

**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL**

**Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la  
Producción**

“Aumento de Producción de Papel por medio de la  
Implementación de una Línea de Refinación de Fibra Corta”

**INFORME DE TRABAJO PROFESIONAL**

Previo a la obtención del Título de:

**INGENIERO MECÁNICO**

Presentado por:

**Vinicio Daniel Solís Rios**

**GUAYAQUIL – ECUADOR**

**Año: 2010**

## **AGRADECIMIENTO**

A todas las personas que han colaborado en la realización de este trabajo, especialmente al Ing. Ignacio Wiesner, Director de Tesis por su valiosa ayuda.

## **DEDICATORIA**

A mis padres y hermanos, por su ayuda y consejos durante mi etapa estudiantil, a mi esposa y mis hijos que me motivan para seguir adelante, a Papelera Nacional S.A. por el apoyo brindado.

## TRIBUNAL DE GRADUACIÓN

---

Ing. Francisco Andrade S.  
DECANO DE LA FIMCP  
PRESIDENTE

---

Ing. Ignacio Wiesner F.  
DIRECTOR DE TESIS

---

Ing. Horacio Villacís M.  
VOCAL

## **DECLARACIÓN EXPRESA**

“La responsabilidad del contenido de este informe de trabajo profesional, me corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual del mismo a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”  
(Reglamento de graduación de la ESPOL)

---

Vinicio Daniel Solís Ríos

## **RESUMEN**

El presente trabajo de ingeniería fue llevado a cabo en una industria papelera y a través del mismo se logró mejorar la capacidad de producción de uno de sus molinos por medio de la implantación de una segunda línea de batido.

Se describen todos los trabajos realizados con relación al tipo de maquinaria que se seleccionó, los cálculos efectuados para ajustar su capacidad midiendo la eficiencia energética, los costos de montaje y de igual forma los costos de las pruebas y el arranque de la línea nueva.

Se cumplieron el objetivo general y los objetivos específicos planteados en la introducción y en algunos casos se superaron las expectativas generadas por un experto internacional contratado que actuó como asesor de la empresa y dio las líneas maestras para mejorar la instalación fabril.

La nueva línea aumentó en 2% el flujo másico de la pulpa de papel, el refinador de fibra corta mejoró la drenabilidad de la pulpa y llegó a 341 CSF, aumentó la resistencia del papel en los ensayos al estallido y al rasgado.

Se recomienda intensificar la tecnología usada y aplicarla en otros molinos que se tienen en la instalación.

# ÍNDICE GENERAL

	Pàg
RESUMEN.....	II
ÍNDICE GENERAL.....	III
ABREVIATURAS.....	V
ÍNDICE DE FIGURAS.....	VII
ÍNDICE DE TABLAS.....	IX
ÍNDICE DE PLANOS.....	XI
INTRODUCCIÓN.....	1
<b>CAPÍTULO 1</b>	
<b>1.- IDENTIFICACIÓN DEL PROBLEMA.....</b>	<b>3</b>
1.1 Descripción del proceso de producción de papel antes de la implantación de la línea de refinación de fibra corta.....	3
1.2 Conceptos importantes en el proceso de refinación.....	20
1.3 Descripción de las variables del proceso de refinación de pasta de papel.....	35
1.4 Incidencia de la falta de refinación en el aumento de capacidad de producción.....	45
1.5 Aumento de producción y calidad del producto terminado por medio	

de la refinación de la fibra corta.....51

## **CAPÍTULO 2**

### **2. EJECUCIÓN DEL PROYECTO.....67**

2.1 Cálculo y selección de equipos auxiliares.....67

2.2 Dimensionamiento de la tubería de conducción de fibra corta y agua turbia producidos en el Espesador de fibra .....87

2.3 Planificación del proceso de ejecución del proyecto .....92

2.4 Descripción del proceso de arranque de la nueva línea de refinación.....102

2.5 Control de variables y parámetros de la nueva línea de refinación...106

## **CAPÍTULO 3**

### **3. EVALUACIÓN DE LOS RESULTADOS.....111**

3.1 Comparación de los parámetros de producción antes y después del proyecto de refinación fibra corta.....111

3.2 Comparación de la calidad del producto terminado antes y después de la implementación de la línea de refinación de fibra corta.....114

## **CAPÍTULO 4**

### **4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....117**

APÉNDICES

BIBLIOGRAFÍA



## ABREVIATURAS

Hp	Caballos de fuerza
cm.	Centímetros
cm <sup>3</sup>	Centímetros cúbicos
cstokes	Centistokes
gal	Galones
g.	Gramos
g/ cm <sup>3</sup>	Gramos por centímetros cúbico
°C	Grados centígrados
Km.	Kilómetros
Kg.	Kilogramo
Kg./m <sup>2</sup>	Kilogramo por metro cuadrado
Kg./h	Kilogramos por hora
Kw.	Kilowatios
Kw./h	Kilowatios por hora
Kg.-m	Kilogramo-metro
psig	Libras por pulgada al cuadrado (manométrica)
psia	Libras por pulgada al cuadrado (absoluta).
Lb/h	Libras por hora
Lb-in	Libras-pulgada
L/min	Litros por minuto
L	Litros
m/h	Metros por hora
m <sup>2</sup>	Metros al cuadrado
m	Metros
min	Minutos
Pa	Pascall
Ft	Pies
Ft <sup>3</sup>	Pies cúbicos
Ft/s	Pies por segundo al cuadrado
in	Pulgadas
rpm	Revoluciones por minuto
TM	Toneladas métricas
TM/D	Toneladas métricas por día
s	Segundo

## ÍNDICE DE FIGURAS

			Pág.
Figura	1.1	Diagrama de bloques del proceso de producción de papel.....	5
Figura	1.2	Disgregación y depuración inicial de pulpa de papel.....	6
Figura	1.3	Proceso de depuración de pulpa de papel.....	7
Figura	1.4	Proceso de espesado de pulpa de papel.....	11
Figura	1.5	Fraccionación de fibra.....	12
Figura	1.6	Proceso de refinación.....	14
Figura	1.7	Circuito de aproximación.....	16
Figura	1.8	Mesa de formación.....	17
Figura	1.9	Prensado.....	18
Figura	1.10	Secadores.....	18
Figura	1.11	Enrollador, Tanque UTM y Rebobinadora.....	19
Figura	1.12	Vista comparativa del desarrollo de una fibra refinada de una fibra sin refinar.....	20
Figura	1.13	Longitud activa de filo.....	24
Figura	1.14	Refinador doble disco vs. refinador cónico.....	29
Figura	1.15	Carga muerta definidor doble disco vs. cónico.....	30
Figura	1.16	Espaciamiento entre discos.....	31
Figura	1.17	Efecto de la consistencia en el refinado.....	33
Figura	1.18	Efecto del pH en el refinado.....	34
Figura	1.19	Instalación típica de refinador simple sin recirculación.	43
Figura	1.20	Instalación típica de refinador simple con recirculación	44
Figura	1.21	Flujograma de proceso con la implantación de la línea de refinación de fibra corta.....	52
Figura	2.1	Curva de la bomba de fibra corta.....	79
Figura	2.2	Recomendaciones de las normas TAPPI para dimensionamiento de Cajón de nivel constante.....	82
Figura	2.3	Flujograma del nuevo proceso de refinación.....	93

Figura	2.4	Cronograma de ejecución de la obra.....	95
Figura	2.5	Instalación de placas base.....	96
Figura	2.6	Montaje de refinador 20"DD.....	97
Figura	2.7	Montaje del motor.....	97
Figura	2.8	Montaje del espesador de fibra.....	98
Figura	2.9	Refinador de fibra corta (Instalación final).....	98
Figura	2.10	Espesador de fibra corta (Instalación final).....	99
Figura	2.11	Acondicionamiento de Tanque de almacenamiento de fibra corta.....	99
Figura	2.12	Acondicionamiento de bomba de fibra corta.....	100
Figura	2.13	Acondicionamiento de Stand Pipe.....	100
Figura	2.14	Acondicionamiento del agitador de fibra corta.....	101
Figura	2.15	Bomba de duchas del espesador.....	101
Figura	2.16	Paso de la pasta de papel a través del espesador.....	104
Figura	2.17	Paso de la fibra corta a través del Cajón de nivel constante.....	105
Figura	2.18	Muestra de la fibra corta refinada que descarga hacia el tanque de máquina.....	105
Figura	2.19	Cuarto de control de preparación de pasta.....	107
Figura	2.20	Medidor de consistencia instalado en la línea de alimentación al refinador de fibra corta.....	108
Figura	2.21	Válvula para regulación de consistencia para la alimentación del refinador de fibra corta.....	109
Figura	2.22	Medidor de flujo de alimentación de fibra corta hacia el tanque de máquina.....	109

## ÍNDICE DE TABLAS

		Pág.
Tabla 1	Flujos recomendados en refinadores de doble disco operando en Duo Flor.....	27
Tabla 2	Cuadro comparativo para la selección del espesador de fibra.....	58
Tabla 3	Tabla de recomendaciones para la ubicación de agitadores para tanques de almacenamiento de pulpa según normas TAPPI .....	70
Tabla 4	Cuadro comparativo de reportes de producción antes y después de la implantación del proyecto.....	112
Tabla 5	Cuadro comparativo de incremento de producción entre Octubre/07 y Enero/08.....	113
Tabla 6	Cuadro comparativo de propiedades físicas del papel sin refinar vs papel refinado.....	115

## ÍNDICE DE PLANOS

Plano 1	Implantación general.
Plano 2	Elevación típica frontal.

## **BIBLIOGRAFÍA.**

1. ANDRÉS OSTOS, Refinación celulósica a baja densidad, Representaciones y Procesos Industriales SC. México.
2. INGERSOLL DRESSER PUMPS, Cameron Hydraulic Data, Octave edition, Liberty Corner NJ 07938, 1994.
3. TAPPI, Technical information sheets, TAPPI Press, Georgia USA, 1995.
4. RONALD MACDONALD, Papermaking and Paperboard Making, Second edition, 1970, McGraw Hill.
5. BTG PULP & PAPER TECHNOLOGY AB, Accurate consistency, Saffle Sweden, 1999.
6. OPTIMA TECHNICAL BULLETIN, Low consistency refiner system design considerations, Volume 6 1994.

## **APÉNDICE**

Apéndice A	Cantidad de obra.
Apéndice B	Listado de materiales.
Apéndice C	Cuadro comparativo de contratistas.

## INTRODUCCIÓN

El aumento de la capacidad de producción de papel es casi un imperativo en las actuales circunstancias para mejorar las ventas internacionales, haciendo la instalación fabril más eficiente y mejorando su productividad. Todas esas acciones fueron consideradas por la gerencia de la empresa y desde ella se propició el mejoramiento basado en objetivos que desean ser cumplidos a través de la ingeniería desarrollada por personal de planta y usando proveedores y mano de obra calificados por la empresa.

Este incremento en la producción fue decidido por el directorio de la empresa debido al incremento en la demanda de papel Kraft tipo corrugado medio y corrugado exterior (test liner) por parte de las empresas cartoneras nacionales y extranjeras y la caída en la producción provocado principalmente por la intervención del estado venezolano en VENEPAL.

El objetivo principal de estos proyectos fue incrementar la producción del Molino 2, ya que está basado en términos de mejoramiento continuo y en uso más intensivo de proveedores, y constructores locales que mejoran los costos de inversión destinados al desarrollo de proyectos.

El desarrollo de la ingeniería estuvo a cargo de un asesor externo de reconocido prestigio en el área de preparación de pasta de papel, el cual realizó los estudios, diagnóstico y plan de trabajo necesarios para cumplir el objetivo planteado.



El consultor externo concluyó que las condiciones bajo las cuales estaba funcionando el proceso, en el cual no se refinaba la fibra corta, limitaban el aumento de capacidad de producción del molino.

Los objetivos específicos que se propusieron para cumplir el objetivo general fueron los siguientes:

- Aumentar la consistencia de la fibra corta del 2% al 4.5% para de esta manera lograr procesar un mayor flujo másico de pasta de papel aumentando así la cantidad de producto terminado y además con esta concentración también se obtienen las condiciones óptimas para el funcionamiento más eficiente del nuevo refinador.
- Mejorar la drenabilidad de la fibra corta por medio del uso de un refinador con lo cual se secará más rápidamente el papel en la mesa de formación, aumentando su velocidad de corrida, incrementando de esta manera la producción.
- Mejorar las propiedades físicas del papel por medio del refinado.

En la presente tesis se describen todos los trabajos que se debieron aplicar para seguir las recomendaciones dadas por el estudio realizado por el asesor externo tales como: la selección y el diseño de los equipos auxiliares del sistema de refinación de fibra corta. Aquí se recogen las experiencias sobre la planificación del proceso de instalación y montaje, las pruebas de arranque y la puesta en marcha del nuevo sistema.

# CAPÍTULO 1

## 1. IDENTIFICACIÓN DEL PROBLEMA

### 1.1 Descripción del Proceso de Producción de Papel antes de la Implantación de la Línea de Refinación de Fibra Corta.

En esta parte se realiza una revisión del proceso de producción de uno de los molinos antes de la implantación de la línea de refinación de fibra corta, cada una de sus etapas, el tipo de materia prima utilizada y luego el proceso de producción de papel.

#### **MATERIAS PRIMAS UTILIZADAS**

La materia prima utilizada en el molino para la producción de pasta de papel tiene dos fuentes: nacional o importada y se clasifica en:

#### **DKL-13 (DOUBLE KRAFT LINER):**

Son recortes corrugados embalados resultantes de los desechos producidos en la producción del cartón.

En esta calidad no son aceptables los adhesivos no solubles, rollos desbastados o triturados.

- Materiales prohibitivos: no permitidos
- El total de impurezas no puede exceder del 2%
- Humedad máxima permitida: 10%.

#### **OCC-11 (OLD CORRUGATED CONTAINER):**

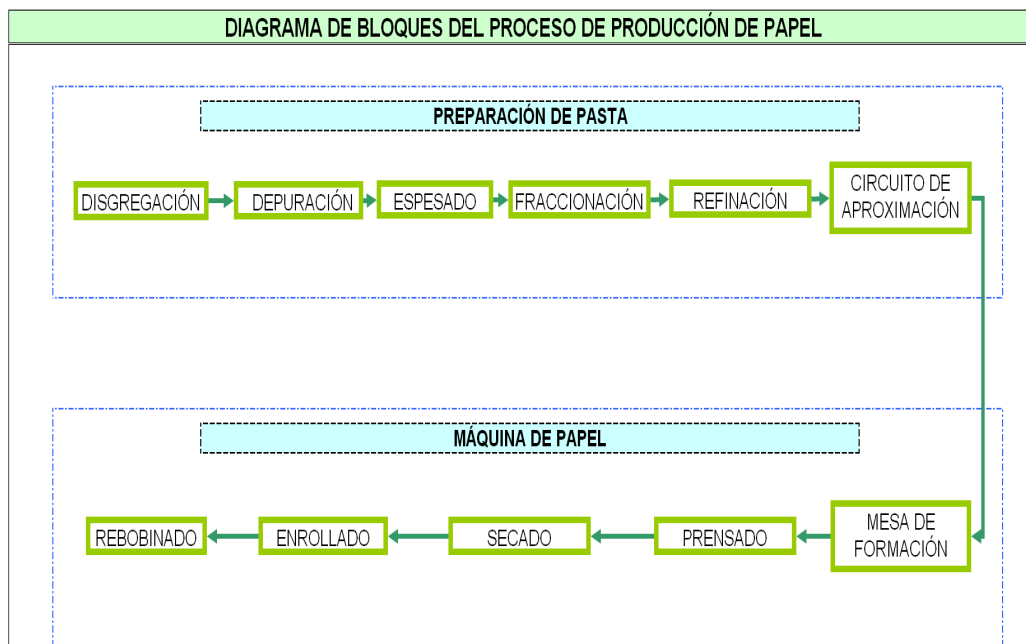
Son recortes de cajas de cartón corrugado medio o exterior (tipo liner o test liner) reciclados. En esta calidad si se acepta la materia prima con contenido de adhesivos y rollos desbastados o triturados.

- Materiales prohibitivos: no pueden exceder del 1%
- El total de impurezas no puede exceder del 5%
- Humedad máxima permitida: 12%.

#### **PROCESO DE PRODUCCIÓN ANTES DEL PROYECTO.**

El proceso de producción de papel se realiza de acuerdo a lo indicado en la Figura 1.1. Se inicia con el disgregado de la materia prima, y continúa con la depuración, espesado, fraccionado, refinado, circuito de aproximación, mesa de formación, donde inicia la fase de secado del papel por medio de succión por vacío, prensado y secado por transferencia de calor en los rodillos secadores y absorción de humedad por aire caliente. Luego de secado el papel se hace bobina en el Enrollador (Rodillo Pope) y luego pasa a la Rebobinadora donde se

forman las bobinas de tamaño comercial para ser vendidos a la industria cartonera.

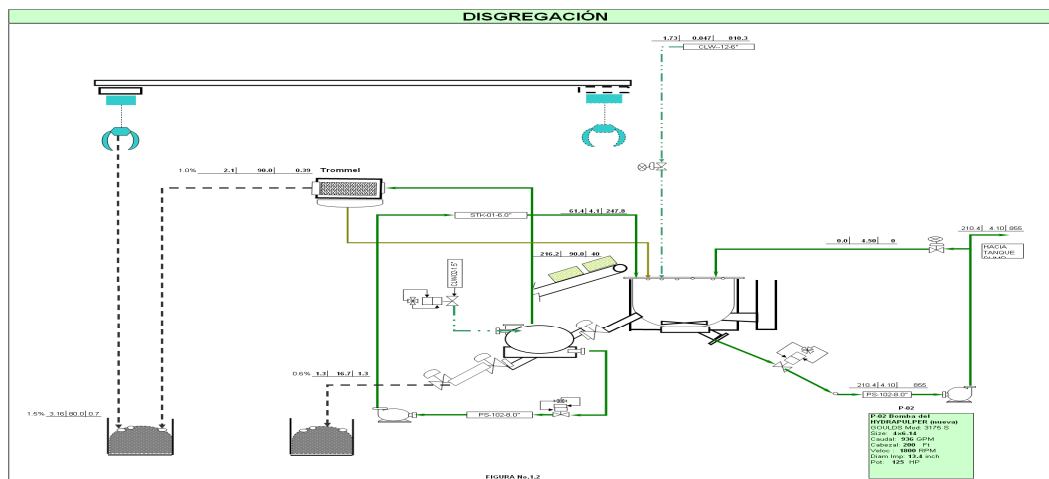


**FIGURA 1.1 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PAPEL.**

Antes de la implantación de los proyectos, en el proceso de disgregación, Figura 1.2, se recibían 216.2 TM diarias de materia prima, entre DKL y OCC, dependiendo del producto final a obtenerse, de esta cantidad se extraían 2 TM diarias de alambres. La materia prima es llevada por medio de un Transportador de pacas hacia el Desintegrador (Hidropulper) donde se disgrega el cartón con agua de dilución hasta llevarla a un estado pastoso.

La materia prima, especialmente el OCC tiene una gran presencia de impurezas, tales como cintas adhesivas, grapas, piolas, piedras, arenas,

poliestireno expandido, residuos metálicos tales como pilas, motores pequeños, monedas, etc.



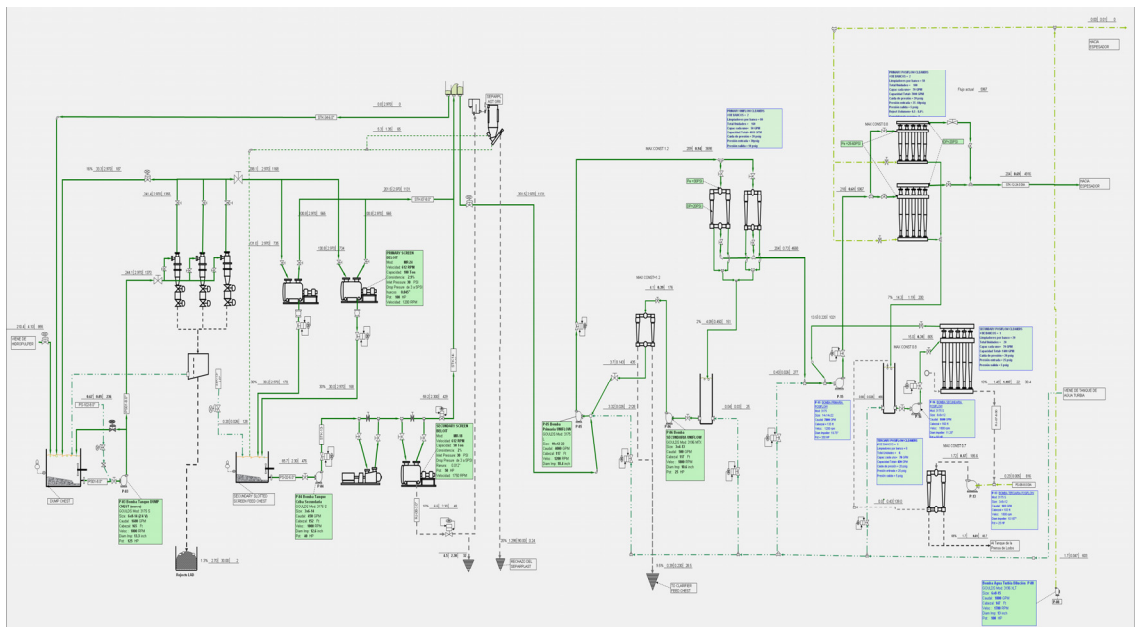
**FIGURA 1.2 DISGREGACIÓN Y DEPURACIÓN INICIAL DE PULPA DE PAPEL.**

Los residuos plásticos y metálicos pesados se separan inicialmente por medio de los siguientes procesos:

Los residuos más pesados son llevados por medio del movimiento centrífugo dentro del desintegrador a la Torre de desechos (Junk Tower) donde se van almacenando hasta las fechas de mantenimiento programado donde son retirados.

Los residuos livianos grandes tales como yutes, cintas adhesivas largas son retiradas por medio del Brazo hidráulico de limpieza (Clamp Bucket) y son llevados hacia un cajón de recolección de desechos, la cantidad promedio por día de desechos retirados por este equipo llegaba a 3.16 TM.

Los residuos plásticos medianos son removidos por medio de un Depurador centrífugo (Bell Purge), el cual retiraba una cierta cantidad de plásticos libres de pasta en alrededor de 1.3 TM/día, mientras que los plásticos combinados con pasta son enviados al Depurador helicoidal (Trommel) que es un tornillo con una ducha interior que recupera la pasta, aquí se extraían 2.1 TM/día de plásticos. Luego del disgregado se pasa al proceso de depuración de contaminantes pequeños, Figura 1.3. En la parte inferior del hidropulper hay un tamiz a través del cual pasa la pasta y es bombeada al tanque de almacenamiento (Dump Chest), el cual tiene una capacidad de 145 m<sup>3</sup>, aquí la pasta es homogeneizada por medio de un agitador. El tiempo de permanencia de 34.7 minutos.



**FIGURA 1.3 PROCESO DE DEPURACIÓN DE LA PULPA DE PAPEL.**

De aquí es enviada a los Limpiadores de alta densidad, que consiste de 3 unidades limpiadoras, en los cuales por medio de centrifugado, eran extraídos 2.7 TM/diarias de residuos sólidos pequeños, por ejemplo grapas y arenas gruesas.

Luego de los limpiadores de alta densidad se pasa al cribado que consta de dos etapas:

Cribado primario, el cual consiste en dos cribas marca Beloit tipo MR-24 que funcionan en paralelo y recibían 260 TM diarias de pasta y realizan el cribado (o separación de residuos plásticos) por medio del movimiento centrífugo realizado por una cesta perforada. Aquí se aceptaban 201.5 TM diarias de pasta libre de plástico hacia la siguiente etapa del proceso y rechazaban 60 TM diarias de pasta mezclada con plásticos hacia el Cribado secundario.

El cribado secundario era realizado por dos equipos, el Despastillador cónico marca Stockmaster el cual desintegraba los grumos de papel y la criba secundaria marca Beloit Modelo MR-18 en la cual recuperaba 59.2 TM/d de pasta y rechazaba 6.2 TM/d de plásticos con una baja de proporción de pasta. Estos rechazos pasan al Separplast donde se realiza un lavado de estos plásticos donde se separan 5.3 TM/d y la pasta recuperada es enviada al tanque que alimenta la criba secundaria.

La pasta recuperada en el cribado, 201.5 TM/d, pasa a los limpiadores primarios uniflow, los aceptados (204 TM/d) pasa a la siguiente etapa. Los rechazos contaminados con arena y contaminantes pequeños pasan a los secundarios uniflow, los rechazos son desechados (0.79 TM/d).

Los aceptados de los limpiadores primarios y secundarios uniflow continúan hacia los limpiadores primarios Posiflow. Los rechazos pasan a los secundarios posiflow y los rechazos finales pasan a los terciarios posiflow. Los rechazos de los terciarios posiflow son desechados y los aceptados de las tres etapas de limpiadores pasan al Espesador Polidisco. Los desechos extraídos contabilizaban 1.7 TM/d y pasan a la prensa de lodos en donde se extrae el agua y la arena exprimida es dispuesta como desecho.

Luego del depurado se pasa al espesado, Figura 1.4. El Polidisco tiene como función espesar la pasta, que consiste en aumentar su consistencia, mediante el paso por un disco en forma de espiral que separa la pasta del agua llevando la mezcla que entraba a razón de 204 TM/día y una consistencia de 0.69% a una consistencia de salida del 6.9% debido a la extracción del agua clara, con una consistencia de 0.0025%, y de agua turbia, con una consistencia de .026%. El agua clara y agua turbia es utilizada en las distintas etapas del proceso como agua



de dilución, agua para regulación de consistencia o para limpieza de vestiduras.

La pasta que sale del Polidisco se almacena en el Tanque de OCC, el cual tiene una capacidad de 145 m<sup>3</sup>, dentro del cual se controla la consistencia en su interior hasta mantenerla a un promedio del 5.3% y el tiempo de residencia de 38.1 minutos.

Hasta el año 2.006 la pasta pasaba directamente hacia el proceso de refinación pero existía un problema en la formación del papel que afectaba las propiedades físicas del producto terminado.

En general, por la longitud de la fibra que compone la pasta se la puede dividir en fibra corta (longitud < 2 mm) y fracción larga (longitud > 2 mm), las cuales afectan la intensidad de refinación aplicada de la siguiente manera.

La experiencia dice que si a la fibra corta se le aplica una gran intensidad de refinación se producen los finos que son fibras con bajas propiedades físicas para la cohesión del papel lo cual baja su resistencia y provoca que se rasgue fácilmente, además que se disminuye la drenabilidad.

A la fibra larga si se la somete a una baja intensidad de refinación provoca un bajo desarrollo de la fibra haciéndolos débiles por lo que de igual manera baja la resistencia del producto final.

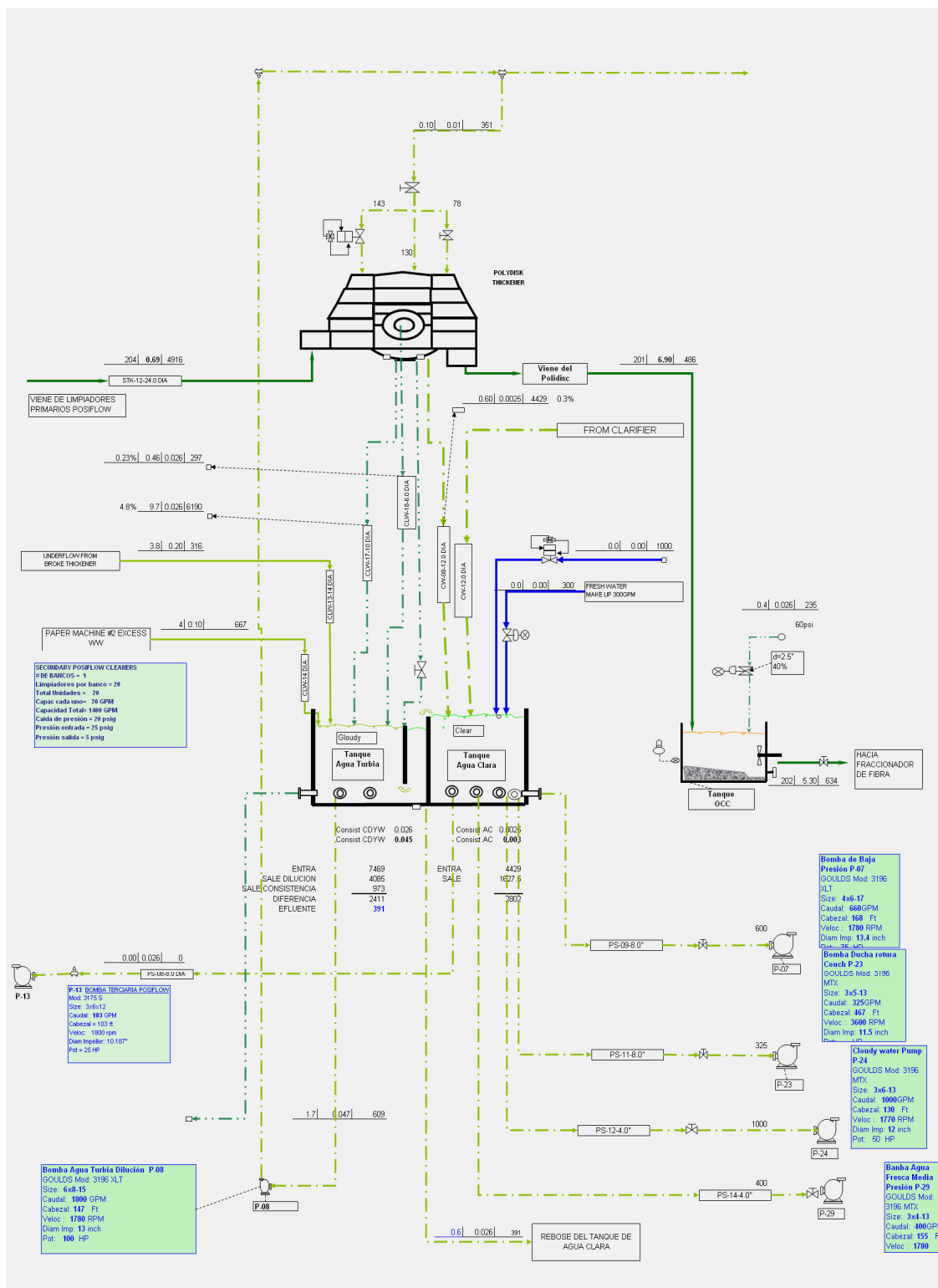


FIGURA 1.4 PROCESO DE ESPESADO DE PULPA DE PAPEL.

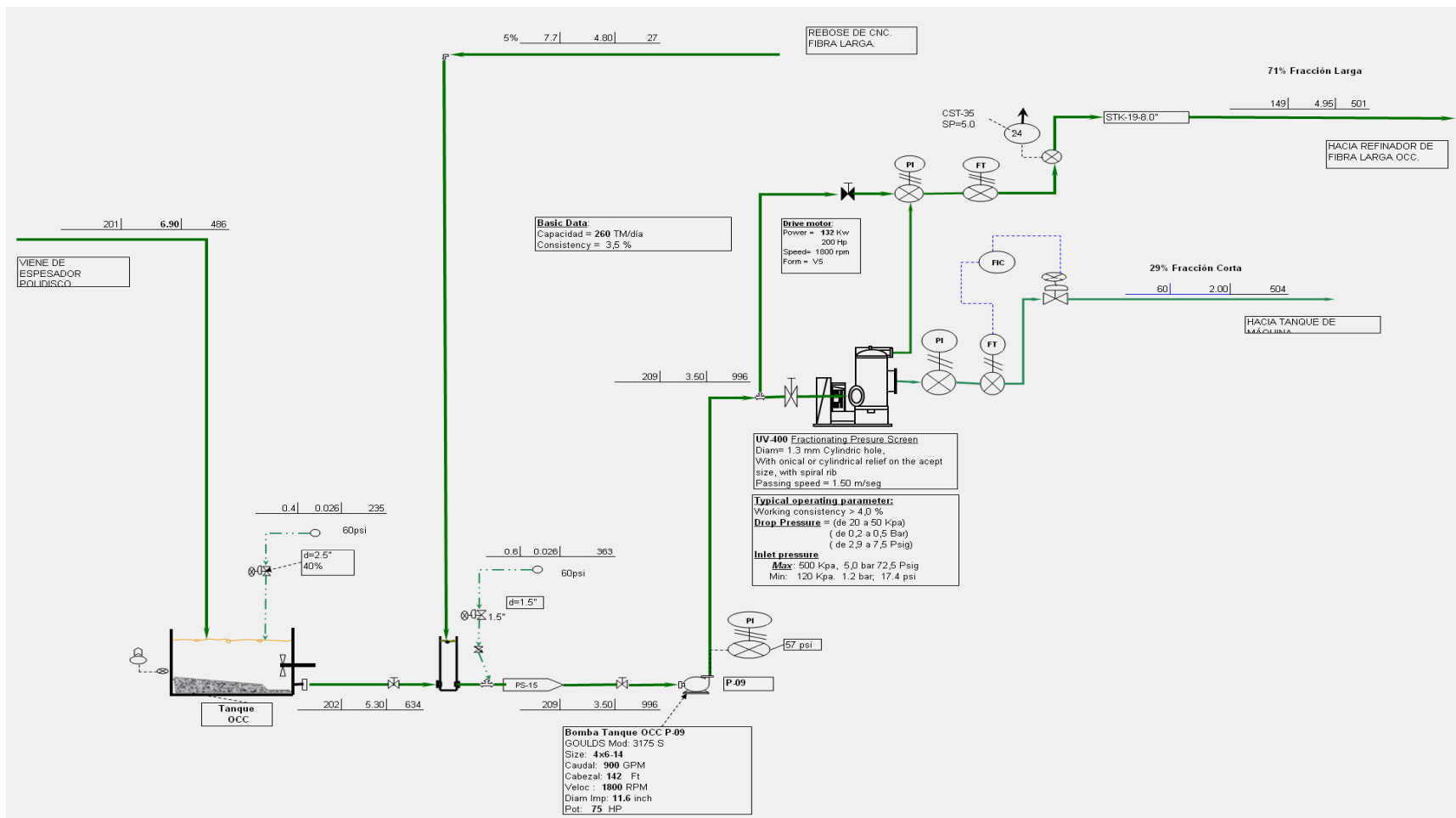


FIGURA 1.5 FRACCIONACIÓN DE FIBRA

En algunas plantas papeleras no se refina la fibra corta, es por eso que se introdujo al proceso de un nuevo equipo denominado Fraccionador de Fibra (Figura 1.5), cuya función es clasificar, mediante un proceso centrífugo, la fibra corta de la fibra larga.

La proporción de fibra corta es del 29% lo que era igual a 60 TM/diarias y la proporción de fibra larga es del 71% lo que daban 149 TM diarias.

Como se indica en la Figura 1.6, la fibra larga pasa al Refinador de OCC donde se le da un refinado o tratamiento inicial a las fibras y se pasaba esta pasta a un Cajón de Nivel Constante, el cual tiene por objeto mantener un flujo constante y eliminar burbujas de aire del fluido.

Los aceptados pasan al Tanque de Mezcla y los rechazos retornan al Tubo de recirculación (Stand Pipe) del tanque de OCC por medio del cual regresan al proceso, esto es al Fraccionador de Fibra.

Los Tubos de recirculación (Stand Pipes) son tanques verticales que sirven para recibir las recirculaciones del proceso y sirven para disminuir la intensidad de refinación y además sirven para eliminar las burbujas de aire para evitar la cavitación al interior de las bombas.

Se ubican entre el tanque y la succión de la bomba que alimenta al siguiente paso del proceso.

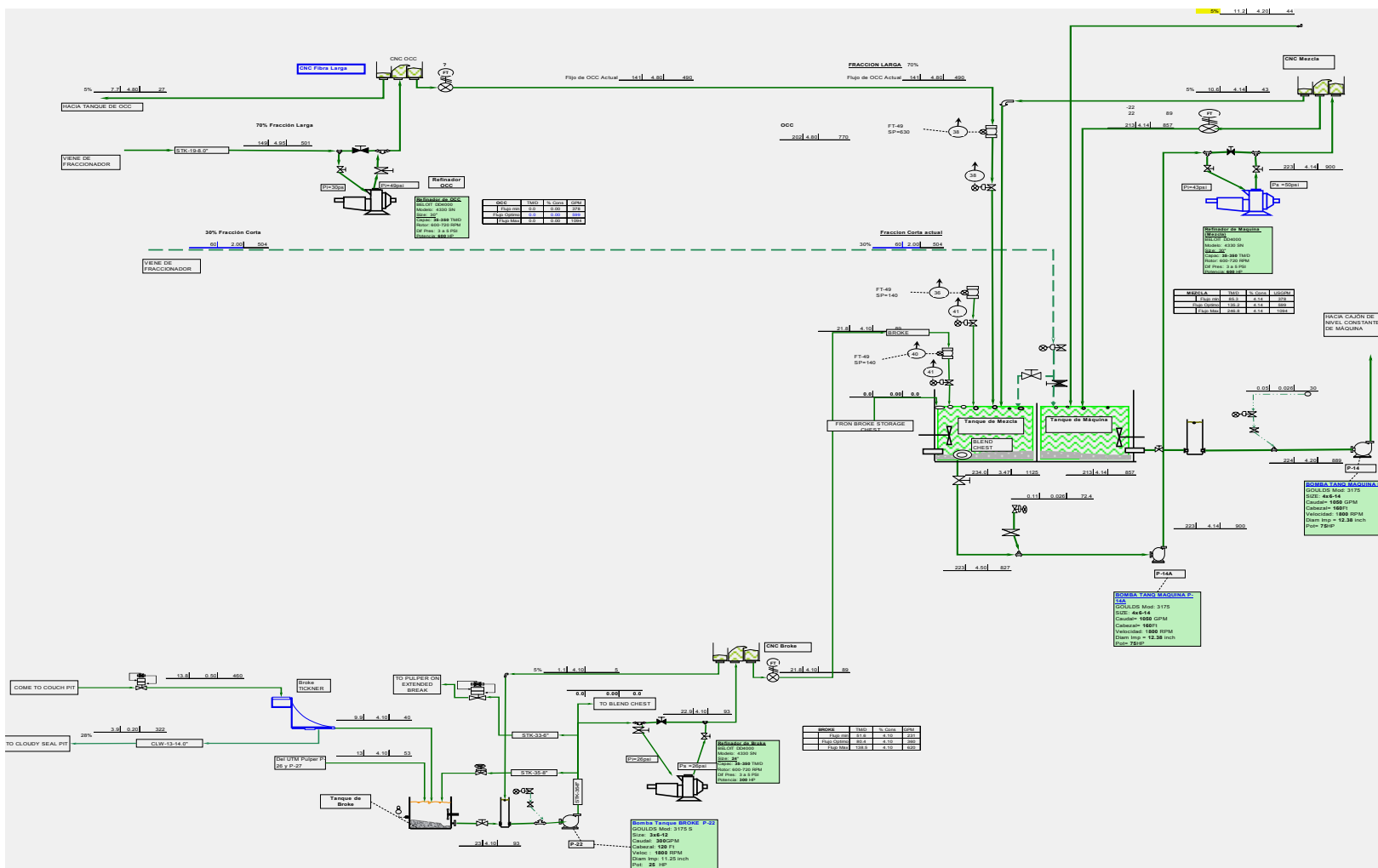


FIGURA 1.6 PROCESO DE REFINACIÓN.

La pasta almacenada en el Tanque de Mezcla se bombea a los refinadores de mezcla donde se les da el segundo paso de refinación optimizando sus cualidades mejorando la capacidad de entrelazado y cohesión a las fibras en la mesa de formación y posteriormente en el producto final.

El refinador de mezcla, es de marca Beloit, tipo doble disco, modelo DD4000 y Size 30 propulsado por un motor de 600 HP. El refinador bombea la pasta hacia el Cajón de Nivel Constante y finalmente se almacena en el Tanque de Máquina. Del Tanque de Máquina se bombea la pasta hacia el Cajón de Nivel Constante de Máquina el cual da una alimentación constante al Silo de Máquina y mediante la Bomba Fan que bombea hacia la Criba donde se realiza un cribado final de la pasta que finalmente pasa hacia la Caja de Entrada o Cajón de Presión (Headbox) el cual distribuye uniformemente la pasta sobre la mesa de formación donde finalmente toma forma el papel, Figura 1.7

La mesa de formación (Figura 1.8) tiene por objetivo extraer el agua de la mezcla con el papel y darle su forma final.

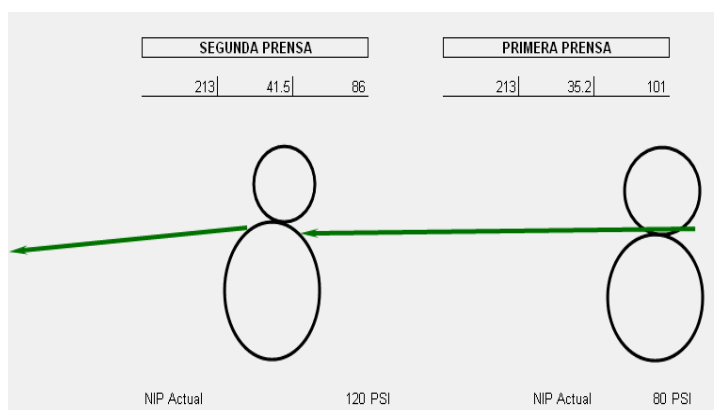
Las partes de la mesa de formación son las siguientes:

Rodillo de pecho que está al inicio de la mesa de formación, era accionado por el Shake que le daba un movimiento alternativo el cual









**FIGURA 1.9 PRENSADO**

En el siguiente paso se tienen los rodillos secadores, 26 unidades antes del proyecto (Figura 1.10). Para producir el secado se alimenta de vapor al interior de los rodillos secadores produciéndose el calentamiento superficial del rodillo.

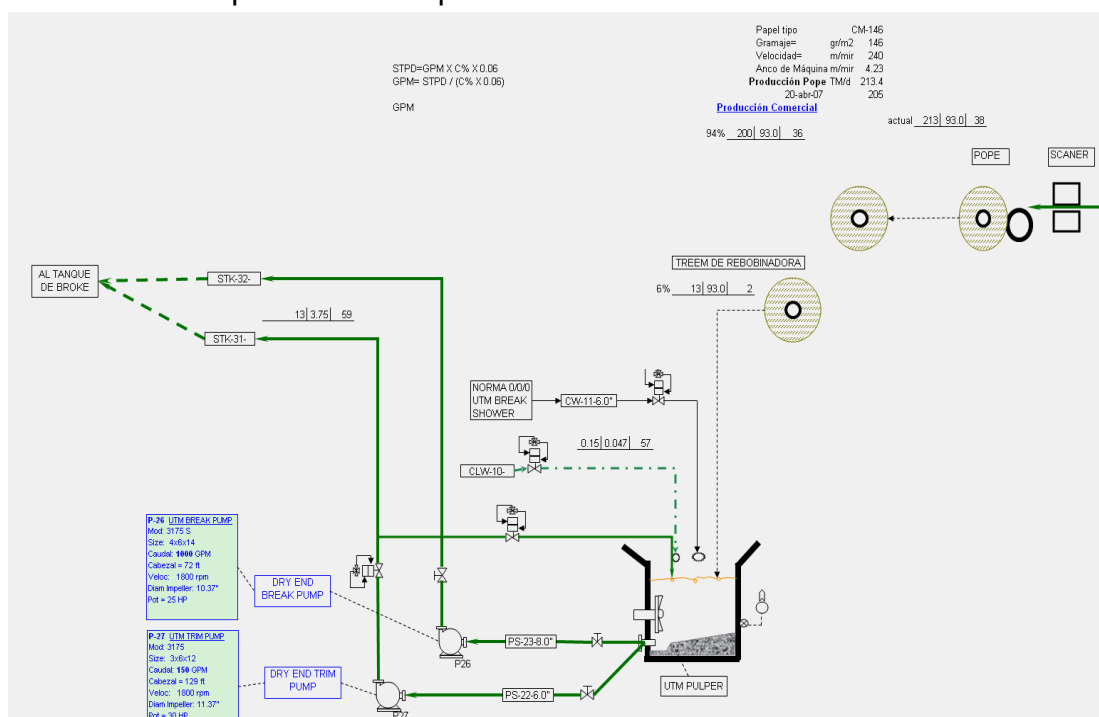
Este calor se transfiere a la hoja produciendo la evaporación de su humedad. A su vez se sopla aire caliente seco a través de la caja sopladora ubicada en los bolsillos de la tela, de esta manera el aire caliente absorbe la humedad evaporada de la hoja.



**FIGURA 1.10 SECADORES.**

Luego este aire caliente es extraído por la parte superior de la capota por medio de dos extractores que envían el aire caliente húmedo a la atmósfera. En los secadores se extrae el 51.5% de la humedad de la hoja de papel.

El siguiente paso es el Enrollador (Pope) (Figura 1.11) donde se enrolla el papel en bobinas las que luego son desenrolladas, cortadas, rebobinadas y almacenadas en la Bodega de Producto Terminado para luego ser comercializadas. Los excedentes de papel que se producen en este paso son llevados al Disgregador de Máquina (UTM Pulper) donde son batidos y bombeados al Tanque de Cortes (Broke) para luego ser refinados y enviados al tanque de Mezcla para continuar el Proceso.



**FIGURA 1.11 ENROLLADOR, TANQUE UTM Y REBOBINADORA.**

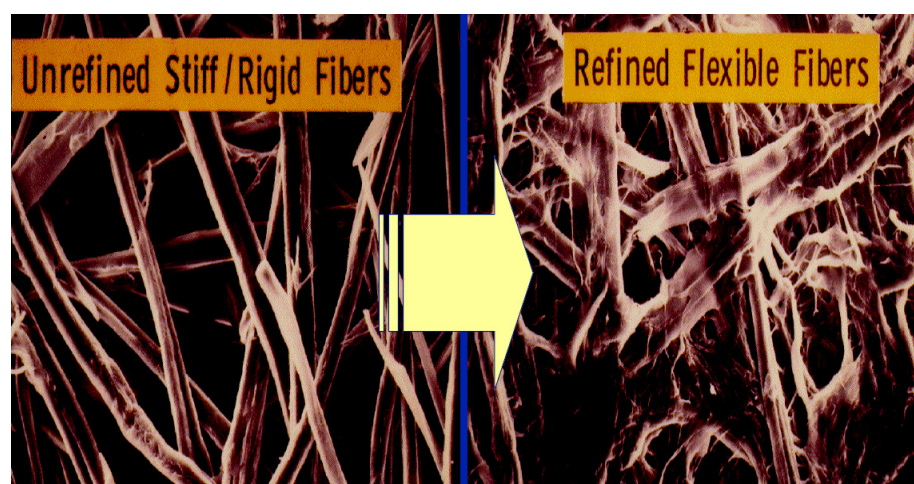
## 1.2 Conceptos importantes en el Proceso de Refinación.

El proceso de Refinación es un proceso complicado y delicado, es indispensable conocer a fondo los siguientes conceptos y cuales son sus implicaciones.

### 1. Desarrollo de la fibra.

Las fibras celulósicas, vírgenes y/o secundarias, son relativamente rígidas y difícilmente se enlazan entre sí es por ello es importante tallarlas fibrilando sus capas exteriores para promover el enlace entre fibras o en algunos casos cortando con o sin fibrilación.

Este efecto de fibrilación únicamente se puede lograr si se aplica la energía adecuada en una forma controlada, si se exagera la energía aplicada o si se aplica en forma brusca y descontrolada, únicamente se logrará generar finos o una pasta muy heterogénea.



**FIGURA 1.12 VISTA COMPARATIVA DEL DESARROLLO DE UNA FIBRA REFINADA DE UNA FIBRA SIN REFINAR.**

## **2. Carga muerta.**

Se refiere al consumo de energía de un Refinador operando con flujo de pasta sin los discos, de forma que existe bombeo pero sin que se imparta energía a la pasta.

Este porcentaje de la potencia instalada no está disponible para transmitirse a las fibras y se deberá restar de la potencia instalada para calcular la energía disponible para la Refinación.

La carga muerta normalmente se considera constante y tiene cuatro (4) componentes principales: (a) Pérdidas por fricción; (b) Energía requerida para el bombeo (c) Pérdidas debido a la eficiencia del motor y (d) Pérdidas por la geometría del Refinador.

De los anteriores componentes, únicamente la energía de bombeo no es una constante y depende de la geometría de los discos de Refinación, específicamente de la profundidad de las cuchillas, (cuchillas muy profundas consumirán mayor fuerza) y de su ángulo de intersección.

La fórmula general que se presenta a continuación es válida para discos fundidos de una profundidad convencional de 3/16" a 1/4", cuchillas menos profundas no representan un consumo apreciablemente menor de fuerza, sin embargo, cuchillas más profundas conllevan a un incremento en la energía perdida por bombeo considerablemente mayor, la carga muerta total puede incrementarse en un 15 o 20 %

$$CM = D^{4.249} \times N^3 \times 2.299 \times 10^{-13}$$

Donde:

$$CD = CT - CM$$

$CT =$  Potencia del Motor (kW)

$CM =$  Carga muerta (kW)

$CD =$  Carga Disponible (kW)

$D =$  Diámetro de Discos (in)

$N =$  Velocidad del Refinador (rpm)

Existen otras teorías, mucho más completas, que toman en consideración el flujo, consistencia, presión, espaciado entre discos, velocidad, etc.

### 3. Eficiencia de Refinación vs. Eficiencia del Refinador.

Con los costos de la energía siempre en incremento, la eficiencia del proceso de Refinación se convierte en un tópico de gran importancia.

Para iniciar el estudio del proceso de refinación se definen los siguientes conceptos:

<p>Energía Gruesa = <math>CT/T</math> (GKWh/T)</p> <p>Energía Neta = <math>[CT-CM]/T</math> (NKWh/T)</p> <p>CT: Carga Total (KW)</p> <p>T: Tonelaje de Refinación (BDT/hr)</p> <p>CM: Carga Muerta (KW)</p>
-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

Es importante diferenciar entre; (a) Eficiencia de Refinación (ER1) basada en el por ciento de eficiencia para una cierta situación de Refinación y (b)

la Eficiencia del Refinador (ER2) basada en la máxima carga disponible en el Refinador.

$$\begin{aligned} \text{ER1 (\%)} &= \text{CA}/[\text{CA} + \text{CM}] \\ \text{ER2 (\%)} &= [\text{CT} - \text{CM}]/\text{CA} \end{aligned}$$

CT: Carga Total (KW)

CA: Carga Aplicada (KW)

CM: Carga Muerta (KW)

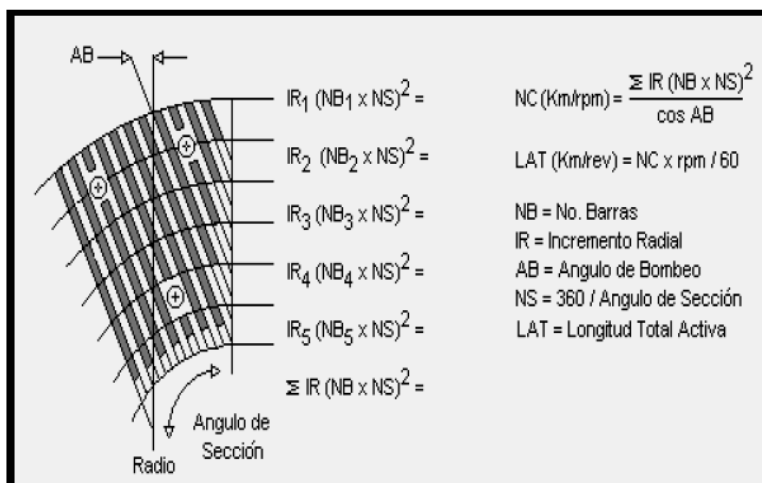
En realidad, ambos valores de eficiencia no dicen gran cosa, ya que el objetivo primordial de la Refinación es el de tratar a la fibra de acuerdo a las necesidades del papel a ser fabricado y no en base a un ahorro de energía a costa de no lograr una buena Refinación.

#### **4. Número de cruces (NC) y Longitud Total Activa de Filo por unidad de tiempo, LAT (Km/s).**

Longitud total activa de filo de cuchilla con la que el Refinador cuenta para tratar al flujo de pasta. Es una medida directa y representa un parámetro específico de un disco. El número de cruces (NC) es dato de diseño de un juego de discos y se mide en Km/rpm.

El número de cruces por unidad de tiempo se calcula de la siguiente forma:

$$\text{LAT (Km/s)} = \text{NC (Km/rpm)} \times \text{rpm}/60$$



**FIGURA 1.13 LONGITUD ACTIVA DE FILO**

Mientras más cuchillas tenga el disco y más finas sean estas o más rápidamente gire el Refinador, mayor será este número que nos servirá para calcular la intensidad con la que se lleva a cabo el proceso de Refinación.

### 5. Intensidad de Refinación (Ws/m).

Se define como la energía neta aplicada a la pasta dividida por el número de cruces por unidad de tiempo. La intensidad de Refinación es una variable que indica que tan burda o gentilmente se está aplicando la energía a la pasta. Altas intensidades indican una pobre fibrilación y alto corte mientras que un número menor producirá un alto desarrollo de la pasta y poco corte.

$$\text{INTENSIDAD (Ws/m)} = CA / LAT \text{ (Km/s)}$$

La Intensidad es el concepto más importante en el proceso de Refinación.

La intensidad de Refinación requerida para cada tipo de fibra celulósica

es algo difícil de resumir, pero se puede generalizar diciendo que para fibras largas se buscan intensidades (Ws/m) de entre 2 y 3, fibras secundarias de entre 1 y 2 y fibras cortas menor a 1.

#### **6. Sensibilidad de la pasta, (FS).**

La naturaleza de la fibra celulósica tiene una alta importancia para la correcta selección del equipo y energía de Refinación. Las fibras cortas y rígidas son muy sensibles y requieren de una intensidad de Refinación muy baja, una Refinación muy violenta o con mucha energía podría destruir la fibra.

Las fibras largas y flexibles requieren de mayor intensidad y energía para desarrollarse, sin que con ello la fibra resulte dañada.

Se puede concluir de esta característica intrínseca de la fibra, que es muy difícil Refinar una mezcla de pastas de diferente sensibilidad y esperar un Refinación homogénea. Para cuando se logre refinar la fibra menos sensible se habrá destruido la fibra más sensible, y viceversa.

El factor de sensibilidad se define como:

$$FS = \Delta^{\circ}CSF - (Tm/dia)/KW \text{ neto}$$

#### **7. Capacidad Hidráulica del Refinador.**



El flujo de pasta a través del Refinador va a determinar la separación entre los discos. Una separación muy grande y los filos de las cuchillas no tendrán la oportunidad de realizar su trabajo sobre la pasta, un claro muy pequeño y los discos chocarán entre sí destruyéndose y con ello a la fibra.

Ambos extremos conducen a una Refinación muy pobre. Es entonces muy importante mantener el flujo más adecuado que el Refinador requiere para realizar su trabajo óptimamente. Es importante también mantener el flujo constante a una presión igualmente constante e independiente de las variaciones externas que el proceso pueda tener.

La forma ideal para adaptar las condiciones del proceso a las del Refinador es la de prever una recirculación controlada que asegure un cierto flujo constante al Refinador. Un alto flujo producirá una diferencial de presión muy baja o inclusive negativa. Un bajo flujo causará un incremento alto de presión, un alto riesgo de chocar los discos y el peligro de sobre presurizar el Refinador.

#### **8. Energía máxima aplicable en un Refinador.**

Dependiendo de lo robusto de un Refinador será la máxima potencia instalada que pueda soportar y existe un consenso general que indica este valor máximo en función del diámetro de la unidad.

**TABLA 1**  
**FLUJOS RECOMENDADOS EN REFINADORES DE DOBLE DISCO**  
**OPERANDO EN DÚO FLOW.**

<b>FLUJOS RECOMENDADOS EN REFINADORES DE DOBLE DISCO OPERANDO EN DÚO-FLOW</b>				
Diámetro Discos (in)	Velocidad (rpm)	Flujo Min. Seguridad (gpm)	Flujo Óptimo (gpm)	Flujo Máximo (gpm)
16	900	45	115	170
16	1200	45	167	214
20	720	65	205	350
20	900	65	254	410
20	1200	65	300	500
24	600	95	290	500
24	720	95	360	620
24	900	95	449	775
26	600	120	234	600
26	720	120	461	814
26	900	120	577	1018
30	514	150	460	850
30	600	150	599	1094
30	720	150	719	1314
34	514	220	780	1500
34	600	220	881	1653
34	720	220	970	1800
38	450	260	970	1800
38	514	260	1063	2033
38	600	260	1150	2300
42	450	300	1264	2456
42	514	300	1444	2806
42	600	300	1580	3300

Nunca se debe de exceder este límite superior si se quiere mantener el Refinador en buenas condiciones mecánicas.

### 9. Tipo de Refinador.

Para un juego de condiciones dadas, los resultados de utilizar un Refinador de discos o uno cónico pueden ser muy diferentes. El punto a

discusión no es si ambos pueden realizar el mismo trabajo sino cual lo puede realizar en forma más eficiente y/o económica.

Existen tres fuerzas importantes que definen al mecanismo de transporte de la pasta a través de la zona de Refinación:

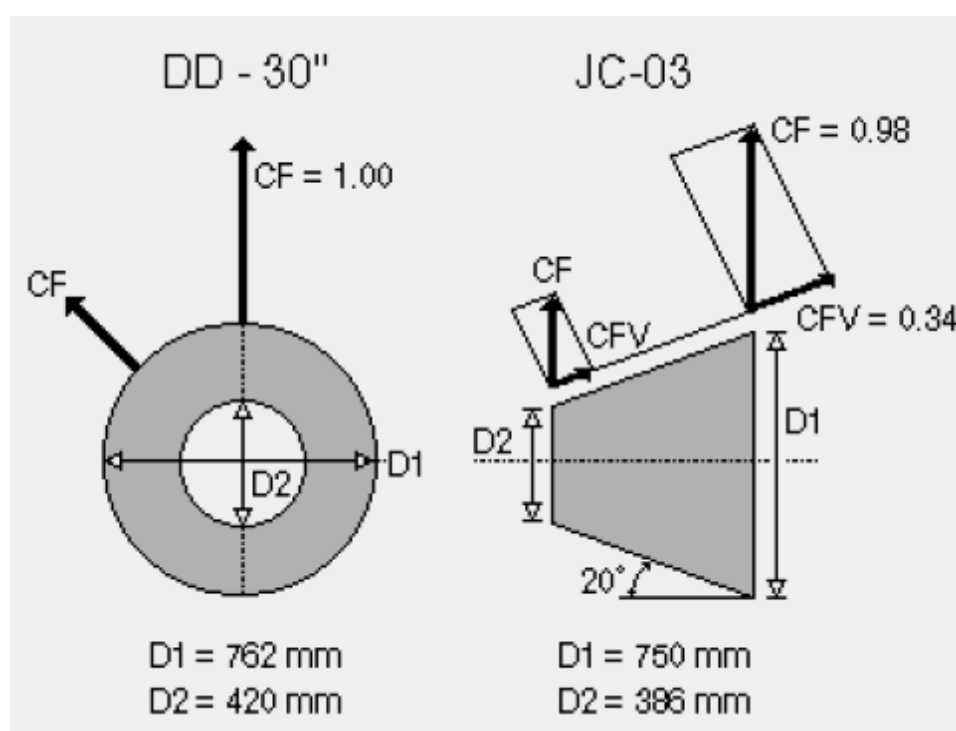
- (a) La presión de alimentación de la pasta.
- (b) La fuerza centrífuga, y
- (c) Las fuerzas de corte creadas por el ángulo de intersección de las cuchillas.

Ambos tipos de Refinadores utilizan básicamente las mismas presiones de alimentación de pasta y ángulo de intersección de las cuchillas, factores que son los de menor impacto en la capacidad del Refinador para transportar la energía a la pasta. La fuerza centrífuga es la que tiene el mayor impacto.

En los Refinadores de discos la pasta fluye en forma radial y el 100% de la fuerza centrífuga es aprovechada para transportar la pasta. En los Refinadores cónicos (pensemos en un ángulo de  $20^\circ$ ) solamente el 34% de la fuerza centrífuga es aprovechada ( $\text{Seno de } 20^\circ = 0.34$ ). Debido a esto, el Refinador cónico, para un tonelaje dado y una misma velocidad requerirá de cuchillas con separaciones más anchas para promover el bombeo, su longitud activa de corte será menor y por lo mismo su intensidad mayor, el Refinador cónico cortará más. La solución sería

incrementar su velocidad, pero ello incrementará su carga muerta y disminuirá su carga aplicable, o bien utilizar cuchillas mucho más finas.

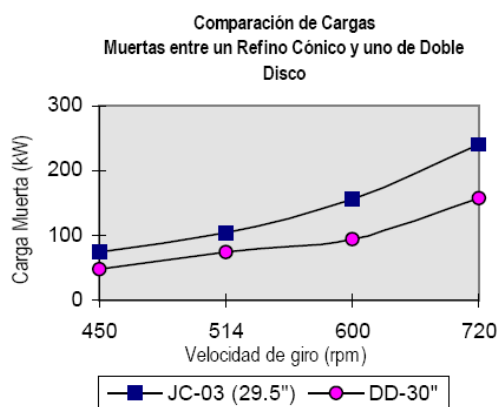
En términos generales se puede asegurar que, dadas las mismas condiciones, un Refinador de discos permitirá una menor intensidad y una mayor eficiencia de Refinación.



**FIGURA 1.14 REFINADOR DOBLE DISCO VS. REFINADOR CÓNICO.**

Otro factor importante es la diferencia entre la carga muerta de ambos equipos, el Refinador cónico tiene una carga muerta mucho mayor, y para que esta se reduzca a un nivel equivalente a la de un Refinador de Doble Disco es necesario reducir su velocidad substancialmente. Al bajar la

velocidad su capacidad se verá reducida así como el número de cruces y por lo tanto su intensidad de Refinación será mucho mayor.

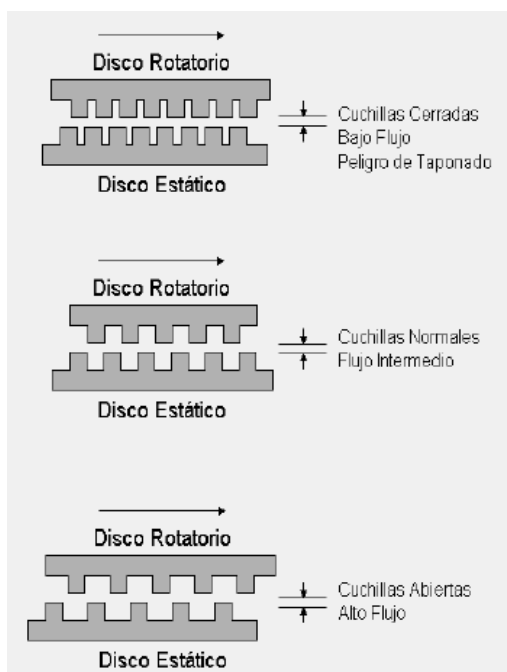


**FIGURA 1.15 CARGA MUERTA REFINADOR DISCO DOBLE VS. CÓNICO.**

### 10. Diseño y material de los discos.

El diseño de los discos es una variable muy poderosa y normalmente compete al fabricante de los mismos. Comparativamente, un Refinador de Doble Disco, debido a diferencias geométricas, siempre tendrá una mayor eficiencia energética y permitirá una menor intensidad de Refinación.

La profundidad de las cuchillas tiene una gran importancia, mientras más profundas sean estas, mayor será la cantidad de pasta que cruzará por el fondo sin que sea tocada por los filos y mayor será el consumo de carga muerta del Refinador (equivalente a incrementar el diámetro del impulsor en una bomba centrífuga). Los discos profundos son poco eficientes además de ser muy vulnerables a dañarse por su poca estabilidad dimensional.



**FIGURA 1.16 ESPACIAMIENTO ENTRE DISCOS.**

### 11. Control Automático de Refinación.

Para poder lograr una buena Refinación en cualquier tipo de pasta es indispensable que el Refinador opere a las condiciones de diseño en forma constante e independiente de las posibles variaciones de consistencia, nivel de pasta en los tanques, demandas de pasta, etc. Existen cuatro tipos de controles Básicos de Refinación, la mayoría de los Refinadores cuentan con un moto reductor de ajuste de discos que cuenta con dos velocidades (rápida y lenta) y que es reversible (entrada y salida de discos):

**Tipo I:** Control Manual. El posicionamiento de los discos se realiza por el operador observando la carga tomada por el motor. Este tipo de control

es muy básico y no asegura que la operación de refinación sea repetitiva y, desde luego, no se tiene la capacidad de reaccionar rápidamente ante cualquier variación del proceso.

**Tipo II:** Control Seguidor de Carga. El operador fija la carga que desea aplicar en el refinador y el control se encarga de aplicar la carga en forma constante. Mientras la carga aplicada y las condiciones del proceso sean las correctas, y se mantengan constantes, el control puede operar satisfactoriamente. Tiene la gran desventaja de no poder reaccionar ante ningún cambio del proceso.

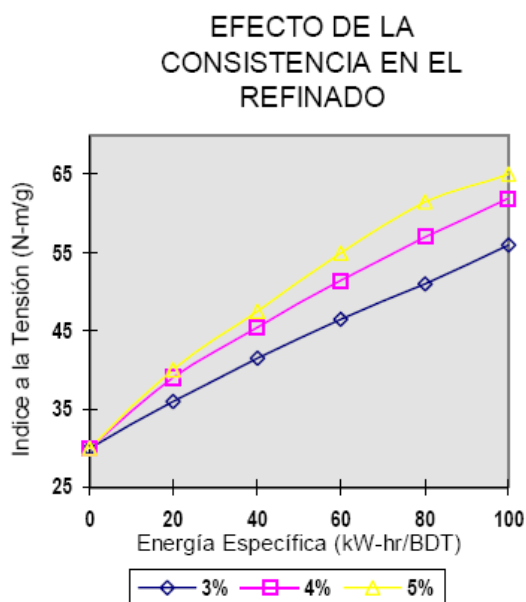
**Tipo III:** Control por Carga Neta Aplicada por Tonelada. Este tipo de control requiere de un regulador y transmisor de las señales de consistencia y flujo e integrará el tonelaje, el operario seleccionará en el panel de control la energía por tonelada que desee aplicar en función a datos prefijados y a los resultados en las características del papel fabricado. Mientras el tipo de pasta no cambie, el control sobre el proceso de refinación es bastante preciso y confiable. Es, por mucho, el tipo de control más utilizado y confiable que existe hoy en día ya que tiene una velocidad de respuesta inmediata.

**Tipo IV:** Control por Freeness. Es una variante del Tipo III en la que la señal de kW/Tm/D no la decide el operador sino un medidor de Freeness directo (en la línea de pasta Refinada) o indirecto (vacío en la mesa de

formación). Tiene varias desventajas : (a) Es de alto costo; (b) Toma decisiones en base a drenado y no en base a las propiedades de la fibra; (c) Opera en forma intermitente; (d) Es de alto mantenimiento; (e) Requiere calibración y (f) Cuando opera en forma indirecta el tiempo de respuesta es sumamente largo.

## 12. Consistencia de Refinación.

El impacto de la consistencia en la Refinación está relacionado con la densidad y viscosidad de las fibras en el medio acuoso y los patrones de flujo que se presentan en el paso de la pasta por el Refinador y por los discos. El efecto de la consistencia sobre la Refinación es importante, por ejemplo, la Refinación a 2% de consistencia es muy pobre y a 5% es excelente.



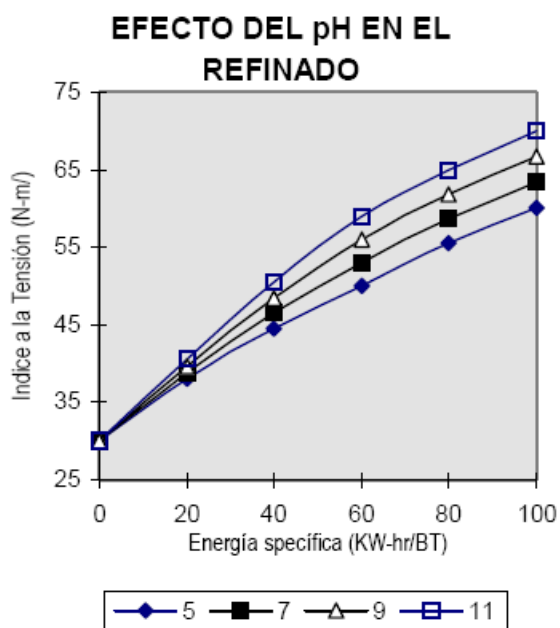
**FIGURA 1.17 EFECTO DE LA CONSISTENCIA EN EL REFINADO.**



La selección de la consistencia más adecuada, sin embargo, normalmente responde a restricciones del proceso (espesado, limpieza, etc.) y no es una variable real que se pueda controlar, pero si se puede generalizar diciendo que se debe mantener entre 4 y 4.5 % de consistencia si se quieren obtener buenos resultados de Refinación.

### 13. pH de la pasta.

El efecto del pH Básico en la Refinación es normalmente positivo ya que la hidratación de la fibra promueve la fibrilación. Sin embargo, el pH no es por lo general una variable sino una constante del proceso debido a restricciones ajenas al tema de este trabajo.



**FIGURA 1.18: EFECTO DEL PH EN EL REFINADO.**

### 14. Drenabilidad (Freeness).

El Freeness es la medida de la rapidez de drenaje de una muestra de fibra. En algunos casos se utiliza la correlación entre los valores de Freeness y (a) el nivel deseado de refinación de pasta o (b) el drenaje de agua blanca de la hoja de papel húmeda, especialmente en las primeras secciones del Fourdrinier.

Las pruebas estandarizadas de Freeness se basan en el drenado por gravedad de pasta a través de un tamiz. Los dispositivos de prueba están diseñados para que el operador pueda juzgar la rapidez de drenado observando el volumen de líquido recogido en un cilindro graduado. El Freeness tiende a decrecer por la refinación y por incrementos de nivel de finos en la muestra.

El Freeness tiende a incrementarse por el uso de aditivos de drenaje, remoción de finos o tratamientos enzimáticos para convertir materiales mucilaginosos en azúcares.

### **1.3 Descripción de las Variables del Proceso de Refinación de Pasta de Papel.**

El objetivo de la Refinación es mejorar las propiedades mecánicas de la fibra celulósica mediante la acción que un Refinador le puede impartir, al aplicarse energía a través de un conjunto de cuchillas.

#### **VARIABLES DE REFINACIÓN.**

El proceso de Refinación es ampliamente utilizado en la industria de la Celulosa y el Papel, sin embargo, el conocimiento de los parámetros y el comportamiento de las variables que lo afectan no es por todos conocido. La refinación ya no es considerada hoy en día como un arte, sino como una ciencia o una técnica ampliamente definida.

Analizar las variables del proceso de refinación de pasta de papel resulta una ardua tarea debida a la cantidad de variables y la respectiva cantidad de combinaciones que se pueden obtener. Las variables del proceso se pueden dividir por su naturaleza en cuatro campos:

- Variables de disco.
- Variables de diseño.
- Variables de sistema.
- Variables de operación.

#### **VARIABLES DE DISCO:**

Se refieren a las características de los discos de refinación entre las que se tienen:

- Material de fabricación de los discos.
- Ancho de cuchilla.
- Separación de cuchilla.
- Profundidad de cuchillas.

- Ángulo de intersección de los discos.

#### **Material de Fabricación de los Discos.**

La estabilidad del filo de las cuchillas, derivada de la aleación del material utilizado es de gran importancia ya que implica que la energía aplicada en el Refinador sea o no eficientemente trasladada a las fibras. Se consideran cuatro (4) posibilidades: Níquel Endurecido con o sin tratamiento térmico y S/S 17-4-PH con o sin tratamiento térmico.

#### **Ancho de Cuchilla de los Discos.**

El ancho de las cuchillas modifica el número de cortes por unidad de tiempo que se imparten a la fibra y por lo mismo afecta a su desarrollo. Se consideran seis (6) posibilidades: 1.5/16", 2.0/16", 2.5/16", 3.0/16", 3.5/16" y 4.0/16".

#### **Separación de Cuchilla de los Discos.**

Tiene un gran impacto en las características de bombeo del Refinador, modifica el número de cortes por unidad de tiempo que se imparte a la fibra y por lo mismo afecta a su desarrollo. Está directamente relacionado con la longitud promedio de la fibra. Se consideran seis (6) posibilidades en el estator y dos en el rotor: 1.5/16", 2.0/16", 2.5/16", 3.0/16", 3.5/16" y 4.0/16".

#### **Profundidad de Cuchilla de los Discos.**

Tiene un gran impacto en las características de bombeo del Refinador y en la oportunidad de contacto de la fibra con los filos activos de los discos, afecta la eficiencia de aplicación de la energía. Se consideran tres (3) posibilidades: 4/16", 6/16" y 8/16".

### **Ángulo de intersección de los Discos.**

Los ángulos cerrados promueven el corte y los amplios el desarrollo. Tiene un cierto impacto en el efecto de corte de los discos. Se consideran tres (3) posibilidades: 20°, 30° y 40°.

El número de combinaciones de las variables anteriormente revisadas es:

$$4 \times 6 \times 6 \times 3 \times 3 = 1296 \text{ combinaciones.}$$

### **VARIABLES DE DISEÑO:**

Se refiere a las variables de selección del refinador. Estas variables competen al fabricante del equipo y al contar con el mismo se vuelve constante. Entre las variables de diseño se tienen:

- Tipo de Refinador.
- Velocidad Periférica del refinador.

#### **Tipo de Refinador.**

Existen varios tipos de refinadores en el mercado, en cada uno se lleva a cabo el proceso de Refinación en forma similar pero con diferente

eficiencia. Se consideran (3) posibilidades: Doble disco, Cónico y Semi Cónico.

### **Velocidad Periférica del Refinador.**

Tiene un efecto importante en el desarrollo de la fibra, incrementa el número de cortes por unidad de tiempo que se imparten a la fibra, también modifica el tiempo de residencia de la pasta y la oportunidad de contacto de la fibra con los filos activos de los discos. Así mismo, modifica los patrones de flujo y turbulencia interna. El consumo de fuerza muerta se ve directamente afectado y por lo mismo, a la energía disponible para el Refinación. Se consideran tres (3) posibilidades: 4,000, 5,000 y 6,000 ft/min.

El número de combinaciones de las variables de diseño son:

$$3 \times 3 = 9 \text{ combinaciones posibles.}$$

### **VARIABLES DE SISTEMA:**

Están definidas por el arreglo del sistema y quedan constantes al realizar la ingeniería y en la mayoría de los casos ya no se modifican. Dentro de ellas se tienen:

- Tipo de pasta.
- Geometría del sistema.
- Consistencia.

- Temperatura.
- Flujo.
- PH de la pasta.
- Sistema de control.

### **Tipo de Pasta.**

En la mayoría de los casos se utilizan diferentes proveedores del mismo tipo de fibra, o fibras de características diferentes y aunadas a lo anterior existen diferentes tipos de procesos de producción de la misma fibra que modifican sus propiedades.

Está relacionado con la sensibilidad de la pasta. Se consideran cuatro (4) posibilidades: OCC nacional, OCC importado, DKL nacional y DKL importado.

### **Geometría del Sistema.**

La Geometría del Sistema, tuberías, líneas de recirculación, válvulas, etc., tiene una gran importancia en el resultado de la Refinación. Está relacionado con la homogeneidad de la pasta, flujo y control. Existen tres (3) posibilidades: Mala, Regular y Buena.

### **Consistencia de la Pasta.**

Es de gran importancia ya que la proporción de agua y fibra celulósica varía en forma importante con la consistencia. Se consideran tres (3) posibilidades: 3, 4, y 5%.

**Temperatura de la Pasta.**

El Efecto de la temperatura de la pasta en el proceso de Refinación no es despreciable. Está asociado con la viscosidad del agua y con la hidratación de la fibra. Hay tres (3) posibilidades: Baja, Media y Alta.

**Flujo de Pasta al Refinador.**

Está asociado con la separación entre los discos, Drenabilidad (Freeness) de la Pasta, tipo de fibra, presión de alimentación, tiempo de residencia y oportunidad de contacto de la pasta con los filos de los discos y tiene un impacto alto en el efecto de Refinación. Se consideran tres (3) posibilidades: Baja, Óptima y Alta.

**pH de la Pasta.**

Al igual que la temperatura, el pH de la pasta tiene un efecto significativo en el resultado del proceso de Refinación. Está relacionado con la hidratación de la fibra. Se consideran tres (3) posibilidades: Bajo, Neutro y Alto.

**Sistema de Control de Refinación.**

El Tipo de Sistema de Control del Refinador tiene un efecto de suma importancia en el resultado de la Refinación.

Está relacionado con la repetividad de la operación bajo variaciones de proceso. Se consideran tres (3) posibilidades: Manual, Semi Automático y Automático.



La instrumentación mínima requerida para cualquier sistema de refinación consiste en un medidor de flujo y medidores de presión a la entrada y a la salida del refinador.

En la siguiente discusión las abreviaturas utilizadas son las siguientes:

CSIC: Indicador y Controlador de Consistencia.

PIC: Indicador y Controlador de Presión.

FIC: Indicador y Controlador de Flujo.

PS: Interruptor de Presión.

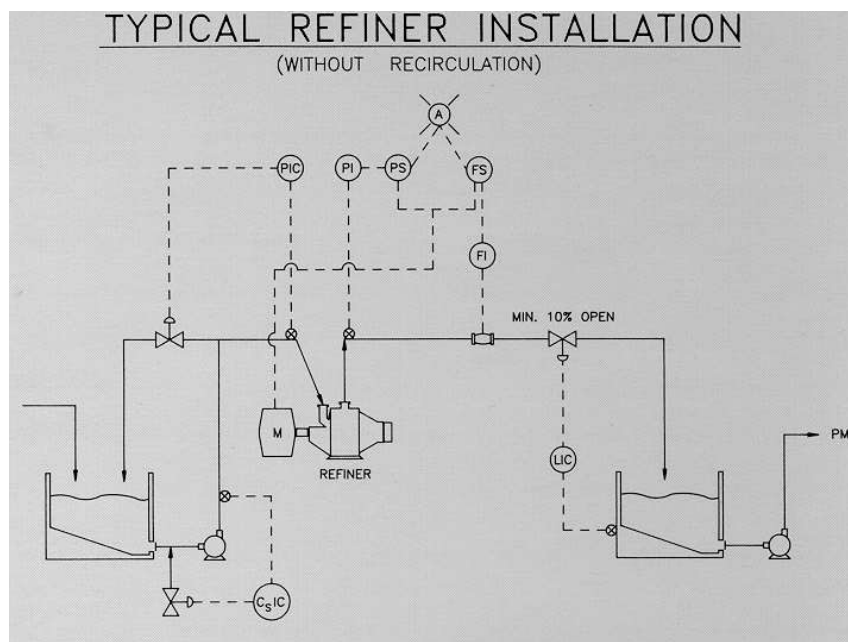
FS: Interruptor de Flujo.

Para sistemas de refinación simples, con un solo refinador, existen dos tipos de Sistemas de control:

- Refinador simple sin recirculación.
- Refinador Simple con recirculación.

***El sistema de refinador simple sin recirculación*** es usado cuando el refinador tiene la energía suficiente y la capacidad de manejar el flujo para la producción proyectada en relación con los requerimientos de calidad de fibra. En este sistema la relación de flujo puede variar pero no excesivamente ni bajo para requerir recirculación. La pasta refinada pasa directamente al siguiente paso del proceso. El sistema de control utilizado puede ser por energía específica o por drenabilidad.

En general, este sistema tiene un control sobre la presión de entrada al refinador. Generalmente la presión de entrada al refinador se mantiene entre los 20 y 40 psig (138 – 276 KPa).



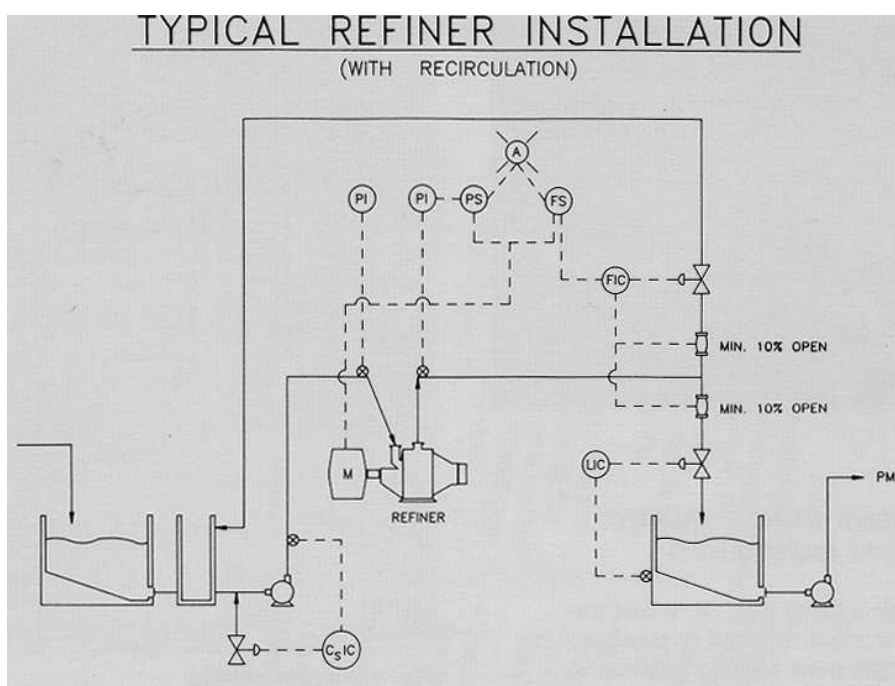
**FIGURA 1.19 INSTALACIÓN TÍPICA DE REFINADOR SIMPLE SIN RECIRCULACIÓN.**

*El sistema de refinador simple con recirculación es usado para la capacidad máxima proyectada pero es sobredimensionada para las demandas mínimas. El flujo bajo va en detrimento de una buena operación de refinación y puede causar el desgaste de los discos de refinación y una pobre calidad de la fibra refinada.*

Los sistemas de recirculación son usados por consideraciones de seguridad. Mientras se tenga una instrumentación apropiada y un sistema

de control de refinación sin recirculación se puede operar con seguridad, este sistema en un factor extra de seguridad para no permitir condiciones de operación sin flujo.

En este sistema, la pasta es recirculada desde la descarga del refinador hasta la succión de la bomba de alimentación del refinador. Este sistema es similar al anterior solo con la adición del control de recirculación.



**FIGURA 1.20 INSTALACIÓN TÍPICA DE REFINADOR SIMPLE CON RECIRCULACIÓN.**

El número de combinaciones posibles son:

$$3 \times 3 \times 3 \times 3 \times 4 \times 3 \times 3 = 2916.$$

**VARIABLES DE OPERACIÓN:**

La única variable de operación es la:

### **Presión ejercida entre los Discos.**

Para lograr una Refinación eficiente es necesario que la película de pasta entre las cuchillas sea de cierto espesor. Esto puede relacionarse con flujo y presión de alimentación de la pasta, la carga aplicada y la longitud de la fibra. Se consideran tres (3) posibilidades: Baja, Media y Alta Presión.

Todas las anteriores variables pueden ocurrir en forma independiente, para un Refinador en una aplicación en particular, por lo que el número total de posibilidades es el producto de todas las variaciones posibles, o sea:

$$1296 \times 9 \times 2916 \times 3 = 102,036,672 \text{ combinaciones!}$$

### **1.4 Incidencia de la Falta de Refinación de la Fibra Corta en el Aumento de Capacidad de Producción.**

En la introducción se indicaba la existencia de dos condiciones de funcionamiento de la refinación que limitan el aumento de la capacidad del Molino 2 al 40%, aquí se revisa el porqué estas condiciones limitaban el aumento de capacidad del Molino 2.

Son dos las condiciones limitantes:

La consistencia de la fibra corta que sale del Fraccionador.

La baja drenabilidad de la fibra corta.

Se revisa individualmente de que manera estas condiciones afectan el aumento de capacidad propuesto.

#### INCIDENCIA DE LA CONSISTENCIA.

Cuando sale la fibra del fraccionador clasificándose en fibra corta y fibra larga, la primera, que es objeto de nuestro estudio, sale con una consistencia del 2%. Esta consistencia tiene doble incidencia en el proceso.

Por una parte, el flujo másico para determinadas características de bombeo. Por otro lado para la implantación del refinador se requiere una mayor consistencia para las condiciones óptimas de funcionamiento de estos equipos.

Las condiciones iniciales de operación se expresaban de la siguiente manera:

$$60 / 2.0 / 504$$

Esto indica que se manejaban inicialmente 60 TM/día al 2% de consistencia con un caudal de 504 GPM.

Con el aumento de capacidad de producción en el 40% se tenía:

$$60 \times 1.4 = 84 \text{ TM/día.}$$

Si se hubiese mantenido la consistencia al 2% el caudal manejado sería:

$$Q = \frac{TM / D}{C\% \times 0.06}$$

$$Q = \frac{84}{2 \times 0.06}$$

$$Q = 700 [GPM]$$

A este caudal se sumaban los 857 [GPM] del flujo de la segunda etapa de refinación de la fibra larga y 44 [GPM] promedio de retorno del laso de control del Cajón de Nivel Constante de Máquina con lo cuál se necesitaría una bomba que maneje el siguiente caudal:

$$Q_T = 700 + (857 \times 1.4) + (44 \times 1.4) = 1961.6 [GPM]$$

Esto indica que se necesitaba una bomba de mayor caudal y por lo tanto de mayor consumo de energía.

El estudio realizado por el asesor externo recomienda la implantación de un refinador para la fibra corta con una consistencia del 4.5% se tendrá:

$$Q = \frac{TM / D}{C\% \times 0.06}$$

$$Q = \frac{84}{4.5 \times 0.06}$$

$$Q = 311 [GPM]$$

Con lo cual las condiciones de bombeo se reducen a:

$$Q_T = 311 + (857 \times 1.4) + (44 \times 1.4) = 1572.6 [GPM]$$

Pero la mayor limitación al aumento de capacidad del molino está en la drenabilidad de la fibra corta lo que hace necesario la implantación del refinador de fibra corta.

#### INCIDENCIA DE LA DRENABILIDAD.

La segunda limitación para el aumento de producción es la drenabilidad en la pulpa de papel en la mesa de formación, donde el papel se seca por medio de la succión por el vacío aplicado a lo largo de la Mesa de formación (Fourdrinier).

Según el estudio para la ampliación de la producción realizado por el consultor externo se concluyó que la drenabilidad de la fibra corta limitaba el drenaje en la mesa de formación impidiendo de esta manera aumentar la velocidad de la tela del Fourdrinier.

La baja drenabilidad se producía porque la fibra corta (fibras con longitud menor a 2 mm) y los finos (fibras de longitud menor a 0.5 mm) producían un enlace de fibras muy estrecho, lo que dificultaba que el agua se pueda drenar del papel que se estaba formando.

El flujo de pulpa que llegaba al Fourdrinier tenía las siguientes características:

*219/0.8/4563*

Esto significa que llegaban 219 TM/Día con una consistencia de 0.8 y un caudal de 4563 GPM.

Al salir del Fourdrinier el papel llegaba con las siguientes características:

$$219/28.7/127$$

Esto significa que la consistencia del papel aumentaba a 28.7 y el flujo del contenido del papel era de 127 GPM.

Esto quiere decir que el flujo de drenaje en la mesa de formación era:

$$Q_d = Q_e - Q_s$$

Donde:

$Q_d$  : Flujo de drenaje de la mesa de Formación.

$Q_e$  : Flujo de alimentación al Fourdrinier.

$Q_s$  : Flujo de salida del Fourdrinier.

Entonces:

$$Q_d = 4563 - 127$$

$$Q_d = 4436 [GPM]$$

Las características del funcionamiento del Fourdrinier eran los siguientes.

Velocidad de la tela: 238 m/min.



Ancho de la mesa de formación: 4.52 m.

Longitud de la mesa de formación: 14 m.

El parámetro de medición de la drenabilidad es la Norma Canadiense de Drenabilidad (Canadian Standard Freeness CSF). Este parámetro se basa en el drenaje por gravedad a través de un tamiz (en nuestro caso es la tela de la mesa de formación), e indica cuanto demora en drenarse una cantidad determinada de agua en una muestra de una masa especificada.

Para la condición inicial de funcionamiento la medida promedio era: 419 CSF.

Esto significaba una gran velocidad de drenaje, pero paradójicamente esto impedía aumentar la velocidad de máquina debido a que el drenaje era localizado, lo cual provocaba perforaciones en el producto terminado por lo que se debía correr la máquina con cuidado para evitar que se produzcan agujeros de gran tamaño.

El rango de freeness recomendado está entre los 200 y 300 CSF. Al ser mezclado con la fibra larga, el freeness global baja, pero el freeness de la fibra corta era muy alto por lo que se debió bajarlo a valores cercanos al máximo CSF recomendado para producir un drenaje más uniforme lo que

obtuvo un producto terminado de mejor calidad y facilitó el aumento en la velocidad de la tela del Fourdrinier y aumentó la producción.

En el proyecto se busca aumentar la velocidad de la tela de la mesa de formación a 300 m/min y aumentar la longitud de la mesa a 17 m.

### **1.5 Aumento de Producción y Calidad del Producto Terminado por Medio de la Refinación de la Fibra Corta.**

Con el fin de facilitar el aumento de capacidad de producción y la Calidad del producto terminado el consultor recomendó la implantación de un Espesador de Fibra para aumentar la consistencia de la pulpa del 2 al 4.5%, y además recomendó la implantación de un refinador para la fibra corta para que mejore la drenabilidad del papel en la mesa de formación, de acuerdo a la Fig. 1.21.

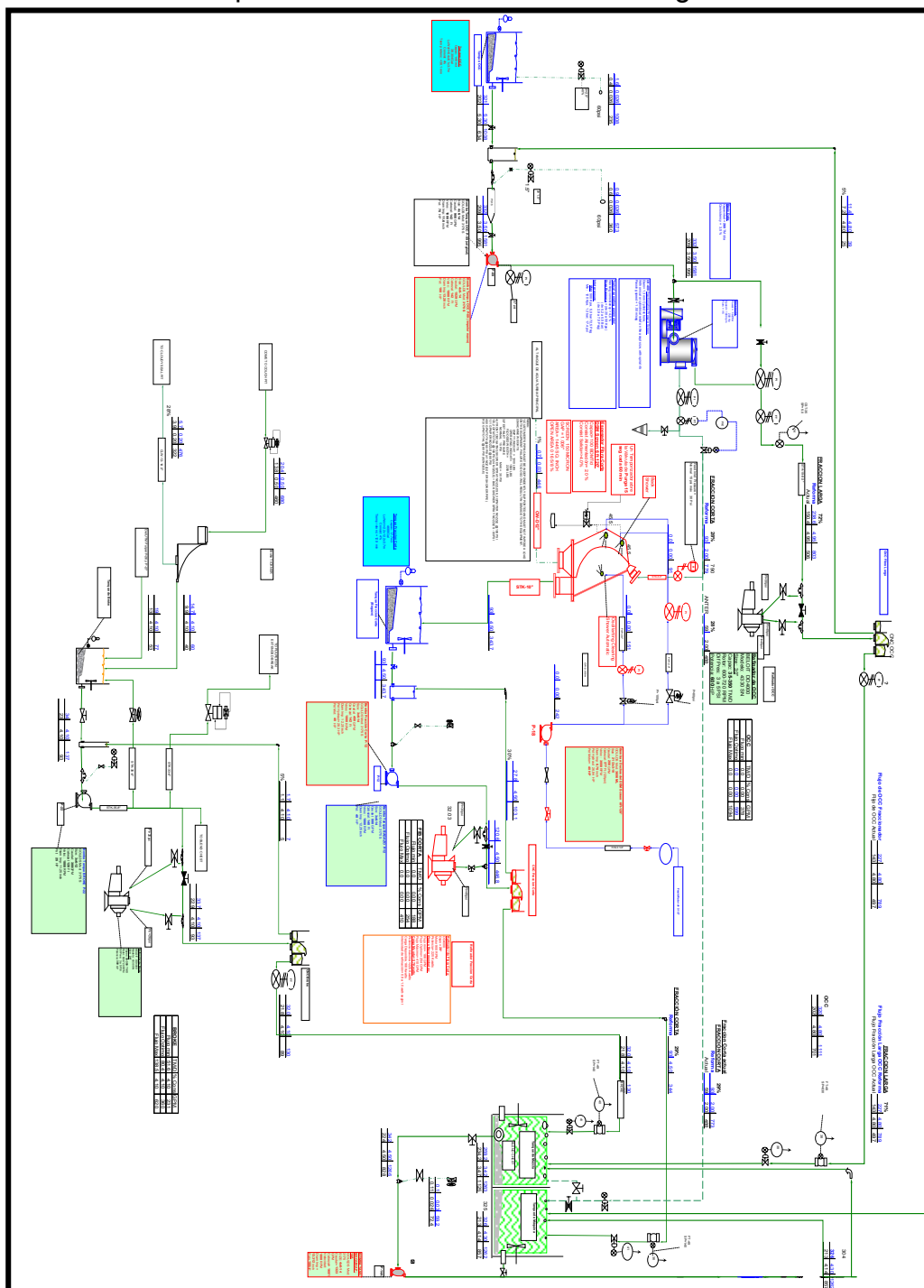
Para lograr el objetivo planteado el consultor procedió a:

- Definir y seleccionar las variables del proceso de refinación.
- Seleccionar el espesador y el refinador necesarios.

### **DEFINICIÓN Y SELECCIÓN DE LAS VARIABLES DEL PROCESO DE REFINACIÓN DE PASTA DE PAPEL**

Como se revisó en capítulos anteriores existían alrededor de 170.000 posibles combinaciones para seleccionar en las variables de funcionamiento del proceso de refinación que estamos seleccionando.

Las variables del proceso de refinación fueron las siguientes:



**FIGURA 1.21 FLUJOGRAMA DE PROCESO CON LA IMPLANTACIÓN DE LA LÍNEA DE REFINACIÓN DE FIBRA CORTA**

- Variables de Disco.
- Variables de Diseño.
- Variables de Sistema.
- Variables de Operación.

Las variables de disco se definieron de acuerdo a los productos ofrecidos por los fabricantes de maquinarias. Se determinaron por las siguientes características:

- Material.
- Ancho de cuchillas.
- Separación de las cuchillas.
- Profundidad de las cuchillas.
- Ángulo de intersección de las cuchillas.

Las *Variables de Diseño* se determinaron por:

- Tipo de Refinador.
- Velocidad periférica del refinador.

Para el tipo de refinador existían 3 posibilidades, doble disco, cónico y semi cónico.

Como se vio anteriormente los mejores resultados se obtienen con refinadores de doble disco, pero a parte de este análisis se decidió por

esta opción debido a que la empresa contaba con un refinador doble disco 20/24” el cuál se envió a Estados Unidos a la empresa Engineering Services para su reconstrucción.

La velocidad periférica del disco del refinador se calculó por:

$$Vp = \frac{D}{12} \times \pi \times (RPM)$$

$$Vp = \frac{20}{12} \times \pi \times (900)$$

$$Vp = 4712.4 \text{ Ft/min}$$

Las *Variables del Sistema* se determinaron por:

- Tipo de pasta.
- Geometría del sistema.
- Densidad.
- Temperatura.
- Flujo.
- pH de la pasta.
- Sistema de control.

Los tipos de pasta seleccionados fueron OCC y DKL. Para proceso de diseño se supuso las condiciones más críticas de operación por lo que se diseñó el sistema para OCC.

La geometría del sistema se dimensionó para obtener velocidades de flujo entre 5 y 7 ft/min de acuerdo las recomendaciones de los productores de papel.

Como se mostró anteriormente, la consistencia incide sobre la calidad de la refinación y por lo tanto sobre las propiedades físicas obtenidas en el producto final. El proceso de refinación se puede realizar con una consistencia entre el 2 al 5% de consistencia. Para el proceso de refinación con una consistencia del 2% se obtiene una refinación muy pobre, lo cual se refleja en una mala calidad del producto final. Por el contrario para la refinación en consistencia del 5% se obtienen muy buenos resultados. La recomendación del consultor es trabajar con una consistencia del 4.5%.

La temperatura promedio del flujo de pasta es de 50 °C.

El flujo se definió por la capacidad de producción de la Máquina de Papel del Molino 2. Se determinó que el flujo de pasta que pase por el refinador sea 450 GPM al 4.5% de consistencia, lo que equivale a 120 TM/Día

El pH de la pasta fluctúa entre 6 y 6.5 siendo por lo tanto levemente ácida.

Las alternativas de sistemas de control para el proceso de refinación fueron:

- Refinación simple sin recirculación
- Refinación simple con recirculación.
- Refinación doble en serie.
- Refinación doble en paralelo.

Para el caso de la refinación de fracción corta se consideró refinación simple con recirculación.

A su vez existían cuatro tipos de control de refinación:

- Manual.
- Potencia.
- Energía específica.
- Drenabilidad.

El tipo de control seleccionado fue el de drenabilidad porque controla el freeness obtenido en la refinación con la intensidad de refinación.

Las *Variables de Operación* se comprenden por la presión entre los discos de refinación. La presión mínima en la succión del refinador debe ser de 25 psig estando el valor óptimo de presión entre 30 y 35 psig.

## **SELECCIÓN DEL ESPESADOR Y REFINADOR DE FRACCIÓN CORTA.**

El flujo que ingresa al Fraccionador de Fibra tiene la siguiente característica:

$$320 / 3.5 / 1530$$

El fraccionador separa la fibra en el 71% de Fibra Larga y 29% de Fibra Corta.

La relación entre el Tonelaje y el caudal se dio por medio de la siguiente relación:

$$Q = \frac{100}{6} x \frac{Tm / Día}{\%C}$$

De esta manera para la Fibra Larga se tuvo lo siguiente:

$$Tm/día = 320 x 0.71 = 227.2 Tm/día.$$

La consistencia es dada por la operación del Fraccionador y es del 4.95%.

$$Q = \frac{100}{6} x \frac{227.2}{4.95}$$

$$Q = 765 GPM.$$

Estas condiciones de flujo se representan de la siguiente manera:

$$227.2 / 4.95 / 765$$

Para la Fibra Corta se tiene:

$$Tm/día = 320 x 0.29 = 92.8 Tm/día.$$

La consistencia de la fibra corta que sale del Fraccionador es 2%.

$$Q = \frac{100}{6} x \frac{92.8}{2}$$

$$Q = 773.3 GPM.$$

Estas condiciones de flujo se representan de la siguiente manera:



### 92.8 / 2 / 773.3

Con estos valores se procedió a la selección de los equipos principales del circuito de refinación de fibra corta los cuales fueron:

- Espesador de fibra
- Refinador de fibra corta.

#### SELECCIÓN DEL ESPESADOR DE FIBRA:

La selección del Espesador de Fibra se basó en los siguientes Parámetros.

- Consistencia debe pasar de 2% a 4.5%.
- Capacidad 100 Tm/día.
- Costo del Equipo.

La selección se la realizó por medio del cuadro comparativo adjunto.

**TABLA 2  
CUADRO COMPARATIVO PARA SELECCIÓN DEL ESPESADOR DE FIBRA.**

FECHA:	02/05/2007						
POR:	VINICIO SOLÍS						
TABLA:							
CLIENTE:	PAPELERA NACIONAL S.A.						
SISTEMA DE REFINACIÓN:	PREPARACIÓN DE PASTA. MOLINO 2						
MATERIA PRIMA:	100% OCC						
PRODUCTO:	CORRUGADO MEDIO CM146						
PARÁMETROS A SER CUMPLIDOS:	LLEVAR CONSISTENCIA DEL 2% AL 4.5% CAPACIDAD 94 TM/D						
EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD (TM/D)	CONSISTENCIA (%C)	COSTO (USD)	PROVEEDOR	PROCEDENCIA	DESCRIPCIÓN
DORR OLIVIER DSM SCREEN 6FT 120°	GL&V	100	2 - 4,5	54,936.00	NATICK	USA	NUEVO
GOROSTIDI 7B	GOROSTIDI	75	2 - 4,5	58,000.00 €	GLOBEX	MÉXICO	USADO
HIDRODISC HYD 26 03/03	VOITH	100	2 - 4,5	300,000.00 €	VOITH	BRASIL	NUEVO
DEWATERING MACHINE OK 4000	PAPCEL	250	2 - 4,5	142,129.00 €	PAPCEL	REP. CHECA	NUEVO

Por costo y capacidad de espesamiento se seleccionó el equipo de GL&V.

La función principal del Espesador es aumentar la consistencia separando la fibra a una consistencia del 4.5 % y la otra parte agua turbia al 0.026%. Considerando porcentaje de separación entre Fibra Corta y Agua Turbia se tuvo 99.25% y 0.75% de la carga recibida.

De esta manera se tuvo para el agua turbia:

$$Tm/día = 92.8 \times 0.0075 = 0.696 \text{ Tm/día.}$$

Con el 0.026% de consistencia se obtuvieron:

$$Q = \frac{100}{6} \times \frac{0.696}{0.026}$$

$$Q = 446.15 \text{ GPM.}$$

Por lo tanto:

$$\mathbf{0.696 / 0.026 / 446.15}$$

Este caudal se lo direccionó hacia el Tanque de Agua Turbia que se utiliza para la dilución de la pasta en el Disgregador (Hidropulper).

Para la Fibra Corta se tuvo:

$$Tm/día = 92.8 \times 99.25 = 92.10 \text{ Tm/día}$$

Como se vió anteriormente, la fibra corta sale del Espesador con una consistencia del 4.5%, por lo tanto:

$$Q = \frac{100}{6} \times \frac{92.1}{4.5}$$

$$Q = 341.11 \text{ GPM}$$

En resumen se tiene lo siguiente:

$$92.1 / 4.5 / 341.11$$

La fibra espesada se almacena en el tanque de fibra corta para luego ser bombeada al Refinador.

### **SELECCIÓN DEL REFINADOR DE FIBRA CORTA.**

Dentro de la selección del equipo de refinación primeramente se procedió a determinar el diámetro del disco de refinación y su velocidad de rotación. Esta selección se la realizó a partir de la Tabla de Flujos Recomendados en Refinadores de Doble Disco. Para el flujo de 341.11 GPM se encontró que el diámetro de los discos de refinación es de 20" a 900 RPM.

En la empresa se contó dentro de la bodega alterna con dos refinadores doble disco marca Beloit. Uno es del tipo DD 4000 20"/24" y otro tipo DD400 030"/32" por lo que se contactó con la compañía S.P. Engineering Service de Cabo Coral Florida la cual es una compañía especializada en la reconstrucción de equipos de la industria papelera para reparar el refinador de doble disco 20"/24".

La potencia del motor también se determinó por tabla para el caudal, diámetro de disco y rotación de los discos. El valor de potencia seleccionado fue de 225 KW.

Luego se determinó el aprovechamiento de la potencia del motor para lo cual se determinaron los valores de las cargas.

La carga muerta (CM) se determinó de la siguiente fórmula:

$$CM = D^{4.249} \times N^3 \times 2.299 \times 10^{-13}$$

Donde

D: Diámetro del disco [plg].

N: Número de revoluciones [RPM]

Por lo tanto:

$$CM = 20^{4.249} \times 900^3 \times 2.299 \times 10^{-13}$$

$$\mathbf{CM = 56.54 KW.}$$

Este resultado indicó que de la potencia total del motor 56.54 KW se destinan a pérdidas por fricción, bombeo de los discos de refinación, pérdidas por eficiencia del motor y pérdidas por la geometría del refinador.

La Carga disponible (CD) se determinó mediante la fórmula:

$$CD = CT - CM$$

Donde:

CT: Carga Total = Potencia del Motor = 225 KW.

Por lo tanto:

$$CD = 225 - 56.54$$

$$CD = 168.46 \text{ KW.}$$

Este valor indicó que de los 225 KW de la potencia del motor están disponibles 168.46 KW para la refinación de la pasta.

Existieron además otros valores que fueron necesarios determinar para comprender el funcionamiento del proceso de refinación entre los que se tuvieron:

La Energía Gruesa (EG) indica la razón de la potencia total del motor para la carga refinada en Toneladas.

$$EG = \frac{CT}{T}$$

Donde:

T: Carga refinada [TM/H]

Por el refinador pasan 92.1 TM/Día por lo tanto:

$$T = \frac{92.1 \text{ TM}}{1 \text{ Día}} \times \frac{1 \text{ Día}}{24 \text{ hr}}$$

$$T = 3.84 \text{ TM/hr}$$

Entonces:

$$EG = \frac{225}{3.84}$$

$$EG = 58.63 \text{ GKWh/TM}$$

La Energía Neta (*EN*) indica la razón de la Carga disponible aplicada a las Toneladas refinadas.

$$EN = \frac{[CT - CM]}{T}$$

$$EN = \frac{[225 - 56.54]}{3.84}$$

$$EN = 43.87 \text{ NKWh/T}$$

La eficiencia de Refinación se determinó por:

$$ER1(\%) = \frac{CA}{CA + CM} \times 100\%$$

Donde:

CA: Carga Aplicada se determinó por:

$$CA = \frac{(TM / D)(HPD / T)(0.746)}{(LNS)(R / L)}$$

*TM/D* = 92.1 (Toneladas refinadas por día)

*HPD/T* = 1 (Propiedad del refinador)

*LNS* = 1 (Líneas de refinación fracción corta)

$R/L = 1$  (Refinadores por línea)

Por lo tanto:

$$CA = \frac{(92.1)(1)(0.746)}{(1)(1)}$$

$$CA = 68.71 \text{ KW.}$$

Entonces:

$$ER1(\%) = \frac{68.71}{68.71 + 56.54} \times 100\%$$

$$ER1 = 54.86\%$$

Por lo tanto la eficiencia de la refinación calculada fue 54.86%.

La eficiencia del refinador ( $ER2$ ) se determinó por:

$$ER2(\%) = \frac{CT - CM}{CT} \times 100\%$$

$$ER2(\%) = \frac{225 - 56.54}{225} \times 100\%$$

$$ER2 = 75\%$$

Por lo tanto el refinador trabaja al 75% de Eficiencia.

El tipo de discos de refinación seleccionados fueron: 20EJ113/114.

Para este tipo de discos de refinación el número de cruces fue:

$$NC = 3.81 \text{ Km/REV}$$

La longitud activa de filo por unidad de tiempo se determinó por:

$$LAT = NC \times RPM / 60$$

$$LAT = (3.81) \times (900) / 60$$

$$LAT = 57.15 \text{ Km/seg.}$$

La velocidad periférica del disco del refinador se definió por:

$$V_p = \frac{D}{12} \times \pi \times (RPM)$$

$$V_p = \frac{20}{12} \times \pi \times (900)$$

$$V_p = 4712.4 \text{ Ft/min}$$

Las condiciones paramétricas de flujo se determinaron por medio del siguiente procedimiento:

$$\text{Flujo mínimo} = D^2 \times 0.4465 \times \pi \times \frac{D}{12} \times \frac{RPM}{5000}$$

$$\text{Flujo mínimo} = 20^2 \times 0.4465 \times \pi \times \frac{20}{12} \times \frac{900}{5000}$$

$$\text{Flujo mínimo} = 168 \text{ GPM}$$

$$\text{Flujo óptimo} = D^{2.08} \times 0.535 \times \pi \times \frac{D}{12} \times \frac{RPM}{5000}$$

$$\text{Flujo óptimo} = 20^{2.08} \times 0.535 \times \pi \times \frac{20}{12} \times \frac{900}{5000}$$

$$\text{Flujo óptimo} = 256 \text{ GPM}$$

$$\text{Flujo máximo} = D^{2.26} \times 0.5275 \times \pi \times \frac{D}{12} \times \frac{RPM}{5000}$$

$$\text{Flujo máximo} = 20^{2.26} \times 0.5275 \times \pi \times \frac{20}{12} \times \frac{900}{5000}$$



*Flujo máximo= 433 GPM.*

Por último se determinó el valor más importante para el proceso de refinación, la cual es la Intensidad de refinación la cual se definió por:

$$I = \frac{(TM / D) \times (HPD / T) \times (0.746)}{(LNS) \times (R / L) \times (NC) \times (RPM / 60)}$$

$$I = \frac{(92.1) \times (1) \times (0.746)}{(1) \times (1) \times (57.15)}$$

$$I = 1.2 \text{ Ws/m}$$

# CAPÍTULO 2

## 2. EJECUCIÓN DEL PROYECTO

### 2.1 Cálculo y Selección de Equipos Auxiliares

En este capítulo se procedió a realizar el cálculo y selección de los siguientes equipos auxiliares:

- Tanque de almacenamiento de fibra corta.
- Agitador para tanque de almacenamiento.
- Stand Pipe de Bomba de alimentación al refinador.
- Bomba de alimentación al refinador.
- Cajón de Nivel Constante.

**DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE FIBRA CORTA.**

De acuerdo a las recomendaciones técnicas para almacenamiento de pulpa de papel se estableció un tiempo mínimo de almacenamiento de 12 minutos.

Además se estableció que la base del tanque de almacenamiento debe ser cuadrada para distribuir uniformemente la agitación al interior del tanque.

Debido al espacio disponible se determinó la base del interior del tanque en 2200x2200 mm, por lo tanto el área de la base es:

$$A = B \times W;$$

Donde:

$$B = 2200 \text{ mm} = 2.2 \text{ m.}$$

$$W = 2200 \text{ mm} = 2.2 \text{ m.}$$

Entonces:

$$A = 2.2 \times 2.2$$

$$A = 4.84 \text{ m}^2$$

El caudal de fibra corta espesada que iba a llegar al tanque de almacenamiento fue de 341.11 GPM.

Convirtiendo unidades se tuvo:

$$\frac{341.11 \text{ G ln } s}{1 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{264.17 \text{ G ln } s} = 1.29 \text{ m}^3 / \text{min.}$$

Multiplicando por el tiempo de almacenamiento de 12 minutos:

$$\frac{1.29m^3}{1 \text{ min}} \times 12 \text{ min} = 15.5 m^3$$

El volumen del tanque se calculó por:

$$V=AxH$$

Despejando H:

$$H = \frac{V}{A}$$

$$H = \frac{15.5}{4.84}$$

$$H = 3.2 \text{ m.}$$

Debido a la acidez de la pasta fue necesario cubrir el interior con cerámica para prevenir el deterioro de la superficie interior del tanque.

### **SELECCIÓN DEL AGITADOR PARA EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.**

Primeramente se seleccionó la ubicación del agitador para lo cual se debió seleccionar entre agitador de techo y agitador de pared. Se partió de la siguiente matriz de decisión:

**TABLA 3**  
**RECOMENDACIONES PARA LA UBICACIÓN DE AGITADORES PARA**  
**TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE PULPA SEGÚN NORMAS**  
**TAPPI**

Geometría del Tanque	Entrada por pared	Entrada por techo
Aplicación	Recomendado cuando el nivel de agitación es no mayor al 100% de la dimensión del tanque.  No tiene límite de aplicación.	Bueno para recipientes altos con relaciones de nivel a diámetro del tanque mayor a 1. No aplicable para tanques de alta densidad.
Costos de inversión	Bajo.	Alto.
Mantenimiento	Alto.	Bajo.
Potencia	Alta.	Baja.
Sello del eje	Dispositivo requerido.	Usualmente no requerido.
Asentamiento	Requiere alojamiento en pared	Requiere alojamiento de techo con claro para mantenimiento.

La forma cuadrangular de la base y a la alta densidad del fluido contenido en el tanque fueron factores determinantes para utilizar un agitador de pared.

De acuerdo a las normas TAPPI en su sección TIP 0420-13 se indicó para la presente configuración la necesidad de un solo agitador.

Para dimensionar el agitador se partió del volumen del tanque de almacenamiento y de la densidad de su contenido.

Como se vio en capítulos anteriores, la concentración de la pasta fue de 4.5% con lo cual se determinó la densidad por medio de la siguiente relación dada por la Canadian Pulp & Paper Association:

Densidad:  $\rho_p$

$$\rho_p = 0.624 * C$$

$$\rho_p = 0.624 * 4.5$$

$$\rho_p = 2.81 \frac{lb}{ft^3}$$

Pasando al S.I. para determinar la densidad de la pasta con el 4.5% de concentración y tomando en cuenta que por cada libra de pasta se tuvo 21.2 lb de agua para esta concentración:

$$\frac{(2.81 + (2.81 * 21.2))lb}{1ft^3} * \frac{0.4536Kg}{1lb} * \frac{1ft^3}{0.0283m^3} = 999.9 Kg/m^3 @ 50^\circ C$$

El volumen del tanque se calculó en 15.5 m<sup>3</sup> lo que equivale a 3962.58 galones.

De acuerdo a la tabla de relaciones hp/rpm para mezclado y teniendo una escala de agitación 2 se obtuvo el siguiente requerimiento:

Potencia: 5 hp.

Rotación: 125 rpm.

### **SELECCIÓN DE BOMBA PARA ALIMENTACIÓN DEL REFINADOR.**

Para la selección de la bomba se partió del teorema de Bernoulli, aplicando la ley de la conservación de energía en flujo de fluidos en tuberías. Este teorema estableció que la energía total en un punto cualquiera por encima de un plano horizontal arbitrario fijado como referencia sea igual a la suma de la altura geométrica, la altura debida a la presión y a la altura debida a la velocidad.

$$Z + \frac{P}{\rho g_n} + \frac{v^2}{2g_n} = H$$

Considerando la conservación de la energía entre dos puntos y tomando en cuenta la energía perdida por rozamiento y la energía aplicada por la bomba se tuvo lo siguiente:

$$h_B + Z_1 + \frac{P_1}{\rho_1 g_n} + \frac{v_1^2}{2g_n} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho_2 g_n} + \frac{v_2^2}{2g_n} + h_L$$

Para resolver esta ecuación se tomaron las siguientes consideraciones:

- Flujo totalmente desarrollado.
- Flujo estable.

- $\rho_1 = \rho_2$ .
- Viscosidad constante.

$$Z_1 = 0$$

$$V_1 = 0$$

Por lo tanto:

$$h_B + Z_1 + \frac{P_1}{\rho g_n} + \frac{v_1^2}{2g_n} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g_n} + \frac{v_2^2}{2g_n} + h_L$$

Despejando el cabezal de la bomba se tuvo:

$$h_B = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g_n} + \frac{v_2^2}{2g_n} + h_L - \frac{P_1}{\rho g_n}$$

Resolviendo para cada término tenemos:

$Z_2 = 6.4 \text{ m}$  = (distancia entre el eje de la bomba y el punto más alto de la tubería).

$$\frac{P_2}{\rho g_n} = \frac{(30 \text{ psi})(6894.75 \text{ Pa} / \text{psi})}{(1000 \text{ Kg} / \text{m}^3)(9.8 \text{ m} / \text{seg}^2)} = 21.12 \text{ m}$$

$$\frac{v_2^2}{2g_n}$$

Para el cálculo de la velocidad para flujo de pasta, el Manual Cameron Hydraulic Data en su Pág. 3-88 recomendó la siguiente expresión:



$$V = \frac{Q \times 0.321}{A}$$

El caudal calculado anteriormente fue:

$$Q_1 = 341.11 \text{ GPM.}$$

A este caudal se agregó el rebose producido en el cajón de nivel constante que según las normas TAPPI está en el orden del 30% por lo que:

$$Q = 341.11 + 30\%$$

$$Q = 443.44 \text{ GPM.}$$

Para tubería de 6" sch 10 se tuvo la siguiente sección transversal:

$$A = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} (6.357)^2$$

$$A = 31.74 \text{ plg}^2$$

Por lo que la velocidad del flujo de pasta fue:

$$V = \frac{443.44 \times 0.321}{31.74}$$

$$V = 4.48 \text{ ft/seg.} / 3.28 \text{ ft/m}$$

$$V = 1.37 \text{ m/seg.}$$

*Por lo tanto:*

$$\frac{v_2^2}{2g_n} = \frac{(1.37)^2}{2(9.8)} = 0.10 \text{ m}$$

Para la expresión:

$$\frac{P_1}{\rho g_n} = 3.2 \text{ m (altura de nivel de fluido al interior del tanque).}$$

Para el cálculo de pérdidas se siguieron las recomendaciones del Manual de Cameron Hydraulic Data que se basó en estudios realizados por la Universidad de Maine, denominadas correlación de Brecha y Heller que obtuvieron la relación denominada número seudo Reynolds y las siguientes relaciones:

$$\text{Número seudo Reynolds: } Re = \frac{D^{0.205} x V x \rho}{C^{1.157}}$$

$$\text{Factor de fricción: } f = \frac{3.97}{Re^{1.636}}$$

$$\text{Pérdida por fricción: } h_f = \frac{fxV^2 xLxK}{D}$$

Donde:

$A$  = Área de la sección transversal de la tubería -  $\text{plg}^2$ .

$C$  = % consistencia de la pasta.

$D$  = Diámetro interior de la tubería – pies.

$f$  = Factor de fricción.

$h_f$  = Pérdida por fricción – pies de agua.

$K$  = Factor de multiplicación de fricción.

$L$  = Longitud de tubería – pies.

$\rho$  = Densidad de la pasta – lbs/pie<sup>2</sup> .

Q = Flujo volumétrico – GPM.

Re = Número Pseudo Reynolds.

V = Velocidad promedio dentro de la tubería – pies/seg.

Calculando el Número Pseudos Reynolds se obtuvo:

$$Re = \frac{D^{0.205} x V x \rho}{C^{1.157}}$$

$$Re = \frac{(6.357" x 0.53)^{0.205} x (4.48) x (62.17)}{(4.5)^{1.157}}$$

$$Re = 42.88.$$

El factor de fricción fue:

$$f = \frac{3.97}{Re^{1.636}}$$

$$f = \frac{3.97}{(42.88)^{1.636}}$$

$$f = 0.0085$$

La longitud de tuberías obtenido fue de 66.3 pies.

Por lo que las pérdidas por fricción resultaron en:

$$h_f = \frac{f x V^2 x L x K}{D}$$

$$h_f = \frac{0.0085 x 4.48^2 x 66.3 x 0.9}{0.53}$$

$$h_f = 19.2 \text{ ft.} = 5.85 \text{ m}$$

Para calcular las pérdidas en los accesorios se utilizó la siguiente relación:

$$h_f = k \frac{V^2}{2g}$$

dividida para un factor de corrección de 0.94 recomendada para una consistencia de 4.5% según el Manual Cameron Hidraulic Data en su Pág. 4-49.

Calculando las pérdidas para codos se consideraron las recomendaciones del Manual Cameron Hidraulic Data en la Pág. 3-113 para codos.

Según la relación r/d:

$$\frac{r}{d} = \frac{9}{6.625} = 1.3$$

Por lo tanto:

$$K = 0.3$$

Calculando las pérdidas para 6 codos presentes en la tubería:

$$h_f = k \frac{V^2}{2g} \times 6$$

$$h_f = 0.3 \frac{1.37^2}{2(9.8)} \times 6$$

$$h_f = 0.17 \text{ m} \times 3.28 = 0.6 \text{ pies}/0.94$$

$$h_f = 0.64 \text{ ft}$$

Pérdidas en reducciones (2 reducciones 6"x4")

Según el Manual Cameron Hydraulic Data en la Pág. 3-118.

Ángulo de la reducción:  $\theta = 21.9^\circ < 45^\circ$ . Se calculó según la relación:

$$K = 0.8 \operatorname{sen} \frac{\theta}{2} \left( 1 - \frac{d_1^2}{d_2^2} \right)$$

$$K = 0.8 \operatorname{sen} \frac{21.9}{2} \left( 1 - \frac{4.5^2}{6.625^2} \right)$$

$$K = 0.082$$

Por tanto las pérdidas en las reducciones obtenidas fueron:

$$h_f = k \frac{V^2}{2g} \times 2$$

$$h_f = 0.082 \frac{1.37^2}{2(9.8)} \times 2$$

$$h_f = \frac{0.016}{0.94} = 0.17 \text{ m} = 0.06 \text{ pies}$$

Por lo tanto el cabezal de la bomba calculado fue:

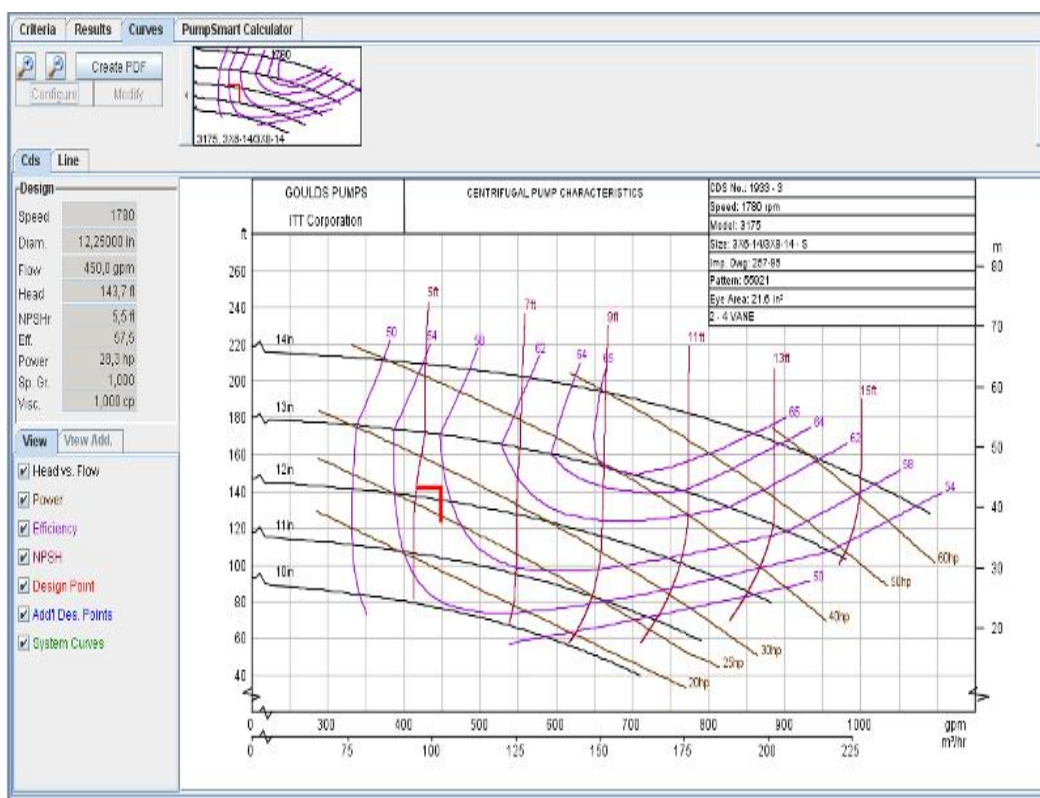
$$h_B = 6.4 + 21.12 + 0.10 - 3.2 + 5.85 + 0.17 + 0.017$$

$$h_B = 30.5 \text{ m} \times 3.28$$

$$h_B = 100 \text{ pies}$$

En planta se contaba con una bomba Goulds Size 3x6-14 la cual se verificó en las curvas del Goulds Pump Manual para determinar si se podía utilizar.

En el análisis de la curva de la bomba presentada en el gráfico se observó que la bomba existente cumplía las condiciones de operación por lo que se la utilizó en la línea de fibra corta.



**FIGURA 2.1 CURVA DE LA BOMBA DE FIBRA CORTA**

### **DISEÑO DEL TUBO DE RECIRCULACIÓN (STAND PIPE).**

El Stand Pipe es utilizado para reintegrar la pasta retornada del rebose del Cajón de Nivel Constante.

El Stand Pipe sirve principalmente para:

- Reintegrar la parta recirculada hacia la succión de la bomba.
- Desairear el flujo para evitar la cavitación al interior de la bomba.

Las normas TAPPI en su sección TIP 0404-54 recomendó velocidades al interior del Stand Pipe en el rango de 0,3 a 0,5 pies/seg.,

Para el dimensionamiento del Stand Pipe se tuvo:

Caudal:  $Q_r = 102.3 \text{ GPM} = 0,23 \text{ pie}^3/\text{seg.}$

Velocidad:  $V = 0.3 \text{ pie/seg.}$

$$Q = AxV$$

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0,23}{0,3} = 0.8 \text{ pies}^2$$

$$A = 115,2 \text{ plg}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4(115.2)}{\pi}}$$

$$\mathbf{d = 12.11 \text{ plg.}}$$

El Stand Pipe se fabricó con una tubería de diámetro nominal de 12" y su altura fue la misma del tanque de almacenamiento de fibra corta.

## **DISEÑO DEL CAJÓN DE NIVEL CONSTANTE.**

La necesidad de implementar un cajón de nivel constante se debió a la demanda de uniformidad en las propiedades de la pasta, es decir sin variaciones en la consistencia y en la presión.

Con un adecuado dimensionamiento de las tuberías y accesorios se obtuvo:

- Estabilidad para obtener las condiciones de flujo deseadas.
- Buena homogenización y dispersión de la fibra.
- Limpieza en las líneas de pasta.
- Bajo contenido de aire.

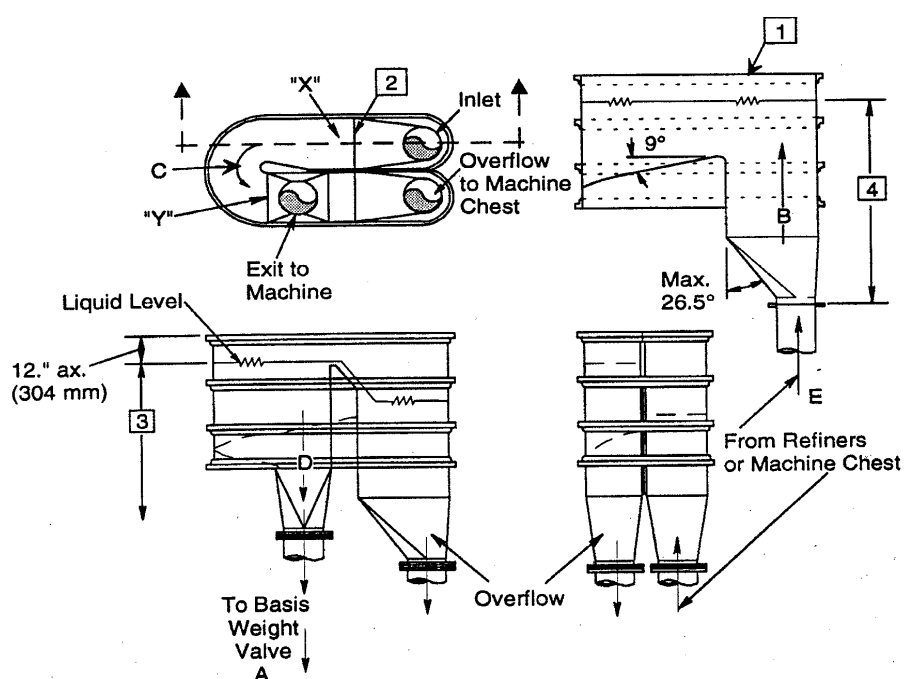
Las condiciones para el dimensionamiento del cajón de nivel constante fueron:

- Resistencia a la corrosión en las superficies en contacto con la pasta. Las superficies de las juntas soldadas debían pasar la prueba del algodón.
- El tiempo de desaireación entre los puntos X y Y debió ser mayor a 8 segundos.
- El nivel de la superficie líquida en el cajón de nivel constante debió ser entre 4500 a 6000 mm superior al nivel del tanque de almacenamiento de pasta.



- Los rangos de velocidad fueron los siguientes:

- A. 2 a 4 fps.
- B. 1 fps.
- C. 1 fps máximo.
- D. 1.5 fps máximo.
- E. 4 a 8 fps.



**FIGURA 2.2 RECOMENDACIONES DE LAS NORMAS TAPPI PARA DIMENSIONAMIENTO DE CAJÓN DE NIVEL CONSTANTE**

Considerando que:

Q= 341.11 GPM

Se tuvo que:

$$\frac{341.11 \text{ Gal}}{1 \text{ min}} \times \frac{0.1337 \text{ ft}^3}{1 \text{ Gal}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 0.76 \text{ ft}^3 / \text{seg}$$

Asumiendo la velocidad mínima para el punto A como 4ft/seg. y

$$Q = AxV$$

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0.76}{4}$$

$$A = 0.19 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 0.19}{\pi}} = 0.49 \text{ ft}$$

$$0.49 \times 12 = 5.9 \text{ in.}$$

Por lo tanto se escogió una tubería de 6 pulgadas para la línea de descarga.

Para el punto B las normas TAPPI recomendaron una velocidad de 1 fps y para este punto:

$$Q = 443.44 \text{ GPM}$$

$$\frac{443.44 \text{ Gal}}{1 \text{ min}} \times \frac{0.1337 \text{ ft}^3}{1 \text{ Gal}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 0.99 \text{ ft}^3 / \text{seg}$$

$$Q = AxV$$

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0.99}{1}$$

$$A = 0.99 \text{ ft}^2$$

$$A = l^2$$

$$l = \sqrt{A}$$

$$l = \sqrt{0.99} = 0.99 \text{ ft} .$$

$$0.99 \times 12 = 11.9 \text{ in} .$$

Por lo tanto la boca de entrada seleccionada fue de 12"x12".

Para el punto C las condiciones fueron similares a las del punto B, por lo tanto el área también fue de 0.99 ft<sup>2</sup> como mínimo. Por lo tanto se asumió un área rectangular de 18" de ancho por 34" de alto.

Para el punto D la velocidad máxima debió ser 1.5 fps y el caudal fue de 341.11 GPM, lo que equivalió a 0.76 ft<sup>3</sup>/seg., por lo tanto:

$$Q = AxV$$

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0.76}{1.5}$$

$$A = 0.51 \text{ ft}^2$$

$$A = l^2$$

$$l = \sqrt{A}$$

$$l = \sqrt{0.51} = 0.71 \text{ ft} .$$

$$0.71 \times 12 = 8.54 \text{ in} .$$

Para el punto E la velocidad de flujo debió estar entre 4 y 8 fps y el Caudal fue de 443.44 GPM, lo que equivalió a 0.99 ft<sup>3</sup>/seg.

$$Q = AxV$$

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0.99}{8}$$

$$A = 0.12 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 0.12}{\pi}} = 0.39 \text{ ft}$$

$$d = 0.39 \times 12 = 4.7 \text{ in}$$

El diámetro mínimo para la tubería de alimentación debió ser de 5". Por facilidad de suministro se instaló tubería de 6 pulgadas.

Para calcular el largo del cajón de nivel constante se consideró el caudal de 443.44 GPM, equivalente a 0.99 ft<sup>3</sup>/seg. Como se expresó

anteriormente las dimensiones de la sección transversal fueron 18" o 1.5 ft de ancho y 34" o 2.83 ft de alto, entonces:

$$A = B \times H$$

$$A = 1.5 \times 2.83 = 4.25 \text{ ft}^2$$

$$Q = A \times V$$

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$V = \frac{0.99}{4.25} = 0.23 \text{ fps}$$

De la fórmula de cinemática se tuvo:

$$V = \frac{d}{t}$$

$$d = V \times t$$

$$d = 0.23 \times 8 = 1.86 \text{ ft}$$

Por lo tanto la distancia mínima entre X y Y fue mínimo de 1.86 ft.

### **SELECCIÓN DE BOMBA DE DUCHAS DEL DSM SCREEN.**

El DSM Screen tiene duchas en la parte frontal y posterior de la placa perforada, la cual sirve para espesar el flujo de pasta. En la parte superior consiste en una ducha oscilante, la cual de acuerdo a las recomendaciones del fabricante debió tener un caudal de 150 GPM y una presión mayor a 120 psi. En la parte posterior existen dos duchas fijas la cuales debían tener un caudal de 45 GPM cada una y una presión mayor

a 80 psi, por lo tanto se requirió una bomba con las siguientes características:

Caudal:  $Q = 150 + 45 + 45 = 240$  GPM

Cabezal:  $h = 100$  psi = 277 ft.

## **2.2 Dimensionamiento de la Tubería de Conducción de Fibra Corta y Agua Turbia Producidos en el Espesador de Fibra.**

Para calcular el diámetro de tubería se partió de la ecuación:

$$Q = AxV$$

Donde:

Q: caudal a través de la tubería ( $m^3 / s$ ).

A: Área de la sección transversal de la tubería ( $m^2$ ).

V: Velocidad del fluido ( $m / s$ ).

El criterio de diseño a utilizarse fue la recomendación de velocidad de flujo proporcionado en el Capítulo 3 del Manual Cameron Hydraulic Data que indicó que la pasta debía fluir dentro de un rango de velocidades desde 4 hasta 8 pies/seg.

### **DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍA ENTRE EL FRACCIONADOR Y EL ESPESADOR.**

De acuerdo en lo determinado anteriormente el caudal fue:

$Q = 773.3$  GPM ( $1.723 \text{ ft}^3 / \text{seg}$ )

Entonces:

$$A = \frac{Q}{V}$$

Para calcular el diámetro de tubería con el mínimo de pérdidas por fricción se calculó con la velocidad mínima de flujo, es decir 4 *ft* / sec .

$$A = \frac{1.723}{4} = 0.431 \text{ft}^2 \times 144 = 62.06 \text{ in}^2$$

Además:

$$A = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 62.06}{\pi}} = 8.88 \text{in}$$

El valor más aproximado a nivel comercial fue tubería de 10". El material seleccionado debido a la acidez del fluido fue acero inoxidable y la presión máxima que podía soportar una tubería cédula 5 es de 1875 psi, la presión al interior de la tubería es de 30 psi por lo que la tubería con las características arriba expuestas fue la seleccionada.

### **DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍA ENTRE EL ESPESADOR Y EL TANQUE DE AGUA TURBIA.**

De acuerdo a lo revisado anteriormente el flujo de agua turbia del espesador fue:

$$Q = 446.15 \text{ GPM } (0.994 \text{ ft}^3 / \text{sec}).$$

El flujo de agua turbia que descendía del espesador fluía por gravedad por lo que se consideró una velocidad baja. Se asumió una velocidad para el rango mínimo de flujo entre 1 y 2  $ft/sec$ , por lo que se calculó para 1.5  $ft/sec$ .

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0.994}{1.5} = 0.663 ft^2 \times 144 = 95.42 in^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 95.42}{\pi}} = 11.02 in$$

Se seleccionó tubería de acero inoxidable de 12 " de acero inoxidable sch 5 por la baja presión del fluido. El material seleccionado es acero inoxidable debido a la acidez del flujo.

#### **DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍA ENTRE EL ESPESADOR Y EL TANQUE DE FIBRA CORTA.**

El flujo de pasta espesada fue:

$$Q = 341.11 \text{ GPM } (0.76 \text{ } ft^3 / sec)$$



El flujo de pasta se consideró de baja velocidad debido a que fluía por gravedad, por lo que se consideró  $1 \text{ ft/sec}$ .

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0.507}{1.0} = 0.507 \text{ ft}^2 \times 144 = 73 \text{ in}^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 73}{\pi}} = 9.64 \text{ in}$$

Se seleccionó tubería de 10" sch 5 en acero inoxidable.

### **DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍA ENTRE EL TANQUE DE FIBRA CORTA Y EL REFINADOR.**

Para el cálculo se consideró la recomendación de Celleco que es un fabricante especializado en manejo de pulpa de papel, el cual recomendó velocidades entre 4 y 6  $\text{ft/sec}$ .

Para mantener el nivel del tanque de fibra corta el caudal que sale por la bomba debió ser igual al flujo que ingresaba desde el espesador más el flujo que retornaba desde el cajón de nivel constante, por lo tanto:

$$Q_1 = 341.11 \text{ GPM} = 0.76 \text{ ft}^3 / \text{sec} \text{ (Flujo desde el espesador).}$$

$$Q_2 = 102.33 \text{ gpm} = 0.23 \text{ ft}^3 / \text{sec} \text{ (Flujo del rebose del Cajón de nivel constante).}$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = 0.76 + 0.23 = 0.99 \text{ ft}^3 / \text{sec}$$

El cálculo partió de la velocidad mínima recomendada, esto es 4 *ft* / *sec*

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0.99}{4} = 0.248 \text{ ft}^2 \times 144 = 35.64 \text{ in}^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 35.64}{\pi}} = 6.74 \text{ in}$$

El diámetro comercial más cercano fue tubería de 6" con lo que la velocidad de flujo no varió considerablemente, más bien se mantuvo dentro del rango entre 4 y 6 *ft* / *sec*.

### **DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS ENTRE EL REFINADOR Y EL CAJÓN DE NIVEL CONSTANTE.**

Las condiciones de flujo entre el refinador y el cajón de nivel constante fueron similares a las encontradas entre la bomba y el refinador, es decir:

$$Q = 0.99 \text{ ft}^3 / \text{sec} .$$

$$V = 4 \text{ ft} / \text{sec}$$

$$A = \frac{Q}{V}$$

$$A = \frac{0.99}{4} = 0.248 \text{ ft}^2 \times 144 = 35.64 \text{ in}^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 35.64}{\pi}} = 6.74 \text{ in}$$

La tubería seleccionada fue de 6" sch 10 en acero inoxidable.

### **DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS QUE DESCARGAN DEL CAJÓN DE NIVEL CONSTANTE.**

Las condiciones para el flujo que salió del Cajón de nivel constante fueron similares a las condiciones de entrada por lo que los diámetros de las tuberías seleccionados fueron los mismos de la tubería de alimentación al clarificador, esto es tubería de 6" sch 10 en acero inoxidable.

### **2.3 Planificación del Proceso de Ejecución del Proyecto.**

Luego de dimensionar los equipos auxiliares y sistemas de tuberías se procedió a planificar el proceso de ejecución del proyecto para luego proceder a la licitación para la instalación y montaje del nuevo sistema de refinación.

La planificación del proyecto una vez definidos los equipos principales y auxiliares y los sistemas de tuberías se inició por la elaboración del flujograma del proceso (Figura 2.3). Luego del flujograma se procedió a la elaboración de los planos de instalación (Anexos 1 y 2).

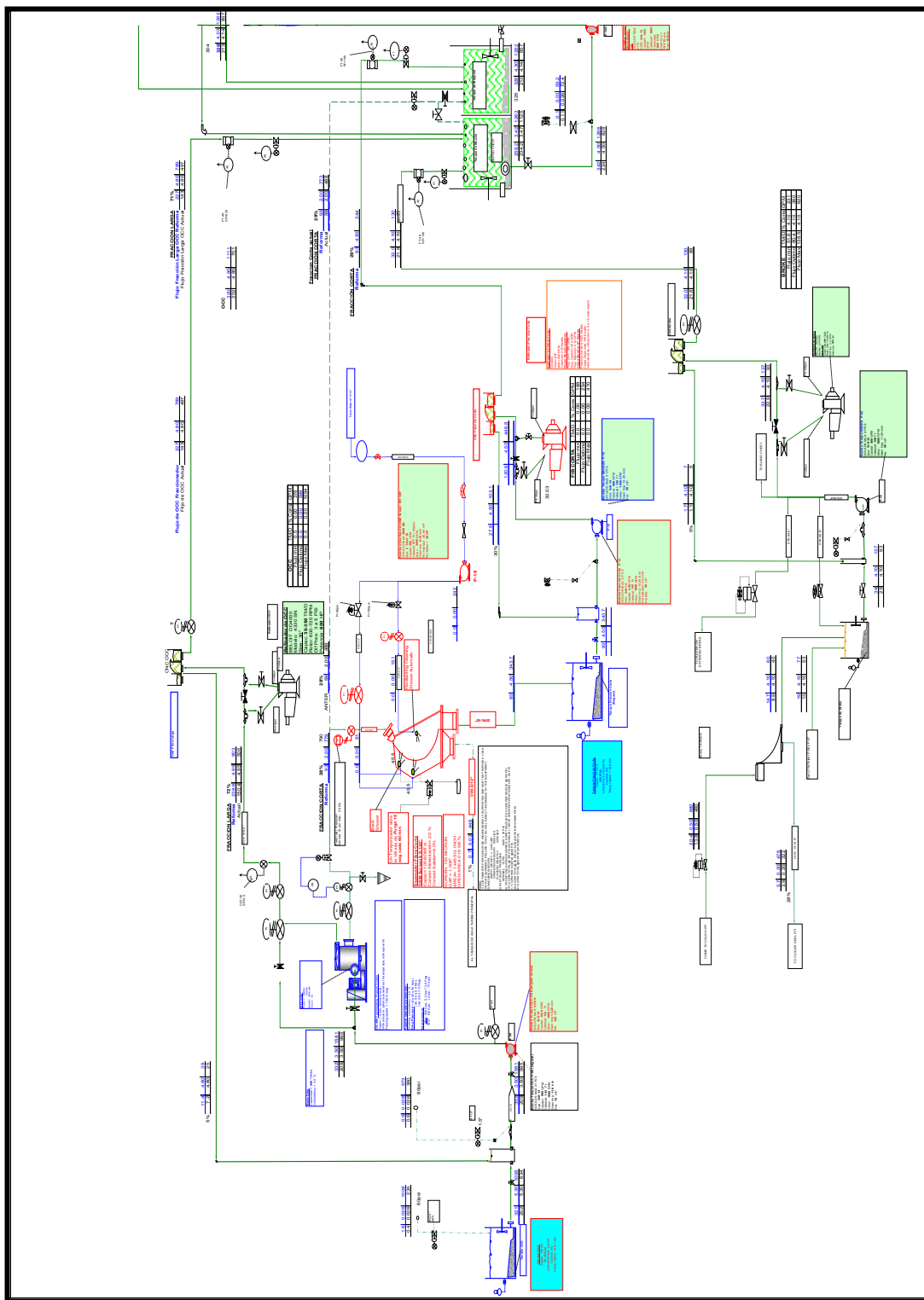


FIGURA 2.3 FLUJOGRAMA DEL NUEVO PROCESO DE REFINACION.

Luego de los planos se elaboró la Cantidad de Obra, la cual sirvió de guía para que el contratista elabore su presupuesto por la ejecución del Montaje y además sirvió para la fiscalización y control del proceso de montaje, de acuerdo a lo indicado en el Anexo 3.

Luego se elaboró el listado de materiales para proceder a realizar la compra de los materiales necesarios de acuerdo al Anexo 4:

Luego se elaboró el Cronograma para controlar el avance del suministro de materiales, proceso de licitación y avance de ejecución de la obra.

El siguiente paso consistió en el proceso de licitación de la obra que se realizó entre tres contratistas, los cuales participaron en igualdad de condiciones. La selección del contratista se la realizó de acuerdo a lo indicado en el Apéndice C.

Una vez seleccionado el contratista que realizaría la obra se procedió a realizar el cronograma para la ejecución de la obra (figura 2.4). Para elaborar el cronograma se consideró un listado de todas las tareas que se iban a realizar y se las enlaza entre sí y se les dio una duración aproximada. Este cronograma sirvió para notar que tipo de tarea podía ser considerada crítica y con esto se tomaron las precauciones debidas par evitar tener contratiempos al momento de la ejecución del proyecto y lograr las metas planteadas al inicio.

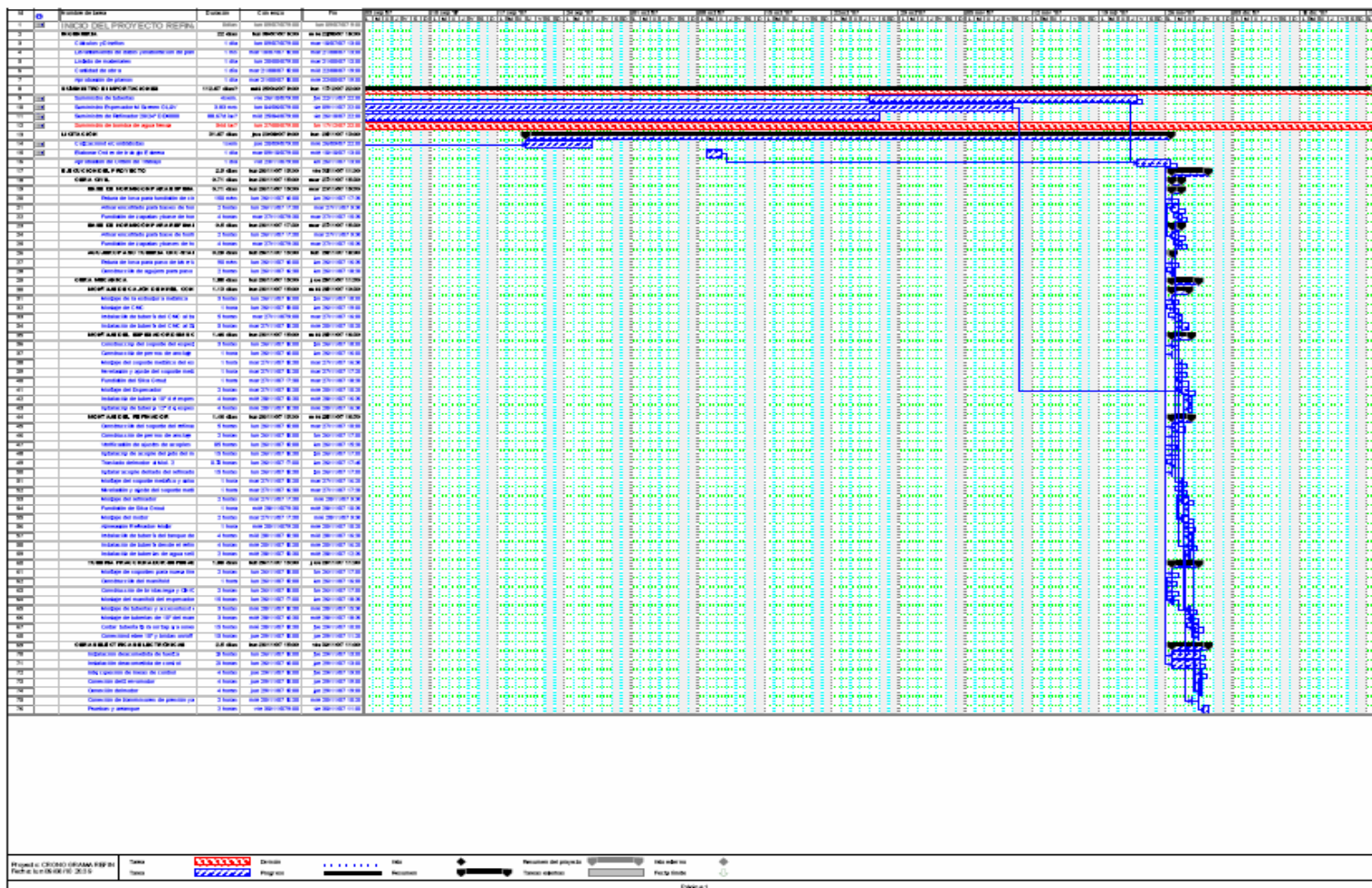


FIGURA 2.4 CRONOGRAMA DE EJECUCIÓN DE LA OBRA.

## PROCESO DE EJECUCIÓN.

La ejecución del proyecto se realizó con la mano de obra del Contratista Roberto Montiel (Calificado ISO por la empresa) y la participación personal en la fiscalización.

La construcción inició el 12 de Noviembre de 2007 con la preparación de las bases metálicas y construcción del Cajón de Nivel Constante.

El proceso de instalación en sitio se inició el 15 de Noviembre de 2007 de acuerdo a las Figuras adjuntas:



**FIGURA 2.5 INSTALACIÓN DE PLACAS BASE**



**FIGURA 2.6 MONTAJE DE REFINADOR 20" DD**



**FIGURA 2.7 MONTAJE DEL MOTOR.**





**FIGURA 2.8 MONTAJE DE ESPESADOR DE FIBRA.**

Una vez montados los equipos se procedió a la instalación de tuberías y sistemas de control de éstos equipos los que finalmente quedaron instalados de acuerdo a las siguientes figuras:



**FIGURA 2.9 REFINADOR DE FIBRA CORTA (INSTALACIÓN FINAL)**



**FIGURA 2.10 ESPESADOR DE FIBRA CORTA (INSTALACIÓN FINAL)**  
A los equipos auxiliares que estaban existentes se les realizó trabajos de acondicionamiento para dejarlos aptos para la nueva aplicación de acuerdo a las siguientes figuras:



**FIGURA 2.11 ACONDICIONAMIENTO DE TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE FIBRA CORTA.**



**FIGURA 2.12 ACONDICIONAMIENTO DE BOMBA DE FIBRA CORTA.**



**FIGURA 2.13 ACONDICIONAMIENTO DE STAND PIPE.**





**FIGURA 2.14 ACONDICIONAMIENTO DEL AGITADOR DE FIBRA CORTA.**



**FIGURA 2.15 BOMBA DE DUCHAS DEL ESPESADOR.**

Finalmente se realizó la alineación, calibración y lubricación de los equipos principales y auxiliares y quedaron listos para entrar en operación

Los trabajos estuvieron concluidos el 30 de diciembre de 2007 quedando a la espera de la parada de Máquina por mantenimiento a ser realizada el 3 de Enero de 2008 para realizar el ingreso a operación de la nueva línea de refinación de fibra corta.

#### **2.4 Descripción del Proceso de Arranque de la Nueva Línea de Refinación.**

El arranque de la nueva línea de refinación se realizó el 3 de Enero de 2007 durante una parada corta de máquina por mantenimiento.

Antes de iniciar el proceso de arranque del nuevo sistema primeramente se realizó la conexión del nuevo sistema al proceso de producción del Molino para lo cual se procedió a reformar la tubería que sale del Fraccionador y que inicialmente descargaba en el tanque de Mezcla. Esta línea se redireccionó para llevar la fibra corta hacia el espesador.

Este proceso se realizó en dos horas en las cuales se realizó el corte de la tubería inicial y se realizaron las juntas soldadas necesarias para dejar operativo el nuevo sistema.

Una vez operativo el sistema se procedió a realizar las pruebas en vacío de los nuevos equipos para revisar el sentido de giro correcto y revisar

que no existan atascamientos por la posible presencia de objetos extraños al interior de las tuberías resultantes del proceso de instalación de las tuberías.

Luego de revisar que el sentido de giro de los equipos sea el correcto se procedió a abrir las líneas de lavado (Flushing) para realizar una purga general en todo el sistema. Esta operación se realizó con las líneas de lavado instaladas en el sistema las cuales eliminan la presencia de objetos contaminantes en la tubería. Las válvulas de purga de los tanques de almacenamiento se encontraban abiertas para permitir la correcta depuración del sistema.

Una vez realizado el lavado general se procedió a realizar el arranque de la nueva línea por medio del inicio de la operación de bombeo por parte de la Bomba del Tanque de OCC que alimenta al Fraccionador de fibra y del Fraccionador el cual se encontraba calibrado para separar la fibra corta de la fibra larga en proporción del 29% y 71 % de acuerdo a lo definido por el estudio.

La fibra corta inició el paso por el Espesador donde se separa en Agua turbia la cual pasa a descargar en el tanque de agua turbia y en fibra corta la cual sale con el 4% de consistencia requerido por la criba que se encuentra al interior del Espesador y pasó a llenar el tanque de Fibra Corta.



**FIGURA 2.16 PASO DE LA PASTA DE PAPEL A TRAVÉS DEL  
ESPESADOR.**

El tanque de fibra corta se llenó en aproximadamente 12 minutos el cual es el tiempo de retención (estando de acuerdo con lo calculado). El tanque de fibra corta se llenó hasta el 80% de su capacidad, el cual es el nivel de operación para tener el cabezal neto positivo de succión de la bomba y permitir que esta funcione eficientemente.

La bomba se arrancó y se procedió a tomar el amperaje del motor el cual estaba alrededor de 345 A, siendo el amperaje nominal 361 A, estando dentro de su rango aceptable de operación.

Arrancada la bomba se procedió a arrancar el refinador de fibra corta para recibir la pulpa desde la bomba y se tomó el amperaje del motor del refinador notificándose que estaba dentro del rango aceptable de

operación, y se verificó la presión de operación en la succión del refinador el cual fue de 30 psi estando dentro del rango aceptable de operación del refinador que está entre 25 y 35 psi.

Pasada la fibra por el refinador se pasó a verificar el paso de la fibra por el cajón de nivel constante donde se tomaron las muestras de fibra para realizar el control de calidad necesario.



**FIGURA 2.17 PASO DE LA FIBRA CORTA REFINADA A TRAVÉS DEL CAJÓN DE NIVEL CONSTANTE**



**FIGURA 2.18 MUESTRA DE LA FIBRA CORTA REFINADA QUE DESCARGA AL TANQUE DE MÁQUINA.**



Se verificó que los valores obtenidos en el control de calidad estén dentro de los parámetros aceptables de operación con lo cual se dio por entregado el nuevo sistema al proceso de producción del Molino 2.

## **2.5 Control de Variables y Parámetros de Funcionamiento de la Nueva**

### **Línea de Refinación.**

En este subcapítulo se describen las variables y parámetros de funcionamiento controlados una vez realizado el arranque de la nueva línea de refinación para la fibra corta.

#### **VARIABLES DE FUNCIONAMIENTO:**

Una vez arrancada la nueva línea de refinación las variables de funcionamiento se mantuvieron constantes de la siguiente manera.

*Variables de disco:* Los discos de refinación, de acuerdo a las recomendaciones del asesor fueron del tipo 20 EJK y la aleación C91.

#### ***Variables de diseño:***

Tanto el refinador y la velocidad periférica se mantuvieron de acuerdo a lo indicado en el subcapítulo 1.5.

#### ***Variables del sistema:***

Para controlar el tipo de pasta se controló la formulación en la materia prima que es alimentada al Pulper entre OCC y DKL en 65% y 35% respectivamente.

La geometría del sistema es una constante debido a que no se realizaron modificaciones al trazado original de tuberías.

La densidad, temperatura y pH de la pasta se controlaron diariamente por medio del Departamento de Control de Calidad que realizó un muestreo en el cajón de nivel constante de fibra corta. Estos parámetros se mantuvieron controlando la formulación de alimentación del pulper.

***Variable de operación:***

La variable de operación que se controló fue la presión en la succión del refinador de fibra corta la cual fue monitoreada en el Cuarto de Control de Preparación de pasta.



**FIGURA 2.19: CUARTO DE CONTROL DE PREPARACIÓN DE PASTA**

## PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO.

Los parámetros de funcionamiento controlados fueron:

- La consistencia del flujo de fibra corta.
- El caudal de fibra refinado que pasa al Tanque de mezcla.

La consistencia del flujo de pasta de papel el cual debió ser de 4.5% como promedio y no debió bajar del 4% ni mayor del 5% ya que disminuiría la eficiencia del refinador.

Para medir la consistencia se instaló un medidor de consistencia antes de la succión del refinador de fibra corta, el cual controla una válvula de regulación de consistencia instalada en la succión de la bomba de alimentación del refinador.



**FIGURA 2.20: MEDIDOR DE CONSISTENCIA INSTALADO EN LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN AL REFINADOR DE FIBRA CORTA.**



**FIGURA 2.21 VÁLVULA PARA REGULACIÓN DE CONSISTENCIA  
PARA ALIMENTACIÓN DEL REFINADOR DE FIBRA CORTA**

La alimentación de agua de consistencia no es constante y depende de la consistencia en la línea.

Para controlar el flujo de pasta se instaló un medidor de flujo en el tramo entre el cajón de nivel Constante de fibra corta y el Tanque de Mezcla.



**FIGURA 2.22: MEDIDOR DE FLUJO DE ALIMENTACIÓN DE FIBRA  
CORTA HACIA EL TANQUE DE MÁQUINA.**

Si el flujo es menor al programado llega una señal a la bomba de alimentación para que aumente el flujo hacia el refinador. Si el flujo es mayor, disminuye el flujo de bombeo.

## **CAPÍTULO 3**

### **3. EVALUACIÓN DE LOS RESULTADOS**

#### **3.1 Comparación de los Parámetros de Producción Antes y Después del Proyecto de Refinación de Fibra Corta.**

Antes de determinar la influencia de la implantación del Proyecto de refinación de fibra corta se debe recordar que este era un proyecto complementario dentro del objetivo de aumentar la capacidad de producción del Molino 2 en un 40%. Es decir que la implantación del proyecto por sí solo no logra aumentar la Capacidad de producción en un 40%, sino más bien logrará un aumento menor, se espera que el porcentaje aumente en alrededor del 8%. El aumento de producción del 40 % se logró después de la entrada en funcionamiento de la Segunda Línea de Batido que se llevó a cabo un mes después del ingreso a producción del proyecto de Refinación de Fibra Corta.

Para determinar el porcentaje de aumento de producción con la entrada en funcionamiento del proyecto de refinación de la fibra corta antes de la entrada del proyecto segunda línea de batido se realizó un comparativo de la producción del mes de Enero de 2008 con respecto a la producción de Diciembre de 2007 de acuerdo a la siguiente tabla:

**TABLA 4**  
**CUADRO COMPARATIVO DE REPORTES DE PRODUCCIÓN ANTES**  
**Y DESPUÉS DE LA IMPLANTACIÓN DEL PROYECTO.**

	Dic-07	Ene-08
DÍA	PRODUCCIÓN TM/DÍA	PRODUCCIÓN TM/DÍA
1	203	
2	203	
3	192	202
4	199	191
5	172	193
6	187	181
7	184	186
8	186	206
9	180	218
10	198	215
11	207	201
12		210
13	201	215
14	197	208
15	163	154
16	208	208
17	188	211
18	134	178
19	209	200
20	205	210
21	193	202
22	189	214
23	200	212
24	172	214
25	199	204
26	199	190
27	197	162
28	189	162
29	191	206
30	191	
31		
<b>PROMEDIO</b>	<b>185.5</b>	<b>198</b>

De esta tabla hay que convenir que los días que marcan producción en blanco se deben a paradas de máquina por mantenimiento programadas o por paradas de emergencia o por la parada total por fin de año.

Así mismo se hace un comparativo de producción resumido mes a mes donde se saca el promedio de producción y el porcentaje de variación resultante:

**TABLA 5**  
**CUADRO COMPARATIVO DE INCREMENTO DE PRODUCCIÓN**  
**ENTRE OCTUBRE/07 Y ENERO/08**

**INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DE OCTUBRE/07 A ENERO/08**

Mes	Producción TM/mes	Producción TM/día	Incremento TM/mes	% Increment
Oct-07	3532.83	187		
Nov-07	3742.73	195	209.9	5.9%
Dic-07	3488.22	185.5	-44.61	-1.3%
Ene-08	3793.16	198	260.33	7.4%

De lo presentado en la tabla anterior se concluye que se ha producido un incremento en la producción del 7.4% en la producción del mes de Enero de 2008 con respecto a la producción del mes de Diciembre de 2007, con lo que se obtiene un resultado aproximado a lo indicado por el estudio del consultor externo.



Cabe indicar que los resultados obtenidos a su vez sufrieron la influencia de otros factores fuera del proyecto.

### **3.2 Comparación de la calidad del producto terminado antes y después de la implementación de la línea de refinación de fibra corta.**

Es este subcapítulo se revisa de qué manera influyó la refinación de la fibra corta en la calidad de producto terminado. Como se revisó en capítulos anteriores la refinación mejora las propiedades físicas del papel.

Para determinar de qué manera incidió la refinación en las propiedades del papel se tomaron dos muestras de fibra corta de pulpa de papel. Normalmente se realizan estas pruebas para la mezcla de fibra corta con fibra larga, en este caso la resistencia de la fibra larga es mucho mayor por lo que no se vería reflejado el real beneficio de la refinación en la fibra corta, por lo que se realizaron dos muestras con fibra corta.

La primera se tomó en el espesador donde se tiene fibra sin refinar.

La segunda muestra se tomó en el Cajón de Nivel Constante de fibra corta donde se tiene pulpa refinada.

A estas dos muestras se le realizó pruebas de resistencia a la ruptura, de resistencia al rasgado y freeness. Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

**TABLA 6**  
**CUADRO COMPARATIVO DE PROPIEDADES FÍSICAS DEL PAPEL**  
**SIN REFINAR VS PAPEL REFINADO**

FIBRA CORTA PARA CM 146		
Propiedad física	Fibra sin refinar	Fibra refinada
Longitud de ruptura [Km]	2,1	3,05
Rasgado [dm <sup>2</sup> ]	72	88
Freeness [CSF]	419	341

Se analiza cada una de las características estudiadas en la prueba de laboratorio para determinar de qué manera mejoró la calidad del producto terminado.

La longitud de ruptura indica la longitud que resiste una tira de papel de tamaño normalizado para romperse por acción de su propio peso. En este caso la resistencia a la ruptura aumenta de 2.1 a 3.05 Km, es decir, se produjo aun aumento a la resistencia de 0.95 Km en la fibra corta sin refinar. En término de resistencia esto equivale se produjo un aumento de 20.6 Nm/g a 29.9 Nm/g, esto es un aumento de 9.3 Nm/g.

La resistencia al rasgado muestra el área mínima de la resistencia al impacto de un péndulo de masa normalizada por parte de una muestra de

papel hecha con fibra corta. Para la fibra sin refinar, el área que puede resistir el impacto de una masa determinada es  $72 \text{ dm}^2$  y para la fibra refinada el área de resistencia aumenta a  $88 \text{ dm}^2$ . De esta manera se garantiza que se podrán producir envases de cartón de mayor tamaño y con mayor resistencia al impacto, protegiendo de mejor manera los productos que se almacenarán en estos cartones.

El freeness es una medida de la velocidad de drenaje de la humedad en un volumen determinado de pulpa. El freeness tiene medidas altas para finos y fibras sin refinar. Esto indica que la humedad drena más rápidamente. Pero esto a su vez se debe a que ese drenaje ocurre de manera localizada a lo largo del producto terminado, produciéndose de esta manera una superficie irregular en el papel. El rango de freeness recomendado está entre los 200 y 300 CSF. Para la fibra sin refinar se obtuvo una lectura de 419 CSF, pero luego de refinarse se obtuvo 341 CSF lo cuales a mezclarse con la fibra larga harán que el freeness global esté dentro del rango recomendado. Esto garantiza una superficie uniforme en el producto terminado.

## CAPÍTULO 4

### 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

#### Conclusiones:

- Al entrar en funcionamiento el Espesador de Fibra de la nueva línea de refinación de fibra corta se pudo aumentar la consistencia en 2% el flujo másico de pulpa de papel hacia la mesa de formación lo que a su vez ayudó al aumento de producción. Además ésta consistencia le dio las condiciones para que el nuevo refinador opere en sus mayores niveles de eficiencia.
- Con el funcionamiento del refinador de fibra larga se pudo mejorar la drenabilidad de la pulpa en la mesa de formación, ya que al pasar el índice de drenabilidad (freeness) de 419 a 341 CSF se puede obtener una drenabilidad uniforme a lo largo de el área total de producto terminado, permitiendo de esta manera correr la tela de la mesa de

formación a velocidades superiores a los 300 m/min. Y con una superficie de papel más uniforme, con lo que se superaron las expectativas proyectadas.

- La entrada de la nueva línea de refinación de fibra corta por sí sola logró aumentar la producción un 7.4% con respecto a lo producido el mes anterior a la implementación del proyecto (Enero 08 vs Diciembre 07), lo que garantizó lograr, en conjunto con otros proyectos un aumento de producción del 40%.
- La refinación de la fibra corta aumentó la resistencia del papel al estallido de 20.6 Nm/g a 29.9 Nm/g y al rasgado de 72 a 88 dm<sup>2</sup>, lográndose de esta manera un producto más resistente y por lo tanto de mejor calidad.

#### **Recomendaciones:**

- De acuerdo a los resultados exitosos obtenidos con el proyecto en el Molino 2 se recomienda considerar la implementación de un proyecto similar en el Molino 1 para un futuro proyecto de ampliación de ese Molino.
- Para el proyecto se utilizó un motor recuperado, fabricado hace 10 años, lo cual no está de acuerdo con la filosofía de mejoramiento que se ha implantado por lo tanto se recomienda usar componentes que coadyuven en el ahorro de energía que redunde en la productividad.