la carga a pre-strainer hasta la salida de las prensas.

La materia prima adecuadamente cocida es sometida a un drenado que facilita el prensado con ayuda de 4 pre-strainer, 3 de 25 TPH y uno de 40 TPH. En esta operación la materia prima cocinada es separada una fracción del caldo desprendido producto del cocimiento antes de pasar al prensado.

El prensado se realiza mediante prensas MYRENS VERKSTED BP452 (Prensas N° 1, 2 y 3) y Atlas Stord MS 64 (Prensa N°4) de doble tornillo mediante el estrujado es extraída parte de la grasa (aceite) y agua que la conforman. Se trabaja a velocidades de 2 – 6 rpm., amperaje máximo de 150A, la torta de prensa debe contener entre 45 – 49% de humedad y grasa máximo 5 %. Toda la fracción líquida obtenida tanto de la prensa así como de los pre-strainers, se mezclan y se envían a un intercambiador de calor de tubos para elevar su temperatura y pasar por las separadoras de sólidos.

### **3.4. Secado y Molienda**

#### **3.4.1 Primer Secado**

Esta etapa abarca desde el transportador helicoidal que alimenta a secadores (TH N° 18, 19, 20 y 20A) hasta la salida de secadores.

En esta etapa se mezclan la torta de prensa, torta de separadoras y concentrado de agua de cola (100%) al cual se le denomina torta mixta o

integral, que será sometido a proceso de secado en dos etapas con la finalidad de evaporar gran parte del contenido de agua utilizando como fluido térmico vapor indirecto proveniente de los calderos.

En esta etapa la torta integral, ingresa a tres secadores Rotadicks con una humedad de 56 a 60%, la carga sale de los secadores con % de humedades que varían desde 44 a 47% como máximo, siendo el tiempo de residencia en estos equipos de 35 minutos.

### **3.4.2 Segundo Secado**

El scrap que sale de los secadores Rotadisc, es transportado por el transportador colector de scraps N° 21 hacia el transportador helicoidal N° 22, luego se eleva por medio del transportador N° 23 hasta los distribuidores N° 24, N° 25 que reparten la carga a los alimentadores N° 26, N° 27, N° 28, N° 29 ingresando esta a los secadores rotatubos N° 1, N° 2, N° 3 y N° 4 (rotatubos ESMITAL SVT 2500), en donde operando a temperaturas superior o igual a 70 °C, la carga sale de las unidades con valores máximo 10% de humedad, con un tiempo de retención de 45 minutos. **La presión de vapor de ingreso máximo es de 6.5 bar.** Esta etapa finaliza a la salida del scrap de los secadores rotatubos.

El objetivo de trabajar con doble secado es que al trabajar con menores temperaturas de secado se conseguirá una mayor conservación de la calidad proteica de la harina.

### **3.4.3 Tamizado**

Esta etapa abarca desde los transportadores helicoidales N° 30, N° 31 y N° 32, purificador y zaranda vibratoria.

El scraps que sale de los secadores de segunda fase es transportado por medio del transportador helicoidal N° 30 y N° 31 y seguidamente elevados por el transportador N° 32 hacia el equipo purificador, el cual consiste en un cilindro cónico con orificios variables desde 10mm, 6mm y 4mm desde el ingreso de carga hacia la salida y en su interior contiene un aspa rotativa con cuatro paletas longitudinales que golpean la carga entrante contra la pared interior del tambor estático reteniendo los gruesos e impurezas que son tratadas seguidamente en una zaranda vibratoria. El scraps que sale fuera del tambor cae a través de un shute al transportador helicoidal N° 33 que distribuye la carga alimentándola a los molinos de martillos locos N°1 , N°2 y N°3.

La carga que ingresa a la zaranda vibratoria que está constituida por una malla de 3/16 pulgadas se separa en dos fracciones, una denominada " finos" o scraps de retorno al proceso (ingresa por transportador helicoidal

33A) y otra denominada “gruesos” o impurezas no deseables (plásticos, metales, vidrios, maderas, etc.) que son separadas del proceso.

#### **3.4.4 Molienda**

El scrap que sale del purificador ingresa a los molinos por el transportador helicoidal N° 33.

Tiene por objeto reducir y homogenizar el tamaño de las partículas del Scrap y que estas cumplan con las especificaciones de pasar como mínimo al 95% a través de la malla Tyler N° 12 (1.70 mm). Esta operación se realiza utilizando 3 molinos ESMITAL de martillos con sistema de enfriamiento para evitar el recalentamiento de las partículas.

#### **3.4.5 Transportador Neumático**

La carga que sale de los molinos (harina) es transportada y enfriada con asistencia de tres ventiladores axiales: dos de 125 HP y una de 100 HP que conducen la carga a través de tres ductos de 26 pulgadas de diámetro y 47 m. de longitud hacia tres ciclones recuperadores de harina, los que precipitan la carga deslizándola por las paredes interiores hacia la parte inferior del cono del ciclón para entregarla al transportador helicoidal N° 34 y N° 35 que llevan la harina fría hacia la adición de antioxidante.

### **3.5 Dosificación de Antioxidante**

Esta etapa comprende desde el ingreso de la harina a tolvin de antioxidante hasta el transportador helicoidal N° 36 que entrega la harina al TH N° 37.

Es la fase final del proceso, se agrega Etoxiquina líquida para estabilizar la reacción de las grasas del producto con una bomba atomizadora, a una dosificación promedio de **600 a 900 ppm**, de esta manera controlar la oxidación de las grasas, formación de peróxidos y por consiguiente la auto combustión de la harina.

### **3.6 Ensaque**

Esta comprende desde TH N° 37 hasta la salida de los sacos envasados por la faja transportadora.

La harina es envasada en sacos de polipropileno laminado, color blanco con logotipo, con un peso de  $50 \pm 0.5$  Kg. por saco y para las calidades “A”, “B”, “C” y “D” llevan el logotipo “SUNRISE”, puede haber variaciones en la presentación de acuerdo a pedido del cliente.

### **3.7. Transporte y Almacenamiento**

Esta etapa comprende desde la carga de los sacos al camión hasta el almacenamiento de los sacos en el almacén de productos terminados.

Es la etapa de mayor cuidado del producto, en donde se deben mantener condiciones rigurosas de limpieza y sanitización, tanto en el área de almacenaje así como del Producto Terminado envasado.

Los sacos, en número de 200 pasan directamente del área de ensaque a camiones de tolva abierta previamente desinfectados; luego son transportados al área de almacén de Producto Terminado, donde se ordenan en Rumas de 1000 sacos (formados por 10 cañones de 100 sacos cada cañón) que descansan sobre camas de arena (sacos de color diferente a los que contienen la harina con 70 Kg. de arena aproximadamente) o parihuelas en un almacén con piso de cemento y sin techo. Las rumas son cubiertas con mantas impermeables de polipropileno y se les coloca un cartel de identificación donde se indica el número de ruma con el código de planta y fecha de producción.

### **3.8. Despacho, Transporte y Entrega del Producto según Acuerdos Contractuales**

El despacho del producto se realiza generalmente en sacos, en camiones de plataforma abierta.

Una vez recibidas las instrucciones por parte del Departamento de Comercialización se procede a verificar el lote asignado a fin de dar conformidad de su estado. Las unidades cargan un promedio de 30 a 35 TM de harina por viaje, (cuando se realiza embarque por el muelle de Puerto Supe se emplean camiones de 10 TM), una vez llenos los camiones se procede a cubrirlos completamente con mantas impermeables a fin de proteger la carga hasta su llegada a destino en muelle. La puesta en muelle es supervisado por el inspector de carga de planta y el control sanitario del embarque es controlado por la empresa certificadora y el inspector de carga de planta.

### **3.9. Tratamiento de Líquidos del Proceso**

Los líquidos generados por las diferentes etapas del proceso de elaboración de harina son tratados de acuerdo a la utilidad de cada uno de ellos:

#### **3.9.1 Separación de Sólidos**

El licor proveniente del Pre-strainers y las prensas ingresan a los separadores de sólidos, 3 Alfa Laval modelo FPNX – 728 con capacidades de 25,000 LPH cada una, a una temperatura mínima de 90 °C en donde se recuperan los sólidos en suspensión los cuales retoman al proceso con una humedad máxima de 64 %.

### **3.9.2 Centrifugado**

El caldo de separadora pasa por un intercambiador de calor para alcanzar temperaturas entre **94 a 98 °C** y es procesado a través de 5 centrifugas AFPX513 con capacidades de 15000 LPH cada una en donde se separa el aceite (debe tener las siguientes características: Humedad 0.3% y Sólidos 0.3%), El caldo resultante de la centrifuga es llamado agua de cola y se envía a la planta evaporadora para que esta sea concentrada y ulteriormente dosificarlo en la elaboración de harina para que se mezcle con la torta de separadora y de prensa, formando la torta integral.

### **3.10. Almacenamiento de Aceite Crudo**

El aceite producido es derivado a tanques de decantación para precipitar y eliminar los sólidos y agua resultantes de la operación de centrifugado.

Luego de precipitado las impurezas del aceite, se purga y se procede a bombear a los tanques de almacenamiento respectivos, para ello deberá limpiarse, previamente, la línea con aire.

Durante almacenaje se efectúan purgas de fondo a fin de eliminar progresivamente las impurezas que continúan decantado.

### **3.11. Planta Concentradora**

Consta de dos PAC de marcas Esmital (Atlas Stord modificado) e Ireland.

El agua de cola ingresa a las plantas evaporadoras Esmital e Ireland con un aproximado de 8 – 10 % de sólidos y menos de 0.5 % de grasa proveniente de las centrifugas. Los equipos de tipo película descendente y utiliza como medio de calefacción el vapor (vapos) generado en las etapas de secado; constan de 3 efectos, con una capacidad de evaporación máxima de 45,000 y 18,000 LPH respectivamente, equivalente a 100 TPH de procesamiento de materia prima. El concentrado abandona las PACs con una concentración de hasta 38 °Brix de sólidos en condiciones de operación estable y continua.

Cabe mencionar que durante la concentración del agua de cola, se dosifican enzimas con la finalidad de reducir la viscosidad del concentrado y consecuentemente evitar atascamiento y/o acumulación de materia orgánica en los tubos de calefacción de los efectos, las enzimas se dosifican a 20 ppm.

### **3.12 Recuperación Secundaria (Agua de Bombeo y Sanguaza)**

El agua de bombeo utilizada en el transporte de pescado a la planta es tratada por un conjunto de equipos cuya finalidad es recuperar el mayor % de sólidos y grasas que se vierten al cuerpo marino receptor.

El sistema de recuperación secundaria consta de 3 etapas.

### **3.12.1 Recuperación de Sólidos**

Se realiza en *dos filtros rotativos* (TROMMEL) marca Nahuelco y Fabtech de acero inoxidable provista con malla tipo Jhonson de retención de 1 mm. que tienen una capacidad de procesamiento de 1000 y 1500 m<sup>3</sup>/hr. de agua de bombeo respectivamente; los sólidos recuperados se depositan en la poza N° 5 para su drenaje y su procesamiento posterior conjuntamente con la materia prima.

### **3.12.2 Recuperación de Grasas**

El agua de bombeo proveniente de los filtros rotativos se somete a un proceso de flotación en serie para una mayor recuperación de aceite, primero ingresan a dos celdas de flotación, una marca FIMA y otra de marca FABTECH, utilizando micro burbujas de aire para la recuperación de grasa en forma de espumas. Estas espumas se retiran utilizando paletas que lo depositan en colectores luego se somete a cocción para eliminar el aire contenido. El agua de bombeo saliente de estas celdas ingresan a un tercer tanque de flotación de marca KROFTA para recuperar mayor grasa del agua de bombeo, en esta etapa la flotación es por aire disuelto y la grasa recuperada en forma de espuma sigue el mismo proceso que la grasa recuperada en las celdas; finalmente el efluente de salida del tanque KROFTA es vertido al mar por medio de un emisor submarino de 1000 metros de

longitud y 16 metros de profundidad; las espumas flotadas luego de ser sometidas a calentamiento ( 80 – 100 °C) se bombean a un tanque de decantación en donde sucede una purificación primaria al extraer gran parte del contenido acuoso y la capa sobrenadante se bombea hacia un tanque de cocción.

### **3.12.3 Precalentamiento y Cocción de Espumas y Sanguaza**

Las espumas recuperadas son bombeadas del tanque de pre-cocción hacia el tanque de coagulador hasta alcanzar una temperatura de cocción de 95 a 100 °C.

La sanguaza generada en las pozas de almacenamiento ingresara también al tanque coagulador para su respectiva cocción teniendo que alcanzar también la temperatura máx. 95°C. Estas operaciones se realizan por separado.

### **3.12.4 Separación de Sólidos y Grasas**

El caldo proveniente de la cocción de espumas y sanguaza con una temperatura de 95 a 100 °C ingresará a una Tricanter Marca WESFALIA con Capacidad de 15000 L/h, para poder recuperar sólidos en suspensión los cuales se agregan al proceso

- Agua de cola salina proveniente del proceso de la espuma es evacuada por el emisor submarino.
- Agua de cola proveniente del proceso de la sanguaza es tratada en la Planta de Agua de cola.

### **3.12.5 Almacenamiento de Aceite de Recuperación PAMA**

Dependiendo del porcentaje de acides que presente el aceite, este será enviado hacia tanque el tanque de aceite crudo o al tanque de aceite PAMA.

### **3.12.6 Despacho de Aceite**

El aceite destinado a exportación, es despachado mediante tanques cisterna, hacia almaceneras y/o directamente a un muelle para ser embarcado a un buque, previo precintado de las válvulas por una empresa certificadora.

Si el aceite es para venta local, dependiendo de la calidad del mismo, es despachado o entregado en planta en tanques cisternas y/o en cilindros.

## **CAPÍTULO IV**

### **DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS**

#### **4.1 Descarga de Materia Prima**

La capacidad actual de los equipos de descarga cubren la necesidad de una planta de 100 ton/hora, por tal motivo no se realiza modificaciones o instalación de nuevos equipos.

#### **4.2 Recepción y Almacenamiento**

Se contaba con una capacidad de almacenamiento de 1480 ton de pescado con 04 pozas, al aumentar la capacidad de la planta fue necesario contar con mayor capacidad de almacenamiento para lo cual se realizo los siguientes cálculos.

#### **Variables para cálculo de capacidad de nueva poza.**

Capacidad Descarga = C.D

Capacidad de Planta = C.P

Cantidad de M.P a recibir = C.M.P.R

Capacidad Actual de Pozas = C.A.P

Capacidad de Pozas = C.Ps

Capacidad de Nueva poza =  $(C.M.P.R/C.D) \times (C.D-C.P) - C.A.P$

### Datos para cálculo de capacidad de nueva poza.

Capacidad Descarga	450	Ton/hora
Capacidad de Planta	100	Ton/hora
Cantidad de M.P a recibir	2200	Ton
Capacidad Actual de Pozas	1480	Ton

### Resultados

Capacidad de pozas	1711.1	Ton
Capacidad de Nueva Poza	231.1	Ton

Según lo calculado se necesita como mínimo una poza de 231.1 Ton de capacidad, para lo cual se construyo una poza de 300 ton de capacidad.

## 4.3 Cocinas y Prensas.

### 4.3.1 Cocinas

Se contaba con 02 cocinas de la marca esmital de 40 TPH, para esta ampliación se necesita cocinas de 50 TPH, y por el tema de costo se descarto la posibilidad de adquirir una nueva cocina, y se determino aumentar la capacidad de las cocinas, este aumento de capacidad se lograra alargando la cocina, esto implica aumentar el número de

helicoides, teniendo como parámetro principal el tiempo de residencia de la carga dentro de la cocina.

### **Calculo de capacidad de cocinas antes de la ampliación:**

Variables para el cálculo de capacidad:

Paso Helicoide (mtrs):	Ph
Diámetro helicoide (mtrs):	Dh
Diámetro de Eje (mtrs):	De
Espesor Helicoide (mtrs):	Eh
Espesor Helicoide en su C.G (mtrs):	Ecg
Numero de paso:	Np
Volumen libre entre paso (m3):	Vp
Revoluciones máximas (RPM):	RPM máx.
Factor de llenado:	F
Factor de cocina (Ton/rpm):	Fc
Tiempo de residencia (min):	Tr
Densidad del pescado (Ton/m3):	$\rho$
Capacidad de cocina (Ton/hora):	Cap.

$$V_p = \pi \times (D_h^2 - D_e^2) \times (P_h - E_{cg}) / 4$$

$$E_{cg} = E_h \times 2 / 3$$

$$TR = N_p / \text{RPM máx.}$$

$$\text{Cap.} = V_p \times \rho \times F \times \text{RPM máx.}$$

$$F_c = \text{Cap.} / \text{RPM máx.}$$

**Datos de Cocinas para determinar su capacidad:**

Ph	0.250
Dh	1.260
De	0.630
Eh	0.085
N	47
$\rho$	0.98
RPM max	4.5

**Resultados:**

Vp	0.181
Cap	40.664
Tr	10.4
Fc	9.04

Para aumentar la capacidad de planta de 80 a 100 TPH, es necesario aumentar la capacidad de las cocinas de 40 a 50 TPH, para lograr este propósito es necesario ampliar la cocina, respetando sus medidas geométricas (Diámetro de helicoide, paso etc.), esto quiere decir que para aumentar la capacidad de la cocina se aumentarían los RPM, tomando como referencia el tiempo de residencia de la carga dentro de la cocina, por la experiencia en el sector pesquero es de 10 a 12 min, siendo 10 minutos la mejor opción.

**Calculo del número de pasos para una cocina de 50 ton/hora de capacidad:**

Cap.	=	50 ton/hora
Tr	=	10.0 min
RPM max.	=	Cap. / Fc
N	=	Tr x RPM max.

**Resultados:**

RPM max.	5.53
N	55.3

Con ello se concluye que a la cocina se le deberá aumentar 8 pasos, esto es equivalente a una ampliación de 2.0 mtrs de longitud.

#### **4.3.2 Pre-Stainer**

Se contaba con 4 Pre-stainer de simple tornillo de 25 TPH, con estos datos se determino que esta zona no requería ninguna instalación de equipo nuevo por tener la capacidad deseada para la ampliación de la planta de 80 a 100 TPH, pero, con la posibilidad de otra posible ampliación se cambio un Pre-stainer de tornillo simple de 25 ton/hora por un Pre-stainer de doble tornillo de 40 TPH.

#### **4.3.3 Prensas**

Se contaba con 4 Prensas 03 Myrens BP - 452 de 25 TPH y una prensa Myrens BP – 402 de 20 TPH, para la ampliación se determino cambiar

Prensa Myrens BP - 402 de 20 TPH por una Prensa de Stord MS-64 de 40 TPH, esta prensa recibe la carga del Pre-stainer doble.

#### 4.4 Secado y Molienda

##### 4.4.1 Primer Secado

Se contaba con 02 Secadores Rotadisck de 4200 kg de evaporación/hora, a continuación se mostrara un balance de materia en donde se determina la cantidad de agua evaporada en el primer secado a un avance de planta de 80 ton/hora, así mismo se determinara la capacidad mínima de un nuevo secador para poder aumentar la capacidad de la planta a 100 TPH.

##### **Variables para Balance de materia**

Avance de planta (Ton/hora)	Q
Relación Pescado-Harina	P/H
Humedad Ingreso Primer Secado	%H1
Humedad Salida Primer Secado	%H2
Humedad Salida Segundo Secado	%H3
Agua evaporada primer secado (Kg/hora)	E1
Agua evaporada segundo secado (Kg/hora)	E2
$E1 = (Q/(P/H) + E2) \times (\%H1 - \%H2) / (1 - \%H1)$	
$E2 = (Q/(P/H)) \times (\%H1 - \%H2) / (1 - \%H1)$	

**Datos para Balance de Materia**

Q	80
P/H	4.2
%H1	57
%H2	47
%H3	8.5

**Resultados para 80 TPH**

E1	8256.4
E2	13227.5

**Resultados para 100 TPH**

E1	10320.5
E2	16534.4

Con los resultados obtenidos se puede apreciar que para un avance de planta de 80 TPH, se contaba con los equipos necesarios debido a que su capacidad nominal de evaporación es superior a la evaporación obtenida en proceso.

Ahora para un avance de planta de 100 TPH, nos faltaría capacidad de evaporación (Secado), para lo cual necesitarías como mínimo un secador con 1920.5 kg de evaporación/hora, para cubrir esta necesidad se instalo un secador ídem a los 02 iniciales (Rotadisck de 4200 kg de evaporación/hora), con este nuevo secador se tiene un capacidad nominal de evaporación de 12600 kg/hora, lo cual cubre la necesidad de evaporación de primer secado para un planta de 100 TPH.

#### **4.4.2 Segundo Secado**

Se contaba con 04 Secadores Rotatubos de 4200 kg de evaporación/hora, con lo cual se tiene una capacidad de evaporación de 16800 kg/hora, en el balance realizado en el ítem anterior se aprecia que para un avance de planta de 100 ton/hora se necesita evaporar 16534.4 kg/hora, con lo cual se concluye que no hay necesidad de realizar ninguna modificación o instalación de nuevos equipos.

#### **Resultados para 100 TPH**

E1	10320.5
E2	16534.4

#### **4.4.3 Molienda**

Se contaba con 02 molinos de martillos de la marca Esmital, la función de estos molinos es homogenizar la carga y obtener que la harina pase como mínimo un 95% por el tamiz Tyler N<sup>a</sup> 12, la capacidad nominal de cada molino es de 40 TPH, para obtener un avance de 100 TPH se instaló otro molino de la marca Esmital de 40 TPH.

#### **4.4.4 Transporte Neumático**

Se contaba con 02 ventiladores de harina de 30000 CFM con ello se lograba enfriar la harina de 90 a 40 ° C, para la ampliación se instaló un tercer ventilador para lo cual se mostrara a continuación los cálculos realizados que determinaron la capacidad del mismo:

##### **Variables para cálculo de flujo de aire**

Avance de planta (Ton/hora)	Q
Relación Pescado-Harina	P/H
Capacidad calorífica de la harina (Kcal/(Kg x °C))	Cph
Capacidad calorífica del aire (Kcal/(Kg x °C))	Cpa
Densidad del aire (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_a$
Temperatura inicial de la harina (°C)	Tih
Temperatura final de la harina (°C)	Tfh

Temperatura Inicial del aire (°C)	Tia
Temperatura final del aire (°C)	Tfa
Flujo de aire para enfriamiento (CFM)	Qa

### Datos para cálculo de capacidad de ventilador de harina

Q	100
P/H	4.2
Cph	0.41
Cpa	0.24
ρa	1.23
Tih	90
Tfh	38
Tia	20
Tfa	33

$$Qa = (Cph/Cpa) \times (Tih-Tfh)/(Tfa-Tia) \times (Q/(P/H)) / (\rho a \times 1.7)$$

Qa	79451.48
----	----------

Con el cálculo realizado se aprecia que se necesita un ventilador con 19500 CFM, para lo cual se instalara un ventilador idem al ventilador N° 1 y 2 con la diferencia que girara a menos RPM (843 RPM).

#### 4.5 Dosificador de Antioxidante

La dosificación de antioxidante tiene un rango de 800 a 1200 ppm, la bomba de dosificación tiene un rango de caudal de 1.6 a 525 cc/min, lo cual implica que para un planta de 100 TPH y considerando un P/H de 4.2 tiene un rango

de concentración de máx. de 1280 PPM, con la cual se determina que no se realizara cambio alguno.

#### **4.6 Ensaque**

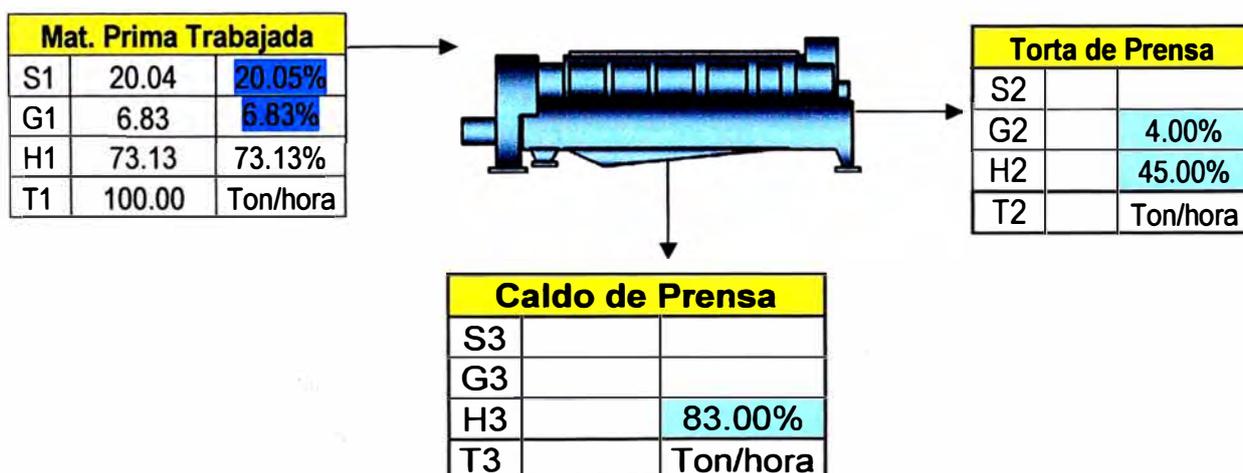
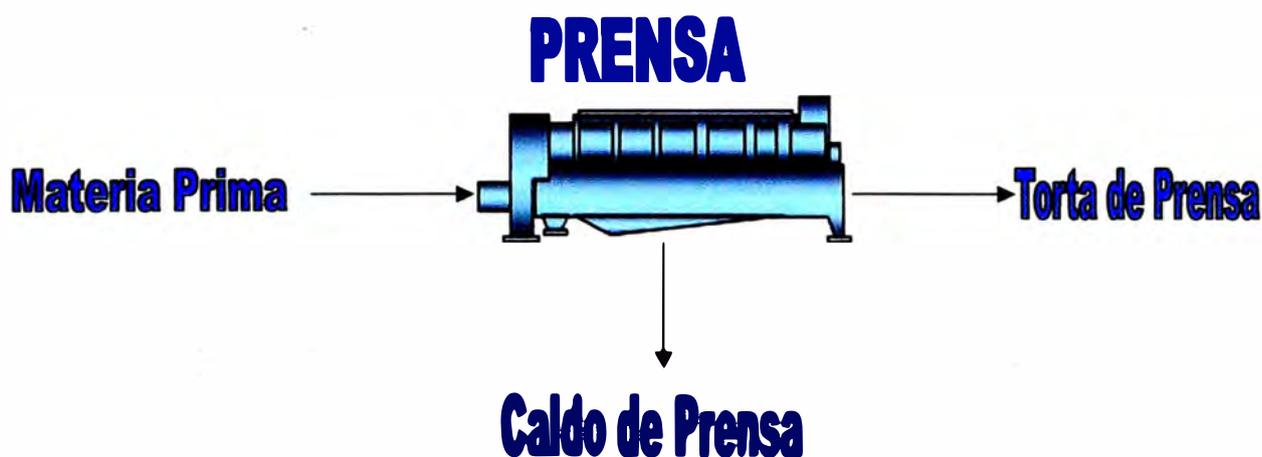
Se contaba con una balanza de una capacidad de 10 sacos por minutos y para una planta de 100 TPH de pescado necesita un ensaque de 25 toneladas de harina por hora lo que equivale a 500 sacos por hora, con lo que se determina que la capacidad de la balanza esta en lo requerido, es por ello que no se realizara cambio alguno.

#### **4.7 Tratamiento de Líquidos de Proceso**

##### **4.7.1 Separadoras**

Se contaba con 03 Separadoras AFPX 728 de 25000 LPH de capacidad, con ello se tenía una capacidad de 75000 LPH para la ampliación no se tuvo necesidad de instalar una nueva separadora, a continuación se mostrara el cálculo realizado para determinar la cantidad de líquido (Caldo de prensa) a procesar:

Para determinar la cantidad de liquido a procesar se recurre a un balance de materia.



S : Porcentaje de sólidos

G : Porcentaje de grasa

H : Porcentaje de humedad

$$T3 = (H1/\%H2 - T1)/(\%H3/\%H2 - 1)$$

$$T2 = T1 - T3$$

$$H3 = T3 \times \%H3$$

$$H2 = \%H2 \times T2$$

$$G2 = \%G2 \times T2$$

$$G3 = G1 - G2$$

$$S2 = T2 - H2 - G2$$

$$S3 = S1 - S2$$

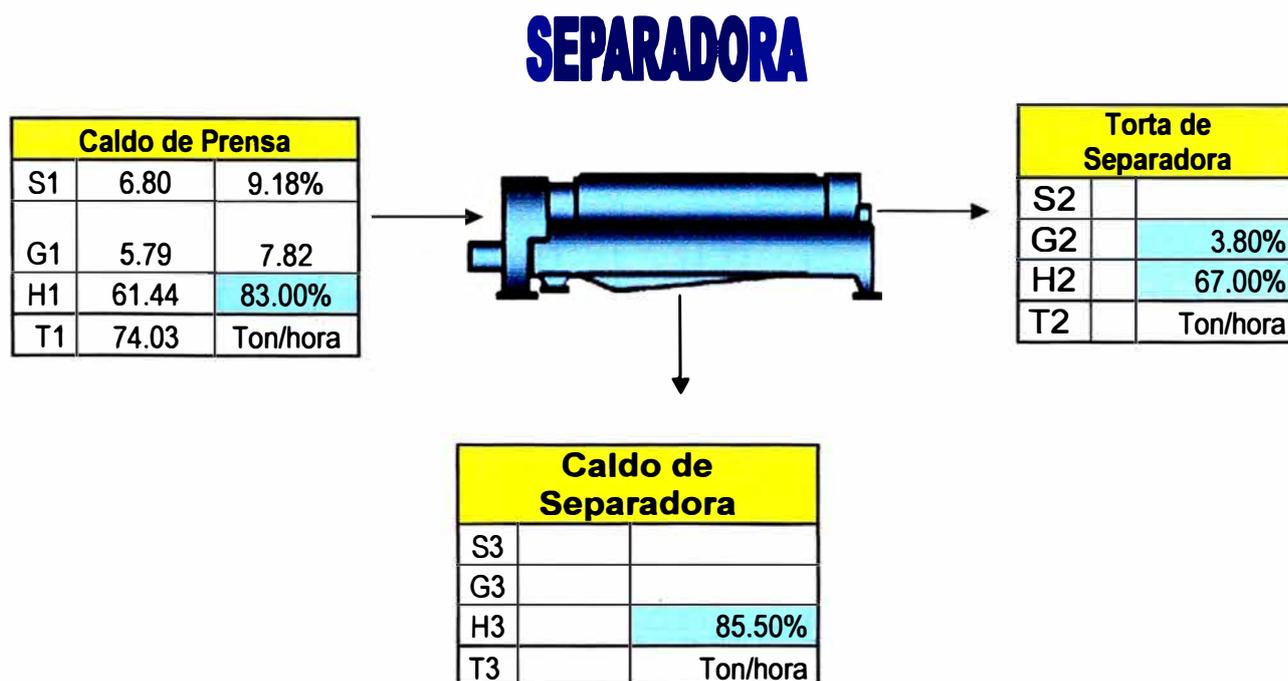
### Resultados

T3	74.03
T2	25.97
H3	61.44
H2	11.69
G2	1.04
G3	5.79
S2	13.24
S3	6.80

#### **4.7.2 Centrifugado**

Se contaba con 04 Centrifugas AFPX 513 de 15000 LPH de capacidad, para la ampliación se instalo una Centrifuga adicional AFPX 213 de 10000 LPH, a continuación se mostrara el cálculo realizado para determinar la cantidad de líquido (Caldo de separadora) a procesar:

Para determinar la cantidad de liquido a procesar se recurre a un balance de materia.



S : Porcentaje de sólidos

G : Porcentaje de grasa

H : Porcentaje de humedad

$$T3 = (H1/\%H2 - T1) / (\%H3/\%H2 - 1)$$

$$T2 = T1 - T3$$

$$H3 = T3 \times \%H3$$

$$H2 = \%H2 \times T2$$

$$G2 = \%G2 \times T2$$

$$G3 = G1 - G2$$

$$S2 = T2 - H2 - G2$$

$$S3 = S1 - S2$$

### Resultados

T3	64.00
T2	10.03
H3	54.72
H2	6.72
G2	0.38
G3	5.41
S2	2.93
S3	3.87

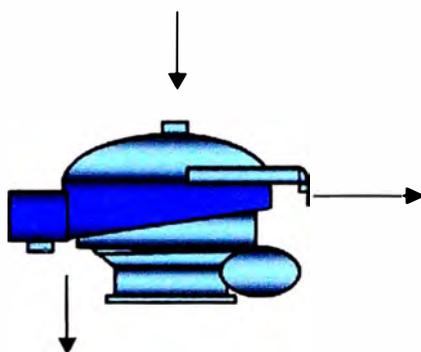
### 4.8 Planta Concentradora

Se contaba con una Planta concentradora de 42000 ltrs de evaporación / hora de capacidad, para la ampliación se instalo una nueva planta de 18000 ltrs de

evaporación / hora, la necesidad de evaporación de una planta que procesa 100 ton/hora de pescado es aproximadamente de 50000 ltrs de evaporación , lo que significa que se debió instalar solo una planta de 8000 ltrs de evaporación / hora, la decisión de instalar la planta concentrado de 18000 ltrs de evaporación/hora fue netamente operativo ( para evitar tiempos muertos de producción ).

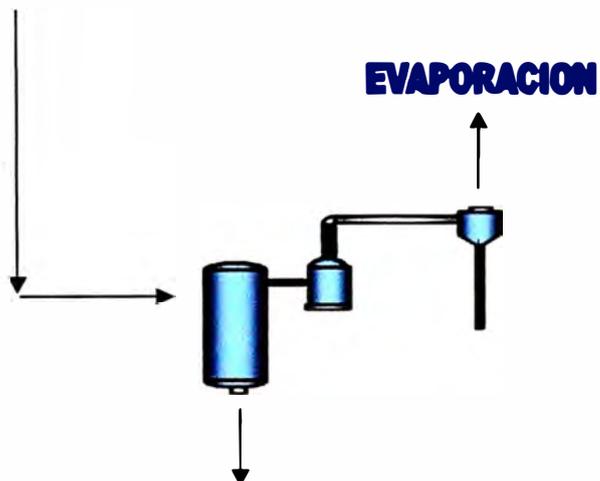
Para determinar la cantidad de agua que necesita evaporar la planta concentradora se recurre a un balance de materia:

Caldo de Separadora		
S1	3.87	6.05%
G1	5.41	8.45%
H1	54.72	85.50%
T1	64.00	100.00%



Aceite	
S2	0.10%
G2	
H2	0.10%
T2	100%

Aceite	
S3	
G3	0.5%
H3	
T3	100%



Concentrado	
S4	38.00%
G4	
H4	
T4	100%

S : Porcentaje de sólidos

G : Porcentaje de grasa

H : Porcentaje de humedad

$$T3 = (G1/\%G2 - T1)/(\%G3/\%G2 - 1)$$

$$T2 = T1 - T3$$

$$G3 = T3 \times \%G3$$

$$G2 = G1 - G3$$

$$H2 = \%H2 \times T2$$

$$H3 = H1 - H2$$

$$S2 = T2 \times \%S2$$

$$S3 = S1 - S2$$

$$S4 = S3$$

$$G3 = G4$$

$$T4 = S4 / \%S4$$

$$H4 = T4 - G4 - S4$$

$$\text{EVAPORACION} = T3 - T4$$

## Resultados

T4	10.16
T3	58.87
T2	5.13
H4	6.01
H3	54.72
H2	0.005
G4	0.29
G3	0.29
G2	5.12
S4	3.86
S3	3.86
S2	0.005
EVAPORACION	48.71

Según el cálculo realizado para una planta que procesa 100 TPH de pescado necesita una planta evaporadora de 48710 ltrs de evaporación/hora.

## **CAPÍTULO V**

### **IMPLEMENTACIÓN DEL PROYECTO**

#### **5.1 Descarga de Materia Prima**

En la sección de descarga no se realizó modificaciones debido a que los equipos actuales tienen capacidad para las nuevas condiciones de operación.

#### **5.2 Recepción y Almacenamiento**

Se amplió la capacidad de almacenamiento de 1480 ton a 1780 ton, para ello se construyó una nueva poza de pescado de 300 ton, esta obra se inició el 01/03/07, teniendo un tiempo de duración de 65 días. Inicialmente en esta área se encontraban las oficinas de producción.



Figura 2 Demolición de las oficinas de producción

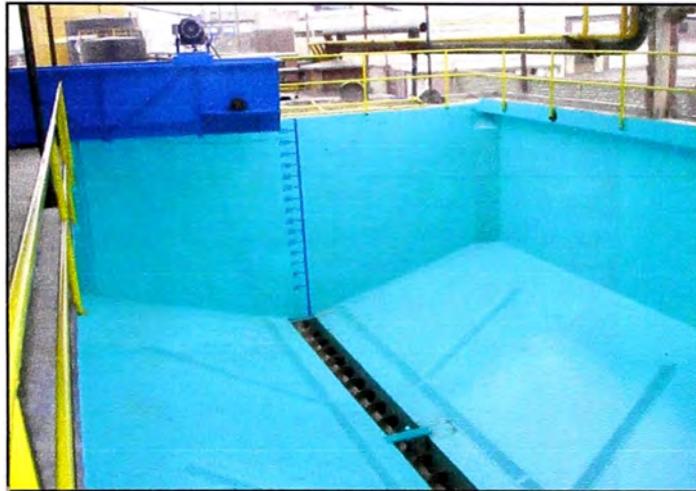


Figura 3 Poza de pescado de 300 ton

### **Descripción de los Trabajos**

1. Demolición de oficinas de producción.
2. Construcción de poza de concreto.
3. Fabricación e instalación de transportador helicoidal.
4. Pintado y cubicación de poza.
5. Prueba de poza

## **5.3 Cocinas y Prensas**

### **5.3.1 Cocinas**

Se amplió las cocinas Esmital en dos metros de longitud, esta ampliación fue en el lado de ingreso de carga, las obras se iniciaron el 03/01/07, teniendo un tiempo de duración de 63 días.



Figura 4 Ampliación de cocina N° 1



Figura 5 Ampliación de cocina N° 2



Figura 6 Forrado térmico de cocinas

### **Descripción de los Trabajos**

1. Demolición y construcción de bases civil de cocinas (Reubicación de bases)
2. Corte de carcasa de cocina lado ingreso de carga
3. Fabricación e instalación de cilindro de  $\Phi 1.8$  mts x 2.0 mts de longitud (se instalo en lado ingreso de carga).
4. Fabricación e Instalación de chaqueta en los 2.0 mts de ampliación.
5. Instalación de aislamiento térmico en chaqueta.
6. Fabricación e instalación de 8 helicoides en el eje calefactor lado descarga.
7. Armado de cocina.
8. Prueba de equipo.

#### **5.3.2 Pre-Stainer**

Se cambio Pre-Stainer simple de 20 TPH por un Pre-stainer doble de 40 ton/hora, esta obra se inicio el 21/02/07, teniendo un tiempo de duración de 11 días.

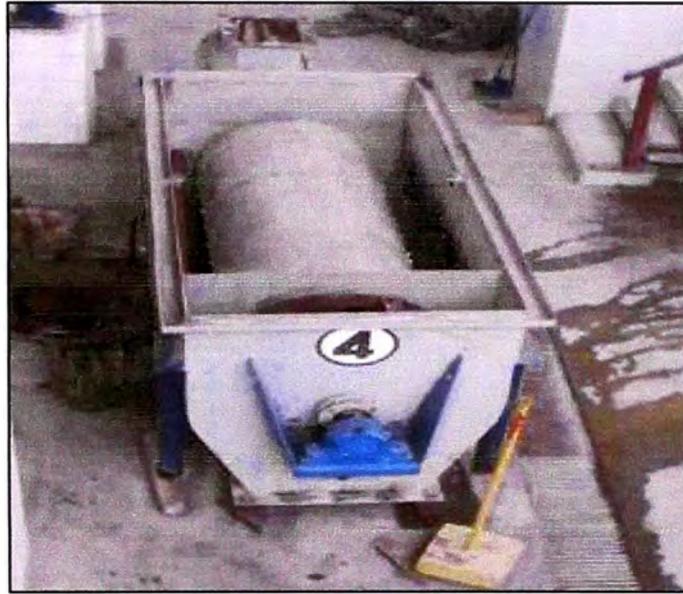


Figura 7 Pre-Stainer Simple



Figura 8 Pre-Stainer de doble tornillo

### **Descripción de los Trabajos**

1. Desmontaje de Pre-Stainer de un tornillo.
2. Montaje de Pre-Stainer de doble tornillo.
3. Conexión con cocina y prensa.
4. Prueba de equipo.

#### **5.3.3 Prensas**

Se cambio la prensa Mirens BP- 402 de 20 TPH por la prensas Atlas Store MS 64 de 40 TPH y la prensa BP 452 de 25 TPH , fue reubicada se instalo en la base de la prensa N° 3 (BP-402), esta obra se inicio, el 22/01/07, teniendo un tiempo de duración de 30 días.



Figura 9 Armazón de base de Prensa BP 452



Figura 10 Base de prensa BP 452



Figura 11 Prensa BP 452



Figura 12 Base de prensa MS 64



Figura 13 Prensa MS 64

### **Descripción de los Trabajos**

1. Desmontaje de prensas BP 402 de doble tornillo.
2. Demolición de bases de prensas BP 402
3. Construcción de bases para prensa BP 452 y MS 64
4. Overhaul de prensas BP 452 y MS 64
5. Montaje de prensas
6. Ampliación de T.H colector de scrap de prensas
7. Instalación de chutes de ingreso y salida de carga
8. Prueba de Equipos.

## 5.4 Secado y Molienda

### 5.4.1 Primer Secado

Se instaló un Secador Rotadisk de 4200 kg de evaporación/hora. esta obra se inició el 22/06/07, la instalación de este nuevo rotadisk implicó la modificación del ducto de salida de vahos el cambio del exahustor de vahos, esta obra tuvo un tiempo de duración de 96 días



Figura 14 Armazón de base secador Rotadisk



Figura 15 Base de secador rotadisk



Figura 16 Secador Rotadisk N° 3



Figura 17 Ducto de vahos de secadores rotadisk



Figura 18 Exhaustor de secadores rotadisk



Figura 19 Secadores Rotadisck

### **Descripción de los Trabajos**

1. Construcción de base civil de secador
2. Instalación de secador
3. Instalación de paletas de avance para aumentar capacidad de secador
4. Modificación de tubería de alimentación de vapor a secadores, se cambio diámetro de tubería
5. Modificación de ducto de descarga de vahos.
6. Cambio de exahustor por uno de mayor capacidad
7. Fabricación de T.H de ingreso de carga a secador
8. Ampliación de T.H de salida de carga de secador
9. Prueba de Equipos.

### 5.4.2 Segundo Secado

En esta sección no se realizó modificaciones debido a que los equipos actuales tienen capacidad para las nuevas condiciones de operación.

### 5.4.3 Molienda

Se instaló un molino de 40 TPH. esta obra se inició el 07/09/07, teniendo un tiempo de duración de 25 días.



Figura 20 Molino de martillos

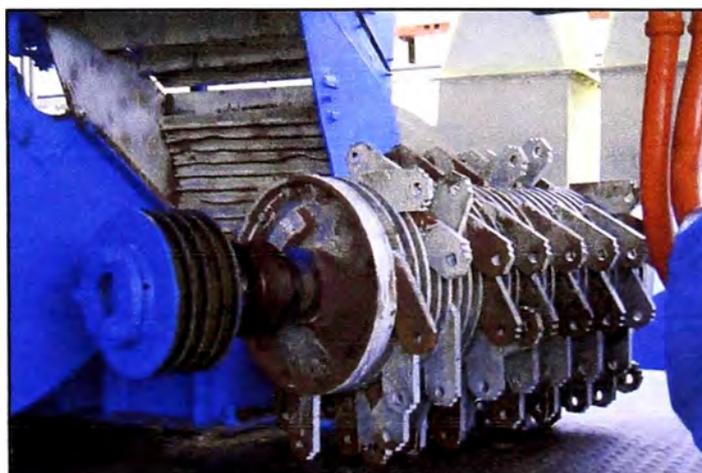


Figura 21 Rotor de molino de martillos

### **Descripción de los Trabajos**

1. Construcción de base civil de estructura de molino
2. Ampliación de estructura de soporte de molinos
3. Ampliación de T.H alimentador a molinos
4. Instalación de molino
5. Prueba de equipos

#### **5.4.4 Transporte Neumático**

Se instalo una línea completa de transporte neumático, esta línea consiste en la instalación de un ventilador de 27000 cfm , ductos y un ciclón de harina, esta obra se inicio el 16/01/07, teniendo un tiempo de duración de 61 días.



Figura 22 Ventilador de harina



Figura 23 Ciclón de harina



Figura 24 Ductos neumáticos



Figura 25 Montaje de ciclón N° 3

## **Descripción de los Trabajos**

1. Construcción de podios para nuevo ciclón y ciclones antiguos a reubicar
2. Reubicación de ciclones antiguos.
3. Fabricación y montaje de nuevo ciclón de harina
4. Fabricación y montaje de ductos
5. Construcción de base civil para ventilador de harina
6. Fabricación y montaje de nuevo ventilador de harina
7. Prueba de equipos

### **5.5 Dosificador de Antioxidante**

En esta sección no se realizó modificaciones debido a que el equipo actual tiene la capacidad para la nueva condición de operación.

### **5.6 Ensaque**

En esta sección no se realizó modificaciones debido a que el equipo actual tiene la capacidad para la nueva condición de operación, como prevención se realizó un mantenimiento preventivo.

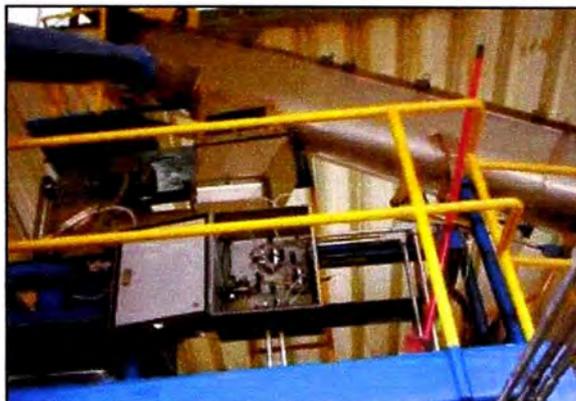


Figura 26 Balanza de ensaque

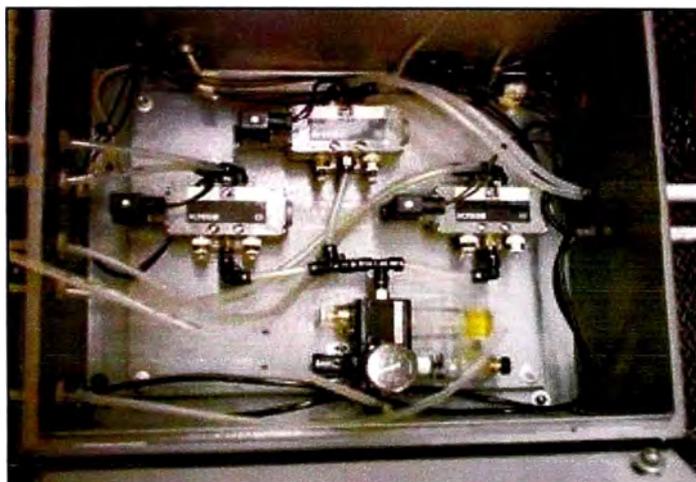


Figura 27 Tablero neumático de balanza



Figura 28 Tablero Electrónico de Balanza



Figura 29 Alimentador de balanza

## **5.7 TRATAMIENTO DE LIQUIDOS DEL PROCESO**

### **5.7.1 Separadoras**

En esta sección no se realizó modificaciones debido a que el equipo actual tiene la capacidad para la nueva condición de operación.

### **5.7.2 Centrifugado**

Se instaló una nueva centrifuga AFPX 513 de 15000 LPH, esta obra se inició el 19/01/07, teniendo un tiempo de duración de 31 días.



Figura 30 Anclajes de centrifuga



Figura 31 Base civil de centrifuga

### **Descripción de los Trabajos**

1. Construcción de base civil de nueva centrifuga.
2. Ampliación de manifold de lodos.
3. Ampliación de manifold de alimentación de caldo de separadoras.
4. Ampliación de manifold de línea de agua de cola.
5. Montaje e instalación de nueva centrifuga AFPX 513.

## 6. Prueba de equipos.

### 5.8 Planta Concentradora

Se instalo una nueva planta de 18000 ltrs de evaporación / hora, esta obra se inicio el 12/06/07, teniendo un tiempo de duración de 123 días.



Figura 32 Estructura de base de efectos



Figura 33 Base civil de Efectos



Figura 34 Tanque separadores



Figura 35 Modificación de efectos o calandrias



Figura 36 Fabricación de plataforma superior de efectos



Figura 37 Montaje de efectos



Figura 38 Montaje de plataforma de efectos



Figura 39 Fabricación de condensador barométrico



Figura 40 Instalación de ductos de condensador



Figura 41 Instalación de condensador barométrico

### **Descripción de los Trabajos**

1. Lanzamiento de tubería HDPE de  $\Phi$  355 mm, para succión de bomba de agua de mar.
2. Instalación de bomba de agua de mar.

3. Instalación de tubería de  $\Phi$  8 pulg. Para descarga de agua de mar a condensador de barométrico de PAC
4. Construcción de bases de calandrias y separadores de PAC
5. Modificación de calandrias según planos.
6. Fabricación de estructuras varios.
7. Montaje de calandrias y tanque separadores.
8. Instalación de ductos de vahos.
9. Instalación de bombas de recirculación.
10. Instalación de tubería de recirculación.
11. Prueba de equipos.

## CAPÍTULO VI

### PUESTA EN MARCHA DE EQUIPOS INSTALADOS

#### 6.1 Descarga de Materia Prima

En esta sección no se registraron datos de prueba debido a que no se realizaron modificaciones en la ampliación.

#### 6.2 Recepción y Almacenamiento

La poza de pescado fue probada el 01/06/07, para esta prueba se lleno totalmente la poza con pescado obteniendo una capacidad de almacenamiento de 320 ton (Capacidad nominal 300 ton).



Figura 42 Almacenamiento de pescado

### 6.3 Cocinas y Prensas.

#### 6.3.1 Cocinas

Las pruebas se iniciaron el 10/04/07, en las pruebas del mes de abril no se trabajo a su máxima capacidad, debido a que el proyecto en total no estaba culminado, las pruebas a máxima carga se realizado en la segunda temporada de producción a partir del 15/11/07.

Tabla 1 Parámetros de cocción primera temporada

Datos tomados el 13/04/07

CONTROLES			HORA						Promedio	Limites
			20:00	22:00	00:00	02:00	04:00	06:00		
<b>EQUIPO</b>	TBVN (mg/100gr)		85			39		35	56.6	
<b>COCINA</b>	PRESIÓN ROTOR (BAR)	1	2.5	2.2	2.4	2	2.2	2.4	2.3	2 - 4
		2	2.0	2.3	1.9	2.4	2.7	2.5	2.3	
	RPM (Mecanico)	1	6.75	6.75	6.75	6.75	6.75	6.75	6.75	4 - 8
		2	5.75	5.75	6.00	6.00	6.00	6.00	5.91	
	TEMPERATUR A SALIDA (° C)	1	99.0	98.0	98.0	99.0	98	94	98.0	90-99
		2	94.0	92.0	96.0	97.0	92	94	94.2	
	TEMPERATUR A CALDO PRESTRAINED (° C)	1-2	85	72	71	71	73	70	74.0	85-95
		3-4	93	89	95	97	92	94	93.3	

Tabla 2 Parámetros de cocción segunda temporada

Datos tomados el 28/11/07

CONTROLES		HORA						Promedio	Limites	
		20:00	22:00	00:00	02:00	04:00	06:00			
<b>EQUIPO</b>	TBVN (mg/100gr)	26	29	33	36	32	36	34.7		
<b>COCINAS</b>	PRESIÓN ROTOR (BAR)	1	4.3	4	4.3	4.1	4.4	4.4	4.3	2 - 4
		2	4	4.3	5	4.8	2.8	2.8	3.5	
	RPM (Mecanico)	1	5.25	6.125	6.25	6.25	6.25	6.25	6.3	4 - 8
		2	6	7	6	8	8	8	8.0	
	TEMPERATURA SALIDA (°C)	1	96	98	96	98	99	98	98.3	90-99
		2	95	98	95	80	95	95	90.0	
	TEMPERATURA CALDO PRESTRAINER (°C)	1	94	96	92	95	95	93	94.3	85-95
		2								
		3	82	96	92	75	90	90	85.0	
		4								

Como se puede apreciar en las pruebas de la producción de abril las cocinas trabajaron con unas revoluciones máximas de 6.75 y 6.00 RPM respectivamente, no siendo estas las nominales, esto debido a que para esta fecha aún no se encontraba al 100% la ampliación de planta.

Para las pruebas de noviembre del 2007 con la ampliación al 100%, las cocinas trabajaron con unas revoluciones de 6.25 y 8 RPM, con esta velocidad se alcanzo un avance de planta de 97 ton/hora de pescado.

Cabe mencionar que ambas cocinas son idénticas por tal motivo pueden girar a la misma velocidad, su limitantes son las prensas, es por ello que la cocina N° 1 trabaja con menos RPM que la cocina N° 2.

### **6.3.2 Pre-Stainer**

La prueba de este equipo se realiza en conjunto con la prensa, esto debido a que la función de este equipo es quitar liquido a la materia prima después de su cocción (Drenar), ya que si este equipo no cumple su función, no se obtendría la humedad que se necesita a la descarga de las prensas.

Cabe mencionar que los parámetros de control se realizan a la descarga de las prensas, estos parámetros son los que determinan el buen funcionamiento de la zona de prensado.

### **6.3.3 Prensas**

Las pruebas se realizaron en la primera temporada de producción en el mes de abril, obteniendo muy buenos parámetros de prensado, a continuación se mostraran los parámetros obtenidos.

Tabla 3 Parámetros de prensado

Datos tomados el 13/04/07

CONTROLES		HORA						Promedio	Limites	
		20:00	22:00	00:00	02:00	04:00	06:00			
<b>EQUIPO</b>	TBVN (mg/100gr)	85			39		35	56.6		
<b>PRENSA</b>	AMPERA JE	1	90	100	90	100	110	100	98.2	Max 110
		2	70	80	70	70	90	90	77.3	
		3	50	42	40	40	43	40	42.7	
		4	50	50	50	50	70	70	55.5	
	HUMEDA D (%)	1	49	50	50	48	49	48	49.1	43 – 49
		2	50	49	50	50	48	49	49.4	
		3	49	50	49	48	49	48	48.9	
		4	50	50	50	50	49	48	49.6	
	GRASA	%							<b>4.39</b>	<b>5% max</b>
	RPM	1	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	2 - 6
		2	4.8	4.8	4.8	4.8	4.8	4.8	4.8	
		3	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.0	
		4	6.00	6.00	6.00	6.00	6.00	6.00	6.0	

En las pruebas realizadas se obtuvo prensados hasta de 45% de humedad y una capacidad máxima de 40 ton/hora, esta capacidad se determino procesando toda la carga de la cocina con la prensa N° 4 , para esta prueba la cocina estuvo trabajando con 6 RPM.

## **6.4 Secado y Molienda**

### **6.4.1 Primer Secado**

Las pruebas se realizaron en la segunda temporada de producción en el mes de Noviembre, obteniendo muy buenos parámetros de secado, el buen resultado obtenido no solo obedece a la buena selección del equipo mucho influye el buen dimensionamiento de la tubería de alimentación de vapor, del ducto de la extracción de vahos y la buena operación del nuevo exahustor de vahos, etc.

Tabla 4 Parámetros de secado

Datos tomados el 28/11/07

CONTROLES			HORA						Promedio	Limites
			20:00	22:00	00:00	02:00	04:00	06:00		
EQUIPO	TBVN (mg/100gr)									
SECADOR N° 1	Presión Vapor	Bar	6.6	6.4	6.6	6.8	6.8	6.8	6.6	max 7.0
	Temp. Vahos Salida	°C	100	96	98	98	98	98	98.0	90-100
	Amperaje	Amp	160	160	200	210	200	200	185.5	max 200
	Scrap	% H					44	46	45.8	44-47
°C								83.6	min. 70	
SECADOR N° 2	Presión Vapor	Bar	7	6.6	6.8	6.8	6.8	6.8	6.8	max 7.0
	Temp. Vahos Salida	°C	100	100	100	98	100	100	99.8	90-100
	Amperaje	Amp	190	200	220	220	210	210	208.2	max 200
	Scrap	% H					47	44	45.9	44-47
T °C						84	80	83.5	min. 70	
SECADOR N° 3	Presión Vapor	Bar	6.9	6	6.2	6.4	6.4	6.4	6.3	max 7.0
	Temp. Vahos Salida	°C	96	96	98	98	100	98	98.0	90-100
	Amperaje	Amp	180	200	220	220	210	210	205.5	max 200
	Scrap	% H					46	46.5	46.9	44-47
T °C						85	84	84.0	min. 70	

### 6.4.2 Segundo Secado

En esta sección no se registraron datos de prueba debido a que no se realizaron modificaciones en la ampliación.

### 6.4.3 Molienda

Las pruebas se realizaron en la segunda temporada de producción en el mes de Noviembre, obteniendo muy buenos parámetros de granulometría.

Tabla.5 Parámetros de molienda

Datos tomados el 28/11/07

CONTROLES			HORA					Promedio	Limites	
			20:00	22:00	00:00	02:00	04:00			06:00
EQUIPO	TBVN (mg/100gr)									
HARINA	Antioxidante	PPM		835	848	840	843	829	838.4	600-900
	Granulometria	%		99.9	99.7	99.6	99.7	99.8	99.7	Min. 95
	Humedad	%		9.1	8.7	8.1	8.8	7.6	8.3	Max. 10
	Grasa	%							7.9	Max. 10
	Temperatura	°C		29	35.2	38	37.4	37.8	36.2	Max. 38

#### 6.4.4 Transporte Neumático

Las pruebas se realizaron en la segunda temporada de producción en el mes de Noviembre, obteniendo muy buenos parámetros de temperatura final en la haría.

Tabla 6 Parámetros de temperatura de harina

Datos tomados el 28/11/07

CONTROLES			HORA						Promedio	Limites
			20:00	22:00	00:00	02:00	04:00	06:00		
EQUIPO	TBVN (mg/100gr)									
HARINA	Antioxidante	PPM		835	848	840	843	829	838.4	600-900
	Granulometria	%		99.9	99.7	99.6	99.7	99.8	99.7	Min. 95
	Humedad	%		9.1	8.7	8.1	8.8	7.6	8.3	Max. 10
	Grasa	%							7.9	Max. 10
	Temperatura	°C		29	35.2	38	37.4	37.8	36.2	Max. 38

## **6.5 Dosificador de Antioxidante**

En esta sección no se registraron datos de prueba debido a que no se realizaron modificaciones en la ampliación.

## **6.6 Ensaque**

En esta sección no se registraron datos de prueba debido a que no se realizaron modificaciones en la ampliación.

## **6.7 Tratamiento de Líquidos de Proceso**

### **6.7.1 Separadoras**

En esta sección no se registraron datos de prueba debido a que no se realizaron modificaciones en la ampliación.

### **6.7.2 Centrifugado**

Las pruebas se realizaron en la segunda temporada de producción en el mes de Noviembre, obteniendo muy buenos parámetros en el aceite de pescado y en el agua de cola.

Tabla 7 Parámetros de separación de sólidos

Datos tomados el 28/11/07

CONTR OL		HORA		20:00	22:00	00:00	02:00	04:00	06:00	PROM.	Limites	
CENTRIF UGAS	ACEI TE	TEMPERATURA		96	94	96	96	95	96	95.5	94 - 98	
		% Acidez		1.9	2.02	2.1	1.74	1.7	1.87	1.9	< 3.0%	
	1	% H		0.1	0.1	0.1	0.2	0.3	0.2	0.2	<0.3%	
		% S		0.1	0.2	0.2	0.3	0.3	0.3	0.2	<0.3%	
	2	% H		0.1	0.1	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	<0.3%	
		% S		0.1	0.3	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2	<0.3%	
	3	% H		0.1	0.1	0.3	0.3	0.2	0.3	0.2	<0.3%	
		% S		0.1	0.2	0.3	0.3	0.2	0.5	0.3	<0.3%	
	4	% H		0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.1	<0.3%	
		% S		0.1	0.1	0.2	0.3	0.2	0.2	0.2	<0.3%	
	5	% H		0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	<0.3%	
		% S		0.1	0.1	0.2	0.2	0.1	0.2	0.2	<0.3%	
	PULIDORAS	%H		-	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	<0,3%	
		%S		-	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	<0,3%	
		%H		-	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	<0,3%	
		%S		-	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	<0,3%	
	TRICANTER	% Acidez		5.1	4.39	4.25	4.52	4.25	4.28	4.5		
		% H		0.3	0.3	0.5	0.4	0.5	0.5	0.4	<0.3%	
		% S		0.2	0.3	0.3	0.2	0.3	0.5	0.3	<0.3%	
	AGUA DE COLA	1	% G		0.4	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	<0.5%
			% S		9	8	8	8.5	8.5	8.5	8.4	8-10
		2	% G		0.3	0.3	0.3	0.4	0.3	0.4	0.3	<0.5%
			% S		9	8	8	8.5	8.5	8.5	8.4	8-10
3		% G		0.3	0.3	0.3	0.3	0.4	0.3	0.3	<0.5%	
		% S		9	8	8	8.5	8.5	8.5	8.4	8-10	
4		% G		0.4	0.3	0.3	0.3	0.3	0.4	0.3	<0.5%	
		% S		9	8	8	8.5	8.5	8.5	8.4	8-10	
5		% G		0.3	0.3	0.3	0.4	0.3	0.4	0.3	<0.5%	
		% S		9	8	8	8.5	8.5	8.5	8.4	8-10	

## 6.8 Planta Concentradora

Las pruebas se realizaron en la segunda temporada de producción en el mes de Noviembre, obteniendo parámetros aceptables de concentración del agua de cola, presiones de vacío y temperatura de vahos.

Tabla 8 Parámetros de concentración

Datos tomados el 29/11/07

CONTROLES			HORA							Promedio	Limite.
			08:00	10:00	12:00	14:00	16:00	18:00			
PAC N°1	Agua de Cola		°Brix	9	9	9	9	9	9	9.0	8-10
			T °C	91	90	91	90	91	91	90.7	85-90
	Vahos	Temp.	°C	96	96	96	96	96		96.0	92-98
	Efecto N°1	Temp.	°C	70	70	70	71	71	70	70.3	65-70
		Presión	"Hg	20	20	19	20	20	20	19.8	20-23
		Concen.	°Brix	37	38	37	38	37	38	37.5	Max.38
	Efecto N°2	Temp.	°C	54	54	56	54	54	54	54.3	52-58
		Presión	"Hg	20	24	24	25	25	24	23.7	24-26
		Concen.	°Brix	20	20	19	20	19	18	19.3	Max.26
	Efecto N°3	Temp.	°C	43	40	40	40	40	40	40.5	40-46
		Presión	"Hg	27.8	27.8	27.8	27.8	27.8	27.8	27.8	26-28
		Concen.	°Brix	20	15	15	14	15	14	15.5	Max.15
	Conde nsador	Presión	"Hg	27.8	27.8	27.8	27.8	27.8	27.8	27.8	-27 - 28
		Temp I.	°C	14	14	14	14	14	14	14.0	14-18
		Temp. S	°C	39	40	40	40	40	40	39.8	30-40

<b>PAC N°2</b>	Vahos	Temp. Ingreso	°C	94	94	94	93	93	93	93.5	92-98	
	Efecto N°1 A	Temp.	°C	60	60	60	60	60	60	60	60.0	65-70
		Presión	"Hg	23	23	23	23	23	23	23	23.0	20-23
		Concen.	°Brix	31	35	33	33	33	34	34	33.2	Max.38
	Efecto N° 1 B	Temp.	°C	60	60	60	60	61	60	60	60.2	65-70
		Presión	"Hg	24	25	25	24	24	24	24	24.3	20-23
		Conce.	°Brix	31	35	33	33	33	34	34	33.2	Max.38
	Efecto N°2	Temp.	°C	50	51	50	51	50	51	51	50.5	52-58
		Presión	"Hg	21	25	24	21	21	20	20	22.0	24-26
		Concen	°Brix	20	19	17	17	16	16	16	17.5	Max.26
	Efecto N°3	Temp.	°C	40	40	41	38	40	40	40	39.8	40-46
		Presión	"Hg	29	29	29	27	27	27	27	28.0	26-28
		Concen.	°Brix	15	13	12	12	12	13	13	12.8	Max.15
	Conde nsador	Presion de vacio	"Hg	29	29	29	27	27	27	27	28.0	-27 - 28
		Ingreso	°C	14	14	14	14	14	14	14	14.0	14-18
		Salida	°C	21	21	22	22	22	22	22	21.7	30-40

## **CAPÍTULO VII**

### **INVERSION ECONOMICA**

En este capítulo se analizara el VAN y el TIR para ver la rentabilidad del proyecto.

#### **7.1.- Calculo de Costos de Producción**

##### **7.1.1.- Costos Variable**

En los costos variables se considera dos parámetros, materia prima y proceso productivo.

Con respecto a los costos de la materia prima, depende del porcentaje de pesca comprada a embarcaciones particulares, así como la demanda del puerto en donde se descarga.

Con respecto a los costos de procesos, depende mucho de la continuidad del proceso, a un proceso más continuo el costo variable es menor, esto debido a que se evita los consumos de energía por los arranques y paradas de planta (Energía como: Vapor y Electricidad).

### 7.1.1.1. Costo de Materia Prima

Costo de embarcaciones particulares	265 U\$\$/TM
Costo de embarcaciones propias	90 U\$\$/TM
% Compra de particulares	37%
% Compra de propias	63%
Precio Promedio Materia Prima	154.75 U\$\$/TM
P/H	4.2
Costo de producción según M.P	649.95 U\$\$/TMH

### 7.1.1.2.- Costo de Procesos Productivos

Costo variable	163.7 U\$\$/TMH
<b>Costo variable total</b>	<b>813.65 U\$\$/TMH</b>

### 7.1.2.- Costos Fijos

Los costos fijos son los costos que no varían durante el proceso productivo como ejemplo: Salario del personal, alimentación, etc.

Costo Fijo Total	71.0 U\$\$/TMH
------------------	----------------

### 7.1.3.- Costo Total de Producción

El costo total de producción tiene una bonificación que es la producción de aceite que es un subproducto del proceso, el cual tiene un alto costo en el mercado.

Costo Variable Total	813.65 U\$\$/TMH
Costo Fijo Total	71.0 U\$\$/TMH
Costo total sin bonificación	884.65 U\$\$/TMH
Costo de bonificación por aceite	-200.0 U\$\$/TMH
Costo Total con bonificación	684.65 U\$\$/TMH

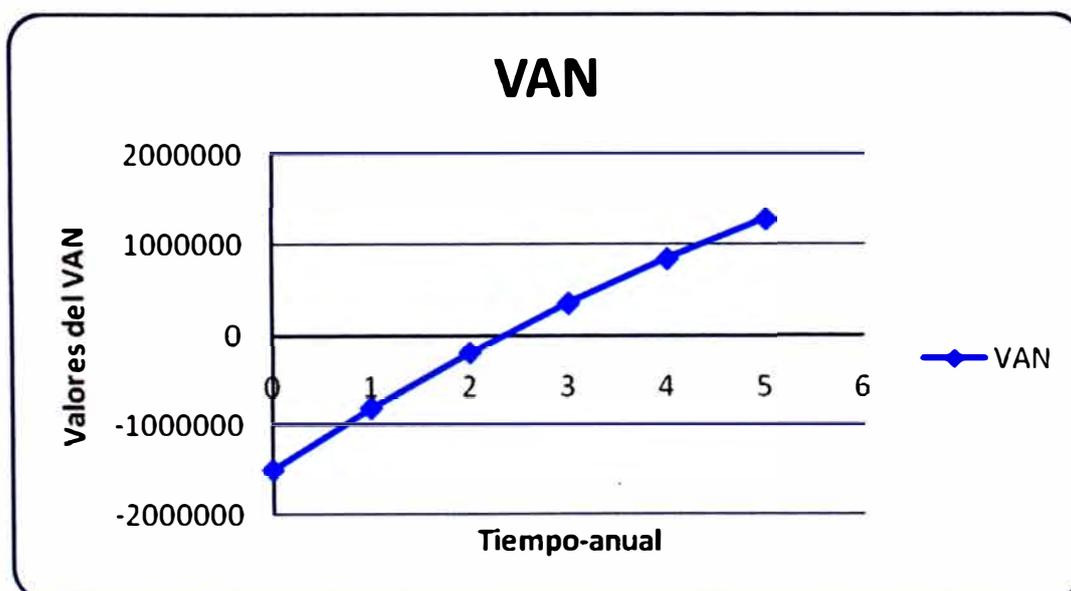
### Calculo de Valor Actual Neto (VAN)

Inversión total (It)	=	1'500,000 Dólares
Tasa de descuento (Td)	=	12%
Tiempo (t)	=	Anual
Valor actual neto (VAN)	=	Ingreso o Egreso/ (1 + Td)
Producción harina anual	=	1500 TMH
Costo total de producción	=	684.65 U\$\$/TMH
Precio de venta harina	=	1200 U\$\$/TMH
Ganancia anual	=	773,025 Dólares

Tabla 9 Valores Actuales Netos

VALORES ACTUALIZADOS	0	1	2	3	4	5
		-1500000	800000	800000	800000	800000
-1500000	-1500000					
-809799.11		690200.89				
-193548.31			616250.80			
356675.62				550223.93		
847946.98					491271.36	
1286582.13						438635.15

Figura 43 Valor Actual Neto



## 7.2.- Calculo de la Tasa Interna de Retorno (TIR)

Inversión total (It) = 1'500,000 Dólares

Tiempo (t) = Anual

Ganancia anual = 773,025 Dólares

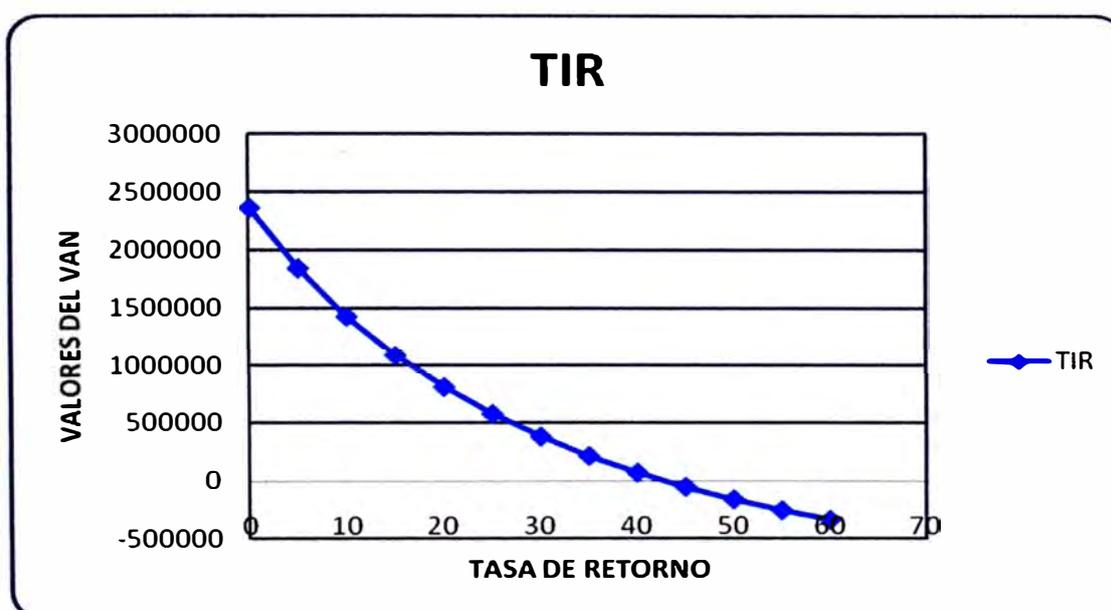
Tabla 10 Tasa Interna de Retorno

VALORES ACTUALIZADOS	0	1	2	3	4	5
	-1500000	800000	800000	800000	800000	800000
-1500000	$-1500000/(1+TIR)^0$					
1500000		$800000/(1+TIR)^1$				
			$800000/(1+TIR)^2$			
				$800000/(1+TIR)^3$		
					$800000/(1+TIR)^4$	
						$800000/(1+TIR)^5$

VAN=0

Para el cálculo de TIR se está considerando 5 años de procesamiento e igualando en VAN a cero.

Figura 44 Tasa Interna de Retorno



## CONCLUSIONES

1. La ampliación permitió optimizar los recursos de la corporación, esto debido a que se usaron equipos de otras plantas sin mermar su capacidad de procesamiento autorizado.
2. El uso de los equipos de otras plantas, hizo reducir la compra de equipos nuevos, obteniendo un menor costo de inversión.
3. La ampliación permitió aumentar la capacidad de recepción de materia y como consecuencia el porcentaje de captura a nivel litoral aumento.
4. La proyección de recuperación de la inversión fue de 2 años y 3 meses , este tiempo depende de la cantidad de materia prima procesada y del costo de venta del producto final.
5. La Tasa Interna de Retorno calculado es de 43%, y si comparamos con la tasa de descuento que es del 12%, se nota claramente la rentabilidad del proyecto

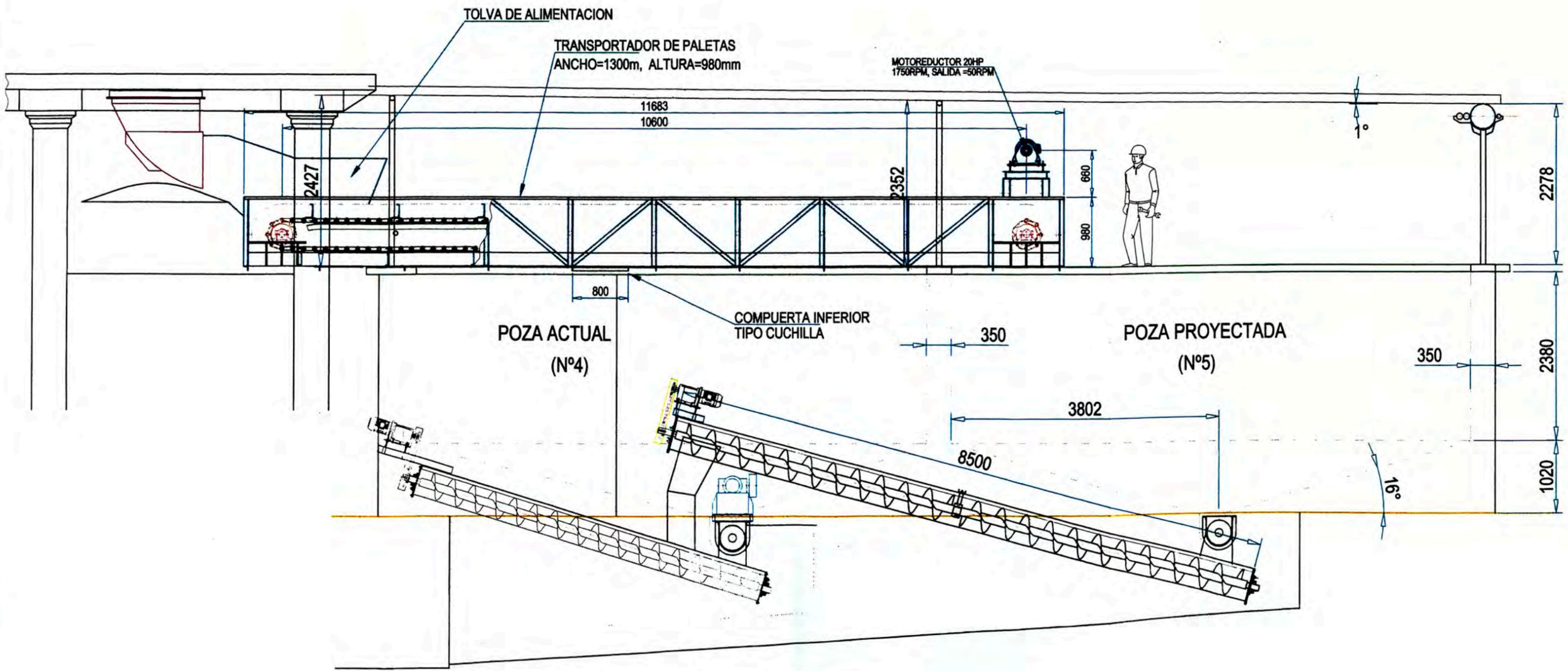
## **RECOMENDACIONES**

1. Considerar en los proyectos futuros apoyo de la administración y legal de la empresa para prever con tiempo los permisos legales que se necesiten para las construcciones, traslado de maquinaria, etc. Este punto ocasionó retrasos del proyecto.
2. Se debe mejorar la atención de materiales o en su defecto realizar trabajos a todo costo, de esa forma evitaremos retrasos de obra por falta de materiales.
3. Para realizar modificaciones en una planta en donde se involucre un aumento de capacidad se debe tener bien en claro los balances de materia y energía.
4. Tener en cuenta en la actualidad los permisos ambientales para ampliación de planta ya que no fueron considerados para dicho proyecto.

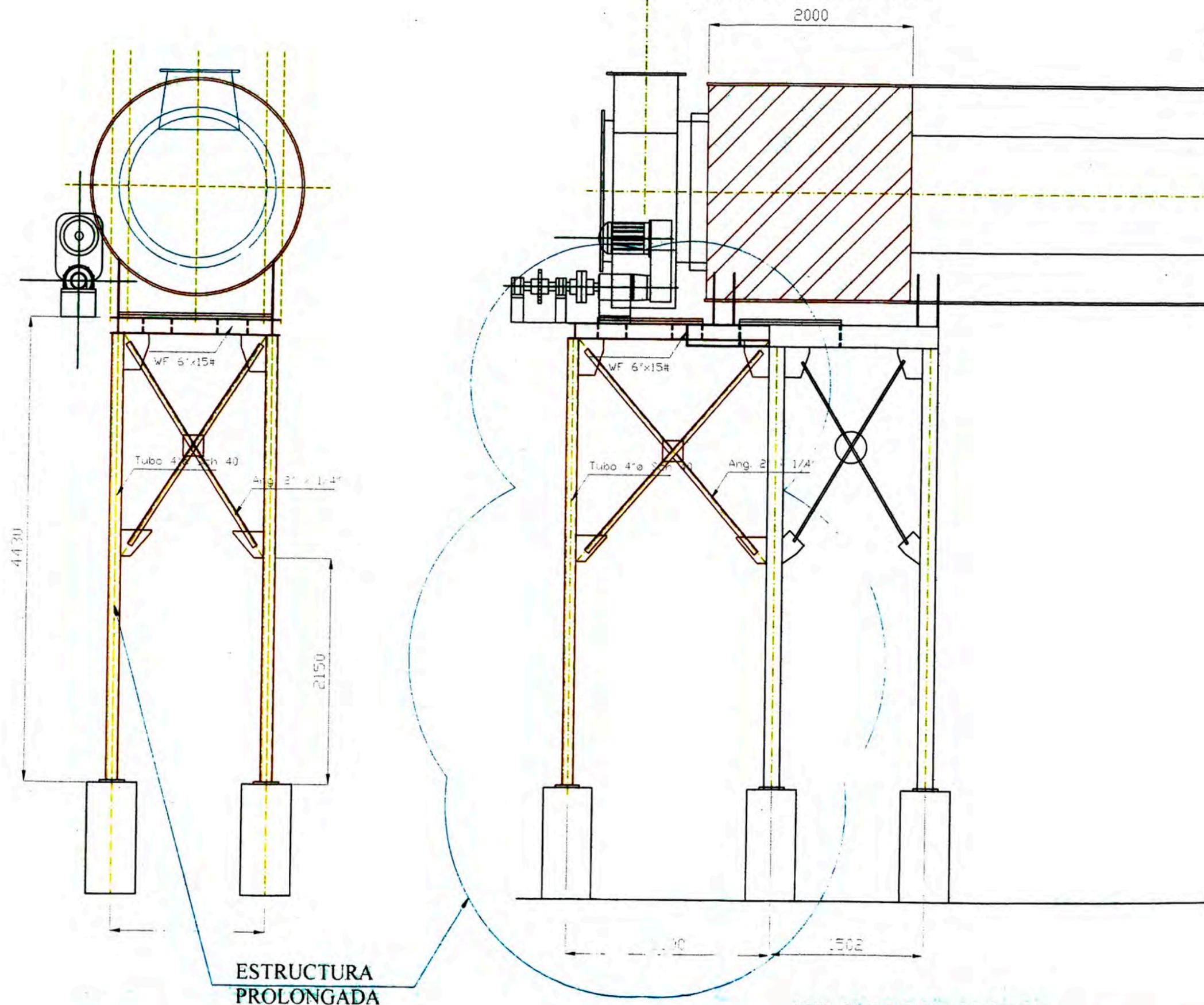
## **BIBLIOGRAFIA**

- 1.** Marks (1996): Manual del Ingeniero Mecánico. Editorial MC Graw-Hill.  
New York. Sección III – Pag. 37-39 , 47-49 (Calculo de ADT de sistemas de bombeo)
- 2.** Robert H. Perry (1971): Manual del Ingeniero Químico. Editorial Mc Graw Hill, New York. Tomo II, Sección V –Pag. 23 (Calculo de perdida en tubería)
- 3.** Robert H. Perry (1971): Manual del Ingeniero Químico. Editorial: Mc Graw Hill. New York. Tomo II, Sección VI –Pag. 4 al 8 (Selección de bombas)
- 4.** Marks (1996): Manual del Ingeniero Mecánico. Editorial MC Graw-Hill .  
New York . Sección IV – Pag. 4-5 (Transferencia de Calor).
- 5.** R.C.Hibbeler (1998): Mecánica de Materiales. Editorial Meg Weist. México.  
Sección VI – Pag. 255 - 277 (Flexión – Selección de vigas). Sección XIII –  
Pag. 653 - 665 (Pandeo de columnas – Selección).
- 6.** American Institute Of Steel (1994): Manual de steel construction.Editorial  
American Institute Of Steel. E.E.U.U. Tomo I, Sección I – Pag. 26 - 132 ,  
Sección II – Pag. 14 - 16.

# PLANOS



TRAMO A PROLONGAR



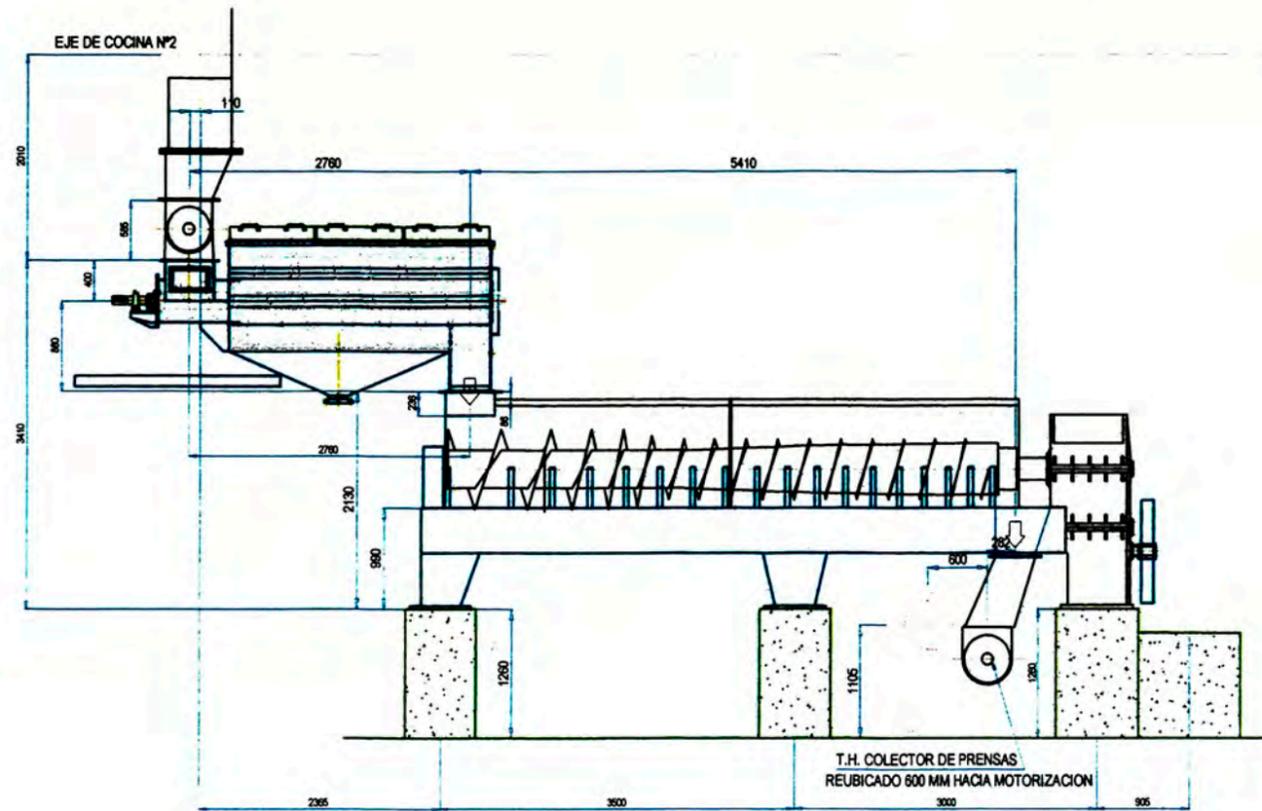
ESTRUCTURA PROLONGADA

POSICION MODIFICADA

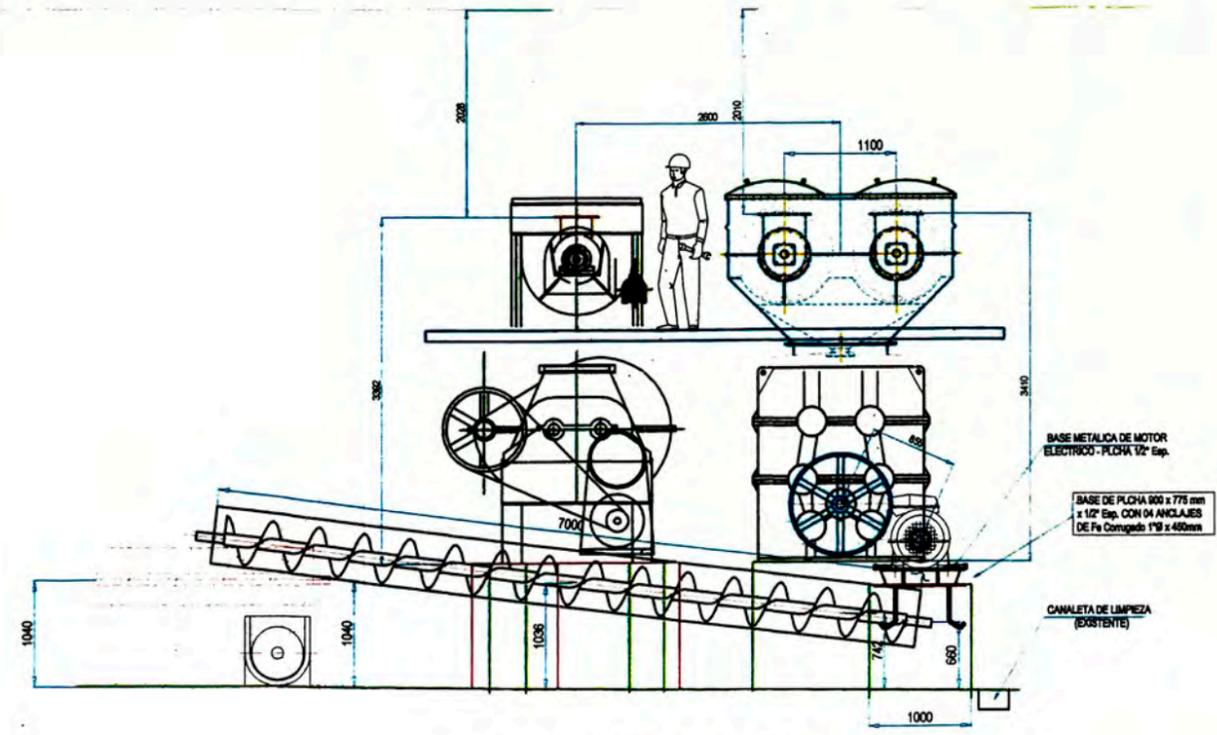
NOTA : DIMENSIONES EN MILIMETROS

<p>PESQUERA AXXY </p>	<p>MODIFICACION DE COCINADOR COCINA N° 2</p>
<p>1/4</p>	<p>1/4</p>

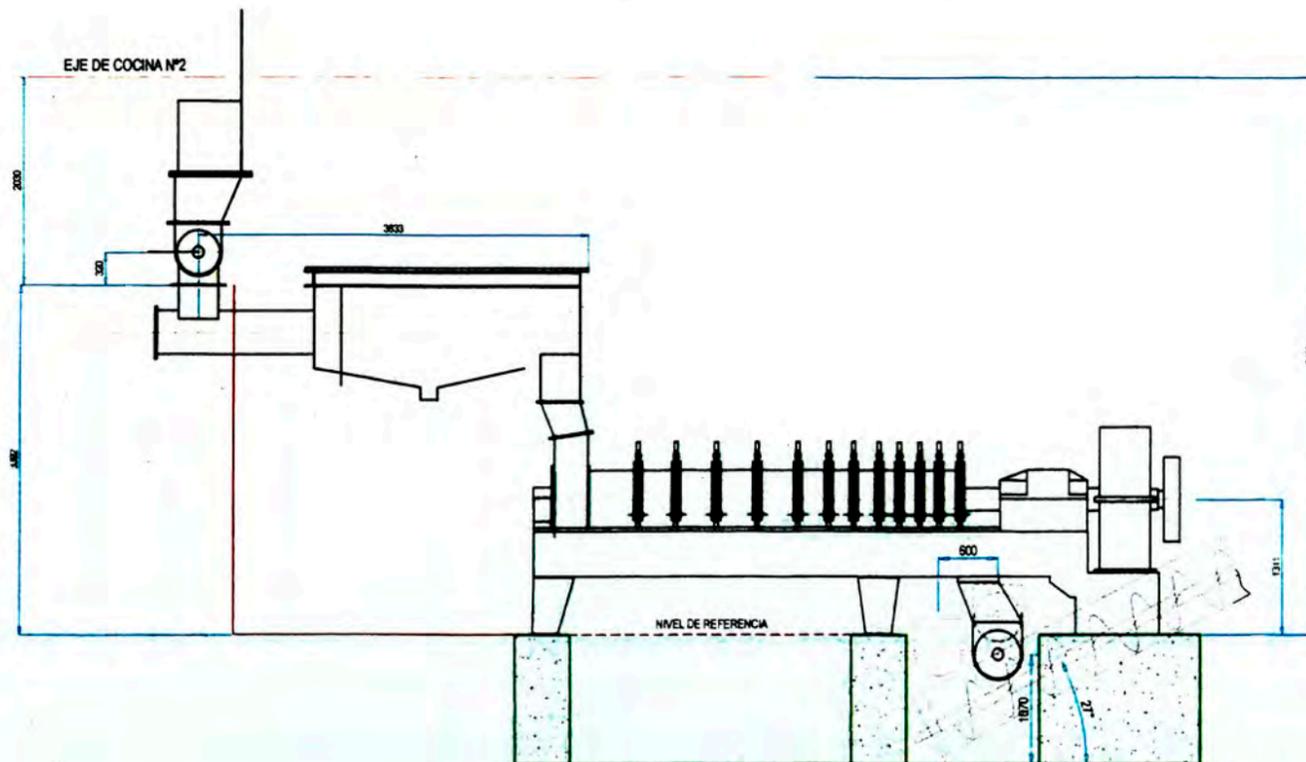
# FINAL

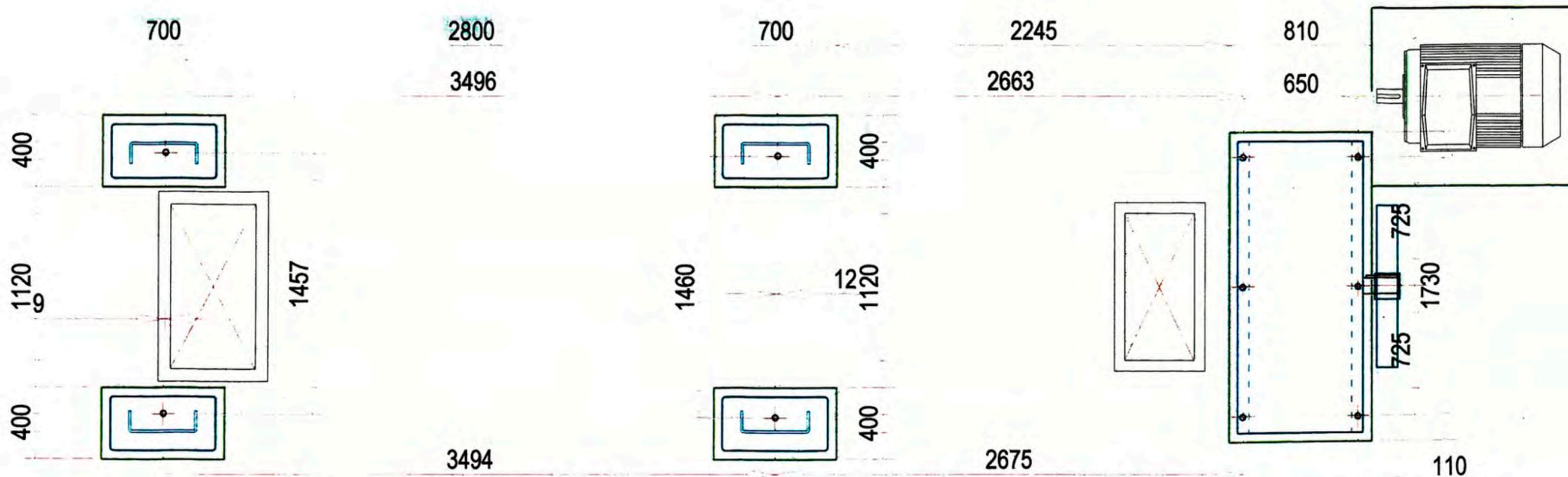


PRENSA N°4 PROYECTADO

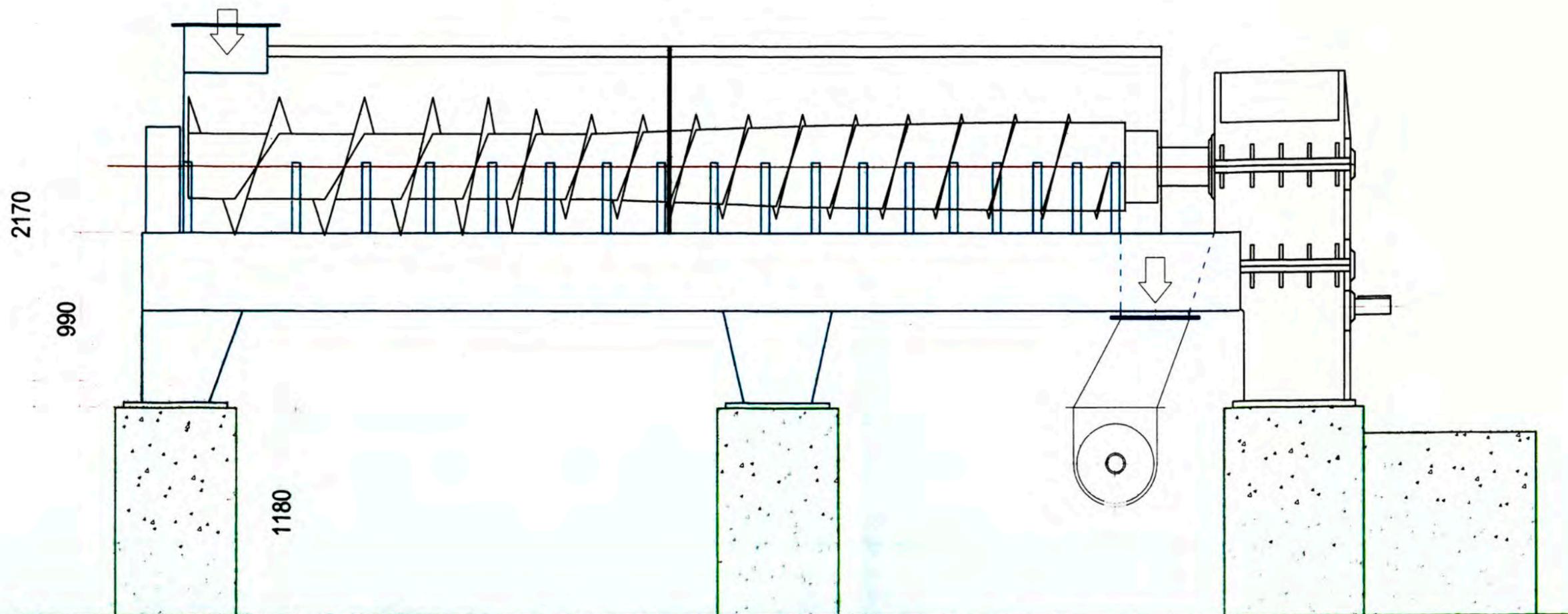


ELEVACION POSTERIOR

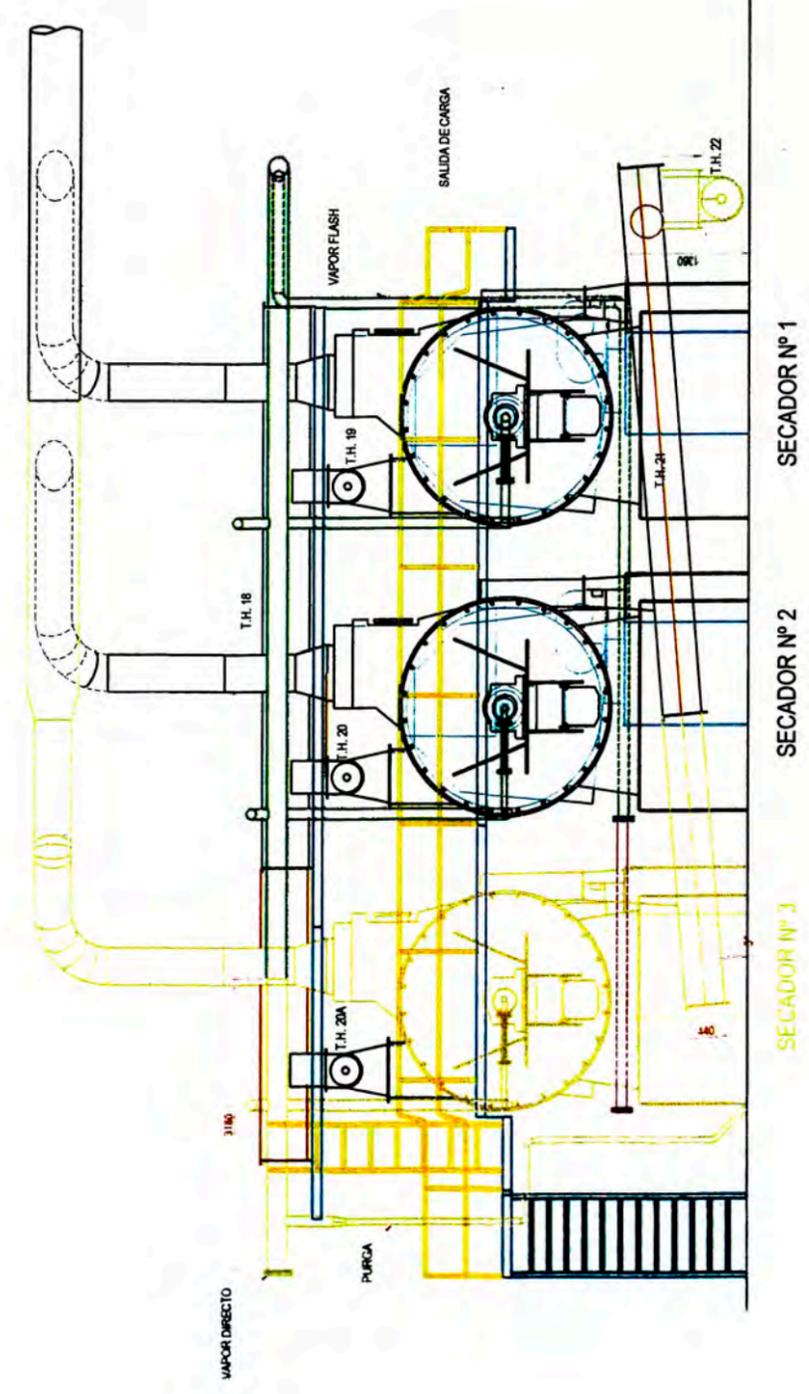
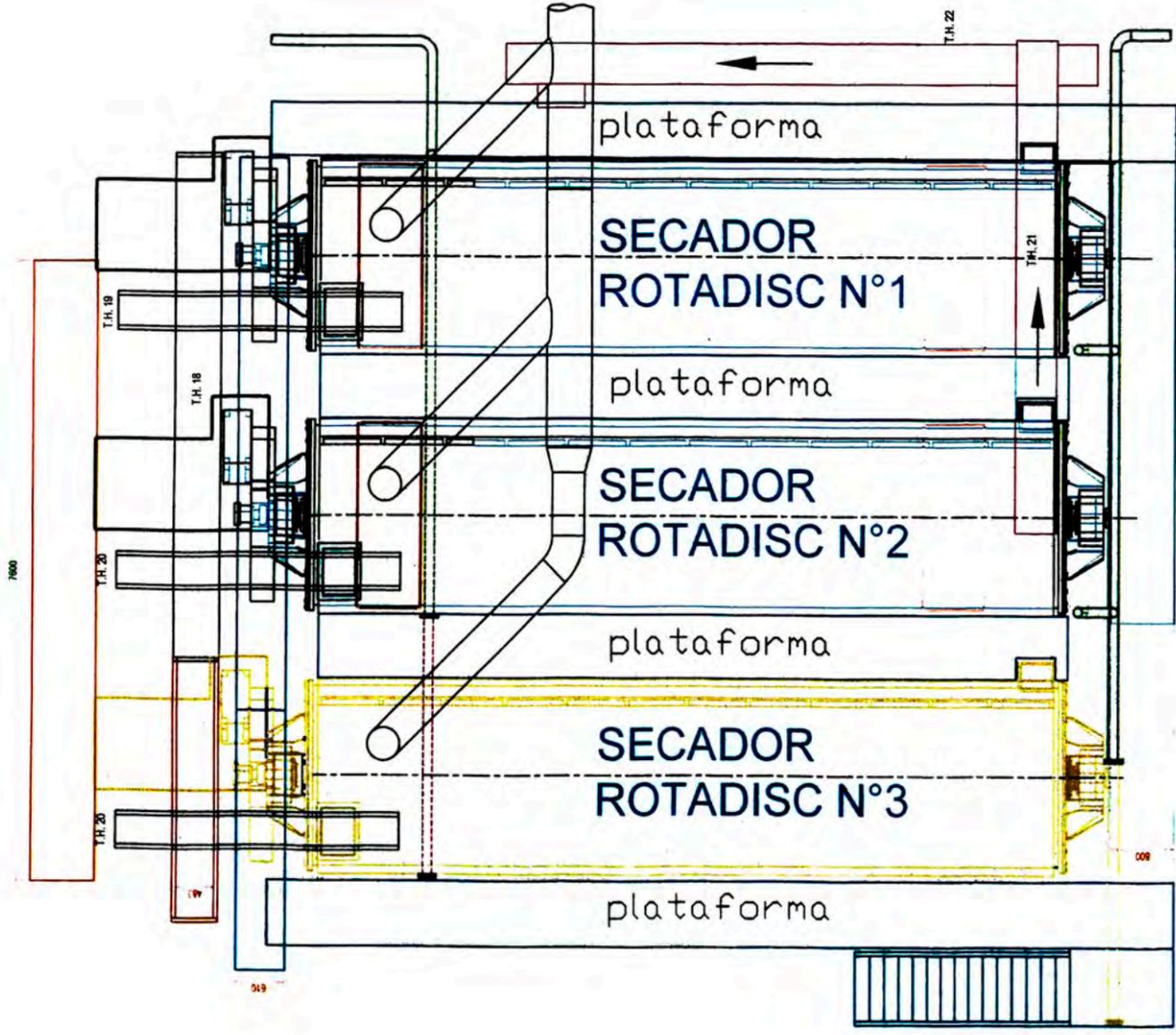


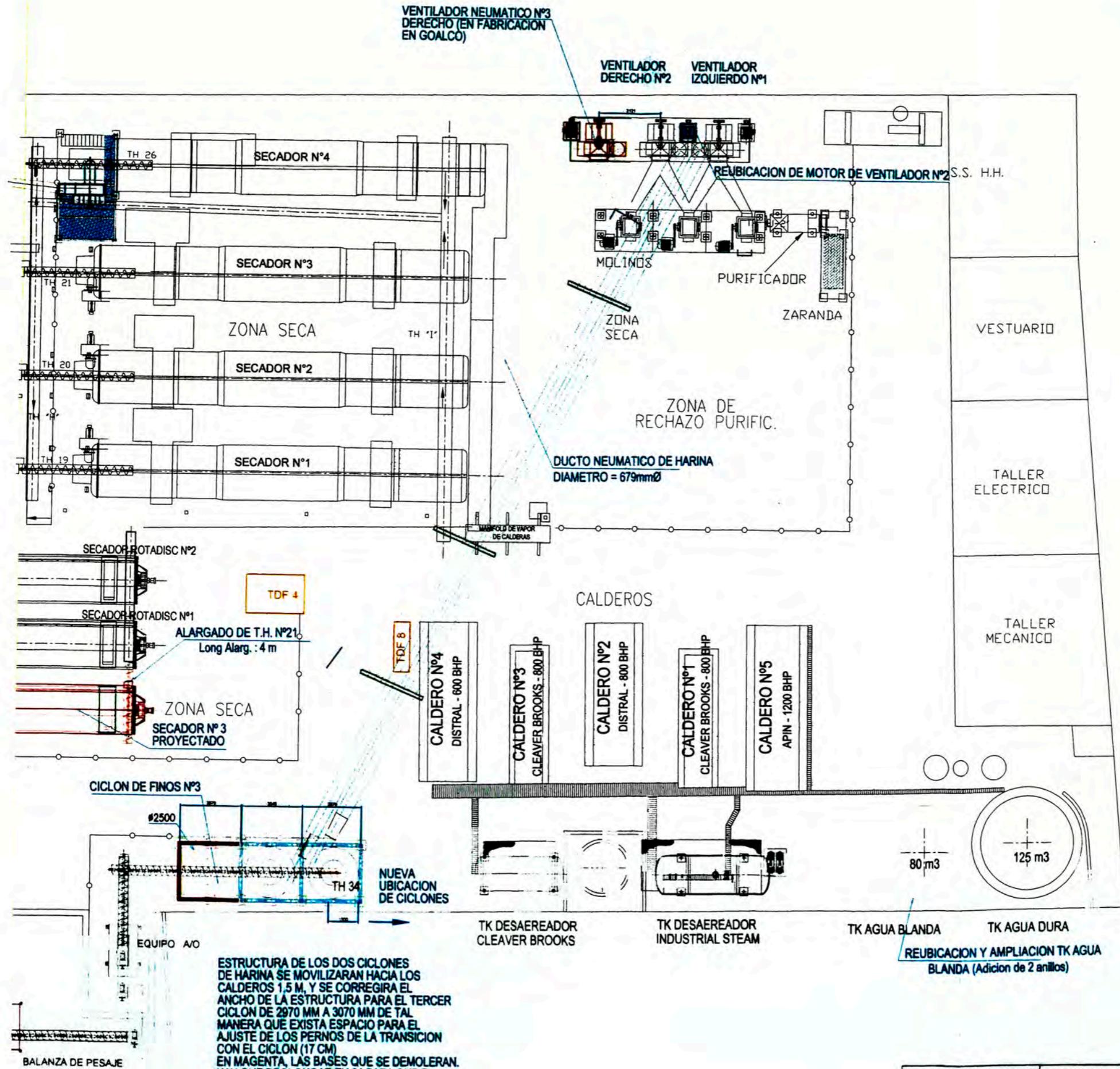


VISTA PLANTA

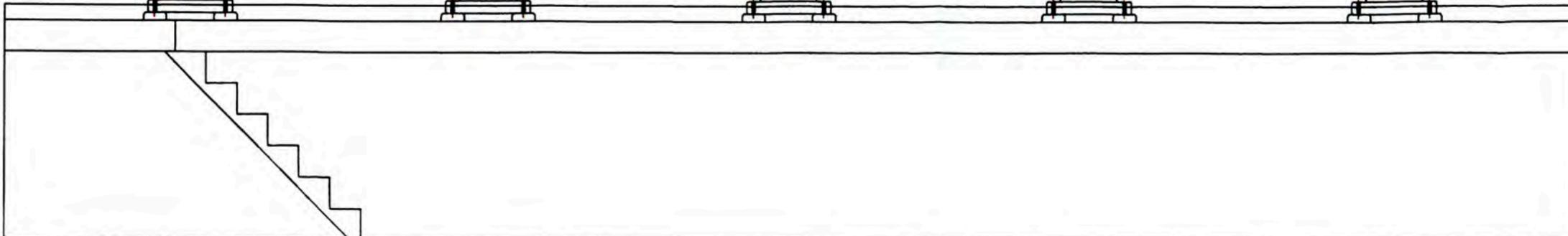
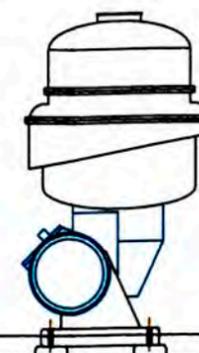
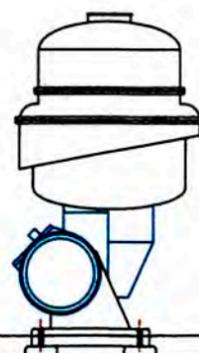
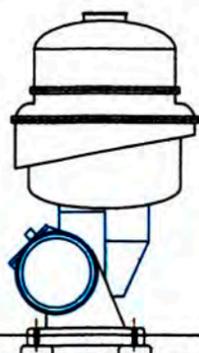
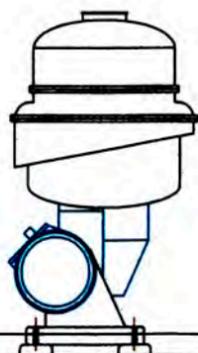
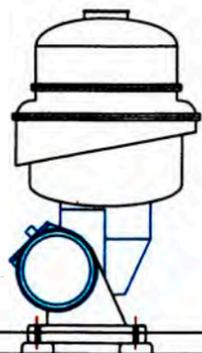
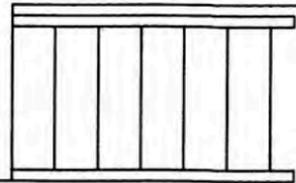
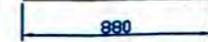
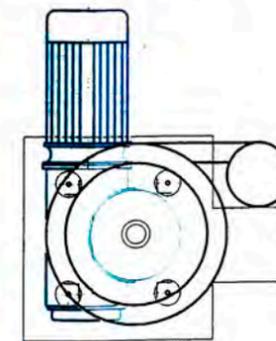
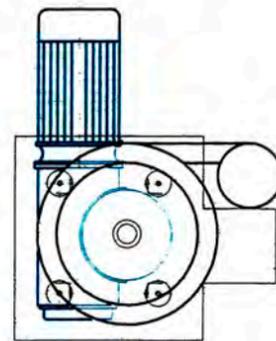
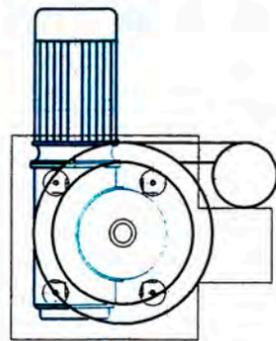
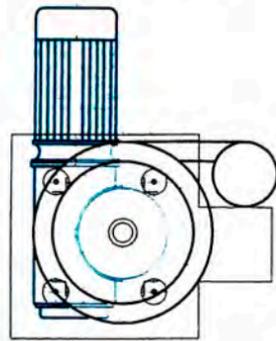
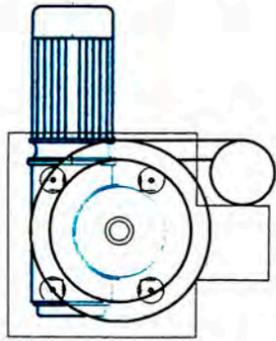


VISTA ELEVACION T.H. COLECTOR DE PRENSAS



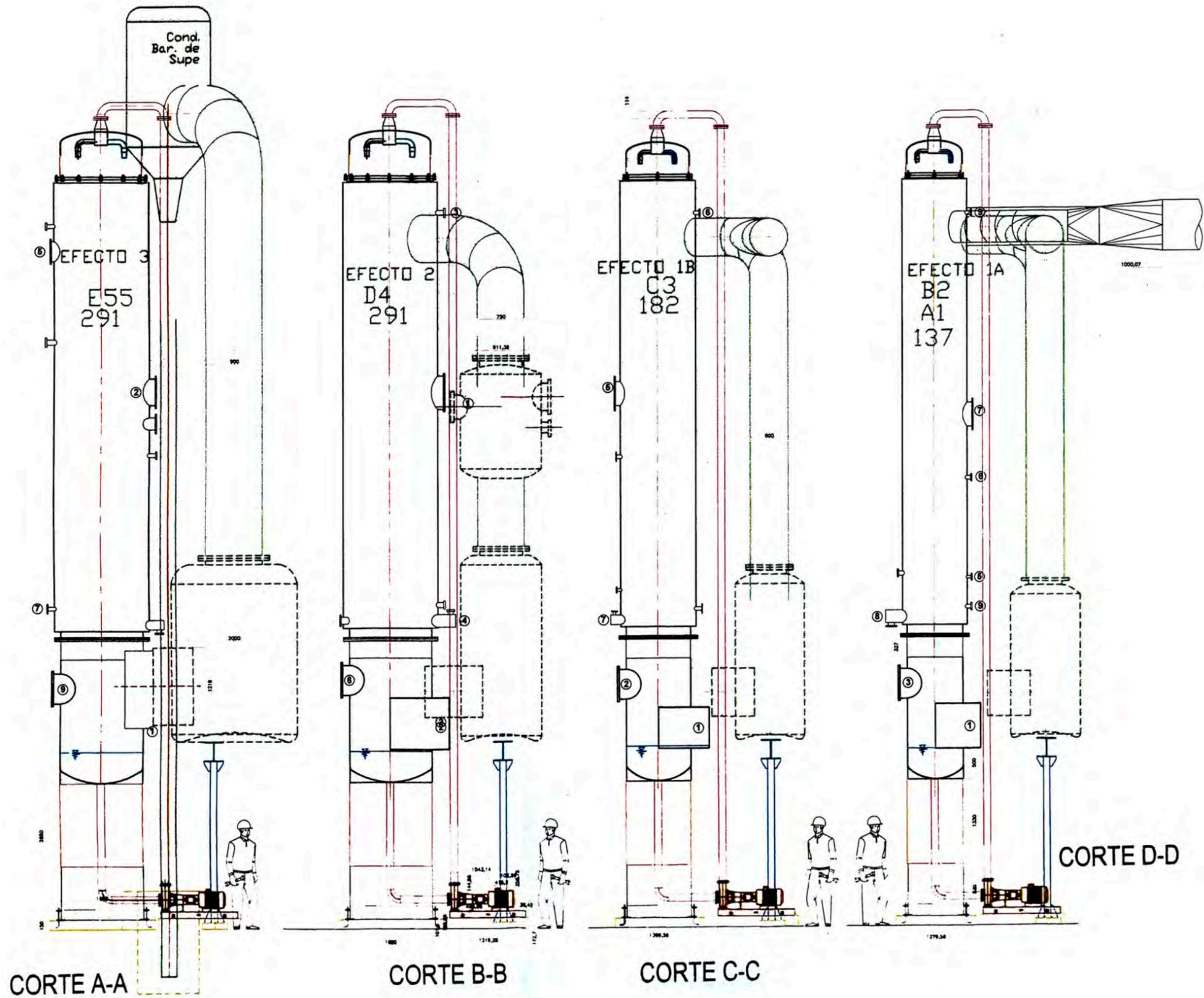


CENTRIFUGA AFPX 213



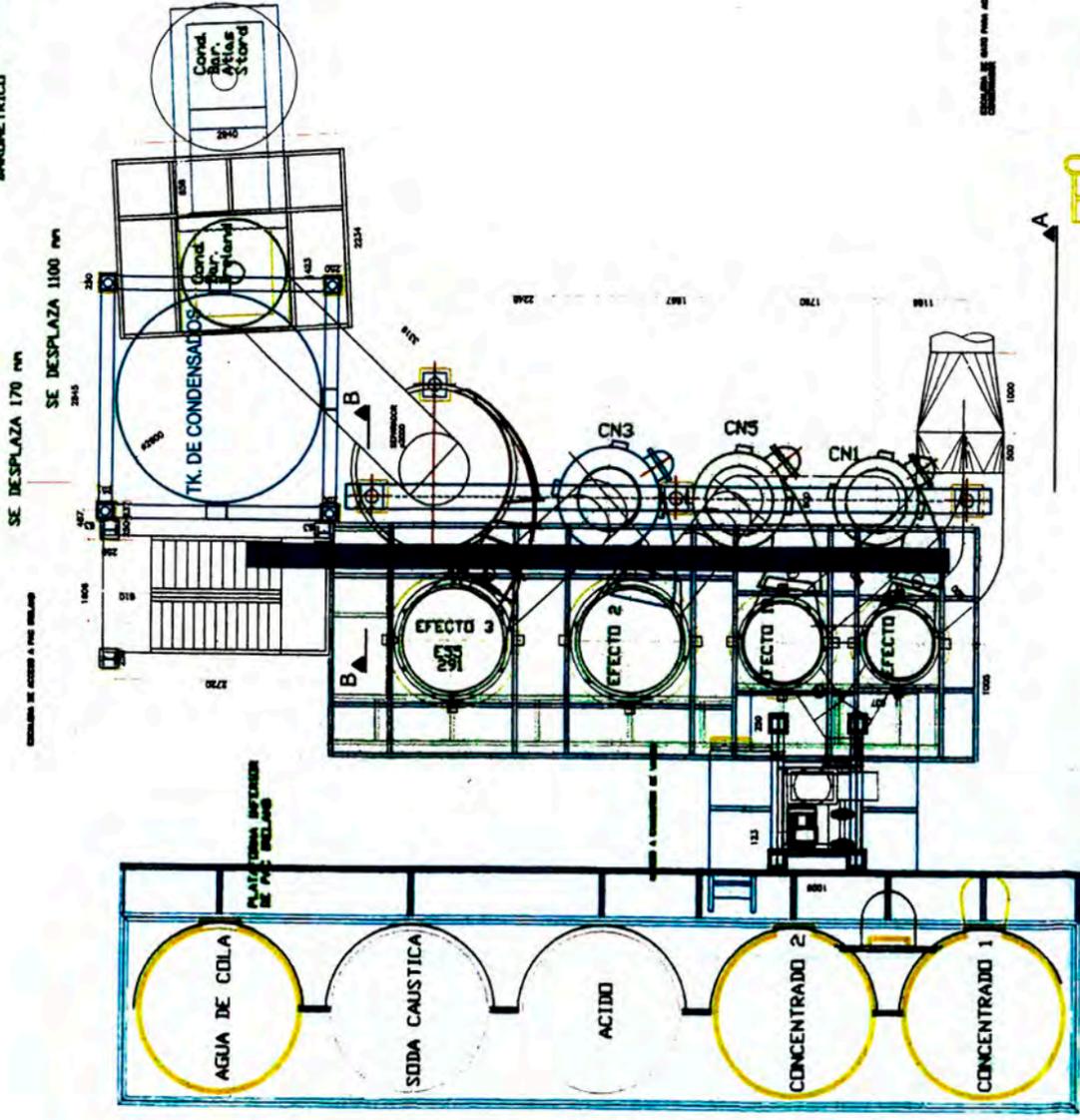
		DISPOSICION GENERAL DE SALA DE CENTRIFUGAS - PROYECTADO						
N°:	DIB.:	REV.:	APROB.	ESCALA:	FECHA:	FECHA REV.:	REV.:	TAMAÑO:
05 - PA100TPH/07								A3



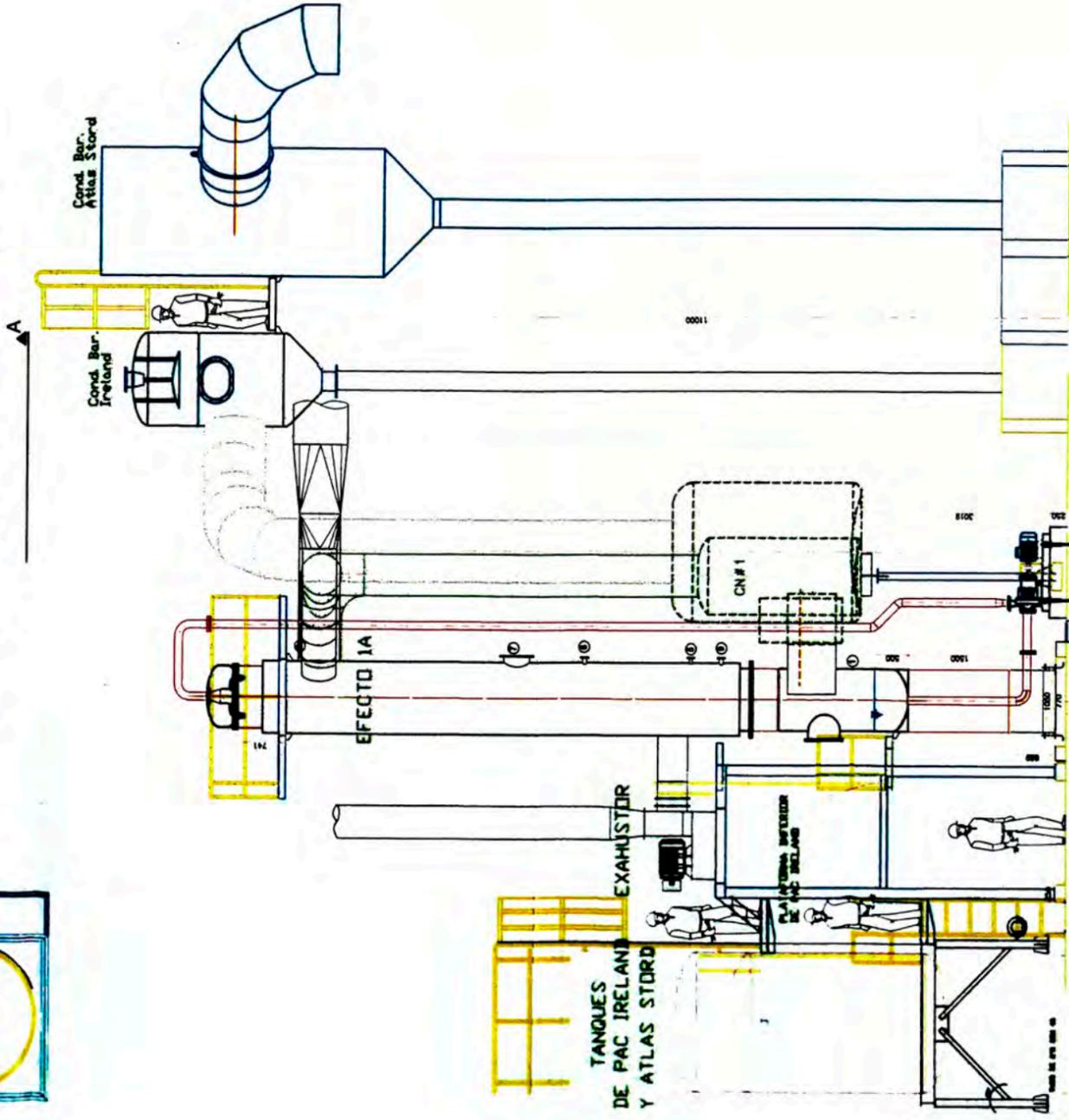
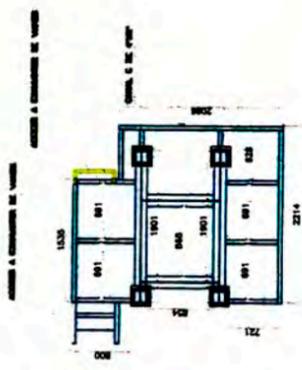


# DETALLE DE PLATAFORMA DE EXAHUSTOR DE VAHOS

PLATAFORMA DE CONDENSADOR BAROMÉTRICO



DETALLE DE PLATAFORMA DE EXAHUSTOR DE VAHOS



CORTE A-A

CORTE B-B

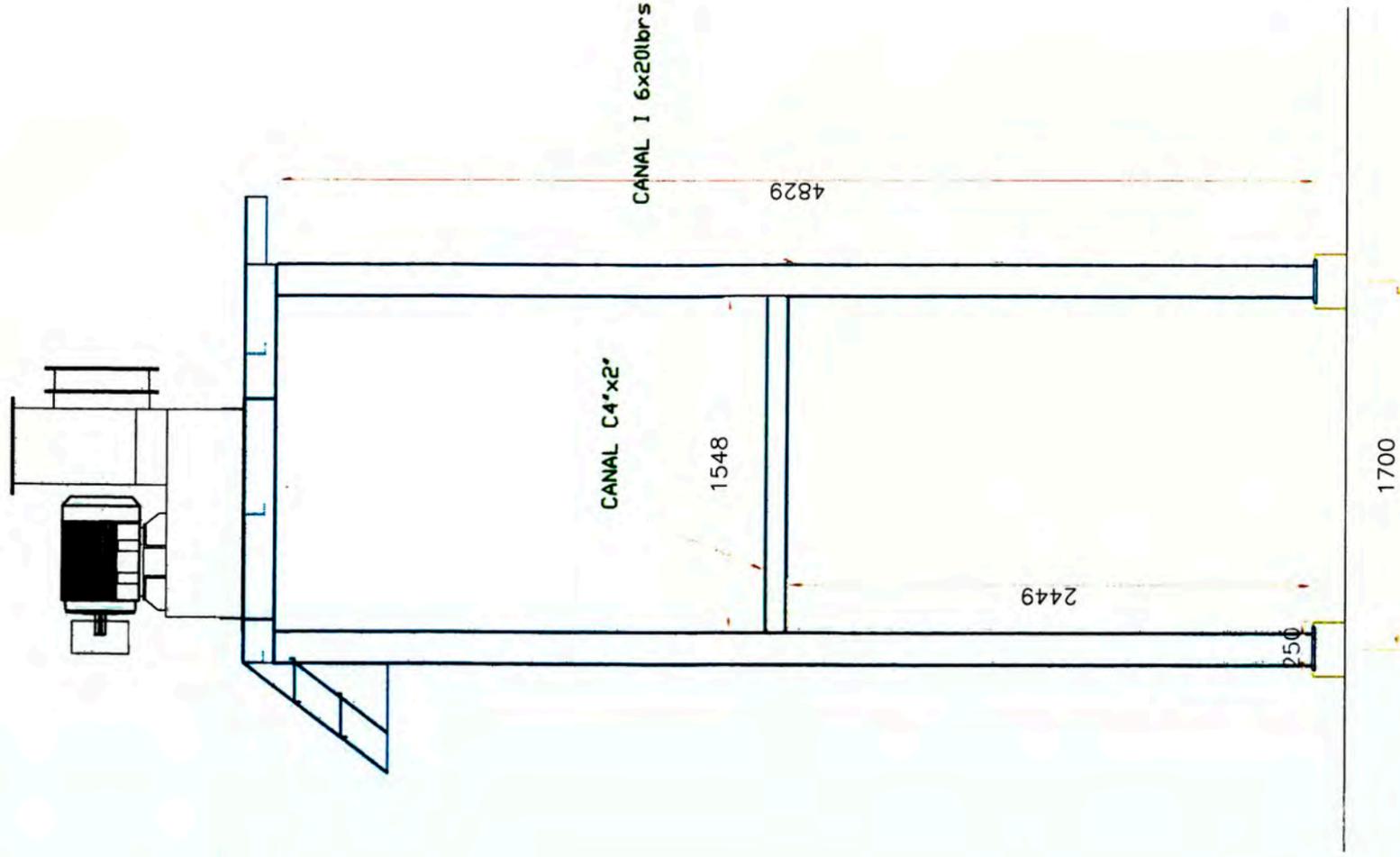
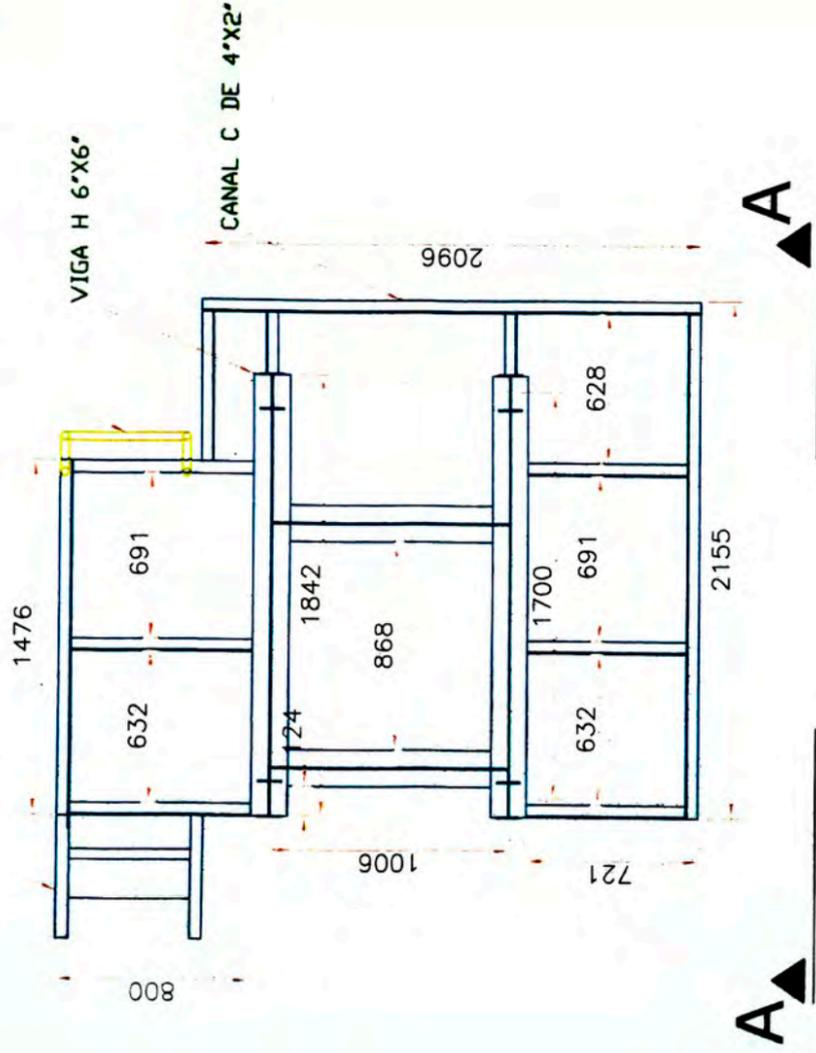


PESQUERA XXXXXXX

# DETALLE DE PLATAFORMA DE EXAHUSTOR DE VAHOS

ACCESO A EXAHUSTOR DE VAHOS

ACCESO A EXAHUSTOR DE VAHOS



CORTE A-A



PESQUERA DIAMANTE S.A.  
PLANTA SUP

AMPLIACION PLANTA HARINA Y ACEITE A 100 TPH  
DETALLE DE ESTRUCTURA DE EXAHUSTOR DE VAHOS PAC IRELAND

N°: 15-PAC-100TPH/2007	DIB: Ing° D.Huaman Ing° H. Rossi Ing° C. Lopez	APROB:	ESCALA:	FECHA: 23/08/07	REV.:	FECHA REV.:	TAMAO: A3
------------------------	--	--------	---------	-----------------	-------	-------------	-----------

**ANEXO**







# BALANCE DE MATERIA - PRODUCCION DE HARINA Y ACEITE PESCADO

Datos:

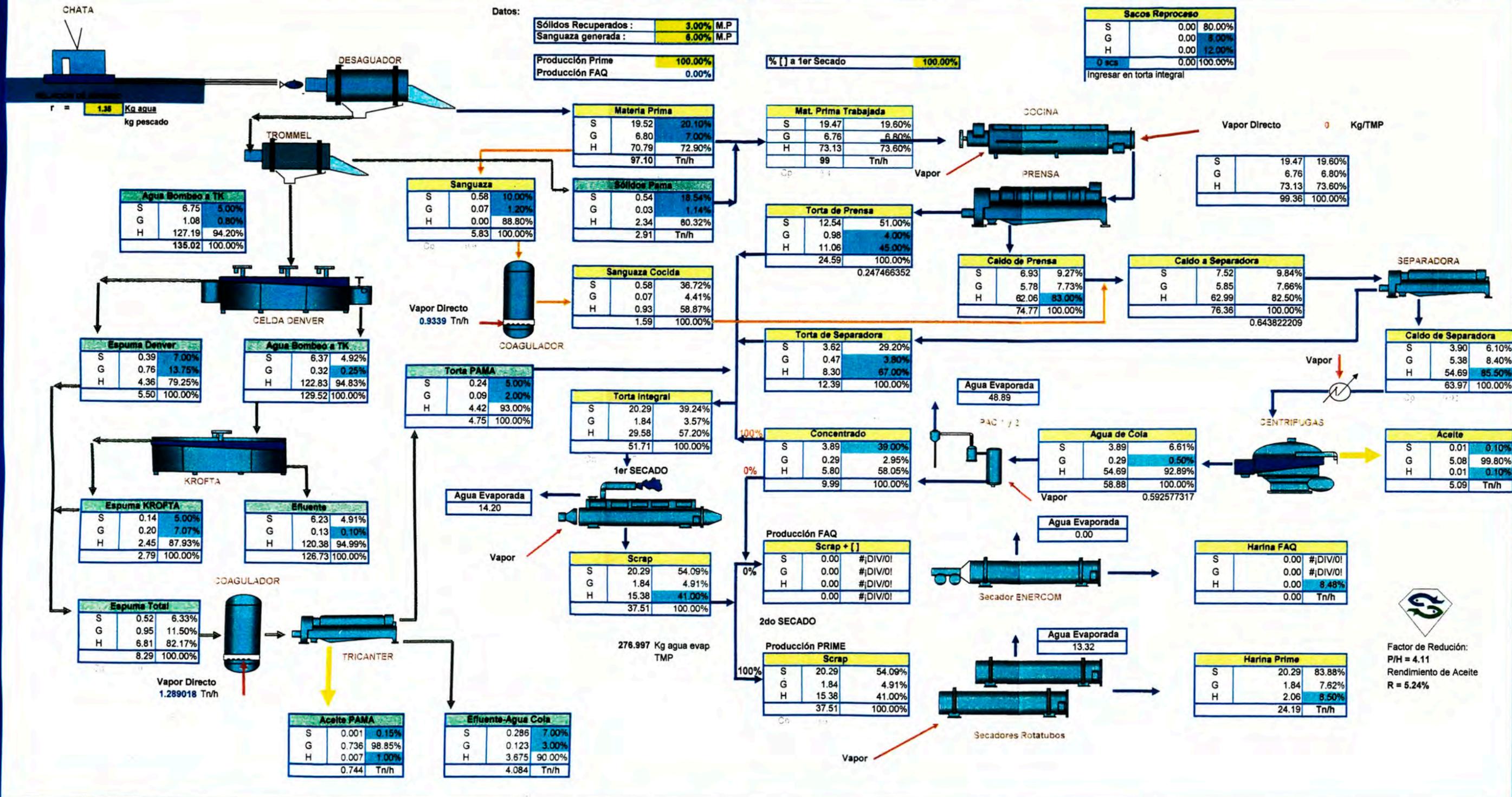
Sólidos Recuperados :	3.00% M.P
Sanguaza generada :	6.00% M.P

Producción Prime	100.00%
Producción FAQ	0.00%

% [ ] a 1er Secado	100.00%
--------------------	---------

Sacos Reprocesos		
S	0.00	80.00%
G	0.00	8.00%
H	0.00	12.00%
0 scs	0.00	100.00%

Ingresar en torta integral



TRICANTER					MATRIZ INVERSA			RESULTADO	
	1	2	3						
1 total				Efluentes					4.063548026
2 solidos	7.00%	0.16%	5.00%	Torta	-2.4877955	48.7786452	2.4427095		0.744485908
3 aceite	3.00%	98.85%	2.00%	Espumas	3.4827499	-48.274894	-3.450013		4.749005538

Factor de Reducción:  
P/H = 4.11  
Rendimiento de Aceite  
R = 5.24%

## BALANCE DE ENERGIA

### I.- ENERGIA CONSUMIDA EN EL PROCESO

Tamb = 20 °C  
 Pérdidas = 5.0%

#### 1.- En Cocinas:

Qabs maL prima = 99360.5 Kg / h \* 0.84 Kcal / Kg°C \*( 98 °C - 20 °C ) = 6499105.80 Kcal/h  
 = 5.0% = 324955.29 Kcal/h

Vapor Directo = 99360.5 Kg / h \* 15.00 Kg Vapor / Tn pescado = 748592.18 Kcal/h

Presión Vapor = 60.00 psi  
 λ vap = 502.27 Kcal/Kg  
 M vapor (Kg/h) = 15076.75

**SUBTOTAL = 7572653.27 Kcal / h**

#### 2.- En Cocinado de Sangruaza

Qabs caldo = 5826.0 Kg / h \* 0.93 Kcal / Kg°C \*( 98 °C - 20 °C ) = 422163.61 Kcal/h  
 = 5.0% = 21108.18 Kcal/h

Presión Vapor = 40.00 psi  
 λ vap = 510.83 Kcal/Kg  
 M vapor (Kg/h) = 867.74

**SUBTOTAL = 443271.79 Kcal / h**

#### 3.- En Cocinado de Espumas

Qabs caldo = 8288.0 Kg / h \* 0.90 Kcal / Kg°C \*( 98 °C - 20 °C ) = 582694.78 Kcal/h  
 = 5.0% = 29134.74 Kcal/h

Presión Vapor = 40.00 psi  
 λ vap = 510.83 Kcal/Kg  
 M vapor (Kg/h) = 1197.71

**SUBTOTAL = 611829.52 Kcal / h**

#### 4.- En Calentamiento de Licor de Separadoras

Qabs caldo = 63970.5 Kg / h \* 0.918 Kcal / Kg°C \*( 98 °C - 75 °C ) = 1351196.17 Kcal/h  
 = 5.0% = 67559.81 Kcal/h

Presión Vapor = 55.00 psi  
 λ vap = 504.25 Kcal/Kg  
 M vapor (Kg/h) = 2781.87

**SUBTOTAL = 1418755.98 Kcal / h**

#### 5.- En Calentamiento de Petróleo R-500

Qabs petróleo = 0.0 Kg / h \* **NO** 0.56 Kcal / Kg°C \*( 110 °C - 15 °C ) = 0.00 Kcal/h  
 = 5.0% = 0.00 Kcal/h

Presión Vapor = 40.00 psi  
 λ vap = 510.83 Kcal/Kg  
 M vapor (Kg/h) = 0.00

**SUBTOTAL = 0.00 Kcal / h**

#### 6.- En Secadores Indirectos

##### 6.1- En Secadores Rotadisk

Masa de vapor = 14198.0 Kg / h \* 1.27 Kg Vapor / Kg Agua Evaporada

Presión Vapor = 101.50 psi  
 λ vap = 489.17 Kcal/Kg  
 M vapor (Kg/h) = 18031.41

8820393.99 Kcal/h

##### 6.2- En Secadores Rotatubo

Masa de vapor = 13324.6 Kg / h \* 1.27 Kg Vapor / Kg Agua Evaporada

Presión Vapor = 87.00 psi  
 λ vap = 493.13 Kcal/Kg  
 M vapor (Kg/h) = 16922.24

8344881.47 Kcal/h

**SUBTOTAL = 17165275.46 Kcal / h**

#### 7.- En Planta de Agua de Cola: PAC - 2

Total de vahos generado = 27522.56  
 Total de agua a evaporar = 48892.36  
 Capacidad de Evaporación de PAC -1: = 50000 kg agua evaporada / h  
 Agua a Evaporar en la PAC-2: = 0 kg agua evaporada / h  
 Agua a evap. Con Vapor Vivo = -22595 kg agua evaporada / h  
 Economía PAC: 0,35 + 10% por ensuciam. = 0.39 Kg Vapor / Kg Agua Evaporada

Presión Vapor = 29.00 psi  
 λ vap = 516.44 Kcal/Kg  
 M vapor (Kg/h) = 0.00

0.00 Kcal/h

**SUBTOTAL = 0.00 Kcal / h**

Presión Vapor = 110.00 psi  
 λ vap = 487.13 Kcal/Kg  
 En Purgas = 2793.08

**TOTAL = 27211786.02 Kcal/h**  
 = 5.0% = 1360589.30 Kcal/h

**Q TOTAL SUMINISTRADO POR CALDERAS**

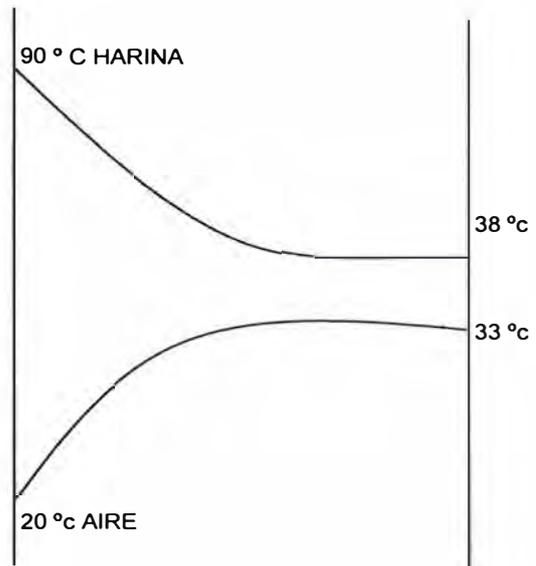
**28572375.32 Kcal/h**

**CANTIDAD DE VAPOR A USAR**

**58654.66 Kg / h**

**CALCULO DE MASA DEL AIRE PARA ENFRIAMIENTO DE HARINA Y TRANSPORTE NEUMATICO**

DATOS		
CAPACIDAD PLANTA	100	TN/H
CAPACIDAD PLANTA	100000	kg/h
RENDIMIENTO	4.2	
HARINA	23810	kg/h
SACOS/HORA	476	
VENTILADORES	3	
HARINA POR VENTILADOR	7936.51	kg/ventilador
CP HARINA	0.41	kcal/kg/°c
CP AIRE	0.24	kcal/kg/°c
DENSIDAD AIRE	1.23	kg/m3
PARA CAMBIAR A CFM	1.70	m3/h/pie <sup>3</sup> /min
TEMPERATURA ENTRADA A VENTILADOR		
HARINA	90	°c
AIRE	20	°c
TEMPERATURA SALIDA CICLON		
HARINA	38	°c
AIRE	32	°c
$\Delta T$		
HARINA	52	°c
AIRE	12	°c



MASA DEL AIRE PARA ENFRIAMIENTO		
Masa de aire / masa de harina	7.53	kg A/kg H
MASA DE AIRE POR VENTILADOR	59748.62	kg/h
VOLUMEN DEL AIRE PARA ENFRIAMIENTO		
CAUDAL VOLUMETRICO	48774.38	m <sup>3</sup> /h
<b>CFM</b>	<b>28685.47</b>	<b>pie<sup>3</sup>/min</b>

**DEACUERDO A LOS VENTILADORES EXISTENTES**

DATO CATALOGO CHICAGO	
Modelo	33 LS

Ventilador Actual 1 y 2		
Ø de rotor	57.50	pulg.
Ø desuccion	33.00	pulg.
Ø polea Rotor	28.00	cm.
Ø polea Motriz	55.00	cm.
RPM ACTUAL	<b>890</b>	rpm
HP NOMINAL	125	HP
CORRIENTE NOMINAL	295	amp
CORRIENTE DE TRABAJO	245	amp
POTENCIA	88	kw
POTENCIA	118	BHP

Ventilador Actual 3		
Ø de rotor	57.50	pulg.
Ø desuccion	33.00	pulg.
Ø polea Rotor	26.5	cm.
Ø polea Motriz	55	cm.
RPM ACTUAL	<b>843</b>	rpm
HP NOMINAL	100	HP
CORRIENTE NOMINAL	230	amp
CORRIENTE DE TRABAJO	200	amp
POTENCIA	72	kw
POTENCIA	96	BPH

**CONSIDERANDO A 12" DE AGUA LA PRESION ESTATICA DEL VENTILADOR DE LA TABLA SE TIENE**

CFM	<b>34452</b>	pie <sup>3</sup> /min
RPM	896	RPM
BHP	122	HP

CFM	<b>27324</b>	pie <sup>3</sup> /min
RPM	844	RPM
BHP	88	HP