

Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas

Facultad Química-Farmacia

Departamento de Ingeniería Química

Trabajo de Diploma



Título: Evaluación de un tratamiento para recuperar la sosa a emplear en el mercerizado.

Diplomante: Yeinier de la C. Montañez Quesada

Tutores: Dra. Isabel Cabrera Estrada

Ing. Isael Curbelo Tápanes

Consultante: Ing. Félix Pérez Castellanos

Curso: 2016-2017

Pensamiento

"No tendremos una sociedad si destruimos el medio ambiente"

Margaret Mead

Dedicatoria

A mi Padre celestial, porque me ha sostenido hasta aquí.

A mi padre, Juan José Montañez Rodríguez y a mi madre, Teresa Victoria Quesada Hernández por ser sacrificados.

A mi hermana, Danny Montañez Lobo y a mi sobrino, porque los quiero mucho.

A mis demás familiares.

A mi amigo Jhessy Steve Díaz Cárdenas y a mi amiga Maritza Flores Hernández.

A todos los profesores que contribuyeron a mi formación hasta ahora.

AGRADECIMIENTOS

A mi Padre celestial, porque está a mi favor.

A todos los que en estos cinco años me han ayudado.

A todos los que en estos cinco años han orado por mí.

A todos los que me han apoyado y animado.

A todos mis amigos.

A todos, todos, todos...

Resumen

El presente trabajo se realizó en la Planta de Acabado de la UB Desembarco del Granma con el objetivo de reutilizar la sosa cáustica en el proceso de mercerizado. Se caracterizaron muestras de sosa determinando que las impurezas que contiene, mantienen la densidad correcta pero falsean su concentración 237,33 g/L. Las impurezas identificadas son: el contenido de carbonatos 13,25 g/L, la concentración de sólidos totales, que se duplica en la tercera recuperación y la presencia de celulosa e hidrocélulosa. La existencia de partículas coloidales en la solución de sosa no permite utilizar filtros convencionales para purificarla. Los experimentos de sedimentación y flotación que tienen como objetivo la purificación de la sosa no son adecuados en las condiciones evaluadas, no obstante, se observó que el peróxido clarificó la sosa lo cual es favorable para el proceso de mercerizado. Se propusieron tres variantes de recuperación de la sosa. Se determinó realizar una inversión debido a la obsolescencia de los equipos y a la necesidad de recuperar la sosa cáustica. Se seleccionan y se diseñan los equipos necesarios para el sistema de reconcentración de sosa cáustica: un intercambiador de calor, dos evaporadores y las bombas centrífugas. Se realizó un análisis técnico, económico y ambiental sobre la tecnología a implementar y se demuestra a través de indicadores dinámicos (VAN \$1.278.861,13, TIR 38% y PRD 3 años), que la implementación del proceso es factible y brinda ganancias.

Abstract

The present work was carried out in the Finishing Plant of the *UB Desembarco del Granma* with the objective of reusing the caustic soda in the mercerizing process. Samples of soda were characterized determining that the impurities contained therein maintain the correct density but distort their concentration 237.33 g / L. The impurities identified are: the carbonate content 13.25 g / L, the total solids concentration that is doubled in the third recovery, and the presence of cellulose and hydrocellulose. The existence of colloidal particles in the soda solution does not allow the use of conventional filters to purify it. Sedimentation and flotation experiments that aim to purify the soda are not adequate under the conditions evaluated. However, it was observed that the peroxide clarified the soda, which is favorable for the mercerizing process. Three variants of soda recovery were proposed. It was decided to make an investment due to the obsolescence of the equipment and the need to recover the caustic soda. The equipment required for the caustic soda concentration system is selected and designed: a heat exchanger, two evaporators and centrifugal pumps. A technical, economic and environmental analysis was carried out on the technology to be implemented, and it was demonstrated through dynamic indicators (VAN \$ 1,278,861.13, TIR 38% and PRD 3 years) that the implementation of the process is feasible and yields gains.

Índice

Introducción.....	1
Capítulo I Revisión bibliográfica.....	3
1.1 Mercerizado.....	3
1.1.1 Alternativas para mercerizar.....	4
1.2 Medidas para disminuir el impacto ambiental del proceso	4
1.3 Métodos y Tecnologías para la minimización de residuos.	5
1.3.1 Membranas.	5
1.3.2 Evaporadores de múltiple efecto.	11
1.3.3 Oxidación-flotación.....	13
1.3.4 Sedimentación	13
1.4 Equipos para la transportación de la sosa.	15
1.4.1 Bombas centrífugas.	15
1.4.2 Bombas de desplazamiento positivo.....	15
1.4.3 Bombas de transferencia de momento.....	15
1.5 Criterios técnicos, económicos y ambientales para la toma de decisiones.	15
1.6 Parámetros que inciden en la pureza de la sosa recuperada	17
1.7 Alternativas para el empleo o reutilización de la solución de sosa en el proceso de mercerizado.....	18
1.7.1 Posibles alternativas	18
1.8 Caracterización de productos químicos.....	18
1.8.1 Caracterización de la sosa.	18
1.8.2 Caracterización del peróxido	19
1.8.3 Ensayos de solubilidad.....	20
1.8.4 Detección de residuos celulósicos	20
Conclusiones parciales	20
Capítulo II	22
2.1 Descripción del proceso de mercerizado.....	22
2.2 Estado actual del proceso de recuperación de sosa cáustica	22
2.3 Caracterización en el laboratorio.	23
2.3.1 Determinación de concentración.	23
2.3.2 Determinación de carbonatos.	25

2.3.3 Determinación de sólidos totales.....	26
2.3.4 Ensayos de solubilidad con solvente.....	26
2.3.5 Ensayo de Nessler.....	26
2.3.6 Desestabilización del sistema coloidal presente en la muestra.....	27
2.3.7 Ensayo de sedimentación.....	28
2.3.8 Ensayo de Flotación.....	30
2.4 Alternativas para reutilizar la sosa.....	31
2.5 Selección y dimensionamiento de los equipos del sistema de reconcentración.....	33
2.5.1 Selección del intercambiador de calor.....	35
2.5.2 Selección de los evaporadores.....	37
2.5.3 Selección de la bomba.....	40
2.5.4 Selección de la membrana.....	43
Conclusiones parciales.....	43
Capítulo III Análisis económico.....	45
3.1 Costo de adquisición de los equipos.....	45
3.2 Costo actualizado de cada variante.....	46
3.2.1 El costo de la primera variante.....	46
3.2.2 El costo de la segunda variante.....	46
3.2.3 El costo de la tercera variante.....	47
3.3 Comparación y análisis de las variantes.....	47
3.4 Selección de la variante.....	48
3.4.1 Análisis ambiental.....	48
3.5. Costo Total de Inversión (CTI).....	48
3.6 Costo Total de Producción.....	49
3.7 Indicadores dinámicos de rentabilidad.....	51
Conclusiones parciales.....	51
Conclusiones.....	53
Recomendaciones.....	54
Bibliografía.....	55
Anexos.....	58

Introducción

La Industria textil fue de las primeras en desarrollarse. La producción de telas era desde hacía siglos una importante actividad en Gran Bretaña, tanto de tejidos elaborados a partir de lana, sector más tradicional; como más modernamente, de algodón.

Parte importante de esta producción era exportada, siendo Gran Bretaña uno de los mayores productores textiles del mundo desde décadas, antes de iniciarse la completa industrialización del sector, buena parte de esa producción se basaba en el llamado Sistema Doméstico.

La industrialización significó el paso progresivo de la producción artesanal en el ámbito doméstico mediante la utilización de herramientas o máquinas muy sencillas a la producción en grandes factorías, con decenas de telares movidos con energía hidráulica o por medio de máquinas de vapor.(Conamipe 2003)

En Cuba, ubicada en la provincia de Villa Clara, la Unidad Básica (UB) Textil “Desembarco del Granma” cuenta con un proceso productivo muy complejo abarcando todos los procesos de la rama textil, desde el diseño, hasta el acabado final de los tejidos e hilos, un proceso de hilado de fibra de poliéster de alta tenacidad, y procesos de tisaje y tintorería. Dentro de sus principales producciones se encuentran el hilo de coser, tejidos planos blancos, teñidos, estampados y el tejido de punto o crochet para la gasa quirúrgica; este último se introduce en el año 2010.

En la Planta de Acabado de la UB “Desembarco del Granma” se realizan a los tejidos tratamientos finales de naturaleza físico-química. En la sección de mercerizado se persigue como objetivo lograr mayor brillo en el tejido y aumentar la eficiencia en el teñido, para lo cual se emplea la sosa cáustica a concentración determinada. Posteriormente la sosa es reconcentrada a través de evaporadores doble efecto para su reutilización en dicha sección. El objeto de estudio de este trabajo lo constituye la etapa de recuperación.

Es importante destacar que el equipamiento de la Planta de Acabado opera desde hace más de 30 años por lo cual surgen ya dificultades para lograr la calidad que requiere el tejido y la Sosa que se reutiliza.

Problema científico: El proceso de recuperación de sosa existente en la Planta de Acabado de la UB “Desembarco del Granma” presenta limitaciones para garantizar la pureza de la solución recuperada y la calidad de la tela mercerizada.

Hipótesis: Si se evalúa un tratamiento para la obtención de la solución de sosa recuperada con la pureza requerida, se incrementa la efectividad del proceso de mercerizado de la tela.

Objetivo general:

Evaluar un tratamiento para la obtención de la solución de sosa purificada a emplear en el proceso de mercerizado de la tela.

Objetivos específicos:

- Conocer los posibles métodos aplicados para la caracterización de la solución de sosa proveniente del mercerizado así como los tratamientos requeridos para la obtención de la solución de sosa purificada, a través de una revisión bibliográfica sobre la temática.
- Caracterizar la solución de sosa cáustica antes y después de su empleo en el proceso de mercerizado.
- Analizar alternativas posibles para el empleo o reutilización de la solución de sosa en el proceso de mercerizado.
- Evaluar a nivel de laboratorio, la purificación de la solución de sosa cáustica con el empleo de peróxido de hidrógeno.
- Proponer el esquema tecnológico para la purificación de la solución de sosa cáustica.
- Diseñar los equipos del sistema de reconcentración.
- Realizar una evaluación técnica, económica y ambiental preliminar de la variante propuesta.

Capítulo I Revisión bibliográfica

1.1 Mercerizado

El tratamiento de mercerizado, con soluciones de hidróxido sódico, ha sido aplicado industrialmente durante muchos años sobre las fibras de celulosa. (Carrilloa 2002) Este proceso se efectúa empleando soluciones de sosa cáustica concentrada con el objetivo de aumentar el brillo del tejido y la afinidad al tinte. El mercerizado genera un hinchamiento total, un re-arreglo interno completo, estabilidad dimensional y reactividad máxima. El caustificado genera un hinchamiento casi total, rearreglo parcial, estabilidad dimensional y reactividad mejorada. La etapa de mercerización consta de tres zonas:

- Zona de penetración para ocasionar hinchamiento de fibra.
- Zona de control dimensional del tejido para impedir encogimiento y ayudar en la orientación de la fibra.
- Zona de estabilización en la que la concentración de NaOH es reducida mediante un lavado hasta concentraciones en las que no ocurra encogimiento. (Rodríguez 2010)

Un mercerizado irregular tendrá su principal consecuencia en una irregularidad de afinidad por parte del sustrato textil, y por tanto dará una tintura irregular. Este problema es difícil de solucionar, ya que las diferencias de afinidad provocadas no siempre se pueden igualar mediante otro caustificado y tintura posterior.

Las causas de que se pueda ocasionar un mercerizado irregular son:

- Producto de la mala calidad de la materia textil.
- Resultado de una preparación inadecuada (las operaciones de preparación que le anteceden al proceso de mercerizado son: chamuscado, desencolado, descrudado, blanqueo químico).
- Debido al agua y al vapor utilizado.
- Resultado de la maquinaria de mercerizado (deficiente mantenimiento y limpieza, carga excesiva, velocidades inadecuadas, corrosión).
- Resultado de una deficiente aplicación de productos, como la solución de sosa que se emplea, descontrol de las variables de proceso (temperatura, tiempo, pH y relación de baño).
- Procedentes de errores humanos (indebida definición de las operaciones de preparación previas al chamuscado, inadecuada definición de la fórmula o receta, programación inadecuada de las máquinas).

Debido a que esta planta tiene más de 30 años de explotación el equipamiento se encuentra en muy mal estado impidiendo lograr las condiciones de operación y que la tela se obtenga con los parámetros establecidos lo que se traduce en pérdidas económicas y disminución de la capacidad de producción.

1.1.1 Alternativas para mercerizar.

El Mercerizado se puede realizar en frío o caliente. Para el primero es necesario hacer una refrigeración costosa energéticamente mientras que en el segundo se ahorra lejía, agua de enjuague y vapor.

La impregnación caliente permite que la lejía penetre en la fibra con mayor rapidez y mejor uniformidad. Ella se introduce hasta el núcleo de la fibra. Por lo tanto, el hinchamiento no sólo se efectúa en la superficie del tejido. En comparación con la impregnación fría, el aumento del volumen es mucho mejor e influye positivamente en la estabilidad dimensional. Por lo cual es mejor la última variante (caliente). (Benninger 2000)

Las variables esenciales a controlar en el proceso son: la concentración de sosa cáustica, su temperatura, la humectación y la tensión de la fibra.

La baja concentración de sosa cáustica puede afectar la eficiencia de mercerización y reducir el brillo de la tela. La alta concentración no causa efecto de mejoría sobre el tejido y se incurriría en desperdicio de la sosa cáustica.

Trabajar con sosa cáustica a baja temperatura implica hacer una refrigeración costosa energéticamente. Una alta temperatura de la sosa cáustica disminuye la eficiencia del mercerizado. La temperatura óptima está en el rango de 21 a 27°C.

Una baja humectación puede provocar que la fibra se quiebre durante el enfriamiento. El tiempo de contacto de la sosa con el tejido debe ser aproximadamente 15 segundos para que se produzca el hinchamiento de la fibra.

En el mercerizado las altas tensiones causan pérdidas de elasticidad de las fibras. Mantener la tensión y no permitir el encogimiento adecuado deviene en no desarrollarse la máxima resistencia, una pérdida de extensibilidad, no se logra el brillo y la textura deseada. (Ibarra 2007)

1.2 Medidas para disminuir el impacto ambiental del proceso

La minimización de residuos se considera como una estrategia gerencial tendiente a reducir el volumen y la carga contaminante de los vertimientos generados por un proceso productivo; en otros términos es la estrategia para optimizar los procesos que producen descargas residuales líquidas y sólidas.

Se destacan tres actividades para la minimización de residuos:

- Reducción de la fuente: actividad que reduce o elimina la generación de residuos dentro del proceso productivo; mejora de métodos; nueva tecnología y reemplazo de insumos.
- Reciclaje o reuso: uso de aquellos residuos con valor económico ya sea directamente o después de un tratamiento.
- Tratamiento: cualquier actividad que reduzca el volumen o la carga contaminante de los residuos generados antes de su disposición final. (Clara Ines Rojas 1994)

En los últimos años, la recuperación de sosa cáustica contenida en las aguas del lavado de los géneros mercerizados ha ido adquiriendo importancia creciente debido a tres factores: la necesidad de disminuir los costos de productos químicos, el consumo de energía y reducir los costos del tratamiento de los efluentes. (Cegarra 1997)

Beneficios ambientales

Reducción drástica de la carga alcalina de las aguas residuales. El ácido necesario para la neutralización de las aguas residuales también disminuye fuertemente. (Valenciana 2008)

1.3 Métodos y Tecnologías para la minimización de residuos.

1.3.1 Membranas.

La aplicación de membrana tanto para la recuperación de productos químicos utilizados en la industria textil como para el reciclado de efluentes, está en constante evolución debido a diferentes factores:

- Aparición de nuevas membranas orgánicas más económicas y más resistentes a los agentes químicos.
- Desarrollo de la microfiltración y ultrafiltración tangencial.
- Surgimiento de membranas de cerámica. (Crespi 1988)

Una membrana es una lámina que permite el paso selectivo de sustancias a través de si. El flujo de estas sustancias puede venir determinado por diferentes "fuerzas impulsoras", principalmente: la presión, la concentración y el potencial eléctrico. La selectividad permitirá enriquecer o empobrecer una corriente o carga en una o varias sustancias. En un proceso de separación por membranas la alimentación es una mezcla de dos o más componentes la que es parcialmente separada por medio de una barrera semipermeable a través de la cual una especie se mueve más rápido que las demás.

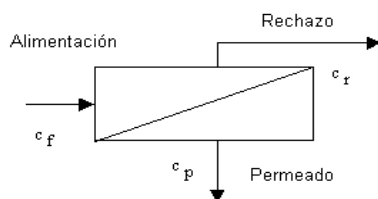


Figura #1 Representación de las fuerzas impulsoras y corrientes de entrada y salida de una membrana.

De este módulo emergen dos corrientes: el rechazo, que contendrá las sustancias que no han logrado pasar a través de la membrana y el permeado que contendrá las sustancias que sí pueden pasar a través de la membrana.

Casi todos los procesos técnicos de una membrana son procesos de flujos transversales, al contrario de la filtración clásica o filtración con flujo final ciego o perpendicular. En la filtración transversal se evita que se forme una torta de filtración.

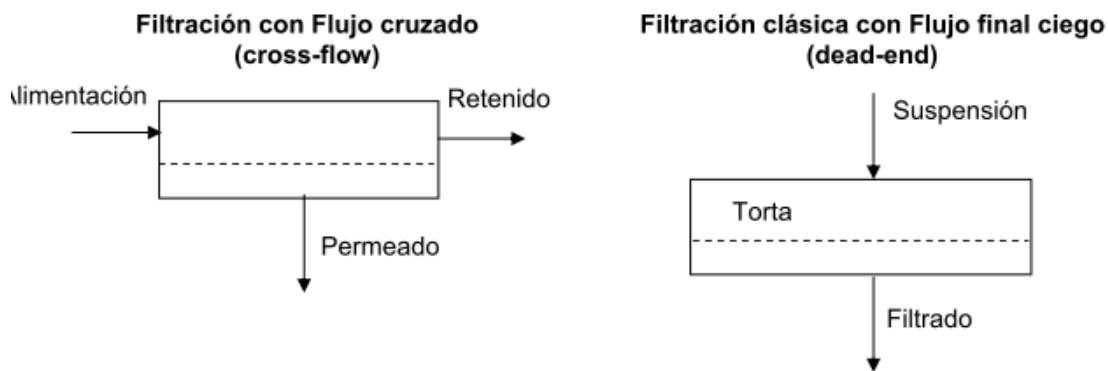


Figura #2 Representación de dos membrana con diferente esquema de flujo.

Las ventajas de un proceso de separación con membranas son:

- Tratamiento suave: Normalmente se trabaja en condiciones suaves de temperaturas.
- Compactidad: Los equipos suelen ser pequeños
- Bajo costo relativo de energía: Normalmente el gasto energético principal es el de bombeo de sustancias.
- Facilidad de montaje, desmontaje y operación.

Las desventajas son:

- Las membranas son caras
- Problemas de ensuciamiento: La membrana normalmente va perdiendo eficacia a lo largo de la operación.

La selectividad de una membrana frente a una sustancia puede venir dada por dos factores distintos dependiendo de cómo se describa la membrana:

- Tamaño: La membrana consta de poros, las sustancias más grandes que el tamaño de estos poros no podrán pasar a través de ella.
- Afinidad química: Si una sustancia se solubiliza fácilmente en la membrana podrá atravesarla, en caso contrario no.(Ramos 2016)

Naturaleza y tipos de membranas

Atendiendo a su naturaleza, las membranas se dividen en orgánicas e inorgánicas. En general las orgánicas son más fáciles de procesar y por lo tanto más baratas, mientras que las inorgánicas suelen ser más caras pero presenta la ventaja de ser resistente a agentes químicos agresivos.

Membranas orgánicas:

Los materiales más comunes son las poliamidas (variantes del nylon), el acetato de celulosa y las polisulfonas.

Membranas inorgánicas (materiales más comunes):

-Vidrios porosos.

-Metálicas.

-De óxidos metálicos.(Shahid Naveed 2006)

Módulos de Membranas:

Existe una serie de configuraciones modulares disponibles en el mercado, cada una con sus ventajas, dependiendo de la operación. Estos son:

- ◇ Módulo plano.
- ◇ Módulo tubular.
- ◇ Módulo de fibras huecas.
- ◇ Módulo en espiral.
- ◇ Módulo capilar.
- ◇ Módulo de disco y cilindro.

La elección del módulo más adecuado es principalmente una decisión económica. Esto no implica siempre la elección del módulo más barato, ya que el tipo de aplicación es también muy importante. La instalación de módulos tubulares y espirales suman el 60 - 70 % de las membranas instaladas. La disposición de los módulos a nivel industrial persigue el logro de un flujo de permeado elevado.

Disposiciones más empleadas:

Alimentación continua en varias etapas con paso simple: En cada etapa, la sección de paso disminuye para establecer las velocidades de flujo y así reducir los fenómenos de polarización pero la caída de presión aumenta al aumentar la concentración. El problema principal de este tipo de instalaciones es la falta de versatilidad, así si el flujo de permeado de un módulo se modifica, toda la instalación se descompensará. También, la simplicidad del sistema así como la utilización de una sola bomba permiten obtener un costo energético pequeño.

Alimentación continua a una etapa con recirculación: La ventaja principal de este sistema son los reducidos costos de inversión que presenta. Por el contrario, el producto circula por las últimas membranas a menor presión que en el sistema anterior, lo que reduce su eficacia. Además se produce un aumento de concentración en toda la etapa y un sobreconsumo energético.

Alimentación continua a varias etapas con recirculación: Con esta disposición resultan independientes la densidad de flujo y la presión a la entrada de las etapas por la presencia de bombas de recirculación. El flujo de las bombas de recirculación, la velocidad del fluido requerida sobre las membranas y la geometría de éstas determinan el número de módulos colocados en paralelo. La pérdida de carga, su influencia sobre el funcionamiento de las membranas y las características de la bomba de alta presión, fijan el número de módulos colocados en serie.

Tipos de separación con membranas

Atendiendo a la naturaleza de las fuerzas impulsoras se pueden dividir los procesos de membranas según el cuadro siguiente:

Tabla 1.1 División de los procesos de membrana de acuerdo a las fuerzas impulsoras

Fuerza impulsora	Factor de separación	Operación
Presión	Tamaño	Filtración
Presión y concentración	Difusividad o tamaño	Ósmosis inversa
Campo eléctrico	Carga	Electrodialisis
Concentración	Carga o tamaño	Diálisis

Otras...	Difusividad y solubilidad	Pervaporación y transporte activo
----------	---------------------------	-----------------------------------

A continuación se presenta una tabla resumen con los umbrales de corte y las posibilidades de separación de los procesos de membrana cuya fuerza impulsora es la presión.

Tabla 1.2 Umbrales de corte y las posibilidades de separación de los procesos de membrana cuya fuerza impulsora es la presión.

Proceso	Umbral de corte (KILODALTON)	Escala micrométrica (μm)	Rango de partícula
Nano Filtración (NF)	0.180-18.0	0.001-0.01	Iónico.
Ultra Filtración (UF)	12.0-250.0	0.008-0.1	Molecular
Micro Filtración (MF)	>100.0	0.07-10	Macromoléculas y Macropartículas.

Para el diseño de un sistema de separación por membranas se debe conocer:

- Composición química de la solución a tratar.
- Máxima y mínima temperatura de la corriente de entrada.
- Grado de recuperación.
- Nivel de concentración que se desea obtener en el retenido y permeado.
- Flujo de permeado y concentrado.
- Viscosidad de la solución a tratar.

Desde el punto de vista ingenieril, para obtener una separación óptima desde el punto de vista económico deberán definirse dos grandes grupos de variables:

- Variables de diseño: Serán aquellas variables que no pueden ser modificadas durante la operación, básicamente serán la naturaleza de la membrana y la superficie de ésta.
- Variables de operación: Serán aquellas que, dentro de unos márgenes razonables, sí pueden ser modificadas durante la operación, por ejemplo gradiente de presiones en ambos lados de la membrana, razón de recirculación. (Ramos 2016)

La industria textil utiliza cantidades considerables de hidróxido sódico para limpiar y preparar tejidos para teñir. La solución cáustica diluida contaminada al pasar por estos procesos se

concentra y se recupera comúnmente por evaporación, pero los evaporadores la recuperan muy contaminada. En el pasado, tenía que ser neutralizada antes de la eliminación. Ahora bien, Du Pont propone una tecnología de membrana para recuperar la sosa cáustica más limpia. Al combinar la experiencia en la investigación de polímeros, Tecnología de membrana e ingeniería de procesos, Du Pont ofrece soluciones personalizadas para la minimización de residuos más urgente, recuperación de materia prima y problemas de procesamiento de líquidos, incluyendo recuperación cáustica.

Algunas ventajas del sistema de membrana son:

- Ahorro de costos.
- Reducción de la descarga de residuos cáusticos.
- Reducción de la compra de sosa cáustica.
- Reducción de los requerimientos energéticos.
- Mejoras en el proceso.
- Obtención de sosa cáustica limpia para reutilización.
- Mayor eficiencia del evaporador.
- Ahorro de materias primas en el tratamiento de residuos.
- Baja inversión de capital.

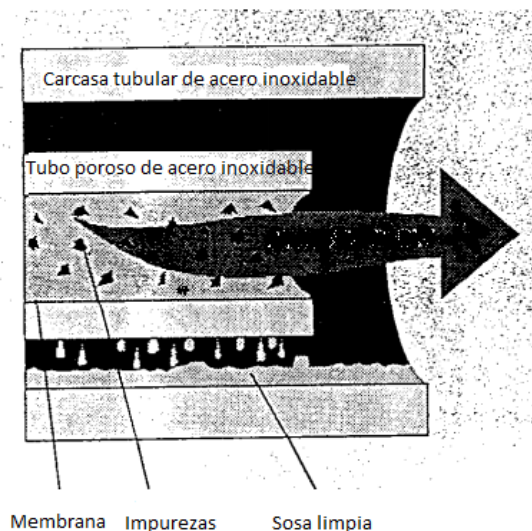


Figura 3 Corte vertical de la Membrana

Funcionamiento el sistema:

La corriente de alimentación cáustica contaminada se bombea hacia la membrana, la cual consiste en un tubo poroso de acero inoxidable. La sosa cáustica pasa a través del tubo poroso, y se recolecta en el interior de la carcasa tubular de acero inoxidable para su reutilización. Los contaminantes concentrados se extraen a la salida del otro extremo de la

tubería porosa para tratamiento o eliminación. El sistema de membrana filtra y limpia hasta el 95% de la corriente de alimentación cáustica. La sosa cáustica limpia se recicla directamente a los procesos de lavado y blanqueo, así como al teñido, también puede ser enviada a los evaporadores para reconcentrarla y luego se reutiliza en la mercerización. Los contaminantes concentrados del sistema de alimentación se descargan al tratamiento de residuos. (Pont 2010)

1.3.2 Evaporadores de múltiple efecto.

La aplicación de evaporadores de múltiple efecto para reciclado de efluentes presenta mayor número de instalaciones en dos campos muy concretos:

- Concentración y recuperación de las aguas alcalinas del mercerizado. El principal problema de estas instalaciones es que la solución de mercerizado se ensucia y esta suciedad se concentra al evaporar.
- Reutilización de los efluentes, como se sabe, estos efluentes son muy contaminantes y el costo de tratamiento es elevado. (Crespi 1988)

En los evaporadores múltiple efecto son de gran importancia el intercambiador de calor y el evaporador. El intercambiador de calor es empleado para el calentamiento de la solución que se alimenta al evaporador el cual tiene por objetivo reconcentrar dicha solución.

Los intercambiadores de calor se pueden clasificar en:

Intercambiador de calor de placas

Consiste en una serie de placas de metal, corrugadas, que se mantienen unidas mediante presión en un bastidor y selladas por medio de una junta, de manera que se forman una serie de pasillos interconectados a través de los cuales se hacen circular los fluidos de trabajo. Tienen como ventajas que son fácilmente desmontables, con lo cual se puede proceder a su limpieza con mayor rapidez, además el coeficiente de transferencia de calor es mayor, lo que permite construir equipos más compactos y con menor tiempo de residencia de los fluidos. Sus desventajas principales son que se utilizan para presiones bajas, y su caída de presión es relativamente alta. Son atractivos económicamente cuando ambos fluidos dictaminan materiales de construcción caros y exóticos. (Izquierdo Millán 2002)

Intercambiador de calor de doble tubo:

Los intercambiadores de calor de doble tubo son los más simples y se utilizan para flujos pequeños y velocidades bajas de flujo. En estos uno de los fluidos circulan en el interior de una tubería y el otro lo hace en el espacio anular entre ambas tuberías. La principal ventaja en el uso de los intercambiadores de doble tubo es la pequeña superficie de transferencia de calor contenida en una horquilla simple por lo que se requiere considerable espacio para su ubicación. (Q.Kern 1965) El tiempo y gastos requeridos para desmantelarlos y hacerles

limpieza periódica son prohibitivos comparados con otros tipos de equipo. Los costos de mantenimiento son altos. En su uso comercial llegan a ser excesivamente incómodos y costosos conforme aumenta su tamaño.(Ulrich 1985)

Intercambiadores de calor de tubo y concha

Los intercambiadores de calor de carcasa y tubos están compuestos por tubos cilíndricos, montados dentro de una carcasa, con el eje de los tubos paralelos al eje de la carcasa. Un fluido circula por dentro de los tubos, y el otro por el exterior (fluido del lado de la carcasa). (Brand 2009) Son el tipo de intercambiadores de calor más usado en la industria. Pueden soportar altas presiones por el lado de los tubos, además se pueden fabricar los tubos de aleaciones especiales y la coraza de material convencional barato. Su principal desventaja radica en la dificultad para la limpieza mecánica fuera de los tubos.(Q.Kern 1999)

Por otra parte los evaporadores se clasifican de la siguiente forma:

Evaporadores de tubo corto, calandria, canasta

Uno de los primeros tipos de evaporadores que todavía son de uso común, contiene un intercambiador de calor llamado canasta, el cual es un conjunto vertical de tubos relativamente grandes (5-8 cm de diámetro) abierto a ambos extremos. Está completamente sumergido en líquido cerca del fondo de un recipiente de proceso orientado verticalmente. Por el envolvente del conjunto de tubos entra un medio de calentamiento, generalmente vapor. Es compacto, relativamente poco costoso (cuando se construye de materiales convencionales) y eficiente. La popularidad de las unidades de tubos cortos ha declinado con el desarrollo de los evaporadores de tubos largos y de circulación forzada, los cuales en muchas de las aplicaciones tienen mayores coeficientes de transferencia de calor y requieren menor limpieza.(Ulrich 1985)

Evaporador vertical de tubos largos

Están compuestos básicamente de un envolvente convencional de paso sencillo y de un intercambiador de calor de tubos, orientado verticalmente y sujeto a un recipiente relativamente pequeño para la separación líquido-vapor. Como tienen una longitud de 6 a 12 m no pueden instalarse en donde el espacio vertical esté restringido. El área expuesta al fluido del proceso es relativamente pequeña por lo cual los evaporadores de tubos largos son la elección natural para el servicio de sustancias corrosivas. (Ulrich 1985) Este tipo de evaporador no es especialmente adaptable a los licores incrustantes o que depositan sales, pero es excelente para el manejo de líquidos espumosos o que forman natas.(Q.Kern 1965)

Evaporadores de circulación forzada

Son muy similares a las unidades de tubos largos, sin embargo a diferencia de estos últimos y a causa de la necesidad de recirculación raras veces se operan en un solo paso. Tienen

limitaciones de espacio de cabeza y son algo más inconvenientes para su limpieza. (Ulrich 1985)

1.3.3 Oxidación-flotación

Las aguas alcalinas del mercerizado poseen impurezas adquiridas durante este proceso y esta suciedad se concentra al evaporar. Para evitar este problema en Austria y después de estudios en instalaciones pilotos, se construyó una instalación de concentración de los baños de mercerizado que efectúa una limpieza por flotación química con agua oxigenada. (Posts 2005) El peróxido de hidrógeno oxida los restos de colorantes, reduce la longitud de la cadena de encolantes disminuyendo así la viscosidad de las lejías, y finalmente al descomponerse las pequeñas burbujas de dióxígeno producen la flotación de las impurezas poco solubles. Los resultados obtenidos han sido satisfactorios. (Crespi 1988)

1.3.4 Sedimentación

En algunos casos, para purificar el agua alcalina del mercerizado, se realiza una sedimentación. (Valenciana 2008)

La sedimentación se lleva a cabo en equipos denominados sedimentadores, en los cuales las partículas sólidas tienden a descender, siguiendo las leyes de caída de los cuerpos en el seno de fluidos, y acumularse en el fondo del equipo, formando allí una capa de polvo (si se trata de una suspensión gas-sólido) o de lodo (si se trata de una suspensión líquido sólido). En la parte superior del equipo se obtiene un fluido claro, libre de partículas. La eficiencia de este proceso depende en gran medida de la diferencia de densidades entre el sólido y el fluido, así como la viscosidad de este último. Mientras mayor es la diferencia de densidad, mayor será la velocidad de separación, la que aumenta también al disminuir la viscosidad del fluido. Este es económico pues aprovecha el efecto de la gravedad, haciéndose menor el gasto energético. Por ello para tratar grandes volúmenes de suspensiones la sedimentación es ampliamente usada en los centrales azucareros, en la industria de níquel y otras.

Los sedimentadores pueden clasificarse, de acuerdo con la importancia que en el proceso industrial tienen los productos del mismo, en espesadores y clarificadores. Se denominan espesadores a los sedimentadores que operan con el fin de obtener un sedimento valioso, lo más concentrado posible, mientras que clarificadores son aquellos que son operados con el fin de obtener un fluido claro. La variable fundamental de un clarificador es la concentración de la fase líquida en el claro o reboso.

Por la forma en que se lleva a cabo la operación los sedimentadores se dividen en discontinuos o continuos. La sedimentación discontinua se caracteriza porque en el proceso se produce el llenado del equipo con la suspensión y se deja en reposo durante un tiempo determinado al

final del cual se obtiene el lodo del fondo y el líquido clarificado en la parte superior. Durante este proceso no entra ni sale material alguno del sedimentador. Al final del período el líquido claro se decanta y después se extrae el lodo. Este tipo de operación de los sedimentadores discontinuos requiere un considerable gasto de fuerza de trabajo debido a las manipulaciones necesarias para la decantación y la extracción del lodo. La sedimentación continua tiene lugar en equipos donde continuamente se alimenta la suspensión y continuamente se extrae el reboso y el fondo. En la actualidad, en la mayor parte de los procesos industriales, se utiliza la sedimentación continua.

La sedimentación continua se realiza en los sedimentadores, que consisten en depósitos, casi siempre cilíndricos y con un cono invertido como fondo, al cual se alimenta continuamente la suspensión por un conducto central, y del cual se extrae continuamente el lodo por un orificio central inferior. El líquido claro se extrae automáticamente por reboso. Los sedimentadores se proveen de un mecanismo para el arrastre de los lodos hacia el orificio central. En el (Anexo 1) se presenta un corte vertical de un sedimentador continuo. En esta figura se presentan las diversas partes del sedimentador discontinuo, excepto porque la acción del rastrillo tiende a compactar el lodo más de lo que se logra en una probeta o en un sedimentador discontinuo sin rastrillo. (Vega 2006)

Criterios de diseño de tanques de sedimentación

-El criterio fundamental es la carga superficial (V), que se obtiene de relacionar el flujo volumétrico (Q) a tratar entre el área superficial del sedimentador (A). Una manera de establecer el valor de carga superficial al que debe ser operado el sedimentador es realizando pruebas de sedimentación a escala de laboratorio y definiéndose también cuáles son las partículas con mayor tiempo de sedimentación que se desea separar en el equipo.

-Otro parámetro de diseño necesario para el cálculo de sedimentadores es su profundidad (H); la misma se calcula a partir del área superficial, el tiempo de retención (t) y el flujo volumétrico a tratar según la expresión:

$$H = \frac{t * Q}{A}$$

-Las condiciones de entrada y salida del fluido. Para ello se recomienda en el canal de entrada y salida del sedimentador una velocidad entre 0,15-0,6 m/s, y ubicar desviadores en la entrada para garantizar una buena distribución del flujo.

- De emplearse barredoras de lodos en el fondo del tanque, su velocidad no debe sobrepasar 0,005 m/s. (Betancourt 2006)

- La inclinación del fondo para tanques circulares debe estar entre 5-10 %.(Unatsabar 2005)

1.4 Equipos para la transportación de la sosa.

Para la transportación de la solución de sosa desde los pozos de la etapa de mercerizado y para su incorporación nuevamente a este proceso una vez que se reconcentró es necesario el empleo de bombas. Siendo así, se procede a identificar los tipos de bombas que se pueden emplear en este proceso.

1.4.1 Bombas centrífugas.

Son aquellas en que se comunica presión al fluido mediante la fuerza centrífuga creada por la rotación del impelente o rodete de álabes. (Vega 2006) La bomba centrífuga generalmente es el transportador más confiable, de trabajo pesado y económico de los líquidos de baja viscosidad en grandes volúmenes. (Ulrich 1985)

1.4.2 Bombas de desplazamiento positivo.

Son aquellas en que la presión se comunica al fluido mediante la compresión del mismo en una cámara cerrada, por medio de un cuerpo que se mueve de modo alternativo o giratorio, y su posterior expulsión. (Vega 2006) Cuando la viscosidad de los líquidos es grande y los flujos pequeños o cuando se desean flujos de líquidos medidos cuidadosamente lo mejor es utilizar bombas de desplazamiento positivo. El fluido en estos dispositivos es empujado, llevado o presionado por medio de una superficie en movimiento. (Ulrich 1985)

1.4.3 Bombas de transferencia de momento.

En estas, un chorro de fluido, (agua, vapor) a alta velocidad arrasa el líquido y le comunica parte de su presión y velocidad. (Vega 2006) Las bombas de chorro, también conocidas como sifones son similares a los eyectores para el bombeo al vacío y el movimiento de gases. (Ulrich 1985)

1.5 Criterios técnicos, económicos y ambientales para la toma de decisiones.

La gestión ambiental se describe como el conjunto de acciones encaminadas a conservar, recuperar, mejorar y proteger los recursos naturales, usándolos de manera racional y sostenible. En concordancia, la Red de Desarrollo Sostenible de Colombia la define como un proceso orientado a resolver, mitigar y prevenir dificultades de carácter ambiental, con el fin de alcanzar un desarrollo sostenible, permitiendo al ser humano el desarrollo de sus potencialidades y su patrimonio biofísico, garantizando su permanencia en el tiempo y el espacio. (Sarria 2015)

Como se mencionó anteriormente las tres medidas fundamentales para minimizar las descargas residuales al medio ambiente son la reducción de la fuente, el reciclaje o reuso y el tratamiento de los mismos. Estas medidas favorecen desde el punto de vista económico y ambiental.

Al reciclar o reutilizar un producto o productos del proceso tecnológico se puede reducir el gasto económico en la compra de este, además disminuye la frecuencia de vertimiento de residuales a tratar, trayendo consigo, primeramente, menor empleo de productos en el tratamiento de residuos, y segundo, una disminución del impacto ambiental.

Identificación de algunos aspectos ambientales:

Entre los aspectos ambientales que se deben tener en cuenta para la toma de decisiones se encuentran: consumo de insumos, de energía, de agua, de gas natural, la generación de residuos sólidos ordinarios, la generación de residuos sólidos peligrosos, de residuos sólidos aprovechables, de agua residual industrial, emisiones de gases, generación de ruido y de olores.

Identificación de algunos impactos ambientales:

Los impactos ambientales cuya relevancia influye en la sostenibilidad de un proceso industrial están asociados a: agotamiento de los recursos no renovables, deterioro de la calidad del agua del cuerpo receptor, aporte de materia orgánica al agua, disminución de oxígeno disuelto en la fuente superficial, aporte de Demanda Bioquímica de Oxígeno, agotamiento indirecto de los recursos naturales, calentamiento global (efecto invernadero), contaminación del suelo, daños auditivos y visuales, generación de olores indeseables o molestos, contaminación de residuos aprovechables, contaminación atmosférica.

Los impactos ambientales de la industria textil se enfocan principalmente en la generación de aguas residuales industriales con carga química. (Sarria 2015)

El mercerizado es un proceso en el cual se generan aguas alcalinas luego del lavado del tejido. Esta solución alcalina posee un valor que debe ser considerado cuando se realiza un análisis del impacto ambiental y su incidencia en los efectos económicos del tratamiento dado a la tela. Para minimizar la incidencia que tiene sobre el agotamiento indirecto del recurso natural agua debe recircularse dicha solución al proceso de mercerizado reconcentrándola previamente, logrando así cumplir con el requerimiento de concentración al tratar el tejido. Al llevar a cabo la reconcentración de sosa y su recirculación al proceso se logra un mejor aprovechamiento de esta y del agua, disminuyéndose también el volumen de agua residual a tratar.

Otro aspecto a tener en cuenta es el consumo energético asociado al proceso de recuperación por lo que se debe disminuir las pérdidas energéticas tomando medidas que posibiliten el ahorro del combustible (Fuel oil) el cual no es renovable.

1.6 Parámetros que inciden en la pureza de la sosa recuperada

En el proceso de recuperación de sosa, las principales anomalías detectadas en la UEB Desembarco del Granma fueron:

- Temperatura de la lejía
- Coeficiente de transferencia de calor
- Presión en el evaporador
- Temperatura del vapor
- Flujo de vapor
- Eficiencia del filtro

En la tabla 1.3 se realiza un análisis de las variaciones operacionales que afectan el proceso de recuperación de la sosa.

Tabla 1.3 Afectaciones producidas por cambios en los parámetros del sistema de recuperación de la sosa cáustica.

Parámetros	Efectos
Temperatura de la lejía	A menor temperatura no se logra la concentración adecuada y hay mayor gasto energético, a mayor temperatura aumenta la concentración esperada, pero es un gasto energético.
Coeficiente de transferencia de calor	Si debido a incrustaciones la transferencia de calor es menor el consumo de vapor es mayor para poder lograr la concentración deseada.
Presión del evaporador	A menor presión de vacío no se logra la concentración requerida, a mayor constituye un gasto energético.
Temperatura del vapor	A menor temperatura de vapor no se logra la concentración deseada, a mayor constituye un gasto energético.
Flujo de vapor	A menor flujo de vapor no se logra la concentración deseada, a mayor constituye un gasto energético.

Eficiencia del filtro	A medida que disminuye la vida útil del medio filtrante la pureza se afecta cada vez más.
-----------------------	---

1.7 Alternativas para el empleo o reutilización de la solución de sosa en el proceso de mercerizado

1.7.1 Posibles alternativas

1. Realizar un mantenimiento general de este sistema de recuperación.
2. Reemplazar el sistema de recuperación de sosa por uno nuevo que posea filtro de peróxido luego de las etapas de evaporación (según la oferta que brinda el proveedor de sistemas de recuperación).
3. Reemplazar el sistema de recuperación de sosa por uno nuevo que posea filtro de peróxido, pero ubicado antes de la etapa de evaporación para eliminar las impurezas de la solución de sosa y evitar incrustaciones en los evaporadores.
4. Reemplazar el sistema de recuperación de sosa por uno nuevo que no posea filtro de peróxido y tenga situada una membrana antes de las etapas de evaporación para eliminar las impurezas de la solución de sosa y evitar incrustaciones en los evaporadores.

1.8 Caracterización de productos químicos

1.8.1 Caracterización de la sosa.

Ficha técnica (Hidróxido de sodio)

Riesgos:

Riesgos de fuego o explosión:

Este compuesto no es inflamable sin embargo, puede provocar fuego si se encuentra en contacto con materiales combustibles. Por otra parte, se generan gases inflamables al ponerse en contacto con algunos metales. Es soluble en agua generando calor.

Riesgos a la salud:

Contacto con ojos: el NaOH es extremadamente corrosivo a los ojos por lo que las salpicaduras son muy peligrosas, pueden provocar desde una gran irritación en la córnea, ulceración, nubosidades y, finalmente, su desintegración. En casos más severos puede haber ceguera permanente, por lo que los primeros auxilios inmediatos son vitales.

Contacto con la piel: tanto el NaOH sólido, como en disoluciones concentradas es altamente corrosivo a la piel.

Ingestión: Causa quemaduras severas en la boca, si se traga el daño es, además, en el esófago produciendo vómito y colapso.

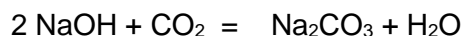
Fugas o derrames:

En caso de derrame, ventilar el área y colocarse la ropa de protección necesaria como lentes de seguridad, guantes, overoles químicamente resistentes, botas de seguridad. Mezclar el sólido derramado con arena seca, neutralizar con HCl diluido, diluir con agua, decantar y tirar al drenaje. La arena puede desecharse como basura doméstica. Si el derrame es de una disolución, hacer un dique y neutralizar con HCl diluido, agregar gran cantidad de agua y tirar al drenaje.

Almacenamiento:

El hidróxido de sodio debe ser almacenado en un lugar seco, protegido de la humedad, agua, daño físico y alejado de ácidos, metales, disolventes clorados, explosivos, peróxidos orgánicos y materiales que puedan arder fácilmente. En el Anexo 2 se encuentra el resto de la información del hidróxido de sodio. (Mexichem 2010)

Las soluciones de sosa se contaminan fácilmente por la presencia de carbonatos, originados al reaccionar con el dióxido de carbono, presente en la atmósfera, según la siguiente ecuación:



Para su buena conservación el NaOH no debe ser expuesto al aire pues se altera rápidamente, por lo tanto debe conservarse en envases herméticamente cerrados.

Al realizar la caracterización de las soluciones de sosa se tendrán en cuenta la determinación de los carbonatos presentes. (clubensayo 2012)

1.8.2 Caracterización del peróxido

Ficha técnica (peróxido de hidrógeno)

El peróxido de hidrógeno es un oxidante potente y el manejo o uso indebido del producto puede crear peligros potenciales.

Por ejemplo:

- Las soluciones de peróxido de hidrógeno en contacto con los ojos pueden causar lesiones severas hasta la ceguera.

- El peróxido de hidrógeno puede irritar y causar quemaduras químicas y/o térmicas en la piel.

- El ingerir puede ser fatal.

- La descomposición del peróxido de hidrógeno genera calor y gases que pueden aumentar de presión, pudiendo ocasionar el estallido de aquellos recipientes que no cuenten con una ventilación adecuada.

- La descomposición del peróxido de hidrógeno puede generar suficiente calor y oxígeno para iniciar la combustión de materiales inflamables.

- El enriquecimiento con oxígeno de los vapores de hidrocarburos resultantes de la descomposición del peróxido de hidrógeno puede ocasionar explosiones en la etapa de vaporización.

- El peróxido de hidrógeno puede formar mezclas explosivas con algunas sustancias orgánicas. (Solvay 2015)

1.8.3 Ensayos de solubilidad

Cuando un compuesto (solute) se diluye en un disolvente, las moléculas de aquel se separan y quedan rodeadas por las moléculas del disolvente (solvatación). En este proceso las fuerzas de atracción intermoleculares entre las moléculas del soluto, son sobrepasadas, formándose nuevas interacciones moleculares más intensas entre las moléculas del soluto y las del disolvente; el balance de estos dos tipos de fuerzas de atracción determina si un soluto dado se disolverá en un determinado disolvente. (Kamm 2009)

La solubilidad de una sustancia orgánica en diversos disolventes es un fundamento del método de análisis cualitativo orgánico, este método se basa en que una sustancia es más soluble en un disolvente cuando sus estructuras están íntimamente relacionadas, dentro de la solubilidad también existen reglas de peso molecular, ubicación en una serie homóloga y los disolventes que causan una reacción química como son los ácidos y las bases. (Marambio 2012)

1.8.4 Detección de residuos celulósicos

Para la detección de residuos celulósicos se puede emplear el reactivo de Nessler. Sobre este es necesario conocer que es muy tóxico por inhalación, por ingestión y por contacto con la piel. Tiene efectos acumulativos. Es tóxico para los organismos acuáticos y puede provocar daños a largo plazo al medio ambiente acuático. (Merck 2006)

Mediante el empleo del reactivo Nessler es posible, al observar la coloración manifestada, determinar cualitativamente la presencia de celulosa. La muestra tomara una coloración amarilla si hay celulosa, amarillo-naranja si hay hidrocélulosa y amarillo grisáceo a gris oscuro para oxicélulosa.

Conclusiones parciales

-La solución de sosa cáustica proveniente del mercerizado puede presentar impurezas de origen orgánico asociadas a la presencia de residuos textiles.

-La inclusión de partículas contaminantes afecta la densidad de la sosa, por lo que se falsean los resultados de los análisis que se realicen.

-Se puede cuantificar la presencia de carbonato de sodio en las soluciones de sosa, así como la concentración de las impurezas presentes.

-Los ensayos de solubilidad permiten diferenciar el comportamiento de sustancias orgánicas apolares de las sustancias polares que se disuelven en agua.

-Es posible detectar la presencia de residuos de celulosa con el empleo del reactivo de Nessler.

-Entre los métodos de tratamiento de las soluciones de sosa para su recuperación se encuentran: la concentración por medio de la evaporación, el empleo de membranas y la purificación con peróxido de hidrógeno.

Capítulo II Caracterización y alternativa para la recuperación de la sosa.

2.1 Descripción del proceso de mercerizado.

En la etapa de mercerizado (fenómeno químico) el tejido pasa por dos cubas de impregnación que contienen sosa a 25 ° Be (226,4 g/L), después de cada una se exprime la tela en su paso por los foulard. La presión de exprimido de las masas que los conforman es de 318,7 kPa y 25°C es la temperatura en cada baño. Sucesivamente el tejido se dirige a la rama la cual posee cuatro duchas de sosa a una concentración de 55 g/L en la parte superior. Continúa el tejido hacia dos secciones, la primera de exprimido que se efectúa a una presión de 294 kPa y la otra de lavado con agua a 100 °C de forma alternada. Después el tejido entra a una caja de lavado con agua fría, luego ingresa a una caja de lavado donde se dosifica ácido sulfúrico (15 g/L en las cajas de lavado y 75 g/L en los tanques) o ácido acético (en la caja de lavado es de 25 g/L) a un flujo de 1,33 L/min para neutralizar la sosa que pueda quedar presente en el tejido, luego sigue en pos de otra caja de lavado y sección de exprimido con presión de 186,3 kPa. El tejido entra en una secuencia de cajas de lavado (4) con agua caliente a una temperatura de 60°C-65°C y finalmente se dirige a la operación de secado la cual consta de dos torres con doce cilindros en cada columna. Diez cilindros contienen vapor y los dos restantes que se ubican al final de la torre contienen agua fría. (Texvi 2010) Se procesan 31590 m²/turno.

2.2 Estado actual del proceso de recuperación de sosa cáustica.

El sistema de recuperación opera ya más de 30 años por lo cual viene presentando varias dificultades lo que depara en no lograr la calidad que requiere la sosa para su reutilización. El diagrama de flujo se presenta en la figura 2.1. El mismo continúa funcionando, pero se identifican las siguientes problemáticas:

- Deterioro completo del sistema automático.
- Pre calentador sustituido por una tubería sumergida en agua que se calienta a través de vapor y posteriormente el calor del agua se transfiere a la solución de sosa. La sustitución no se hizo teniendo en cuenta de forma correcta las necesidades del proceso puesto que no se alcanza la temperatura requerida que es de 75°C, solo se logran 65°C y no se le realizan limpiezas periódicas a dicho conducto de la solución de sosa
- Falta de hermeticidad en el sistema de vacío debido al deterioro de las juntas las cuales no se pueden reponer por la ausencia de estas y el material con que se puede fabricar (neopreno).
- Evaporadores funcionando al 50% de su capacidad (4m³/h) por falta de mantenimiento sistemático.
- No se logra la concentración requerida (32°Be).

- Deficiencia en el filtro de sosa recuperada a causa de que la vida útil del medio filtrante (antracita) llegó a su fin y por tanto no se eliminan las impurezas aportadas por el tejido.

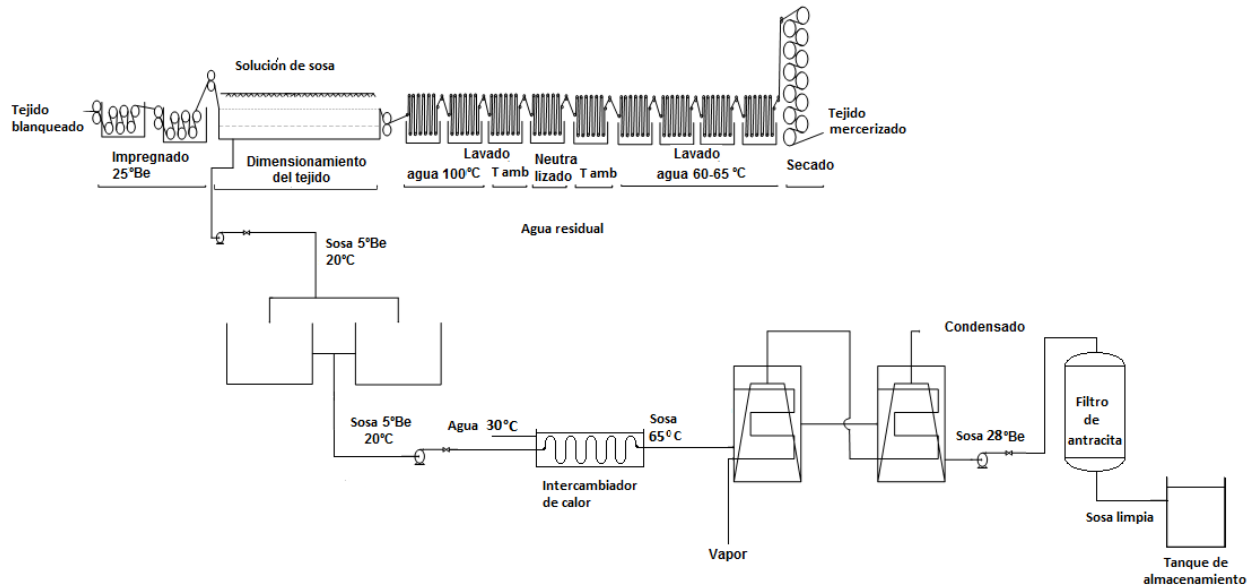


Figura 4 Diagrama de flujo actual del sistema de recuperación y mercerizado

La obtención de un menor volumen de sosa trae como consecuencia que disminuye su aprovechamiento y hay que comprar más de esta. Si no se obtiene con el nivel de pureza necesario tendrá incidencia sobre la calidad del mercerizado y más adelante sobre la eficiencia de la tinción.

No existen trabajos anteriores en los cuales se haya determinado el efecto que las impurezas presentes en la solución de sosa cáustica provocan sobre el proceso de concentración de la solución de hidróxido, por lo que se procede a caracterizar muestras obtenidas bajo diferentes condiciones de operación.

2.3 Caracterización en el laboratorio.

Mediante técnicas experimentales a través de valoraciones de volumetría por neutralización se determina la concentración y carbonatos a la sosa recuperada. (Alexeyev 1978)

2.3.1 Determinación de concentración.

Tabla 2.1 Expresión para determinación de la concentración

Fórmula
$C = V_{HCl} \cdot N_{HCl} \cdot meq \cdot 1000 / V_m$

Tabla 2.2 Leyenda y simbología empleada en la determinación de la concentración

Leyenda	Símbolo
Volumen consumido de HCl(mL)	V_{HCl}
Normalidad del HCl(N)	N_{HCl}
Miliequivalente de NaOH(g)	meq
constante	1000
volumen de NaOH(mL)	V_m
Concentración NaOH (g/L)	C
Concentración promedio NaOH (g/L)	$C_{prom NaOH}$
Concentración de la Literatura (g/L)	$C_{NaOHLiteratura}$
Sosa para mercerización (26 ^o Bé)	M ₄

Tabla 2.3 Datos para la determinación de la concentración

Datos	
N_{HCl}	1
meq	0,04
V_m (mL)	2
BaCl ₂ (mL)	10
Fenolftaleina	3 gotas

Tabla 2.4 Comparación de la concentración experimental y la de la literatura (Texvi 1998)

Resultado		
Muestras	$C_{promNaOH}(g/L)$	$C_{NaOHLiteratura}$
M4	237,33	239,7

Luego de realizar las valoraciones pertinentes se comparó la concentración determinada con la de la literatura y fue menor, lo cual indica que la sosa presenta impurezas que mantienen la densidad correcta, pero falsean la concentración.

2.3.2 Determinación de carbonatos.

Tabla 2.5 Expresión para determinación de carbonatos. (Alexeyev 1978)

Fórmula
$C_{Na_2CO_3} = (V_{1HCl} - V_{HCl}) * N_{HCl} * meq * 1000 / V_m$

Tabla 2.6 Leyenda y simbología empleada en la determinación de carbonatos

Leyenda	Símbolo
Volumen1 consumido de HCl(mL)	V_{1HCl}
Normalidad del HCl(N)	N_{HCl}
Miliequivalente de Na_2CO_3 (g)	meq
constante	1000
volumen de NaOH(mL)	V_m
Concentración de Na_2CO_3 (g/L)	$C_{Na_2CO_3}$
Concentración promedio Na_2CO_3 (g/L)	$C_{promNa_2CO_3}$
Sosa para mercerización (26 ^o Bé)	M4

Tabla 2.7 Datos relacionados con los ensayos de determinación de carbonatos

Datos	
$N_{HCl}(N)$	1
Meq	0,053
$V_m(mL)$	2

Tabla 2.8 Resultados del análisis de la sosa a emplear en la mercerización.

Síntesis de resultados	
Muestras	$C_{promNa_2CO_3}(g/l)$
M4	13,25

Según este resultado se confirma que la concentración de carbonatos es una impureza presente en la muestra. Esto se debe a la interacción del aire con la disolución de sosa ya que al no estar herméticamente tapados los tanques el CO_2 del aire reacciona con la sosa.

2.3.3 Determinación de sólidos totales.

Se realizó la determinación de sólidos totales presentes en muestras de sosa cáustica recuperada una vez y tres veces. (Alexeyev 1978) Se procede de la siguiente forma:

Técnica de cuantificación de sólidos totales presentes en la muestras de sosa:

- 1-Poner vidrio de reloj en la estufa a 120 °C y pesar hasta alcanzar peso constante.
- 2-Tomar 10 mL de las muestras de sosa recuperada una vez y tres veces para pesar.
- 3-Centrifugar 10mL de cada muestra con su réplica previamente agitadas.
- 4-Separar el sobrenadante mediante un gotero.
- 5-Colocar la torta húmeda sobre el vidrio de reloj e introducir en la estufa.
- 6-Pesar hasta alcanzar peso constante.
- 7-Calcular la masa por diferencia de peso.
- 8-Determinar el porcentaje que representa del total.

Tabla 2.9 Concentración de sólidos presentes en las muestras expresadas como porcentaje masa en 10 mL de muestra.

Sosa Recuperada	% masa
Una vez	0,351
Tres veces	0,706

Se observa en la tabla 2.9 que la concentración de sólidos presentes en la muestra se duplica al recircularse varias veces la solución. Este resultado indica que se están incorporando a la sosa partículas sólidas durante la mercerización contribuyendo a disminuir la calidad de la solución de sosa.

2.3.4 Ensayos de solubilidad con solvente.

Debido a las características del proceso se puede suponer que la mayor cantidad de partículas sólidas presentes en la solución sean de naturaleza orgánica.

Se corrobora la presencia de una fracción orgánica que fue recuperada por medio de la separación con un embudo decantador luego de unir las muestras de sosa (recuperada una, dos y tres veces) con el solvente orgánico éter de petróleo. (Orestes 2017)

2.3.5 Ensayo de Nessler.

Se realiza un ensayo cualitativo mediante el empleo del reactivo de Nessler. (Alexeyev 1978)

Se tomaron muestras de sosa: una como patrón y las demás desde una hasta tres recuperaciones.

A estas muestras se le realizó el ensayo de Nessler el cual consiste en observar luego de adicionar unas gotas del reactivo en la muestra, la coloración manifestada que puede ser amarilla si hay celulosa, amarillo-naranja si hay hidrocélulosa y amarillo grisáceo a gris oscuro para oxicélulosa.

Tabla 2.10 Resultados de los ensayos realizados a las muestras de sosa.

Recuperación	Coloración	Impureza
Patrón	Ninguna	Ninguna
Una vez(piedra)	Amarillo	Celulosa
Una vez(Sagua)	Amarillo	Celulosa
Dos veces(Sagua)	Amarillo-naranja	Hidrocélulosa
Tres veces(Sagua)	Amarillo-naranja	Hidrocélulosa

Realizado el ensayo a cada muestra se observa que en la muestra patrón (sin procesar) no ocurre cambio de coloración. Visualmente se nota que a mayor número de recuperaciones aumenta el contenido de impurezas y la coloración es más intensa producto del proceso de oxidación de la celulosa.

Una vez concluidos los ensayos de caracterización de la sosa se procede a ejecutar los experimentos o métodos de purificación de la sosa.

2.3.6 Desestabilización del sistema coloidal presente en la muestra

Para observar el comportamiento de las impurezas e identificar un posible método de remoción de las mismas se procede de la siguiente manera:

Técnica operatoria para observar el comportamiento de las partículas:

- Tomar una muestra de 40 mL de sosa cáustica que fue utilizada en el proceso de Mercerizado y posteriormente fue reconcentrada.
- Se procede a variar la temperatura, el pH (empleando ácido clorhídrico al 35%) de la muestra y se adiciona el coagulante sulfato de alúmina.
- Observar el comportamiento de las partículas. (Orestes 2017)

Tabla 2.11 Variables consideradas en el experimento.

Parámetros	Valor	Valor

	mínimo	máximo
Temperatura(°C)	8	21,5
pH (HCl 35%)	1	4
Alumina (g)	0,5	1

Tabla 2.12 Matriz experimental del ensayo.

Recuperación	Muestras(mL)	Réplica(mL)	pH	Temp(oC)	Masa Alúmina(g)
Patrón	40	40	1	21,5	1
Una vez(piedra)	40	40	4	21,5	1
Una vez(Sagua)	40	40	1	21,5	0,5
Dos veces(Sagua)	40	40	1	8	0,5
Tres veces(Sagua)	40	40	4	8	0,5
Tres veces(Sagua)	40	40	4	8	1
Tres veces(Sagua)	40	40	4	21,5	0,5
Tres veces(Sagua)	40	40	1	8	1

Resultado

Al someter estas muestras al cambio de temperatura y pH no se logra desestabilizar totalmente la suspensión, pues quedan suspendidas partículas coloidales tornando turbia la mezcla. Considerando lo anterior puede concluirse que la presencia de partículas coloidales no permite utilizar filtros convencionales y es necesario emplear otro tipo de equipo, ya que según la literatura (Ulrich 1985) el empleo de filtros de marcos y placas y de coraza y hoja se recomienda para cuando el tamaño de partícula sea mayor 0,1 μm . En el caso de las suspensiones coloidales tienen un tamaño de partícula comprendido entre 10^{-7} y 10^{-8} m.

2.3.7 Ensayo de sedimentación.

Se tomaron dos muestras de sosa de 10 mL a 28°Be cada una y se colocaron en tubos de ensayo de fondo cónico, provisto de escala de medida y se observó el comportamiento de los sólidos al paso del tiempo. Los resultados aparecen en la tabla 2.13

Tabla 2.13 Resultados de la prueba de sedimentación para las muestras con una concentración inicial de 28 °Be

Muestra	Volumen de sedimento en 10 mL	
	Día 1	Día 2
1	1,3	1
2	1,5	1

Se procedió luego a realizar la sedimentación de una muestra de 100 mL a 28°Be, esta vez con un gramo de coagulante (sulfato de aluminio) para acelerar el proceso, pero luego de pasar un día se observó que no ocurría una sedimentación adecuada debido a la baja velocidad de formación de los flóculos. No se justifica la presencia del coagulante que sería además desventajoso en caso de ocurrir reacciones secundarias que incrementan las impurezas. El tiempo de sedimentación resulta ser prolongado en ambos casos.

Se realizaron ensayos de sedimentación para las muestras tomadas a la salida de la mercerizadora, cuya concentración es de 6 °Be. Se tomaron 15 mL de muestra para cada ensayo. Los resultados aparecen reportados en la tabla 2.14. Se observa una mayor velocidad de sedimentación para estas muestras, si se le compara con las de concentración inicial igual a 28°Be. El fenómeno está influenciado por la resistencia que ofrece a la sedimentación la presencia de un mayor número de partículas por unidad de volumen.

Tabla 2.14 Resultados de la prueba de sedimentación para las muestras con una concentración inicial de 6°Be

Tiempo (minutos)	Tubo de ensayo # 1 mL de sedimento	Tubo de ensayo # 2 mL de sedimento
0	0	0
5	0,3	0,3
10	0,4	0,4
15	0,4	0,4
20	0,4	0,4
25	0,3	0,3
30	0,3	0,3
35	0,3	0,3
40	0,3	0,3
45	0,3	0,3

50	0,2	0,2
55	0,2	0,2
60	0,2	0,2

La variante de someter a sedimentación la solución de sosa antes de pasar a la recuperadora contribuye a minimizar las incrustaciones en los evaporadores, por lo que favorece la eficiencia del proceso de concentración de la sosa, pero debido a que la velocidad de sedimentación es muy pequeña 0,000013 m/s se necesitaría un valor de área muy grande y por tanto un espacio del que no se dispone por lo que se desecha este método como vía para purificar la solución de sosa.

2.3.8 Ensayo de Flotación

A partir de los indicios conocidos sobre el beneficio del tratamiento con peróxido de hidrógeno para eliminar impurezas de la solución de sosa cáustica, se procedió a efectuar experimentos preliminares, a nivel de laboratorio. Las variables experimentales seleccionadas fueron: concentración de peróxido de hidrógeno (valor mínimo 20%, valor máximo 50%), volumen de peróxido de hidrógeno y temperatura. Las condiciones se muestran en la tabla 2.15. Para la selección de la concentración de peróxido y el volumen a emplear se tuvo en cuenta el costo del reactivo, ya que de requerirse una gran cantidad del mismo se pierde el sentido económico de la recuperación de la sosa. Temperaturas elevadas aunque favorecen la descomposición del peróxido pueden resultar peligrosas por la inflamación del reactivo e incrementa el gasto energético.(Cristina García 2004)

Tabla 2.15 Condiciones y especificaciones del ensayo de flotación

Ensayo	Vs(mL)	Cs(Be)	Vp(mL)	Cp(%)	T(°C)
1	100	28	2	20	ambiente
2	100	28	2	50	ambiente
3	100	28	2	50	65
4	200	28	10	50	ambiente

Tabla 2.16 Simbología y leyenda empleada en el ensayo de flotación

Símbolo	Leyenda
Vs(mL)	Volumen de sosa
Cs(Be)	Concentración de sosa

Vp(mL)	Volumen de peróxido
Cp(%)	Concentración de peróxido
T(°C)	Temperatura

Procedimiento

La inyección se realizó en un vaso de precipitado y luego se trasvasó a un embudo de separación para extraer pequeñas cantidades al paso del tiempo y comprobar la ausencia de celulosa a causa de su flotación.

Resultado

Se añadió el reactivo de Nessler en las pequeñas extracciones y se detecta la presencia de hidrocélulosa. Se compara con la muestra inicial y no habiendo mejoría en la coloración, se dejó transcurrir un día, siendo el resultado el mismo, pero apreciándose que la sosa se clarificó a pesar de tener aún las impurezas distribuidas en su seno. La disminución del color de la solución de sosa por el tratamiento con peróxido es favorable al reutilizar la sosa en el proceso de mercerizado etapa final del proceso de blanqueo.

Las evaluaciones realizadas permiten obtener una respuesta cualitativa, manifestada en el color alcanzado por las muestras en cada caso. No obstante, sí se evidencia disminución de la turbidez de cada solución, indicando transformaciones de las mismas en cuanto a la dispersión de las partículas.

El incremento de la temperatura aceleró el proceso, pero no se logró la separación de las impurezas por medio de la flotación.

Por filtración no se puede purificar la sosa debido al tamaño de las partículas. Los experimentos de sedimentación y flotación que tienen como objetivo la purificación de la sosa no son adecuados en las condiciones estudiadas, por esto es necesario plantear las posibles alternativas para emplearla nuevamente en el mercerizado.

2.4 Alternativas para reutilizar la sosa.

Producto de su antigüedad y de los avances científico técnicos surge como obstáculo la incompatibilidad entre las piezas del equipamiento, por lo cual se descarta esta variante de dar mantenimiento general y es necesario reemplazar el sistema de recuperación antiguo por uno nuevo. El sistema de recuperación está formado por la etapa de reconcentración y la etapa de purificación.

Se cuenta con una oferta de recuperadora (Mezzera 2015), esta es la primera variante propuesta cuyo esquema aparece en la figura siguiente:

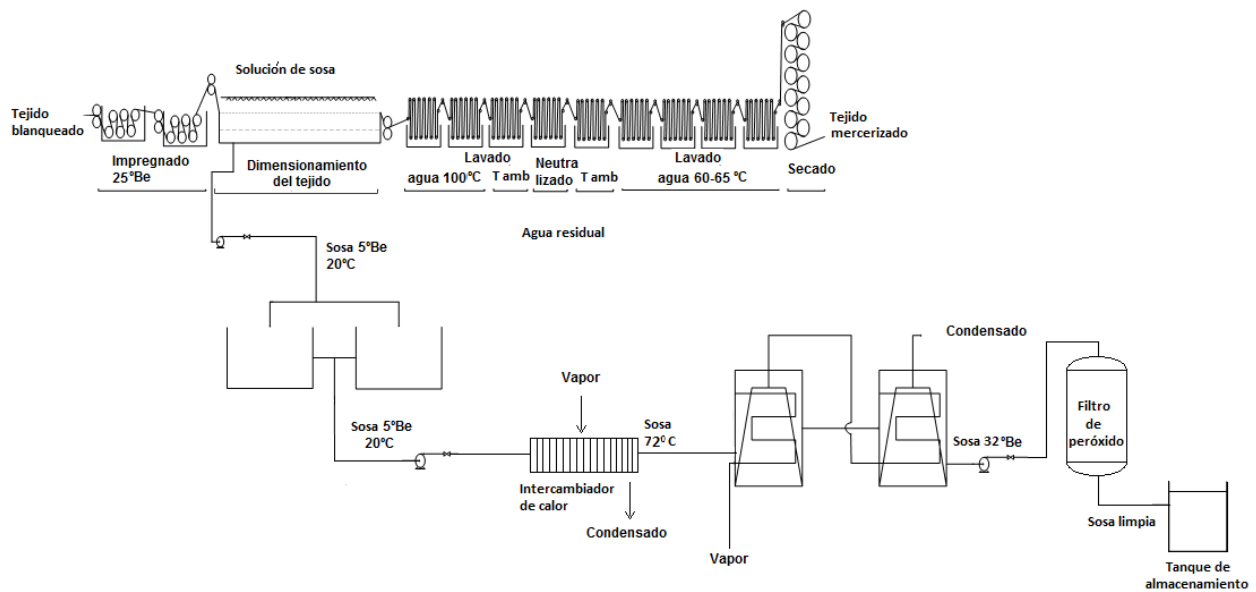


Figura 5 Diagrama de flujo del sistema de recuperación y mercerizado de la primera variante
 La segunda variante a considerar sería contar con los mismos elementos del sistema anterior pero ubicando el filtro de peróxido antes de las etapas de evaporación para eliminar las impurezas de la solución de sosa y evitar incrustaciones en los evaporadores.

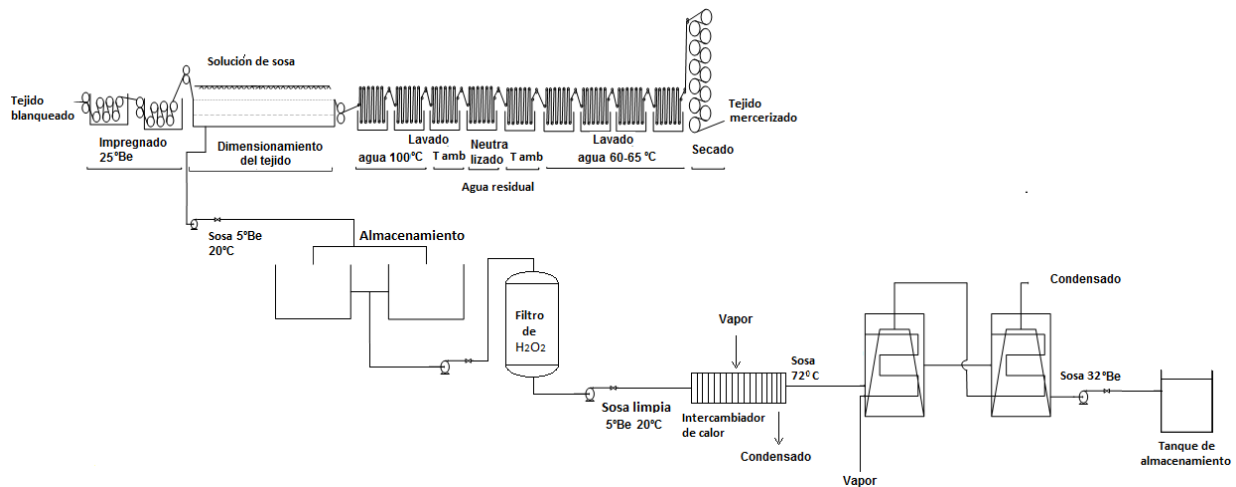


Figura 6 Diagrama de flujo del sistema de recuperación y mercerizado de la segunda variante
 Como tercera variante se propone reemplazar el sistema de recuperación de sosa por uno nuevo que no posea filtro de peróxido y tenga situada una membrana antes de las etapas de evaporación para eliminar las impurezas de la solución de sosa y evitar incrustaciones en los evaporadores.

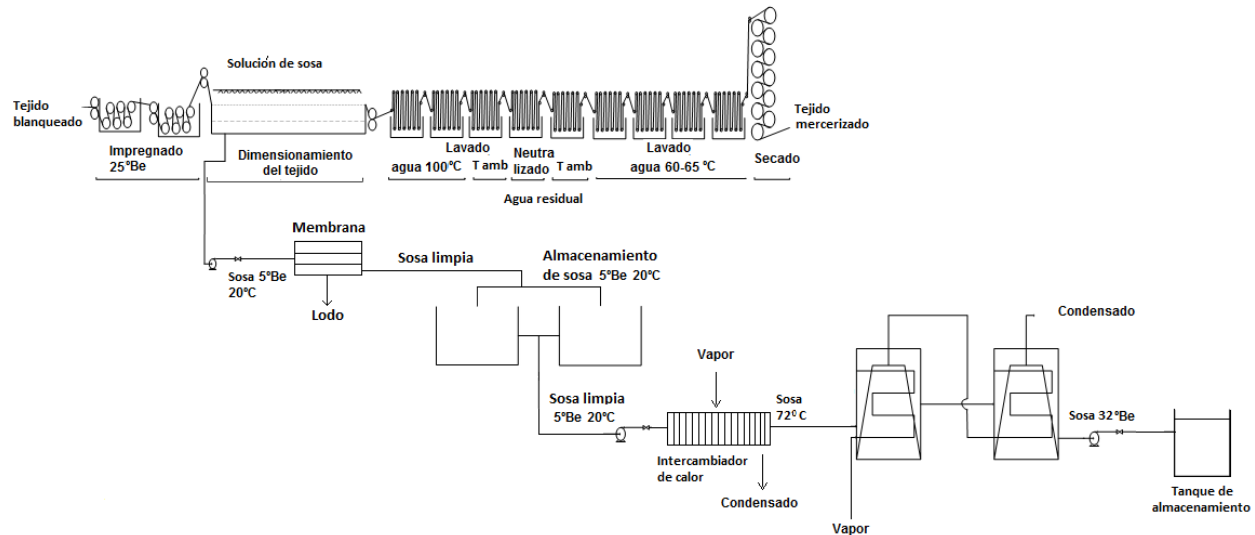


Figura 7 Diagrama de flujo del sistema de recuperación y mercerizado de la tercera variante

2.5 Selección y dimensionamiento de los equipos del sistema de reconcentración.

Se procederá a seleccionar y dimensionar los equipos del sistema de reconcentración:

- Intercambiador de calor
- Evaporadores
- Bombas

Primeramente es importante proceder al rechequeo del intercambiador presente actualmente en la etapa de recuperación para conocer si el área de transferencia de calor del dispositivo instalado satisface la requerida.

Cálculo de la masa de vapor necesaria para calentar el agua

Suponiendo que no hay pérdidas de calor:

$$m_{vap} * \lambda_{vap} = m_{agua} * Cp * \Delta T$$

$$m_{vap} = \frac{m_{agua} * Cp * \Delta T}{\lambda_{vap}}$$

Conociendo la densidad del agua a 30°C $\rho=995,7 \text{ kg/m}^3$ y calculando el volumen de agua con las dimensiones de largo, ancho y altura se puede determinar la masa de agua.

$$V_{agua} = l * a * h$$

$$V_{agua} = 1,20m * 0,75m * 0,30m$$

$$V_{agua} = 0,27 \text{ m}^3$$

$$m_{agua} = \rho * V_{agua}$$

$$m_{agua} = 995,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,27 \text{ m}^3$$

$$m_{agua} = 268,839kg$$

La capacidad calorífica del agua es 4,19 kJ/kg °C, el calor latente del vapor es $\lambda_{vap} = 2087,8771kJ/kg$ y la variación de temperatura es la siguiente:

$$m_{vap} = \frac{268,839kg * 4,19 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} * (90 - 30)^{\circ}C}{2087,8771 \frac{kJ}{kg}}$$

$$m_{vap} = 32,37kg$$

Cálculo de la masa de solución de sosa que se logra calentar con el agua caliente

$$m_{sosa} * Cp * \Delta T = m_{agua} * Cp * \Delta T$$

$$m_{sosa} = \frac{m_{agua} * Cp * \Delta T}{Cp * \Delta T}$$

Es necesario calcular primero por interpolación el Cp de la solución de sosa a través de datos encontrados en la literatura:

Para una solución de sosa al 20% peso el Cp es 3,64 kJ/kg K, para una al 40% peso Cp=3,47 kJ/kg °C. La ecuación de la recta será Y= m*X donde Y es el Cp (kJ/kg °C), m es la pendiente y X será la concentración (% peso).

Cálculo de la pendiente:

$$m = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1}$$

$$m = \frac{3,64 - 3,47}{0,2 - 0,4}$$

$$m = -0,85$$

$$Y_1 = \frac{m}{X_1 - X_2} + Y_2$$

$$Y_1 = \frac{-0,85}{0,03 - 0,2} + 3,64$$

$$Y_1 = 3,79$$

$$m_{sosa} = \frac{268,839kg * 4,19 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} * (90 - 30)^{\circ}C}{3,79 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} * (72 - 20)^{\circ}C}$$

$$m_{sosa} = 342,93kg$$

Cálculo del área de transferencia de calor

$$m_{agua} * Cp * \Delta T = Q = U_D * A * \Delta T$$

$$m_{agua} * Cp * \Delta T = 67586,12kJ$$

$$Q = 67586,12kJ$$

Se conoce que el U_D de la solución de sosa según la literatura es $2129,5 \text{ kJ/m}^2\text{°C}$. (Ontiveros 2000)

Despejando el área:

$$A_{TC} = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T}$$

$$A_{TC} = \frac{67586,12 \text{ kJ}}{2129,5 \frac{\text{k}}{\text{m}^2\text{°C}} * (72 - 20)\text{°C}}$$

$$A_{TC} = 0,61 \text{ m}^2$$

Cálculo del área de geométrica:

$$A_{geom} = \pi * d * l$$

$$A_{geom} = 3,14 * 0,025 \text{ m} * 6,43 \text{ m}$$

$$A_{geom} = 0,504 \text{ m}^2$$

$$A_{TC} > A_{geom}$$

Como el área geométrica es menor que el área de transferencia de calor no se logra introducir la solución de sosa con la temperatura requerida 72°C . Es conveniente seleccionar y dimensionar un nuevo precalentador.

2.5.1 Selección del intercambiador de calor

a) Comparación de los intercambiadores

Tabla 2.17 Comparación de los intercambiadores (tabla 4-12 (Ulrich 1985))

Aspecto	Doble tubo	Tubo y concha	Placas planas
Área máxima por unidad(m^2)	10	800	1500
Presión máxima de operación (bar)(envolvente/tubo)	1000/1000	140/140	20/20
Temperatura máxima de operación(°C)	150	150	260
Capacidad máxima de flujo (m^3/s)	1/1	15/15	0.7/0.7
Velocidad media típica de flujo (m/s)(envolvente/tubo)	2-3/2-3	1-2/2-3	-
Servicio con incrustaciones (envolvente/tubo)	D/B	E/B	A/A
Limpieza (envolvente/tubo)	D/B	E/B	A/A

Reemplazo de tubos en el servicio	B	A	A
Mantenimiento	D	B	A
Eficiencia de transferencia de calor	B	B	A
Costo relativo(1- bajo, 4-alto)	1	1	4
Caída de presión (bar) (envolvente/tubo)	0,5-1/0,2-0,6	0,2-0,6/0,2/0,6	0,5-1,5/0,5-1,5

A Excelente sin limitaciones, B limitaciones modestas, C unidades especiales disponibles a un costo mayor para reducir los problemas al mínimo, D limitado en este aspecto, E limitado intensamente en este aspecto.

b) Selección del intercambiador de calor.

Para calentar la solución de sosa se escoge el intercambiador de calor de placas debido a que la sosa cáustica es muy corrosiva y se incrusta con facilidad ($5,28 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2\text{K/W}$), por tanto se necesitan facilidades para la limpieza. Además presenta elevada eficiencia a la transferencia del calor.

Balances de materiales.

El volumen de solución de sosa utilizada en la planta de acabado para un día de 8 horas de trabajo es 5000L a 32°Be. La solución residual tiene una concentración de 5°Be, por tanto se obtiene un flujo de sosa de:

$$\text{Flujo de sosa} = \frac{5000 \frac{\text{L}}{\text{d}} * 32^\circ\text{Be}}{5^\circ\text{Be}} = \frac{32000\text{L}}{\text{d}} = \frac{4000\text{L}}{\text{h}}$$

c) Dimensionamiento de equipos.

Dimensionamiento del intercambiador de calor de placas

El flujo total de calor transferido entre los fluidos frío y caliente al pasar a través de un intercambiador de placas puede expresarse:

$$Q = m * Cp * (Ts - Te)$$

Si el flujo másico de solución de sosa a calentar desde 20°C hasta 72°C es de 4000kg/h entonces el calor es 232405,3W.

Para el cálculo de la diferencia efectiva de temperatura se hace uso de la temperatura media logarítmica

$$\Delta T_m = \frac{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} - T_{fe})}{\ln\left(\frac{T_{ce} - T_{fs}}{T_{cs} - T_{fe}}\right)}$$

T_{ce} (temperatura de entrada del fluido caliente)=119°C

T_{cs} (temperatura de salida del fluido caliente)=119°C

T_{fe} (temperatura de entrada del fluido frío)=20°C

T_{fs} (temperatura de salida del fluido frío)=72°C

Se supone un coeficiente de transferencia de calor de 3000W/m²C según reporta. (Shah 1994)

Se calcula el área al despejar de la siguiente ecuación:

$$Q = U * A * \Delta T_m$$

$$A=1,1\text{m}^2$$

Para un área de 1,1 m² y un flujo 0,00108 m³/s se selecciona un intercambiador de placas de 460 mm de alto, 200 mm de ancho y 0,5 mm de espesor según el catálogo. (Comeval 2004) El número de placas es 12. (Anexo 3)

2.5.2 Selección de los evaporadores.

a) Comparación de los evaporadores.

Tabla 2.18 Comparación de los evaporadores (tabla 4-7(Ulrich 1985))

Aspecto	Tubo corto	Tubo largo	Circulación forzada
Tamaño máximo del recipiente Diámetro/Altura(m)	4/12	4/8	4/8
Superficie máxima de calentamiento(m ²)	30-300	100-10000	20-2000
Velocidad a través de los tubos (m/s)	0,3-1	1-3	2-6
Viscosidad máxima tolerable (Pa.s)	0,01	1	2
Compatibilidad con líquidos de baja viscosidad	A	A	A
Compatibilidad con líquidos corrosivos	C,E	C,A	C,B
Uso de múltiples efectos	A	B	A
Costos de compra	A	A	B
Facilidad de limpieza	A	B	B

Coeficientes de transferencia de calor(W/m ² K)	100-2000	100-10000	-
--	----------	-----------	---

b) Selección del evaporador.

Se selecciona un evaporador de tubos cortos debido a que ofrece facilidades para su limpieza, son baratos, se pueden usar para múltiples efectos y son excelentes para trabajar con líquidos de baja viscosidad. Se podría usar un evaporador de circulación forzada pero el costo es mayor.

c) Dimensionamiento del sistema de evaporación.

Dimensionamiento del sistema de evaporación de doble efecto:

Para el diseño del sistema de evaporación de doble efecto se sigue la metodología de (Geankoplis 1998)

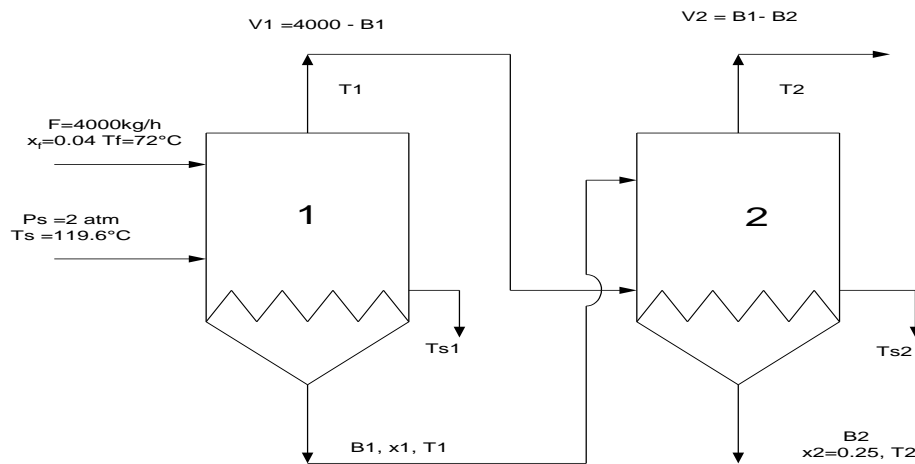


Figura 8 Representación del sistema de evaporación

Balance total de materiales:

$$F = B_2 + V_T$$

Balance parcial de sólidos:

$$F * x_F = B_2 * x_2$$

De los balances se obtiene $V_T = 3360 \text{ kg/h}$ y $B_2 = 640 \text{ kg/h}$

Si se supone que $V_1 = V_2$ y se plantean los siguientes balances

$$B_1 = 4000 - V_1$$

$$x_1 = \frac{4000 * x_F}{B_1}$$

se obtiene que $B_1 = 2320 \text{ kg/h}$ y $x_1 = 0,069$

La elevación del punto de ebullición (EPE) en cada efecto se calcula usando la gráfica de Dühring

Tabla 2.19 Cálculo de la EPE

	efecto 1 (a 1.4atm)	efecto2 (a 0.1atm)
temperatura del licor(°C)	115	60
EPE(°C)	6,82	14,6
temperatura del vapor(°C)	108	45,4

$$\Delta T_{aparente} = T_s - T_2(\text{saturación}) = 74,2^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{útil} = \Delta T_{aparente} - \sum EPE = 52,6^\circ\text{C}$$

$$\Delta Tn = \Delta T_T * \frac{\frac{1}{U_n}}{\sum \frac{1}{U}} \text{ donde } U_1=1300 \text{ W/m}^2\text{K y } U_2=1100 \text{ W/m}^2\text{K según (Geankoplis 1998)}$$

$$\Delta T_1=24,1 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2=28,49 \text{ }^\circ\text{C}$$

Para calcular el punto de ebullición real de la solución en cada efecto

$$T_1 = T_s - \Delta T_1 = 95,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = T_{s1} - \Delta T_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{s1} = T_1 - EPE_1 = 88,49 \text{ }^\circ\text{C}$$

Los valores de la entalpía H de las diversas corrientes de vapor con respecto al agua a 0 °C como base, se obtienen de la tabla LVI del Pavlov:

Tabla 2.20 Determinación de las entalpías (Pavlov)

Entalpía (kJ/kg)	
Hs	2711
Hs1	2662
Hs2	2579,8
hs	502,4
hs1	377,1

$$H_1 = H_{S1} + 1,884 * EPE1 = 2675,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$\lambda_s = H_s - h_s = 2208,6 \text{ kJ/kg}$$

$$H_2 = H_{S2} + 1,884 * EPE2 = 2607,3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$\lambda_{s1} = H_1 - h_{s1} = 2298,1 \text{ kJ/kg}$$

Se escribe un balance de calor para cada efecto. Se toma 0 °C como base, pues los valores de H de los vapores corresponden a esta temperatura.

$$F * Cp_{F*}(T_F - 0) + S * \lambda_S = B_1 * Cp_1 * (T_1 - 0) + V_1 * H_1$$

$$B_1 * Cp_1 * (T_1 - 0) + V_1 * \lambda_{S1} = B_2 * Cp_2 * (T_2 - 0) + V_2 * H_2$$

Resolviendo simultáneamente las dos ecuaciones se obtiene que

$$S = 1858,2 \text{ kg/h}$$

$$B_1 = 2361,7 \text{ kg/h}$$

Entonces $V_1 = 1638,27 \text{ kg/h}$ y $V_2 = 1721,72 \text{ kg/h}$ son bastante cercanos a los supuestos.

$$q_1 = S * \lambda_S = 1140008 \text{ W}$$

$$q_2 = V_1 * \lambda_{S1} = 1045807 \text{ W}$$

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1 * \Delta T_1} = 36,37 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{q_2}{U_2 * \Delta T_2} = 33,37 \text{ m}^2$$

El área promedio $A_m = 34,87 \text{ m}^2$. Las áreas difieren del valor promedio por menos del 10 % y en realidad no se necesita un segundo intento.

Economía:

$$e = \frac{V_T}{S} = 1,8$$

Coefficiente de evaporación:

$$Coe = \frac{V_T}{A_T} = 48,17 \text{ kg/hm}^2$$

La economía teórica para un evaporador doble efecto es dos, la calculada es 1,8 por lo que es correcta pues se aproxima. El coeficiente de evaporación teórico para un evaporador doble efecto es 50 kg/hm^2 . En este caso el valor es $48,17 \text{ kg/hm}^2$ por tanto es correcto. (Hugott 1967)

2.5.3 Selección de la bomba

a) Comparación de las bombas

Tabla 2.21 Comparación de las bombas. (Tabla 4-20 (Ulrich 1985))

Aspecto	Centrífuga	Desplazamiento positivo (leva y pistón)	Transferencia de momento (chorro)
Presión máxima del sistema (bar)	350	350	350
Intervalo de temperature (°C)	-240-500	-10-270	-240-500
Presión diferencial máxima (bar)	20	200	10
Capacidad	10	0.04	10

máxima(m ³ /s)			
Intervalo de viscosidad del fluido(Pa.s)	<0,2	0,001-0,1	-
Eficiencia (%)	50-85	40-85	5-20
Precio de compra	Bajo	Alto	bajo
Costo mantenimiento	Bajo	Moderado	bajo
Costo de servicio	Moderado	moderado	alto
Cavitación	E	B	A
Líquidos corrosivos	C	C	A
Líquidos de viscosidad baja	A	A	A

b) Selección

La bomba centrífuga porta valores adecuados de eficiencia, su costo de adquisición es bajo y como cumple los requerimientos se selecciona esta.

c) Dimensionamiento de la bomba centrífuga que transportará la solución de Sosa a 5°Be desde los tanques de almacenamiento hasta el evaporador.

Datos

$$Z_1 = 0\text{m}$$

$$L = 9\text{m}$$

$$Z_2 = 1\text{m}$$

$$Q = 0,001082 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1110 \text{ kg/m}^3 \text{ (tabla 3-92 (Perry 1973))}$$

$$\mu = 0,0095 \text{ Pas (tabla VIII Pavlov)}$$

$$e = 0.2 \text{ mm (Tabla 9Rosabal)}$$

$$\text{Se asume: } v = 1,5 \text{ m/s, } T = 20 \text{ }^\circ\text{C y } P = 1 \text{ atm}$$

Cálculo del diámetro de tubería

$$Q = \frac{v * \pi * D^2}{4}$$

$$D = 0,030 \text{ m}$$

Estandarización del diámetro (Tabla 10 Rosabal)

$$DN = 0,035 \text{ m}$$

$$\text{Entonces la } v = 1,12 \text{ m/s}$$

Cálculo del factor de fricción

$$Re = \frac{D * v * \rho}{\mu}$$

$$Re = 6,35 * 10^4$$

$$\frac{e}{D} = \frac{0,2mm}{35mm} = 0,0057$$

$$f = 0,034 \text{ (Figura 3.9 Rosabal)}$$

Cálculo de las pérdidas

$$h_p = \left(\frac{f * L}{D} + \sum K \right) \frac{v^2}{2g} + h(\text{intercambidor}) + h(\text{tramo después del IC})$$

$$h(\text{tramo después del IC}) = \frac{f * L}{D} * \frac{v^2}{2g} = 0,3368 \text{ m}$$

$$h(\text{intercambidor}) = 4,73 \text{ m}$$

$$h_p = 5,67 \text{ m}$$

Tabla 2.22 Coeficiente de resistencia local

Accesorios	Coeficiente de resistencia local (Tabla 3.1 Rosabal)	Cantidad	Total
Entrada (bordes agudos)	0,5	1	0,5
Salida a un depósito de gran volumen	1,0	1	1,0
Codo 90° estándar	0,75	3	2,25
Válvula de compuerta abierta	0,17	1	0,17
			$\sum K = 3,92$

Cálculo de la carga mediante el balance de energía mecánica

$$H = \Delta Z + \frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{\Delta v}{2g} + h_p$$

$$\Delta P = 0 \quad \Delta v = 0$$

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1$$

$$\Delta Z = 1 \text{ m}$$

$$H = 6,67 \text{ m}$$

Selección de la bomba en el Catálogo Bloch

En el Catálogo Bloch se selecciona una bomba con un caudal de 4 m³/h, una altura de 7,9 m y la potencia de 0,37 kW. Este valor debe ser afectado por el coeficiente de reserva de potencia (β) dando una potencia de 0,814 kW.

Para transportar el fluido desde el evaporador hasta el tanque de almacenamiento de sosa tratada se selecciona una bomba de una potencia de 0,55 kW para un caudal de 3 m³/h y una altura de 5,5 m (Anexo 4). (Bloch 2004)

2.5.4 Selección de la membrana

Consideraciones para la selección

El proceso de mercerizado es un proceso físico-químico en el que se generan aguas con características alcalinas (6 °Be) ya que el producto químico empleado para tratar el tejido y lograr sus propiedades es la sosa cáustica (25 °Be). Las impurezas que contiene la solución de sosa son de tamaño coloidal comprendido entre 10⁻⁷ y 10⁻⁸ m. Se requiere eliminar estas impurezas pues perjudican la eficiencia del proceso de reconcentración de sosa y del mercerizado. Estas impurezas se pueden separar mediante una membrana. La aplicación de esta membrana es química.

La fuente que se emplea para seleccionar la membrana es <http://www.camara-alemana.org.pe/downloads/7-130311-Microdyn-Nadir-Company.pdf>

Se encontró una membrana que se puede aplicar para purificar soluciones de procesos. A continuación se muestran sus características

Tabla 2.23 Características de la membrana para purificar soluciones de proceso (Nadir 2015)

Características	Membrana tubular
Tamaño de poro	1 μ m
Polímero de la membrana	PE
Diámetro interno	5,5 mm
Área de membrana	0,1 m ² - 16 m ²
Estabilidad al pH	Alta
Estabilidad contra la abrasión	Alta
Estabilidad mecánica	Alta
Modo de limpieza	Contralavable

Conclusiones parciales

-Se determinó que la concentración de la sosa recuperada es 237,33 g/L lo cual indica que la sosa presenta impurezas que mantienen la densidad correcta, pero falsean la concentración.

- La muestra posee 13,25 g/L de concentración de carbonatos lo cual constituye una impureza presente.
- La concentración de sólidos presentes en la muestra se duplica al recircularse varias veces la solución.
- Se corrobora la presencia de una fracción orgánica mediante el ensayo de solubilidad.
- Se detecta la presencia de celulosa en la muestra de una recuperación e hidrocélulosa en las muestras de la segunda y la tercera recuperación.
- La presencia de partículas coloidales no permite utilizar filtros convencionales para la purificación.
- Los experimentos de sedimentación y flotación que tienen como objetivo la purificación de la sosa no son adecuados en las condiciones evaluadas, no obstante se observó que el peróxido clarificó la sosa.
- Se propusieron tres alternativas para el empleo o reutilización de la solución de sosa en el proceso de mercerizado y sus respectivos esquemas tecnológicos.
- Al chequear el precalentador se determinó insuficiente área de transferencia de calor por lo que la solución de sosa no alcanza la temperatura requerida de 72°C.
- El área del nuevo precalentador es de 1,1m² y el flujo es de 0,00108 m³/s. Se selecciona un intercambiador de placas de 460 mm de alto, 200 mm de ancho, 0,5 mm de espesor y un número de 12 placas.
- Se selecciona un evaporador de tubos cortos. La economía del sistema doble efecto es 1,8 .El coeficiente de evaporación es 48,17 kg/hm².
- Se selecciona una bomba centrífuga. En el Catálogo Bloch se selecciona una bomba con un caudal de 4 m³/h, una altura de 7,9 m y la potencia de 0,37 kW para transportar la solución de sosa. Para transportar la sosa recuperada desde el evaporador hasta el tanque de almacenamiento se selecciona una bomba con un caudal de 3 m³/h, una altura de 5,5 m y una potencia de 0,55 kW.
- Se selecciona una membrana tubular para limpiar la solución de sosa.

Capítulo III Análisis económico.

3.1 Costo de adquisición de los equipos.

Los datos de costos encontrados en la bibliografía son de mediados de 1982, por lo que es necesaria su actualización a través de la ecuación siguiente:

$$Costo_{Actual} = Costo_{Original} \frac{Indice_{Actual}}{Indice_{Original}}$$
 Siendo el índice original de 315 para el año 1982 y el

índice actual de 576,1 para el año 2015 obtenido en la revista Chemical Engineering (Septiembre 2015)

El dato del costo de membrana es del año 2005 por lo que necesita actualizar, siendo el índice original de 468,2 para dicho año 2005. (Indexes 2015)

a) Procedimiento para determinar el costo de adquisición del intercambiador de calor

Se procede mediante la Fig 5-39 (Ulrich 1985) conociendo el área del intercambiador =1,1 m²

$$C_{BM} = C_p * F_{BM}^a = \$1,15 * 10^5$$

$$C_p = \$5 * 10^4$$

$F_{BM}^a = 2,3$ se obtiene de la fig 5-38 con los valores de $F_M * F_p$

$F_M = 2,3$ (material en contacto con el fluido acero inoxidable)

$$F_p = 1$$

b) Procedimiento para determinar el costo de adquisición del evaporador.

Se procede mediante la Fig 5-24 (Ulrich 1985) conociendo el área de transferencia de calor = 34,87 m²

$$C_{BM} = C_p * F_{BM} * F_p = \$5,58 * 10^5$$

$$C_p \text{ (costo de compra del equipo)} = \$9 * 10^4$$

$F_{BM} = 6,2$ para acero inoxidable

F_p (factor de presión)=1

c) Procedimiento para determinar el costo de adquisición de las bombas centrífugas.

La fuente empleada para determinar el costo de las bombas fue:

<http://www.matche.com/equipcost/PumpCentr.html>

Precio de la bomba que impulsa la disolución de sosa desde la mercerizadora hasta los tanques de almacenamiento: 7900USD

Precio de la bomba que impulsa la disolución de sosa desde los tanques de almacenamiento hasta el evaporador: 7900USD

Precio de la bomba que impulsa la sosa recuperada desde el evaporador hasta el tanque de almacenamiento: 5600USD

d) Procedimiento para determinar el costo de adquisición de la membrana.

La fuente empleada para determinar el costo de la membrana fue:

<https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/1878/tesisUPV2361>

Precio de la membrana para eliminar impurezas presentes en la disolución de sosa: 1117,95 USD (Uribe 2005)

3.2 Costo actualizado de cada variante.

3.2.1 El costo de la primera variante.

El costo de adquisición de la primera variante de sistema de reconcentración de la solución de sosa es de 1094512,97 USD según el catálogo (Mezzera 2015)

Tabla 3.1 Costo actualizado para cada equipo y costo total de la primera variante

Equipos	Costo original(USD)	Cantidad	Costo actualizado(\$)
Sistema de reconcentración	1094512,97	1	2001742,61
Costo actualizado total de la variante(\$)			2001742,61

3.2.2 El costo de la segunda variante.

La segunda variante al tener ubicado el filtro de peróxido antes del intercambiador de calor, requiere una bomba más que garantice la presión hidráulica de entrada al sistema de reconcentración. Por esta razón se le adiciona al costo obtenido en el catálogo el costo de la bomba que impulsa la solución de sosa.

La fuente que se emplea para determinar el costo de la bomba adicional fue:

<http://www.matche.com/equipcost/PumpCentr.html>

Precio de la bomba que impulsa el fluido desde los tanques de almacenamiento hasta el evaporador: 7900USD

Tabla 3.2 Costo actualizado para cada equipo y costo total de la segunda variante.

Equipos	Costo original(USD)	Cantidad	Costo actualizado(\$)
Sistema de reconcentración	1094512,97	1	2001742,61
Bomba centrífuga	5600	1	5600
Costo actualizado total de la variante(\$)			2007342,61

3.2.3 El costo de la tercera variante.

Tabla 3.3 Costo actualizado para cada equipo y costo total de la tercera variante.

Equipos	Costo original(USD)	Cantidad	Costo actualizado(\$)
Intercambiador de calor	115000	1	210322,2222
Evaporador	558000	2	2041040
Bomba centrífuga	7900	2	15800
Bomba centrífuga	5600	1	5600
Membrana	1117,95	1	1375,589481
Costo actualizado total de la variante(\$)			2274137,812

3.3 Comparación y análisis de las variantes.

Tabla 3.4 Costo de cada variante.

Variante	Costo actualizado(\$)
1	2001742,61
2	2007342,61
3	2274137,81

La más económica es la primera alternativa, pero es necesario hacer un análisis desde el punto de vista práctico para realizar la selección de una de ellas.

La primera alternativa posee un filtro de peróxido de hidrógeno ubicado luego de la etapa de evaporación, este permite eliminar las impurezas de la sosa reconcentrada, pero su posición no es favorable ya que estas impurezas pasan a través del intercambiador de calor y los evaporadores pudiendo provocar incrustaciones que afecten la transmisión del calor necesario para calentar la solución y luego evaporar el agua presente en la solución. A pesar de que durante años se ha empleado el equipamiento en este orden, desde el punto de vista práctico no es tan factible por lo anteriormente explicado, no obstante se puede observar que es la variante más económica.

La segunda alternativa propuesta tiene ubicado el filtro de peróxido de hidrógeno antes del intercambiador de calor y de los evaporadores lo cual evita las incrustaciones mencionadas. En

este caso se requiere una bomba más, para que garantice la presión hidráulica de entrada al sistema de reconcentración. Producto de esto el costo se eleva un poco más.

La tercera alternativa, por la presencia de la membrana es la más eficiente para lograr la eliminación de las impurezas de la sosa y evitar las incrustaciones en el equipamiento, pero el costo de las membranas encarece mucho más el proceso de recuperación de la sosa.

3.4 Selección de la variante.

Se selecciona la alternativa dos, ya que aunque el precio es un poco mayor que en el primer caso, se previenen trastornos operacionales y se garantiza la pureza requerida de la sosa. El tercer caso se desecha porque es más costoso.

3.4.1 Análisis ambiental

Esta variante de reciclar o reutilizar la solución de sosa proveniente del proceso de mercerizado permite reducir el gasto económico para reponer la sosa, además disminuye la frecuencia de vertimiento y el volumen de residuales a tratar. Estas aguas alcalinas presentan un pH generalmente superior a 10 por lo que no pueden ser vertidas sin un tratamiento previo ya que supera el valor admitido por la norma cubana de vertimiento.(NC-27 2012)

Además, el reuso de esta corriente trae consigo, primeramente, menor empleo de productos químicos (ácido) en el tratamiento de residuos, y segundo, una disminución del impacto ambiental por ahorro de agua de 1721 kg/h y desde el punto de vista económico se ahorran 1756,15 \$/año

3.5. Costo Total de Inversión (CTI).

El costo total de inversión se calcula utilizando la tabla 17 (Peters 1991)

$CTI = (CFI) \text{ Costo Fijo de Inversión} + (I_{\text{Trabajo}}) \text{ Inversión de Trabajo}$

$I_{\text{Trabajo}} = 15 \% \text{ CTI}$

$CFI = C_{\text{Directos}} + C_{\text{Indirectos}} + \text{Derecho de contrato} + \text{Contingencia}$

Tabla 3.5 Factores de costo y cálculo del CTI

Costo directo		
Componente	%	Costo (\$)
Costo total del equipamiento	100	2007343
Instalación	38	762790
Instrumentación y control	14	281028
Tuberías	30	602203

Electricidad	11	220808
Edificaciones	28	562056
Movimiento de tierra	10	200734
Facilidades de servicio	53	1063892
Tierras	6	120441
CD		5821294

Costo indirecto		
Componente	%	Costo (\$)
Ingeniería y supervisión	31	622276
Gastos de construcción	33	662423
CI		1284699

CD+CI	7105992,839
-------	-------------

Otros aspectos		
Componente	%	Costo (\$)
Derecho de contrato	5%(CD+CI)	355300
Contingencia	10%(CD+CI)	710599

CTI=CFI+I _{trabajo}	9613990,312
I _{trabajo}	1442098,547
CFI	8171891,765

3.6 Costo Total de Producción.

Se estima el costo total de producción utilizando los factores de proporción y las ecuaciones correspondientes localizadas en la tabla 27(Peters 1991)

CTP = (C_{Fab}) Costo de fabricación + (GG) Gastos Generales

C_{Fabricación} = (CD) Costos directos + (C_{Fi}) Cargos Fijos + (CI) Costos Indirectos

$$Depreciación = \frac{CFI - VR}{Vd}$$

Donde:

VR: es el valor residual que se asume (cero)

Vd: es la vida útil (20 años)

Los cálculos se proceden como se demuestran en las tablas que se expresan a continuación:

Tabla 3.6 Factores de costo, cálculo del costo directo, indirecto y cargo fijo (Peters 1991)

costo directo de producción		
Componete	%	Costo (\$)
Materia prima	dato	2611.2
Mano de obra	10%CTP	0,1*CTP
Supervisión	15% mano de obra	-
Requerimientos	20% CTP	-
Mantenimiento y reparación	2%CFI	163437.8
Suministro	0.5%CFI	40859.46
CD		206908.5+0,1*CTP

Cargos fijos		
Componente	%	Costo (\$)
Depreciación		408594.6
Impuestos	1%CFI	81718.92
Seguros	0.4CFI	32687.57
Cargos fijos		523001.1

Costos indirectos	5%CTP	0,05*CTP
-------------------	-------	----------

Gastos generales	
Componentes	%
Administrativos	2%CTP
Distribución y ventas	2%CTP
Investigación y desarrollo	5%CTP
	0,09*CTP

CTP = 960407,32 \$/año

3.7 Indicadores dinámicos de rentabilidad.

Con el objetivo de comprobar si es factible la inversión de la planta es necesario auxiliarse de los indicadores dinámicos de rentabilidad: Valor Actual Neto (VAN), Tasa de Rendimiento Interna (TIR) y Plazo de Recuperación al Descuento (PRD). En Microsoft Excel se programan las funciones financieras para calcular el VAN y la TIR. La tasa de interés es de un 12%.

Los resultados obtenidos son:

Tabla 3.7 Indicadores dinámicos

VAN	\$1.278.861,13
TIR	38%
PRD	3 años

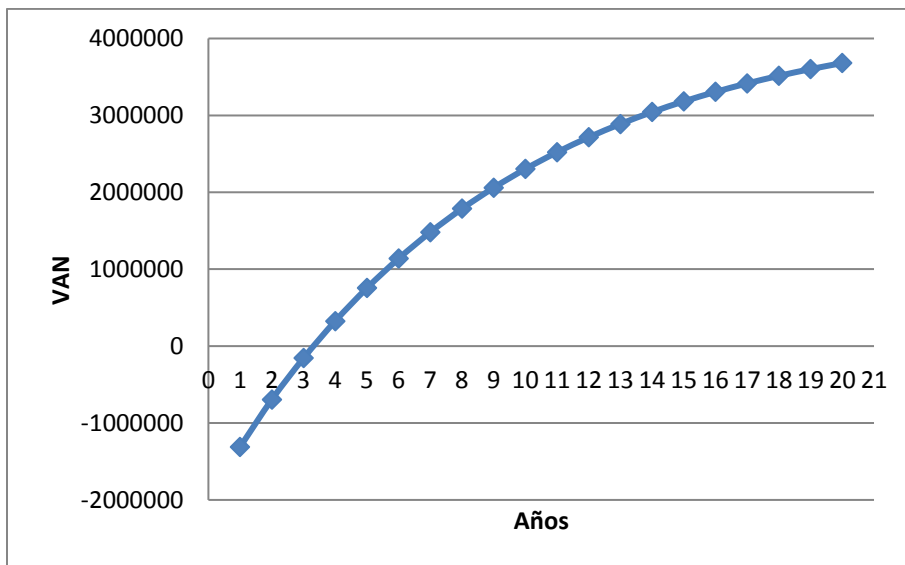


Figura 9 Comportamiento del VAN

El proyecto realizado es factible porque en un período de aproximadamente 3 años se paga la inversión, el VAN tiene un valor elevado y la TIR es mayor de un 20% según se recomienda en la literatura. (Portuondo 1990)

Conclusiones parciales

-Se selecciona la alternativa dos, con un costo de adquisición del equipamiento de \$2007342,61. Con ella se previenen trastornos operacionales y se garantiza la pureza requerida de la sosa.

-Reutilizar la sosa reduce la cantidad a reponer de esta, disminuye el volumen de residuales a tratar, la demanda de productos químicos en el tratamiento de residuos, la frecuencia de vertimiento, el impacto ambiental y un ahorro de 1721 kg de agua/h

-Se determinó que el costo de inversión es \$9613990,31 y el costo total de producción es 960407,32 \$/año

-Al analizar los indicadores dinámicos se obtuvo que la inversión es rentable pues se obtuvo un período de recuperación de la inversión de 3 años, con un VAN de \$1278861,13 y una TIR de 38%.

Conclusiones

- Se caracterizó la sosa proveniente del mercerizado determinando que su concentración es 237,33 g/L, lo cual indica que la sosa presenta impurezas que mantienen la densidad correcta, pero falsean la concentración.
- Se determinó que la solución posee 13,25 g/L de carbonatos.
- La concentración de sólidos presentes en la muestra de una recuperación es 0,351% y en la tercera es 0,706 %.
- Se comprobó la presencia de impurezas orgánicas mediante ensayos de solubilidad.
- Con el ensayo de Nessler se detecta que hay celulosa en la muestras de sosa de una recuperación e hidrocélulosa en las de dos y tres recuperaciones.
- La presencia de partículas coloidales no permite utilizar filtros convencionales para la purificación de la solución de sosa.
- Los experimentos de sedimentación y flotación que tienen como objetivo la purificación de la sosa no son adecuados en las condiciones evaluadas, no obstante se observó que el peróxido clarificó la sosa lo cual es favorable para el proceso de mercerizado.
- Se determinó la necesidad de realizar una inversión en la sección de mercerización de la Planta de Acabado del Combinado Textil "Desembarco del Granma", debido a la obsolescencia de los equipos y a la necesidad recuperar la sosa cáustica.
- Se diseñaron los equipos necesarios para el sistema de reconcentración de sosa cáustica: un intercambiador de calor de 12 placas con un área de transferencia de 1,1 m², un sistema de evaporación de doble efecto con un área de transferencia de calor de 70 m² y un sistema de flujo que posee 3 bombas centrífugas.
- Se selecciona la alternativa dos que posee el filtro de peróxido antes del sistema de reconcentración, con un costo de adquisición del equipamiento de \$2007342,61. Con ella se previenen trastornos operacionales y se garantiza la pureza requerida de la sosa.
- Se ahorran 1721 kg de agua/h lo que equivale a 1756,15 \$/año
- Se determinó que el costo de inversión es \$9613990,31 y el costo total de producción es 960407,32 \$/año
- Al analizar los indicadores dinámicos se obtuvo que la inversión es rentable pues se obtuvo un período de recuperación de la inversión de 3 años, con un VAN de \$1278861,13 y una TIR de 38%.

Recomendaciones

- Valorar la posibilidad de sustituir el intercambiador de calor.
- Evaluar el sistema de purificación con peróxido teniendo en cuenta otras condiciones de trabajo

Bibliografía

1. Alexeyev, V. (1978). Quantitative Analysis.
2. Benninger (2000). Resource Management.
3. Betancourt, R. D. (2006). Tratamiento de aguas y aguas residuales. La Habana.
4. Bloch (2004). Catálogo Bloch el dominio del agua.
5. Brand, A. S. (2009). Evaporator Handbook.
6. Carrilloa, X. C., M. Garrigaa, A. Naikb, M. Lisb, F. González, J. Valldeperasb (2002). EFECTOS DEL MERCERIZADO EN LAS PROPIEDADES
7. Cegarra, J. (1997). Fundamentos y tecnologías del blanqueo de materias textiles.
8. Clara Ines Rojas, C. W., George Veloso (1994). Informe Técnico sobre la minimización de residuos textiles CEPIS.
9. clubensayo (2012). "Determinación De La Pureza De La Soda Cáustica." from <https://www.clubensayos.com/Ciencia/Determinacion-De-La-Pureza-De-La-Soda-Caustica/2587345.html>
10. Comeval, S. L. (2004). Intercambiadores de calor de placas.
11. Conamipe (2003). Aspectos históricos de la industria textil.
12. Crespi, M. (1988). Reutilización de los efluentes textiles en Europa.
13. Cristina García, A. B., Pedro Rincón Arévalo, Rosa Nieves Sánchez. (2004). "ESTUDIO CINÉTICO DE LA DESCOMPOSICIÓN DEL PERÓXIDO DE HIDRÓGENO
14. Geankopolis, C. (1998). Procesos de transporte y operaciones unitarias. S. A. d. C. V. Compañía editorial continental, México.
15. Hugott, E. (1967). Manual para ingenieros azucareros.
16. Ibarra, L. A. b. (2007). Establecer el control de calidad del proceso de mercerización. Facultad de Tecnología, Universidad Tecnológica de Pereira.
17. Indexes, M. a. S. p.-i. e. (2015). Evaluación económica de plantas químicas.
18. Izquierdo Millán, M. (2002). "Intercambiadores de calor de placas. ."
19. Kamm (2009). "Química orgánica." From https://sites.google.com/site/organicaiii/quimica_organica/quimica-organica-iii-nueva/quimica-organica-iii-2009-2012/test-análisis-funcional-2011/e11_2011/e11_2011.
20. Kern, D. (1999). *Procesos de transferencia de calor* (Vol. Tomo II). México: Compañía editorial continental, S.A. de C.V.
21. Marambio, O. G. (2012). "Clasificación de Compuestos Orgánicos por Solubilidad" U. T. Metropolitana.
22. Merck (2006). Estabilidad y descomposición de las disoluciones de peróxido de hidrógeno.

23. Mexichem, D. (2010). HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD HIDRÓXIDO DE SODIO.
24. Mezzera (2015). Oferta de recuperadora.
25. Nadir, M. (2015). Micro, Ultra and Nanofiltración.
26. NC-27, O. N. d. N. (2012). Vertimiento de aguas residuales a las aguas terrestres y al alcantarillado.
27. Ontiveros, P. J. F. (2000). Dimensionamiento de Equipos de Transferencia de Calor. Operaciones Unitarias II.
28. Orestes, J. (2017). Métodos de separación de mezclas. Conferencia No7. J. Orestes.
29. Pavlov Problemas y ejemplos para el curso de Operaciones básicas y aparatos en tecnología química.
30. Perry, R. H. a. C. (1973). Chemical Engineers' Handbook. 5th Edition.
31. Peters, M. T., Klaus (1991). Plant design and economics for chemical engineers, Editorial Advisory Board.
32. Pont, D. (2010). Caustic Recovery in the Textile Industry.
33. Portuondo, M.(1990). Economía de empresas industriales.Editorial pueblo y educación
34. Posts, P. (2005). "Recovery of alkali from Mercerizing."
35. Q.Kern, D. (1965). Process Heat Transfer.
36. Ramos, G. V. (2016). PROCESOS DE SEPARACIÓN POR MEMBRANAS. Conferencia 1.
37. Rodríguez, F. L. C. (2010). El Pre-tratamiento textil en tejidos planos de algodón. EAP. DE INGENIERÍA QUÍMICA. LIMA – PERÚ, UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS.
38. Sarria, N. V. (2015). "DISEÑO DEL PLAN DE GESTIÓN AMBIENTAL PARA LA INDUSTRIA TEXTIL ARITEX DE COLOMBIA S.A.
39. Septiembre (2015). "Chemical Engineering ".122 I No9
40. Shah, R. K. (1994). Encyclopedia of Energy, Technology and the Environment. New York.
41. Shahid Naveed, I. B. (2006). "MEMBRANE TECHNOLOGY AND ITS SUITABILITY FOR TREATMENT OF TEXTILE WASTE WATER IN PAKISTAN." Journal of Research (Science) Vol. 17: pp. 155-164.
42. Solvay (2015). PERÓXIDO DE HIDRÓGENO
43. Seguridad y Manejo
44. Hoja de Datos Técnicos.
45. Texvi (1998). Tablas de concentración de hidróxido sódico.
46. Texvi (2010). Tratamiento previo proceso tecnológico.

47. Ulrich, G. (1985). Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química
48. Unatsabar (2005). GUÍA PARA EL DISEÑO DE DESARENADORES Y SEDIMENTADORES.
49. Uribe, B. E. C. (2005). ESTUDIO DEL PROCESO DE NANOFILTRACIÓN
50. Valenciana, G. (2008). Análisis prospectivo de las tecnologías limpias.
51. Vega, J. M. R. (2006). Hidrodinámica y separaciones mecánicas, La Habana.
52. VERÓNICA BENAVIDES RIVERA ". from
<https://red.uao.edu.co/bitstream/10614/7875/1/T05873.pdf>.

Anexos

Anexo 1 Corte vertical de un sedimentador continuo

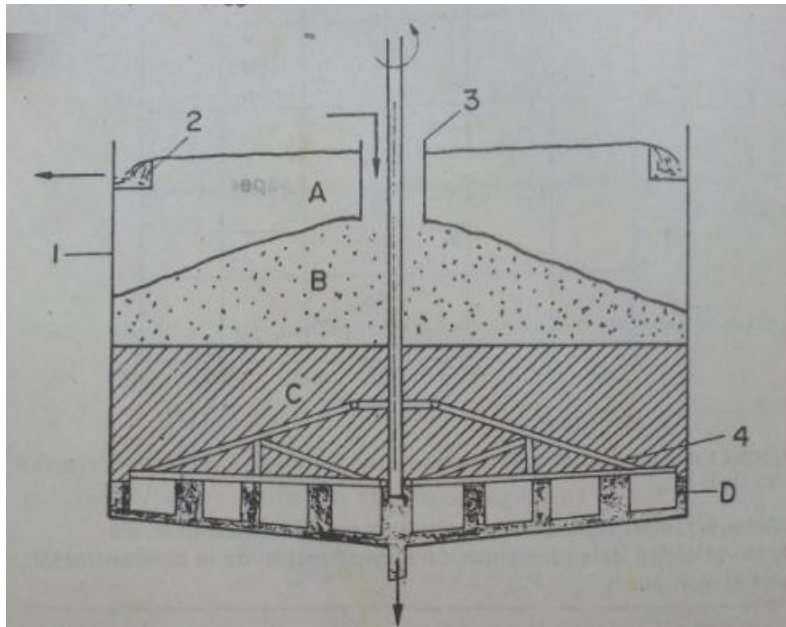


FIGURA 6.7. Corte vertical de un sedimentador continuo: A - líquido claro; B - zona de concentración constante; C - zona de concentración variable; D - zona de compactación de lodos; 1 - cuerpo del sedimentador; 2 - canal de reboso; 3 - tubo alimentador; 4 - rastrillo de arrastre de lodos.

Anexo 2 Hoja de seguridad del Hidróxido de sodio

Fórmula: NaOH.

Peso molecular: 40.01 g/mol

Composición: Na: 57.48 %; H: 2.52 % y O:40.00%

Generalidades:

El hidróxido de sodio es un sólido blanco e industrialmente se utiliza como disolución al 50 % por su facilidad de manejo. Es soluble en agua, desprendiéndose calor. Absorbe humedad y dióxido de carbono del aire y es corrosivo de metales y tejidos. Es usado en síntesis, en el tratamiento de celulosa para hacer rayón y celofán, en la elaboración de plásticos, jabones y otros productos de limpieza, entre otros usos.

Se obtiene, principalmente por electrólisis de cloruro de sodio, por reacción de hidróxido de calcio y carbonato de sodio y al tratar sodio metálico con vapor de agua a bajas temperaturas.

Propiedades físicas y termodinámicas:

Punto de ebullición: 1388°C (a 760 mm de Hg)

Punto de fusión: 318.4 °C

Índice de refracción a 589.4 nm: 1.433 (a 320 °) y 1.421 (a 420 °C)

Presión de vapor: 1mm (739 °C)

Densidad: 2.13 g/ml (25 °C)

Solubilidad: Soluble en agua, alcoholes y glicerol, insoluble en acetona (aunque reacciona con ella) y éter.

1 g se disuelve en 0.9 ml de agua, 0.3 ml de agua hirviendo, 7.2 ml de alcohol etílico y 4.2 ml de metanol.

pH de disoluciones acuosas (peso/peso): 0.05 %:12; 0.5 %: 13 y 5 %: 14

En la tabla a continuación, se presentan algunas propiedades de disoluciones acuosas de NaOH.

Propiedades de disoluciones acuosas de NaOH

Concentración Ebullición(%peso/peso)	d4	Punto de congelación (°C)	Punto de ebullición (°C)
5	1,056	-4	102
10	1,111	-10	105
20	1,222	-26	110
30	1,333	1	115

Anexo 3 Intercambiador de placas



N°	Parte	Material
1	Bastidor	Acero Carbono (pintado) EPOXI
2	Placas	Acero Inoxidable AISI 316
3	Conexiones roscadas	Acero Inoxidable AISI 316
4	Juntas	NBR ó EPDM
5	Guías Placas	Acero Inox

Comeval Intercambiadores de Calor de Placas - Serie S4

Dimensiones

CONEXIONES
 F1 ENTRADA 1 1/4" BSP
 F4 SALIDA 1 1/4" BSP
 F3 ENTRADA 1 1/4" BSP
 F2 SALIDA 1 1/4" BSP

L = 250 mm. para todos
 (Espesor de placa: 0,5 mm)

HUELLAS DE ANCLAJE

DETALLE CONEXIONES 1 1/4" BSP

PLACON FIJO

Anexo 4 Bomba centrífuga

BOMBAS CENTRIFUGAS SOBRE BANCADA NORMALIZADAS DIN 24255 1.450 rpm

Serie 4ND 32 (1.450 rpm)

tamaño bridas Imp: DN32 - Asp: DN50

Tipos	Motor P2		Caudal en m³/hora													
	CV	Kw	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	16	18
			Altura en metros													
4ND 32/13-100	0,33	0,25		2,9	2,7	2,6	2,3	2								
4ND 32/13-110	0,33	0,25		3,6	3,5	3,3	3,1	2,7	2,3							
4ND 32/13-120	0,33	0,25		4,5	4,4	4,2	4	3,7	3,3	2,7						
4ND 32/13-130	0,33	0,25	5,5	5,4	5,3	5,1	4,9	4,6	4,3	3,9						
4ND 32/13-139	0,50	0,37	6,3	6,2	6,1	6	5,8	5,5	5,3	5	4,6					
4ND 32/16-125	0,33	0,25		4,5	4,4	4,2	4	3,7	3,6							
4ND 32/16-135	0,33	0,25		5,5	5,4	5,3	5	4,7	4,3	3,8						
4ND 32/16-145	0,50	0,37		6,7	6,6	6,5	6,2	5,9	5,5	5	4,2					
4ND 32/16-155	0,50	0,37		7,9	7,7	7,6	7,5	7,2	6,7	6,2	5,6					
4ND 32/16-165	0,75	0,55		9,1	8,9	8,8	8,6	8,4	8	7,4	6,9	6,4				
4ND 32/16-174	0,75	0,55		10,1	10	9,9	9,7	9,5	9,1	8,7	8,2	7,5				
4ND 32/20-165	0,75	0,55		9,6	9,5	9,3	8,9	8,6	8,3	8,2	7,5	6,3				
4ND 32/20-180	1	0,75		11,4	11,3	11,2	10,8	10,4	10,2	9,6	9,1	8,6				
4ND 32/20-195	1	0,75		13,6	13,4	13,3	13,1	12,6	12,4	11,4	11,3	10,9	10,4	9,2		
4ND 32/20-205	1,5	1,1		15,1	14,9	14,8	14,6	14,2	13,9	13,5	12,9	12,5	12,2	11		
4ND 32/20-214	1,5	1,1		16,6	16,3	16,2	16,1	15,6	15,4	15	14,4	14	13,5	12,6	11,4	