

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

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

“Implantación de Sistema de Depuración de Pasta en Baja
Densidad de una Industria Papelera”

INFORME DE TRABAJO PROFESIONAL

Previo a la obtención del Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Presentado por:

Carlos Otón Gavilanes Holguín

GUAYAQUIL – ECUADOR

Año: 2010

AGRADECIMIENTO

Agradezco a Dios por ser mi sustento en esta vida; a mi madre y hermana por el apoyo brindado durante el transcurso de mi formación profesional; al Ing. Ignacio Wiesner Falconí y a su equipo de trabajo por la confianza y la ayuda para el desarrollo de esta tesis y a PAPELERA NACIONAL S.A. por la oportunidad brindada al acogerme dentro de su gran familia.

DEDICATORIA

A Dios por el ser el dador de toda sabiduría; a mi madre y hermana , “fuente de mi inspiración”, por sus continuas palabras de aliento; a mis profesores por el aporte dado con sus enseñanzas al cumplimiento de este objetivo y a mis amigos por su ayuda a lo largo de mi vida universitaria y profesional

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN

Ing. Francisco Andrade S.
DECANO DE LA FIMCP
PRESIDENTE

Ing. Ignacio Wiesner F.
DIRECTOR DE TESIS

Ing. Jorge Duque R.
VOCAL

DECLARACIÓN EXPRESA

“La responsabilidad del contenido de esta tesis de grado, me corresponden exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”

(Reglamento de graduación de la ESPOL)

Carlos Oton Gavilanes Holguín

RESUMEN

Este proyecto se desarrolló en una planta industrial localizada en la provincia del Guayas, dedicada a la fabricación de papel Kraft, corrugado medio, extensible, y test liner con sus derivados que son: sacos de papel y tubos de cartón.

La política empresarial con mayor relevancia, por cuestiones circunstanciales del mercado Nacional e Internacional fue aumentar la producción. Frente a este incremento en 30000 TM/año, surgieron nuevas necesidades dentro del proceso de preparación de pasta como consecuencia del procesamiento de un flujo mayor a través del sistema y por ende al incremento de la cantidad de impurezas a desechar.

El sistema de preparación de pasta, estuvo constituido en su fase de depuración gruesa por un par de limpiadores Papcel y en su fase de depuración fina por un conjunto de limpiadores Uniflow y Posiflow. Este sistema como tal, no cumplía con las expectativas proyectadas para la nueva producción, limitando la cantidad de pasta a procesar y requiriendo el uso de DKL que en costos es cuatro veces mayor que el OCC. Por lo que fue necesario el uso de un sistema descontaminador para depurar la pulpa previo a su ingreso a la primera fase dentro del proceso de preparación de pasta "el cribado".

Los resultados obtenidos con esta modificación fueron los siguientes:

- Un incremento en el consumo de OCC del 54% al 55% del total de materia prima.
- Una reducción en los costos primarios de producción de 313 USD/Tm a 284 USD/Tm.
- Y como un adicional, se logró el decremento de las pérdidas porcentuales de fibra del 2.46 al 2.39 %, evitándose un desperdicio cercano a las 72 Tm en el año que en costos representa la suma de USD 20,448.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
RESUMEN.....	IV
ÍNDICE GENERAL.....	VI
ABREVIATURAS.....	VII
ÍNDICE DE FIGURAS	VIII
ÍNDICE DE TABLAS.....	XI
ÍNDICE DE PLANOS.....	XII
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1	
1. DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE PREPARACIÓN DE PASTA.....	4
1.1 Tipos de materia prima usados en la conformación de papel.....	4
1.2 Principales elementos contaminantes en la materia prima.....	15
1.3 Disgregado de la materia prima.....	17
1.4 Tamizamiento y depuración centrífuga.....	19
1.5 Limitantes del sistema actual de preparación de pasta.....	37
CAPÍTULO 2	
2. MONTAJE DE LA AMPLIACIÓN DEL SISTEMA DE DEPURACIÓN DE PASTA.....	44
2.1 Equipos seleccionados.....	44

2.2	Implantación del sistema de depuración gruesa.....	63
2.3	Implantación del Sistema de depuración fina.....	70
2.4	Dimensionamiento de sistema de bombeo complementario.....	76
CAPÍTULO 3		
3.	EVALUACIÓN DE RESULTADOS.....	85
3.1	Costo de implantación del sistema de depuración de pasta.....	85
3.2	Análisis de las variaciones de consumo de materia prima antes y después del proyecto.....	86
CAPÍTULO 4		
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	111
BIBLIOGRAFÍA		
APÉNDICE		

ABREVIATURAS

°F	Grados Fahrenheit
ρ	Densidad del líquido
pp	Densidad de la partícula
Φ	Rendimiento de masa depurada
Aprox.	Aproximadamente
A	Peso air dry de una cantidad de pulpa
Ap	Área abierta de la pantalla
AD	Air dry
ADT	Tonelada air dry
Bar	bares
C	Consistencia air dry (%)
CF	Coefficiente de flexibilidad
CM	Corrugado medio
CR	Coefficiente de rigidez
Dp	Diámetro de la partícula
dm ³	Decímetros cúbicos
D	Diámetro de la fibra
DKL	Double Kraft Liner
DN	Diámetro nominal
Ft	Pies
ft ²	Pie cuadrado
ft ³	Pie cúbico
GPM	Galones por minuto
H	hora
In	pulgada
I	Diámetro del Lumen
IE	Índice de esbeltez
INO	Importado
kPa	Kilopascal

Kg	Kilogramo
KW	Kilovatios
Kw-h	Kilovatio-hora
l	litro
L	Longitud de la fibra
m	Metro
m ³	Metro cúbico
máx.	Máxima
mg	miligramos
min	Minuto
mm	Milímetro
m.W.C	Metros de columna de agua
MP	Materia prima
NAC	Nacional
NPSH	Cabezal neto de succión positiva
OCC	Old Corrugated Container
OD	Oven dry
ODT	Tonelada absolutamente seca
psi	libras por pulgada cuadrada
P	Peso de cierta cantidad de pulpa
Paceptado	Probabilidad de aceptado
PROM	Promedio
PN	Presión nominal
r	Radio del limpiador
r ₀	Radio del orificio
r _p	Radio de la particular
rpm	Revoluciones por minuto
R	Rendimiento de masa rechazada
RR	Relación de Runkel
seg	segundos
S ₀	Área total de los orificios
S _p	Área total de la pantalla
Sp. Gr.	Gravedad específica
T	Tonelada
T _m	Tonelada métrica
TL	Test liner
U	Velocidad terminal de la partícula
v	Velocidad tangencial del fluido
u	micras
μ	Viscosidad del líquido
USD	Dólares americanos
W	Grosor de la pared

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1.1	Fuentes de celulosa para fabricación de papel.....5
Figura 1.2	Materias primas fibrosas6
Figura 1.3	Longitud y diámetro de algunas fibras.....7
Figura 1.4	Características morfológicas de la fibra.....8
Figura 1.5	Reuso de la fibra para la elaboración del papel.....10
Figura 1.6	Adición de material en forma líquida al sistema de pasta.....14
Figura 1.7	Proceso de elaboración de pasta mecánica..... 17
Figura 1.8	Elaboración de pasta mecánica por medio de refinador..... 17
Figura 1.9	Proceso de obtención de celulosa química..... 18
Figura 1.10	Proceso de disgregación de materia prima..... 19
Figura 1.11	Gráfico del resultado de la curva..... 22
Figura 1.12	Depuradores centrífugos..... 26
Figura 1.13	Folio de un depurador presurizado..... 31
Figura 1.14	Estación de limpiadores de alta densidad del molino N°2..... 39
Figura 2.1	Fiberizer 44
Figura 2.2	Principio de operación de Fiberizer..... 45
Figura 2.3	Cleaning Poire..... 48
Figura 2.4	Principio de operación..... 50
Figura 2.5	Separador periódico PSN-31 51
Figura 2.6	Dimensiones del PSN 31 58
Figura 2.7	Banco de limpiadores Uniflow 60
Figura 2.8	Banco de limpiadores Posiflow..... 62
Figura 2.9	Flujograma de depuración gruesa..... 64
Figura 2.10	Esquema de proceso del PSN-31..... 66
Figura 2.11	Cimentación del PSN-31 67

Figura 2.12	Bases para la cimentación del equipo de depuración gruesa PSN-31.....	68
Figura 2.13	Estructura utilizada para el montaje del sistema de descontaminación.....	69
Figura 2.14	Sistema descontaminador colocado sobre su cimentación... ..	69
Figura 2.15	Flujograma de proceso del sistema de depuración final	70
Figura 2.16	Etapa constructiva de la ampliación del sistema de depuración fina de la planta	75
Figura 2.17	Esquema de limpiadores Uniflow previo al proyecto.. ..	80
Figura 2.18	Esquema de limpiadores Uniflow posterior al proyecto.....	81
Figura 2.19	Curva de operación de bomba limpiadores primarios Uniflow (P05).....	82
Figura 2.20	Curva de operación de bomba limpiadores primarios Uniflow (P06).....	82
Figura 2.21	Curva de operación de bomba limpiadores primarios Uniflow (P15).....	83
Figura 2.22	Curva de operación de bomba limpiadores primarios Uniflow (P16).....	83
Figura 2.23	Curva de operación de bomba limpiadores primarios Uniflow (P13).....	84
Figura 3.1	Costos de implantación de sistema depuración del molino 2..	86
Figura 3.2	Consumo DKL INO corrugado medio.....	87
Figura 3.3	Consumo DKL INO test liner.....	87
Figura 3.4	Consumo DKL NAC corrugado medio	88
Figura 3.5	Consumo DKL NAC test liner	88
Figura 3.6	Consumo OCC INO corrugado medio	89
Figura 3.7	Consumo OCC INO test liner.....	89
Figura 3.8	Consumo OCC NAC corrugado	90
Figura 3.9	Consumo OCC NAC test liner	90
Figura 3.10	Consumo materia prima corrugado medio	94
Figura 3.11	Consumo materia prima test liner	95
Figura 3.12	Relación costo/Tm DKL INO corrugado medio.....	96
Figura 3.13	Relación costo/Tm DKL INO test liner	96
Figura 3.14	Relación costo/Tm DKL NAC corrugado medio	97
Figura 3.15	Relación costo/Tm DKL NAC test liner	97
Figura 3.16	Relación costo/Tm DKL NAC test liner	98
Figura 3.17	Relación costo/Tm OCC INO test liner.....	98
Figura 3.18	Relación costo/Tm OCC NAC corrugado medio.....	99
Figura 3.19	Relación costo/Tm OCC NAC test liner	99
Figura 3.20	Relación costo/Tm corrugado medio	100
Figura 3.21	Relación costo/Tm test liner.....	100
Figura 3.22	Relación costo/Tm	102
Figura 3.23	Pérdidas de fibra hidrapulper corrugado medio.....	104
Figura 3.24	Pérdidas de fibra hidrapulper test liner.....	104

Figura 3.25	Pérdidas de fibra Uniflow corrugado medio.....	105
Figura 3.26	Pérdidas de fibra Uniflow test liner.....	105
Figura 3.27	Pérdidas de fibra Posiflow corrugado medio.....	106
Figura 3.28	Pérdidas de fibra Posiflow test liner.....	106
Figura 3.29	Pérdidas de fibra corrugado medio.....	107
Figura 3.30	Pérdidas de fibra test liner.....	107
Figura 3.31	Pérdidas depuración.....	108
Figura 3.32	Pérdidas porcentuales depuración.....	109

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1 Coeficiente de flexibilidad de las fibras.....	8
Tabla 2 Factor de Runkel.....	9
Tabla 3 Datos técnicos de fiberizer.....	47
Tabla 4 Datos técnicos.....	51
Tabla 5 Ciclo de trabajo.....	53
Tabla 6 Parámetros tecnológicos.....	56
Tabla 7 Parámetros técnicos	57
Tabla 8 Características operacionales	61
Tabla 9 Características operacionales	63
Tabla 10 Cuadro comparativo de equipos.....	65
Tabla 11 Velocidades recomendadas para circulación de pasta en tubería	76
Tabla 12 Resultados de velocidades.....	77
Tabla 13 Banco limpiadores Uniflow	78
Tabla 14 Banco limpiadores Posiflow.....	79
Tabla 15 Consumo porcentual de DKL INO por año y tipo de papel	87
Tabla 16 Consumo porcentual de DKL NAC por año y tipo de papel.....	88
Tabla 17 Consumo porcentual de OCC INO por año y tipo de papel	89
Tabla 18 Consumo porcentual de OCC NAC por año y tipo de papel.....	90
Tabla 19 Consumo neto de materia prima por año y tipo de papel.....	95
Tabla 20 Relación costos/consumo DKL INO por año y tipo de papel	96
Tabla 21 Relación costos/consumo DKL NAC por año y tipo de papel.....	97
Tabla 22 Relación costos/consumo OCC INO por año y tipo de papel	98
Tabla 23 Relación costos/consumo OCC NAC por año y tipo de papel ...	99
Tabla 24 Relación costos/consumo materia prima por año y tipo de papel.....	100
Tabla 25 Consumo neto de materia prima por año.....	101
Tabla 26 Relación costos/consumo de materia prima por año.....	102
Tabla 27 Pérdidas de fibra en el hidropulper por año y tipo de papel.....	104

Tabla 28	Pérdidas de fibra en la estación de limpiadores uniflow secundarios por año y tipo de papel.....	105
Tabla 29	Pérdidas de fibra en la estación de limpiadores posiflow terciarios por año y tipo de papel	106
Tabla 30	Pérdidas de fibra del proceso de depuración por año y tipo de papel	107
Tabla 31	Pérdidas de fibra del proceso de depuración por año	108
Tabla 32	Pérdidas porcentuales de fibra del proceso de depuración por año	109

INTRODUCCIÓN

Las políticas de la empresa para conseguir un aumento sustancial de la capacidad de producción para aprovechar la oportunidad del mercado nacional e internacional involucró todas las áreas de la planta.

El presente trabajo profesional describe las actividades relacionadas al sistema de depuración de pasta que la empresa emprendió desde el año 2009, como parte de las tareas para cumplir las metas planteadas por la gerencia. La meta planteada fue el de aumentar en 30000 T/año la producción obtenida en el Molino II de sus instalaciones, es decir pasar de una producción promedio de 63000 T/año a 93000 T/año.

El plan general para la ejecución de este proyecto, involucró modificaciones no solo en el proceso de Preparación de Pasta, sino que también se efectuaron cambios dentro del sistema de Conformación de la Hoja (Máquina de Papel). Todas estas fases de cambio fueron distribuidas entre los integrantes del Departamento de Proyectos de la fábrica, entre los cuales se mencionan: Ing. Darlin Navarrete; Ing. Oscar Banchon; Vinicio Solís; Carlos Gavilanes, todos bajo la dirección del Ing. Juan Lozano.

En concreto, el presente trabajo se encarga de la implantación del sistema de depuración en baja densidad de la segunda línea de batido, lo cual involucra los siguientes equipos: PSN-31, Limpiadores Uniflow; Limpiadores Posiflow.

A continuación el estudio se centrará en la descripción de las variaciones del sistema de depuración de pasta; con el fin de asegurar la producción continua, de donde, todas las modificaciones realizadas sobre el sistema de depuración se centraran en el planteamiento de los siguientes objetivos específicos:

- Establecer proporción de consumo de OCC adecuada, para reducir las pérdidas porcentuales de fibra en un 0.07% del consumo total de materia prima.
- Reducir la carga de DKL sobre el sistema en el 1.25% del consumo total de materia prima.
- Implantar un sistema de depuración fina que permita un incremento del 30% del flujo de pasta tratada.
- Reducir costos iniciales de producción en un promedio de USD 14 /Tm al mes.

Estas variaciones sobre el sistema de depuración contemplan en su primera etapa la implantación de un sistema de depuración gruesa (PSN-31), encargado de la separación del flujo de las impurezas de mayor tamaño y en su última etapa la implantación de un sistema de depuración fina (Ampliación de capacidad de sistema de limpieza Uniflow-Posiflow), que aprovechando la centrifugación separa el contenido de plásticos y arenas del flujo de pasta. Los beneficios obtenidos con esta fase del proyecto, se medirán con respecto a los valores promedio censados en el 2009; que en el caso de las pérdidas

de fibra se mantuvo en un promedio del 2.39%, el consumo promedio de DKL estuvo en un 45.27% y los costos iniciales de producción oscilaron en USD 284/Tm.

CAPÍTULO 1

1. DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE PREPARACIÓN DE PASTA.

1.1 Tipos de materia prima usados en la conformación del papel

La materia prima fundamental para fabricar papel es la celulosa. De hecho, se puede decir que el papel es una lámina constituida por un entramado tridimensional de fibras de celulosa y otras sustancias (cargas minerales, colas, almidón, colorantes, etc.) que permiten mejorar las propiedades del papel y hacerlo apto para el uso al que está destinado.

Las fibras de celulosa son un constituyente esencial de los tejidos vegetales, cuya función es la de dar resistencia a los mismos. La celulosa para la fabricación de papel se obtiene principalmente de madera (55%), de otras fibras vegetales denominadas no madereras

(9%) y de papel recuperado (36%), lo cual se ilustra en el gráfico siguiente:

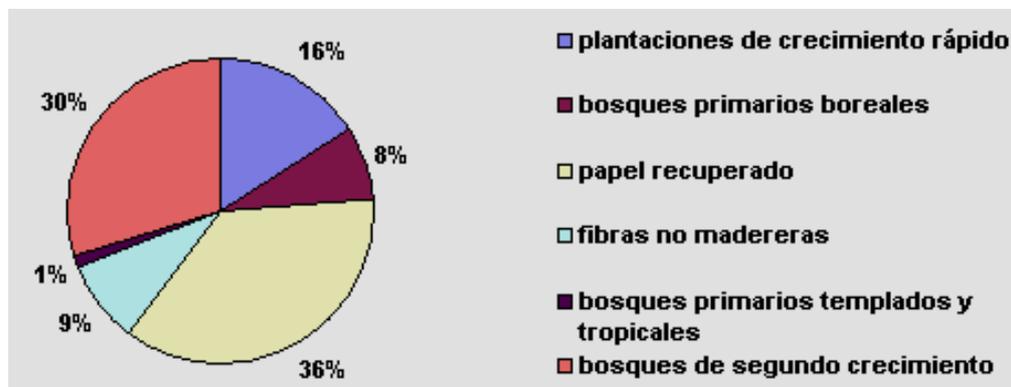


FIGURA 1.1 FUENTES DE CELULOSA PARA FABRICACIÓN DE PAPEL

Tipos de materia prima.

Dentro de esta clasificación existen 2 tipos de fibras utilizadas:

Materias primas fibrosas:

Existe una gran variedad de papeles y la mayoría se elabora con fibras naturales, es decir fibras de vegetales. Estas provienen de diferentes especies de árboles y las utiliza la industria papelera. La importancia de la madera como materia prima para la industria papelera radica que contiene alrededor de un 50% de celulosa. Los diferentes tipos de papeles tienen también diversos usos, lo que exige utilizar las materias primas con un alto grado de desarrollo de la fibra de manera que se procese la elaboración de papel con eficiencia y calidad.

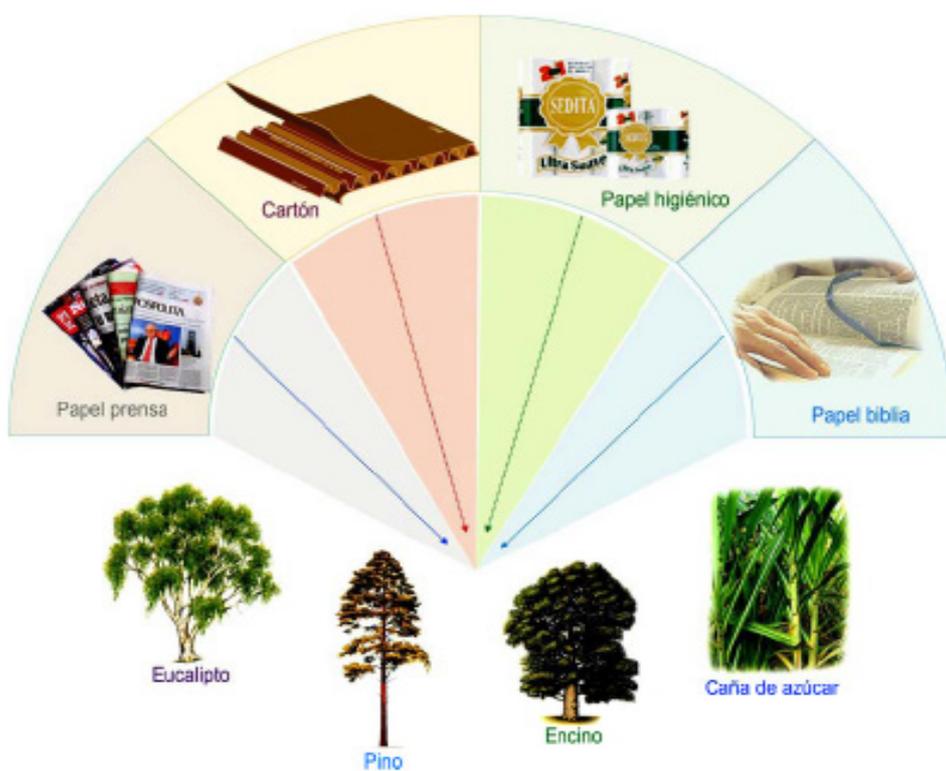


FIGURA 1.2 MATERIAS PRIMAS FIBROSAS

Las fibras al venir de diferentes clases de plantas, también muestran diversos tipos de características morfológicas.

Características morfológicas:

Es muy importante conocer las características morfológicas de las fibras, no solo para determinar algunas posibilidades en su desarrollo, sino también para relacionarlas y encontrar factores útiles para su clasificación.

Maderas duras		Maderas blandas		Plantas anuales			
							
Encino		Pino		Algodón		Caña de azúcar	
Longitud de la fibra	Diámetro de la fibra	Longitud de la fibra	Diámetro de la fibra	Longitud de la fibra	Diámetro de la fibra	Longitud de la fibra	Diámetro de la fibra
1.40 mm	17 a 24 μ	3.00 mm	30 a 40 μ	12 a 33 mm	16 a 21 μ	1.40 mm	10 a 34 μ

FIGURA 1.3 LONGITUD Y DIÁMETRO DE ALGUNAS FIBRAS.

Hoy en día, existen ciertos índices (fig. 1.4) que nos permiten establecer el uso apropiado de las fibras para la elaboración del papel. Entre ellos puedo mencionar los siguientes:

Relación de Runkel: Permite determinar si la fibra es excelente o no para la conformación del papel.

Coefficiente de flexibilidad: Determina la posible colapsación de la fibra.

Índice de esbeltez y el coeficiente de rigidez: Como su nombre indica, permite determinar el grado de esbeltez y rigidez de una fibra determinada.

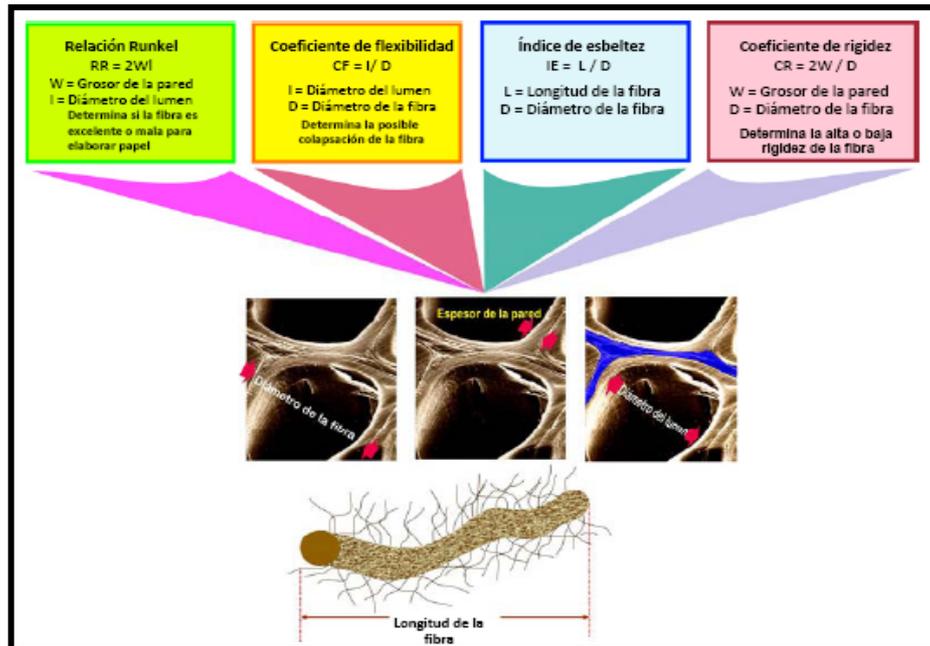


FIGURA 1.4 CARACTERÍSTICAS MORFOLÓGICAS DE LA FIBRA.

En las tablas siguientes se mencionan valores para el coeficiente de flexibilidad y el factor de Runkel:

TABLA 1

COEFICIENTE DE FLEXIBILIDAD DE LAS FIBRAS

Rango	Tipo de pared celular	Rigidez
Mayor de 0.70	Muy gruesa	Muy alta
De 0.70 a 0.50	Gruesa	Alta
De 0.50 a 0.35	Media	Media
De 0.35 a 0.20	Delgada	Baja
Menor a 0.20	Muy delgada	Muy baja

TABLA 2
FACTOR DE RUNKEL

Grado	Rango	Clasificación
I	Menor de 0.25	Excelente para papel
II	De 0.25 a 0.50	Muy buena para papel
III	De 0.50 a 1.00	Buena para papel
IV	De 1.00 a 2.00	Regular para papel
V	Mayor de 2.00	Mala para papel

Fibras recuperadas o secundarias

La fibra secundaria o recuperada es aquella que formó parte de la estructura de un papel determinado y éste es de nuevo usado para la obtención de fibras celulósicas.

Las fibras presentes en el papel y cartón viejo pueden volver a utilizarse para fabricar papel y cartón de nuevo. A través del proceso de reciclado se pueden recuperar la mayoría de las fibras de celulosa que contienen. No obstante, este proceso no se puede repetir indefinidamente ya que las fibras recuperadas pierden resistencia en el mismo, siendo necesario aportar según la resistencia del papel que se quiera fabricar, una proporción de fibras vírgenes al proceso de reciclado, ya sea procedentes de madera o de otras fibras vegetales

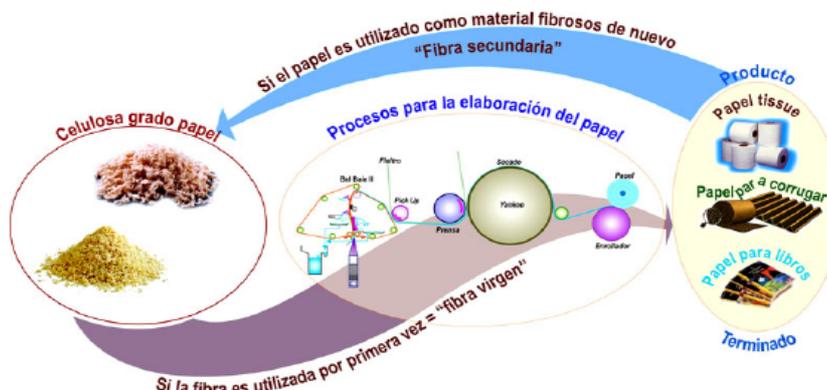


FIGURA 1.5 REUSO DE LA FIBRA PARA LA ELABORACIÓN DEL PAPEL

El uso de las fibras secundarias tiene los fundamentos siguientes:

- Ecológicos
- Económicos
- De manejo
- Legales

a.- Factores Económicos

Las fibras para la elaboración del papel, que provienen de papel recuperado son mucho más baratas.

b.- Factores Ecológicos

En forma general, las fibras que se utilizan para la fabricación del papel provienen en su gran mayoría de árboles; esto hace tener una fuerte oposición no solo de grupos que protegen la naturaleza sino también de los gobiernos que exigen el uso de papel desperdicio.

c.- Factores de manejo

Es muy notorio que al reciclar la basura existe un alto porcentaje de papel y cartón. Esto hace que se genere el deseo de recolectarlo, no sólo con el afán de reuso sino también como una fuente de ingreso y los problemas para encontrar un lugar adecuado para su ubicación.

d.- Factores legales

El alto consumo de papel provoca también una gran cantidad de papel de desecho, lo cual ha obligado al Estado a exigir el reuso de ese papel en la elaboración del mismo.

El uso de fibras secundarias trae consigo algunos problemas:

En algunos lugares es posible la fabricación de papel con tan solo la utilización del desperdicio de éste. Sin embargo, en la mayoría de los casos es necesario el concurso de fibras primarias, para proporcionar al papel las características y propiedades que este requiere para el uso al cual se va a destinar.

En todo caso la recuperación del papel de desperdicio no puede ser total. Imaginemos que se produjeron 100 toneladas de papel que fueron utilizadas para la elaboración de libros. No todo el papel se puede recuperar para ser reciclado, pues un porcentaje de este papel tiene que desecharse debido a su contaminación.

La cantidad de papel que no puede reciclarse está en el orden del 20%.

El papel al ser de reuso tiene contacto con materiales que lo hacen una materia prima fibrosa muy contaminada y por tanto debe ser desechada.

Como promedio en todo el mundo solo se aprovecha como materia prima fibrosa el 33% del papel o cartón producido.

Cuando se elabora el papel, si se necesita una cierta cantidad de material fibroso por día, no toda la fibra utilizada es obtenida como papel; existe un porcentaje (15%) que es eliminado durante los procesos de elaboración de papel.

Materias primas no fibrosas:

Las materias primas no fibrosas se pueden dividir en dos grupos:

- Naturales.
- Sintéticas.

Dentro de las materias primas no fibrosas naturales se puede considerar a ciertos encolantes, agentes de retención, colorantes, minerales, etc. Sin embargo, dentro de las materias primas no fibrosas sintéticas también podemos encontrar encolantes, agentes de retención, colorantes y a su vez antiespumantes, bactericidas y

elementos usados para mejorar la tensión superficial del papel, regular su PH, etc.

El objetivo que se persigue con el uso de materias primas no fibrosas es el mejoramiento de las propiedades del papel. En la elaboración del papel, las sustancias químicas o aditivos adquieren un lugar trascendental.

Es difícil encontrar papeles que sean elaborados con solo fibras. Un ejemplo de ello lo constituye: el papel de seda y el papel secante, estos no utilizan aditivos en su conformación. Sin embargo, casi todos los papeles además de fibras contienen algunos materiales no fibrosos que pueden ser añadidos a su conformación en forma líquida o en forma sólida.

Adición de material no fibroso en estado sólido:

Cuando se adiciona el material no fibroso en estado sólido resulta práctico, sin embargo, a veces no es eficaz debido a las causas siguientes:

Tener una relación exacta entre el material fibroso y los aditivos, pero es común tener problemas como: cantidades de material mal pesada, omisión por parte de los operadores en la dosificación de ciertos aditivos.

No todos los materiales no fibrosos pueden ser manejados con facilidad, uno de ellos son los colorantes

Adición de material no fibroso en estado líquido:

Cuando se adiciona el material no fibroso en estado líquido, tiene algunas ventajas pero también posee desventajas a considerar:

- Desde el punto de vista práctico, resulta conveniente pues ya no se deben hacer soluciones o suspensiones.
- Una desventaja es tener que transportar demasiada agua cuando los materiales fibrosos no se envían o no se pueden elaborar con alto porcentaje de sólidos. Aumentando de esta manera la necesidad de almacenamiento de materia prima.

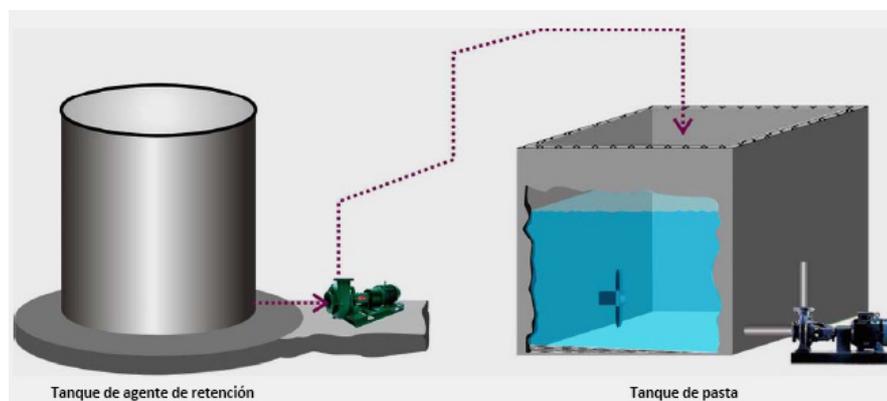


FIGURA 1.6 ADICIÓN DE MATERIAL EN FORMA LÍQUIDA AL SISTEMA DE PASTAS

El material no fibroso puede ser agregado por medio de un control manual de la válvula de adición; o por medio de medidores de flujo o bombas dosificadoras.

1.2 Principales elementos contaminantes en la materia prima.

En el pulpeo, o producción de celulosa, no importando cual sea el proceso, o los cuidados, nunca se consigue evitar la presencia de partículas indeseables llamadas SUCIEDAD (ver anexos para clasificación). Una suciedad o impureza de la pulpa es constituida de varios elementos derivados de la materia prima de la celulosa: la madera u otro sistema de fabricación.

Toda esta contaminación debe ser eliminada a través de procesos de DEPURACION, como una parte esencial en la fabricación de celulosa de papel.

Los más diversos equipamientos han surgido para hacer frente a las necesidades específicas de la limpieza de pulpa.

Una idea preliminar de depuración no escapa a la regla de simplicidad y se fundamenta en el concepto rudimentario de la FILTRACIÓN: interponiendo a un flujo, una barrera para las impurezas.

Un tamiz funciona con eficiencia para el caso de partículas mayores que las fibras de pulpa. Y para partículas de conformación inferior al tamaño de las fibras, se resolvió el problema mediante el uso de la fuerza centrífuga sobre la base del principio del ciclón.

Para las impurezas leves como la espuma del polietileno, cera, medula, etc., en cantidades inaceptables y de tamaño igual o menor al de las fibras, también se ha empleado el ciclón operando en sentido inverso.

El hecho es que la purificación de la celulosa de hoy, no es un sector que está en consonancia con la producción, pero se incorpora a las distintas etapas de producción de celulosa y fabricación de papel.

En cada una de esas fases el objetivo es el mismo, limpieza de celulosa-pulpa o masa, los dispositivos se han adaptado a cada situación como veremos luego de nuestro estudio.

El dispositivo tamiz es usado en todas las formas, configuraciones y tamaños, con agujeros, circulares, cuadrados cónicos o ranuras (surcos). Trabajan de forma abierta o presurizada, estática, vibratoria, o rotativas.

Lo mismo ocurre con los ciclones, diseñados en los más diversos tamaños, utilizan especialmente materiales que posean resistencia a la abrasión.

Para cuando los ciclones o hidrociclones, tienen que operar bajo condiciones donde su tamaño es ajustado, los flujos de pulpa son depurados por baterías de estos dispositivos funcionando en paralelo.

1.3 Disgregado de la materia prima

Un proceso mecánico para obtener celulosa es el molino de piedra tal como se muestra en la Figura 1.7, que consiste en presionar los troncos de madera sobre la piedra que está girando, lo que hace que la madera se muele formándose una gran cantidad de fibras cortas suspendidas en agua; a esta celulosa se le llama “Pasta Mecánica”.

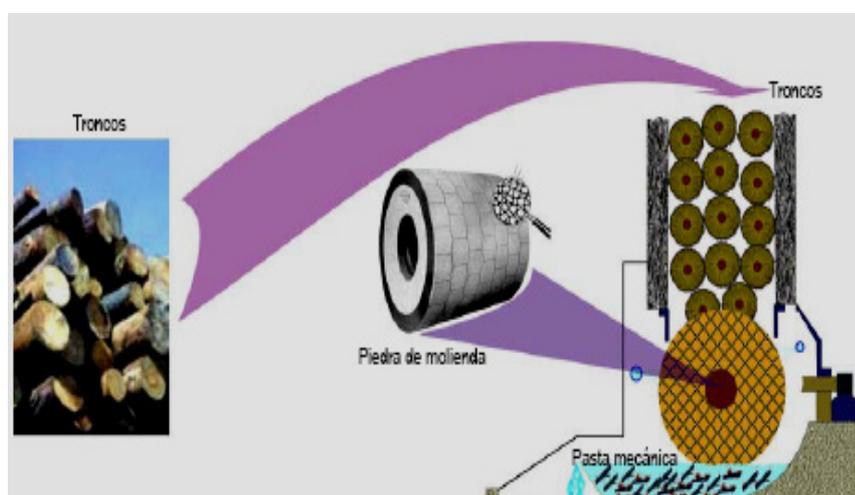


FIGURA 1.7 PROCESO DE ELABORACIÓN DE PASTA MECÁNICA



FIGURA 1.8 ELABORACIÓN DE PASTA MECÁNICA POR MEDIO DE REFINADOR

Otro proceso para elaborar pasta mecánica, es por medio de refinadores (Figura 1.8).

Primeramente los troncos se convierten en astillas, las cuales alimentan a los refinadores provistos de discos que giran moliendo las astillas y convirtiéndolas también en fibras muy cortas, es decir la Pasta mecánica...

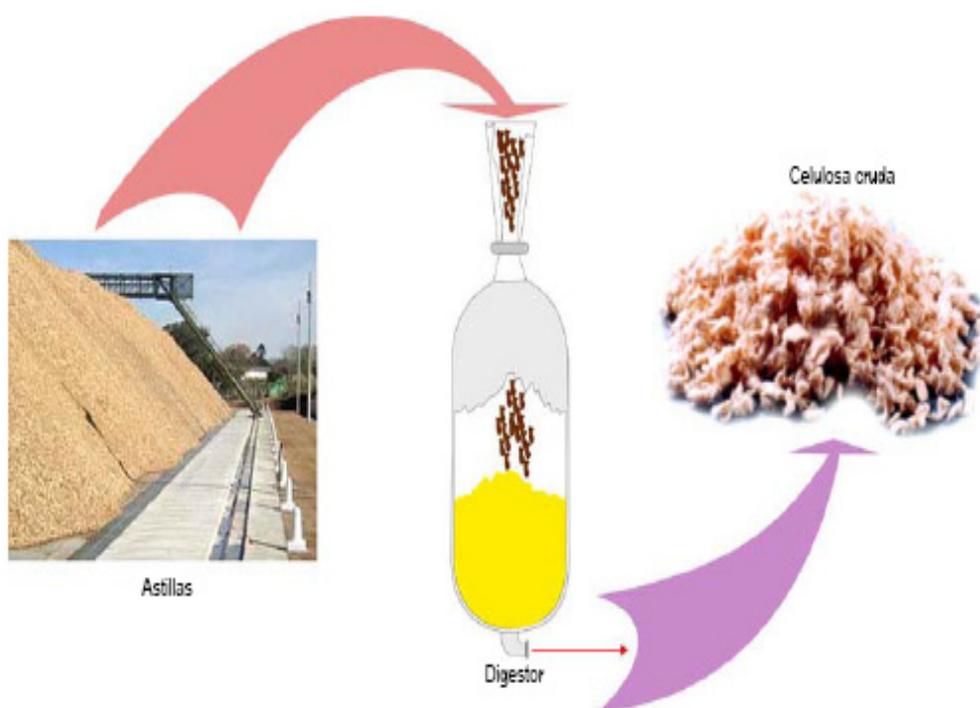


FIGURA 1.9 PROCESO DE OBTENCIÓN DE CELULOSA QUÍMICA

Para obtener celulosa química (Fig. 1.9), se convierte los troncos en astillas, las que se depositan en un digestor junto con agua y sustancias químicas. Se les alimenta calor por medio de vapor, llevándose a cabo una reacción química dentro del digestor.

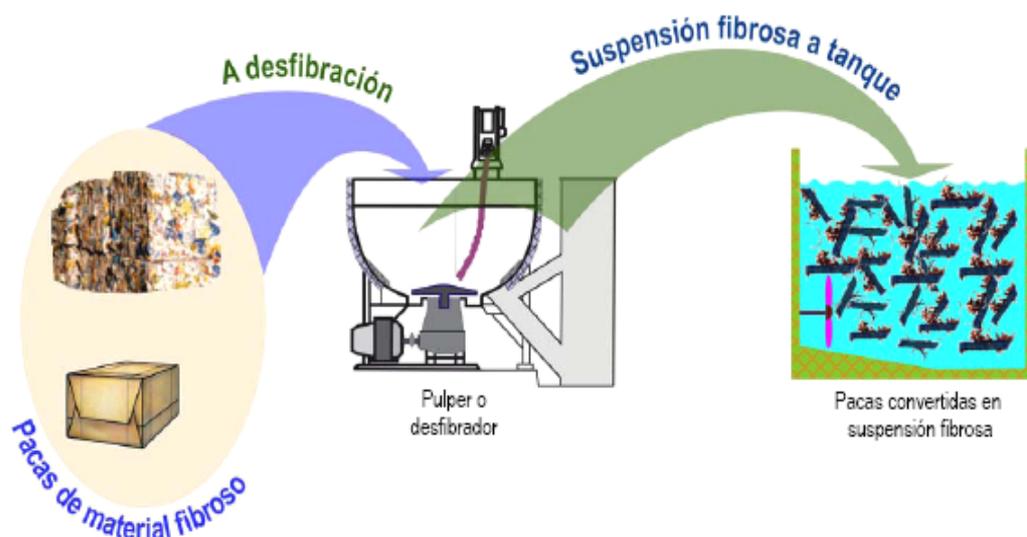


FIGURA 1.10 PROCESO DE DISGREGACIÓN DE MATERIA PRIMA

El primer proceso que se tiene para la elaboración del papel es el transformar la materia prima fibrosa, que viene en pacas, en suspensión fibrosa. Para ello las pacas y el agua se añaden a una tina en donde por acción de un rotor giratorio las fibras se separan formando así en unión con el agua la suspensión fibrosa, tal como se observa en la Fig. 1.10.

El material fibroso que se convierte en suspensión, no solo tiene fibras sino también materiales que si permanecen junto con ella, como arenas, grapas, piedras, hierros, etc. causarán que el papel sea de mala calidad, por lo que deben separarse y eliminarse.

1.4 Tamizamiento y depuración centrifuga

Tamizamiento

Tamizar el flujo o forzar el paso de un producto bajo la sospecha de contaminación, a través de una pantalla (tamiz) hará que las partículas menores a los orificios de la pantalla pasen. Las partículas mayores serán retiradas.

El criterio para aceptar o rechazar es peculiar para cada producto. Por ejemplo, si quisiéramos retirar el polvo de un cereal, el aceptado sería el cereal que sería retenido por la malla del tamiz; el rechazo o polvo pasará por la malla.

En el caso de la celulosa, normalmente se da lo inverso, son retenidas las impurezas mayores que un orificio y pasan las fibras que constituirán el aceptado. Una idea básica de cribado o filtración sería un asunto de probabilidad. Imaginemos una esfera cayendo bajo la acción de la gravedad a través de una pantalla. Puede pasar o ser rechazada.

En primer lugar, si la partícula es mayor al orificio de la pantalla, sería imposible el pasaje.

$$P = () \text{ (La probabilidad de aceptar es nula)}$$

Si la partícula es más pequeña que el orificio de la pantalla, la probabilidad de ser aceptada será igual al área de los orificios sobre el área de la pantalla.

$$P_{\text{aceptado}} = \frac{S_o}{S_p}$$

S_o = área total de los orificios.

S_p = área total de la pantalla.

$$\frac{S_o}{S_p} = \text{Área abierta de la pantalla}$$

A_p = área abierta de la pantalla.

$$P_{\text{aceptado}} = A_p$$

Esto es válido para partículas bien pequeñas. Al incrementarse el tamaño de la partícula encontraremos la siguiente relación para las probabilidades de aceptado:

$$P_{\text{aceptado}} = \frac{A_p (r_o - r_p)^2}{r_o^2}$$

A_p = relación de área abierta

r_o = radio del orificio

r_p = radio de la partícula.

Resultados de la curva en el siguiente grafico:

- 1) La probabilidad de aceptación aumenta a medida que el tamaño de la partícula disminuye.
- 2) La probabilidad es a lo sumo igual al área abierta.

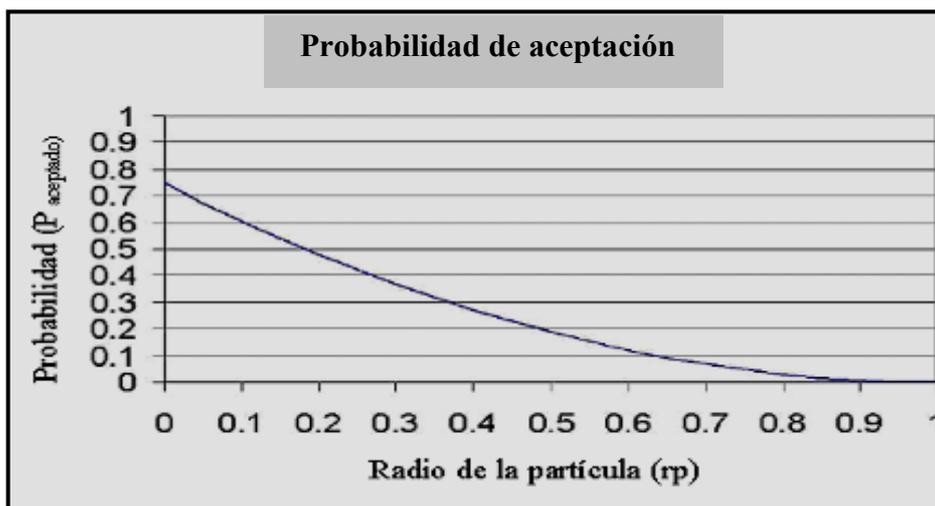


FIGURA 1.11 GRÁFICO DEL RESULTADO DE LA CURVA

El número de intentos de paso de la partícula a través de la malla es proporcional al tiempo que esta permanece sobre la pantalla.

Este tiempo está limitado por los siguientes factores:

- 1) Un tiempo largo equivale a la aglomeración en el paso de partículas continuas.
- 2) Con el tiempo, la impureza va desintegrándose y con ello la probabilidad de generarse la interrupción de flujo.

El tiempo ideal es el punto donde la eficacia de la pantalla aumenta y comienza la probabilidad de obstrucción de flujo.

El factor fundamental en el control de la eficiencia del tamiz, es obviamente el tamaño de los orificios. La situación ideal será la

configuración de orificios que seleccionan las impurezas de tamaño inferior a los aceptados de la máquina. Pero esto rara vez se consigue debido al efecto de estrangulamiento causado en el depurador.

Al mantener constante el área abierta del tamiz, una reducción en el diámetro de los orificios produce una rápida caída en el flujo, debido a la tendencia de los orificios de obstruirse con impurezas.

Las vibraciones reducen esa tendencia, de donde los tamices vibratorios poseen altas capacidades.

Al reducir el tamaño de los orificios aumenta la cantidad de rechazos; para equilibrar ese efecto es necesario aumentar la vibración o en sistemas presurizados aumentar la presión a la entrada.

Llego a la conclusión que al escoger el diámetro de orificio, este deberá ofrecernos las siguientes ventajas:

- a) Un mínimo de fibras buenas rechazadas.
- b) Un tamaño que no permita el paso de una gran cantidad de impurezas.
- c) No provoque gran pérdida de carga.
- d) No sea necesario una fuerte vibración de la pantalla, con una alta utilización de energía.

Depuración centrífuga.

Todos los depuradores centrífugos (fig. 1.11) son basados en el principio de los ciclones, fenómeno manifestado en la naturaleza, en tornados, ríos, drenajes de tanques, etc.

La separación de partículas en un fluido depende de dos factores básicos:

- a) Fuerzas externas, que ejerzan diversos esfuerzos sobre el fluido y la partícula causando movimiento relativo entre los dos.
- b) Resistencia de la partícula en movimiento dentro del fluido.

Al estudiar partículas esféricas en equilibrio, en un líquido bajo la influencia de fuerzas centrífugas encontramos la siguiente ecuación:

$$U = \frac{v^2 (\rho_p - \rho) d_p^2}{18 \mu r}$$

U = velocidad terminal de la partícula

ρ_p = densidad de la partícula.

ρ = densidad del líquido.

d_p = diámetro de la partícula.

μ = viscosidad del líquido.

r = radio del limpiador.

v = velocidad tangencial del fluido.

Para que una partícula se separe, la velocidad U debe ser mayor que la velocidad de entrada del fluido al depurador.

En una investigación del fenómeno se observó que los elementos de mayor peso se proyectaban hacia la periferia gracias al movimiento circular del ciclón.

Hoy los dispositivos condicionan el flujo de productos contaminados por medio de las fuerzas generadas por un ciclón, creado para separar las partículas más pesadas, consideradas rechazos, de las partículas más ligeras catalogadas como aceptado.

El dispositivo de forma cónica está dotado de tres orificios:

- 1) Alimentación: Inyectándose el producto bajo presión hacia el interior del cono.
- 2) Un orificio menor en la parte estrecha del cono en el convergen las partículas de mayor peso, descendiendo por las paredes, resultando el efecto centrífugo de presión-flujo.
- 3) Un orificio superior, por el cual es forzado el remolino de partículas de menor densidad debido al estrechamiento del cono y la ocupación de las zonas periféricas por las partículas más pesadas.

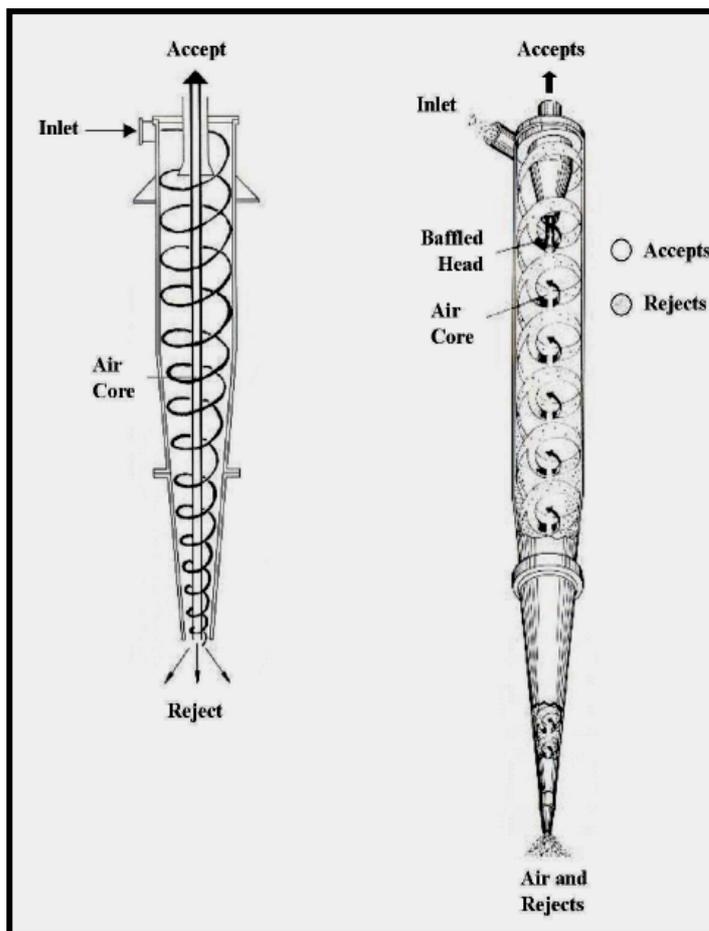


FIGURA 1.12 DEPURADORES CENTRÍFUGOS

Depuradores Conjugados.

La tecnología siempre ha procurado tomar el mejor partido de cuanto artificio exista para alcanzar un objetivo. Para depurar ocurre lo mismo, los fabricantes han conseguido máquinas que asocian el efecto tamiz, la centrifugación, presión, etc., con buenos resultados operacionales. Un ejemplo de esas máquinas es la depuradora JYLHA-SCREEN, la cual es una conjugación de tamices, rotación, vórtices, que genera presión y facilita el proceso.

Consistencia.

Un punto muy importante en el proceso de la DEPURACION es la CONSISTENCIA, es decir, determinada combinación de pulpa y agua. Dentro de la gama de equipamientos conocidos para depuración, la gran mayoría exigen una buena dilución de la pulpa para mejorar su eficiencia, es decir, baja consistencia para que la pulpa pueda ser depurada.

Este concepto es válido tanto para depuración gruesa como para depuración fina. CONSISTENCIA, aplicada a la celulosa, significa un porcentaje en peso de la pulpa en cualquier combinación de masa y agua (pulpa).

Los términos "bone-dry" y "oven-dry" del inglés significan "absolutamente seco", es decir el peso de la celulosa completamente libre de humedad.

El término "air-dry" significa aire seco y se refiere a la celulosa comercial, es decir con un contenido del 10% de humedad. El peso bajo en estas condiciones es considerado un absoluto, a pesar del contenido del 10% de humedad. La celulosa por ser higroscópica, normalmente tiene ese contenido de humedad. A partir de esa convención, entiéndase que una celulosa "air dry" contiene un 10% de

humedad y que el peso seco corresponde a una determinada cantidad de pulpa igual al producto del peso por 0.9.

Por consiguiente, si A es el peso o porcentaje en peso de pulpa “air dry” y B su peso o porcentaje absolutamente seco podemos escribir:

$$B = 0.9 \times A \quad (1)$$

$$A = B / 0.9 \quad (2)$$

O:

C= Consistencia air dry (%)

P= Peso de cierta cantidad de pulpa (celulosa y agua)

A= Peso air dry de esa cantidad de pulpa

$$C = \frac{A}{P} \times 100 \quad (3)$$

$$A = \frac{PC}{100}$$

$$P = \frac{A}{C} \times 100 \quad (5)$$

Nota:

1) El peso específico de la celulosa es considerada 1, igual a la del agua.

2) Para facilitar la referencia, se han usado las siglas AD y OD siendo:

OD: Oven dry: absolutamente seco.

AD: air dry: aire seco

Ó

ODT: Tonelada absolutamente seca

ADT: Tonelada “air dry”

La consistencia es un valor de suma importancia en depuración, no solo por el conocimiento cuantitativo de la pulpa en procesamiento sino por la confirmación de que una buena depuración solamente ocurre con buena dilución. Y no solamente en ello radica la importancia del agua.

El agua usada en todos los pasos del pulpeamiento tiene diversas funciones, una de ellas es de servir de vehículo a las fibras, las fibras en suspensión son procesadas con facilidad y adecuadas a las presiones necesarias para la realización de la depuración. Cuando termina su papel de vehículo es extraída y retornada al proceso para su reaprovechamiento.

Depuración Gruesa.

El primer contacto de la celulosa en cada etapa del proceso, es con un depurador. El objetivo es la remoción de contaminantes de gran tamaño, como por ejemplo las que aparecen después de la etapa de pulpeo; pedazos de componentes del sistema, tales como piezas de

tela, juntas, pernos, etc. Cada pulpa requiere también un tratamiento especial, por ejemplo:

La **pasta mecánica** precisa de mayor cuidado contra palillos y fichas, la **pulpa Kraft** y demás **pastas químicas** requieren la extracción de residuos en primera instancia; pastas ya tratadas, precisan de dispositivos que eviten la presencia de residuos industriales o contaminantes propios del proceso, como: alambres, metales, gomas, etc.

En general, en la depuración gruesa se utilizan: cribas o tamices. Pueden ser presurizadas o no.

Modernamente se ha utilizado máquinas bien sofisticadas, aprovechando la tecnología disponible a favor de la eficiencia. Así, de los simples tamices planos, vibratorios o no, pasamos a utilizar los depuradores presurizados donde trabajan en conjunto los esfuerzos centrífugos y vibraciones ondulatorias promovidas por folios o resaltos semi-esféricos rotativos (Fig. 1.12).

Los equipos son prácticamente los mismos que se usaron en las demás etapas de depuración. Lo que cuenta más en este momento, es el vórtice de tamaño justo para retirar el material grueso, generalmente de tamaño mucho mayor al de las fibras. Una máquina debe preservar al máximo el rendimiento.

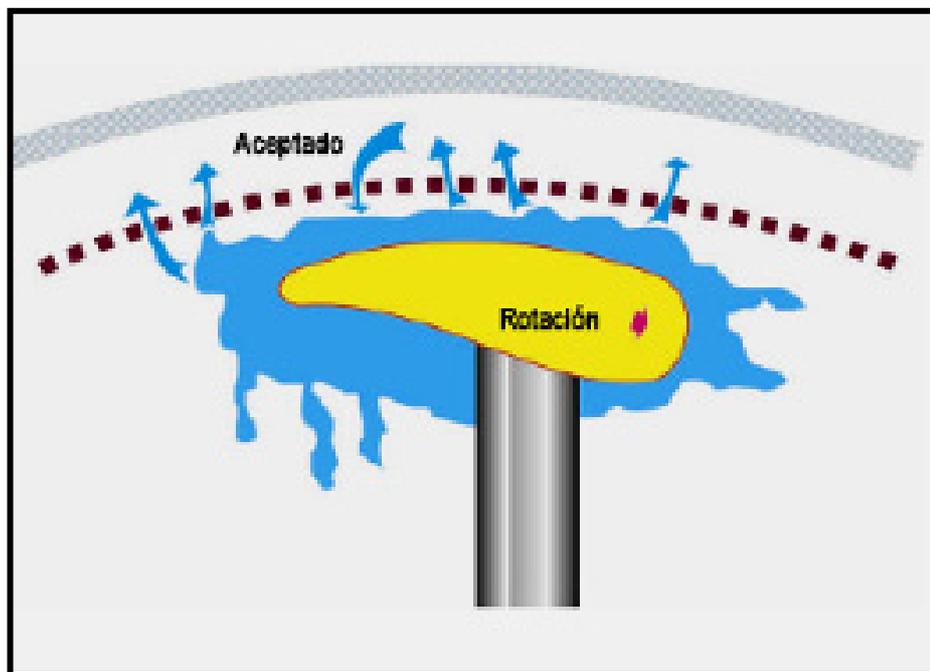


FIGURA 1. 13 FOLIO DE UN DEPURADOR PRESURIZADO

Este concepto debe orientar toda nuestra preocupación con la depuración. Limpiar al máximo un producto con un mínimo perjuicio del rendimiento.

En la realización de un sistema operativo para la depuración, es preciso hacer con frecuencia una verificación del rendimiento a través de la cuantificación de las pérdidas, como rechazos.

$$\text{Rendimiento}(\mu) = \frac{\text{Peso de la masa depurada}}{\text{Peso de la pulpa a limpiada}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento}(R) = \frac{\text{Peso de la masa rechazada}}{\text{Peso de la pulpa a limpiada}} \times 100$$

Lo ideal en el proceso es conseguir los resultados más altos posibles en ambos valores (μ , R), pero cuando se eleva μ cae R y viceversa.

La relación es divergente, es preciso por tanto llegar a un acuerdo. Este acuerdo es decidido experimentalmente, a través del análisis de cada situación. Por lo tanto, y reconociendo que cada máquina tiene un límite para alcanzar un rendimiento interesante, se ha recurrido a la asociación de diversas máquinas para depurar el exceso de rechazos que salen de una maquina anterior, hasta que el nivel de rechazo sea razonable para manejarlo fuera, o tener un reaprovechamiento como fibras de segunda calidad; estas constituyen las diversas etapas de depuración.

Para la depuración gruesa, normalmente se utiliza una sola etapa, es decir, una máquina que haga la separación de las impurezas más evidentes, normalmente grandes y muy ajenas a la pulpa, como partículas metálicas, cauchos, telas, maderas, fragmentos de juntas, etc.

Por la característica de los residuos que se desean retirar de la masa, el dispositivo que mas se presta a esta finalidad es el tamiz, componente simple presente en las más diversa modalidades de máquinas de depuración existente.

Depuración fina.

Lo que se pretende con la depuración fina

Las operaciones preliminares tienen como finalidad preparar la pulpa para la filtración final. Como ejemplo, vamos a suponer que 4% de la masa en forma de fibra gruesa fue removida por la depuración gruesa. Esto quiere decir que el 96% de la masa original aun se encuentra a la espera de ser tratada. Es probable que la masa, con excepción de un 5% tiene fibras de tamaño y calidades deseadas para el proceso de fabricación.

Esto es apenas un ejemplo, los valores difieren acorde a las calidades de pulpa.

Más la finalidad de la depuración fina, es separar las fibras en clases conforme a su tamaño. Y el equipo ideal para realizarlo, es aquel que haga esta separación de la manera más simple y económica.

Las clases de pulpa

Las distintas clases de papel precisan de celulosa de calidades diferentes. Antes de optar por un sistema de depuración fina, debe conocerse las dimensiones máximas de fibras permitidas en la pulpa y separar las fibras de tamaño mayor por medio de otro tamizamiento. Rara vez la longitud de las fibras es indicada con una unidad de medida, como décimas de pulgada, pues es casi imposible medir las fibras.

El tamaño de la fibra en la pulpa es regulado por la experiencia del fabricante, que sabe como controlar la pulpa por medio del tamaño de las perforaciones y aberturas en las placas del tamiz, por la consistencia de la masa, por la fuerza que es necesaria para pasar las fibras por las perforaciones del tamiz y por la manera en que el tamiz es operado.

La norma no dice nada sobre las características físicas de la pulpa, solamente controla el tamaño de las fibras.

Características de la depuración fina

En términos generales la depuración fina, es igual en partes esenciales a otros tamices con una placa perforada, en sí está constituida por un aparato que obliga a la masa a pasar por una placa en un cuerpo que contiene las partes.

La diferencia es que se encargara de la depuración final de la masa, ya libre de contaminantes mayores.

Cuando la masa entra en el área del tamiz, hace contacto con las placas perforadas y los elementos mas finos fluyen a través de las perforaciones. Estas pequeñas aberturas, resisten más el paso de las fibras, que del agua en que las mismas se encuentran suspendidas. Por eso las fibras tienden inmediatamente a concentrarse en torno a

los orificios y bloquearlos completamente. Para evitarlo, debe producirse una agitación constante para mantener las fibras en suspensión y ayudar al agua a cumplir su única función en este proceso: transportar las fibras de pulpa.

Puntos a observar antes de escoger un depurador.

Un tamiz debe cumplir un servicio definido y para obtener los resultados deseados debe poseer condiciones seguras para operar. Por eso, al escoger el tipo de tamiz a ser usado, debe considerarse algunos puntos básicos:

1) Limpieza del producto

Observar si se trata de una hoja libre de suciedad, sin pintas, etc., muchas veces atribuidas a deficiencias de las etapas anteriores en el proceso y cuyo origen debe ser determinado antes de culpar el tamizamiento. También considerar otros factores como el tamaño de las perforaciones en las placas, consistencia de la masa y la operación del tamiz.

2) Costo de la Implantación, Mantenimiento y Reparación

Muchas veces se da una importancia indebida al costo inicial. Esto debe ser considerado, cuando se tiene una idea del sistema como un todo, en conjunto con los costos de operación y reparación, espacio y cantidad de unidades necesarias y la eficiencia de cada

una. Por eso, cada fábrica debe tomar su propia decisión. Los costos de operación cubren los costos de mano de obra, material y energía.

3) Energía necesaria

Por lo general se usa KW-h por tonelada de celulosa “air dry” en 24 horas. Finalmente cada fábrica, identifica su costo y disponibilidad.

4) Espacio necesario

El espacio necesario por tonelada de producto procesado en 24 horas es un factor importante, porque cada metro cuadrado de superficie ocupada, significa un costo definido de capital. Normalmente los depuradores modernos son bien compactos.

5) Capacidad y Rendimiento del Equipo

Es claro que la capacidad de cada tamiz debe ser la mayor posible. Lo mismo es válido para la eficiencia. Es posible aumentar la capacidad a pesar de la eficiencia de tamizamiento, mas con pruebas cuidadosas es posible determinar, la capacidad real del tamiz.

Un ejemplo concreto es el siguiente:

- Imagine un tamiz centrífugo operando bajo ciertas condiciones de velocidad, tamaño de perforaciones y consistencia de masa, capaz

de procesar 16 ton de masa, aceptando 15 ton de una buena masa y rechazando por tanto 1 ton; es decir $1/16$ de la masa total es rechazada.

- Ahora imagine que calibrando una o más condiciones, el tamiz podría procesar 22 ton de masa, tal vez con un aumento en el consumo de energía, pero rechaza 2 ton de pulpa a causa de la proporción de pulpa que debe ser rechazada.
- Ahora la cantidad de rechazo es $2/22$ o $1/11$ de la masa total, la cual es una proporción bastante mayor que la anterior. Sin embargo, para extraer prácticamente todas las fibras buenas conforme las normas, existe la necesidad de pasar nuevamente la masa rechazada por un tamiz. El resultado final después de las dos operaciones puede ser más eficiente que una única operación de tamizamiento.

1.5 Limitantes del sistema actual de preparación de pasta

Con la implantación de la 2da línea de batido en el Molino No 2 dentro de la planta papelera, se logró incrementar la capacidad de disgregación de la materia prima. Sin embargo, existen limitaciones dentro del sistema de depuración que no permiten incrementar la producción, tal como se desearía acorde a la demanda del mercado actual.

Dentro del sistema de depuración gruesa se cuenta con un par de limpiadores PAPCEL de alta densidad, tal como se aprecia en la Fig. 1.13. Este tipo de limpiadores cerrados modelo SV provienen de una familia de limpiadores centrífugos que aprovechando el efecto torbellino producido en su interior separa las impurezas del flujo descargándolas hacia una caja colectora. Ellos son especialmente usados en la separación de impurezas pesadas del flujo de pasta durante la etapa de depuración. Cada parte de estos limpiadores está constituida totalmente en acero inoxidable.

Las ventajas ofrecidas por este tipo de limpiadores son: el bajo consumo de energía, baja caída de presión, una operación simple, larga vida útil de todas sus partes, alta eficiencia de limpieza y flexibilidad de operación.

Estos limpiadores pueden ser usados en la separación primaria de impurezas pesadas en líneas de procesamiento de pasta, protegiendo de esta manera a los equipos restantes de la línea de este tipo de impurezas. Adicionalmente el conjunto como tal, cuenta con una capacidad de procesamiento de hasta 950 GPM a una consistencia máx. del 5.5%.



**FIGURA 1.14 ESTACIÓN DE LIMPIADORES DE ALTA DENSIDAD
DEL MOLINO N° 2**

La única limitación encontrada en esta fase del sistema de depuración, sería el tamaño de la cámara (cono) que no permite que elementos que superen los 8 cm, puedan ser tratados a través de este sistema de limpieza, pudiendo generarse obstrucciones en la descarga del limpiador. Inicialmente esto se ha solucionado con el uso de DKL para la conformación de la pasta, material que al estar formado por los residuos de la producción cartonera no guarda mayor contenido de impurezas.

En la fase de depuración gruesa, la limitación del sistema no la constituye su capacidad, dado que para las nuevas necesidades de la línea es necesario tratar a través de este sistema un flujo de 797 gpm a una consistencia aprox. del 3%. La limitación del sistema radica en los altos costos iniciales de producción dados por el uso del DKL.

Los siguientes en la línea de depuración gruesa son el conjunto de cribas marca Beloit MR-24, las que en su interior tienen una canastilla ranurada y los efectos centrífugos generados sobre la masa, por la existencia de un rotor , filtran el flujo de pasta, separando la celulosa de impurezas gruesas. Cada uno de estos equipos tiene una capacidad de procesamiento de 180 T/día a una consistencia de flujo cercana al 3%. El ancho de las ranuras de la cesta es de 0.6 mm y la caída de presión que se puede suscitar a través de ellas es de 3-5 psi.

En la actualidad estos equipos procesan alrededor de 110 T/día, lo cual les significa un flujo de 620 GPM a través de ellos, con la ampliación, el flujo tratado aumentará a 937 GPM llegando a procesar de esta manera cerca de 170 T/día. Al operar sobre un circuito en paralelo, estas puedan salir fuera de servicio para llevar a cabo la limpieza de las canastillas.

La siguiente etapa en el proceso de depuración la constituye la “depuración fina”: En ésta las impurezas de menor tamaño son desechadas del sistema, para evitar futuros inconvenientes dentro del proceso de formación de la hoja de los cuales podemos mencionar posibles rasgados o los efectos abrasivos sobre cada una de los componentes (tela, fieltros, recubrimientos) debido a la presencia de arenas sobre el flujo de pasta. En nuestra empresa este fase de la

depuración está formada por un conjunto de bancos de limpiadores centrífugos (Uniflow y Posiflow); los cuales actuando de forma conjunta dentro de un circuito en serie (los rechazos de una etapa son la alimentación de la siguiente) se encargan de separar las impurezas de menor tamaño del flujo de pasta (arenas, fon, etc).

Este tipo de limpiadores al igual que sus antecesores aprovechan un efecto torbellino generado en su interior para forzar y separar las impurezas del flujo de pasta, la única diferencia guardada es la consistencia de trabajo. El primer grupo de limpieza está conformado por los bancos de limpiadores Uniflow. El efecto centrífugo es aprovechado de un modo inverso, mientras en el caso de los limpiadores de alta densidad las impurezas eran impulsadas sobre los contornos del limpiador concentrando el flujo de pasta sobre el centro del mismo. Es decir, la pasta es impulsada a los contornos formando de esta manera un flujo de rechazos ligeros sobre el centro que es descargado en la parte inferior del mismo. En cada uno de los componentes de estos bancos se puede procesar un flujo de 50 GPM a una consistencia máxima cercana al 1%.

En esta fase existen limitaciones debido a la cantidad máxima a procesar sobre cada uno de estos bancos; en los bancos de limpiadores primarios uniflow constituido por 80 unidades en la

actualidad se procesa un flujo de 4238 GPM a una consistencia de 0.94 %, mientras que para la nueva demanda de producción, este flujo necesita incrementar a los 6000 GPM. Lo cual, bajo estas condiciones no es posible procesar, para ello es necesario ampliar la cantidad de limpiadores contenidos sobre estos bancos.

En los bancos de limpiadores secundarios uniflow, acontece algo similar, al estar conformado por 10 unidades, solo puede procesar alrededor de 682 GPM a una consistencia del 0.39 %. En el esquema ampliado de producción estos deben procesar un flujo cercano a los 1000 GPM considerando una mayor cantidad de unidades de limpieza.

El otro grupo de limpiadores usados dentro de la depuración fina lo forman los bancos de limpiadores Posiflow. Estos funcionan de forma similar que los limpiadores de alta densidad, solo que a menor consistencia de trabajo. En esta etapa, partículas pesadas como las arenas son descargadas del flujo. Al igual que en el caso de los limpiadores Uniflow, las limitaciones de esta parte del sistema son de capacidad de procesamiento. Cada una de las unidades que conforman los bancos puede procesar un flujo de 70 GPM, produciendo un flujo de rechazos del 0.5-8% en volumen.

Los bancos de limpiadores primarios Posiflow conformados por 100 unidades solo pueden procesar un flujo de 6729 GPM a una

consistencia del 0.6% mientras que al ampliar las demandas de procesamiento ascienden a los 10000 GPM.

Los bancos secundarios uniflow formados por 20 unidades pasarían de los 1600 GPM a los 2000 GPM superando su capacidad de procesamiento. Y en el caso del banco de limpiadores terciarios **posiflow** no existiría mayor variación al estructurarse por 6 unidades y pasar de 287 a 353 GPM a una consistencia cercana del 0.2%.

Al observar las limitaciones del sistema de depuración notaremos que son de forma en el caso de la depuración gruesa, y de capacidad en el caso de la depuración fina. A continuación detallo las variaciones realizadas sobre el sistema, de tal manera que la producción sea ajustada a la demanda del mercado e incrementar la producción en 30000 T/día adicionales a la base existente.

CAPÍTULO 2

2. MONTAJE DE LA AMPLIACIÓN DEL SISTEMA DE DEPURACIÓN DE PASTA.

2.1 Equipos seleccionados

DEPURACION GRUESA:

Entre las opciones planteadas para la fase de depuración gruesa, podemos mencionar:

Fiberizer F2TS

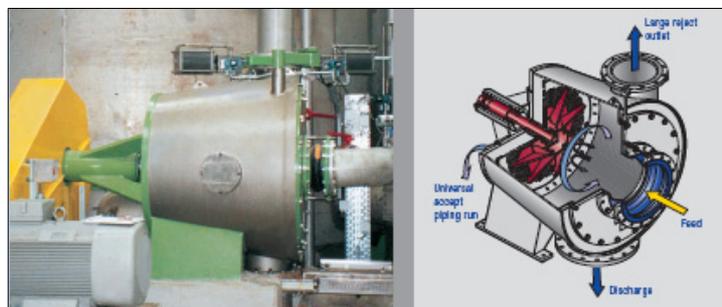


FIGURA 2.1 FIBERIZER

El Fiberizer (Fig. 2.1) es usado para la preparación de pasta, la remoción de contaminantes y la posterior depuración de las fibras desintegradas.

Principio de operación:

El Fiberizer trabaja de forma continua. La pasta no clasificada, incluyendo los contaminantes es ingresada desde el pulper a través de una tubería hacia el Fiberizer.

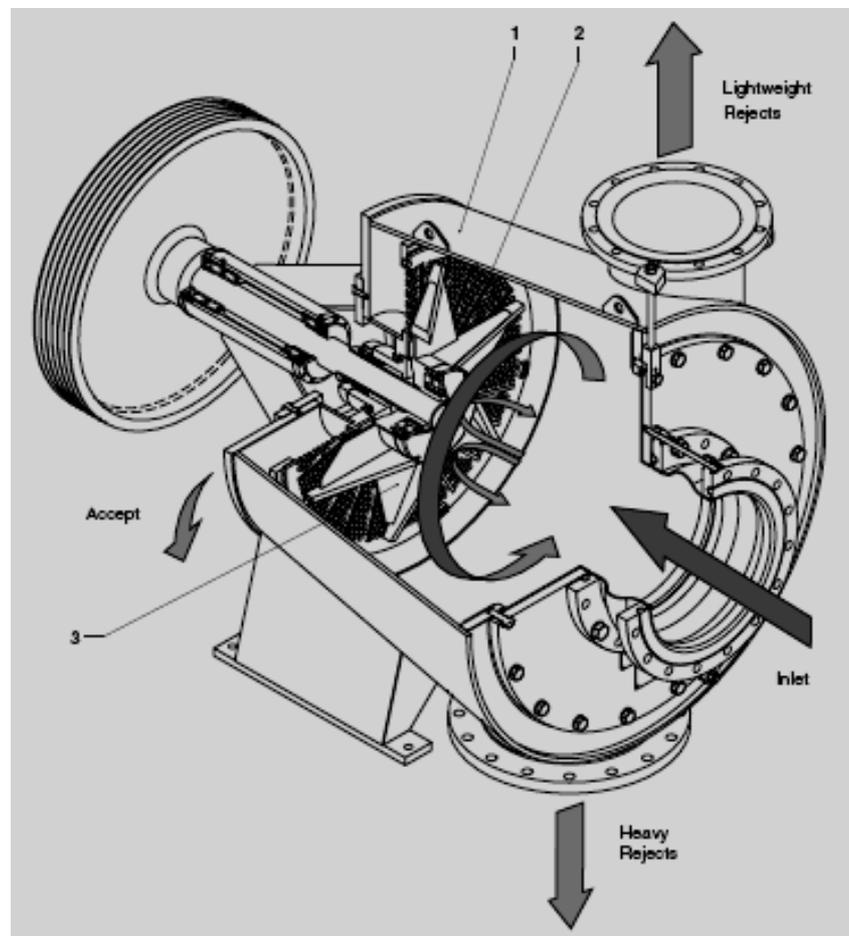


FIGURA 2.2 PRINCIPIO DE OPERACIÓN DEL FIBERIZER

Las partículas de papel no desintegradas son nuevamente reprocessadas. El intenso efecto de pulpeo es logrado por medio de

una pantalla radial y un rotor especialmente diseñado. Las válvulas que corresponden a las líneas de aceptados y rechazos permanecen cerradas durante el repulpeo.

A intervalos regulares, la válvula de aceptados es abierta por algunos segundos y los aceptados son alimentados hacia el pulper. Los contaminantes se acumulan en el cuerpo del Fiberizer. La válvula de rechazos para la descarga de contaminantes es controlada por un contador el cual cuenta los ciclos de cierre de la válvula de aceptados. Dependiendo del nivel de contaminación, la válvula de rechazos es abierta de 2 @ 3 segundos. durante ciertos ciclos de cierre de la válvula de aceptados.

La presión producida por el rotor del Fiberizer impulsa los contaminantes y parte de la pasta en suspensión hasta la parte anterior de la pantalla de filtrado (pantalla del tambor).

Para obtener una buena separación de los contaminantes de las fibras en suspensión, se debe reducir de 4 @ 5% la consistencia después del Fiberizer hasta aprox un 2% añadiendo agua de dilución a la línea de rechazos. El agua de dilución optimiza el efecto de filtrado dentro del equipo.

Datos técnicos:

TABLA 3
DATOS TÉCNICOS DE FIBERIZER

Pantalla de filtrado		
Espacio de separación (pantalla de filtrado-rotor)	mm	1....2
Pesos		
Equipo (vacío)	kg	2335
Conjunto de rodamientos	kg	400
Rotor	kg	120
Pantalla de filtrado	kg	60
Datos operacionales		
Potencia máx. Suministrada	Kw	200
Potencia requerida	Kw	135
Rendimiento	T/d	98
Velocidad del rotor	rpm	416
Presión máx. de entrada	bar	2,5
Diferencial de presión	bar	0,1....0,6
Consistencia de pasta	%	3....6
Datos de transmisión		
Motor		
Potencia	Kw	200
Velocidad del motor	rpm	1470

CLEANING POIRE

Con este equipo (ver fig. 2.3) la remoción de impurezas de gran tamaño es asegurada, sin mayor pérdida de fibras útiles y con la consecuente reducción de paradas de los Pulpers.

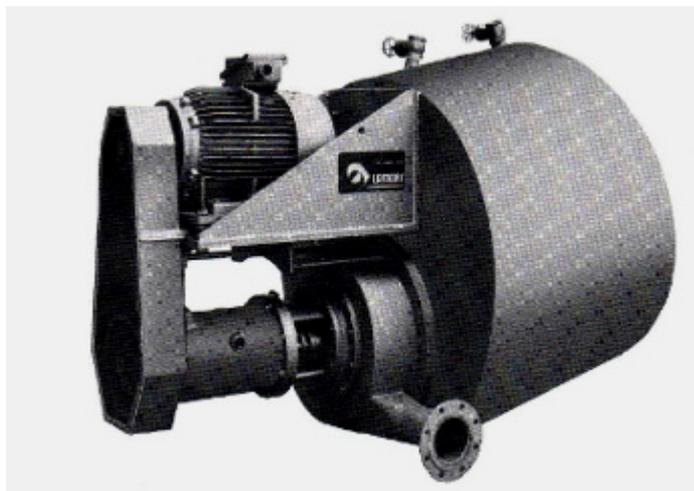


FIGURA 2.3 CLEANING POIRE

Un gran número de ventajas hacen de este equipo una herramienta esencial durante el trabajo de los pulpers con suministros con contaminantes de gran tamaño:

Cortar o reducir en gran medida los lavados periódicos: Cuando se maneja materia prima con alto contenido de contaminantes, el pulper esta en la capacidad de operar por algunos días sin la necesidad de realizar una limpieza manual, produciéndose un ahorro en las labores, y una parcial o total eliminación de trabajos imprevistos.

Uso del pulper a su máxima capacidad: Desde que las impurezas no tienden a acumularse en el interior de la tina del pulper, cualquier desperdicio de tiempo causado por la necesidad de la limpieza del pulper es evitado; no más pérdidas de producción durante los

arranques del pulper. Cuando el pulper se mantiene limpio la producción continúa y puede ser mantenida a un máximo nivel.

Mejoras en la calidad de la pasta producida: Hay que evitar la permanencia de los contaminantes por un largo período en los pulpers y la consecuente reducción de oportunidades para que estos puedan pasar a través de los platos de extracción de los pulpers. La limpieza de la pasta es así mejorada, especialmente cuando se manejan contaminantes frágiles tales como el polietileno.

Reducción del desgaste de los componentes del pulper: Esto se da gracias a la continua remoción de impurezas del contenido de los pulpers, para que el equipo sufra un desgaste menos perceptible.

Desintegración adicional: Para ello el rotor del equipo actúa sobre los suministros de la misma manera que el del pulper al actuar como agente desintegrador de la materia prima.

La pulpa así desintegrada se retorna al pulper, la potencia extra absorbida por el equipo se refleja en un incremento en la eficiencia de la desfibración del conjunto.

Principio de operación:

Una tina auxiliar, con un rotor operando al interior de un área de filtrado, es abierta en la parte inferior del pulper principal durante la mayor parte del ciclo de operación (Fig. 2.4).

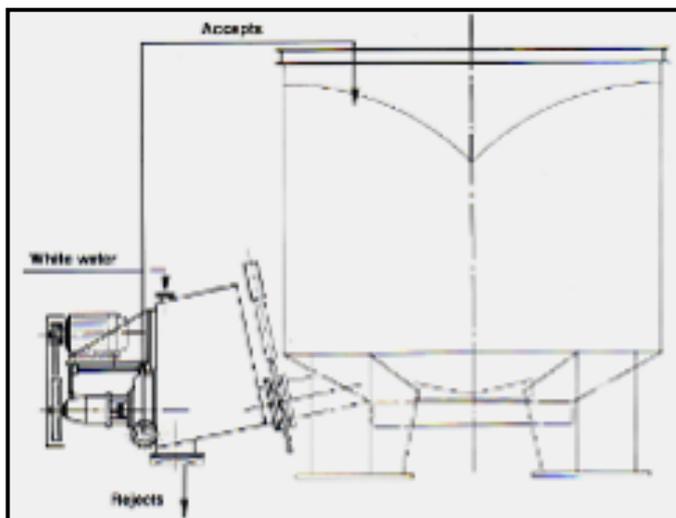


FIGURA 2.4 PRINCIPIO DE OPERACIÓN

El flujo de pasta altamente contaminado, al comienzo del ciclo, es dirigido hacia el rotor de la tina. Una vez que la pasta es desintegrada por este rotor, retorna hacia el pulper, siendo acumulados los contaminantes en la tina.

El pulper es aislado tan pronto que la tina se llena con un determinado volumen de contaminantes. Entonces un flujo de agua es inyectado para su lavado. Después de un completo lavado, el suministro de agua es interrumpido y los contaminantes son descargados a través de un apropiado puerto de salida, sin la menor pérdida de fibras útiles. La

conexión con el pulper principal se restablece, al inicio de un nuevo ciclo.

Estos ciclos de operación se obtienen automáticamente sin la intervención de operadores o alguna supervisión especial.

TABLA 4

DATOS TÉCNICOS:

DATOS DE OPERACIÓN		
Tipo de operación		continua
Capacidad de extracción de rechazos	kg/m3	30 @ 35
Numero de ciclos de descarga	ciclos/hora	5 @ 7
Suministro de agua requerido	l/h	300
Presión de agua de suministro	bar	1
MOTOR		
Potencia	Kw	45
Velocidad del motor	rpm	1800

Separador periódico de Rechazos (PSN-31)



FIGURA 2.5 SEPARADOR PERIÓDICO PSN-31

El separador periódico de rechazos de la serie PSN (Fig. 2.5) está diseñado para la limpieza de hidropulper en líneas de procesamiento de pulpa. Este proviene de una familia de pulpers secundarios muy cerrados y cuentan en su interior con una pantalla perforada y dos rotores en sus contornos. Estos separadores funcionan en ciclos periódicos controlados por automatismos.

Su función de pulpeo está basada en la utilización de efectos mecánicos e hidrodinámicos.

La separación de las impurezas no deseadas (es decir: metales, partículas de plástico, cuero, piezas de goma, trapos, maderas, etc.) se realiza durante la operación del mismo.

Este separador periódico puede operar de forma continua o bien de forma intermitente de acuerdo a los volúmenes y al grado de impurezas contenidas en los residuos de papel.

Principio de funcionamiento.

Los separadores periódicos de rechazos de la serie PSN trabajan en ciclos donde todo el proceso es controlado por una unidad automática o por un sistema maestro de control que incluye válvulas con actuadores neumáticos.

Esta unidad automática controla neumáticamente las armaduras de las válvulas a través de un distribuidor de aire con válvulas solenoides que direccionan el flujo de aire hacia cada válvula en particular. Cada ciclo de trabajo comprende los siguientes pasos como sigue:

Los períodos de cada parte del ciclo concuerdan con las actuales condiciones de operación, es decir el contenido de impurezas en el papel de reciclaje y la capacidad del pulper.

TABLA 5
CICLO DE TRABAJO

Secuencia	Acción	Rango posible	Rango usual
1	Llenado de agua	5-30 seg	5-10 seg
2	Operación con pulpa	5-999 seg	1.5-3 min
3	Disgregación de la pulpa	5-999 seg	20-30 seg
4	Lavado de rechazos	5-99 seg	30-50 seg
5	Descarga de rechazos	5-30 seg	10-15 seg

La optimización de cada una de las fases del ciclo debe ser hecha en base a las siguientes condiciones:

Llenado de agua:

Al llenar de manera parcial la máquina se inicia el ciclo de trabajo. El suministro de un flujo recomendado de agua de 2000 l/min es obtenido por la apertura de las válvulas durante 5-10 seg lo cual representa aproximadamente 160-320 l/ciclo para los modelos 30 y 31 y

alrededor de 4000 l/min de agua que representa 320-640 l/ciclo para los modelos 40.

Operación con pulpa:

La pulpa con impurezas y restos no procesados de la misma van del pulper al separador periódico de rechazos-la válvula de alimentación de pasta es abierta. Aquí la pasta es procesada y tamizada. Este período operacional es limitado en concordancia con el volumen de impurezas atrapadas en la cámara de trabajo. Este período es inversamente proporcional con la capacidad del pulper con el actual contenido de impurezas en el papel de reciclaje, es decir para altas capacidades en volumen y para altos contenidos de impurezas en el papel de reciclaje, los períodos de operación con pulpa se vuelven más cortos. El contenido de impurezas, atrapado en la cámara de trabajo, no debe exceder los 40 dm³/ciclo de rechazos en los modelos 30 y 31 y 100 dm³/ciclo para el PSN-40.

Disgregación de la pulpa:

Durante esta operación como su nombre lo indica, los residuos de pulpa y los restos de pulpa aglomerada son disgregados, mientras las válvulas permaneces totalmente cerradas, con el fin de eliminar la pérdida de fibras en el menor grado posible.

Lavado de rechazos:

Esta operación es encaminada con una dilución intensiva de la pulpa en la cámara de trabajo. Fibras son separadas de las impurezas y lavadas por medio de un pantalla tamiz y expulsadas por la línea de descarga de aceptados. Las válvulas de suministro de agua permanecen abiertas. El flujo de rechazos, yendo a través de la cámara de trabajo, representa un volumen de 2 a 4 veces más alta que esta capacidad.

Descarga de rechazos:

Es la última etapa de operación de todo el ciclo de trabajo. Los rechazos son descargados con residuos de agua remanente después de ser lavados. Este volumen es basado en la capacidad particular de los equipos PSN. (PSN 30 -31 aprox 0.5 m³, PSN-40 aprox 1 m³).

TABLA 6
PARÁMETROS TECNOLÓGICOS:

Parámetros		PSN-31
Capacidad (perforancia tecnológica actual); esto depende del tipo de materia prima y consistencia	tpd	40-60
Consistencia máxima	%	4,5
Presión máxima de entrada (p1)	kPa	150
Flujo a procesar	l/min	1800-2000
Contenido máximo de impurezas en el agua de proceso	mg/l	1500
Flujo periódico de agua para el proceso	l/min	100-2000
Flujo continuo de agua para proceso (OTN)	l/min	50-100
Contenido de agua residual en los rechazos	l/ciclo	500
Consumo de agua de sello	l/min	5-10
Presión mínima de agua de sello	kPa	p1 +50
Contenido máximo de impurezas en agua de sello	mg/l	5
Presión requerida de aire	kPa	500-600
Presión máxima de aceptado	m W.C	1,5

Para consistencias de operación más altas, que excedan el 4.5%, es necesario diluir el flujo en la línea de entrada. Si el contenido de impurezas actual de agua de proceso excede los 1500 mg/l; la eficiencia de lavado de los rechazos se ve mermada.

TABLA 7
PARÁMETROS TECNICOS:

Parámetros			PSN-31
Diámetro de los orificios de la pantalla tamiz		mm	8
Diámetro exterior del rotor		mm	600
Diámetro exterior de la pantalla tamiz		mm	670
Motor	Potencia	Kw	55
	Velocidad	rpm	984
Velocidad de operación de la máquina		rpm	523
Diámetro línea de entrada		DN; PN	300 ; 10
Diámetro línea de salida		DN; PN	150 ; 10
Diámetro de línea de rechazos superior		DN; PN	300 ; 10
Diámetro de línea de rechazos inferior		DN; PN	250 ; 10
Efectos dinámicos			3
Pesos	Rotor de trabajo	Kg	10,1
	Rotor de salida (bombeo)	Kg	9,7
	Pantalla	Kg	15,4
	Sin el motor	Kg	895
	Con el motor	Kg	1475
	Con accesorios	Kg	1889

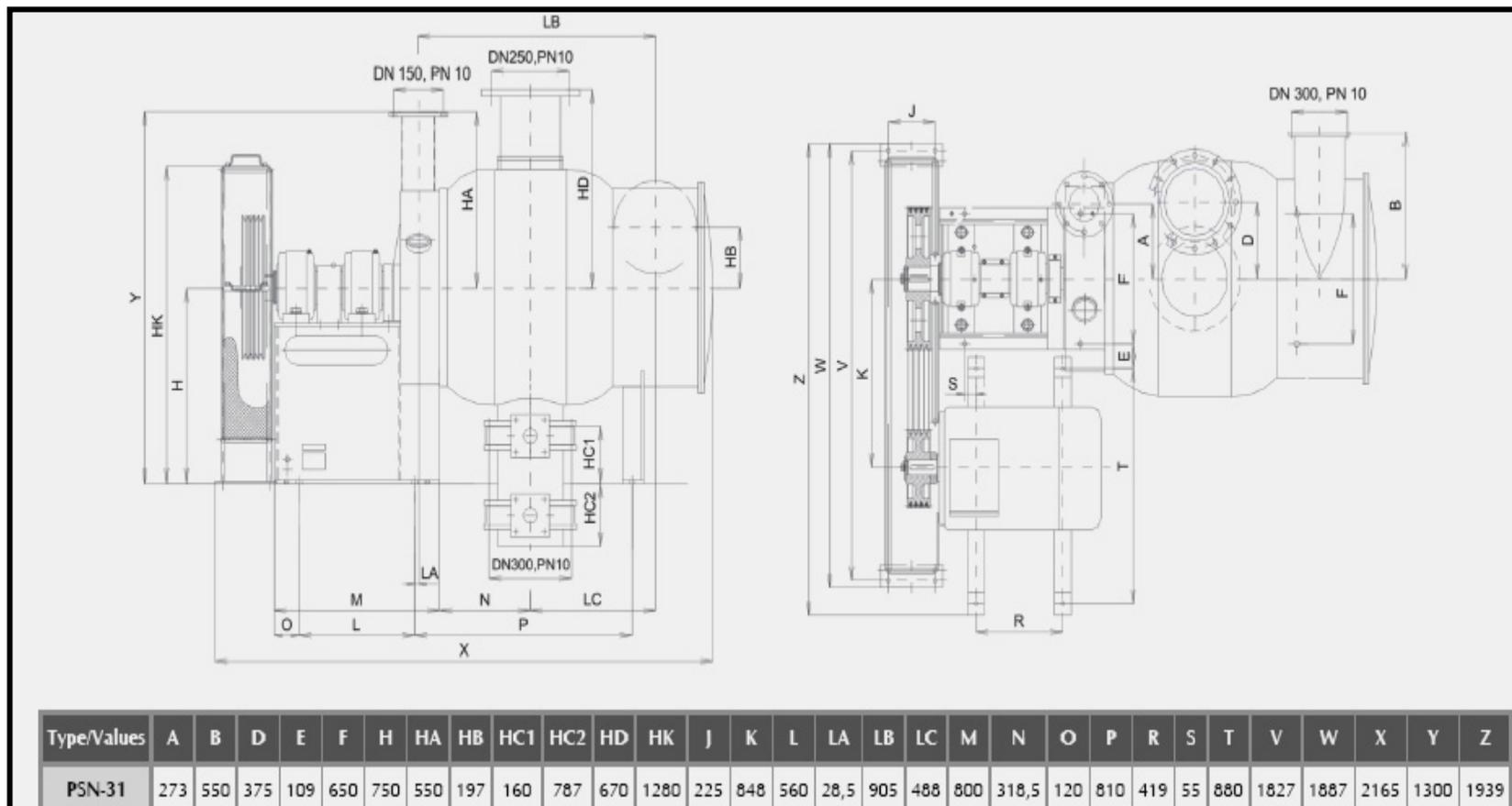


FIGURA 2.6 DIMENSIONES DEL PSN 31

Los ciclos automáticos del PSN pueden ser controlados de dos maneras:

1. A través de un sistema de control central siempre que la máquina este incorporada en una línea tecnológica con su central de control.
2. A través de una unidad de control automática, siempre y cuando el equipo deba ser controlado por separado.

Unidad Mecánica:

Consiste de una bancada (pos. 1.1), una cámara de descarga (pos. 1.2), acondicionada con una línea tangencial para descarga de aceptados (pos 1.3) y un sello mecánico (pos. 1.4).

Cámara de trabajo:

El PSN consiste de una cámara cilíndrica (pos. 2.1), provista de una línea para alimentación de pasta (pos 2.2) de un pulper y una línea para descarga de rechazos (pos 2.4). El pulper con el PSN-31 son instalados muy cercanos entre sí, de donde las impurezas se separan para ser bombeadas desde la línea de descarga de rechazos (pos 2.5) situada por sobre el nivel de entrada para su posterior procesamiento. La línea de rechazos DN-300, situado por debajo de la cámara, es usada para las impurezas pesadas. Sin embargo el PSN-31 esta equipado con un separador de impurezas pesadas (OTN-PSN).

DEPURACIÓN FINA:

Dentro de los dispositivos usados para la depuración fina podemos citar:

Limpiadores Uniflow

Este tipo de limpiadores (Fig. 2.7) ha demostrado su efectividad en la remoción de partículas de contaminantes ligeros, tales como stickies, ceras, fundiciones, poliestirenos, polietilenos, y otros materiales de baja densidad, así como los plásticos y astillas.



FIGURA 2.7 BANCO DE LIMPIADORES UNIFLOW

En estos, la pasta ingresa tangencialmente en la parte superior de la unidad, creando un remolino en el fluido. Como la corriente de pasta continúa dando vueltas en el interior del limpiador Uniflow, el flujo atraviesa por una zona de máxima fuerza centrífuga cerca del ápice del cono, garantizando la separación de las “partículas más lentas”, las partículas ligeras. Rechazos y aceptados son removidos en la parte inferior del cono.

Las partículas contaminantes migran en el interior de la unidad, hacia la salida central de rechazos en la base del dispositivo. El contenido de aire es removido junto con los contaminantes.

El aceptado es descargado por una salida tangencial situada en la base del limpiador, de este modo se elimina cualquier posibilidad de recontaminación de la pasta.

El diseño único de los limpiadores Uniflow, reduce el requerimiento de potencia, debido a la eliminación de la turbulencia interna y fricción causada por vórtices en oposición, método de separación usado en otros limpiadores.

Adicionalmente, debido a que los limpiadores Uniflow operan de manera eficiente y a una baja presión (20 psi a través del limpiador) los requerimientos de potencia son reducidos.

TABLA 8

CARACTERÍSTICAS OPERACIONALES

Consistencia máx. de entrada	%	1
Presión máx. de entrada	psig	60
Presión máx. de los aceptados	psig	10
Caída de presión	psig	20
Temperatura máx. de operación	F	180
Tipo de operación		continua
Volumen de rechazos	%	4 @ 9

Limpiadores Posiflow:

Este tipo de limpiadores (Fig. 2.9) incrementa la remoción de contaminantes y reduce las tasas de rechazo de fibra. El sistema Posiflow remueve partículas de contaminantes pesados tales como arena, tintas, astillas, etc.



FIGURA 2.8 BANCO DE LIMPIADORES POSIFLOW

De forma similar, que en el caso de los limpiadores Uniflow, la pasta ingresa tangencialmente en la parte superior de la unidad, creando un remolino en el fluido.

La única diferencia radica es que debido a la naturaleza de los contaminantes, los aceptados son descargados en la parte superior del cono, mientras que los rechazos son eliminados sobre la parte inferior de la unidad.

Esto debido a que los aceptados son menos densos que las partículas contaminantes que las partículas contaminantes que se pretenden retirar del flujo de pasta.

Por lo general, las tasas de los rechazos descargadas por el sistema Posiflow pueden variar entre el 1% a 3% en volumen; y el 4% al 6% en peso.

En este tipo de limpiadores también se eliminó la necesidad de incorporar agua de elutración para evitar las pérdidas de fibras útiles con los rechazos.

TABLA 9
CARACTERÍSTICAS OPERACIONALES

Presión de entrada	psi	25
	psi	60
Presión de aceptados	psi	5
Caída de presión	psi	20
Temperatura máx. de operación	F	180
Volumen de rechazos	%	0,5 @ 8

2.2 Implantación del Sistema de Depuración Gruesa.

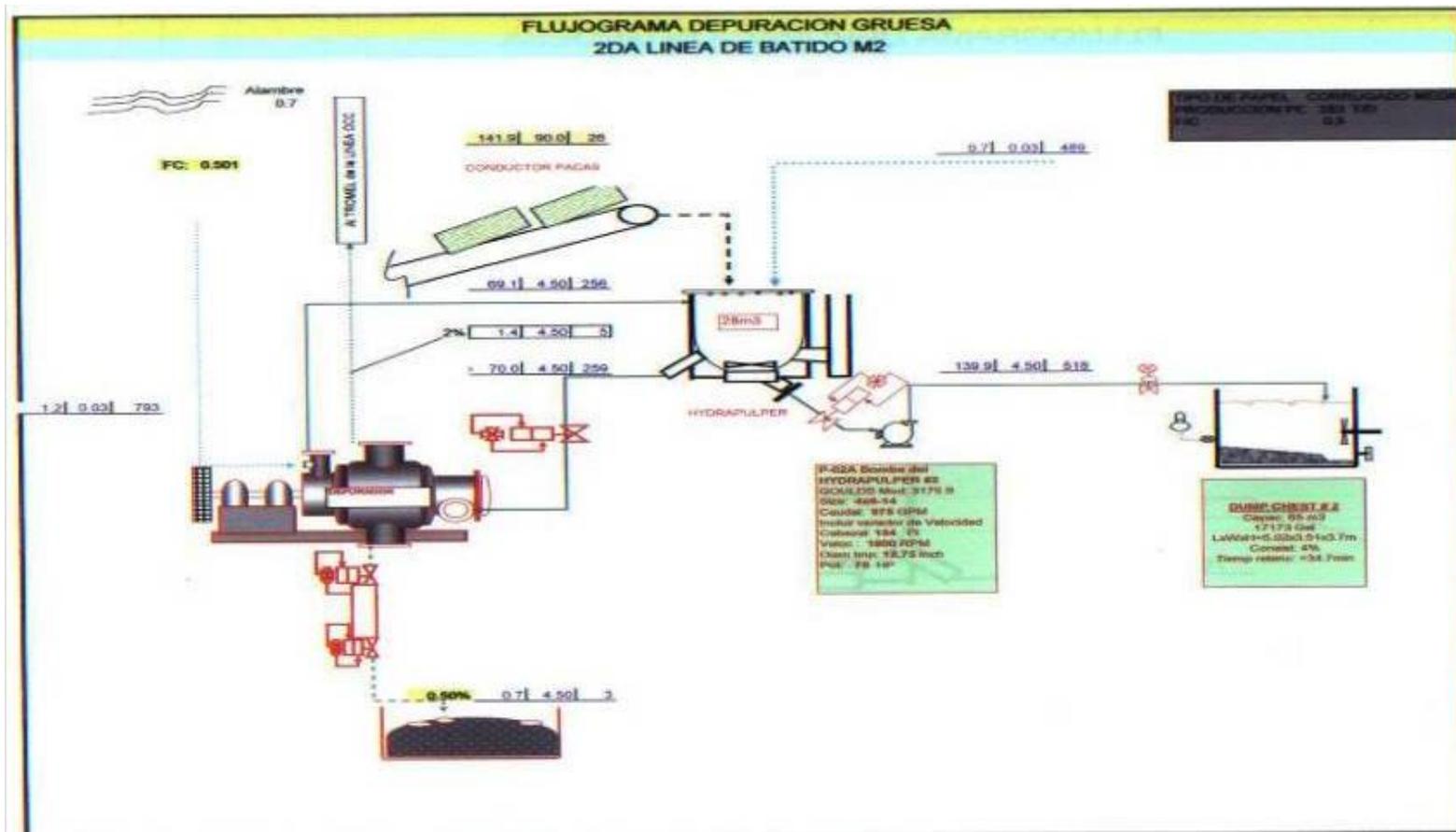


FIGURA 2.9 FLUJOGRAMA DE DEPURACIÓN GRUESA

Con una capacidad del pulper de 28 m³; una consistencia de trabajo del 4.5% y los índices de producción de la materia prima utilizada., se estima importante la implantación de un sistema de depuración gruesa que abarcara una capacidad de 70 T/d.

TABLA 10
CUADRO COMPARATIVO DE EQUIPOS

Datos operacionales		REQUERIDO	PSN-31	CLEANING POIRE	FIBERIZER F2TS
Potencia máx. Suministrada	Kw		55	45	200
Potencia requerida	Kw		135
Rendimiento	T/d	70	40-60	98
Velocidad del rotor	rpm		523	416
Presión máx. de entrada	bar		1.5	2,5
Diferencial de presión	bar		0,1.....0,6
Consistencia de pasta	%	4.5	4.5	3.....6
COSTOS	USD		94965.1	141505	135580

De entre las opciones planteadas, se escogió la propuesta suministrada por PAPCEL: del Separador Periódico de Rechazos Mod: PSN-31 por aproximarse a las condiciones planteadas y ya que por costos fue el más cercano al presupuesto presentado para la compra.

Al escoger la propuesta mencionada este equipo, forma parte integral del proceso de depuración, y se logra alcanzar una producción sobre la 2da línea de Batido de 139.9 T/d al 4.5% de consistencia, usando una combinación de DKL y OCC como materia prima. Lo cual es cercano al 40% de la producción total de pasta necesaria, para cumplir la meta deseada de 300 T/D en el Pope. Esto sin duda alguna, abarató los costos primarios de producción, que repercuten en el aumento del margen de ganancias para la empresa y como un agregado se facilita el procesamiento de la pasta en los equipos subsecuentes, tal es el caso de los limpiadores de alta densidad.

A continuación procederemos a describir el proceso de montaje del equipo en cuestión:

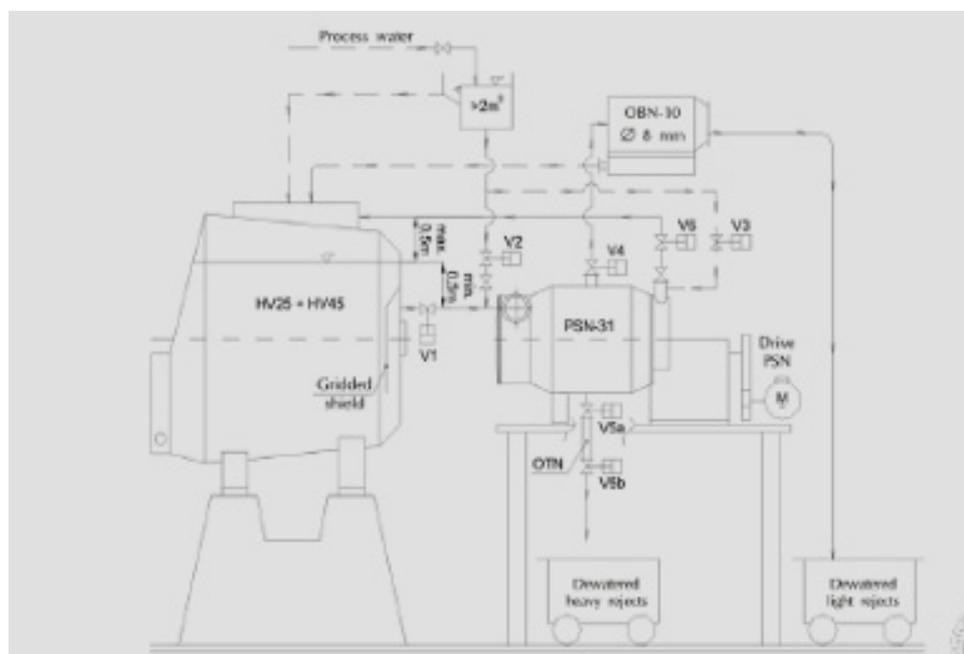


FIGURA 2.10 ESQUEMA DE PROCESO DEL PSN-31

El PSN-31 como tal, para su correcto funcionamiento debe operar bajo el esquema de proceso adjunto (Fig. 2.11). En el cual se delimita el nivel en el que debe ubicarse la entrada de este equipo tomando como referencia el nivel mantenido sobre el pulper (0.5 m como mínimo por debajo de este); y se da una pauta para la ubicación de la línea de recirculación hacia el pulper, la que debe estar ubicada a 0.5 m como máximo por sobre el nivel del pulper. A su vez, en este se recomienda el uso de un tanque elevado para el suministro del agua de proceso a este equipo, el cual debe tener una capacidad mínima de almacenamiento de 2 m³ y garantizar de esta manera, que se mantengan las condiciones de operación anteriormente descritas, para los flujos y presiones manejadas en el interior del PSN-31.

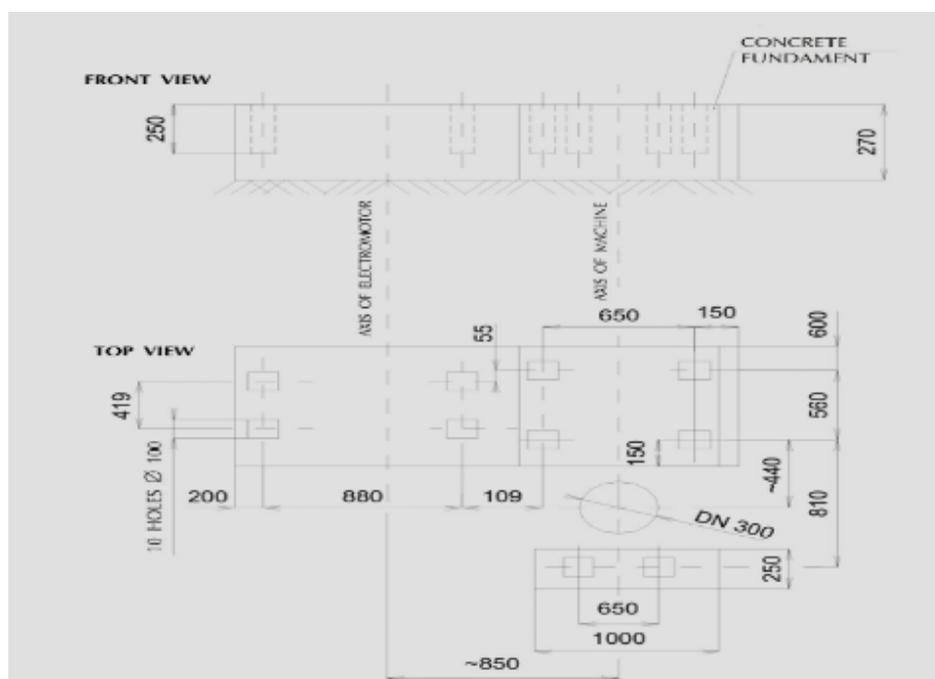


FIGURA 2.11 CIMENTACIÓN DEL PSN-31

Dentro de las recomendaciones, a cumplir previo al montaje del equipo también se encuentran las dimensiones de la cimentación (Fig. 2.12), sobre la cual se va a sostener el PSN-31, las cuales en conjunto con el peso detallado para el mismo 1867 Kg., sirvió de referencia para que la compañía COTECEC, se encargue del diseño y construcción de las bases de hormigón.



**FIGURA 2.12 BASES PARA LA CIMENTACIÓN DEL EQUIPO DE
DEPURACIÓN GRUESA PSN-31**

Siguiendo con el proceso de montaje, fue necesario habilitar una estructura (Fig. 2.14) que facilite el montaje del equipo sobre la cimentación ejecutada junto al pulper. Adicionalmente esta servirá de apoyo para futuras intervenciones del equipo por concepto de mantenimiento preventivo.

A continuación se muestran tomas de la estructura y del equipo sobre la cimentación.



FIGURA 2.13 ESTRUCTURA UTILIZADA PARA EL MONTAJE DEL SISTEMA DE DESCONTAMINACIÓN



FIGURA 2.14 SISTEMA DESCONTAMINADOR COLOCADO SOBRE SU CIMENTACIÓN.

En las fotos se observa ya el montaje del PSN-31. En lo posterior se estará brindando un detalle que corresponderá al dimensionamiento de las líneas y del sistema de bombeo necesario para la dilución de la pasta sobre este equipo.

2.3 Implantación del Sistema de Depuración Fina.

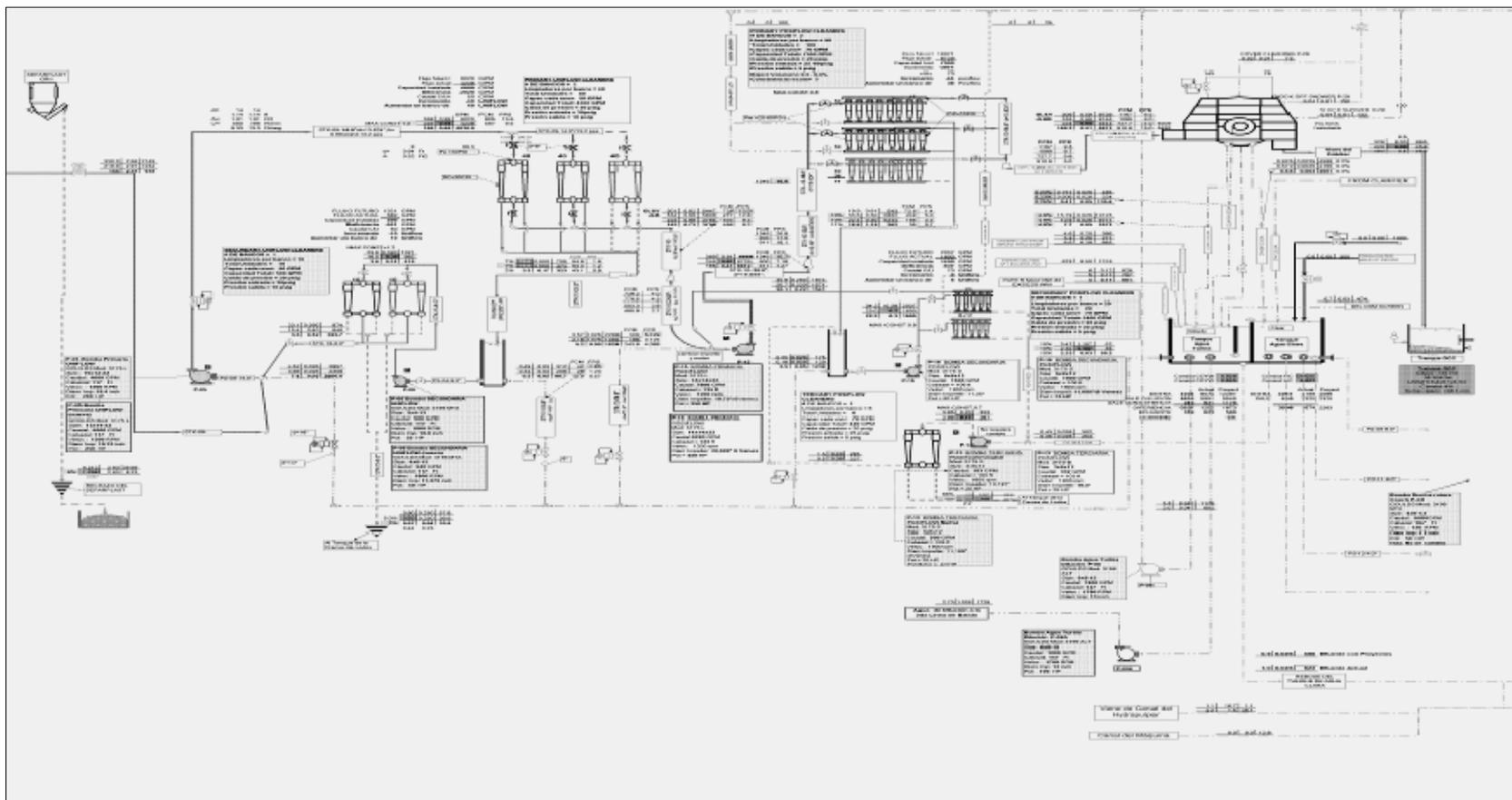


FIGURA 2.15 FLUJOGRAMA DE PROCESO DEL SISTEMA DE DEPURACIÓN FINAL

En el caso del sistema de depuración fina, se amplió el número de unidades de procesamiento de pasta dentro del conjunto de limpiadores ciclónicos. En primera instancia, analizaré los cambios suscitados dentro de la línea de procesamiento Uniflow, la cual se encuentra constituida de dos etapas de procesamiento.

Para continuar con la secuencia y lograr sostener el 40% de la producción de pasta del Molino 2, fue necesario ampliar la capacidad de procesamiento de la línea de limpiadores primarios Uniflow, inicialmente constituida por 2 bancos de 40 limpiadores cada uno, de 4238 GPM a 6020 GPM . Considerando el hecho de que cada unidad de limpieza puede procesar un flujo de 50 GPM se tuvo que agregar un banco adicional de 40 limpiadores para lograr solventar esta demanda adicional. (40 limpiadores adicionales * 50 GPM/limpiador = 2000 GPM).

Los aceptados de esta línea pasan a la siguiente etapa de procesamiento con los limpiadores ciclónicos Posiflow, mientras que los rechazos continúan siendo depurados en la etapa secundaria de limpiadores Uniflow.

Como es de esperarse, los rechazos producto del tratamiento del flujo de pasta dentro del conjunto de limpiadores primarios Uniflow, también deben sufrir un incremento a consecuencia del mayor flujo de pasta

que ingresa a estos. La variación de este flujo sería de 235 GPM, es decir que pasará de 474 GPM a aprox. 709 GPM. Este es el flujo de entrada a la siguiente etapa de depurado, constituida por el banco de limpiadores secundarios Uniflow conformado por 10 unidades.

En este caso, considero que la nueva demanda amerita agregar un banco adicional de igual cantidad de limpiadores, brindando al sistema una capacidad de procesamiento de 1000 GPM (20 limpiadores secundarios * 50 GPM/ limpiador = 1000 GPM). Los rechazos generados a través de esta línea son descargados al tanque de la **prensa de lodos**, donde se introduce a un sistema que recupera parte del agua contenida en estos, luego de lo cual se lo descarga del sistema.

El flujo de rechazos alcanzado sobre esta línea variará entonces de 40 GPM a 60 GPM aprox, lo cual representa el contenido de contaminantes ligeros tales como: poliestirenos, polietilenos, etc. Nótese que los márgenes de pérdida de fibra entre el sistema de limpieza primario y secundario Uniflow se reducen del 11% al 1%. Recuperando de esta manera, un contenido de fibra útil que será descargada del sistema de no contar con un sistema de etapa de limpieza secundaria. Este flujo recuperado es de nuevo ingresado a la etapa primaria de limpieza Uniflow.

En el caso de los limpiadores Posiflow, como ya se mencionó, el flujo de entrada estaría dado por el aceptado de la etapa primaria de limpieza Uniflow que variaría de los 6729 a cerca de los 10 000 GPM. Las discordancias entre los flujos de entrada a la etapa primaria Uniflow y Posiflow obedecen a una mayor dilución del flujo de pasta, mientras que en la etapa de limpieza Uniflow se trabaja con consistencias del 0.4%, en la etapa primaria Posiflow se trabaja con consistencias cercanas al 0.03 %.

Retomando el tema, para cumplir con esta nueva demanda, en la etapa primaria de limpieza Posiflow constituida por 02 bancos de 50 limpiadores cada uno se tendrá que agregar un nuevo banco constituido por 50 limpiadores, considerando que cada uno puede procesar un flujo de 70 GPM. ($150 \text{ limpiadores} * 70 \text{ GPM} / \text{limpiador} = 10\,500 \text{ GPM}$). Los aceptados generados a través de esta línea pasan al espesador (Polidisco) donde su consistencia es nuevamente elevada, mientras los rechazos continúan siendo depurados en la etapa secundaria posiflow.

Los rechazos generados en la etapa primaria Posiflow variarán de 1244 GPM a 1862 GPM, lo cual obliga a ampliar la capacidad actual de la etapa secundaria limpieza posiflow constituida de un banco de 20 limpiadores.

La deficiencia de procesamiento, es sobrellevada con el aumento de un banco adicional de 20 limpiadores a esta línea de proceso, lo cual brinda al sistema una capacidad de aprox. 2800 GPM. (40 limpiadores * 70 GPM/limpiador = 2800 GPM). Los aceptados de esta línea son otra vez ingresados a la etapa primaria de limpieza Posiflow, mientras que los rechazos se continúan depurando en la siguiente y última etapa de limpieza terciaria Posiflow.

En el banco de limpieza terciaria Posiflow las variaciones del flujo de entrada pasarían de 253 GPM a 302 GPM, lo cual es perfectamente procesado por las 6 unidades que conforman dicha etapa de limpieza. (6 limpiadores * 70 GPM/limpiador = 420 GPM). Por tanto, dentro de esta etapa no es necesario realizar ningún correctivo para solventar las nuevas necesidades de producción generadas en la planta. Los aceptados generados sobre esta línea son reintroducidos a la etapa secundaria de limpieza Posiflow, mientras los rechazos son enviados al tanque de la prensa de lodos, donde reciben igual tratamiento que los rechazos del sistema de limpieza Uniflow.

El flujo de rechazos alcanzado sobre la etapa terciaria Posiflow variará de 60.4 a 69.8 GPM, lo cual representa el contenido de partículas pesadas del flujo de pasta, tales como arenas. El porcentaje de pérdidas por tanto se reduce 18% al 1% en volumen, reaprovechando

paulatinamente este contenido de fibras, que sería desperdiciado de no existir una etapa secundaria y terciaria de limpieza Posiflow.

Después de enunciar, la descripción sobre los cambios que se desarrollan sobre el sistema de depuración fina de la fábrica, paso a presentar una secuencia de imágenes donde estos son detallados (Fig. 2.16).



FIGURA. 2.16 ETAPA CONSTRUCTIVA DE LA AMPLIACIÓN DEL SISTEMA DE DEPURACIÓN FINA DE LA PLANTA

2.4 Dimensionamiento del sistema de bombeo complementario.

Para que el sistema de depuración fina funcione como tal, no solo basta la implantación de las nuevas unidades de limpieza, sino que también se debe realizar ciertos cambios sobre el sistema complementario de bombeo de pasta. Los cambios sobre las condiciones de operación para esta reforma del molino, exigen la implantación de nuevas unidades de bombeo y el cambio de los diámetros de las tuberías que componen el circuito.

La compañía Beloit brindó ciertas recomendaciones para la velocidad de circulación de pasta, que sirvieron de referencia al momento de establecer las variaciones de los diámetros de las tuberías del circuito.

A continuación citamos dichas velocidades:

TABLA 11
VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA CIRCULACIÓN DE PASTA EN TUBERÍAS

	velocidades recomendadas	
	m/s	ft/s
Succión de bomba	1,8	6
Líneas de alimentación	3,5	12
Líneas de aceptado	3	10
Dilución por gravedad	1,8	6
Línea de rechazos	2	7
Distribuidor de alimentación	2,5	8
Distribuidor de aceptado	2,5	8

Los resultados obtenidos con estas velocidades se los resume en la tabla siguiente:

TABLA 12
RESULTADOS DE VELOCIDADES

P05									
		CONDICION	diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		ACCEPT	10	0,87	0,59	2008	4,47	7,53	10
ACTUAL			10	0,87	0,59	1229	2,74	4,61	
DISEÑO	CNC	PIPE	10	0,87	0,59	938	2,09	3,52	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		ACCEPT	6	0,53	0,22	911	2,03	9,21	10
ACTUAL			6	0,53	0,22	644	1,43	6,51	
DISEÑO	LSU	PIPE	6	0,53	0,22	385,7	0,86	3,90	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	TANQUE	PUMP	16	1,30	1,33	3182	7,09	5,33	6
ACTUAL	AGUA		16	1,30	1,33	2348	5,23	3,93	
DISEÑO	TURBIA	SUCTION	16	1,30	1,33	2607	5,81	4,36	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
P15									
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		ACCEPT	8	0,69	0,38	1850	4,12	10,89	10
ACTUAL			8	0,69	0,38	1564	3,48	9,21	
DISEÑO	LSP	PIPE	8	0,69	0,38	1541	3,43	9,07	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	TANQUE	PUMP	14	1,14	1,01	2142	4,77	4,71	6
ACTUAL	AGUA		14	1,14	1,01	1389	3,09	3,06	
DISEÑO	TURBIA	SUCTION	14	1,14	1,01	1824	4,06	4,01	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		STAND	24	1,96	3,02	5447	12,14	4,02	2.74 (diseño)
ACTUAL			24	1,96	3,02	3750	8,36	2,77	
DISEÑO		PIPE	24	1,96	3,02	3709	8,26	2,74	0.5 (GLV)
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
P06									
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	TANQUE	PUMP	8	0,69	0,37	292	0,65	1,74	6
ACTUAL	AGUA		8	0,69	0,38	207	0,46	1,22	
DISEÑO	TURBIA	SUCTION	8	0,69	0,38	96,7	0,22	0,57	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		STAND	25,5	2,08	3,40	664	1,48	0,44	0.5 (GLV)
ACTUAL			25,5	2,08	3,40	472	1,05	0,31	
DISEÑO		PIPE	25,5	2,08	3,40	326	0,73	0,21	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
P16									
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	TANQUE	PUMP	14	1,14	1,01	185	0,37	0,36	6
ACTUAL	AGUA		14	1,14	1,01	128	0,29	0,28	
DISEÑO	TURBIA	SUCTION	14	1,14	1,01	1238	2,76	2,72	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		STAND	30	2,46	4,75	1744	3,89	0,82	0.5 (GLV)
ACTUAL			27,5	2,25	3,98	1239	2,76	0,69	
DISEÑO		PIPE	27,5	2,25	3,98	261,7	0,58	0,15	

TABLA 13

BANCO LIMPIADORES UNIFLOW

BANCO LIMPIADORES PRIMARIOS UNIFLOW									
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	P05	FEED PIPE	16	1,30	1,33	6101	13,69	10,24	14
ACTUAL			12	1,03	0,83	4221	9,41	11,29	
DISENO			12	1,03	0,83	4031	8,98	10,78	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	LPP	ACCEPT PIPE	16	1,30	1,33	5447	12,14	9,14	10
ACTUAL			12	1,03	0,83	3750	8,36	10,03	
DISENO			12	1,03	0,83	3709	8,26	9,92	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		FEED	8	0,69	0,37	2033,67	4,53	12,12	8
ACTUAL			8	0,69	0,37	2110,50	4,70	12,58	
DISENO			8	0,69	0,37	2015,50	4,49	12,01	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		ACCEPT HEADER	8	0,69	0,37	1815,67	4,05	10,82	8
ACTUAL			8	0,69	0,37	1875,00	4,18	11,17	
DISENO			8	0,69	0,37	1854,50	4,13	11,05	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	P06	REJECT PIPE	8	0,69	0,37	664,00	1,48	3,98	7
ACTUAL			8	0,69	0,37	472,00	1,05	2,81	
DISENO			8	0,69	0,37	323,00	0,72	1,92	
FUTURO		REJECT PIPE	6	0,53	0,22	221,33	0,49	2,24	
ACTUAL			6	0,53	0,22	236,00	0,53	2,38	
DISENO			6	0,53	0,22	161,50	0,36	1,63	
BANCO LIMPIADORES SECUNDARIOS UNIFLOW									
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	P06	FEED PIPE	6	0,53	0,22	956	2,13	9,66	14
ACTUAL			6	0,53	0,22	679	1,51	6,86	
DISENO			6	0,53	0,22	419	0,93	4,23	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	LPU	ACCEPT PIPE	6	0,53	0,22	911	2,03	9,20	10
ACTUAL			6	0,53	0,22	644	1,43	6,50	
DISENO			6	0,53	0,22	385,7	0,86	3,90	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		FEED	4	0,36	0,10	478,00	1,07	10,46	8
ACTUAL			4	0,36	0,10	679,00	1,51	14,86	
DISENO			4	0,36	0,10	419,00	0,93	9,17	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		ACCEPT HEADER	4	0,36	0,10	455,50	1,01	9,97	8
ACTUAL			4	0,36	0,10	644,00	1,43	14,10	
DISENO			4	0,36	0,10	385,70	0,86	8,44	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	PRENSA DE LODOS	REJECT PIPE	6	0,53	0,22	57,60	0,13	0,58	7
ACTUAL			6	0,53	0,22	39,90	0,09	0,40	
DISENO			6	0,53	0,22	33,50	0,07	0,34	
FUTURO		REJECT PIPE	6	0,53	0,22	28,80	0,06	0,29	
ACTUAL			6	0,53	0,22	39,90	0,09	0,40	
DISENO			6	0,53	0,22	33,50	0,07	0,34	

TABLA 14
BANCO LIMPIADORES POSIFLOW

BANCO LIMPIADORES PRIMARIOS POSIFLOW									
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	P 15	FEED PIPE	20	1,63	2,09	9432,00	21,02	10,07	14
ACTUAL			12	1,03	0,83	6703	14,94	17,92	
DISEÑO			12	1,03	0,83	6812	15,18	18,22	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	POLIDISK	ACCEPT PIPE	20	1,63	2,09	8729,00	19,45	9,32	10
ACTUAL			12	1,03	0,83	5422	12,08	14,50	
DISEÑO			12	1,03	0,83	6812	15,18	18,22	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		FEED	12	1,03	0,83	4716,00	10,51	12,61	8
ACTUAL			12	1,03	0,83	3351,50	7,47	8,96	
DISEÑO			12	1,03	0,83	3406,00	7,59	9,11	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		ACCEPT HEADER	12	1,03	0,83	4364,50	9,72	11,67	8
ACTUAL			12	1,03	0,83	2711,00	6,04	7,25	
DISEÑO			12	1,03	0,83	3406,00	7,59	9,11	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	P 16	REJECT PIPE	10	0,87	0,59	1744,00	3,89	6,54	7
ACTUAL			8	0,69	0,37	1239,00	2,76	7,38	
DISEÑO			8	0,69	0,37	261,70	0,58	1,56	
FUTURO		REJECT PIPE	8	0,69	0,37	872,00	1,94	5,20	
ACTUAL			8	0,69	0,37	619,50	1,38	3,69	
DISEÑO			8	0,69	0,37	130,85	0,29	0,78	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
BANCO LIMPIADORES SECUNDARIOS POSIFLOW									
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	P 16	FEED PIPE	8	0,69	0,37	1909	4,25	11,38	14
ACTUAL			8	0,69	0,37	1593	3,55	9,49	
DISEÑO			8	0,69	0,37	1600	3,57	9,53	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	LPP	ACCEPT PIPE	8	0,69	0,37	1850	4,12	11,02	10
ACTUAL			8	0,69	0,37	1564	3,48	9,32	
DISEÑO			8	0,69	0,37	1541	3,43	9,18	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		FEED HEADER	8	0,69	0,37	1909,00	4,25	11,38	8
ACTUAL			8	0,69	0,37	1593,00	3,55	9,49	
DISEÑO			8	0,69	0,37	1600,00	3,57	9,53	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO		ACCEPT HEADER	8	0,69	0,37	1850,00	4,12	11,02	8
ACTUAL			8	0,69	0,37	1564,00	3,48	9,32	
DISEÑO			8	0,69	0,37	1541,00	3,43	9,18	
			diametro nominal (inch)	diametro interior (ft)	Area (ft2)	Caudal (gpm)	Caudal (ft3/seg)	v(ft/seg)	v recomendada (ft/seg)
FUTURO	P 13	REJECT PIPE	6	0,53	0,22	48,00	0,11	0,48	7
ACTUAL			6	0,53	0,22	35,00	0,08	0,35	
DISEÑO			6	0,53	0,22	59,20	0,13	0,60	

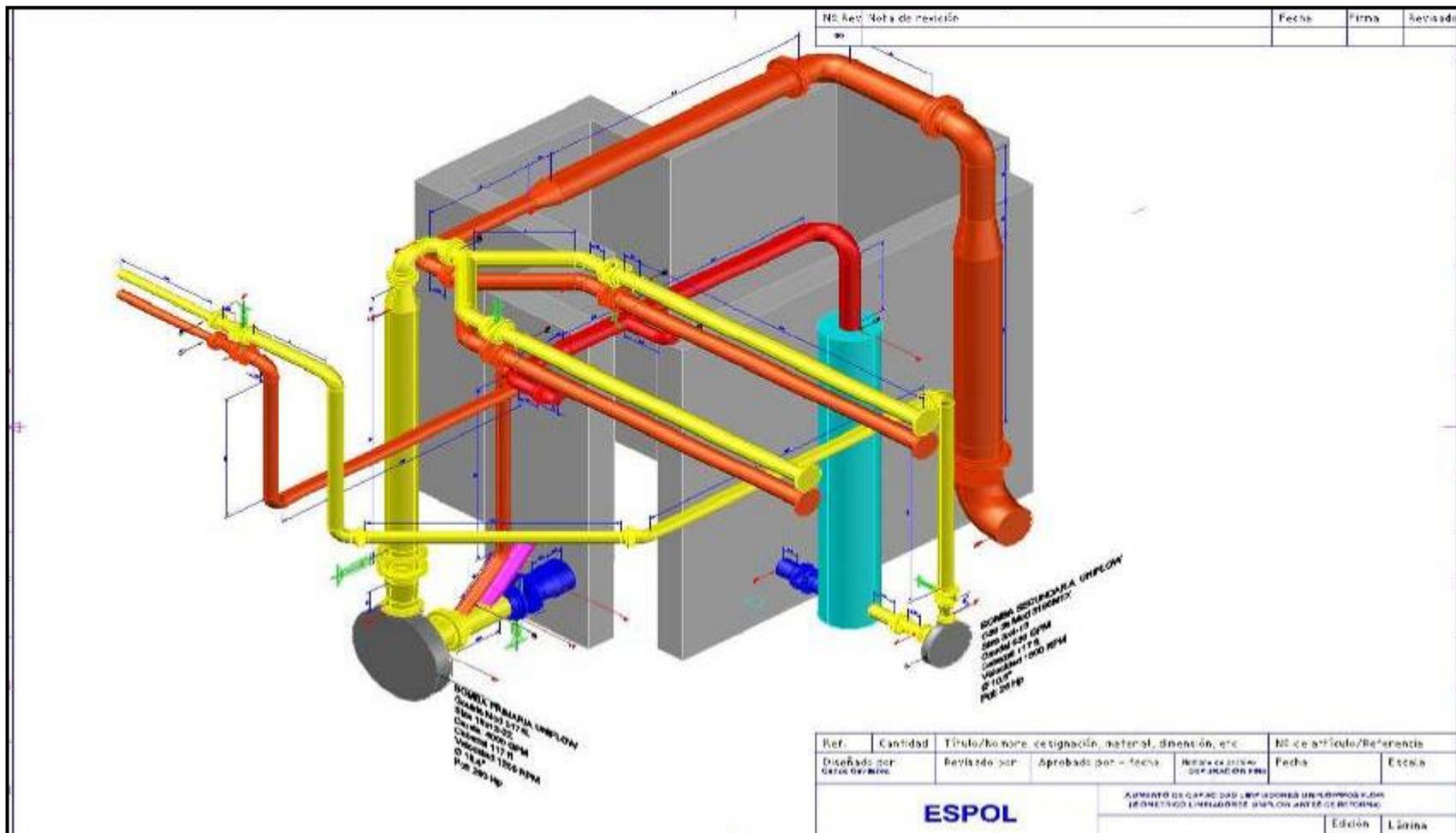


FIGURA 2.17 ESQUEMA DE LIMPIADORES UNIFLOW PREVIO AL PROYECTO

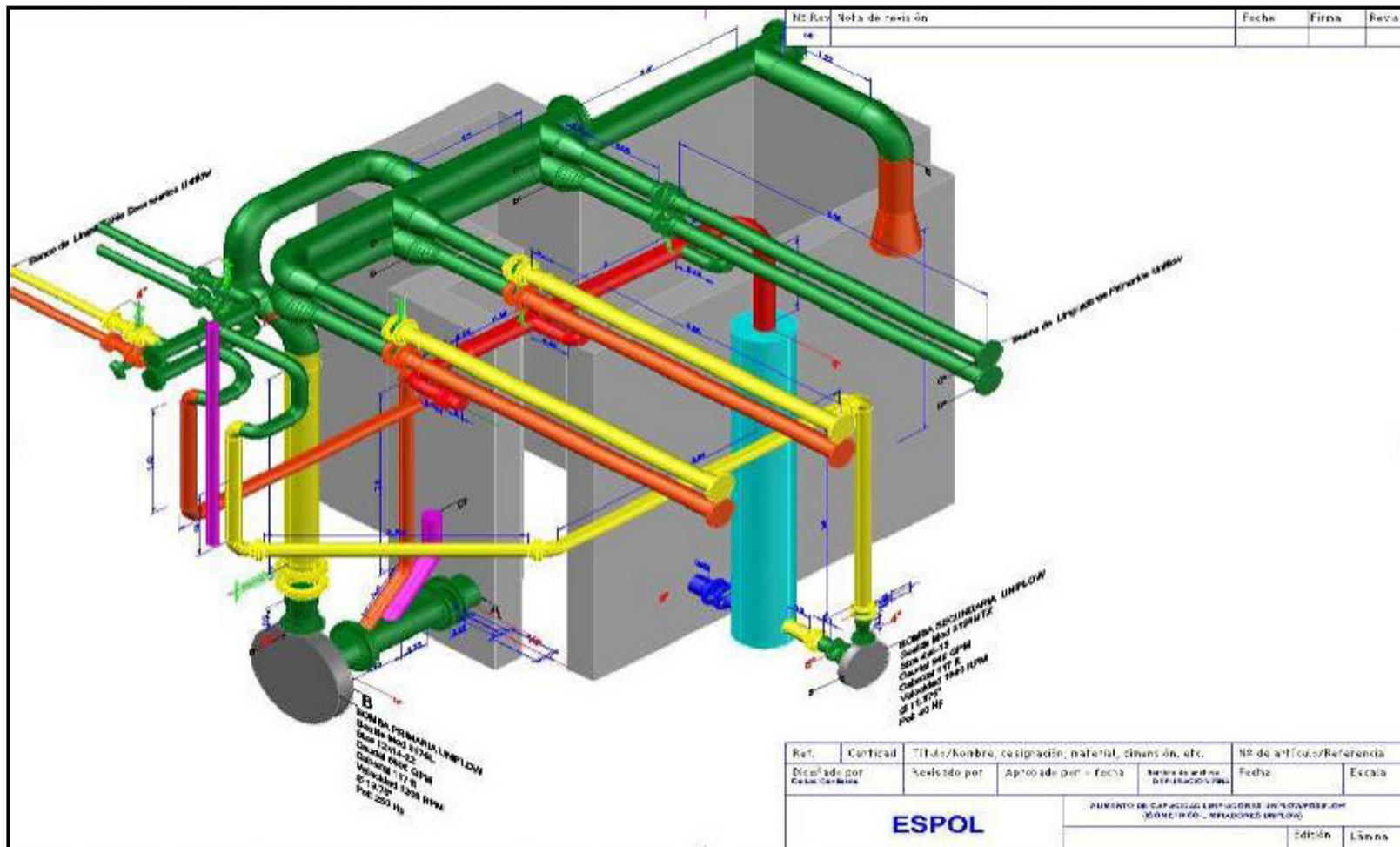


FIGURA 2.18 ESQUEMA DE LIMPIADORES UNIFLOW POSTERIOR AL PROYECTO

Con el uso de un software, se determinó las bombas a usar en cada uno de los puntos, dado los nuevos requerimientos de flujo:

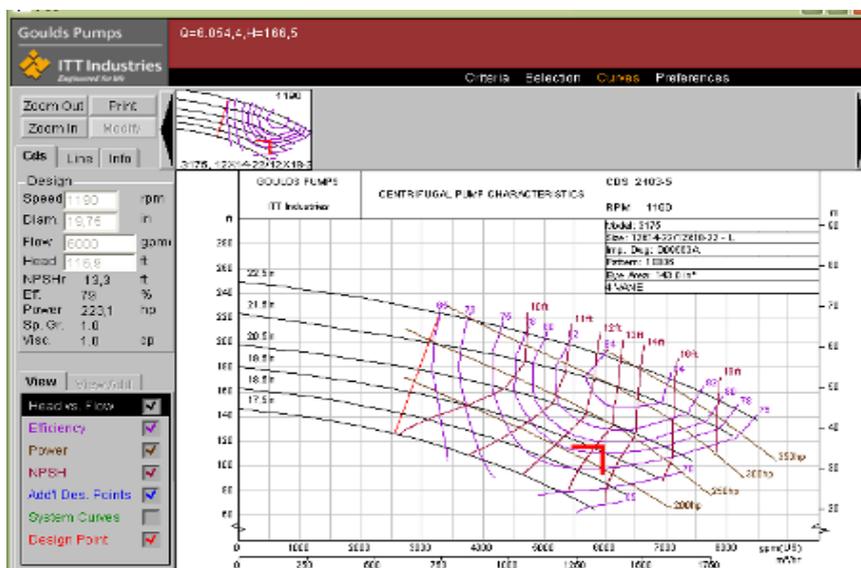


FIGURA 2.19 CURVA DE OPERACIÓN DE BOMBA LIMPIADORES PRIMARIOS UNIFLOW (P05)

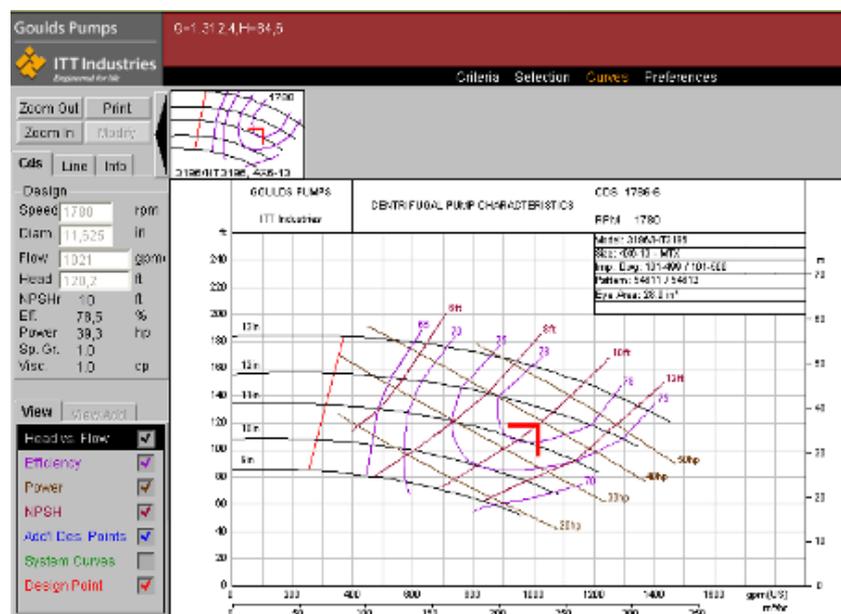


FIGURA 2.20 CURVA DE OPERACIÓN DE BOMBA LIMPIADORES PRIMARIOS UNIFLOW (P06)

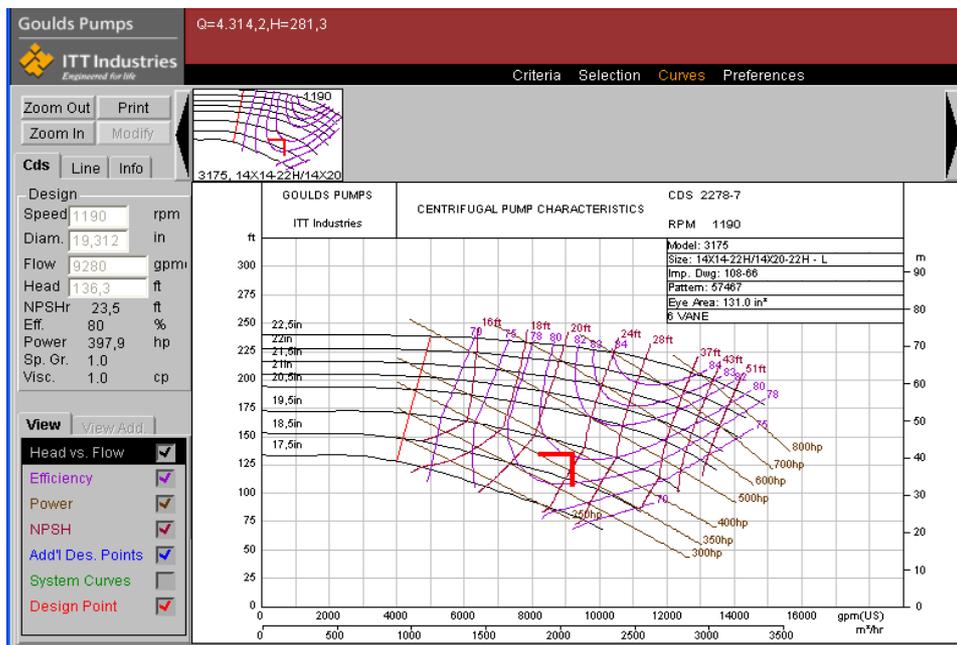


FIGURA 2.21 CURVA DE OPERACIÓN DE BOMBA LIMPIADORES PRIMARIOS UNIFLOW (P15)

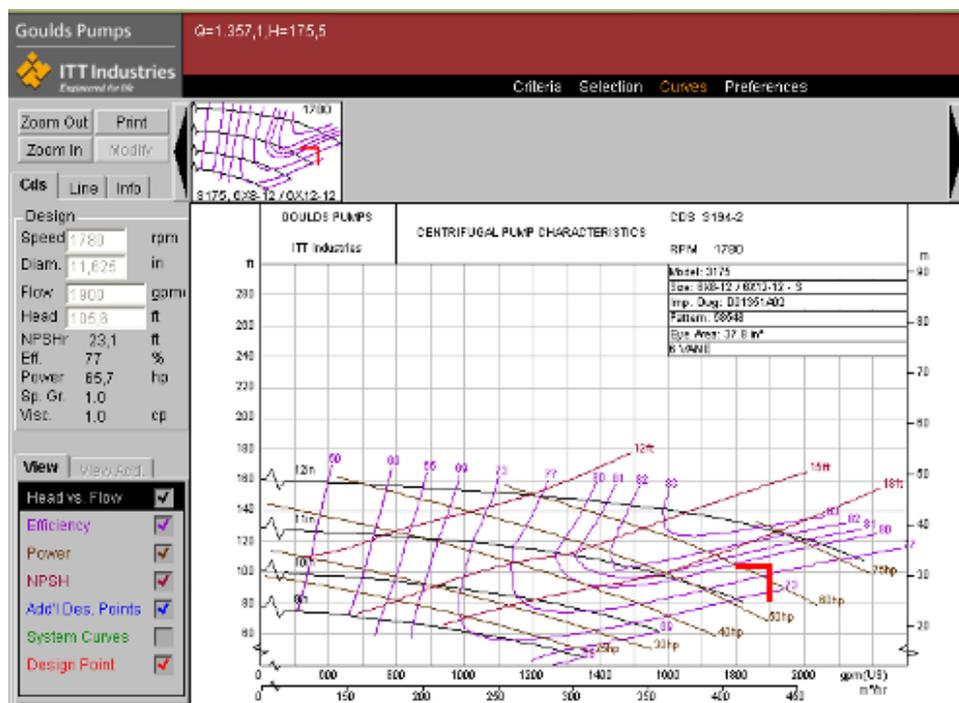


FIGURA 2.22 CURVA DE OPERACIÓN DE BOMBA LIMPIADORES PRIMARIOS UNIFLOW (P16)

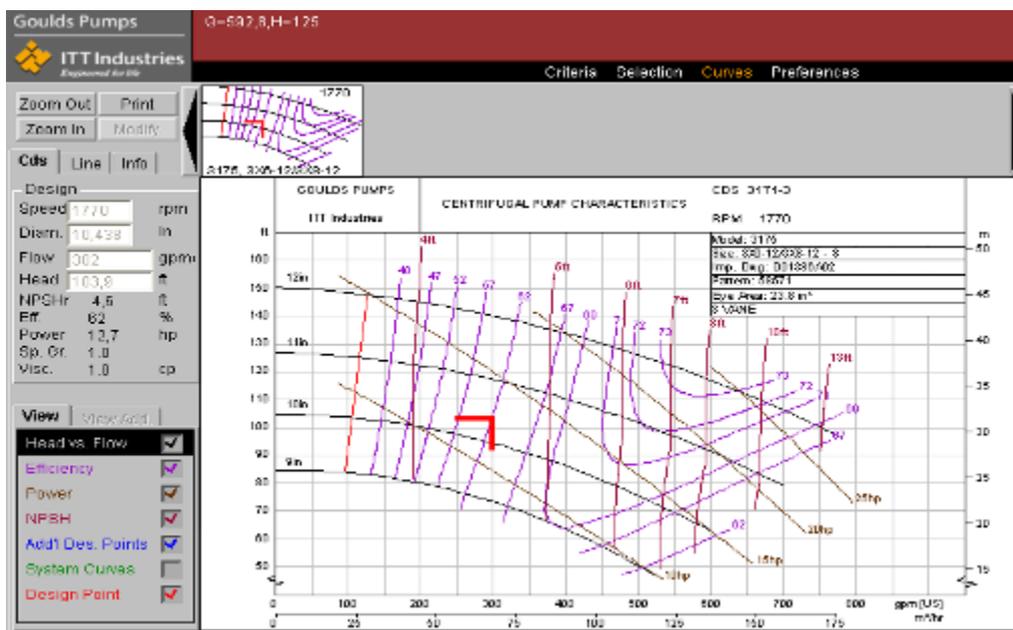


FIGURA 2.23 CURVA DE OPERACIÓN DE BOMBA LIMPIADORES PRIMARIOS UNIFLOW (P13)

CAPÍTULO 3

3. EVALUACIÓN DE RESULTADOS

3.1 Costos de implantación del sistema de depuración de pasta.

Los costos involucrados en el montaje del sistema de depuración se detallan en la siguiente tabla: El rubro alcanzado por la puesta en marcha de este proyecto fue de USD 712,050.00. Esto representó una inversión significativa para la empresa, por lo cual en el corto plazo se espera obtener resultados satisfactorios en los márgenes de producción.

Costos de Implantacion de sistema depuracion del Molino 02									
SISTEMA DE DEPURACION DE PASTA MOLINO 02								Invers 2007	Molino2
Centro Costo	OT Ap	Proyecto	Repos Equip	Categoria	Propuesto Por				
531		X			C.GAVILANES	J. LOZANO			PRESUPUESTO
SISTEMA DE DEPURACION DE MOLINO 02									
1.- SISTEMA DE DEPURACION GRUESA									
1.01	1	Sistema descontaminador PAPCEL Mod. PSN-31 Cap: 40- 60 Tm/dia							\$94,965.10
1.02	1	Motor Reliance Electric 75 HP 230/460 V 1185 RPM							\$4,598.20
2.- SISTEMA DE DEPURACION FINA									
2.01	1	Stand de limpiadores primarios Uniflow (40 unidades)							\$19,392.94
2.02	1	Stand de limpiadores secundarios Uniflow (10 unidades)							\$4,848.24
2.03	1	Stand de limpiadores primarios Posiflow (50 Unidades)							\$42,752.71
2.04	1	Stand de limpiadores secundarios Posiflow (20 Unidades)							\$17,101.08
2.05	1	Bomba Goulds Mod 3175 L Size 12 x14-22 (Bomba Primaria Uniflow)							\$51,360.18
2.06	1	Bomba Goulds Mod 3196 MTX Size 4x6-13 (Bomba Secundaria Uniflow)							\$9,869.16
2.07	1	Motor Reliance Electric 450 Hp 460V/60 Hz 1200 RPM (Bomba Primaria Posiflow)							\$57,207.36
2.08	1	Impulsor Goulds SS 316 diam 11.688" 6 vanes (Bomba Secundaria Posiflow)							\$5,767.86
2.09	1	Impulsor Goulds SS 316 diam 20.75" 6 vanes (Bomba Primaria Posiflow)							\$10,362.06
TOTAL EQUIPOS (C & F)								\$318,224.89	
MATERIALES								\$148,144.15	
INSTALACION									
OBRAS MECANICAS								\$63,291.00	
OBRAS ELECTRICAS								\$150,540.62	
OBRAS CIVILES								\$31,850.00	
SUB TOTAL MATERIALES + INSTALACIÓN								\$393,825.77	
TOTAL EQUIPO, MATERIALES E INSTALACION								\$712,050.66	

FIGURA 3.1 COSTOS DE IMPLANTACIÓN DE SISTEMA DEPURACIÓN DEL MOLINO 2

3.2 Análisis de las variaciones de consumo de materia prima antes y después del proyecto

A continuación se presentan gráficas donde se pueden observar las variaciones de los consumos de DKL y OCC en los meses subsecuentes al montaje del sistema de depuración.

TABLA 15

CONSUMO PORCENTUAL DE DKL INO POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

DKLINO (%)	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3
ENE	4,18		16,00		0,53		3,48		1,07		26,07		2,24		5,77	
FEB	5,41		11,92		1,78		17,16		6,19		6,40		5,20		19,97	
MAR	4,23	4,61	13,59	13,84	9,43	3,91	21,15	13,93	10,09	5,78	15,80	16,09	9,66	5,70	16,05	13,93
ABR	3,21	4,28	19,16	14,89	9,68	6,97	3,49	13,93	9,43	8,57	3,86	8,69	8,33	7,73	24,20	20,07
MAY	1,50	2,98	15,87	16,20	6,81	8,64	20,22	14,95	0,95	6,82	11,81	10,49	9,33	9,10	22,68	20,98
JUN	2,86	2,52	12,52	15,85	6,53	7,67	13,04	12,25	8,71	6,36	4,84	6,84	2,98	6,88	24,31	23,73
JUL	6,72	3,69	13,38	13,92	13,84	9,06	37,83	23,70	3,27	4,31	0,00	5,55				
AGO	7,96	5,85	16,64	14,18	17,90	12,76	34,03	28,30	10,19	7,39	29,56	11,47				
SEP	6,29	6,99	13,62	14,55	6,09	12,61	13,73	28,53	5,36	6,27	22,67	17,41				
OCT	3,25	5,83	11,35	13,87	0,62	8,20	3,01	16,92	4,22	6,59	19,26	23,83				
NOV	2,71	4,08	0,00	8,33	3,50	3,40	10,66	9,13	1,67	3,75	11,67	17,87				
DIC	0,74	2,23	1,41	4,26	2,36	2,16	3,29	5,65	3,99	3,29	19,99	16,97				
	PROM	4,31	PROM	12,99	PROM	7,54	PROM	16,73	PROM	5,91	PROM	13,52	PROM	7,35	PROM	19,68

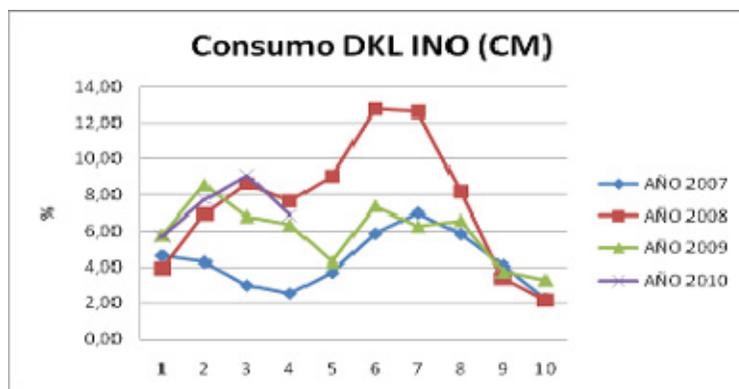


FIGURA 3.2 CONSUMO DKL INO CORRUGADO MEDIO

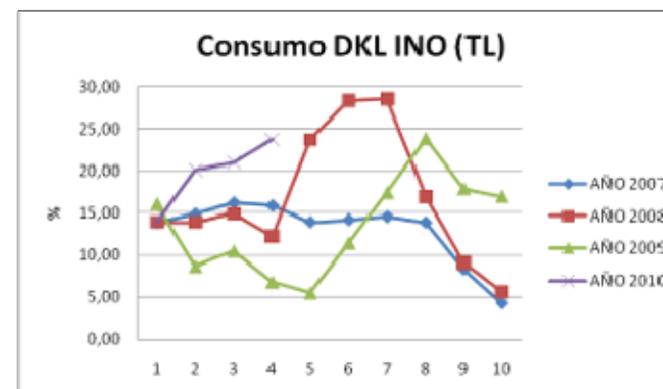
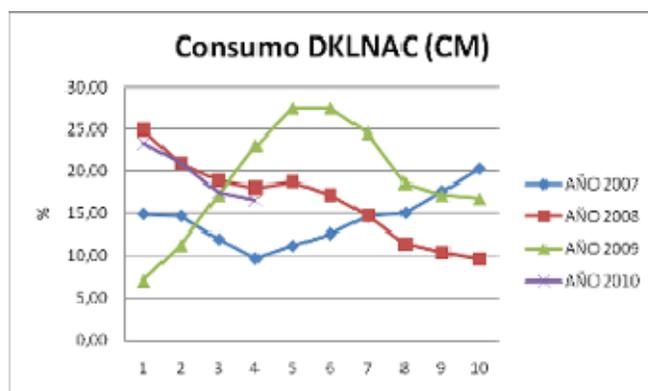


FIGURA 3.3 CONSUMO DKL INO TEST LINER

TABLA 16
CONSUMO PORCENTUAL DE DKL NAC POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

DKLNAC (%)	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3
ENE	13,79		47,19		28,28		66,30		6,21		51,89		21,67		51,28	
FEB	15,09		55,96		26,30		61,85		6,89		51,20		25,93		45,56	
MAR	15,88	14,92	62,57	55,24	20,34	24,98	53,28	60,48	7,97	7,02	52,12	51,74	22,65	23,41	48,57	48,47
ABR	13,12	14,70	54,26	57,60	16,18	20,94	54,55	56,56	18,87	11,24	66,42	56,58	14,26	20,94	36,97	43,70
MAY	6,91	11,97	62,20	59,68	20,26	18,93	50,89	52,91	24,52	17,12	49,09	55,87	15,78	17,56	40,34	41,96
JUN	8,98	9,67	57,03	57,83	17,76	18,07	58,19	54,54	25,76	23,05	56,81	57,44	19,88	16,64	45,57	40,96
JUL	17,59	11,16	56,10	58,44	18,39	18,80	29,43	46,17	32,20	27,49	71,95	59,28				
AGO	11,15	12,57	70,50	61,21	15,69	17,28	41,19	42,93	24,54	27,50	48,48	59,08				
SEP	15,16	14,63	69,78	65,46	10,21	14,76	35,04	35,22	16,77	24,51	38,60	53,01				
OCT	18,85	15,05	57,16	65,81	8,50	11,47	39,36	38,53	14,41	18,58	54,43	47,17				
NOV	19,02	17,68	66,76	64,57	12,55	10,42	45,11	39,83	20,33	17,17	33,56	42,19				
DIC	22,98	20,28	78,07	67,33	7,83	9,63	51,14	45,20	15,57	16,77	26,65	38,21				
	PROM	14,26	PROM	61,32	PROM	16,53	PROM	47,24	PROM	19,05	PROM	52,06	PROM	19,64	PROM	43,77



**FIGURA 3.4 CONSUMO DKL NAC
CORRUGADO MEDIO**

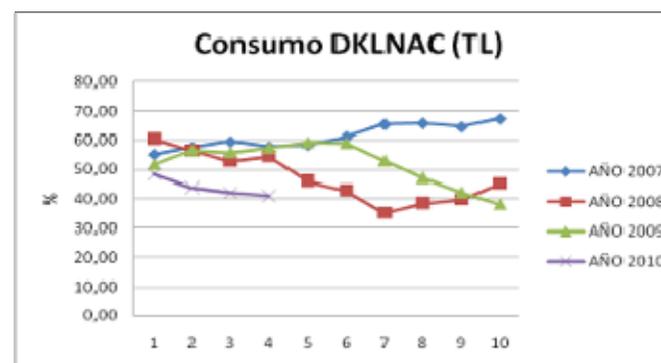


FIGURA 3.5 CONSUMO DKL NAC TEST LINER

TABLA 17

CONSUMO PORCENTUAL DE OCCINO POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

OCCINO (%)	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3
ENE	12,94		13,59		34,27		21,45		37,91		7,00		35,52		24,45	
FEB	28,01		15,21		35,57		11,89		42,85		7,38		28,60		13,03	
MAR	21,21	20,72	10,80	13,20	33,22	34,35	13,93	15,76	37,91	39,56	12,79	9,06	26,51	30,21	19,33	18,94
ABR	23,60	24,27	20,92	15,65	34,62	34,47	12,50	12,77	30,65	37,14	15,60	11,92	37,39	30,84	17,42	16,59
MAY	25,65	23,48	19,70	17,14	21,35	29,73	14,42	13,61	42,14	36,90	32,63	20,34	33,87	32,59	14,67	17,14
JUN	41,21	30,15	15,61	18,74	23,51	26,49	15,46	14,13	21,86	31,55	1,70	16,64	29,51	33,59	13,18	15,09
JUL	28,03	31,63	18,10	17,80	5,92	16,93	3,31	11,06	22,75	28,92	14,19	16,17				
AGO	26,80	32,01	8,56	14,09	6,26	11,90	1,96	6,91	27,69	24,10	9,62	8,50				
SEP	24,97	26,60	10,55	12,40	36,65	16,28	38,91	14,73	39,10	29,85	35,79	19,87				
OCT	22,90	24,89	15,28	11,46	48,47	30,46	8,59	16,49	37,44	34,74	20,11	21,84				
NOV	22,03	23,30	17,85	14,56	20,45	35,19	12,85	20,12	53,67	43,40	41,36	32,42				
DIC	32,25	25,73	14,50	15,88	26,22	31,71	11,86	11,10	62,17	51,09	45,04	35,51				
	PROM	26,28	PROM	15,09	PROM	26,75	PROM	13,67	PROM	35,73	PROM	19,23	PROM	31,81	PROM	16,94

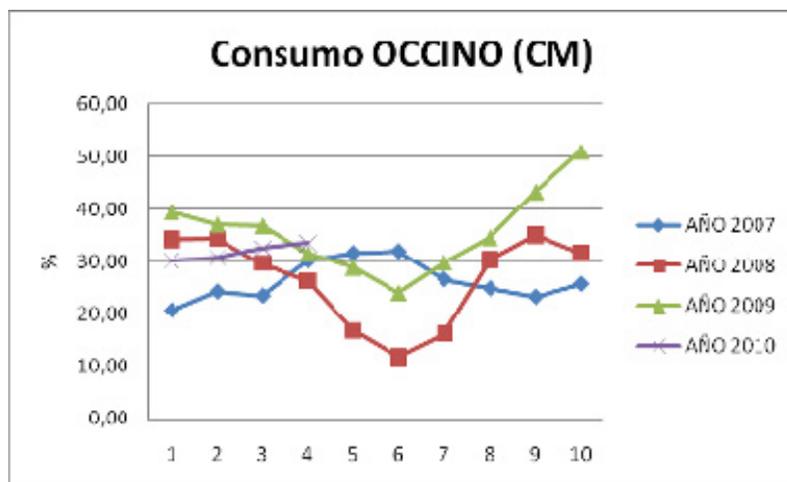


FIGURA 3.6 CONSUMO OCCINO CORRUGADO MEDIO

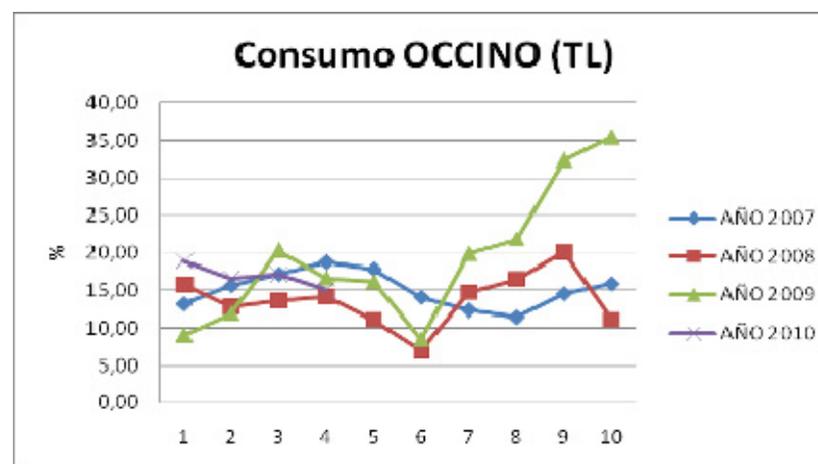


FIGURA 3.7 CONSUMO OCCINO TEST LINER

TABLA 18

CONSUMO PORCENTUAL DE OCC NAC POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

OCCNAC (%)	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3
ENE	69,09		23,23		36,93		8,77		54,80		15,05		40,57		18,50	
FEB	51,50		16,91		36,34		9,10		44,07		35,02		40,26		21,44	
MAR	58,68	59,75	13,04	17,73	37,00	36,76	11,64	9,84	44,03	47,64	19,30	23,12	41,18	40,67	16,05	18,67
ABR	60,08	56,75	5,66	11,87	39,52	37,62	29,46	16,74	41,05	43,05	14,12	22,81	40,03	40,49	21,41	19,64
MAY	65,94	61,56	2,23	6,98	51,58	42,70	14,47	18,53	32,38	39,15	6,47	13,30	41,03	40,75	22,31	19,92
JUN	46,96	57,66	14,84	7,58	52,20	47,76	13,31	19,08	43,67	39,03	36,65	19,08	47,62	42,89	16,94	20,22
JUL	47,66	53,52	12,42	9,83	61,85	55,21	29,43	19,07	41,79	39,28	13,86	18,99				
AGO	54,09	49,57	4,30	10,52	60,14	58,06	22,83	21,85	37,58	41,01	12,34	20,95				
SEP	53,59	51,78	6,04	7,59	47,05	56,35	12,32	21,53	38,76	39,38	2,95	9,72				
OCT	55,00	54,23	16,21	8,85	42,42	49,87	49,05	28,07	43,92	40,09	6,20	7,16				
NOV	56,24	54,94	15,40	12,55	63,51	50,99	31,39	30,92	24,34	35,67	13,41	7,52				
DIC	44,03	51,76	6,02	12,54	63,59	56,50	33,71	38,05	18,26	28,84	8,31	9,31				
PROM	PROM	55,15	PROM	10,60	PROM	49,18	PROM	22,37	PROM	39,31	PROM	15,20	PROM	41,20	PROM	19,61

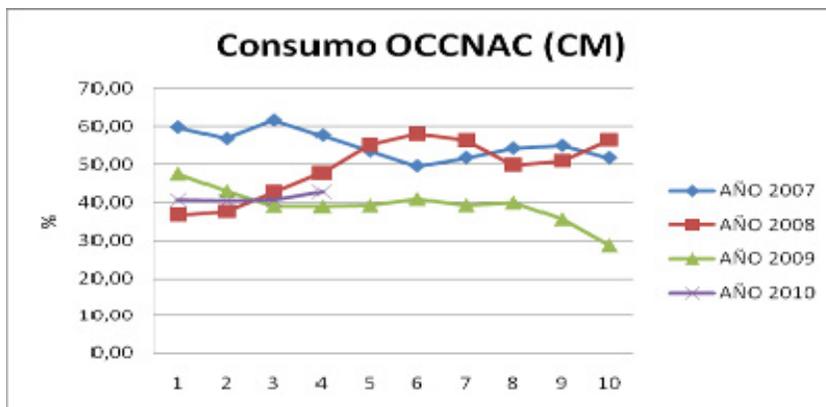


FIGURA 3.8 CONSUMO OCC NAC CORRUGADO

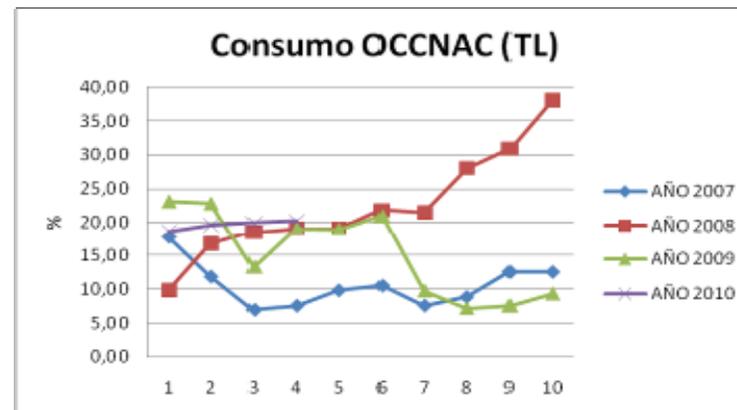


FIGURA 3.9 CONSUMO OCC NAC TEST LINER

Dependiendo del tipo de producción, el consumo de materia prima presentó variaciones durante el transcurso de los últimos años. En el caso de la producción de papel corrugado medio, las tendencias se han presentado de la siguiente manera:

1.- El consumo de DKL INO durante el año 2008, con la ampliación del proceso productivo, mostró un repunte alcanzando valores superiores al 12% del consumo total, cuando lo normal se había establecido entre un 2% y un 7%. Durante el año 2009, los valores de consumo se mantuvieron entre un 2% y un 8%, tendiendo a la baja durante los últimos meses, gracias al desempeño de los equipos de depuración instalados con el proyecto. En lo que va del 2010, estos valores se mantienen entre un 6% a 9%, y muestran un decrecimiento en los últimos meses.

2.- El consumo de DKL NAC durante el año 2008, fue en un decremento progresivo del 25% hacia el 10% durante los últimos meses, lo habitual previo al proyecto se ha mantenido entre el 10% y el 20% del consumo neto de materia prima. En el 2009, estos valores aumentaron hasta superar el 25% a mediados de año, sin embargo mostró un decrecimiento favorable hacia los últimos meses hasta alcanzar valores cercanos al 15%. En el 2010, estos valores han decrecido conforme avanza los meses, hasta el momento se sitúa en un 15% del consumo total.

3.- En el caso del OCC INO, el consumo durante el 2008 mostró un decrecimiento sustancial a mediados de año, donde alcanzó valores cercanos al 10% cuando lo normal se situaba entre un 20% y un 30%. Esto en correspondencia a lo que aconteció con el consumo de DKL INO. En el 2009, estos valores tendieron al aumento, alcanzando valores entre el 25% y el 50% del consumo total de materia prima, se comienza a evidenciar de esta manera los efectos de la implantación de un sistema de depuración en el proceso de producción de pasta. En el 2010, estos valores van en continuo crecimiento, y al momento se posicionan entre un 30% y un 35% del consumo total.

4.- El consumo de OCC NAC en el 2008, se mantuvo en un comportamiento creciente entre un 35% al 60% del total. Sin embargo, en el 2009 estos valores fueron decreciendo hasta el alcanzar un 30% del consumo total. Y en lo que respecta al 2010, este se ha establecido en un valor cercano al 40% del consumo neto, mostrando un comportamiento homogéneo durante estos meses.

En el caso de la producción de papel tipo test liner, las tendencias se establecen de la siguiente manera:

1.- El consumo de DKL INO al igual que en la producción de corrugado medio, mostró un aumento durante el transcurso del año 2008, al alcanzar valores cercanos al 30%, cuando habitualmente este valor se situaba en un 5% a un 15%. En el 2009, estos valores se mantuvieron por debajo de los

consumos en el año anterior, sin embargo oscilando entre un 5% y un 20%, estableciéndose en valores cercanos al 15% en los últimos meses. En el 2010, este consumo tiende al aumento oscilando en valores entre un 15% a un 25%, que se puede deber primordialmente a una baja en los costos de este tipo de materia prima.

2.- El consumo de DKL NAC previo al proyecto se establece entre un 55% a un 70% del consumo neto, sin embargo en el 2008, 2009 y 2010 este ha ido en un decrecimiento progresivo, al alcanzar un valor cercano al 40% en la actualidad.

3.- El consumo de OCC INO en el 2008, se mantiene debajo de lo establecido en el 2007 previo al proyecto, oscilando entre valores cercanos al 5% y 20%. En el 2009, tuvo un repunte en los últimos meses al obtener valores de hasta el 35% del consumo total de materia prima. Pero en el 2010, esto ha ido en un decrecimiento sostenido del 20% al 15% del consumo.

4.- El consumo de OCC NAC, posterior al proyecto casi siempre se ha mantenido por sobre los niveles establecidos (5 al 20%). En el 2008, este fue en un crecimiento progresivo del 10% al 40% del consumo neto. En el 2009, estos valores fueron decreciendo del 25% al 10% del consumo total de materia prima. Mientras que en el 2010 se mantiene una constancia en un valor del 20% del consumo.

Estas variaciones en el sistema de depuración, contribuyen al aumento de la producción generada dentro del Molino y por tanto al aumento del consumo de materia prima como se observa en las graficas anteriores.

Antes de comenzar el análisis de los costos inherentes a la materia prima según la producción, es necesario entender que a partir de la reforma se han dado variaciones en el consumo del Molino y durante los últimos años los costos de materia prima no se han mantenido constantes (debido a la influencia de mercado). Para describir una tendencia en el comportamiento en estos costos, es necesario establecer una relación con las toneladas consumidas durante los mismos períodos, y es así que a continuación presentamos los siguientes datos:

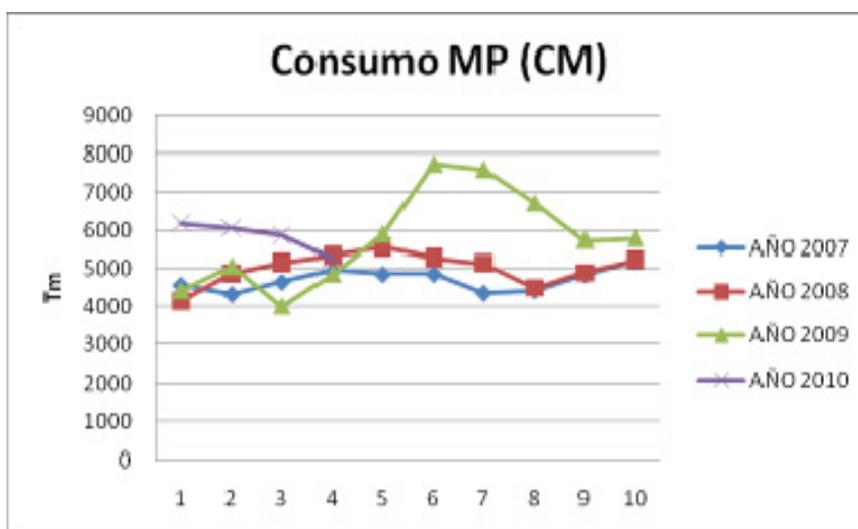


FIGURA 3.10 CONSUMO MATERIA PRIMA CORRUGADO MEDIO

TABLA 19

CONSUMO NETO DE MATERIA PRIMA POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
TOTAL	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3	CM REAL	MEDIA ORDEN 3	TL REAL	MEDIA ORDEN 3
ENE	5257		1244		3607		2932		3445		3230		6512		2740	
FEB	3810		1946		4315		2506		5139		1625		6244		1903	
MAR	4678	4582	1472	1554	4527	4150	2104	2514	4708	4431	1228	2028	5767	6174	3208	2617
ABR	4521	4336	1644	1687	5817	4886	1232	1947	5347	5065	1218	1357	6173	6061	1401	2171
MAY	4788	4662	2061	1726	5138	5161	1963	1766	1998	4018	711	1052	5628	5856	3721	2777
JUN	5567	4959	1038	1581	5100	5352	1856	1684	7245	4863	764	898	3988	5263	2875	2666
JUL	4253	4869	2182	1760	6472	5570	785	1535	8419	5887	606	694				
AGO	4799	4873	1905	1708	4295	5289	2598	1746	7566	7743	1580	983				
SEP	4057	4370	2151	2079	4680	5149	2426	1936	6808	7598	1425	1204				
OCT	4462	4439	2061	2039	4529	4501	2795	2606	5758	6711	2710	1905				
NOV	6056	4858	734	1649	5516	4908	1370	2197	4610	5725	3445	2527				
DIC	5117	5212	1345	1380	5671	5239	1400	1855	6961	5776	1816	2657				

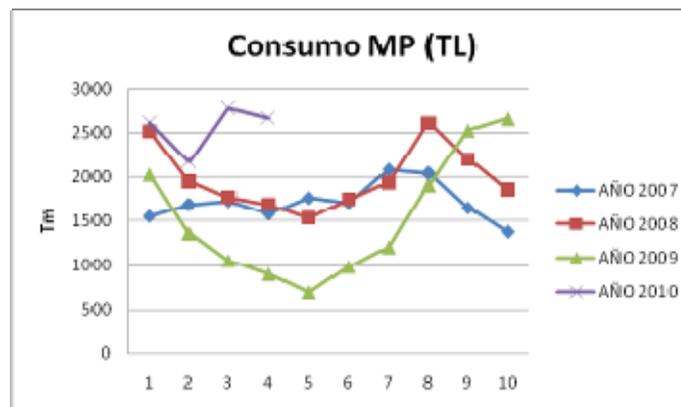


FIGURA 3.11 CONSUMO MATERIA PRIMA TEST LINER

TABLA 20
RELACION COSTOS/CONSUMO DKL INO POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

DKLINO	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010				
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		
	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	TL (1000)	REAL	MEDIA ORDEN 3
ENE	5.7		34.3		0.7		6.4		1.6		47.3		3.4				10.3
FEB	6.8		19.4		1.4		33.0		7.0		9.8		6.1				35.7
MAR	4.8	5.8	21.6	25.1	12.7	4.9	43.9	27.8	11.6	6.7	32.4	29.8	12.0	7.2		24.2	23.4
ABR	3.2	4.9	31.7	24.2	11.0	8.4	3.8	26.9	10.9	9.8	7.4	16.5	10.5	9.6		45.0	35.0
MAY	1.8	3.3	25.2	26.2	7.2	10.3	32.7	26.8	1.5	8.0	19.4	19.7	13.0	11.9		38.1	35.8
JUN	3.1	2.7	19.7	25.5	8.9	9.0	25.3	20.6	8.8	7.0	8.1	11.6	5.2	9.6		37.6	40.2
JUL	7.7	4.2	21.5	22.1	21.9	12.7	80.8	46.2	4.8	5.0	0.0	9.2					
AGO	8.6	6.5	18.7	20.0	30.9	20.6	75.6	60.5	14.1	9.2	50.5	19.5					
SEP	6.8	7.7	24.8	21.7	8.0	20.3	25.9	60.7	7.0	8.6	39.9	30.1					
OCT	3.1	6.2	19.3	20.9	0.4	13.1	6.4	36.0	4.8	8.6	34.7	41.7					
NOV	2.1	4.0	0.0	14.7	4.7	4.4	22.3	18.2	2.1	4.7	16.3	30.3					
DIC	1.2	2.2	2.5	7.3	2.4	2.5	3.9	10.9	4.9	4.0	23.1	24.7					

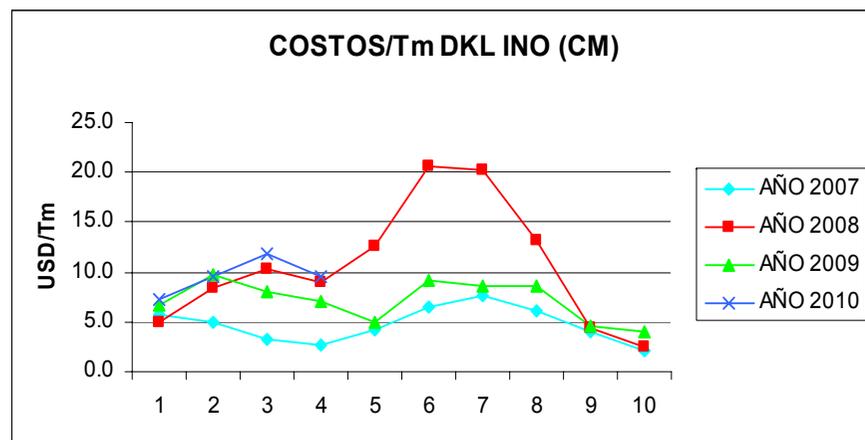


FIGURA 3.12 RELACION COSTO/TM DKL INO CORRUGADO MEDIO

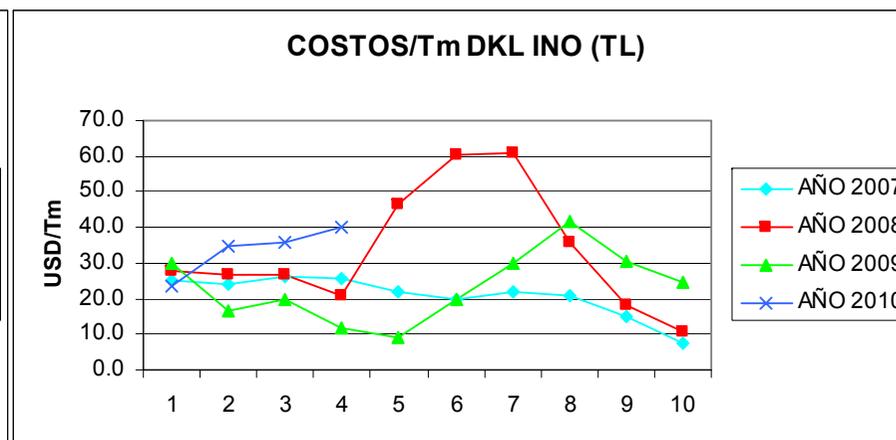


FIGURA 3.13 RELACION COSTO/TM DKL INO TEST LINER

TABLA 21

RELACION COSTOS/CONSUMO DKL NAC POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

DKLNAC	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010				
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		
	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	TL (1000)	REAL	MEDIA ORDEN 3
ENE	12.9		70.5		23.2		125.2		9.7		95.3		28.0				92.3
FEB	23.0		94.3		28.8		122.7		6.5		73.2		38.2				81.8
MAR	15.9	17.3	99.9	88.2	29.1	27.1	110.6	119.5	12.0	9.4	103.7	90.8	28.1	31.4			71.4
ABR	9.5	16.1	92.3	95.5	15.1	24.4	86.6	106.7	22.9	13.8	128.4	101.8	17.0	27.7			68.7
MAY	7.5	11.0	98.7	96.9	23.1	22.4	85.3	94.2	29.4	21.4	80.5	104.2	22.0	22.4			66.9
JUN	9.5	8.9	91.8	94.3	26.5	21.6	115.5	95.8	25.8	26.0	95.9	101.6	28.0	22.3			53.9
JUL	21.5	12.9	92.7	94.4	28.8	26.2	64.3	88.4	35.4	30.2	89.3	88.6					
AGO	12.5	14.5	90.2	91.6	24.1	26.5	103.2	94.3	38.4	33.2	84.2	89.8					
SEP	21.2	18.4	133.5	105.4	17.0	23.3	69.0	78.9	20.4	31.4	76.6	83.4					
OCT	17.9	17.2	93.9	105.8	14.4	18.5	87.8	86.7	25.6	28.1	103.9	88.2					
NOV	19.0	19.4	146.6	124.7	17.8	16.4	99.7	85.5	26.9	24.3	62.3	80.9					
DIC	29.8	22.2	154.8	131.8	8.7	13.6	62.5	83.3	24.4	25.6	31.9	66.0					

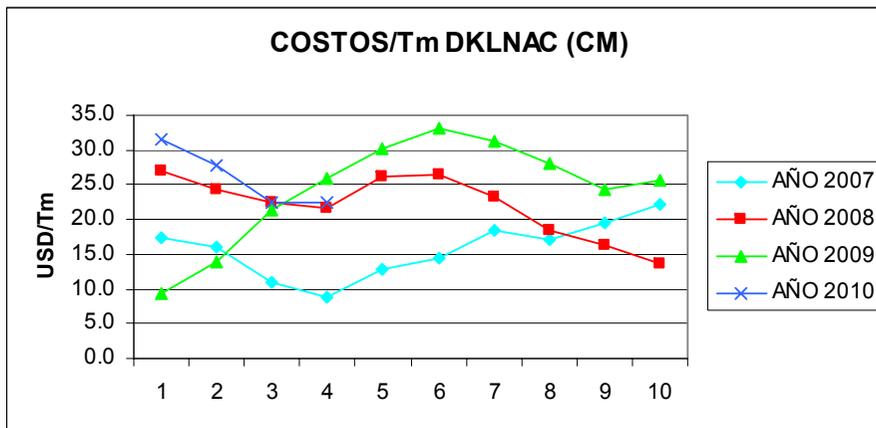


FIGURA 3.14 RELACION COSTO/TM DKL NAC CORRUGADO MEDIO

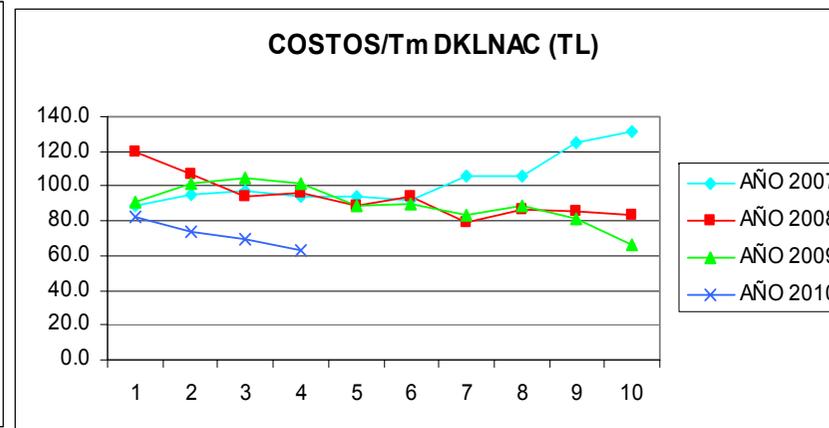


FIGURA 3.15 RELACION COSTO/TM DKL NAC TEST LINER

TABLA 22

RELACION COSTOS/CONSUMO OCC INO POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

OCCINO	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010				
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		
	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	TL (1000)	REAL	MEDIA ORDEN 3
ENE	12.7		23.6		31.6		48.0		48.6		10.9		45.1			43.7	
FEB	39.8		27.4		43.5		27.0		37.1		9.2		38.0			22.9	
MAR	23.0	25.2	19.0	23.3	48.0	41.0	30.4	35.1	36.9	40.9	21.3	13.8	31.9	38.3	26.2	30.9	
ABR	20.7	27.8	37.5	28.0	40.3	43.9	21.0	26.1	30.5	34.8	25.3	18.6	42.2	37.4	31.6	26.9	
MAY	27.5	23.8	36.0	30.9	20.8	36.4	28.7	26.7	53.0	40.1	51.5	32.7	46.0	40.0	23.3	27.1	
JUN	39.4	29.2	22.7	32.1	36.1	32.4	32.3	27.3	21.5	35.0	2.7	26.5	54.8	47.7	18.3	24.4	
JUL	33.6	33.5	30.7	29.8	8.3	21.7	6.6	22.5	24.8	33.1	10.9	21.7					
AGO	30.1	34.3	10.3	21.2	10.3	18.3	4.8	14.6	38.1	28.1	15.3	9.7					
SEP	31.4	31.7	21.4	20.8	54.6	24.4	79.1	30.2	41.8	34.9	59.5	28.6					
OCT	20.8	27.4	28.9	20.2	67.0	44.0	23.1	35.7	50.2	43.3	35.6	36.8					
NOV	30.3	27.5	37.7	29.4	33.1	51.6	33.0	45.1	76.8	56.2	72.6	55.9					
DIC	50.4	33.8	31.3	32.7	26.8	42.3	20.6	25.6	91.8	72.9	52.0	53.4					

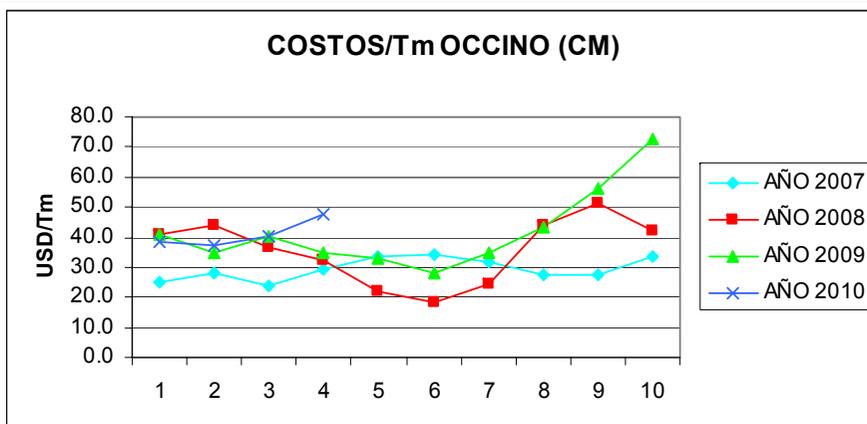


FIGURA 3.16 RELACION COSTO/TM DKL NAC TEST LINER

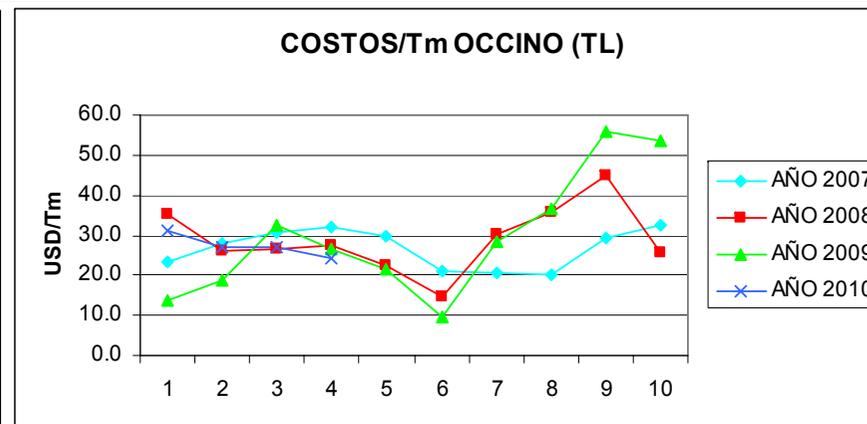


FIGURA 3.17 RELACION COSTO/TM OCC INO TEST LINER

TABLA 23

RELACION COSTOS/CONSUMO OCC NAC POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

OCCNAC	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	TL (1000)	REAL MEDIA ORDEN 3
ENE	62.5		32.2		23.6		13.5		71.9		24.3		52.5			33.1
FEB	59.1		23.3		31.9		14.3		47.3		46.3		54.7			37.8
MAR	59.9	60.5	18.0	24.5	39.8	31.8	18.8	15.5	43.7	54.3	28.5	33.0	46.6	51.3	21.7	30.8
ABR	49.9	56.3	7.8	16.4	30.9	34.2	37.3	23.5	40.5	43.8	19.5	31.4	47.0	49.4	38.9	32.8
MAY	58.1	56.0	3.2	9.7	46.0	38.9	18.6	24.9	35.9	40.1	9.1	19.0	56.3	50.0	35.2	31.9
JUN	29.5	45.8	16.9	9.3	63.7	46.9	21.1	25.6	39.2	38.5	57.7	28.8	73.7	59.0	19.8	31.3
JUL	44.7	44.1	15.7	11.9	70.6	60.1	48.0	29.2	41.8	39.0	15.2	27.3				
AGO	43.5	39.2	4.1	12.2	74.1	69.5	39.1	36.1	50.4	43.8	19.7	30.9				
SEP	48.8	45.7	8.6	9.5	59.5	68.1	19.2	35.5	56.5	49.6	4.6	13.2				
OCT	39.3	43.9	22.1	11.6	52.5	62.0	87.9	48.8	63.2	56.7	10.9	11.7				
NOV	52.3	46.8	23.7	18.1	76.0	62.6	55.7	54.3	35.6	51.8	21.6	12.3				
DIC	45.1	45.6	9.3	18.4	54.6	61.0	36.4	60.0	26.4	41.7	11.5	14.6				

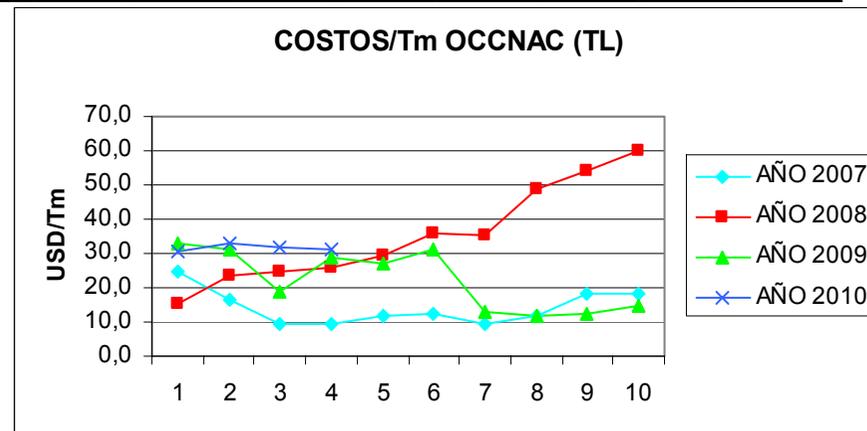
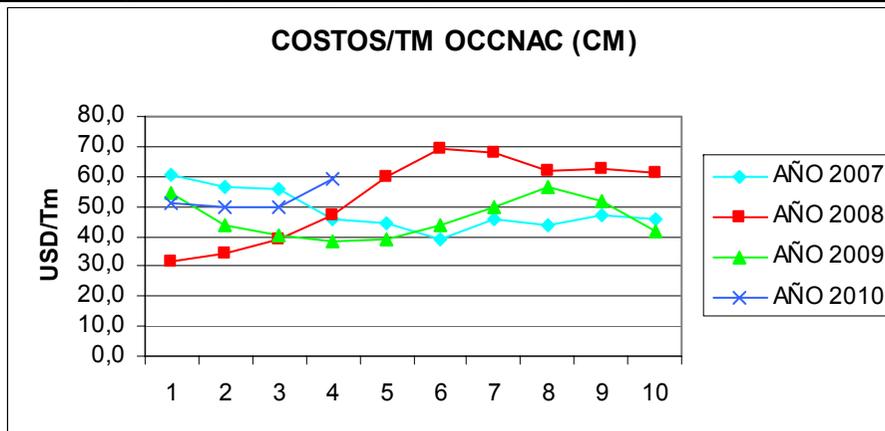


TABLA 24
RELACION COSTOS/CONSUMO MATERIA PRIMA POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

TOTAL	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010					
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER			
	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	USD/TM	MEDIA ORDEN 3	TL (1000)	REAL	MEDIA ORDEN 3	
ENE	93.8		160.6		79.1		193.1		131.8		177.9		129.0				179.4	
FEB	128.7		164.4		105.5		197.0		97.9		138.5		137.0				178.1	
MAR	103.7	108.7	158.5	161.2	129.8	104.8	203.7	197.9	104.2	111.3	185.9	167.4	118.7	128.2			143.5	167.0
ABR	83.4	105.2	169.3	164.1	97.3	110.9	148.7	183.2	104.7	102.3	180.5	168.3	116.8	124.1			184.3	168.7
MAY	94.9	94.0	163.0	163.6	97.1	108.1	165.3	172.6	119.8	109.6	160.5	175.6	137.3	124.2			163.5	163.8
JUN	81.5	86.6	151.1	161.1	135.3	109.9	194.1	169.4	95.2	106.6	164.5	168.5	161.8	138.6			129.6	159.1
JUL	107.5	94.6	160.6	158.2	129.6	120.7	199.7	186.4	106.8	107.3	115.3	146.8						
AGO	94.7	94.6	123.3	145.0	139.5	134.8	222.7	205.5	140.9	114.3	169.8	149.9						
SEP	108.3	103.5	188.2	157.4	139.1	136.1	193.3	205.3	125.7	124.5	180.6	155.2						
OCT	81.1	94.7	164.2	158.6	134.3	137.6	205.3	207.1	143.8	136.8	185.1	178.5						
NOV	103.8	97.7	208.0	186.8	131.6	135.0	210.7	203.1	141.4	137.0	172.7	179.5						
DIC	126.5	103.8	197.9	190.0	92.5	119.4	123.4	179.8	147.6	144.2	118.5	158.8						

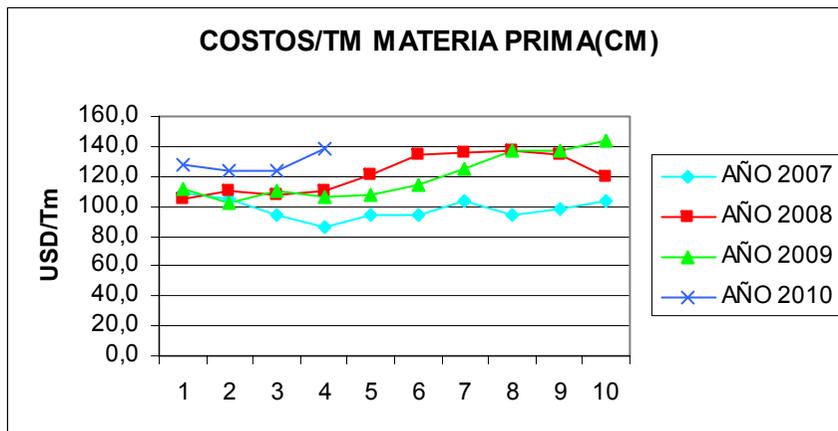


FIGURA 3.20 RELACION COSTO/TM CORRUGADO MEDIO

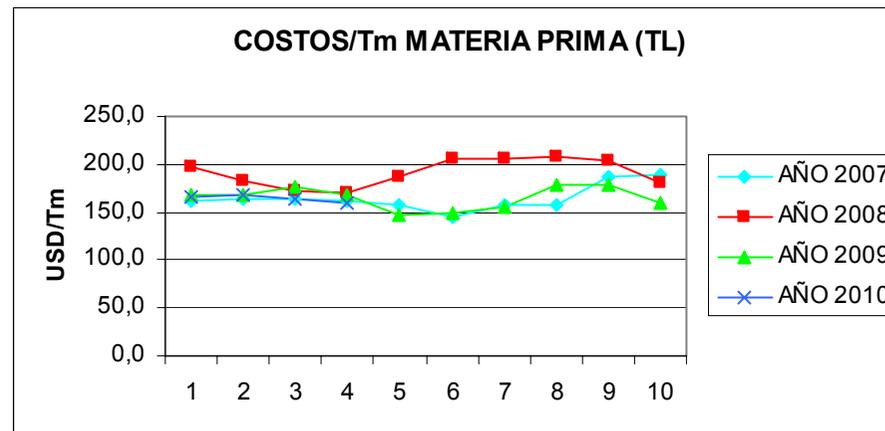


FIGURA 3.21 RELACION COSTO/TM TEST LINER

TABLA 25
CONSUMO NETO DE MATERIA PRIMA POR AÑO

PRODUCCION	AÑO 2007		AÑO 2008		AÑO 2009		AÑO 2010	
	Tm	MEDIA ORDEN 3						
ENE	6501		6539		6675		9252	
FEB	5756		6821		6764		8147	
MAR	6150	6136	6631	6664	5936	6458	8975	8791
ABR	6165	6024	7049	6834	6565	6422	7574	8232
MAY	6849	6388	7101	6927	2709	5070	9349	8633
JUN	6605	6540	6956	7035	8009	5761	6863	7929
JUL	6435	6630	7257	7105	9025	6581		
AGO	6704	6581	6893	7035	9146	8727		
SEP	6208	6449	7106	7085	8233	8801		
OCT	6523	6478	7324	7108	8468	8616		
NOV	6790	6507	6886	7105	8055	8252		
DIC	6462	6592	7071	7094	8777	8433		
	PROM MES	6432	PROM MES	6999	PROM MES	7312	PROM MES	8396

TABLA 26

RELACIÓN COSTOS/CONSUMO DE MATERIA PRIMA POR AÑO

PRODUCCION	AÑO 2007		AÑO 2008		AÑO 2009		AÑO 2010	
	USD/Tm	MEDIA ORDEN 3						
ENE	254		272		310		308	
FEB	293		303		236		315	
MAR	262	270	333	303	290	279	262	295
ABR	253	269	246	294	285	271	301	293
MAY	258	258	262	281	280	285	301	288
JUN	233	248	329	279	260	275	291	298
JUL	268	253	329	307	222	254		
AGO	218	240	362	340	311	264		
SEP	297	261	332	341	306	280		
OCT	245	253	340	345	329	315		
NOV	312	285	342	338	314	316		
DIC	324	294	216	299	266	303		
PROM MES		263	PROM MES	313	PROM MES	284	PROM MES	293

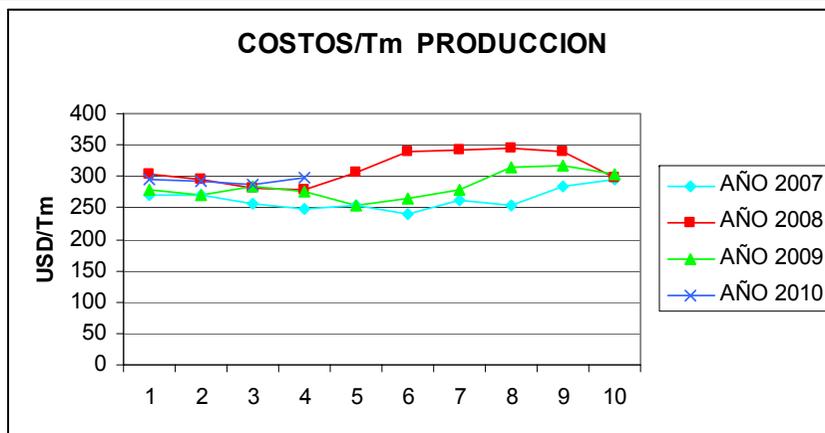


FIGURA 3.22 RELACIÓN COSTO/TM

Las tablas de relación de Costos/Tm muestran un decrecimiento del 2008 al 2009, lo cual se puede se hace evidente cuando comparo las medias de cada uno de los grupos datos censados.

Es así, que previo a la reforma el promedio mensual de costos/Tm fue de 263 USD, con la reforma se incremento a USD 313 USD y en lo sucesivo ha disminuido hasta llegar en el 2009 a USD 284.

Esto representó un ahorro para la empresa de USD 29.00/Tm, lo cual considerando la producción obtenida en este año (7312 Tm x 12= 87744 Tm), mermó de los gastos de la empresa la suma de USD 2544576.

Como parte complementaria, también es importante reconocer los beneficios relacionados con la disminución del margen de perdida de fibras ofrecidas por esta nueva implantación.

A continuación, se detallan graficas de las fibras descargadas en el Hidrapulper (depuración gruesa) y en los limpiadores Uniflow secundarios y Posiflow terciarios (depuración fina) durante los 3 últimos años:

TABLA 27

PÉRDIDAS DE FIBRA EN EL HIDROPULPER POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

HIDRAPULPER	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3
ENE	16800		4107		17864		15192		24680		24598		45518		19974	
FEB	13489		7082		25768		15610		35183		11835		39403		12210	
MAR	18729	16339	6072	5754	31504	25045	15131	15311	35815	31893	9536	15323	38038	40986	21831	18005
ABR	18637	16951	7028	6728	46080	34451	10082	13608	43004	38001	9627	10333	47034	41491	11438	15160
MAY	24858	20741	11417	8173	38947	38844	15306	13506	11326	30048	4007	7723	34880	39984	23508	18926
JUN	35526	26340	6938	8461	40854	41960	15460	13616	46458	33596	5137	6257	38387	40100	21146	18697
JUL	30399	30261	16319	11558	47966	42589	6017	12261	55077	37620	4183	4442				
AGO	37536	34487	15674	12977	26557	38459	16613	12697	48052	49862	10291	6537				
SEP	30484	32807	16889	16294	32771	35765	17713	13448	61179	54769	11947	8807				
OCT	14657	27559	7060	13207	31101	30143	19530	17952	37090	48773	18434	13558				
NOV	24607	23250	3059	9002	37261	33711	9600	15614	28821	42363	21711	17364				
DIC	20779	20014	5679	5266	43012	37125	10922	13350	53563	39825	14364	18170				

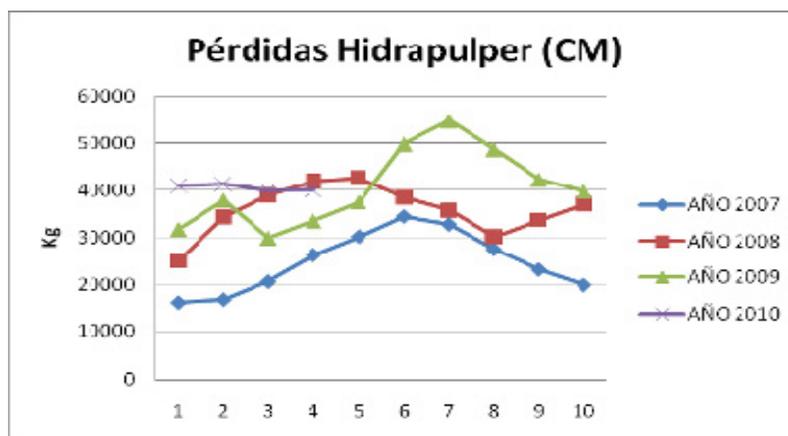


FIGURA 3.23 PÉRDIDAS DE FIBRA HIDRAPULPER CORRUGADO MEDIO

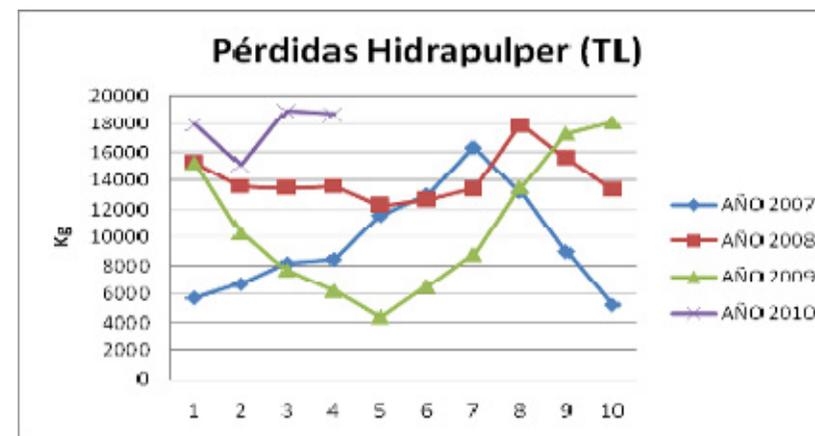


FIGURA 3.24 PÉRDIDAS DE FIBRA HIDRAPULPER TEST LINER

TABLA 28

PÉRDIDAS DE FIBRA EN LA ESTACIÓN DE LIMPIADORES UNIFLOW SECUNDARIOS POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

UNIFLOW SECUNDARIOS	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3
ENE	10560		2582		5425		4614		6389		6368		13894		6097	
FEB	8551		4490		6860		4155		8816		2966		10891		3375	
MAR	8329	9147	2701	3257	4899	5728	2353	3707	9644	8283	2568	3967	12550	12445	7203	5558
ABR	8588	8490	3239	3476	11628	7796	2544	3017	12071	10177	2703	2745	14180	12540	3448	4675
MAY	8827	8582	4055	3331	11684	9404	4592	3163	4719	8811	1669	2313	17974	14901	12114	7588
JUN	10044	9153	1962	3085	8576	10630	3246	3460	23736	13509	2625	2332	18422	16858	10148	8570
JUL	8300	9057	4455	3491	13389	11217	1680	3172	13306	13920	1011	1768				
AGO	7260	8535	3032	3150	7597	9854	4753	3226	15758	17600	3375	2337				
SEP	7692	7751	4262	3916	9514	10167	5142	3858	12831	13965	2506	2297				
OCT	8240	7731	3969	3754	8984	8698	5641	5179	12646	13745	6285	4055				
NOV	10732	8888	1334	3188	11627	10041	2995	4593	9781	11753	7367	5386				
DIC	7142	8705	1952	2418	12009	10873	3049	3895	17149	13192	4599	6084				

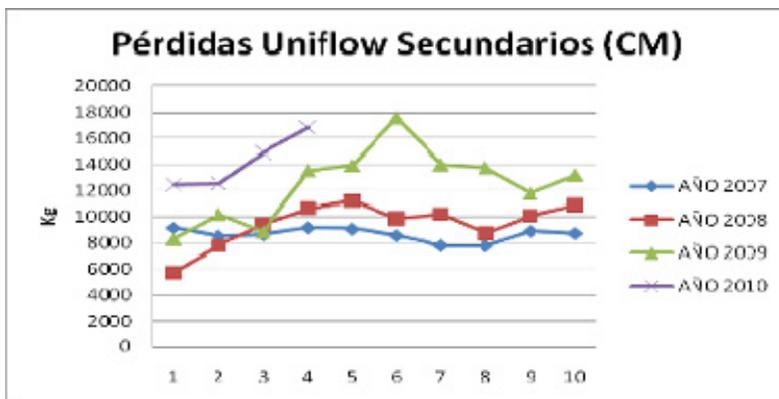


FIGURA 3.25 PÉRDIDAS DE FIBRA UNIFLOW CORRUGADO MEDIO

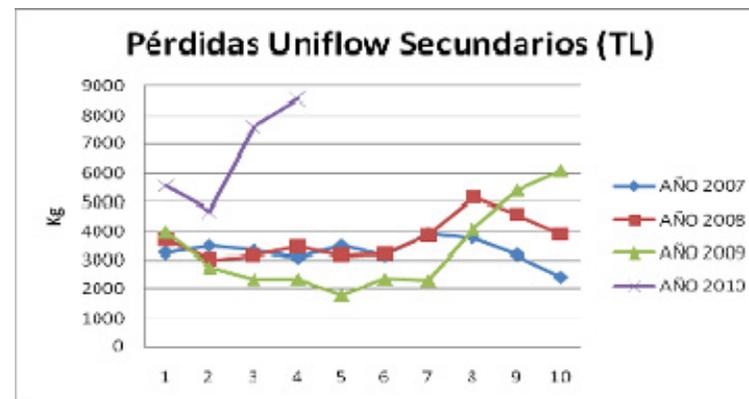


FIGURA 3.26 PÉRDIDAS DE FIBRA UNIFLOW TEST LINER

TABLA 29

PÉRDIDAS DE FIBRA EN LA ESTACIÓN DE LIMPIADORES POSIFLOW TERCIARIOS POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

POSIFLOW TERCIARIOS	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3
ENE	42093		10290		41750		35507		48305		48145		61788		27114	
FEB	36181		18997		58840		35646		66551		22387		62395		19335	
MAR	39169	39148	12700	13996	46177	48923	22178	31110	62357	59071	16602	29045	63659	62614	36539	27663
ABR	37156	37502	14013	15237	91065	65361	19924	25916	66964	65291	14991	17993	78267	68107	19035	24970
MAY	50232	42186	23072	16595	97811	78351	38439	26847	27760	52360	9822	13805	69977	70634	47162	34245
JUN	65216	50868	12736	16607	86335	91737	32671	30345	82022	58915	9069	11294	71111	73119	39173	35123
JUL	60724	58724	32599	22802	109109	97752	13687	28266	130129	79970	9883	9591				
AGO	102603	76181	42843	29393	65842	87095	41187	29182	114438	108863	24509	14487				
SEP	80723	81350	44721	40054	71713	82221	38761	31212	132523	125697	25880	20091				
OCT	81698	88341	39348	42304	76537	71364	46176	42042	107754	118238	53558	34649				
NOV	67079	76500	8339	30803	86443	78231	22270	35736	66332	102203	49966	43135				
DIC	59606	69461	16292	21327	90030	84337	22861	30436	73382	82489	19679	41068				

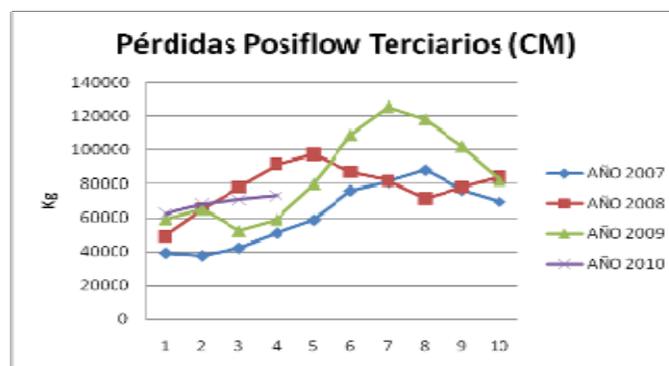


FIGURA 3.27 PÉRDIDAS DE FIBRA POSIFLOW CORRUGADO MEDIO

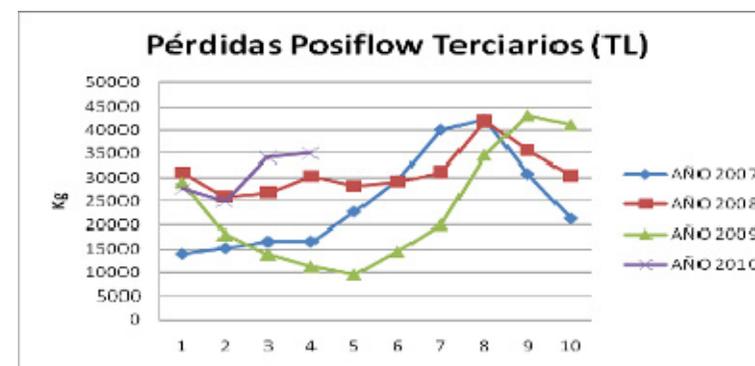


FIGURA 3.28 PÉRDIDAS DE FIBRA POSIFLOW TEST LINER

TABLA 30

PÉRDIDAS DE FIBRA DEL PROCESO DE DEPURACIÓN POR AÑO Y TIPO DE PAPEL

TOTAL	AÑO 2007				AÑO 2008				AÑO 2009				AÑO 2010			
	CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER		CORRUGADO MEDIO		TEST LINER	
	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3	CM	MEDIA ORDEN 3	TL	MEDIA ORDEN 3
ENE	69		17		65		55		79		79		121		53	
FEB	58		31		91		55		111		37		113		35	
MAR	66	65	21	23	83	80	40	50	108	99	29	48	114	116	66	51
ABR	64	63	24	25	149	108	33	43	122	113	27	31	139	122	34	45
MAY	84	72	39	28	148	127	58	44	44	91	15	24	123	126	83	61
JUN	111	86	22	28	136	144	51	47	152	106	17	20	128	130	70	62
JUL	99	98	53	38	170	152	21	44	199	132	15	16				
AGO	147	119	62	46	100	135	63	45	178	176	38	23				
SEP	119	122	66	60	114	128	62	49	207	194	40	31				
OCT	105	124	50	59	117	110	71	65	157	181	78	52				
NOV	102	109	13	43	135	122	35	56	105	156	79	66				
DIC	88	98	24	29	145	132	37	48	144	136	39	65				

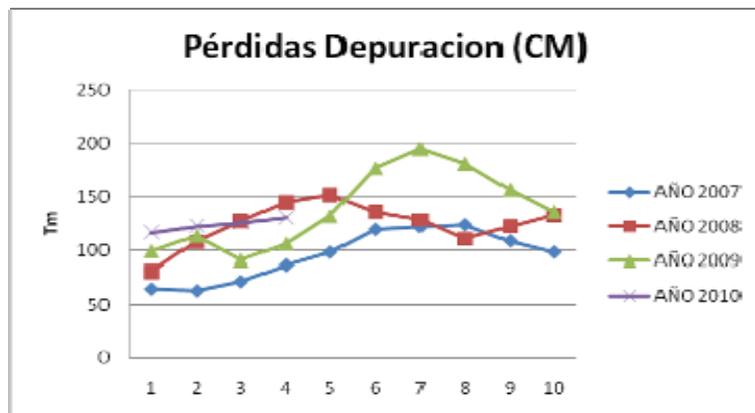


FIGURA 3.29 PÉRDIDAS DE FIBRA CORRUGADO MEDIO

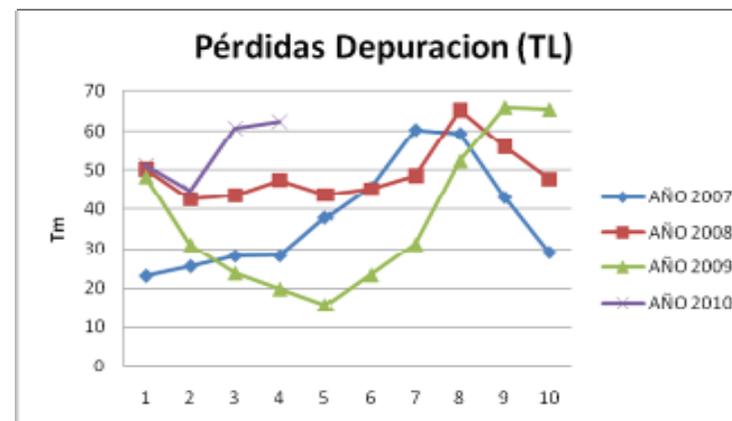


FIGURA 3.30 PÉRDIDAS DE FIBRA TEST LINER

TABLA 31

PÉRDIDAS DE FIBRA DEL PROCESO DE DEPURACIÓN POR AÑO

PERDIDAS	AÑO 2007		AÑO 2008		AÑO 2009		AÑO 2010	
	Tm	MEDIA ORDEN 3						
ENE	86		120		158		174	
FEB	89		147		148		148	
MAR	88	88	122	130	137	148	180	167
ABR	89	88	181	150	149	145	173	167
MAY	122	100	207	170	59	115	206	186
JUN	132	115	187	192	169	126	198	192
JUL	153	136	192	195	214	147		
AGO	209	165	163	181	216	200		
SEP	185	182	176	177	247	226		
OCT	155	183	188	175	236	233		
NOV	115	152	170	178	184	222		
DIC	111	127	182	180	183	201		
	PROM MES	133	PROM MES	173	PROM MES	176	PROM MES	178

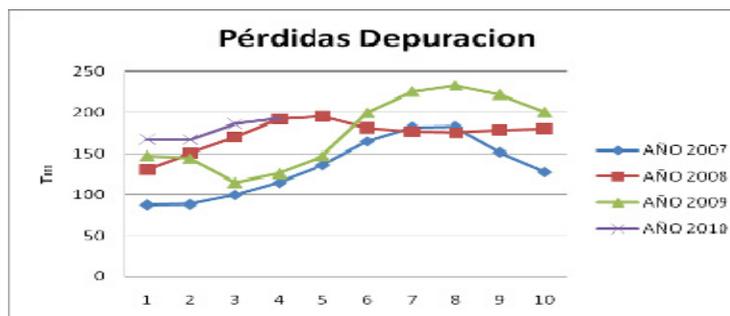


FIGURA 3.31 PÉRDIDAS DEPURACION

Es evidente que existe una tendencia al aumento en cuanto al registro de pérdidas de fibras en cada una de las estaciones del sistema. Antes de emitir una conclusión definitiva, acerca de los beneficios otorgados por el sistema de depuración es conveniente realizar una comparación de estas descargas frente a los consumos de materia prima en el mismo período, obteniéndose los resultados siguientes:

TABLA 32
PÉRDIDAS PORCENTUALES DE FIBRA DEL PROCESO DE
DEPURACIÓN POR AÑO

PERDIDAS (%)	AÑO 2007		AÑO 2008		AÑO 2009		AÑO 2010	
		MEDIA ORDEN 3		MEDIA ORDEN 3		MEDIA ORDEN 3		MEDIA ORDEN 3
ENE	1,33		1,84		2,37		1,88	
FEB	1,54		2,15		2,18		1,81	
MAR	1,43	1,43	1,84	1,95	2,30	2,29	2,00	1,90
ABR	1,44	1,47	2,57	2,20	2,28	2,25	2,29	2,03
MAY	1,79	1,56	2,91	2,46	2,19	2,27	2,20	2,16
JUN	2,00	1,75	2,69	2,73	2,11	2,19	2,89	2,43
JUL	2,37	2,05	2,64	2,75	2,37	2,24		
AGO	3,12	2,50	2,36	2,57	2,37	2,29		
SEP	2,98	2,82	2,47	2,49	3,00	2,56		
OCT	2,38	2,82	2,57	2,47	2,78	2,70		
NOV	1,70	2,33	2,47	2,50	2,28	2,69		
DIC	1,72	1,93	2,57	2,54	2,08	2,38		
	PROM	2,07	PROM	2,46	PROM	2,39	PROM	2,13

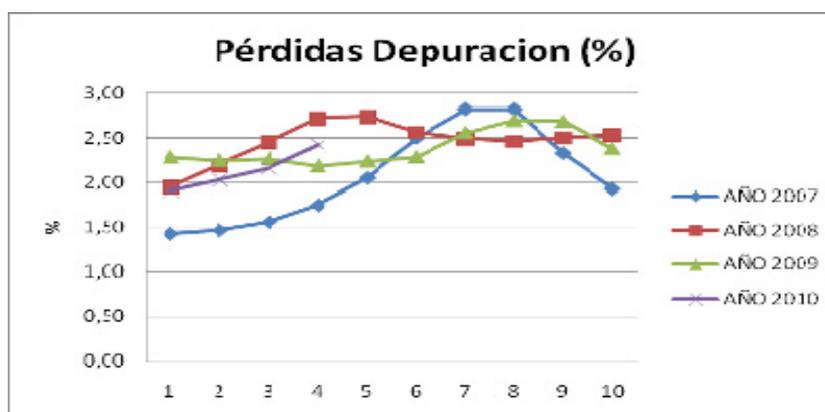


FIGURA 3.32 PÉRDIDAS PORCENTUALES
DEPURACION

Es notorio que del año 2009 al 2010 se ha generado un ahorro anual, en cuanto pérdida de fibras de un 0.26% de la producción total, lo cual representa un valor de 262 Tm al año. De donde esto es reaprovechado en el sistema, beneficiando a la producción y reduciendo el impacto ambiental por las descargas generadas del proceso de depuración

CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

- Analizando las proporciones de consumo de OCC en los últimos años se determinó que las pérdidas de fibra se redujeron en un 0.07% durante el año 2009, considerando un 55% de OCC dentro del consumo de materia prima. Sin embargo, en lo que va del 2010 las pérdidas de fibra se redujeron en un 0.26% optimizando la proporción de consumo de OCC INO y OCC NAC en un 24% y 31% respectivamente.
- De forma similar se determinó que el consumo óptimo de DKL es de un 45% (ver tabla 15 y 16) con un sistema de depuración, frente a un 46% de consumo detectado al inicio del proyecto en el año 2008.

- Con la implantación de un sistema depuración fina complementario al existente se aumento la capacidad de reprocesar fibra de los bancos de limpieza existentes, detectándose una disminución en las fibras rechazadas en estas etapas durante los últimos años. Es así, que en el 2008 (antes del proyecto) estas pérdidas representaban el 1.75%; en el 2009 (con el proyecto) se redujeron al 1.69% y de lo que va del 2010 estas llegan a un valor de tan solo el 1.44% siendo este el óptimo bajo las nuevas condiciones de operación establecidas (ver tabla 14, 22,23). Esta reducción del 0.31% representa un ahorro a la empresa de USD 7626/mes ($0.0031 \times 293 \text{ USD/Tm} \times 8396 \text{ Tm}$).
- Por último con la implantación del sistema de depuración en la 2da línea de Batido del Molino 2, se ha logrado la reducción de los costos iniciales de producción por consumo de materia prima, conforme al siguiente detalle: En el año 2008 (antes del proyecto) el valor censado fue de USD 313/Tm, en el 2009 (con el proyecto) se redujo a USD 284/Tm y en el 2010 se incremento a USD 293/Tm mes (ver tabla 20).

Recomendación

- En cuanto a las pérdidas mantenidas dentro del sistema de depuración, es notorio que las mayores concentraciones se han dado dentro del Hidrapulper para la depuración gruesa (incremento del

0.07%). Esto podría deberse a un desajuste entre los tiempos de operación del equipo de depurado, sería aconsejable que se revisara dicha secuencia hasta conseguir mejores resultados.

BIBLIOGRAFÍA

1. Curso de Especialización en Celulosa/Depuración de Pasta Celulósica-5ta Jornada-Abtcp/Ufv-2001
2. Curso Producción de Papel-Departamento Madera, Celulosa y Papel-Centro Universitario de Ciencias Exactas e Ingenierías-Universidad de Guadalajara-Bruno Becerra Aguilar
3. Curso de Ingeniería de Cribado-Acotepac-Ing. Andrés Ostos-2007
4. Ciclo de Vida del Papel-Universidad de Chile-Patricio Velazquez-2007
5. Tappi 01/02 Technical Information Papers-Tappi-2001
6. Stock Prep. Catalogue-Kadant Lamort
7. Stock Piping Recomendations-Beloit Corporation-1991
8. Gould Pumps Technical Data-Goulds/Itt
9. Cameron Hydraulic Data-16th Edition-Ingersoll Rand-Westaway/Loomis-1984