

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UN SISTEMA RECUPERADOR DE FIBRA
CELULÓSICA A PARTIR DE CORRIENTES RESIDUALES
PROVENIENTES DE UNA PLANTA RECICLADORA DE PAPEL**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

NÉSTOR XAVIER HEREDIA CALVOPÍÑA
xka-tra@hotmail.com

DIRECTOR: ING. MARCELO FERNANDO SALVADOR QUIÑONES
marcelo.salvadorq@epn.edu.ec

Quito, Noviembre 2016

Escuela Politécnica Nacional (2016)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Néstor Xavier Heredia Calvopiña, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la ley de Propiedad intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Néstor Xavier Heredia Calvopiña

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Néstor Xavier Heredia Calvopiña, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Salvador
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

Primero quiero agradecer a mi familia, que han sido los mentores de este proyecto de vida. A mis queridos padres, Teresa y Néstor que siempre me han apoyado incondicionalmente y supieron guiarme de la mejor manera durante toda mi vida, gracias infinitas por todos sus consejos.

A mi hermana Paty por compartir toda esta vida estudiantil conmigo gracias por tu apoyo incondicional.

Al Ing. Marcelo Salvador por su apoyo, paciencia y enseñanzas a lo largo del desarrollo de este proyecto.

Al Ing. Patricio Cujano por la apertura para realizar la tesis en la empresa Familia.

A mis amig@s, Pauli, Katty, Cris, Panda, Sebas, Walas, Ismael, gracias por las aventuras vividas, sus malos hábitos y su apoyo durante toda esta vida estudiantil.

A mis amigos de la llacta, Diego, Vini, Migue, Julio, gracias por el apoyo y las vivencias en tierra Latacungueña.

Finalmente a mi amiga de ruta (GT la poderosa), al bosque, a las montañas, a la natura que me ayudaron espiritualmente alcanzar este objetivo.

DEDICATORIA

A mis padres Teresa y Néstor que con todo su cariño y ejemplo me han guiado durante toda mi vida.

“Las dificultades preparan a menudo a una persona normal para un destino extraordinario”

C.S. Lewis.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

		PÁGINA
1.	JUSTIFICACIÓN	1
2.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	2
	2.1 Materias primas	2
	2.2 Procesos para el reciclado de papel	5
	2.2.1 Pulpeado	5
	2.2.2 Primer lavado	6
	2.2.3 Destintado	7
	2.2.4 Espesado	8
	2.2.5 Blanqueo oxidativo	9
	2.2.6 Segundo lavado	9
	2.2.7 Formado del papel	9
3.	CRITERIOS DE DISEÑO	11
	3.1 Muestreo de las aguas residuales ¡Error! Marcador no definido.	
	3.2 Caracterización de las aguas residuales	12
	3.2.1 Datos del análisis de cenizas y consistencia	12
	3.2.2 Datos del análisis de tamaño de fibra	12
	3.3 Escalado del sistema de separación	13
	3.3.1 Criba estática inclinada	13
	3.3.2 Sistema de limpieza	17
	3.3.3 Sistema de descarga	19
	3.4 Escalado de tanques	19
	3.5 Diseño del sistema de agitación	20
4.	DISEÑO DEL SISTEMA	23
	4.1 Diagrama de bloques BFD y diagrama de flujo PFD	23
	4.2 Balance de masa	25
	4.3 Planificación de la producción	26
	4.4 Disposición en planta (layout) y planos de elevación	26

4.5	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	29
4.5.1	Metodología de control	29
4.5.2	Selección de tuberías	31
4.5.3	Metodología de operación	43
	31	
4.6	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos	36
4.6.1	Dimensionamiento del sistema de separación	36
4.6.2	Dimensionamiento del tanque de dilución	40
4.6.3	Dimensionamiento del tanque de homogenización	43
4.6.4	Dimensionamiento del tanque de filtrados	46
5.	ESTUDIO DE LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	47
5.1	Costo de inversión para el sistema recuperador de fibra	47
5.2	Costo de operación de la planta recuperadora de fibra	48
5.3	Ingresos por recuperación de fibra celulósica	51
5.4	Flujo de caja	52
6.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	54
	ANEXOS	58

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Tipos de papel reciclado	4
Tabla 3.1.	Valores de los caudales y volúmenes de muestras simples para formar una muestra compuesta de 20 L por día	11
Tabla 3.2.	Caracterización de las aguas residuales realizadas en el laboratorio de Familia Sancela	12
Tabla 3.3.	Caracterización de las aguas residuales realizadas en el laboratorio de Pulpa y Papel de la EPN	12
Tabla 4.1.	Codificación de los equipos para el PFD	23
Tabla 4.2.	Balances de masa de las corrientes del diagrama de flujo (PFD)	25
Tabla 4.3.	Pérdida total de carga en tuberías por fricción y accesorios	33
Tabla 4.4.	Detalles de las bombas para el sistema recuperación de fibra	34
Tabla 4.5.	Características y dimensiones de la criba estática	37
Tabla 4.6.	Características y dimensiones del sistema de limpieza	37
Tabla 4.7.	Características y dimensiones del sistema de descarga	38
Tabla 4.8.	Características y dimensiones del tanque de dilución	40
Tabla 4.9.	Características y dimensiones del sistema de agitación	41
Tabla 4.10.	Características y dimensiones del tanque de homogenización	43
Tabla 4.11.	Características y dimensiones del sistema de agitación	44
Tabla 4.12.	Características y dimensiones del tanque de filtrados	46
Tabla 5.1.	Costo de equipos del sistema recuperador de fibra	47
Tabla 5.2.	Costo de obra civil e instalación de los equipos	48
Tabla 5.3.	Costo energético del sistema recuperador de fibra	49
Tabla 5.4.	Costo de agua del sistema recuperador de fibra	49

Tabla 5.5.	Sueldo del personal del sistema recuperador de fibra	50
Tabla 5.6.	Compendio total de gastos para el primer año de funcionamiento de la planta recuperadora de fibra	50
Tabla 5.7.	Costo del sistema recuperador después del primer año	51
Tabla 5.8.	Ahorro anual de celulosa	51
Tabla 5.9.	Variables de inversión	52
Tabla 5.10.	Flujo de caja para la implementación del sistema recuperador de fibra	52
Tabla 5.11.	Criterios financieros para la implantación del sistema recuperador de fibra	53
Tabla AIII.1.	Recomendaciones TAPPI para ubicación de impulsores	78
Tabla AIV.1.	Cabeza de pérdidas por accesorios de las tuberías	86

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 2.1.	Fuentes de celulosa para la fabricación de papel	2
Figura 2.2.	Efectos repetidos del reciclado	3
Figura 2.3.	Diagrama de bloques para el reciclado de papel	5
Figura 2.4.	Esquema de púlper	6
Figura 2.5.	Esquema de un limpiador centrífugo	7
Figura 2.6.	Subprocesos de eliminación de tintas	8
Figura 2.7.	Esquema de un tornillo espesador tipo prensa	8
Figura 2.8.	Embalaje de bobinas de papel	10
Figura 3.1.	Selección de tamiz por rango de tamaño de partícula	14
Figura 3.2.	Espesor mínimo de la torta de descarga	14
Figura 3.3.	Peso en seco de la torta de descarga vs espesor de la torta	15
Figura 3.4.	Peso en seco de la torta de descarga vs tiempo	16
Figura 3.5.	Sistema de limpieza por aspersión	18
Figura 3.6.	N_{po} vs. N_{Re}	22
Figura 4.1.	Diagrama de bloques del sistema recuperador de fibra	23
Figura 4.2.	Diagrama de flujo del proceso recuperador de fibra celulósica	24
Figura 4.3.	Diagrama layout del sistema recuperador de fibra celulósica en una planta recicladora de papel	27
Figura 4.4.	Diagrama de elevación del sistema recuperador de fibra celulósica en una planta recicladora de papel	28
Figura 4.5.	Sistema de control implementado para el tanque TK-101	29
Figura 4.6.	Sistema de control implementado para la criba estática inclinada CSI-102	30

Figura 4.7.	Sistema de control implementado para el tanque TK-103	30
Figura 4.8.	Nomenclatura para la identificación de tuberías	31
Figura 4.9.	Diagrama de instrumentación y tuberías P&ID del sistema recuperador de fibra celulósica	35
Figura 4.10.	Diagrama esquemático del sistema recuperador de fibra celulósica	39
Figura 4.11.	Diagrama esquemático del tanque de dilución	42
Figura 4.12.	Diagrama esquemático del tanque de homogenización	45
Figura AI.1.	Papel filtro más muestra, luego del procedimiento de consistencia	60
Figura AI.2.	Muestra de cenizas, luego del procedimiento de calcinación	62
Figura AI.3.	Equipo clasificador de pulpa M-46	64
Figura AII.1.	Esquema de corrientes en el tanque de dilución	66
Figura AII.2.	Esquema de corrientes en criba estática inclinada	68
Figura AII.3.	Esquema de corrientes en el tanque de homogenización	70
Figura AIII.1.	Criterios de operación de espesadores y clarificadores	74
Figura AIII.2.	Esquema del área cubierta por aspensor	76
Figura AIII.3.	Diámetro y altura del impulsor	79
Figura AIV.1.	Diagrama de Moody para pérdida por fricción de tuberías	83
Figura AVI.2.	Constantes K de diferentes accesorios para tuberías	85

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Procedimientos TAPPI para determinación de parámetros en pulpa y papel	59
ANEXO II	
Balance de masa	65
ANEXO III	
Dimensionamiento y escalado de equipos	72
ANEXO IV	
Cálculos de pérdidas por fricción en tuberías y accesorios para el diseño de tuberías	81

1 JUSTIFICACIÓN

En una planta recicladora de papel se han detectado puntos de pérdida de fibra celulósica presente en corrientes residuales mayoritariamente provenientes de la etapa de espesamiento. Además, actualmente estas corrientes están siendo canalizadas hacia la planta de tratamiento de efluentes ocasionando una mayor demanda energética y de insumos para su tratamiento, generando una pérdida aproximada de 1 700 t/año en fibra de celulosa lo que representa alrededor de 1 200 000 USD/año, debido a que el costo de producción en la planta de pasta depende en 70 % del costo de fibra reciclada (Azagra, 2013, pp. 105-130).

La industria del papel en los últimos años se ha encontrado con problemas de eliminación de residuos de las enormes cantidades de efluentes acuosos que normalmente se derivan de las operaciones de fabricación de pasta, blanqueo y revestimiento. Las cantidades de materiales fibrosos en suspensión contenidos en estos efluentes sugieren la separación del mismo, comúnmente por técnicas de decantación, las cuales implican enormes cantidades de agua como residuo en los ríos y arroyos, constituyen un riesgo para los peces y otros animales silvestres. Tales materiales de descarga en efluentes suelen representar pérdida ya que ha sido una práctica común acumular, enterrar o disponer del material sólido concentrado, a menudo llamado lodo, que ha sido eliminado por decantación. Dado que este lodo aún contiene fibras de pulpa reutilizables, tales técnicas de eliminación no representan una solución del problema (MDMQ, 2014, p. 400; Ministerio de la Industria y productividad, 2014, p. 502).

En el presente trabajo se proporciona un método para la recuperación de la fibra contenida en efluentes residuales a partir de la fabricación de pasta, papel y similares, para los cuales los efluentes se unen formando una suspensión que contiene aproximadamente 1 % en peso de fibras. Se somete a la acción de un medio de separación tipo malla, formando aglomerados fibrosos que son de suficiente tamaño para ser retenidos por el medio, mientras que el agua y el material fino pasan fácilmente a través del mismo. Simultáneamente con esta separación, los aglomerados son encausados para su reutilización, ya sea en la

máquina de papel o en otras aplicaciones. Este proceso de filtrado es eficaz en la recuperación de fibra celulósica en efluentes acuosos ya que además de proporcionar un producto fibroso libre de contaminantes inorgánicos o cenizas, es de simple operación (López, 2010, p. 342).

2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.1 MATERIAS PRIMAS

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 celulósicas y otras sustancias como: cargas minerales, colas, almidón, colorantes, etc. que permiten mejorar las propiedades del papel y hacerlo apto para el uso al que está destinado (Elías, 2009, p. 100).

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 %, la Figura 2.1 ilustra los porcentajes.

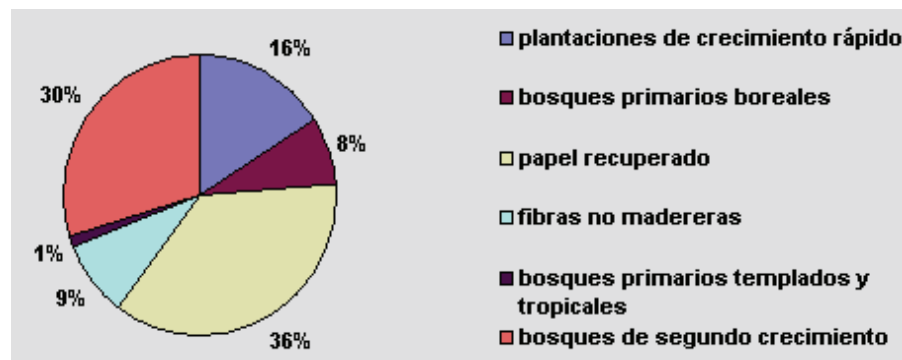


Figura 2.1. Fuentes de celulosa para la fabricación de papel

(Elías, 2009, p. 101)

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 en el cartón viejo pueden volver a

utilizarse para fabricar papel y cartón nuevo. A través del proceso de reciclado, se pueden recuperar la mayoría de las fibras de celulosa que contienen (Aguilar, Rivera, 2004, p. 16).

A la materia prima conformada por papel reciclado se le debe adicionar cierto porcentaje de fibra celulósica virgen, ya que cada vez que es reciclado el papel se pierden algunas propiedades importantes en la formación del nuevo papel. En la Figura 2.2 se ilustran los efectos del número de veces que el papel ha sido reciclado en la resistencia individual de las fibras y en la resistencia de enlace de las mismas, ambos índices de resistencia disminuyen mientras el número de reciclados aumenta, pero la resistencia de enlace sufre una caída más drástica.

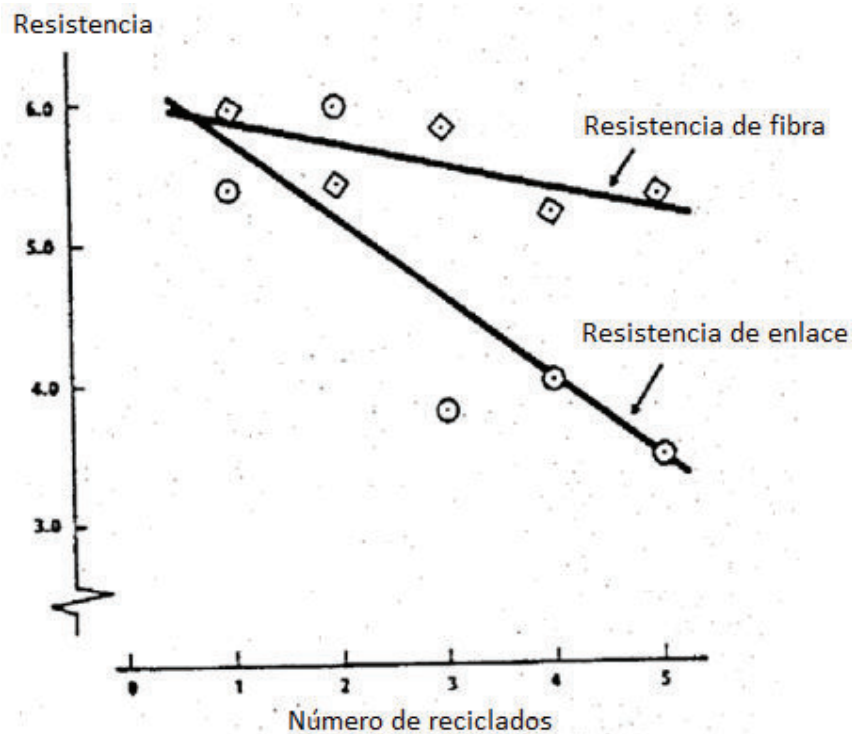


Figura 2.2. Efectos repetidos del reciclado

(Elías, 2009, p. 104)

Según donde provenga el papel reciclado se puede clasificar según su tipo, los comúnmente consumidos en la industria del reciclaje se muestran en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1. Tipos de papel reciclado

<p style="text-align: center;">BOND BLANCO</p> 	<p>Es la mejor calidad de papel, consiste completamente de desechos de papel no impreso, en general proveniente de papeles blanqueados.</p>
<p style="text-align: center;">BROQUE</p> 	<p>Es el desecho producido en el proceso de conversión, sábanas, rollos, bastones entre otros.</p>
<p style="text-align: center;">PERIÓDICO</p> 	<p>Consiste en diversas clases de desechos de papel de diario, incluyendo diarios viejos recolectados de oficinas y hogares.</p>
<p style="text-align: center;">ARCHIVO COLOR</p> 	<p>Dentro de esta categoría se encuentran los desechos recolectados en oficinas, hogares y tiendas.</p>
<p style="text-align: center;">CARTÓN</p> 	<p>Incluye cajas usadas y recolectadas de oficinas, hogares y tiendas, y recortes generados durante la fabricación de cajas de cartón y contenedores corrugados.</p>

2.2 PROCESOS PARA EL RECICLADO DE PAPEL

El papel reciclado, antes de su incorporación al ciclo de la pulpa, requiere de su clasificación ya que no todo papel puede ser procesado, en cuanto al origen, calidad e impurezas; las impurezas más importantes que aportan al papel reciclado son las tintas que contienen y que de no ser separada, producirían papeles oscuros (Luraschi, 2007, p. 42).

Una vez separada la materia prima según las calidades, se vierte el papel junto con agua en el púlper o desfibrador. El diagrama de bloques del proceso para reciclado de papel se presenta en la Figura 2.3.

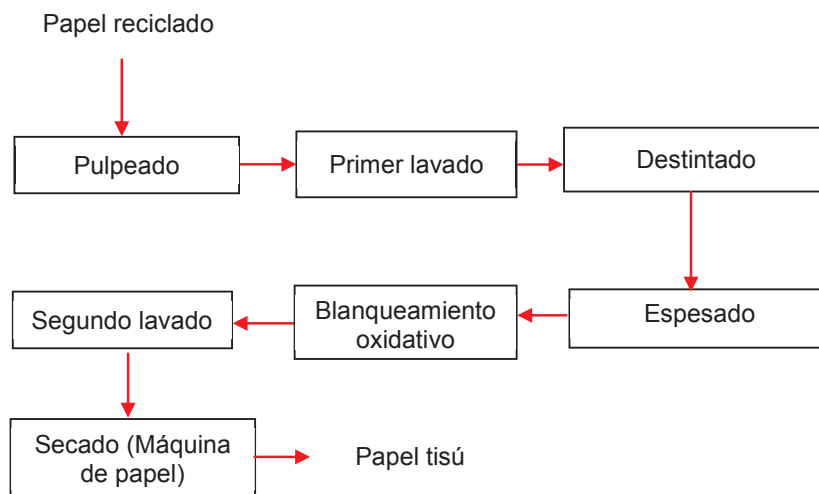


Figura 2.3. Diagrama de bloques para el reciclado de papel

(Eliás, 2009, p. 105)

2.2.1 PULPEADO

Durante el pulpeado, la combinación de la fricción mecánica y la acción de químicos apropiados adicionados en el púlper ayudan al desprendimiento de las partículas de tinta de la superficie del papel y a la estabilización como suspensión una vez separada, son esencialmente gobernadas por interacciones físico-químicas. Cuando las partículas de tinta están separadas y estabilizadas,

entonces se encuentran libres en la suspensión y es posible separarlas de la pulpa. Entre las variables involucradas en esta etapa se destacan el tiempo de pulpeado, la consistencia de la pasta, la concentración de reactivos, el pH y la temperatura. El esquema de un púlper se muestra en la Figura 2.4 (Ainhoa, 2004, pp. 13-16).

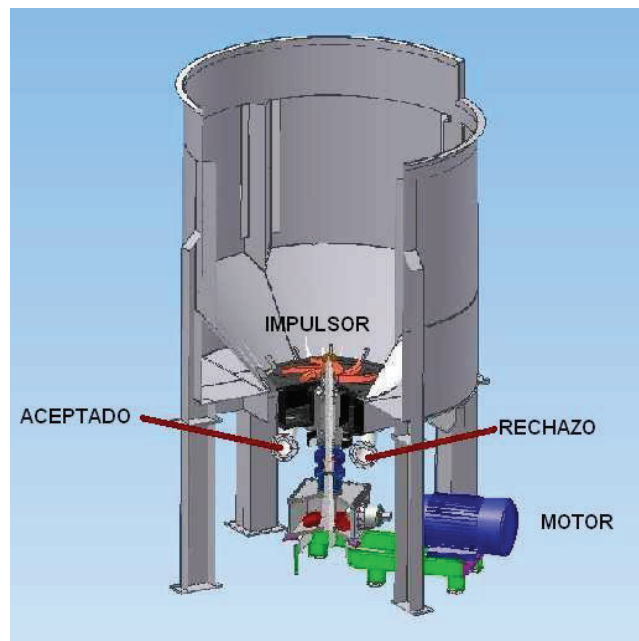


Figura 2.4. Esquema de púlper

(Ainhoa, 2004, p. 16)

2.2.2 PRIMER LAVADO

El objetivo del limpiador es remover las sustancias sólidas que difieren de la pasta en tamaño y forma, estas pueden ser partículas sólidas como plásticos, copos de papel o cúmulos de fibra. Las fibras pasan el limpiador por sus hoyos o ranuras, las cuales son grandes para las fibras pero pequeñas para la mayoría de contaminantes a ser removidos, estos contaminantes son detenidos y evacuados como desechos junto a cierta cantidad de fibra, el rotor gira a una pequeña distancia de la superficie de la canastilla generando pulsos de presión previniendo el taponamiento de la misma. El esquema de un limpiador centrífugo se muestra en la Figura 2.5 (Ainhoa, 2004, p. 18).

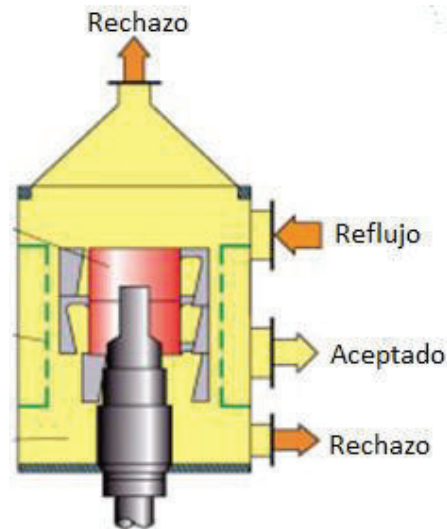


Figura 2.5. Esquema de un limpiador centrífugo
(Ainhoa, 2004, p. 19)

2.2.3 DESTINTADO

Este proceso es el más selectivo en la eliminación, los fenómenos de superficie son dominantes en este proceso en el cual las tintas son removidas de la pulpa siendo adheridas a las burbujas de aire. En esta área se realizan principalmente dos tareas: remoción de tintas, de gomas y de partículas hidrofóbicas, procurando minimizar la pérdida de fibra y energía (Elías, 2009, p. 110).

La eficiencia de este proceso es determinada por las características de los contaminantes, las características de la burbuja y las condiciones del proceso. Para un proceso exitoso de flotación los subprocesos que se representan en la Figura 2.6 deben ocurrir (Luraschi, 2007, p. 51).

- La impureza debe liberarse de las fibras.
- La impureza debe colisionar con las burbujas.
- La burbuja y el contaminante deben estar unidos fuertemente.
- La burbuja con el contaminante deben elevarse a la superficie.
- La burbuja con el contaminante deben incorporarse a la espuma.
- La espuma debe ser removida del sistema.

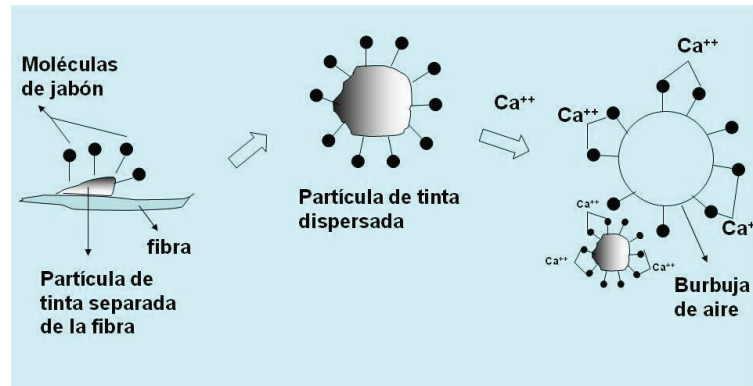


Figura 2.6. Subprocesos de eliminación de tintas

(Luraschi, 2006, p. 53)

2.2.4 ESPESADO

El espesador prensa o *screw press* comprende los siguientes elementos: tornillo cónico, canastilla, sistema de contador de presión y cono de compresión. La pulpa alimentada en la prensa es llevada a la salida con el efecto de eliminación de agua, en la zona inicial el efecto de eliminación de agua tiene lugar solamente por gravedad, en la zona final del tornillo la eliminación de agua se da por una gran presión en la zona de compresión según la consistencia requerida. El *screw press* incrementa la consistencia de pasta celulósica de 8-12 % en la entrada a 30-35 % en la salida. El esquema de un tornillo prensa se muestra en la Figura 2.7 (Elías, 2009, p. 115).

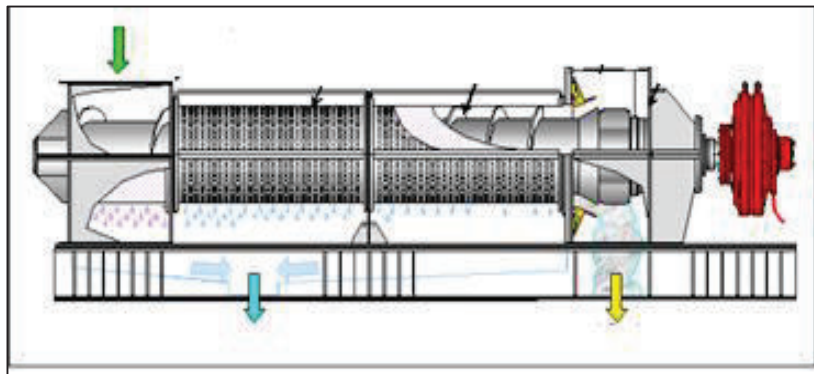


Figura 2.7. Esquema de un tornillo espesador tipo prensa

(Elías, 2009, p. 116)

2.2.5 BLANQUEO OXIDATIVO

Es la aplicación de químicos a las fibras celulósicas para oxidar o reducir grupos cromóforos responsables de su tonalidad, aumentando en ellas blancura y brillo, reduciendo el color y puntos de tinta en la hoja de papel. El peróxido es un oxidante que al contacto con las fibras atacan a los grupos cromóforos para lo cual se requiere de la energía de activación, es decir, energía que da inicio a la reacción; en presencia de agua (H_2O) forma un anión perhidroxilo (HO_2^-), el cual actúa como un agente de blanqueo nucleofílico y responsable del blanqueo (Torraspapel, 2010, p. 36).

Para lograr un alto efecto blanqueante, se debe incrementar la concentración del anión perhidroxilo, esto se consigue adicionando al medio acuoso hidróxido de sodio (NaOH) el cual proporciona el grupo hidroxilo (OH^-) y controla el pH alcalino (Ainhoa, 2014, p. 25).

2.2.6 SEGUNDO LAVADO

En éste lavado se lleva a cabo una limpieza de las fibras mediante el uso de ácido sulfónico ($R-SO_2-OH$) al 10 %, utilizado en la industria papelera para eliminar el sobrante de químicos que quedaron impregnados en las fibras de los tratamientos anteriores. El lavado se lleva a cabo en filtros que trabajan con baja consistencia de pulpa reteniendo además pequeñas impurezas. Al final, las fibras de celulosa quedan libres de contaminantes y químicos en un 90 % (Elías, 2009, p. 109).

2.2.7 FORMADO DEL PAPEL

Este proceso se lleva a cabo en la máquina de papel, donde se elimina el excedente de agua que se encuentra en el entretejido de la fibra celulósica. El tejido fibroso es roseado a presión en una mala permeable llamada fieltro la cual pasa a través de unas celdas que están al vacío. En ésta zona se drena gran cantidad de agua reduciendo el porcentaje de humedad en las fibras aproximadamente en un 70 %. Finalmente el papel se desprende de la superficie

formadora mediante la acción de presión y temperatura proporcionados por un gran cilindro giratorio conocido como *yankee*, en este punto se adicionan insumos químicos que proporcionan propiedades de resistencia, suavidad y calibre a la hoja de papel (Casey, 2000, pp. 187-192).

Como producto se obtienen bobinas de papel semielaborado, las cuales servirán como materia prima en el área de conversión donde se convierten las bobinas en producto para consumo final, las bobinas son embaladas y almacenadas adecuadamente para evitar la humedad y daños físicos como se aprecia en la Figura 2.8.



Figura 2.8. Embalaje de bobinas de papel

(Torraspapel, 2010, p. 46)

3 CRITERIOS DE DISEÑO

3.1 MUESTREO DE LAS AGUAS RESIDUALES

Las aguas residuales provenientes de una fábrica recicladora de papel se muestrearon tomando como referencia las normativas técnicas para el control de descargas líquidas contempladas en la Resolución N°2-SA-2014 la misma que aplica para industrias que operan 24 horas al día. Se tomaron muestras simples 6 veces por día en la zona de salida del efluente para obtener 3 muestras compuestas. El horario de muestreo fue de entre las 7 h 00 a las 22 h 00 con una frecuencia de 3 horas (Municipio del Distrito Metropolitano de Quito, 2014, p. 12).

Los valores de los caudales y fracciones de volúmenes que forman una muestra compuesta se presentan en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Valores de los caudales y volúmenes de muestras simples para formar una muestra compuesta

N° Muestra	Hora	Caudal (m ³ /h)	Volúmenes para una muestra compuesta
1	7 h 00	83,85	3,8
2	10 h 00	69,94	3,8
3	13 h 00	71,46	2,8
4	16 h 00	78,69	3,5
5	19 h 00	82,76	3,4
6	22 h 00	78,74	3,1
Promedio		77,56	20 litros de muestra compuesta

Los caudales instantáneos para cada muestra simple se cuantificaron mediante el método del cubo el cual consiste en llenar un tanque de área conocida con control de nivel y con el uso de un cronómetro tomar el tiempo que se demora en llenar el recipiente hasta una altura determinada.

3.2 CARACTERIZACIÓN DE LAS AGUAS RESIDUALES

La caracterización de parámetros físicos del efluente residual se hizo mediante los métodos TAPPI, *Standard and Suggest Methods of the pulp and paper*, (2002).

3.2.1 DATOS DE LOS ANÁLISIS DE CENIZAS Y CONSISTENCIA

Los resultados de consistencia y cenizas, correspondientes a tres muestras de agua residual recolectadas en distintos días se muestran en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Caracterización de las aguas residuales realizadas en el Laboratorio de Familia Sancela

Parámetro (%)	Muestra 1 (30/09/2105)	Muestra 2 (14/10/2015)	Muestra 3 (27/10/2015)	Promedio	Norma TAPPI
Consistencia	1,26	0,96	0,73	0,99	T 240 om-02
Cenizas	26,23	27,91	24,37	26,17	T 211 om-93

3.2.2 DATOS DEL ANÁLISIS DE TAMAÑO DE FIBRA

Los resultados de la distribución de tamaño de fibra correspondientes a tres muestras de agua residual tomadas en distintos días se muestran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Caracterización de las aguas residuales realizadas en el Laboratorio de Pulpa y Papel de la EPN

N° malla		14 mesh	30 mesh	50 mesh	100 mesh	Norma TAPPI
% retenido	Muestra 1 (30/09/2105)	0,44	11,87	16,03	4,08	T 233 cm- 95
	Muestra 2 (14/10/2015)	0,51	14,34	15,98	5,34	
	Muestra 3 (27/10/2015)	0,48	12,71	18,45	7,12	
Promedio	0,48	12,97	16,82	5,51		
% Total de fibra > 100 mesh		35,78				

Los métodos para la obtención de los parámetros físicos del agua residual presentados en las Tablas 3.2 y 3.3 se detallan en el Anexo I. Todos los ensayos se hicieron en el Laboratorio de planta Familia Sancela y en el Laboratorio de Pulpa y Papel de la EPN.

3.3 ESCALADO DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN

3.3.1 CRIBA ESTÁTICA INCLINADA

La filtración consta de dos etapas principales, la primera implica separar el material sólido suspendido a través de una barrera física ubicada en el lecho del efluente, las cuales comúnmente están formadas por: membranas semipermeables o lechos granulares. La segunda etapa es la limpieza, cuando el medio filtrante se satura es adecuado aplicar un flujo a mayor presión, generalmente de agua o aire que retira las partículas de mayor tamaño retenidas en la membrana (Coulsom y Richardson, 2003, pp. 24-37).

En el caso de filtros abiertos, el agua residual a ser tratada circula gracias a la gravedad, su tasa de filtración o velocidad es baja dependiendo de su diseño, por este motivo son conocidos también como filtros de lento drenaje. La eficiencia máxima para retener partículas de mayor tamaño en este tipo de filtros se encuentra entre el 70 y 80 % (Romero, 2001, pp. 640-675).

El método de paso de Matthews sugiere el diseño de filtros abiertos bajo la consideración de cinco aspectos principales (Romero, 2001, pp. 663-665).

- La calidad del efluente.
- El material del medio filtrante.
- El espesor de la torta recuperada.
- El tiempo de saturación.
- Las pérdidas de carga del filtro.

En la Figura 3.1 se seleccionó de entre varias opciones el tipo de equipo de cribado adecuado para un tamaño de partícula mayor a 150 μm correspondiente a la malla N° 100 mesh.

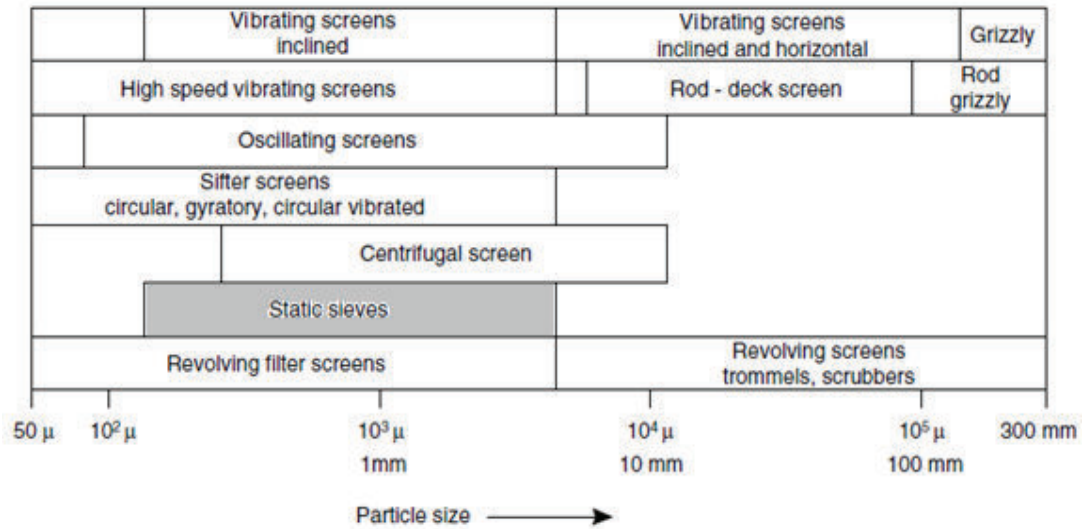


Figura 3.1. Selección de tamiz por rango de tamaño de partícula (Perry, 2001, p. 70)

Para el escalado de la criba estática inclinada se determinó el espesor mínimo de la torta de descarga mediante la Figura 3.2; con esto se consigue una máxima tasa de filtración y una buena descarga de la torta.

Filter type	Minimum design thickness	
	mm	in
Drum		
Belt	3-5	$\frac{1}{8}$ - $\frac{3}{16}$
Roll discharge	1	$\frac{1}{32}$
Std. scraper	6	$\frac{1}{4}$
Coil	3-5	$\frac{1}{8}$ - $\frac{3}{16}$
String discharge	6	$\frac{1}{4}$
Precoat	0-3 max.	0- $\frac{1}{8}$ max.
Horizontal belt	3-5	$\frac{1}{8}$ - $\frac{3}{16}$
Horizontal table	20	$\frac{3}{4}$
Tilting pan	20-25	$\frac{3}{4}$ -1
Disk	10-13	$\frac{3}{8}$ - $\frac{1}{2}$

Figura 3.2. Espesor mínimo de la torta de descarga (Perry, 2001, p. 75)

El peso de la torta seca de descarga se determinó mediante la Figura 3.3.

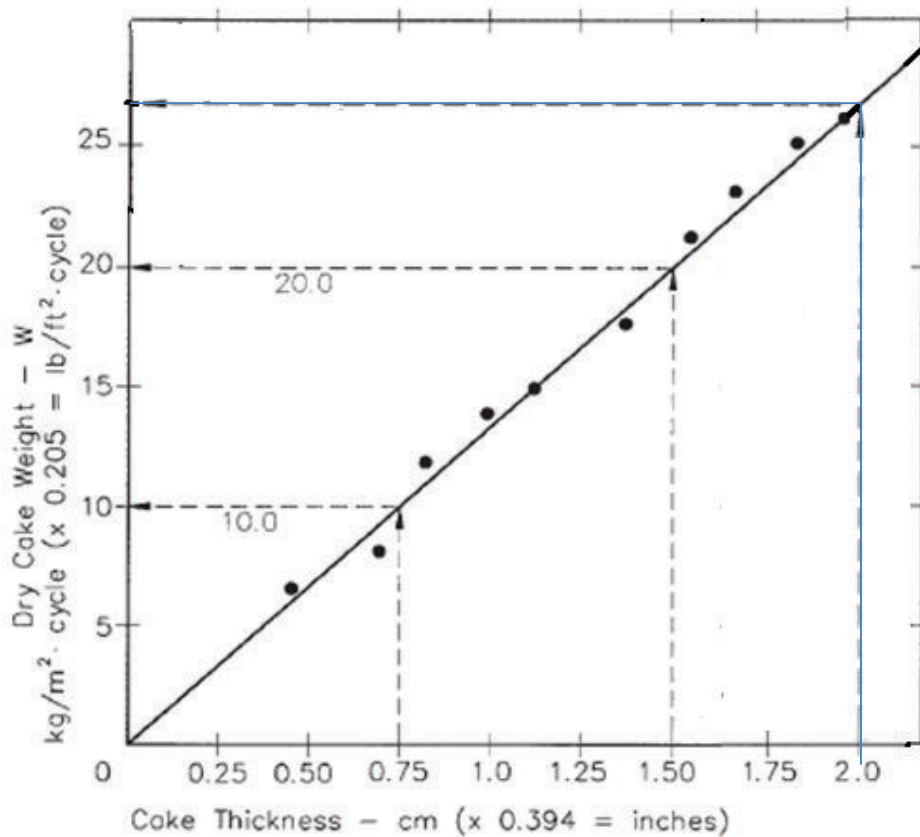


Figura 3.3. Peso en seco de la torta de descarga vs espesor de la torta
(Perry, 2001, p. 73)

El cálculo del porcentaje de retención de celulosa en malla se hizo con base al factor de retención teórico o de fábrica dado por Romero (2001), que para el caso de cribas de pulpa y papel es de 0,7 y al porcentaje de retención de partículas mayores a 100 mesh o 150 μm presentado en la Tabla 3.3; mediante la Ecuación 3.1 (Perry, 2001, p. 78; Gardner, 2006, p. 109).

$$\% \text{ de retención de celulosa} = F_f * F_{tp} * 100 \quad [3.1]$$

Donde:

F_f : Factor de fábrica, [adimensional]

F_{tp} : Factor tamaño de partícula, [adimensional]

El tiempo de filtrado se obtuvo de la Figura 3.4 que indica el tiempo mínimo de permanencia de los aglomerados celulósicos sobre la malla de filtrado antes de la descarga del material.

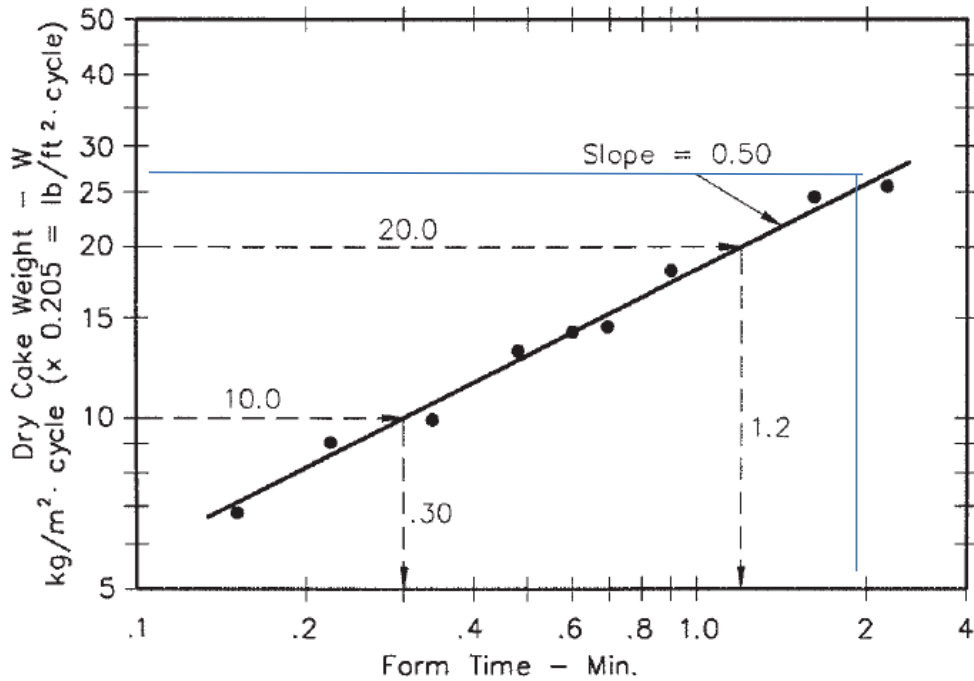


Figura 3.4. Peso en seco de la torta de descarga vs tiempo
(Perry, 2001, p. 74)

El factor de diseño para filtrado depende de dos condiciones propias de cada sistema y se obtuvo aplicando la Ecuación 3.2 (Perry, 2001, p. 74).

$$\text{Factor diseño} = Fd * Fa \quad [3.2]$$

Donde:

Fd: Factor de descarga, [adimensional]

Fa: Factor de área, [adimensional]

La tasa de filtrado de diseño se determinó multiplicando el peso de la torta seca de descarga en un ciclo, por el factor de diseño mediante la Ecuación 3.3 (Gardner, 2016, p. 111).

$$Tf = (W/\theta c)(60 * factor\ diseño) \quad [3.3]$$

Donde:

Tf : Tasa de filtrado, $[\frac{kg}{m^2 * h}]$

W : Peso de la torta seca de descarga, $[\frac{kg}{m^2}]$

θc : Tiempo de filtrado, [min]

El área nominal requerida para filtrar la cantidad de celulosa seca se obtuvo dividiendo el flujo másico de celulosa que entra a la criba para la tasa de filtrado mediante la Ecuación 3.4 (Gardner, 2006, p. 113).

$$\text{Área de filtrado} = Fmc / Tf \quad [3.4]$$

Donde:

Fmc : Flujo másico real de celulosa alimentada $[\frac{kg}{h}]$

Tf : Tasa de filtrado $[\frac{kg}{m^2 * h}]$

Los cálculos respectivos para el escalado de la criba estática inclinada mediante el método de paso de Matthews se encuentran en el Anexo III.

3.3.2 SISTEMA DE LIMPIEZA

Este sistema es necesario para mantener una alta eficiencia de separación, prevenir taponamientos en las ranuras durante los paros, eliminar el tiempo del operador para hacer limpieza manual y prevenir la acumulación de químicos en la superficie de la criba (Azagra, 2013, pp. 105-130).

Este sistema se diseñó con base a la superficie de malla que necesita ser limpiada por aspersores de tipo colgantes que se disponen a lo largo de dos líneas de tuberías oscilantes frontales a la malla de separación como se observa en la Figura 3.5.



Figura 3.5. Sistema de limpieza por aspersión

(Azagra, 2013, p. 123)

Cada línea esta provista de cuatro aspersores equidistantes los cuales disparan agua a la superficie de la malla con una frecuencia de 2 a 4 horas, y con una duración de lavado típico de 30 segundos. El flujo promedio necesario para el funcionamiento de este sistema de limpieza es de 1 430 m³/día a una presión de 7 atm. El Diámetro de aspersión y el número de aspersores se obtuvieron con las Ecuaciones 3.5 y 3.6 respectivamente.

$$\text{Diámetro de aspersión} = \sqrt{\frac{A}{\pi}} * 2 \quad [3.5]$$

Donde:

A: Área cubierta por aspersor [m²]

$$\text{Número de aspersores} = \frac{Am}{Da} \quad [3.6]$$

Donde:

Am: Ancho de malla [m]

Da: Diámetro de aspersión [m]

Los respectivos cálculos correspondientes al diseño del sistema de limpieza se detallan en el Anexo III.

3.3.3 SISTEMA DE DESCARGA

Está diseñado en función del peso o espesor de la fibra celulósica recuperada en la superficie de la malla, es necesaria la implementación de este sistema ya que la acumulación de fibra en la parte inferior de la criba impide su óptimo funcionamiento; el sistema consta de una compuerta que se abre automáticamente por 1 segundo para la purga de fibra recuperada hacia el tanque de homogeneizado, de un sistema de control que incluye un cilindro de aire comprimido, controles PLC y tuberías para aire destinadas a operar el mecanismo neumático de apertura y cerrado de la compuerta (Barnett, 2001, pp. 15-28).

3.4 ESCALADO DE TANQUES

El escalado de los tanques se hizo mediante el uso de la relación general de diseño, involucrando la altura de tanque y el diámetro de tanque, representada en la Ecuación 3.7 (Esquivel, 2009, p. 67).

$$\frac{H}{D} = 0,5 \quad [3.7]$$

Donde:

D: diámetro del tanque, [m]

H: altura del tanque, [m]

Los tanques tendrán un volumen teórico para un tiempo de 30 minutos en caso de que el proceso deje de ser continuo y exista acumulación de nivel, además tendrán un factor de seguridad del 20 %, para evitar posibles desbordamientos y se obtuvo mediante la Ecuación 3.8 (Esquivel, 2009, p. 67).

$$V_t = V * \left(1 + \frac{f}{100}\right) \quad [3.8]$$

Donde:

f: factor de seguridad, [%]

V: volumen teórico de operación, [m³]

V_t: volumen total del tanque, [m³]

El diámetro de los tanques se calculó aplicando la Ecuación 3.9 (Esquivel, 2009, p. 68).

$$D = \sqrt[3]{\frac{8V}{\pi}} \quad [3.9]$$

Los respectivos cálculos para el escalado de los tanques de dilución, homogenización y almacenamiento de filtrados se encuentran en el Anexo III.

3.5 DISEÑO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN

Los agitadores tipo hélice son esencialmente de velocidad media – alta y tipo de flujo axial. El propulsor está constituido por una hélice de dos, tres o hasta cuatro aspas. Las hélices se pueden utilizar en fluidos de baja viscosidad casi sin ninguna restricción en cuanto a tamaño y forma del recipiente (Gray, 2004, p. 113; Sinnott, 2005, p. 232).

El diámetro del propulsor de disco de aspas planas tipo hélice se encuentra normalmente entre 0,2 y 0,4 veces el diámetro del tanque. Debido a que entre la potencia consumida por el propulsor y el diámetro de este existe una proporción a la quinta potencia, se selecciona el menor diámetro posible según la Ecuación 3.10 (McCabe y Smith, 2003, pp. 146-150).

$$D = 0,2D_t \quad [3.10]$$

Donde:

D: Diámetro del propulsor, [m]

D_t: Diámetro del tanque, [m]

La altura del propulsor se encuentra normalmente entre 0,75 y 1,30 veces el diámetro del propulsor, se calcula según la Ecuación 3.11 (McCabe y Smith, 2003, pp 146-150).

$$H_i = 0,75D \quad [3.11]$$

Donde:

H_i: Altura del propulsor, [m]

D: Diámetro del propulsor, [m]

Para reducir el consumo de potencia, se trabajó con velocidades bajas de propulsión, las cuales se consideran dentro de un rango de 40 a 80 rpm. Para el caso de suspensiones de celulosa se recomienda trabajar con una velocidad de 50 rpm. Mediante la Ecuación 3.12 se obtuvo el número de Reynolds (Ocón, 2011, p. 721).

$$N_{Re} = \frac{D^2 N \rho}{\mu} \quad [3.12]$$

Donde:

D: Diámetro del propulsor, [m]

N: Velocidad del propulsor, $[\frac{rev}{s}]$

ρ: Densidad, $[\frac{kg}{m^3}]$

μ: Viscosidad, $[\frac{kg}{m \cdot s}]$

El cálculo de la potencia para un propulsor de tres aspas o tipo hélice se obtuvo mediante la relación de los números adimensionales Reynolds y Número de potencia, cuya relación se muestra en la Figura 3.6.

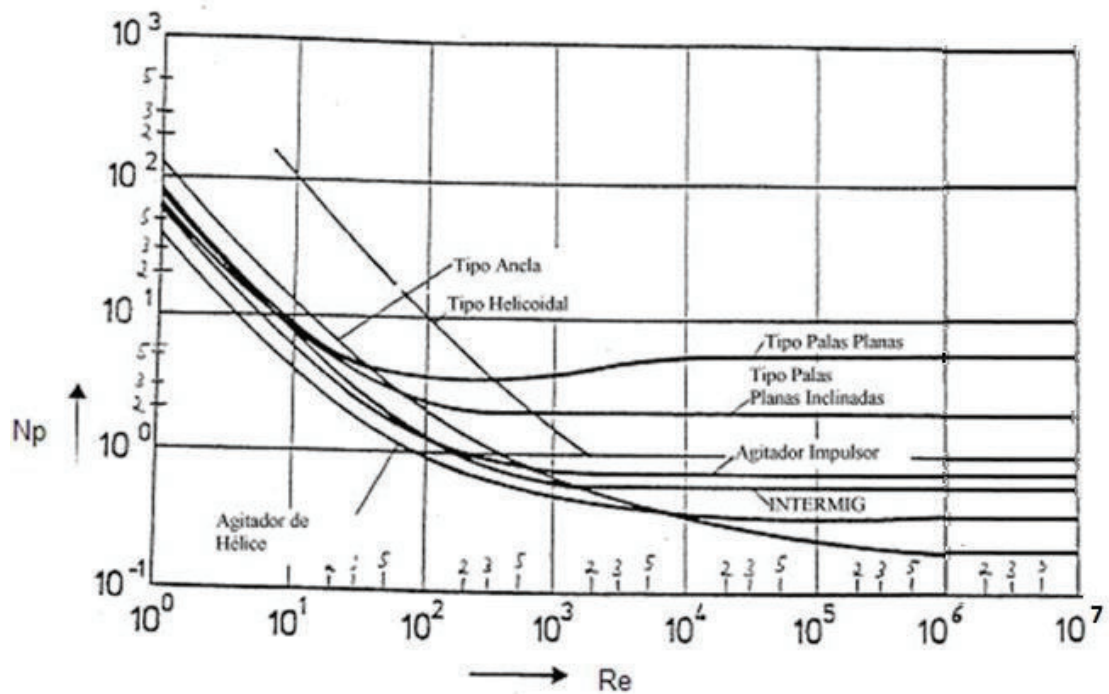


Figura 3.6. N_{po} vs. N_{Re}

(Foust, 2005, p. 574)

El número de potencia se expresa mediante la Ecuación 3.13 (McCabe y Smith, 2003, pp. 146-150).

$$N_{po} = \frac{P g_c}{N^3 D^5 \rho} \quad [3.13]$$

Donde:

P: Potencia requerida, [W]

g_c : Constante dimensional, $\left[\frac{kg \cdot m}{N \cdot s^2}\right]$

N: Velocidad del impulsor, $\left[\frac{rev}{s}\right]$

D: Diámetro del impulsor, [m]

ρ : Densidad, $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

Los respectivos cálculos para el dimensionamiento del sistema de agitación se detallan en el Anexo III.

4 DISEÑO DEL SISTEMA

4.1 DIAGRAMA DE BLOQUES BFD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

El diagrama de bloques BFD del sistema de recuperación de fibra de celulosa se muestra en la Figura 4.1.

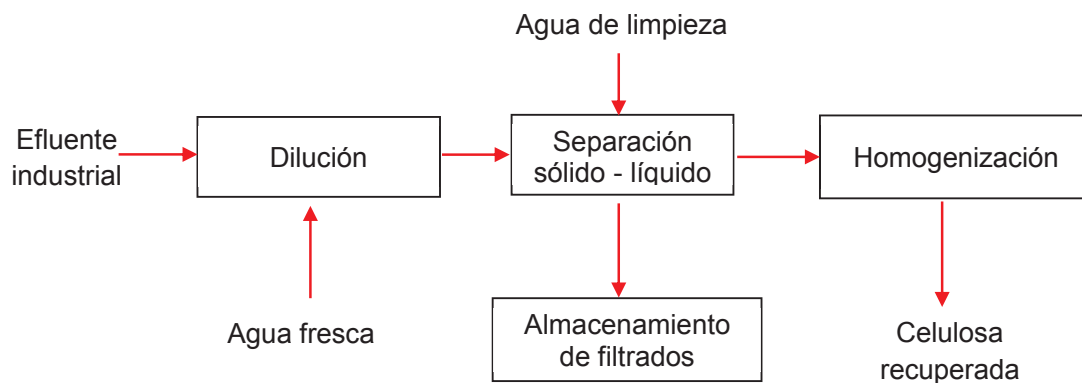


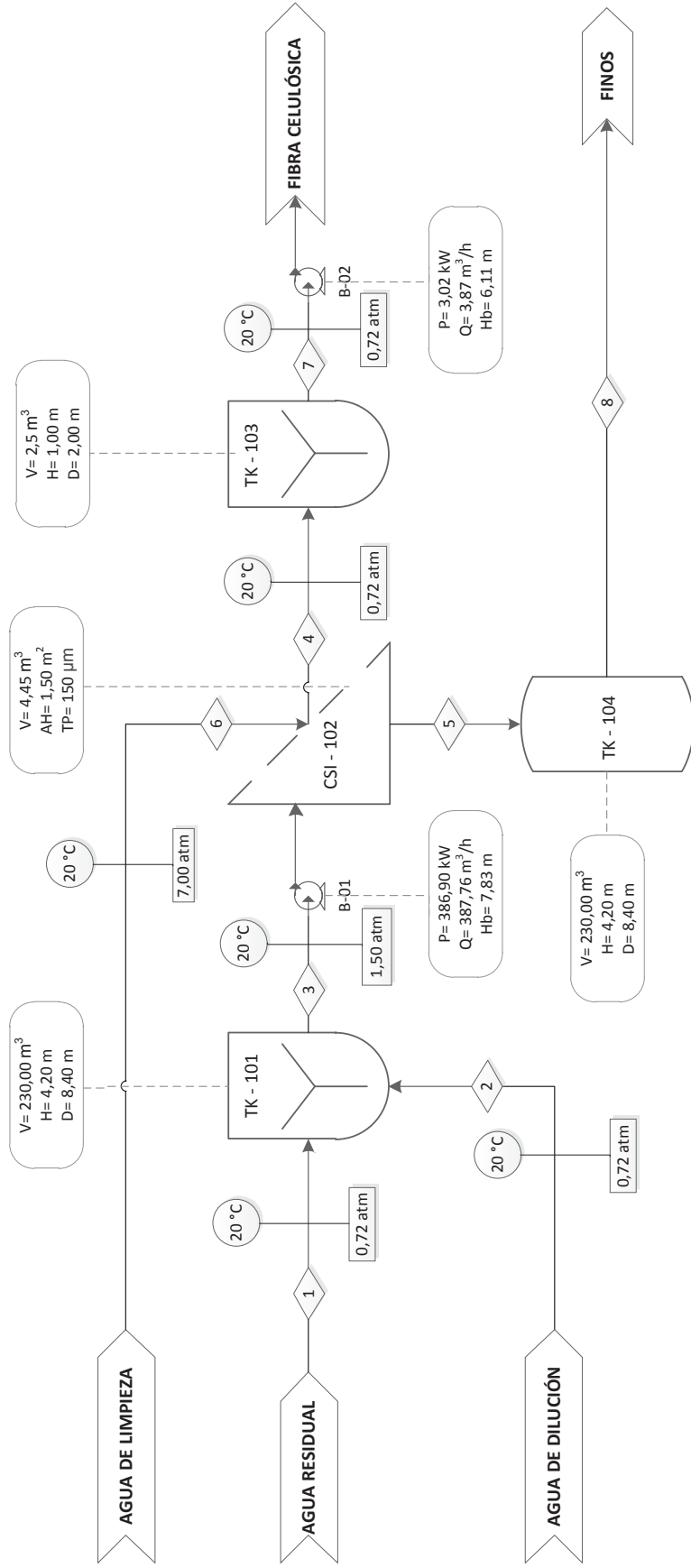
Figura 4.1. Diagrama de bloques del sistema recuperador de fibra

Los diferentes equipos para cada proceso que muestra el diagrama PFD fueron codificados con letras y números para poder identificarlos. La codificación de cada equipo del sistema de recuperación de fibra se muestra en la Tabla 4.1.


Tabla 4.1. Codificación de los equipos para el PFD

Equipo	Código
Tanque de dilución	TK – 101
Sistema de separación	CSI – 102
Tanque de filtrados	TK – 104
Tanque de homogenización	TK – 103

El diagrama de flujo del sistema de recuperación de fibra celulósica o PFD se muestra en la Figura 4.2.



Número de corriente	Proceso	Agua residual (kg/día)	Celulosa (kg/día)	Agua fresca (kg/día)	Cenizas (kg/día)
1	Dilución	1 880 054,4	18 612,48	0,00	4 870,80
2	Dilución	0,00	0,00	7 426 214,88	0,00
3	Separación	9 306 270,00	18 612,48	0,00	4 870,80
4	Homogenización	93 062,40	4 653,12	0,00	1 217,76
5	Separación	9 213 206,88	13 959,36	0,00	3 653,04
6	Separación	0,00	0,00	1 430 000,00	0,00
7	Homogenización	93 062,40	4 653,12	0,00	1 217,76
8	Almacenamiento	9 213 206,88	13 959,36	0,00	3 653,04


ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

NOMBRE DEL PROYECTO:
 Planta de Recuperación de Fibra Celulósica
 Diagrama PFD de la línea de recuperación de celulosa

ELABORADO POR: Néstor Xavier Heredia Calvopiña
FECHA: Enero 2016

PÁGINAS:
 1 de 1
 PFD

Figura 4.2. Diagrama de flujo del proceso recuperador de fibra celulósica

4.2 BALANCE DE MASA

Se reporta el balance de masa para una capacidad de 1 861,44 m³/día de agua residual y para 24 horas de operación, datos reportados en la Tabla 3.1.

La Tabla 4.2 muestra los resultados de todas las corrientes del sistema de recuperación de fibra celulósica.

En el Anexo II se encuentran los cálculos respectivos del balance de masa.

Tabla 4.2. Balance de masa de las corrientes del diagrama de flujo (PFD)

Número de corriente	Agua residual (kg/día)	Celulosa (kg/día)	Agua fresca (kg/día)	Cenizas (kg/día)
1	1 880 054,40	18 612,48	0,00	4 870,80
2	0,00	0,00	7 426 214,88	0,00
3	9 306 269,28	18 612,48	0,00	4 870,80
4	93 062,40	4 653,12	0,00	1 217,76
5	9 213 206,88	13 959,36	0,00	3 653,04
6	0,00	0,00	1 430 000,00	0,00
7	93 062,40	4 653,12	0,00	1 217,76
8	9 213 206,88	13 959,36	0,00	3 653,04

La corriente N° 6 correspondiente al flujo de agua fresca para la limpieza de la criba no forma parte del balance de masa, debido a que su uso está establecido en períodos definidos de tiempo y cuando la corriente de alimentación a la criba está cerrada, esto permite una adecuada limpieza de malla.

Se determinó mediante los balances de masa que la cantidad de celulosa recuperada mayor a 100 mesh o 150 μm , de tamaño útil para la fabricación de papel es de 4,65 t/día, correspondiente a la corriente N° 7 o corriente de salida del sistema.

4.3 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

El sistema recuperador de fibra celulósica es una línea paralela a la línea principal de producción en la planta de preparación de pasta, el sistema recuperador inicia con los filtrados o licor clarificado de papel proveniente de la etapa de espesado del proceso de preparación de pasta, y finaliza alimentando con nueva fibra celulósica a la torre de blanqueamiento, proceso que culmina con la preparación de pasta. Lo cual indica que el flujo de alimentación y el tiempo de operación de este sistema están sujetos al cronograma de producción de la etapa de espesado y por lo tanto al cronograma de la planta de preparación de pasta celulósica en general.

El sistema está diseñado para operar las 24 horas del día, durante los 365 días del año, con un caudal máximo posible de 77,56 m^3/h .

4.4 DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT) Y PLANOS DE ELEVACIÓN

La Figura 4.3 muestra la distribución de los equipos o layout ubicados en un área de 1 665 m^2 correspondiente a la planta de preparación de pasta de la industria recicladora de papel, la cual está conformada por un galpón de dos pisos en la que los equipos se distribuyen. En la Figura 4.4 se presenta el plano de elevación conformado por un corte longitudinal de las instalaciones, que permite observar las diferencias de nivel entre la planta alta, planta baja y la distribución de equipos, además se muestran las distancias comprendidas entre cada equipo que conforman la planta recuperadora de fibra celulósica.

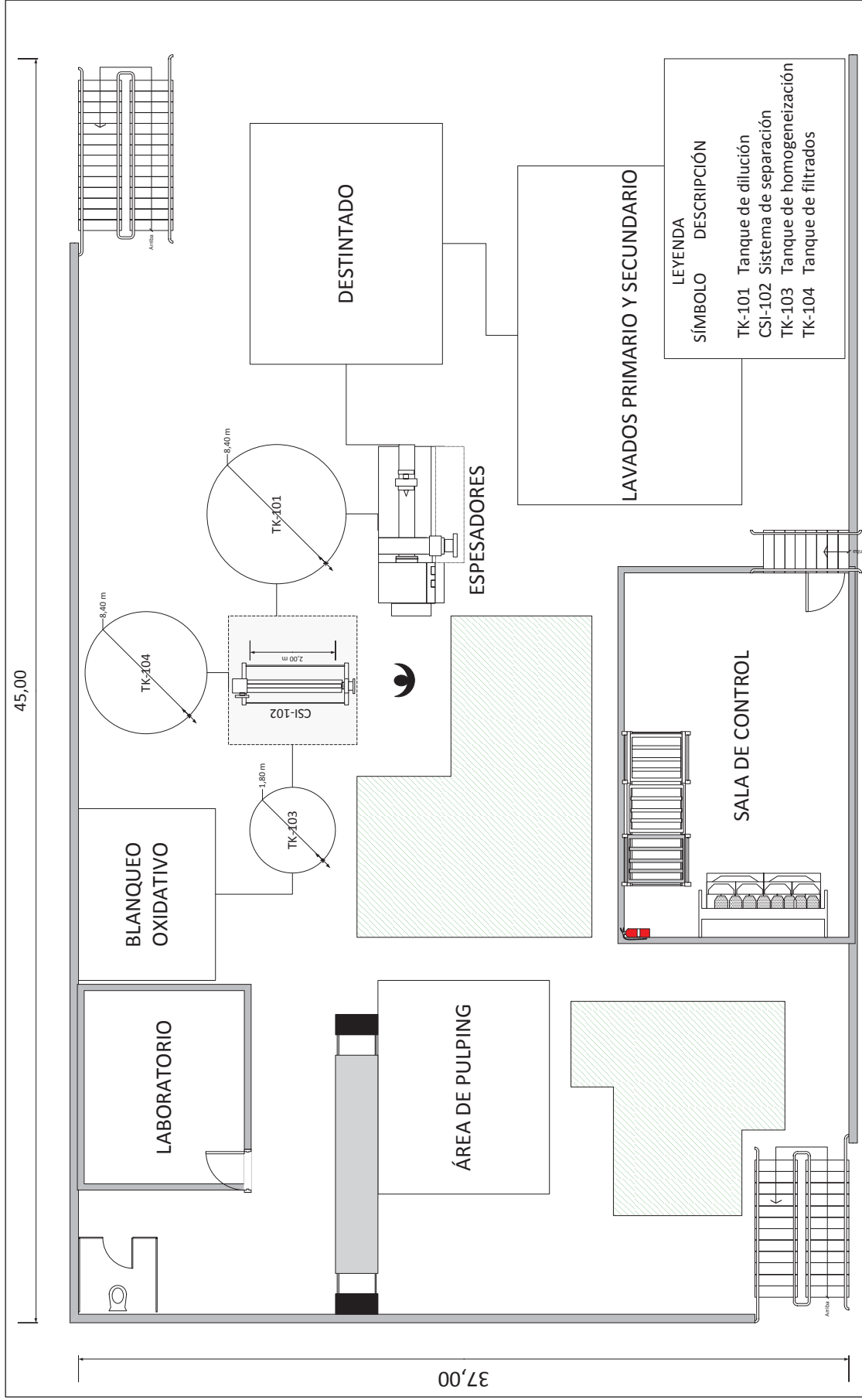


Figura 4.3. Diagrama layout del sistema recuperador de fibra celulósica en una planta recicladora de papel

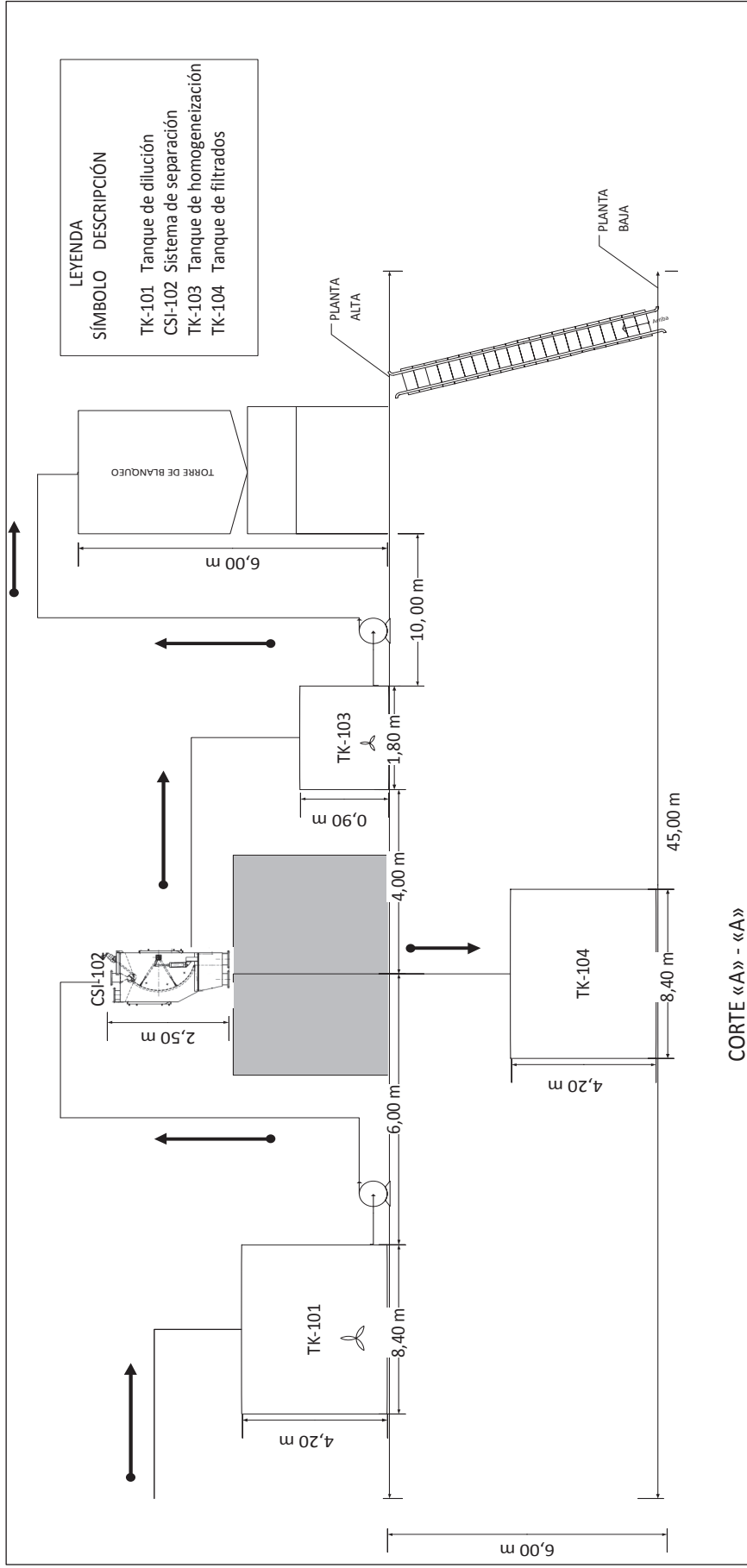


Figura 4.4. Diagrama de elevación del sistema recuperador de fibra celulósica en una planta recicladora de papel

4.5 DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) Y CONTROL

4.5.1 METODOLOGÍA DE CONTROL

A continuación se describirán los métodos para el control de todos los procesos que conforman el sistema recuperador de fibra, y se muestran el diagrama P&ID.

4.5.1.1 Control de nivel en el tanque de dilución TK-101

En la Figura 4.5 se muestra el circuito de control para el tanque TK-101 que consta de un sensor de nivel en la parte superior del tanque, esta señal eléctrica es enviada por el elemento de control LIT-01 hacia el elemento de control LC-01 donde la señal es transformada en mecánica y enviada hacia la válvula VC-03 para regular el flujo en el punto de salida del tanque de dilución y prevenir posibles desbordamientos del mismo.

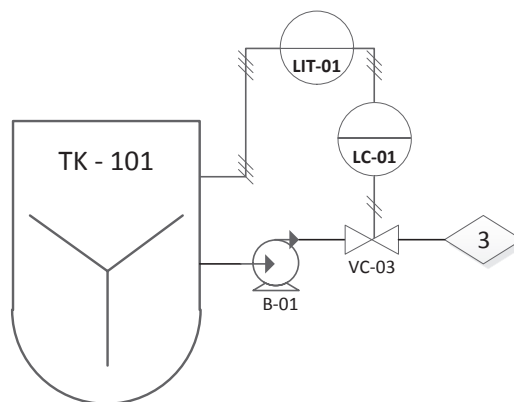


Figura 4.5. Sistema de control en el tanque TK-101

4.5.1.2 Control de espesor en la criba estática inclinada CSI-102

La Figura 4.6 muestra el sistema de control implementado para la criba estática inclinada CSI-102 que consta de un sensor de nivel en la parte central de la criba, esta señal eléctrica es enviada por el elemento de control LIT-02 hacia el

elemento de control LC-02 donde la señal es transformada en mecánica y enviada hacia la válvula VC-04 para manipular el sistema de descarga tipo compuerta a la salida de la pasta celulósica recuperada.

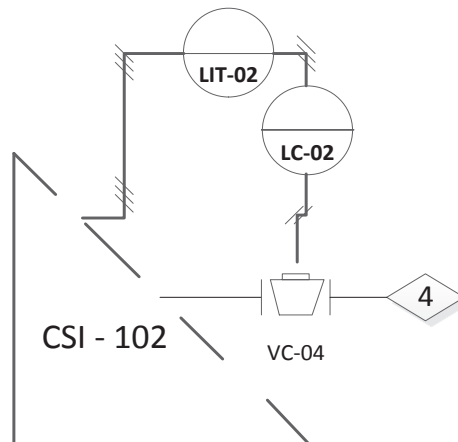


Figura 4.6. Sistema de control implementado para la criba estática inclinada CSI-102

4.5.1.3 Control de nivel en el tanque de homogenización TK-103

En la Figura 4.7 se representa el circuito de control implementado en el tanque TK-103 que consta de un sensor de nivel en la parte superior del tanque, esta señal eléctrica es enviada por el elemento de control LIT-03 hacia el elemento de control LC-03 donde la señal es transformada en mecánica y enviada hacia la válvula VC-07 para regular el caudal de pasta celulósica recuperada y evitar posibles desbordamientos.

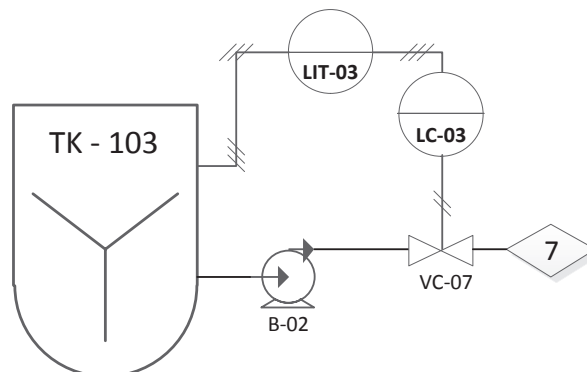


Figura 4.7. Sistema de control en el tanque TK-103

4.5.2 SELECCIÓN DE TUBERÍAS

El dimensionamiento de las tuberías se realizó mediante el principio que describe Bernoulli con su ecuación y conceptos básicos de Mecánica de Fluidos sobre: pérdidas por fricción, pérdidas en accesorios y velocidad de flujo en tuberías. La implementación de bombas se evalúa cuantificando la altura de la bomba y pérdida de carga en tuberías. El esquema general para la identificación, correspondiente a la norma ASME B.31 de las tuberías del sistema recuperador de fibra se muestra en la Figura 4.8 (Páez, 2013, pp. 59; Roca, 2014, p. 120).

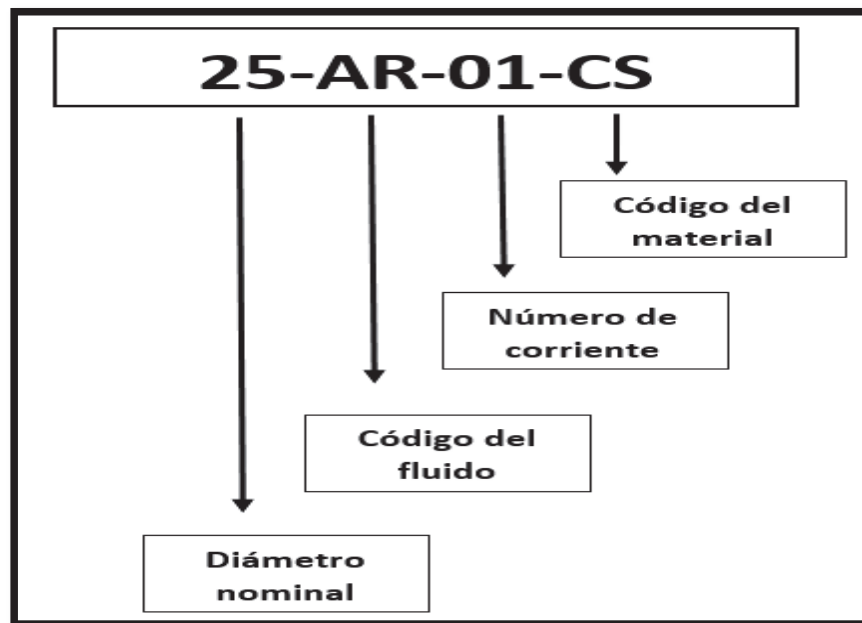


Figura 4.8. Nomenclatura para tuberías

(Páez, 2013, p. 63)

4.5.3 METODOLOGÍA DE OPERACIÓN

El efluente de alimentación o licor clarificado de papel entra al tanque de dilución TK-101 usando la línea 110-AR-01-CS, en la que se disponen dos válvulas una tipo globo para regular el flujo si es necesario, una válvula check para cerrar el paso en la línea por seguridad y un codo estándar de 90° necesario para la entrada de la tubería al tanque.

El agua de dilución entra al tanque TK-101 mediante la línea 110-AD-02-CS, en la que se dispone una válvula tipo globo para regular el flujo si es necesario y un codo estándar de 90° necesaria para la entrada de la tubería al tanque.

El licor clarificado de papel diluido ingresa a la criba estática inclinada CSI-102 por la línea 90-AR-03-CS, en la que se disponen dos válvulas una tipo globo para regular el flujo si es necesario, una válvula check para cerrar el paso en la línea por seguridad, dos codos estándar de 90° necesarios para la salida del tanque TK-101 y para la entrada de la tubería a la criba estática y una reducción de diámetro de tubería ya que la presión de alimentación a la criba es de 1,5 atm.

La celulosa recuperada entra al tanque de homogenización TK-103 mediante la línea 63-PU-04-CS, en la que se dispone una válvula tipo check para cerrar el paso en la línea por seguridad y un codo estándar de 90° necesaria para la entrada al tanque TK-103.

El agua de limpieza de la criba estática circula por la línea 32-AL-06-CS, en la que se dispone una válvula tipo check para suspender el agua de limpieza si es necesario.

Los filtrados generados en la criba estática ingresan al tanque de almacenamiento TK-104 mediante la línea 90-AR-05-CS, en la que se dispone una válvula tipo check para cerrar el paso en la línea por seguridad y un codo estándar de 90° necesario para la entrada al tanque TK-104.

La celulosa recuperada que sale de homogenización, destinada a su reutilización se dirige hacia la etapa de blanqueamiento por la línea 63-PU-07-CS, en la que se disponen dos válvulas una tipo globo para regular el flujo si es necesario, una válvula check para cerrar el paso en la línea por seguridad y dos codos estándar de 90° necesarios para la salida del tanque TK-103 y entrada al siguiente equipo.

Los valores de las pérdidas de carga en cada tubería se presentan en la Tabla 4.3, la metodología aplicada se detalla en el Anexo IV.

Tabla 4.3. Pérdida total de carga en tuberías por fricción y accesorios

Número de corriente	Denominación en tubería	Accesorio	Cantidad	Pérdida total de carga (m)
1	110-AR-01-AG	Válvula check	1	1,17
		Válvula de globo	1	
		Codo de 90°	1	
2	110-AD-02-PE	Válvula de globo	1	1,07
		Codo de 90°	1	
3	90-AR-03-AG	Válvula de globo	1	7,83
		Válvula check	1	
		Reducción 3' a 2'	1	
		Codo de 90°	2	
4	63-PU-04-AG	Válvula check	1	0,95
		Codo de 90°	1	
5	90-AR-05-AG	Válvula check	1	0,23
		Codo de 90°	1	
6	32-AL-06-PE	Válvula check	1	2,15
7	63-PU-07-AG	Válvula check	1	6,11
		Válvula de globo	1	
		Codo de 90°	2	
8	90-AR-08-AG	Válvula check	1	0,15

Los códigos representados en la columna de denominación en tuberías están conformados por el diámetro nominal, codificación del fluido, numeración de corriente y código del material respectivamente. Las iniciales AR representan agua residual, AD agua de dilución, PU pulpa, AL agua de limpieza. Los materiales de las tuberías fueron seleccionados para evitar posibles daños por corrosión y por disponibilidad en el mercado, las iniciales AG representan acero galvanizado y PE polietileno.

Las pérdidas de carga de la corriente 3 muestran un valor representativo, debido a que pertenecen a la alimentación de la criba, adicionalmente en la corriente 7 se debe incluir una bomba ya que es la línea de evacuación de celulosa recuperada del sistema.

Se seleccionaron dos bombas centrífugas para las líneas de corriente 3 y 7, la bomba B-01 se colocará en la corriente 3, su función es mantener un flujo de alimentación constante y altas presiones. La bomba B-02 es para la evacuación de la fibra de celulosa recuperada hacia la línea principal de tratamiento de pasta, en este caso se proporciona materia prima al área de blanqueamiento. Las características de las bombas se detallan en la Tabla 4.4, el método de selección aplicado consta en el Anexo IV.

Tabla 4.4. Especificaciones de las bombas para el sistema recuperación de fibra

Corriente	Potencia (kW)	Tipo
3	386,90	Centrífuga
7	3,02	Centrífuga

El diagrama P&ID de instrumentación y tuberías del sistema de recuperación de fibra de celulosa se observa en la Figura 4.9.

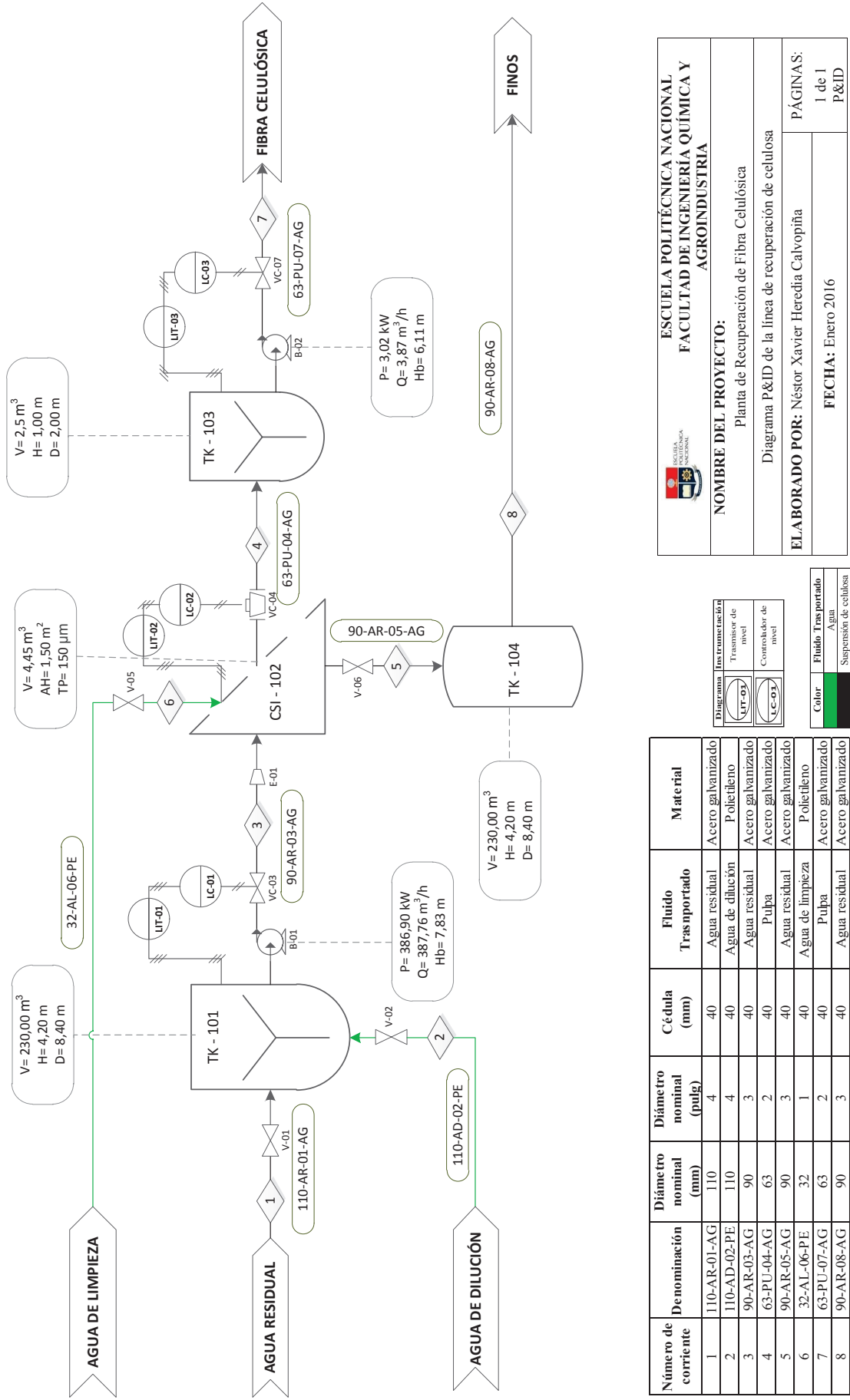


Figura 4.9. Diagrama de instrumentación y tuberías P&ID del sistema recuperador de fibra celulósica

Número de corriente	Denominación	Diámetro nominal (mm)	Diámetro nominal (pulg)	Cédula (mm)	Fluido Transportado	Material
1	110-AR-01-AG	110	4	40	Agua residual	Acero galvanizado
2	110-AD-02-PE	110	4	40	Agua de dilución	Poliétileno
3	90-AR-03-AG	90	3	40	Agua residual	Acero galvanizado
4	63-PU-04-AG	63	2	40	Pulpa	Acero galvanizado
5	90-AR-05-AG	90	3	40	Agua residual	Acero galvanizado
6	32-AL-06-PE	32	1	40	Agua de limpieza	Poliétileno
7	63-PU-07-AG	63	2	40	Pulpa	Acero galvanizado
8	90-AR-08-AG	90	3	40	Agua residual	Acero galvanizado

ESCUOLA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

NOMBRE DEL PROYECTO:
 Planta de Recuperación de Fibra Celulósica

Diagrama P&ID de la línea de recuperación de celulosa

ELABORADO POR: Néstor Xavier Heredia Calvopiña

PÁGINAS:
 1 de 1
 P&ID

FECHA: Enero 2016

4.6 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

El sistema de recuperación de fibra fue dimensionado con el objetivo de tratar un caudal promedio de 77,56 m³/h con un porcentaje promedio de fibras celulósicas de 0,99 % correspondientes al efluente de salida del reciclado de papel. Estos datos se encuentran en la sección 3.1 y 4.2.

El sistema de recuperación será ubicado en la planta de preparación de pasta de la fábrica recicladora de papel (PP5). La fábrica se encuentra ubicada al sur de la ciudad de Quito, panamericana sur Km 20, parroquia Lasso, Provincia de Cotopaxi.

Se diseñó y se escaló el sistema de recuperación de fibra celulósica que está conformado por un tanque de dilución, una criba estática de separación y un tanque de homogeneización; aplicando criterios de separación sólido – líquido.

4.6.1 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN

Se consideraron los siguientes factores para el escalado del sistema de separación.

- El escalado del sistema de separación se hizo conforme a los resultados que constan en el Anexo III.
- El flujo volumétrico de alimentación a la criba corresponde a la corriente N° 3 del diagrama PFD y es de 9 306,27 m³/día.
- Los servicios requeridos, es decir, la cantidad de agua para los aspersores de limpieza es equivalente a 1 430 m³/día, y una presión de aire de 7,0 atm requerida para el sistema neumático de compuerta para descarga de la celulosa y para el mecanismo oscilante de limpieza.
- El sistema operará a temperatura ambiente y presión de alimentación de 1,5 atm.

- Como material de construcción se utilizará acero inoxidable AISI 316 para evitar problemas por corrosión que pueda generar el agua residual.

La Tabla 4.5 muestra las especificaciones de la criba estática.

Tabla 4.5. Especificaciones de la criba estática

Parámetro	Valor	Unidad
Material	Acero inoxidable AISI 316	-
Volumen	4,45	m ³
Área húmeda	1,70	m ²
Tamaño de poro	150	μm
Tiempo de residencia	2,00	min

Las características y dimensiones del sistema de limpieza se presentan en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6. Especificaciones del sistema de limpieza

Parámetro	Valor	Unidad
Material	Polietileno	-
Número de líneas	2	-
Número de aspersores por línea	4	-
Diámetro de la línea	48,30	mm
Espesor de la línea	4,40	mm

Las especificaciones del sistema de descarga se detallan a continuación en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7. Especificaciones del sistema de descarga

Parámetro	Valor	Unidad
Material	Acero inoxidable AISI 316	-
Largo	1,30	m
Ancho	0,50	m
Espesor	2,50	mm

El diagrama esquemático del sistema de separación se muestra en la Figura 4.10.

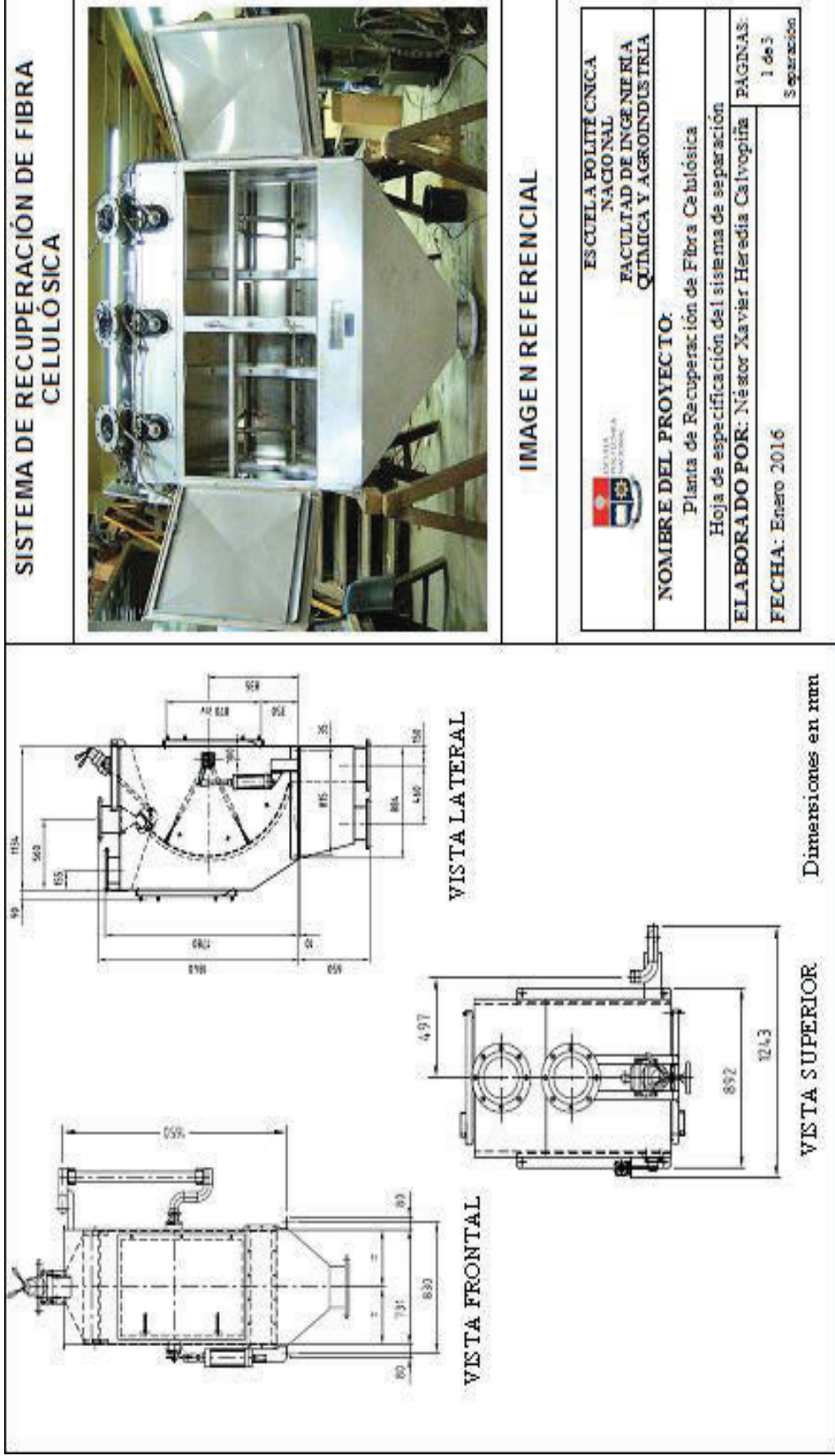


Figura 4.10. Diagrama esquemático del sistema recuperador de fibra celulósica

4.6.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE DILUCIÓN

Se consideraron los siguientes factores para el escalado del tanque de dilución.

- El escalado del tanque de dilución se hizo conforme a los resultados que constan en el Anexo III.
- El flujo de agua residual de alimentación al tanque de dilución corresponde a la corriente N° 1 del diagrama PFD y es de 1 880,05 m³/día.
- El tanque es de forma cilíndrica.
- El tanque operará a presión atmosférica y temperatura ambiente de la ciudad de Latacunga.
- Factor de seguridad del 20 %.
- Se construirá de hormigón armado para prevenir la corrosión.

Las especificaciones del tanque de dilución se muestran a continuación en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8. Especificaciones del tanque de dilución

Parámetro	Valor	Unidad
Material	Hormigón armado	-
Volumen	230,00	m ³
Altura	4,20	m
Diámetro	8,40	m
Tiempo de residencia	0,50	h

Las especificaciones del sistema de agitación se presentan a continuación en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9. Especificaciones del sistema de agitación

Parámetro	Valor	Unidad
Material	Acero inoxidable AISI 316	-
Número de aspas	3	-
Tipo de aspas	Planas	-
Tipo de impulsor	Marino	-
Diámetro	1,68	M
Velocidad	50	Rpm
Altura	1,26	M
Potencia del motor	2,30	kW

El diagrama esquemático del tanque de dilución se observa en la Figura 4.11.

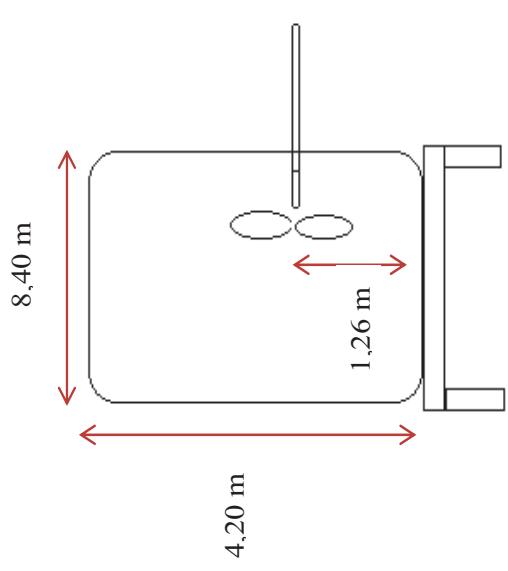
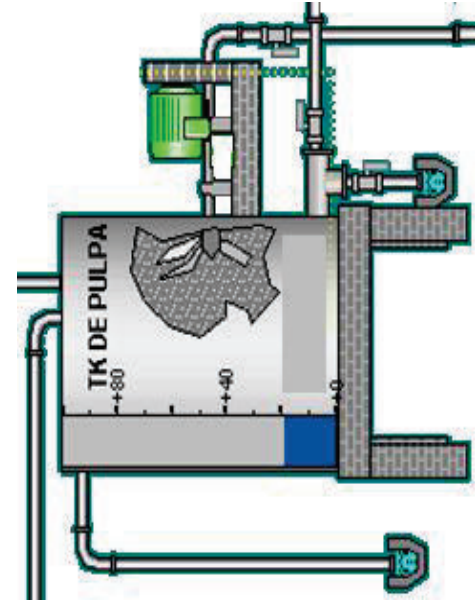




 <p style="text-align: center;">TANQUE</p>	<p style="text-align: center;">SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE FIBRA CELULÓSICA</p> 										
IMAGEN REFERENCIAL											
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="text-align: center;">  </td> <td style="text-align: center;"> ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA </td> </tr> <tr> <td colspan="2" style="text-align: center;"> NOMBRE DEL PROYECTO: Planta de Recuperación de Fibra Celulósica Hoja de especificación del tanque de dilución </td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">ELABORADO POR:</td> <td style="text-align: center;">Néstor Xavier Heredia Calvoña</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">FECHA:</td> <td style="text-align: center;">Enero 2016</td> </tr> <tr> <td colspan="2" style="text-align: right;"> PÁGINAS: 2 de 3 Dilución </td> </tr> </table>			ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA	NOMBRE DEL PROYECTO: Planta de Recuperación de Fibra Celulósica Hoja de especificación del tanque de dilución		ELABORADO POR:	Néstor Xavier Heredia Calvoña	FECHA:	Enero 2016	PÁGINAS: 2 de 3 Dilución	
	ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA										
NOMBRE DEL PROYECTO: Planta de Recuperación de Fibra Celulósica Hoja de especificación del tanque de dilución											
ELABORADO POR:	Néstor Xavier Heredia Calvoña										
FECHA:	Enero 2016										
PÁGINAS: 2 de 3 Dilución											
 <p style="text-align: center;">1,68 m</p> <p style="text-align: center;">IMPULSOR</p>											

Figura 4.11. Diagrama esquemático del tanque de dilución

4.6.3 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN

Se consideraron los siguientes factores para el escalado del tanque de homogenización.

- Se realizó con base al ejemplo de cálculo que consta en el Anexo III.
- El flujo de celulosa recuperada corresponde a la corriente N° 4 del diagrama PFD y es de 93,06 m³/día.
- Tanque en forma cilíndrica.
- El tanque operará a presión atmosférica y temperatura ambiente de la ciudad de Latacunga.
- Factor de seguridad es del 20 %.
- Se construirá de hormigón armado para prevenir la corrosión.

Las especificaciones del tanque de homogenización se presentan a continuación en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10. Especificaciones del tanque de homogenización

Parámetro	Valor	Unidad
Material	Hormigón armado	-
Volumen	2,50	m ³
Altura	1,00	m
Diámetro	2,00	m
Tiempo de residencia	0,50	h

Las especificaciones del sistema de agitación se presentan a continuación en la Tabla 4.11.

Tabla 4.11. Especificaciones del sistema de agitación

Parámetro	Valor	Unidad
Material	Acero inoxidable	-
Número de aspas	3	-
Tipo de aspas	Planas	-
Tipo de impulsor	Marino	-
Diámetro	0,50	m
Velocidad	50	rpm
Altura	0,37	m
Potencia del motor	5,36	W

El diagrama esquemático del tanque de homogenización se observa en la Figura 4.12.

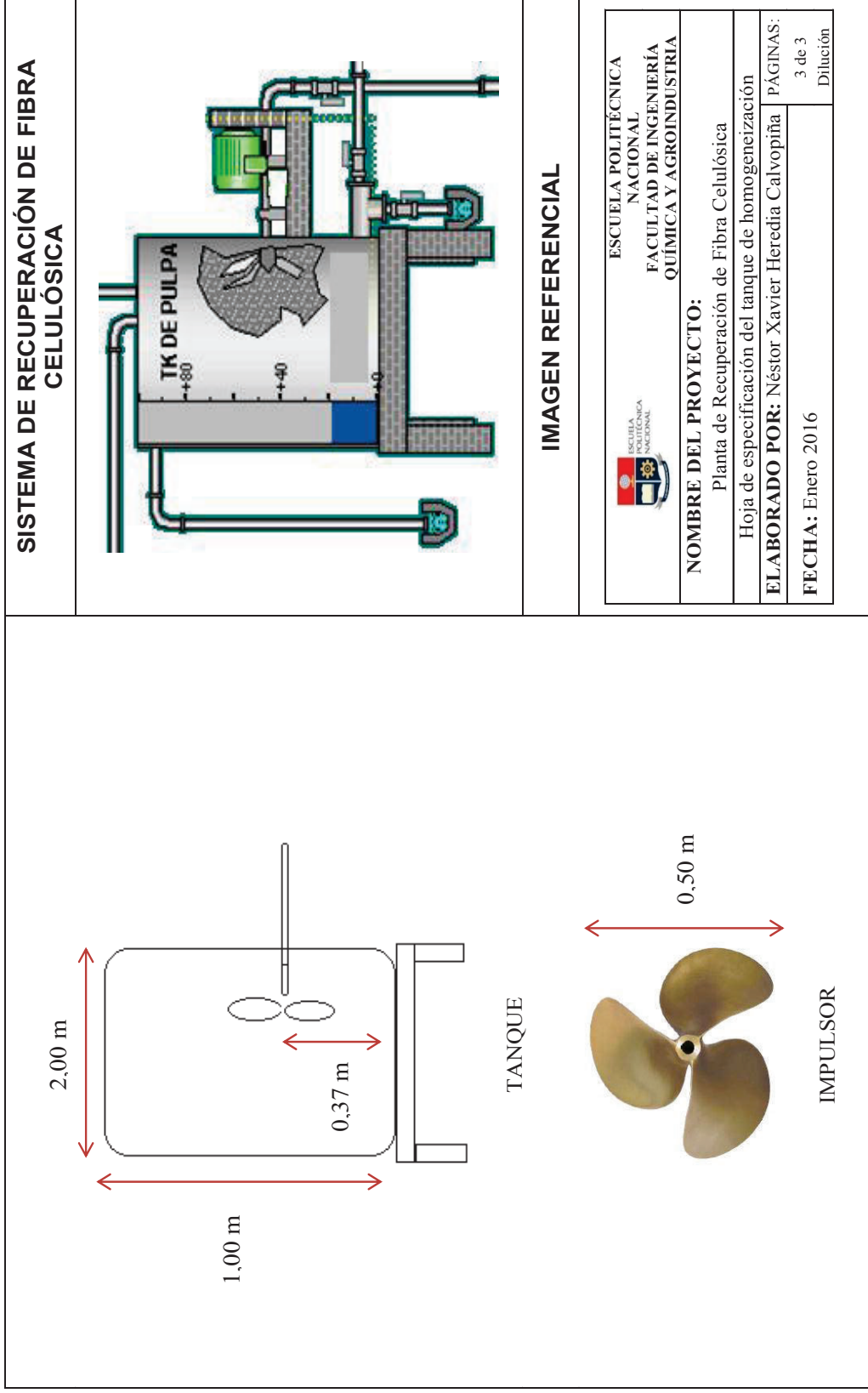


Figura 4.12. Diagrama esquemático del tanque de homogeneización

4.6.4 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE FILTRADOS

Se consideraron los siguientes factores para el escalado del tanque de filtrados.

- Se realizó con base al ejemplo de cálculo que consta en el Anexo III.
- El flujo de filtrados corresponde a la corriente N° 5 del diagrama PFD y es de 9 213,20 m³/día.
- Tanque en forma cilíndrica.
- Factor de seguridad es del 20 %.
- Se construirá con hormigón armado para prevenir la corrosión.

El tanque se construirá conforme a las especificaciones que se detallan en la Tabla 4.12.

Tabla 4.12. Especificaciones del tanque de filtrados

Parámetro	Valor	Unidad
Material	Hormigón armado	-
Volumen	230,00	m ³
Altura	4,20	m
Diámetro	8,40	m
Tiempo de residencia	0,50	h

5 ESTUDIO DE LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

5.1 COSTO DE INVERSIÓN PARA EL SISTEMA RECUPERADOR DE FIBRA

Se describe el monto de inversión para la implementación del sistema recuperador de fibra celulósica que está conformado por: equipos industriales, instalación, accesorios y obra civil. El análisis se basó en el escalado y diseño detallado en la Sección 4.

Los costos de los equipos como: accesorios, tuberías, motores eléctricos y bombas centrífugas, se estimaron con base a precios reportados por la comercializadora ecuatoriana Proquimarsa, dedicada a la venta de insumos y equipos para tratamiento de aguas.

El costo de la criba estática para separación sólido – líquido se estimó con base a precios reportados por la empresa GL&V Pulp & Paper, empresa europea especializada en la construcción y comercialización de equipos de la industria del reciclaje de papel.

El desglose de los costos de los principales equipos del sistema recuperador de fibra se muestran en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1. Costo de equipos del sistema recuperador de fibra

Equipo	Cantidad (unidades)	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Agitación de dilución	1	15 500,00	15 500,00
Criba estática	1	55 100,00	55 100,00
Agitación de homogenización	1	8 000,00	8 000,00
Tuberías y accesorios	-	2 000,00	2 000,00
Bombas centrífugas	2	2 500,00	5 000,00
TOTAL			85 600,00

El monto total representado en la Tabla 5.1 del costo de los equipos del sistema recuperador de fibra asciende a 85 600,00 USD.

Se determinó el costo de la obra civil e instalación de los equipos del sistema recuperador de fibra, el cual incluye transporte y montaje, mano de obra, construcción de tanques de hormigón; los costos se muestran en la Tabla 5.2 (Contraloría General del Estado, 2015, pp.10-28).

Tabla 5.2. Costo de obra civil e instalación de los equipos

Concepto	Costo total (USD)
Transporte y montaje	9 000,00
Mano de obra	6 000,00
Tanques de hormigón	10 500,00
TOTAL	25 500,00

Acorde a la Tabla 5.2 el monto total de la obra civil e instalación de equipos para la implementación del sistema recuperador de fibra asciende a 25 500,00 USD.

5.2 COSTO DE OPERACIÓN DE LA PLANTA RECUPERADORA DE FIBRA

El costo de energía en kW-h para la operación del sistema recuperador de fibra, se estimó a partir de los precios reportados por la Empresa Eléctrica Quito. Para las bombas B-01 y B-02 de las líneas de alimentación y evacuación, y para los motores agitadores M-01 y M-02 de los tanques de dilución y homogeneización respectivamente que se estima trabajarán en promedio 12 horas al día. Los costos se detallan en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3. Costo energético del sistema recuperador de fibra

Concepto	Detalle	Costo unitario (USD/kW-h)	Costo Día (USD)	Costo Año (USD)
Energía (kW.h)	B-01 (386 kW)	0,10	926,40	338 136,00
	B-02 (3,02 kW)	0,10	7,25	2 645,52
	M-01 (2,30 kW)	0,10	5,52	2 014,80
	M-02 (0,0054 kW)	0,10	0,013	4,73
TOTAL			939,18	342 801,05

El costo del agua por m³ para la operación del sistema recuperador de fibra, se estimó a partir de los precios reportados por la Empresa de Agua potable de Quito. Se consideró el costo de una semana de agua ya que posteriormente la misma será recirculada al sistema recuperador para los tanques de dilución y las líneas de limpieza de la criba. Los costos se muestran en la Tabla 5.4.

Tabla 5.4. Costo de agua del sistema recuperador de fibra

Concepto	Detalle	Costo unitario (USD/m ³)	Costo Día (USD)	Costo Semana (USD)
Agua (m ³)	Agua de dilución (7 426, 21 m ³)	0,72	5 346,87	37 428,09
	Agua de limpieza (1 430,00 m ³)	0,72	1 029,60	7 207,20
TOTAL				44 635,29

El costo de los salarios para el personal que trabajará en el manejo de los equipos del sistema recuperador de fibra se estableció a partir del salario básico unificado de 360,00 USD más el costo de afiliación al seguro correspondiente al 20 % del salario básico, el décimo tercer sueldo correspondiente a la doceava parte de las remuneraciones percibidas en el año, y el décimo cuarto sueldo correspondiente a un salario básico a mitad del año. Los valores reportados por el Ministerio de Relaciones Laborales se muestran en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5. Sueldo del personal del sistema recuperador de fibra

Personal	Cantidad (unidades)	Sueldo mensual (USD)	Sueldo Anual (USD)
Operadores de planta	3	1 080,00	12 960,00
Afilación al IESS		216,00	2 592,00
Sueldo décimo tercero		-	1 080,00
Sueldo décimo cuarto		-	360,00
TOTAL			16 992,00

El total de gastos comprendidos para el primer año de funcionamiento del recuperador de fibra se detalla en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6. Compendio total de gastos para el primer año de funcionamiento de la planta recuperadora de fibra

Concepto	Costo (USD)
Equipos y accesorios	85 600,00
Obra civil	25 500,00
Demanda energética	342 801,05
Demanda de agua	44 635,29
Administrativo	16 992,00
TOTAL	515 528,34

Acorde con la Tabla 5.6 el gasto total para el primer año de funcionamiento del sistema recuperador de fibra asciende a 515 528,34 USD.

El gasto para la recuperación de fibra después del primer año de operación, considerando un costo por mantenimiento de 5 % del costo total de equipos y accesorios, se presenta en la Tabla 5.7 (Unidad de planeación minero energética, 2011, pp. 156-160).

Tabla 5.7. Costo del sistema recuperador después del primer año

Concepto	Costo (USD)
Demanda energética	342 801,05
Administrativo	16 992,00
Mantenimiento (5 % Equipos y accesorios)	4 280,00
TOTAL	402 593,05

5.3 INGRESOS POR RECUPERACIÓN DE FIBRA CELULÓSICA

La celulosa recuperada tiene características óptimas para mejorar la calidad del papel la cual se cotiza en el mercado internacional con un costo de 518,51 USD/t. (Revista Economía y Negocios online, 2016, sección costos).

La celulosa que se recupera es de 4,65 t/día cantidad obtenida en el balance de masa de la Tabla 4.2. El ahorro generado por recuperar dicha cantidad de celulosa se presenta en la Tabla 5.8.

Tabla 5.8. Ahorro anual de celulosa

Concepto	Unidad (t/día)	Costo unitario (USD/t)	Costo anual (USD)
Celulosa para la producción de papel	4,65	518,51	880 041,10
TOTAL			880 041,10

5.4 FLUJO DE CAJA

La factibilidad del proyecto se determinó mediante la construcción un flujo de caja, se consideraron las variables de inversión que se presentan en la Tabla 5.9.

Tabla 5.9. Variables de inversión

Variables de inversión		
Variab les	Unidad	Valor
Aportación de socios	USD	515 528,34
Costo del primer año	USD	515 528,34
Costo después del primer año	USD	402 593,05
Ahorro generado por el proyecto	USD	880 041,10
Duración de capital de operación	Año	1,00
Amortización de maquinaria y equipo	años	15,00
Amortización de instalaciones	años	20,00

(*Banco Central del Ecuador, Mayo, 2014)

A partir de los parámetros de la Tabla 5.9, se hizo el flujo de caja correspondiente que se presenta en la Tabla 5.10.

Tabla 5.10. Flujo de caja para la implementación del sistema recuperador de fibra

Flujo de Caja (USD)				
Designación	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3
Inversión total	- 515 528,34	-	-	-
Aportación de socios	515 528,34	-	-	-
Ahorro recuperación de celulosa	-	880 041,10	880 041,10	880 041,10
Costo de operación	-	402 593,05	402 593,05	402 593,05
Flujo bruto	-	477 448,05	477 448,05	477 448,05
Flujo Acumulativo	- 515 528,34	- 38 080,29	439 367,76	916 815,81

Se observa que a partir del segundo año el flujo acumulativo es positivo con un valor de 439 367,76 USD; esto indica que la inversión inicial del proyecto ha sido recuperada.

Con los valores de TIR y VAN concebidos se puede afirmar que el proyecto de construcción y operación de la planta recuperadora de fibra celulósica es factible económicamente. Los valores VAN. y TIR se muestran en la Tabla 5.11.

Tabla 5.11. Criterios financieros para la implantación del sistema recuperador de fibra

Criterio	Valor
Inflación	0,14 %
Tasa de Interés Activa	8,86 %
Tasa Real	8,71 %
V.A.N.	534 913,40 USD
T.I.R.	42,00 %
Índice de Rentabilidad	2,55
Periodo de Recuperación	1,08 años

6 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Aguilar, J. Rivera, N. y Noé. (2004). *El reciclado de papel y cartón* (2da. ed.). Elementos: Ciencia y Cultura.
2. Ainhoa, S. (2004). Gestión del agua en la industria del papel. Recuperado de <http://www.sc.ehu.es/iawfemaf/archivos/materia/industrial/libro-3.PDF> (Diciembre, 2014)
3. Azagra, J. (2013). Evaluación técnica y económica de alternativas para la recuperación de fibra en la salida del proceso papelerero. Recuperado de <http://repositorio.uchile.cl/handle/2250/115074> (Febrero, 2015)
4. Banco Central del Ecuador. (2015, Febrero). Recuperado de: http://bce.fin.ec/resumen_ticker.php?ticker_value=inflacion, (Junio, 2015)
5. Barnett, D. Grier, L. (2001). Mill closure forces focus on fines retention, foam control. *Pulp & paper* 70(4):89-95. Recuperado de <http://agris.fao.org/agris-search/search.do?recordID=US9610281> (Junio, 2015)
6. Casey, P.J. (2000). *Pulpa y papel: Química y tecnología química*. (4ta. ed.). Madrid: LIMUSA S.A.
7. Contraloría General del Estado (2015). *Reajustes de salarios mínimos por ley*, Quito, Ecuador.
8. Coulson, J y Richardson, J. (2003). *Ingeniería química operaciones básicas*. (2da. ed.). Barcelona: Reverte.
9. Díaz, J. (2006). *Mecánica de Fluidos e Hidráulica*. (1ra. ed.). Cali: Universidad del Valle.

10. Economía y Negocios. (2016). Mercancías. Recuperado de <http://www.economiaynegocios.cl/mercados/mercancias.asp> (Abril, 2016)
11. Elías, X. (2009). Reciclaje de residuos industriales. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=8yWSZEBQsXgC&pg=PA300&dq=industri+de+papel+a+partir+de+fibras+recuperadas&hl=es&sa=X&ei=lvoWVdmHBuSwsATPzoDoCA&ved=0CCUQ6AEwAg#v=onepage&q&f=false>.
12. Esquivel, E. (2009). Dimensionamiento de equipos industriales. UDLAP, 2(3). Recuperado de http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/capitulo3.pdf (Enero, 2015)
13. FAO. (2014). La importancia del diseño y la selección de equipo. *Conservación de la energía en las industrias mecánicas forestales cap 5*. Recuperado de <http://www.fao.org/docrep/t0269s/t0269S09.htm> (Mayo, 2015)
14. Foust, A. (2005). Principios de operaciones unitarias. Editorial continental. (3ra. Ed). México.
15. Gardner, A. (2006). Tratamiento vibratorio para la recuperación de fibras de efluentes residuales. Recuperado de <http://worldwide.espacenet.com/publicationDetails/biblio?CC=US&NR=3220546A&KC=A&FT=D> (Agosto, 2015)
16. Gray, J. UHL, V. (2004). Mixing: Theory and practice, Academy Press Inc. Estados Unidos.
17. López, J. (2010). Variables críticas en la fabricación de papel reciclado. *Ingeniería primer*, 17(2), 75-83. Recuperado de https://www.tec.url.edu.gt/boletin/URL_17_ING02_OPINIONES.pdf (Septiembre, 2015)

18. Luraschi, M. (2007). Análisis de la cadena productiva de la celulosa y el papel a la luz de los objetivos de desarrollo sostenible. CEPAL Naciones Unidas, Santiago de Chile.
19. McCabe, W, y Smith, J. (2003). *Operaciones básicas de ingeniería química*. Recuperado de https://books.google.com.ec/books?id=YBXZz82jwksC&dq=sedimentacion+Smith+y+McCabe&hl=es&source=gbs_navlinks_s (Octubre, 2014)
20. Ministerio de Industria y Productividad; Instituto Nacional de Pre inversión (2014). Base de datos de productividad. *Estudio básico de la industria de papel y cartón*, Quito, Ecuador.
21. Municipio del Distrito Metropolitano de Quito. (2014). Normas técnicas para el control de descargas líquidas. Resolución N° 2-SA-2014 Recuperado de <http://www.quitoambiente.gob.ec> (Octubre, 2014)
22. Municipio del Distrito Metropolitano de Quito. (2014). Ordenanza Metropolitana N°. 404. Recuperado de <http://www.quitoambiente.gob.ec> (Abril, 2015)
23. Ocón, J. Vian, A. (2011). Elementos de ingeniería química (5ta. Ed). España: Aguilar S.A.
24. Páez, M. (2013). Manual para el estudiante de diseño de plantas industriales (1era. Ed). Quito, Ecuador: EPN.
25. Perry, R. Green, D. (2001). Manual del ingeniero químico. (8va. Ed). Kansas. EE UU: Universidad de Kansas. Capítulo 18.
26. Roca, A. (2014). Control automático de procesos industriales. Recuperado de https://books.google.es/books?id=xmMWBQAAQBAJ&dq=control+tw5+automa%C3%A1tico+por+Roca&hl=es&source=gbs_navlinks_s (Marzo, 2015)

27. Romero, J. (2001). Tratamiento de aguas residuales: Teoría y principios de diseño. (1era. Ed). Bogotá, Colombia: Escuela Colombiana de Ingeniería.
28. Sánchez, J. (2006). Instrumentación y control avanzado de procesos (1era. ed.). Madrid: Díaz de Santos.
29. Sinnott, R. (2005). Diseño Ingeniería Química. (4ta. Ed). Oxford: Coulson y Richardsons.
30. TAPPI. (2002). TAPPI T 211 om-93, TAPPI T 240 om-02, TAPPI T233 cm-95. *Standards and Suggest methods*, technical association of the pulp and paper industries, wood and pulp. New York, EE UU.
31. Torraspapel, (2010), Fabricación de papel. Recuperado de <http://www.torraspapel.com/Conocimiento%20Tcnico/FormacionFabricacionPapel.pdf> (Junio, 2015)
32. Unidad de planeación minero energética (2011). Determinación de la eficiencia energética del subsector industrial de pulpa y papel. Bogotá, Colombia.

ANEXOS

ANEXO I

PROCEDIMIENTOS TAPPI PARA DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS EN PULPA Y PAPEL

AI.1 PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE LA CONSISTENCIA CON BASE AL MÉTODO TAPPI T 240 OM-02

Equipos y Materiales

- Papel filtro.
- Embudo Büchner.
- Kitasato de 1L.
- Bomba de vacío.
- Estufa Memmert, 220 °C.
- Balanza Ohaus 2 000 g.
- Vaso de precipitación de 100 mL.
- Desecador.

Procedimiento

- Pesar el papel filtro.
- Colocar el papel filtro dentro del embudo Büchner y humedecer con agua.
- Pesar la muestra seleccionada con el vaso de precipitación tarado.
- Filtrar la muestra en el sistema de vacío.
- Secar el papel filtro con la muestra en horno a una temperatura de 135 ± 5 °C por un período de 15 minutos para eliminar el agua sobrante.
- Enfriar el papel por 5 minutos en el desecador.
- Pesar el papel filtro más la muestra.

Cálculos

$$\% \text{ Consistencia} = \frac{W_f - W_p}{W_m} * 100$$

[AI.1]

Donde:

Wf: Peso del papel filtro más muestra, [g]

Wp: Peso del papel filtro, [g]

Wm: Peso inicial de la muestra, [g]

Ejemplo de cálculo

Wf = 2,05 g

Wp = 1,51 g

Wm = 68,50 g

$$\% \text{Consistencia} = \frac{2,05 - 1,51}{68,50} * 100 = 0,78 \%$$

El papel filtro más la muestra, luego del procedimiento se muestran en la Figura A1.1.

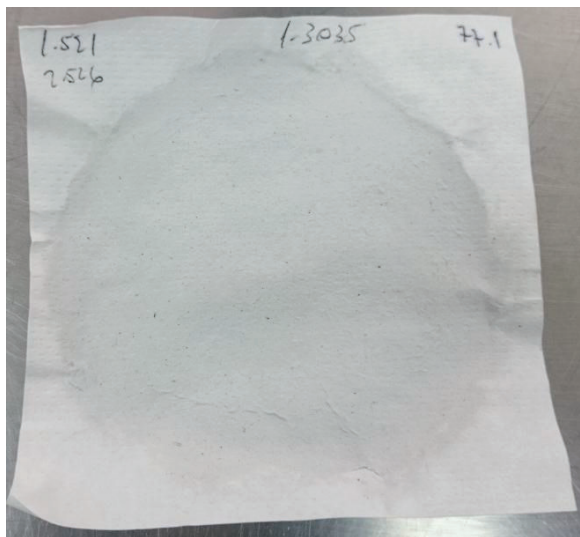


Figura A1.1. Papel filtro más muestra, luego del procedimiento de consistencia

AI.2 PROCEDIMIENTO PARA DETERMINACIÓN DE CENIZAS CON BASE AL MÉTODO TAPPI T 211 OM-93

Equipos y Materiales

- Crisoles.
- Mufla Nabertherm con control de temperatura.
- Balanza analítica Ohaus con precisión de 0,001 g.
- Desecador.

Procedimiento

- Pesar un crisol tarado.
- Tomar una cantidad entre 1,0 a 2,0 g de torta seca de celulosa, partirlo en trozos pequeños que puedan ser depositados en el crisol y pesarlo.
- Introducir el crisol con la muestra a la mufla usando pinzas y guantes anti flama, cuando la mufla haya alcanzado la temperatura de 525 °C y esperar por 1 hora.
- Retirar con cuidado el crisol de la mufla y llevarlo al desecador por un tiempo estimado de 30 minutos.

Cálculos

$$\% \text{ Cenizas} = \frac{W_f - W_c}{W_m} * 100 \quad [\text{AI.2}]$$

Donde:

Wf: Peso muestra después de ser incinerada, [g]

Wc: Peso crisol vacío y tarado, [g]

Wm: Peso muestra inicial, [g]

Ejemplo de cálculo

Wf = 28,67 g

$W_c = 27,38 \text{ g}$

$W_m = 4,45 \text{ g}$

$$\% \text{ Cenizas} = \frac{28,67 - 27,38}{4,45} * 100 = 28,99 \%$$

La muestra de cenizas luego de la calcinación se muestra en la Figura AI.2.



Figura AI.2. Muestra de cenizas, luego del procedimiento de calcinación

AI.3 PROCEDIMIENTO PARA DETERMINACIÓN DE LA LONGITUD DE FIBRA CON BASE AL MÉTODO TAPPI T 211 OM-93

Equipos y materiales

- Clasificador de pulpa M-46 Testing machines.
- Papel filtro.

Procedimiento

- Verificar que las mallas # 1, 2, 3, 4 y los compartimentos A, B, C, D estén limpios.
- Colocar las mallas de drenaje # 5, 6, 7, 8 y papeles filtro en los correspondientes extremos de las tuberías de descarga.
- Colocar las varillas con los tapones en los compartimentos respectivos que deben quedar bien ajustados.
- Abrir la válvula de agua y dejar que el sistema se llene, previamente se habrá regulado la entrada de agua a un flujo de 12,5 L/min.
- Prender el equipo mediante el interruptor, y cuando se haya conseguido el flujo uniforme en el clasificador, agregar lentamente la muestra, en el lado de la entrada del compartimento A.
- Continuar la clasificación durante 5 minutos.
- Apagar el equipo y cerrar el agua.
- Quitar los tapones de los tubos de drenaje, de los 4 compartimentos comenzando por el de la malla más fina.
- Con la manguera (colocada en la parte derecha del equipo) remover las fibras restantes que posiblemente se encuentran en los compartimentos.
- Remover las mallas de drenaje # 5, 6, 7, 8 sobre las que estarán las fibras clasificadas.
- Secar y pesar cada porción.

El equipo clasificador de pulpa se muestra en la Figura AI.3.



Figura AI.3. Equipo clasificador de pulpa M-46

Cálculos

Se empleara la Ecuación AI.3 para los respectivos cálculos.

$$\% \text{ retención} = \frac{W_f - W_p}{(C_{sm} * W_i)} * 100 \quad [AI.3]$$

Donde:

Wf: Peso final de la muestra, [g]

Wp: Peso del papel filtro, [g]

Csm: Consistencia de la muestra, [%]

Wi: Peso inicial de la muestra, [g]

Ejemplo de cálculo

Wf: 6,46 g

Wp: 0,67 g

Csm: 0,78 %

Wi: 90,00 g

$$\% \text{ retención} = \frac{6,46 - 0,67}{0,78 * 90,00} * 100 = 8,25 \%$$

ANEXO II

BALANCE DE MASA

Se realizó el balance de masa a partir de un caudal de 77,56 m³/h correspondiente a la corriente de agua residual o licor clarificado de la planta recicladora de papel, presente en la Tabla 3.1. La densidad del agua residual se obtuvo mediante el uso de un densitómetro su valor es de 1 010 kg/m³.

Los balances de masa se calcularon con base al BFD de la Figura 4.1, a los resultados de consistencia y cenizas de la Sección 3.2 y a las condiciones de operación de criba estática descritas en el Anexo III.

Corriente N. 1.

El flujo de agua residual se calculó con la Ecuación AII.1.

- Flujo másico del agua residual.

$$F \text{ másico de agua residual} = Q \text{ agua}_{\text{residual}} * \rho \text{ agua}_{\text{residual}} \quad [\text{AII.1}]$$

$$F \text{ másico de agua residual} = 77,56 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1\,010 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 78\,335,60 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El flujo másico de celulosa se calculó mediante la Ecuación AII.2.

- Flujo másico de celulosa.

$$F \text{ másico de celulosa} = \% \text{ sólidos} * F \text{ másico de la suspensión} \quad [\text{AII.2}]$$

$$F \text{ másico de celulosa} = \frac{0,99}{100} * 78\,335,60 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 775,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El flujo másico de cenizas se calculó con la Ecuación AII.3.

- Flujo másico de cenizas.

$$F \text{ másico de cenizas} = \% \text{ Cenizas} * F \text{ másico de celulosa} \quad [\text{AII.3}]$$

$$F \text{ másico de cenizas} = \frac{26,17}{100} * 775,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 202,95 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente N. 2.

El esquema de corrientes de entrada y salida al tanque de dilución se muestra en la Figura AII.1, donde C representa el porcentaje de celulosa y Cn el porcentaje de cenizas.

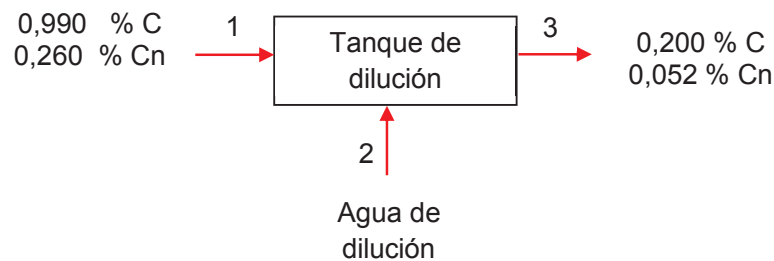


Figura AII.1. Esquema de corrientes en el tanque de dilución

El balance global se presenta en la Ecuación AII.4.

$$\text{Balance Global} \quad Fm3 = Fm1 + Fm2 \quad [\text{AII.4}]$$

$$Fm3 = 78\,335,60 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + Fm2$$

El balance específico de celulosa se presenta en la Ecuación AII.5.

$$\text{Balance Celulosa} \quad Fm3 * Xc3 = Fm1 * Xc1 + Fm2 * Xc2 \quad [\text{AII.5}]$$

$$Fm3 * 0,0020 = 78\,335,60 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,0099 + Fm2 * 0$$

$$Fm3 * 0,0020 = 78\,335,60 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,0099$$

$$Fm3 = 387\,761,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El flujo másico de agua de dilución se calculó con la Ecuación All.4.

- Flujo másico de agua de dilución.

$$F \text{ másico de agua de dilución} = 387\,761,22 \frac{kg}{h} - 78\,335,60 \frac{kg}{h}$$

$$F \text{ másico de agua de dilución} = 309\,425,62 \frac{kg}{h}$$

Corriente N. 3.

Para la corriente N. 3 que sale del tanque de dilución y entra a la criba estática los flujos másicos de celulosa y cenizas no cambian.

- Flujo másico de agua residual.

$$F \text{ másico de agua residual} = 387\,761,22 \frac{kg}{h}$$

- Flujo másico de celulosa.

$$F \text{ másico de celulosa} = 775,52 \frac{kg}{h}$$

- Flujo másico de cenizas.

$$F \text{ másico de cenizas} = 202,95 \frac{kg}{h}$$

Corriente N. 4.

Para la corriente N. 4 que sale de la criba estática inclinada se usaron los datos de la corriente N. 3 y el porcentaje de retención de celulosa en malla descrita en

la Sección 3.3. El esquema de corrientes de la criba estática se muestra en la Figura AII.2.

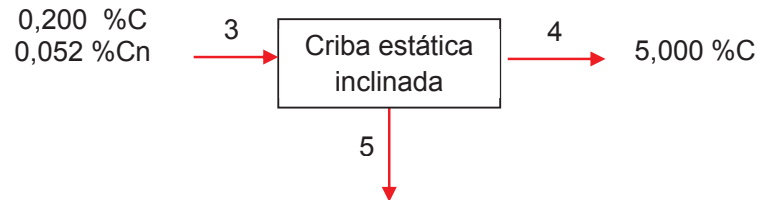


Figura AII.2. Esquema de corrientes en criba estática inclinada

El flujo másico de celulosa depende del porcentaje de retención que es de 25% y consta en el Anexo III. Se calculó con la Ecuación AII.7.

- Flujo másico de celulosa.

$$F \text{ másico de celulosa} = F_{mc3} * \% \text{ de retención de celulosa} \quad [\text{AII.7}]$$

$$F \text{ másico de celulosa} = 775,52 \frac{kg}{h} * 0,25 = 193,88 \frac{kg}{h}$$

El flujo de agua residual se calculó mediante la Ecuación AII.8.

- Flujo másico de agua residual.

$$F \text{ másico de agua residual} = F_{mc4} / X_{c4} \quad [\text{AII.8}]$$

$$F \text{ másico de agua residual} = 193,88 \frac{kg}{h} / 0,05 = 3\,877,6 \frac{kg}{h}$$

El flujo másico de cenizas se calculó con la Ecuación AII.3.

- Flujo másico de cenizas.

$$F \text{ másico de cenizas} = \frac{26,17}{100} * 193,88 \frac{kg}{h} = 50,74 \frac{kg}{h}$$

Corriente N. 5.

El flujo másico de agua residual se calculó con la Ecuación AII.9.

- Flujo másico de agua residual.

$$F \text{ másico de agua residual} = Fm3 - Fm4 \quad [\text{AII.9}]$$

$$F \text{ másico de agua residual} = 387\,761,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 3\,877,60 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 383\,883,62 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El flujo másico de celulosa fina se calculó con la Ecuación AII.10.

- Flujo másico de celulosa fina.

$$F \text{ másico de celulosa}_{(finos)} = Fmc3 - Fmc4 \quad [\text{AII.10}]$$

$$F \text{ másico de celulosa}_{(finos)} = 775,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 193,88 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 581,64 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El flujo másico de cenizas se calculó mediante la Ecuación AII.3.

- Flujo másico de cenizas.

$$F \text{ másico de cenizas} = \frac{26,17}{100} * 581,64 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 152,21 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente N. 6.

El flujo másico de agua de limpieza se calculó con el flujo volumétrico descrito en la Sección 3.3.2 el cual es de 1 430 m³/día, mediante la Ecuación AII.1.

$$F \text{ másico de agua de limpieza} = 59,58 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 59\,583,33 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente N. 7.

Para la corriente N. 7 que sale del tanque de homogeneización hacia otra etapa del proceso, los flujos másicos no cambian. El esquema de corrientes del tanque de homogeneización se muestra en la Figura AII.3.

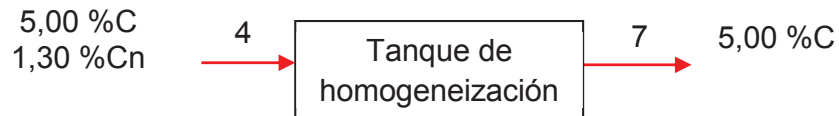


Figura AII.3. Esquema de corrientes en el tanque de homogeneización

- Flujo másico de celulosa.

$$F \text{ másico de celulosa} = 193,88 \frac{kg}{h}$$

- Flujo másico de cenizas.

$$F \text{ másico de cenizas} = 50,74 \frac{kg}{h}$$

- Flujo másico de agua.

$$F \text{ másico de agua residual} = 3\,877,6 \frac{kg}{h}$$

Corriente N. 8.

Para la corriente N. 8 que abandona el tanque de almacenamiento de filtrados y va hacia la planta de tratamiento de efluentes, los flujos másicos son los siguientes.

- .Flujo másico de agua residual.

$$F \text{ másico de agua residual} = 383\,883,62 \frac{kg}{h}$$

- Flujo másico de celulosa.

$$F \text{ másico de celulosa} = 581,64 \frac{kg}{h}$$

- Flujo másico de cenizas.

$$F \text{ másico de cenizas} = 152,21 \frac{kg}{h}$$

ANEXO III

DIMENSIONAMIENTO Y ESCALADO DE EQUIPOS

AIII.1 CÁLCULO PARA EL ESCALADO DE UNA CRIBA ESTÁTICA INCLINADA

De la Figura 3.1 se pueden seleccionar algunos tipos de equipos separadores en fase líquida-sólida, en la misma consta la criba estática para tamaños de partícula mayores a 150 μm .

El espesor mínimo de la torta de descarga recomendado para cribas estáticas horizontales o inclinadas está en el rango de 20 a 25 mm a partir de la Figura 3.2, para este caso se tomó un valor mínimo de 20 mm.

El peso en seco de la torta de descarga recomendado a partir del espesor mínimo de torta y de la Figura 3.3 es de $W = 27 \text{ kg/m}^2$.

El cálculo del porcentaje de retención de celulosa en malla se hizo con base al factor teórico o de fábrica (F_f) que para el caso de cribas de pulpa y papel es de 0,70 según Romero (2001), y al porcentaje de retención para partículas mayores 100 mesh o 150 μm (F_{tp}) presentado en la Tabla 3.3; mediante la Ecuación 3.1.

$$\% \text{ de retención de celulosa} = F_f * F_{tp} * 100$$

$$\% \text{ de retención de celulosa} = 0,70 * 0,35 * 100 = 25\%$$

El tiempo de filtrado se obtuvo mediante la relación peso en seco de la torta de descarga versus tiempo, presente en la Figura 3.4 el cual corresponde a 2,0 min, lo que indica que pasarán 2,0 min antes de que se abra la compuerta de descarga para liberar el material recuperado.

El factor de tasa de filtrado depende de condiciones de descarga y de área propias de cada sistema, mientras más cercano a 1 es este factor, mejores son las condiciones para cada caso, y se obtuvo mediante la Ecuación 3.2.

$$\text{Factor diseño} = Fd * Fa$$

Cuando se selecciona un filtro para una aplicación particular, se pretende que la unidad sea capaz de descargar esencialmente 100 % de la torta que se forma. En este caso, la criba estática retiene en el área filtrante pequeñas cantidades de celulosa haciendo importante la implementación de un sistema de limpieza de malla y reduciendo el porcentaje de descarga de la torta a 70 %.

El área real de una criba estática generalmente no es menos del 80 a 90 % del área nominal, dependiendo del tamaño y del número de secciones. Esta variación está representada en el factor de área el cual es mínima de 80 % ya que la criba está formada por una sola sección (Coulsom and Richardson, 2013, pp. 20-30).

$$\text{Factor de descarga} = 0,70$$

$$\text{Factor de área} = 0,80$$

$$\text{Factor diseño} = 0,70 * 0,80 = 0,56$$

La tasa de filtrado de diseño se calcula utilizando el tiempo obtenido de la Figura 3.4 el cual para un peso de 27,00 kg/m² es de 2,00 min, mediante la Ecuación 3.3.

$$\text{Tasa de filtrado} = (W \frac{kg}{m^2} / \text{tiempo ciclo min}) (60 * \text{factor diseño})$$

$$\text{Tasa de filtrado} = (27,00 \frac{kg}{m^2} / 2,00 \text{ min}) (60 * 0,56)$$

$$\text{Tasa de filtrado} = 453,60 \frac{kg}{m^2 * h}$$

El área requerida para filtrar 775,52 kg/h de celulosa, correspondiente a la corriente de alimentación a la criba, corriente número 3 del diagrama PFD, se obtuvo mediante la Ecuación 3.4.

$$\text{Área de filtrado} = Fmc / Tf$$

$$\text{Área de filtrado} = 775,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} / 453,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

$$\text{Área de filtrado} = 1,71 \text{ m}^2$$

Los criterios de operación de una criba para efluentes clarificados de una industria de pulpa y papel se muestran en la Figura AIII.1.

TABLE 18-7 Typical Thickener and Clarifier Design Criteria and Operating Conditions

	Percent solids		Unit area, m ² /(t/d)*†	Overflow rate, m ³ /(m ² ·h)*
	Feed	Underflow		
Alumina Bayer process				
Red mud, primary	3-4	10-25	2-5	
Red mud, washers	6-8	15-35	1-4	
Hydrate, fine or seed	1-10	20-50	1.2-3	0.07-0.12
Brine purification	0.2-2.0	8-15		0.5-1.2
Coal, refuse	0.5-6	20-40	0.5-1	0.7-1.7
Coal, heavy-media (magnetic)	20-30	60-70	0.05-0.1	
Cyanide, leached-ore	16-33	40-60	0.3-1.3	
Flue dust, blast-furnace	0.2-2.0	40-60		1.5-3.7
Flue dust, BOF	0.2-2.0	30-70		1-3.7
Flue-gas desulfurization sludge	3-12	20-45	0.3-3†	
Magnesium hydrate from brine	8-10	25-40	5-10	
Magnesium hydrate from seawater	1-4	15-20	3-10	0.5-0.8
Metallurgical				
Copper concentrates	14-50	40-75	0.2-2	
Copper tailings	10-30	45-65	0.4-1	
Iron ore				
Concentrate (magnetic)	20-35	50-70	0.01-0.08	
Concentrate (nonmagnetic), coarse: 40-60% -325	25-40	60-75	0.02-0.1	
Concentrate (nonmagnetic), fine: 65-100% -325	15-30	60-70	0.15-0.4	
Tailings (magnetic)	2-5	45-60	0.6-1.5	1.2-2.4
Tailings (nonmagnetic)	2-10	45-50	0.8-3	0.7-1.2
Lead concentrates	20-35	60-80	0.5-1	
Molybdenum concentrates	10-35	50-60	0.2-0.4	
Nickel, (NH ₄) ₂ CO ₃ leach residue	15-25	45-60	0.3-0.5	
Nickel, acid leach residue	20	60	0.8	
Zinc concentrates	10-20	50-60	0.3-0.7	
Zinc leach residue	5-10	25-40	0.8-1.5	
Municipal waste				
Primary clarifier	0.02-0.05	0.5-1.5		1-1.7
Thickening				
Primary sludge	1-3	5-10	8	
Waste-activated sludge	0.2-1.5	2-3	33	
Anaerobically digested sludge	4-8	6-12	10	
Phosphate slimes	1-3	5-15	1.2-18	
Pickle liquor and rinse water	1-8	9-18	3.5-5	
Plating waste	2-5	5-30		1.2
Potash slimes	1-5	6-25	4-12	
Potato-processing waste	0.3-0.5	5-6		1
Pulp and paper				
Green-liquor clarifier	0.2	5		0.8
White-liquor clarifier	8	35-45	0.8-1.6	
Kraft waste	0.01-0.05	2-5		0.8-1.2
Deinking waste	0.01-0.05	4-7		1-1.2
Paper-mill waste	0.01-0.05	2-8		1.2-2.2
Sugarcane defecation			0.5‡	
Sugar-beet carbonation	2-5	15-20	0.03-0.07‡	
Uranium				
Acid-leached ore	10-30	25-65	0.02-1	
Alkaline-leached ore	20	60	1	
Uranium precipitate	1-2	10-25	5-12.5	
Water treatment				
Clarification (after 30-min flocculation)				1-1.3
Softening lime-soda (high-rate, solids-contact clarifiers)				3.7
Softening lime-sludge	5-10	20-45	0.6-2.5	

*m²/(t/d) × 9.76 = ft²/(short ton/day); m³/(m²·h) × 0.41 = gal/(ft²·min); 1 t = 1 metric ton.

†High-rate thickeners using required flocculant dosages operate at 10 to 50 percent of these unit areas.

‡Blasts: 1 t of cane or beets.

Figura AIII.1. Criterios de operación de espesadores y clarificadores

(Perry, 2001, p. 84)

El efluente de alimentación a la criba estática en la industria de pulpa y papel se lo conoce como licor clarificado, de la Figura AIII.1 los criterios de operación para este tipo de efluente corresponden a ~0,20 % de sólidos o consistencia en la entrada y de ~5,00 % de sólidos o consistencia a la salida.

AIII.2 CÁLCULO PARA EL ESCALADO DEL SISTEMA DE LIMPIEZA DE LA CRIBA ESTÁTICA

El sistema de limpieza se dimensionó tomando en cuenta el área de filtrado que es de $1,70 \text{ m}^2$ y el área cubierta por cada aspersor de tipo colgante ubicados a una distancia de 50 cm es de $0,07 \text{ m}^2$. En la Figura AIII.2 se esquematiza el sistema.

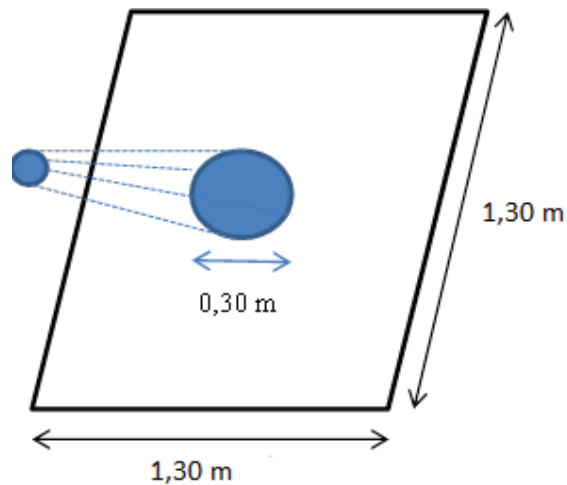


Figura AIII.2. Esquema del área cubierta por aspersor

El sistema es oscilante en el sentido vertical de la malla por lo tanto para cubrir una distancia de $1,30 \text{ m}$, el diámetro de aspersión y el número de aspersores se calculan mediante la Ecuación 3.5 y 3.6.

$$\text{Diámetro de aspersión} = \sqrt{\frac{A}{\pi}} * 2 = 0,30 \text{ m}$$

$$\text{Número de aspersores} = \frac{1,30 \text{ m}}{0,30 \text{ m}} = 4$$

AIII.3 CÁLCULO PARA EL ESCALADO DE TANQUES

El volumen total del tanque de dilución se calcula para media hora de operación y con los flujos de licor clarificado de papel que es 77,56 m³/h y agua de dilución que es 309,43 m³/h, correspondiente a las corrientes N. 1 y N. 2 respectivamente del diagrama PFD, mediante la Ecuación 3.8.

$$V_t = V * \left(1 + \frac{f}{100}\right)$$

$$V_t = \left(77,56 \frac{m^3}{h} + 309,43 \frac{m^3}{h}\right) * \left(1 + \frac{20}{100}\right) * 0,50 h$$

$$V_t = 232,19 m^3$$

El diámetro del tanque se obtiene aplicando la Ecuación 3.9.

$$D = \sqrt[3]{\frac{8V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8 * 232,19 m^3}{\pi}}$$

$$D = 8,40 m$$

La altura necesaria para el tanque se halla mediante la Ecuación 3.7.

$$H = 0,5 D$$

$$H = 0,50 * 8,40 m$$

$$H = 4,20 m$$

AIII.4 RECOMENDACIONES PARA LA UBICACIÓN DE AGITADORES PARA TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE PULPA SEGÚN NORMAS TAPPI

Tabla AIII.1. Recomendaciones TAPPI para ubicación de impulsores

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

(*TAPPI, TIP 0420-13, 2012)

La forma circular de la base del tanque, su relación diámetro altura y la alta densidad del fluido de $1\ 000\ \text{kg/m}^3$ contenido en el tanque fueron factores determinantes para utilizar un agitador de pared.

De acuerdo a las normas TAPPI en su sección TIP 0420-13, se indica que para la presente configuración es necesario un solo agitador.

AIII.5 CÁLCULO PARA EL ESCALADO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN

El diámetro del impulsor del tanque de dilución se calcula mediante la Ecuación 3.10.

$$D = 0,2D_t$$

$$D = 0,2 * 8,40 \text{ m}$$

$$D = 1,68 \text{ m}$$

La altura del impulsor se calcula mediante la Ecuación 3.11.

$$Hi = 0,75D$$

$$Hi = 0,75 * 1,68 \text{ m}$$

$$Hi = 1,26 \text{ m}$$

En la Figura AIII.3 se muestra un esquema de las dimensiones calculadas.

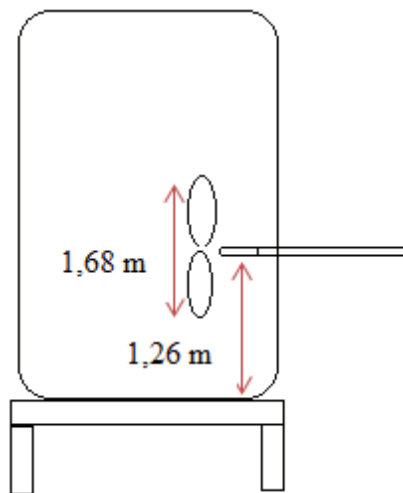


Figura AIII.3. Diámetro y altura del impulsor

El número de Reynolds se calcula utilizando la Ecuación 3.12, donde se relacionan valores de densidad y viscosidad similares al agua ya que la solución de celulosa diluida tiene 0,2 % en sólidos.

Densidad del agua a 20°C es $1\,000 \frac{kg}{m^3}$

Viscosidad del agua a 20°C es $0,001003 \frac{kg}{m\,s}$

$$N_{Re} = \frac{D^2 N \rho}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{(1,68\,m)^2 * 0,83 \frac{rev}{s} * 1\,000 \frac{kg}{m^3}}{0,001003 \frac{kg}{m\,s}}$$

$$N_{Re} = 2,33 * 10^6$$

De la Figura 3.6 con el número de Reynolds se sigue el eje de las ordenadas hasta llegar a la curva que corresponde a un propulsor de aspas planas tipo hélice, su valor en el eje de las ordenadas es el número de potencia.

$$N_{po} = 0,3$$

La potencia necesaria para el motor se calcula mediante la Ecuación 3.13, donde la constante dimensional es $1 \frac{kg\,m}{N\,s^2}$.

$$N_{po} = \frac{P\,g_c}{N^3 D^5 \rho}$$

$$P = \left(\frac{N_{po}}{g_c} \right) (N^3 D^5 \rho)$$

$$P = \left(\frac{0,3}{1 \frac{kg\,m}{N\,s^2}} \right) \left(1\,000 \frac{kg}{m^3} \left(0,83 \frac{rev}{s} \right)^3 (1,68\,m)^5 \right)$$

$$P = 2295,63\,W$$

$$P = 3,10\,HP$$

ANEXO IV

CÁLCULOS DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN EN TUBERÍAS Y ACCESORIOS PARA EL DISEÑO DE TUBERÍAS

El cálculo se hizo usando la corriente 7 del diagrama P&ID como ejemplo.

Para esta tubería que provee de celulosa recuperada a otra etapa del proceso de reciclado de papel existe una distancia de 16 m entre el tanque de homogeneización y la torre de blanqueamiento, esquematizado en la Figura 4.4. La denominación en tubería descrita en la Tabla 4.3 indica un diámetro de 63 mm para esta corriente.

El flujo másico de la corriente 7 se obtuvo en el bance de masa. La velocidad de la corriente se calculó mediante la Ecuación AIV.1 (Páez, 2013, pp 59-62).

$$v = \frac{4 * F_m}{\pi * D_o^2 * \rho} \quad \text{[AIV.1]}$$

Donde:

F_m : flujo másico, [kg/h]

ρ : densidad del fluido, [kg/m³]

D_o : diámetro interno de tubería, [m]

v : velocidad del fluido, [m/h]

$$v = \frac{4 * 3\,877,6 \frac{kg}{h}}{\pi * (0,063m)^2 * 1\,000 \frac{kg}{m^3}} = 1\,243,92 \frac{m}{h} * \frac{1 h}{3\,600 s} = 0,35 \frac{m}{s}$$

Se aplicó el teorema de Bernoulli para dos puntos, el de entrada y el de salida de la tubería correspondientes a la corriente N. 7, representado en la Figura 4.4, mediante la Ecuación AIV.2 (Páez, 2013, pp 59-62).

- **Teorema de Bernoulli**

$$\frac{P_1}{\gamma_1} + \frac{v_1^2}{2g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma_2} + \frac{v_2^2}{2g} + z_2 + hf_{1-2} \quad [\text{AIV.2}]$$

Donde:

P: presión, [Pa]

γ : peso específico, [N/m³]

v: velocidad, [m/s]

z: altura, [m]

H_B: altura necesaria de la bomba, [m]

hf₁₋₂ pérdida total por fricción y accesorios, [m]

Los equipos de recuperación trabajarán a presión atmosférica y con una velocidad similar en ambos casos por lo tanto la Ecuación AIV.2 queda reducida a la Ecuación AIV.3.

$$H_B = z_2 - z_1 + hf_{1-2} \quad [\text{AIV.3}]$$

Se calculó el número de Reynolds haciendo uso de la Ecuación AIV.4 (Díaz, 2006 p. 142).

$$Re = \frac{D_o v \rho}{u} \quad [\text{AIV.4}]$$

Donde:

Re: número de Reynolds, [adimensional]

D_o: diámetro interno de tubería, [m]

v: velocidad del fluido, [m/s]

ρ : densidad del fluido, [kg/m³]

u: viscosidad del fluido, [N*s/m²]

$$Re = \frac{0,063 \text{ m} * 0,35 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,001003 \frac{\text{N} * \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$R_e = 21\,984,04$$

La Figura AIV.1 correspondiente al diagrama de Moody es empleado para obtener el factor de fricción para el diseño de las tuberías.

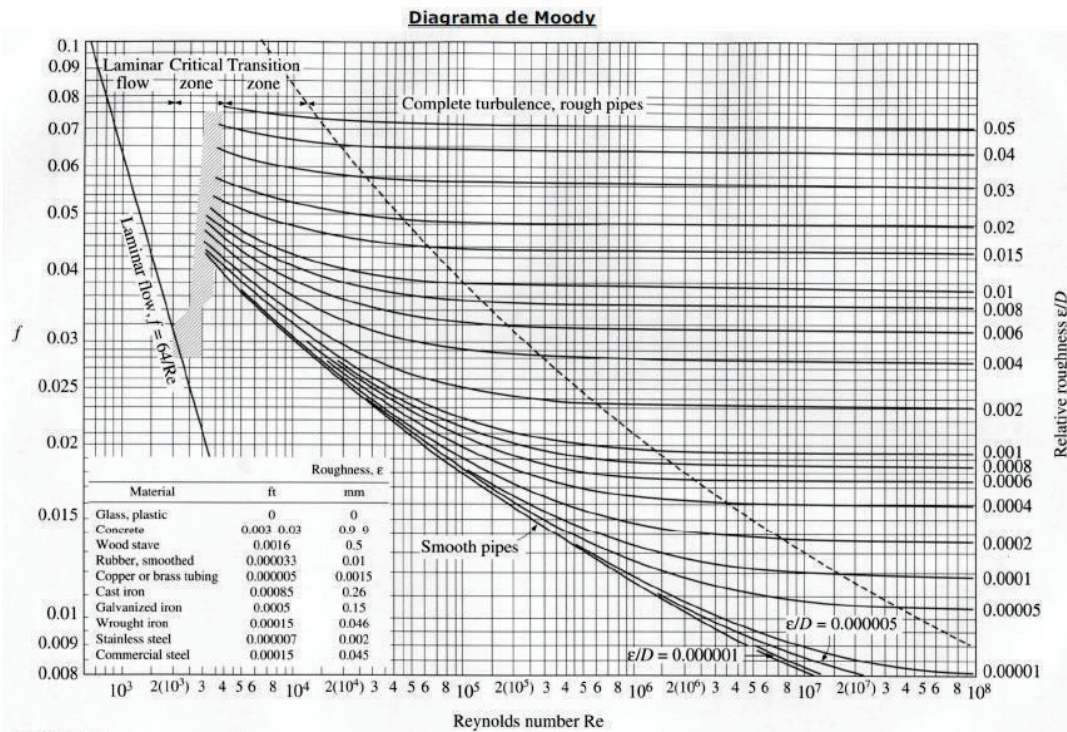


Figura AIV.1. Diagrama de Moody para pérdida por fricción de tuberías

(Díaz, 2006 p. 142)

La rugosidad de una tubería de acero galvanizado para evitar la corrosión según la Figura AIV.1 es de 0,15 mm, la rugosidad relativa se calculó utilizando la Ecuación AIV.5 (Díaz, 2006 p. 143).

$$e_r = \frac{e}{D_o} \quad \text{[AIV.5]}$$

Donde:

e_r : rugosidad relativa, [adimensional]

e : rugosidad, [m]

D_o : diámetro interno de tubería, [m]

$$e_r = \frac{0,00015 \text{ m}}{0,063 \text{ m}} = 0,0023$$

El factor de fricción se obtuvo aplicando la Figura AIV.1, subiendo desde el número Reynolds por las ordenadas hasta la curva correspondiente a una rugosidad relativa de 0,0023, su valor en las ordenadas es de 0,032.

$$f_D = 0,032$$

- **Pérdidas por fricción**

Se calculó la cabeza de pérdida por fricción utilizando la Ecuación AIV.6 (Díaz, 2006 p. 143).

$$hf_{1-2fr} = f_D \frac{v^2 L}{2g D_o} \quad \text{[AIV.6]}$$

Donde:

hf_{1-2fr} : cabeza de pérdida por fricción, [m]

f_D : factor de fricción, [adimensional]

L: largo de la tubería, [m]

D_o : diámetro interno de tubería, [m]

v: velocidad del fluido, [m/s]

g: aceleración de la gravedad, [m/s²]

$$hf_{1-2fr} = 0,032 \frac{(0,35 \frac{m}{s})^2}{2 * 9,81 \frac{m}{s^2}} * \frac{16,00 \text{ m}}{0,063 \text{ m}} = 0,051 \text{ m}$$

- **Pérdidas por accesorios**

La Figura AIV.2 presenta los valores de la constante K para diferentes accesorios de tuberías.

Accesorios	L/D	Diámetro nominal (en pulgadas)												
		1/2	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	2 1/2-3	4	6	8-10	12-16	18-24	
		Valores de K												
Válv.de compuerta(abierta)	8	0.22	0.2	0.18	0.18	0.15	0.15	0.14	0.14	0.12	0.11	0.1	0.1	
Válv.de globo(abierta)	340	9.2	8.5	7.8	7.5	7.1	6.5	6.1	5.8	5.1	4.8	4.4	4.1	
Válv.de retención horizontal(check)	100	2.7	2.5	2.3	2.2	2.1	1.9	1.8	1.7	1.5	1.4	1.3	1.2	
Válv.de retención horizontal oscilatoria(check)	50	1.4	1.3	1.2	1.1	1.1	1.0	0.9	0.9	0.75	0.7	0.65	0.6	
Válv.de pie de disco(de huso)con colador	420	11.3	10.5	9.7	9.3	8.8	8.0	7.6	7.1	6.3	5.9	5.5	5.0	
Válv.de pie de disco con bisagra	75	2	1.9	1.7	1.7	1.7	1.4	1.4	1.3	1.1	1.1	1.0	0.9	
Codos estándar	90°	30	0.81	0.75	0.69	0.66	0.63	0.57	0.54	0.51	0.45	0.42	0.39	0.36
	45°	16	0.43	0.4	0.37	0.35	0.34	0.3	0.29	0.27	0.24	0.22	0.21	0.19
	90° radio largo	16	0.43	0.4	0.37	0.35	0.34	0.3	0.29	0.27	0.24	0.22	0.21	0.19
	180°	50	1.35	1.25	1.15	1.10	1.05	0.95	0.9	0.85	0.75	0.7	0.65	0.6
Curvas de 90°	20	0.54	0.5	0.46	0.44	0.42	0.38	0.36	0.34	0.3	0.28	0.26	0.24	
T en línea (con derivación en la línea principal y lateral cerrada)	20	0.54	0.5	0.46	0.44	0.42	0.38	0.36	0.34	0.3	0.28	0.26	0.24	
T en línea (con circulación por derivación)	60	1.62	1.5	1.38	1.32	1.26	1.14	1.08	1.02	0.9	0.84	0.78	0.72	

Figura AIV.2. Constantes K de diferentes accesorios para tuberías

(Sánchez, 2006 p. 144)

Las pérdidas por accesorios se cuantificaron utilizando la Ecuación AIV.7, el ejemplo de cálculo se realizó para una válvula check su valor de K es 1,90 (Sánchez, 2006, p.144).

$$hf_{1-2ac} = K \frac{v^2}{2g} \quad \text{[AIV.7]}$$

Donde:

hf_{1-2ac} : cabeza de pérdida por accesorios, [m]

K: constante de pérdida por accesorio, [adimensional]

v_1 : velocidad del fluido, [m/s]

g: gravedad, [m/s²]

$$hf_{1-2ac} = 1,90 \frac{(0,35 \frac{m}{s})^2}{2 * 9,81 \frac{m}{s^2}} = 0,012 m$$

Las pérdidas por accesorios se detallan en la Tabla AIV.1

Tabla AIV.1. Cabeza de pérdidas por accesorios de las tuberías

Accesorio	Cabeza equivalente (m)
Codo de 90° 1	0,004
Codo de 90° 2	0,004
Válvula de globo	0,041
Válvula check	0,012
Pérdida total	0,060

Una vez calculadas las pérdidas por fricción de tuberías y accesorios, y haciendo uso de las diferencias de altura especificadas en el diagrama de elevación de la Figura 4.4, se halló la altura de la bomba utilizando la Ecuación AIV.3.

$$H_B = z_2 - z_1 + hf_{1-2} = (12m - 6m) + (0,051 m + 0,060 m) = 6,11 m$$

Determinada la altura de la bomba se calculó la potencia de bomba que más se ajusta al proceso, mediante la Ecuación AIV.8 (Díaz, 2006 p. 143; FAO, 2014, pp 75-90).

$$P_{Bomba} = \frac{367 * \rho_{agua residual} * Q * H_B}{\eta} \quad [AIV.8]$$

Donde:

P_{Bomba} : potencia de la bomba, [kW]

$\rho_{agua residual}$: densidad del agua residual, [kg/m³]

Q: caudal, [m³/s]

H_B : altura de bomba, [m]

El caudal de celulosa recuperada que sale del sistema es de 93,06 m³/día y posee un porcentaje de sólidos del 5 % por lo que su densidad es similar a la del agua, la altura es de 6,11 m, considerando que las bombas están ubicadas en la base de los equipos, se estima un rendimiento del 80 %, de modo que su potencia es:

$$P_{Bomba} = \frac{367 * 1\,000 \frac{kg}{m^3} * 3,87 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3\,600 s} * 6,11 m}{0,8}$$

$$P_{Bomba} = 3,02 \text{ kW}$$

$$P_{Bomba} = 4,05 \text{ Hp}$$

Para la corriente 3 del diagrama P&ID. la pérdida de carga fue de 7,83 m, y su caudal es de 387,76 m³/h, de modo que su potencia es:

$$P_{Bomba} = \frac{367 * 1\,000 \frac{kg}{m^3} * 387,76 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3\,600 s} * 7,83 m}{0,8}$$

$$P_{Bomba} = 386,90 \text{ kW}$$

$$P_{Bomba} = 518,84 \text{ Hp}$$