

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y MANUFACTURERA
INGENIERÍA TEXTIL.**



**“SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE SODA CÁUSTICA EN EL
PROCESO DE MERCERIZADO”**

TESIS

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO TEXTIL**

PRESENTADO POR LOS BACHILLERES

**GOYBURU NAQUICHE, ISABEL LARISA
BARRAZA ANTICONA, WILLIAM ELVIS**

LIMA - PERU

2003

DEDICATORIA

A Dios por permitirme la vida para poder lograr mis metas
A mi padre Dante Goyburu por su dedicación , su esfuerzo
y su anhelo de darme siempre lo mejor, para llegar a ser un
buen profesional.

A mi madre Petronila a quien quiero mucho por todo su
sacrificio, su apoyo, y su gran amor.

Ing. Isabel Goyburu N.

DEDICATORIA

Para Gladis Anticona y Edgardo Flores mis padres
Para el Ing. Victor León CHoy mi maestro

Ing. William Barraza A.

AGRACECIMIENTOS

Al Ing. Víctor León Choy, por ser para mí un ejemplo a seguir de buen profesional, por todo su apoyo y conocimientos recibidos.

Al Ing. Rolando Loayza por brindarme su amistad y por los conocimientos compartidos como amigo, en este humilde trabajo de investigación.

Al Ing. Mario Ferrerya por su apoyo desinteresado en la tesis.

Al Ing. Carlos Arévalo por su amistad y colaboración desinteresada.

Ing. Isabel Goyburu

ÍNDICE

Tema	Página
INTRODUCCIÓN	1
1. GENERALIDADES	4
1.1 Origen de la idea	5
1.2 Planteamiento del problema	6
1.3 Objetivo de la tesis	7
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE MERCERIZADO	8
2.1 El mercerizado	9
2.2 Fundamentos teóricos del proceso de mercerizado.	10
2.3 Efectos del mercerizado en la celulosa	13
2.4 Factores que intervienen en el proceso del mercerizado	14
2.4.1 La concentración de la lejía	14
2.4.2 La temperatura del mercerizado	14
2.4.3 Tiempo necesario para el mercerizado	15
2.4.4 Efecto de la tensión en el mercerizado	16
2.5 Tecnología del mercerizado	18
2.5.1 Etapas del mercerizado	18
3. ESCENARIO ACTUAL DEL MERCERIZADO EN LA FÁBRICA Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	20
3.1 El mercerizado: Parte importante en la fabricación de un tejido plano	21
3.2 Maquinaria para mercerizar tejidos planos	23
3.3 Accesorios de control en la mercerizadora	26
3.4 Balance de masa en el proceso de mercerizado	28
3.4.1 Balance de masa en las zonas de impregnación, estabilización y enjuague	28
3.4.2 Balance de masa en el tanque de rebose	32
3.5 Planteamiento del problema	35

4. CARACTERIZACION DEL EFLUENTE A RECUPERAR	36
4.1 Características del efluente principal a recuperar	37
5.- SELECCIÓN DEL METODO DE RECUPERACIÓN DE LA LEJÍA MERCERIZANTE	39
5.1 Tecnologías para la recuperación de la soda cáustica	40
5.1.1 Evaporación	40
5.1.2 Membrana separadora (ósmosis inversa)	42
5.1.2.1 Ósmosis Inversa	44
5.2 Selección de la tecnología	48
6. INTRODUCCIÓN AL SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LA LEJÍA MERCERIZANTE	49
6.1 Eliminación de impurezas	50
6.1.1 Eliminación de pelusas y borras	50
6.1.2 Eliminación del carbonato sódico	51
6.1.3 Selección del sistema de limpieza de la lejía	55
6.1.4 Caracterización de residuos	57
6.1.5 Detalle de descargas individuales referentes a la planta en estudio	57
6.1.6 Tratamiento de descargas	62
6.1.7 Secuencia a seguir para la eliminación de residuos del efluente	63
6.1.7.1 Pre tratamiento	63
6.1.7.1.1 Subproductos del pre tratamiento	64
6.1.7.2 Tratamiento físico	65
6.1.7.2.1 Sedimentación	65
6.1.7.3 Tratamiento Químico	67
6.1.7.3.1 Neutralización	67
6.1.7.3.2 Control automático de neutralización	67
6.1.7.4 Enfriamiento del efluente	68
6.1.7.5 Tratamiento y evacuación de lodos	69
6.1.7.5.1 Evacuación de borrias	70
6.1.7.6 Importancia económica del tratamiento	70
6.2 Evaporación de la lejía	72
6.2.1 Balance de masa de la lejía en el sistema mercerizado - evaporación	74
7. CRITERIOS PARA EL DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS	76
7.1 Criterios para el diseño del evaporador	77
7.2 Tipos de evaporadores químicos	77
7.2.1 Evaporadores de circulación natural	78

7.2.2	Evaporadores de circulación forzada	83
7.2.3	Número de efectos	85
7.2.4	Material de construcción del equipo	86
7.3	Selección del sistema de evaporación	89
7.3.1	circulación natural – circulación forzada	89
7.3.2	De tubo largo - de tubo corto – de película descendente	89
7.3.3	Número de etapas del evaporador	90
7.3.3.1	Consumo de vapor y balance de masa y energía	92
7.3.3.2	Costo de los equipos	96
7.3.3.3	Selección del número de etapas2	98
7.3.4	Alimentación en paralelo – alimentación en contra corriente	98
7.3.5	Selección del material	100
7.4	Análisis del balance de energía	101
7.5	Equipos auxiliares	107
7.5.1	Equipos de cambio de fase	107
7.5.2	Equipos de cambio de temperatura	108
7.5.3	Equipos de limpieza	110
7.5.4	Otros equipos	112
7.5.5	Recipientes de almacenamiento	112
7.6	Conclusión de la selección de equipos	113
8.	PROCESO DE MERCERIZADO CON SISTEMA DE EVAPORACIÓN	114
8.1	Descripción del sistema de evaporación	115
8.2	Ventajas del sistema de evaporación	119
8.3	Balance de masa en los equipos con el sistema de evaporación	121
8.4	Simulación del proceso mediante el software SuperPro Designer	128
9.	EVALUACIÓN ECONÓMICA Y FINANCIERA	130
9.1	Evaluación económica - método de factores de costo	131
9.2	Inversión	133
9.2.1	Costos de equipo para planta de recuperación	133
9.2.2	Capital fijo directo	134
9.2.2.1	Costo Directo total	134
9.2.2.2	Costo indirecto total	134
9.2.2.3	Otros Costos	135
9.3	Costos operativos	135
9.3.1	Costos de mano de obra	135
9.3.2	Costos de materia prima	135
9.3.3	Costos de tratamiento de residuos	136

9.3.4	Requerimientos	138
9.3.4.1	Electricidad	138
9.3.4.2	Agente de transferencia de calor	139
9.4	Análisis de rentabilidad	140
9.5	Reporte de Evaluación económica	142
9.6	Evaluación económica	143
9.7	Financiamiento de proyectos de Inversión	145
9.7.1	Evaluación financiera	146
9.8	Evaluación de la Inversión	150
9.9	Comparación entre la situación actual y la alternativa planteada	152
10.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	154
10.1	Conclusiones	155
10.2	Recomendaciones	158
11.	BIBLIOGRAFÍA	159
12.	ANEXOS	162
12.1 Anexo 1	Necesidad de rebose en el mercerizado húmedo en húmedo	163
12.2 Anexo 2	Capacidad de refrigerante en la zona de impregnación	164
12.3 Anexo 3	Bombas a utilizar mediante el software Design II	167
12.4 Anexo 4 :	Equivalencias para soluciones de NaOH proceso de mercerizado	173
12.5 Anexo 5 :	Propiedades termodinámicas del vapor de agua	175
12.6 Anexo 6 :	Cristalización de la soda cáustica	177
12.7 Anexo 7 :	Perfiles de aguas residuales en la industria textil	179

INTRODUCCIÓN

La presente tesis ha sido escrita con la finalidad de encontrar un diseño de recuperación de soda cáustica que permita realizar el proceso de mercerizado de tejidos planos de algodón de una manera económicamente más rentable.

El estudio se ha realizado en la fábrica textil Nuevo Mundo S.A. por ser ésta una de las más importantes del país en lo que a tejidos planos se refiere. El presente trabajo no pretende mejorar el proceso de mercerizado en sí, tampoco idear maquinarias para mejorar el método, mucho menos diseñar minuciosamente cada uno de los equipos de recuperación de soda cáustica. Lo que se busca mas bien es diseñar un método para realizar la recuperación de la soda cáustica de una manera económicamente más conveniente.

La recuperación de soda cáustica por evaporación se analiza desde el capítulo 6 y los posteriores, por ser ésta, a la vista, económicamente más conveniente. En el presente trabajo se menciona un segundo método, el cual es posteriormente descartado.

En el primer capítulo se señalan el origen de la idea, el planteamiento del problema (se detalla en el capítulo 3) y el objetivo de la tesis.

En el capítulo 2 se hace una descripción del proceso de mercerizado de algodón, así mismo se señala la razón por la que se mercerizan los tejidos de algodón.

El tercer capítulo presenta el escenario actual del mercerizado en la fábrica en cuestión y el planteamiento del problema existente.

El cuarto capítulo, caracterización del efluente a recuperar, trata sobre las características del mismo y tiene como objetivo determinar de acuerdo a su composición métodos de limpieza adecuados.

En el capítulo 5 se hace una selección del método de mercerizado entre 2 alternativas que se proponen.

El capítulo 6 muestra una introducción al diseño del proceso a emplear para la recuperación de la soda cáustica por el método escogido y la caracterización de residuos provenientes del efluente principal

El capítulo 7 se refiere al diseño general y selección de equipos necesarios para el proceso.

En la parte del diseño de equipos se ha

puesto un mayor énfasis en el evaporador por considerar que éste es el equipo principal del sistema que se pretende implementar.

En el capítulo 8 se tiene una descripción del proceso de mercerizado con el sistema de evaporación. Se hace también una breve descripción del software SuperPro Designer, programa que, mediante una simulación, confirma, entre otras cosas, el balance de masa del proyecto.

El capítulo 9 contiene la evaluación económica y financiera del proyecto. Esta evaluación se refieren únicamente a la recuperación de soda cáustica por evaporación.

El capítulo 10 contiene las conclusiones a la que se llega al finalizar el proyecto.

En el anexo 1 se hace una explicación de la existencia del rebose que se da en el proceso de mercerizado húmedo en húmedo.

En el anexo 2 se hacen los cálculos de la capacidad del refrigerante del tanque de enfriamiento de la zona de impregnación.

En el anexo 3 se ha hecho una selección de las bombas mediante el software Designe II, no se ha hecho un mayor análisis en este anexo por considerar que no es relevante para el objetivo de la tesis.

En el anexo 4 se tiene la tabla de algunas propiedades de las soluciones de soda cáustica, dicha tabla es necesaria para los cálculos de la sección 3.4 del balance de masa en el mercerizado.

En el anexo 5 se muestra una tabla de propiedades termodinámicas del vapor de agua, utilizada en el balance de energía en los evaporadores (sección 7.4). En el anexo 6 se muestra una curva mediante la cual se verifica la imposible cristalización de las lejías de soda cáustica que se tiene en el proceso en estudio.

En el anexo 7 se tiene una tabla de desechos en las aguas residuales en la industria textil.

CAPITULO 1 :

GENERALIDADES

1.1 Origen de la idea

Actualmente un gran porcentaje de plantas textiles existentes en el país tienen dentro de sus líneas de producción, procesos húmedos que implican la etapa de preparación, teñido y acabado del substrato textil. Constantemente estas empresas se encuentran tratando de reducir sus costos de proceso mediante técnicas de sustitución de productos químicos, sin embargo ello no siempre puede lograrse. Por ejemplo, si se va a mercerizar y tratar adecuadamente algodón, necesariamente se debe utilizar algún álcali. No es posible la sustitución. En estos casos, las estrategias de manejo para la reducción de costos deben centrarse en:

- Reciclaje
- Reuso
- Recuperación.

Hoy en día. En la industria textil, los sistemas de recuperación se inclinan por la extracción de diversos componentes de corrientes residuales. Los sistemas más conocidos incluyen:

Recuperación de calor
Recuperación de material de encolado
Recuperación de solución cáustica.

Pero los sistemas que con mayor facilidad se adaptan a la recuperación son los procesos continuos, como el mercerizado, por ser generalmente los residuos de estos procesos corrientes continuas de flujos de características muy constantes. Las corrientes residuales del mercerizado son muy alcalinas.

1.2 Planteamiento del problema

El problema se plantea debido a que últimamente los costos por consumo de soda cáustica en el proceso de mercerizado en la planta textil de tejidos planos Nuevo Mundo S. A. se han incrementado.

En el mercerizado, se manifiesta una falta de tecnología que propicia el desperdicio de soda cáustica. Dicha sustancia puede ser empleada nuevamente tanto en el mismo proceso, como también en los descruces y caustificados.

Así mismo la calidad del mercerizado y las características de sus residuos alcalinos están relacionados directamente con la cantidad de insumos de neutralización que se requiere. Por tanto este problema no sólo afecta costos netamente del proceso, como son costos por consumo de soda cáustica y costos por consumo de agua sino también costos del tratamiento de efluentes.

En la empresa en estudio la cantidad de hidróxido de sodio utilizado en el proceso es alta, también lo es la utilización de ácido sulfúrico como agente neutralizante, esto representa un importante problema para sus directivos.

Actualmente se están botando lejías residuales del proceso de mercerizado que oscilan entre 5 a 16 °Be las cuales podrían ser recuperadas y reutilizadas.

1.3 Objetivo de la tesis

El objetivo a cumplir en la realización de la presente tesis es diseñar un proceso que permita disminuir notablemente los costos del proceso de mercerizado que actualmente son elevados. Se piensa lograr esta disminución de costos, reduciendo la cantidad de soda cáustica nueva empleada en el proceso. Esto se logrará reutilizando la lejía residual antes de que sea vertida al desagüe. Es decir, se busca reducir costos reutilizando la lejía proveniente del mercerizado. Como consecuencia del menor consumo de soda cáustica, se tendría también un menor consumo de ácido neutralizante, efecto, este último, que ayudaría a conseguir el objetivo antes mencionado.

Cabe señalar que el éxito de dicho objetivo implicaría, para la empresa, beneficios adicionales en otros aspectos, tales como:

Una mejor imagen ante la sociedad, pues la planta disminuiría el caudal de las aguas residuales contribuyendo con el cuidado y la preservación del medio ambiente.

Un mejor control en el proceso, asegurando que los parámetros se mantengan dentro de los niveles técnicamente recomendados.

CAPÍTULO 2 :

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE MERCERIZADO

2.1 EL MERCERIZADO

Es un acabado de acción permanente sobre textiles elaborados a base de fibras celulósicas, pero especialmente sobre hilos y tejidos de algodón puro o en mezcla con otros tipos de fibras apropiadas. El mercerizado es un proceso de hinchamiento y dispersión controlada de la celulosa, llevado a cabo bajo un minucioso mecanismo de aplicación de los llamados agentes hinchantes¹ de la celulosa, de los cuales, las soluciones acuosas concentradas de hidróxido de sodio son las que mayor éxito industrial y comercial han tenido hasta la fecha, desde que John Mercer, su creador, patentó y publicó este proceso por el año de 1844.

En la actualidad, el mercerizado más común² es un proceso que implica el uso de una solución acuosa de hidróxido de sodio a concentraciones de 28 a 32 °Be.

En realidad las fibras celulósicas y específicamente el algodón se hinchan hasta cuando son sumergidos en agua pura, hasta alcanzar un aumento aproximado en el diámetro de la fibra de un 20%.

1- Agentes hinchantes: hidróxidos de otros metales alcalinos (aparte del sodio) como son el litio, el potasio, el rubidio, el cesio. Estos producen el mismo efecto, pero con diferentes grados de hinchamiento en la celulosa. Actualmente el amoníaco líquido también es considerado agente hinchante.

2- Otros mercerizados se logran con otros agentes hinchantes.

2.2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL PROCESO DE MERCERIZADO

En términos generales, el hinchamiento de la celulosa implica siempre la rotura de muchos puentes de hidrógeno, normalmente existentes entre las cadenas moleculares adyacentes, es decir puentes de hidrógeno intermoleculares.

Ya se ha dicho que el hinchamiento, puede ser causado por soluciones acuosas simplemente, es decir que el rompimiento de tales puentes de hidrógeno pueden ser causados por el agua de hinchamiento sin la necesidad de que ésta contenga agente químico alguno, sin embargo, el grado de hinchamiento producido depende mucho del agente hinchante utilizado, así también como de la morfología de la fibra (el algodón concretamente).

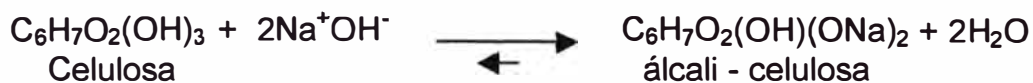
Cuando el agente hinchante es retirado o removido mediante un lavado acuoso o por otros medios, la celulosa¹, después de contraerse queda en la condición de la llamada Celulosa II ó celulosa hidratada $[(C_6H_{10}O_5)H_2O]_n$, también en algunos casos puede revertir a celulosa I. Pero en todos los casos se llega a producir en la fibra una estructura más fina y más accesible, dependiendo además las propiedades obtenidas en la fibra, de la forma o del método utilizado para remover el agente hinchante utilizado.

El proceso del mercerizado del algodón debe ser considerado como un fenómeno de orden físico-químico, toda vez que la fibra mercerizada, si bien difiere claramente en la morfología que originalmente tenía, ella no sufre un cambio químico que altere su naturaleza, aún cuando durante el proceso mismo se dan fenómenos químicos como la formación de la celulosa II y también fenómenos fisicoquímicos, como es el hinchamiento considerable de la fibra.

Además de los cambios estructurales, como es el nuevo arreglo ó la nueva disposición de las láminas ó placas de celulosa formadas por las cadenas macromoleculares, el resultado final del proceso es el que responde a la formación del hidrato de celulosa ó celulosa hidratada $C_6H_7O_2(OH).2H_2O$, la cual desde el punto de vista químico es igual a la celulosa original $C_6H_7O_2(OH)_3$ y está modificada solo a nivel morfológico, por lo tanto solo ha cambiado en algunas propiedades físicas.

1- La celulosa, polímero de la D-glucosa, es más abundante que cualquier otro material orgánico. Los vegetales sintetizan la celulosa como material estructural para soportar su peso. El 90% de la fibra de algodón es celulosa.

La reacción de la celulosa con la soda cáustica es como sigue:



Como resultado del ingreso de la soda cáustica dentro de la red cristalina, se romperán muchos puentes de hidrógeno interiormente a ella, en la celulosa II el número de grupos accesibles OH, se llega a incrementar hasta en un rango de 25% más del original.

Cuando la solución alcalina ya ha penetrado al interior de la fibra se produce el hinchamiento de la misma, luego con el lavado para la remoción del álcali de la celulosa, se forma el hidrato de celulosa final o celulosa II, que es irreversible, aumentando así la capacidad higroscópica y reactiva de la celulosa.

Posteriormente, mediante el enjuague, se forma la celulosa II o celulosa hidratada, según la reacción:



La celulosa mercerizada se caracteriza por tener un mayor número de enlaces por puentes de hidrógeno que la celulosa original, pues, al producirse el hinchamiento, se llega también a destruir los numerosos enlaces por puentes de hidrógeno y de fuerzas de Van der Waals, que son las más débiles, en estas condiciones las cadenas moleculares a las que mantenía unidas, quedan libres de dispersarse, expandirse y reorientarse (como consecuencia de la tensión aplicada). Posteriormente, en el enjuague se eliminan todas las moléculas de hidróxido de sodio, se vuelven a formar nuevos puentes de hidrógeno y enlaces por fuerza de Van der Waals en dicho nuevo estado reorientado, resultando así la fibra más expandida más reorientada, más accesible y reactiva debido a que también se han formado cristales más pequeños con mayor número de enlaces residuales internos, a todo lo cual se ha llamado celulosa II.

La celulosa mercerizada sufre un apreciable aumento de volumen, así por ejemplo, el aumento de sección transversal es del orden del 40% - 50%, mientras que el aumento en sentido longitudinal, en la misma fibra es apenas del 1% - 2%. También resultan incrementados los llamados poros de la superficie de la fibra.

La solución de los hidróxidos de otros metales alcalinos como son el litio, el potasio, el rubidio, el cesio, producen también el mismo efecto, pero con diferentes grados de hinchamiento en la celulosa, siendo esto dependiente del grado de hidratación de sus respectivos iones. El que mayor grado de hinchamiento propicia es el litio, luego el sodio, el potasio, etc., en ese orden, todos ellos pertenecientes al grupo de los metales alcalinos, tal como se puede apreciar en la tabla 3.1.

TABLA 2.1. EFECTO HINCHANTE SOBRE LA CELULOSA DE LOS HIDRÓXIDOS DE LOS METALES ALCALINOS

Hidróxido	Concentraciones a las cuales se produce el máximo grado de hinchamiento.	Aumento producido en el diámetro de la fibra
LiOH	9.5 g/100g de solución 4.0 mol/l	97%
NaOH	18.0 g/100 de solución 4.5 mol/l	78%
KOH	32.0 g/100 de solución 5.8 mol/l	64%
RbOH	38.0 g/100g de solución 3.8 mol/l	53%
CsOH	40.0 g/100g de solución 2.7 mol/l	47%

2.3 EFECTOS DEL MERCERIZADO EN LA CELULOSA

Los efectos y cambios producidos en la celulosa pueden resumirse en los siguientes:

- 1) El textil mercerizado adquiere un brillo o lustre permanente, muy semejante al de la seda natural. Dicho brillo se presenta siempre y cuando se aplique tensión durante el proceso.
- 2) Se opera un incremento significativo en la reactividad química, en general, de la fibra.
- 3) La afinidad de la fibra hacia los colorantes, en general, resulta bastante incrementada.
- 4) Se produce un encogimiento que se traduce en un aumento de la densidad del tejido, así como también en el tacto y espesor del mismo, siempre que no se someta a una tensión al textil, durante el mercerizado.
- 5) Hay un considerable aumento de la resistencia mecánica, es decir, a la rotura por tensión o tracción, aumento que normalmente llega a un 20%. Hay también un aumento de la resistencia a la abrasión, que se traduce en una mayor duración frente al uso.
- 6) En general, se logra una importante mejora en la capacidad higroscópica de la fibra, lo que repercute en una mayor uniformidad de tintura del llamado algodón muerto, que está siempre presente en casi todos los algodones comunes, esta cualidad es muy deseada para un perfecto acabado del textil.
- 7) Un tejido adecuadamente mercerizado se caracteriza también por tener una mayor estabilidad dimensional, así como también una mayor resistencia a la formación de arrugas, comparado con los textiles celulósicos sin mercerizar.

En resumen, el algodón mercerizado, es generalmente más fuerte mecánicamente, más lustroso, tiene una mayor sustentividad por los colorantes y es más reactivo como resultado de su expansión y reorientación interna. Un textil de algodón mercerizado aparece de un color más intenso que la que no lo está, cuando, ambas fibras son teñidas con la misma cantidad del mismo colorante, la diferencia en el matiz es característica de cada colorante.

2.4 FACTORES QUE INTERVIENEN EN EL PROCESO DEL MERCERIZADO

2.4.1 LA CONCENTRACIÓN DE LA LEJÍA

La concentración de la solución es el factor determinante más destacable del proceso.

Las soluciones de hidróxido de sodio a 21 °Be tienen la mayor acción hinchante sobre la celulosa, estas concentraciones no son altas, pero resultan suficientes para producir el mejor efecto. No obstante, esta concentración no es conveniente industrialmente.

Se prefiere, en la práctica industrial, NaOH en solución acuosa de 28 a 32 °Be, concentraciones que si bien no producen el mayor grado de hinchamiento en la celulosa, resultan ser preferidas debido a que durante el mercerizado hay una preferente adsorción de la soda cáustica (y no del agua) por parte de la celulosa, siendo así el exceso de hidróxido de sodio necesario para mantener constante la mínima concentración de la lejía, con el fin de obtener un óptimo mercerizado.

Por otro lado, el efecto hinchante de la solución alcalina de mercerizado depende mucho de la temperatura del medio, pues a medida que disminuye la temperatura, la acción de la lejía sobre la celulosa mejora. Así por ejemplo, se pueden conseguir muy buenos efectos de mercerizado a temperaturas menores de 12°C, con lejías de menores concentraciones a la que se ha considerado normal.

En la práctica industrial, como se ha mencionado, se consideran lejías con concentraciones óptimas de trabajo, las que están en el rango de 28 °Be a 32 °Be, sin embargo durante el mercerizado, las lejías con concentraciones de hasta 8 ó 10 °Be (zona de estabilización) presentan todavía una clara acción hinchante o mercerizante y solo cuando el lavado continúa y las lejías se van tornando más diluidas, hasta por debajo de 8 °Be, se podrá considerar que ya no hay acción hinchante.

2.4.2 LA TEMPERATURA DEL MERCERIZADO

La temperatura del mercerizado se puede fijar en 12°C o en 15 °C. Pero se considera también normales, temperaturas de 18°C hasta de 21°C, sin embargo, mucho más importante que la elección de alguna de estas temperaturas de trabajo, es mantenerlas constantes durante todo el tiempo que dure el proceso. Al variar la temperatura durante el curso del proceso, así como también la concentración de la lejía, se tendrá un

mercerizado no uniforme debido a un variado grado de hinchamiento y penetración de la lejía.

Durante el mercerizado se obtiene un constante aumento de temperatura de la solución de soda, por tratarse de un proceso exotérmico, lo cual influye negativamente sobre el efecto mercerizante. Por ello, es muy importante una refrigeración constante de la lejía mercerizante para garantizar, en todo momento, una temperatura adecuada de trabajo.

Con tal objeto, las instalaciones mercerizadoras disponen del correspondiente equipo de refrigeración a base de amoníaco ó de freón 12, en la mayoría de casos actuales. Así mismo, las tinas o zonas de mercerizado llevan chaquetas de circulación de aguas frías, con la finalidad no solamente de impedir la subida de la temperatura sino también de mantenerla constante durante todo el proceso. En esta forma la lejía circula en circuito cerrado, luego de pasar por el sistema refrigerante, los sistemas de control de la concentración, etc. para volver a la zona del mercerizado nuevamente.

Por otro lado, si bien es cierto que decreciendo la temperatura del proceso se obtienen efectos favorables en el hinchamiento de la fibra así como también en el encogimiento, esto llevaría a la conclusión de que es preferible el mercerizado en soluciones o lejías a muy bajas temperaturas, sin embargo en estas condiciones la solución mercerizante se torna mas viscosa, dificultando la impregnación o penetración óptima, en el tiempo disponible, con la consiguiente disminución del efecto mercerizante.

2.4.3 TIEMPO NECESARIO PARA EL MERCERIZADO

Se consideran normales y suficientes para producir la penetración de la lejía al textil y el consiguiente hinchamiento de la celulosa, tiempos de mercerizado de 30 a 50 y hasta de 60 segundos, para la práctica industrial.

Sin embargo, estos tiempos dependen mucho de las otras condiciones operativas del proceso, principalmente del grado de hidrofiliidad que presenta la fibra, debido a procesos previos de acondicionamiento como el desencolado, gaseado, prehumectado, etc. Considerados estos a la fecha como etapas previas muy importantes con miras a un efectivo mercerizado.

En tal sentido se considera esencial el empleo simultáneo con la lejía de los llamados agentes humectantes del mercerizado, los que son muy necesarios especialmente cuando se merceriza el textil en estado crudo. Se trata de agentes tensoactivos con un especial comportamiento en los baños mercerizantes de alta concentración de hidróxido de sodio, de modo que no hagan perder su rendimiento, tampoco deben producir espuma, ayudando así a un adecuado hinchamiento del textil.

2.4.4 EFECTO DE LA TENSIÓN EN EL MERCERIZADO

Cuando, los hilos o los tejidos de algodón son mercerizado sin aplicarles tensión se produce en ellos un encogimiento del orden del 20% en promedio, pero cuando mediante la aplicación de tensión se impide dicho encogimiento entonces aparece el brillo característico del algodón mercerizado semejante al de la seda natural, cualidad que resulta muy valiosa en este acabado, el mismo que se torna como un efecto permanente, ya que se mantiene invariable en su aspecto pese al continuo uso y sucesivos lavados de la prenda.

La aparición del brillo en la fibra mercerizada está pues relacionada con la tensión aplicada al textil especialmente durante la etapa de la impregnación o mercerizado propiamente dicho, también en las siguientes etapas de estabilización y enjuague donde la lejía mercerizante conserva todavía una concentración mayor de 8°-10 °Be, que es capaz de producir hinchamiento en la fibra.

Al entrar en el baño mercerizado la fibra comienza a hincharse considerablemente, a perder sus convulsiones o torsiones naturales y con ello también el lumen¹ tiende a desaparecer hasta quedar reducido casi a un punto, la fibra en su sección transversal se acerca a la forma circular.

Si a la fibra se le aplica una tensión en forma simultánea durante estos cambios, entonces aparece el incremento en el brillo. La superficie externa que originalmente es casi plana, semejante a una cinta aplanada, gracias a la tensión aplicada a todo el conjunto, irá tomando una forma casi cilíndrica en su aspecto externo enfatizándose esto con la forma semicircular de su sección transversal.

1- El lumen es la semilla ubicada en el centro de la cápsula formada por la fibra del algodón maduro.

Cuando no se aplica tensión al textil durante el mercerizado se produce igualmente los mismos cambios morfológicos por el hinchamiento, pero el brillo no aparece o no se incrementa. Cuando la tensión aplicada se hace en diferentes grados de intensidad, entonces el brillo obtenido será también de irregular magnitud.

El esquema siguiente tomado del texto de J.T. Maesh, resulta ser clásico para mostrar gráficamente que la sección transversal de la fibra, durante el proceso, paulatinamente toma la forma casi circular, aumentando a la vez en volumen las capas intermedias de la fibra y con la tendencia a la desaparición del lumen, el progresivo hinchamiento continúa hasta llegar a un máximo, para luego, al ingresar la fibra mercerizada a la etapa del lavado removiendo la soda cáustica, producirse el encogimiento,.

Luego, cuando el proceso de hinchamiento se completa, la fibra se estabiliza en una sección transversal casi redonda y a la vez continua, tal como se ve en la figura 3.1.

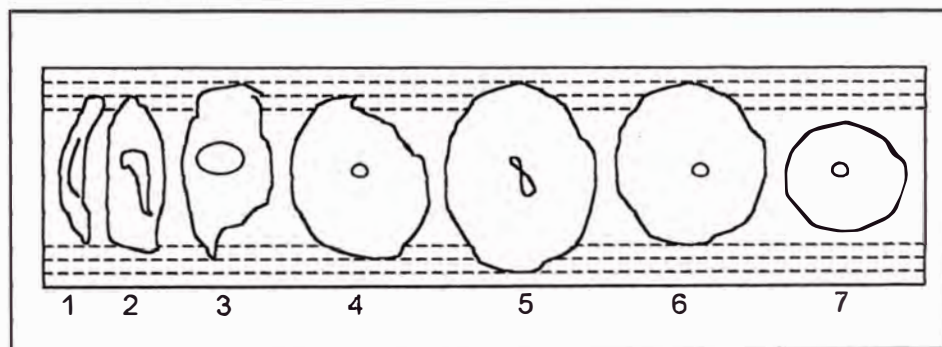


FIGURA 2.1 SECCIÓN TRANSVERSAL DEL ALGODÓN EN EL MERCERIZADO.

En la figura 2.1 se aprecia que los casos del (1) al (5) muestran un hinchamiento progresivo en el volumen de la fibra. En (6) se indica que el encogimiento se inicia al iniciarse el lavado, pero con la sección casi circular. Finalmente en (7), la forma final de la sección transversal de la fibra mercerizada queda casi circular y el lumen queda reducido a un punto. Tomado del texto de J. Marsh: "A introduction to textile finishing"

La adopción de una forma circular de la sección transversal de la fibra o también de una forma casi cilíndrica en la forma general de la misma como consecuencia del mercerizado, es muy importante por cuanto ello conlleva a la desaparición definitiva de las contorsiones naturales que le son características y es evidente que tal efecto

solamente se presenta en el caso de un hinchamiento como el mercerizado. Cuando una fibra natural como la del algodón se sumerge en agua caliente, ocurre efectivamente tal distorsión o descontorsión, pero luego al retirar la fibra del agua caliente y lavarla posteriormente en frío, reaparecerán las mismas, lo cual no sucede en el caso del mercerizado. Este simple hecho puede servir para distinguir una fibra mercerizada de otra que no lo está, al ser analizada en un microscopio en una vista longitudinal y también en corte transversal, pudiendo así reconocerse inequívocamente ambas fibras.

2.5 TECNOLOGÍA DEL MERCERIZADO

2.5.1 ETAPAS DEL MERCERIZADO

En muchos casos de mercerizado sobre tela plana, se aconseja llevar al baño del mercerizado con el tejido previamente humectado o con un contenido previo de humedad que en promedio es de 50 a 70 %, con el fin de facilitar una excelente impregnación en la lejía. Esto conlleva a la necesidad de un estricto control del porcentaje de humedad de entrada que trae el textil a lo largo y ancho del mismo, con el peligro de hacer un mercerizado desigual al no ajustar debidamente dicho control y diluir la concentración del hidróxido de sodio en la lejía mercerizante.

Debido a la humedad que lleva el textil al entrar a la zona de mercerizado, se debe tener en cuenta el intercambio de humedad producida entre el baño mercerizante y el textil, a fin de que dicha concentración se reajuste continuamente.

En la etapa previa de preparación de tejidos se debe lograr que el textil esté perfectamente planchado, sin arrugas ni pliegues, con anchos de orillos perfectamente normales y sobre todo en condiciones muy hidrófilas

La tecnología general del mercerizado, de acuerdo al fundamento teórico del mismo, comprende varias etapas secuenciales completamente definidas, así tenemos:

a. La etapa de Impregnación:

Zona del mercerizado propiamente dicho, en donde el textil entra en contacto con la solución concentrada del hidróxido de sodio, a temperatura óptima, durante el tiempo necesario para producir el máximo hinchamiento de la celulosa. En esta zona se viene usando ciertos tensoactivos, auxiliar importante por su condición de agente humectante.

b. La etapa de estabilización:

Es en la cual la lejía mercerizante queda disminuida hasta valores de 8° a 10 ° Be aproximadamente, concentración debajo de la cual ya no existen condiciones mercerizantes, a las que se llega mediante el ingreso del agua de lavado.

c. La etapa de enjuague:

Es la zona en la cual el textil recibe un baño de agua caliente. Posteriormente a esta zona, la tela recibe un baño de solución ácida para su neutralización, esto se logra mediante una solución acuosa diluida de un ácido mineral como el sulfúrico, puesto que mediante un simple enjuague no es posible eliminar totalmente el hidróxido de sodio absorbido por el textil.

En Nuevo Mundo, como en muchas instalaciones de mercerizado para tejidos planos, luego de la zona de estabilización suele darse apenas un enjuague caliente ligero, y no es necesario una total remoción del hidróxido de sodio en el textil mediante lavados intensos ni de etapas de neutralizado en baños ácidos (diluidos), ya que el álcali residual en la tela, en dichas instalaciones, es utilizado posteriormente en los procesos siguientes de descruce y blanqueo, procesos llevados a cabo en baños alcalinos.

CAPITULO 3 :

ESCENARIO ACTUAL DEL MERCERIZADO EN LA FÁBRICA Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

3.1 EL MERCERIZADO: PARTE IMPORTANTE EN LA FABRICACIÓN DE UN TEJIDO PLANO

Para describir el proceso de producción de un tejido plano se tomará en cuenta la producción de un drill.

Se eligió este artículo porque es representativo, de producción continua y compleja, es decir da una impresión de las principales operaciones que se efectúan en la fábrica.

El proceso se inicia con el urdido, proceso mediante el cual se llevan muchos conos de hilos de urdimbre a un plegador, colocando dichos hilos en paralelo, uniformizando la tensión y longitud de cada uno de estos, quedando aptos para ser engomados y tejidos.

Al finalizar el urdido se procede al engomado, proceso mediante el cual los hilos de urdimbre son cubiertos por una capa de encolante con la finalidad de que adquieran resistencia a la fricción y eviten roturas al momento de la tejeduría. Como los hilos de urdimbre salen mojados de ésta operación debido a los encolantes, sigue una operación de secado antes de que se proceda al tejido.

El tejido plano es el entrelazamiento ordenado de dos series de hilos (los de urdimbre y los de trama) que se entrecruzan perpendicularmente formando la tela.

Seguidamente se llevan las telas a la primera revisión de control y selección donde se revisan las telas metro a metro, se corrigen las imperfecciones corregibles y se lleva un conteo exacto de las fallas de la tela, determinándose con ello su calidad (de primera ó de segunda clase).

Posteriormente se procede con el chamuscado, operación que consiste en quemar la pelusillas salientes de la superficie del tejido, el cual, para efectos del caso, pasa a gran velocidad por una flama. Esta operación es necesaria, ya que de lo contrario no se podría obtener un teñido uniforme ya que las pelusillas tienden a teñirse antes y con otra intensidad que el tejido.

Una vez finalizado el chamuscado se procede con el desengomado. Luego de haber cumplido su propósito, la goma tiene que ser retirada del tejido, mediante el uso de detergentes y enzimas que se ocupan de la eliminación del almidón. Esta etapa es necesaria, pues los encolantes dificultan la adherencia del tinte. La tela es sometida a diversos enjuagues antes de pasar a la siguiente etapa.

Seguidamente se hace un secado para posteriormente continuar con el primer anchado. El primer anchado es una preparación para el mercerizado.

Para que el MERCERIZADO se efectúe sin problemas es importante que el tejido sea "aflojado" y humectado para que luego penetren los insumos del mercerizado en la tela. En esta parte del proceso ingresan soda cáustica a 31 °Be para impregnar al textil y proporcionarle todas las cualidades que caracterizan a un tejido mercerizado.

A continuación sigue el descrudado, proceso que también utiliza soda cáustica, donde se eliminan las grasas y ceras naturales que contiene el algodón, se reduce el color amarillento natural del hilo ya tejido.

Una vez finalizado el descruce, la tela pasa a ser blanqueada, donde, mediante soda cáustica y agua oxigenada, se blanquea retirando definitivamente cualquier rastro del color amarillento del tejido crudo, de esa forma el textil queda listo para ser teñido.

En el teñido se aplica el colorante al tejido. En esta operación se encuentra una serie de problemas de uniformidad del color debido no sólo a la misma operación de tintura, sino también a las operaciones anteriores.

Posteriormente se da un lavado que sirve para eliminar los residuos del teñido. Recién finalizado este lavado podemos observar el color final del tejido.

Una vez finalizado el lavado se procede con el apresto donde mediante la adición de insumos químicos modificamos las propiedades del tejido al tacto.

Seguidamente se procede al sanforizado, esta operación es puramente mecánica y consiste en compactar el tejido a través de compresión, para que éste ya no se encoja al ser lavado.

Después sigue un control de calidad y una operación de corte. Mientras que se va revisando el tejido, se va cortando y separando éste según la calidad.

Finalmente los rollos de tela son empaquetados en forros plásticos según su calidad (ya sea de primera o segunda) y codificados.

3.2 MAQUINA PARA MERCERIZAR TEJIDOS PLANOS

La planta cuenta con una máquina mercerizadora marca Goller de rodillos sin cadenas, para tejidos planos con anchos máximos de 2.50 m., con control de tensión longitudinal y también transversal mediante ramas tensionadoras y con dispositivos de control de los factores de trabajo como concentración de la lejía, temperatura, tiempo y velocidad del textil (60 m/min, en promedio). La figura 3.1 representa el proceso actual, indicando las zonas principales de la mercerizadora.

La máquina trabaja de la siguiente manera:

a. En la zona de humectación de la tela

Está integrada por un número de rodillos guidores y tensionadores con mandos neumáticos, así como con dispositivos de frenado, llevan también rodillos curvados que hacen de ensanchadores para eliminar pliegues y arrugas en la tela, así mismo, tiene dispositivos de alimentación del tejido desde los rollos o desde depósitos en forma plegada. Consta de una tina especial de humectación previo al mercerizado del tejido, con su correspondiente foulard (exprimidor)¹, para un proceso de impregnación húmedo sobre húmedo.

b. En la zona de mercerizado ó impregnación

Consta básicamente de dos tinas con sus correspondientes rodillos exprimidores a la salida de cada tina, rodillos que están revestidos, así como también la tina misma, con material adecuado que controla el efecto de los álcalis fuertes. Estas tinas tienen capacidad para regular la velocidad de la tela durante el pasaje de ésta por dicha zona, velocidades variables de acuerdo al tipo de tela, pero que en promedio suele ser de 60 m/min. A la salida de cada tina de mercerizado están instalados los

foulards de exprimido. Se dispone además de un sistema de tuberías perforadas² para la distribución uniforme de la lejía a todo lo ancho del tejido.

La concentración de la lejía en este punto es de 31 a 32 °Be y se trabaja a temperaturas entre 15-16 °C³.

c. En la zona de estabilización

Las tinas de estabilización están construidas en la misma forma y con el mismo material que las tinas de mercerizado, es decir, con un revestimiento a base de acero inoxidable. Se dispone también de las tuberías perforadas para distribuir la lejía débil sobre el tejido.

La concentración de la lejía en esta zona es muy variable. La tela proveniente de la impregnación entra a la zona de estabilización a 31 °Be y sale a 8 ó 10 °Be.

- 1- El exprimido se regula para que el tejido entre con 65% de pick up a la zona de mercerizado.**
- 2- Tuberías en forma de duchas para impregnar la tela con pequeños chorros de lejía mercerizante.**
- 3- Para efectos de cálculo, en la tesis se considera que en la zona de impregnación se trabaja a 31°Be y 15°C. A la salida de la zona de estabilización la tela está a 10°Be y a la salida de la zona de enjuague a 2°Be.**

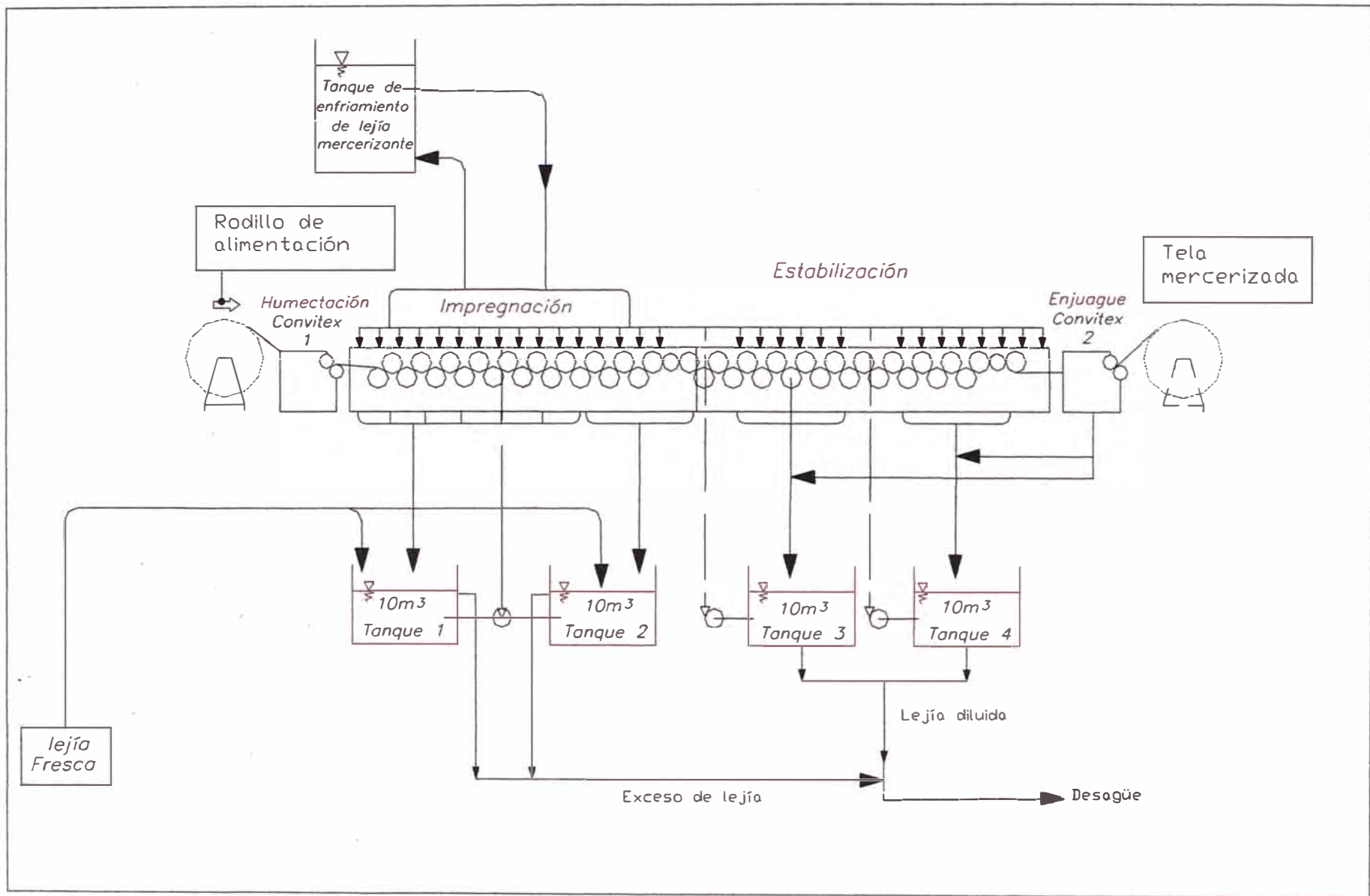


FIGURA 3.1. PROCESO ACTUAL DE MERCERIZACIÓN

d. En la zona de enjuague

El tejido que sale de la zona de estabilización pasa a través de la tina Convitex 2, donde la soda cáustica es retirada por medio de agua caliente, la lejía que se desprende de la tela es recirculada. Luego el tejido abandona esta tina pasando a través de un fulard regulando el pick up en 65%. La concentración a la salida es de 2 a 3° Be.

e. En la zona de neutralizado y lavado final

El tejido arrastra todavía una lejía residual, de modo que esta debe ser neutralizada con una solución de ácido sulfúrico diluido. En muchos casos, cuando el tejido debe continuar con los procesos húmedos alcalinos siguientes como descruce ó blanqueo, no es preciso eliminar totalmente dicho álcali residual mediante un proceso de neutralización, motivo por el cual esta zona generalmente no se toma en cuenta.

f. En el plegado

El tejido lavado y neutro ó en otros casos aún con álcali residual, sale del proceso, mediante un sistema de enrollado o de plegado del mismo, que esta acoplado a la salida de la tinta de lavado final.

3.3 ACCESORIOS DE CONTROL EN LA MERCERIZADORA

Los accesorios principales son:

- Accesorios para la dilución de la lejía de mercerizado, almacenamiento y suministro de la misma.
- Sistema de refrigeración de la lejía de mercerizado.
- Control de la concentración de la solución mercerizante, durante todo el proceso.

a. Primer accesorio: Preparación de la solución mercerizante, almacenamiento y suministro de la misma.

Por lo general la soda cáustica se comercializa en estado sólido ó también en solución acuosa concentrada a 50 %.

La empresa utiliza soda al 50% la cual se diluye con agua, su disolución es muy exotérmica. Para mercerizar se necesita llevar esta

disolución hasta 31 °Be y debe estar además a 15°C. Dicha disolución es más importante cuando se merceriza el tejido en seco, porque cuando el mercerizado se hace sobre la tela húmeda (el 90% de las veces), se debe preparar directamente la lejía de trabajo a partir de una solución más concentrada (50 °Be), pues en este segundo caso, el consumo de soda cáustica es mayor.

Todas las soluciones de soda cáustica, las que están listas para ser utilizadas, la de 50 °Be y también la recirculada, tienen depósitos especiales de acero inoxidable, así como sistemas de bombeo en cada caso.

Las soluciones de soda cáustica son de alto peligro para el personal que las manipula, Por tal razón dicho personal tiene que usar un equipo de protección especial: máscaras, lentes, guantes, mandiles y botas; con el fin de evitar daños graves.

b. Segundo accesorio: Sistema de refrigeración de la lejía de mercerizado.

La lejía de mercerizado debe mantenerse entre 15 y 16 °C durante todo el tiempo que dure el proceso, ó en la temperatura que se elija al comenzar el trabajo, por razones que ya se mencionó (uniformidad), especialmente cuando el objetivo es obtener un alto lustre en el textil, así como un buen tacto del mismo.

El proceso es exotérmico, de modo que hay la necesidad de una constante refrigeración de toda la lejía mercerizante que se necesita circular para procesar una determinada cantidad de tejido. El sistema de refrigeración de la lejía es, por lo tanto, de primordial importancia en el proceso de mercerizado

La capacidad del refrigerante de la zona de mercerizado se tiene que calcular para procesar normalmente 1620 kilos de tela/ hora. Los cálculos de calor en el sistema refrigerante, se hace en el anexo 2.

Así, parte de la lejía mercerizante almacenada en el tanque de rebose, pasa por un sistema refrigerante y va a los tubos roseadores (duchas), para caer sobre la tela pasante, luego va nuevamente al tanque de rebose para mezclarse con la lejía nueva, parte de esta mezcla recircula y otra parte sale como exceso de lejía.

c. Tercer accesorio: Sistema de control de la concentración de la lejía de mercerizado.

Este accesorio trabaja en forma totalmente automatizada. Toma como base el peso específico de la solución de soda caústica y establece una señal, la misma que hace actuar a una válvula neumática, conectada al tanque de soda caústica concentrada a 50° Be, a fin de descargar la cantidad necesaria de ésta y mantener así constante la concentración de trabajo de 31 °Be, de la lejía circulante.

Este accesorio es muy importante, en especial cuando se está mercerizando sobre tela que entra en húmedo a la primera tina de mercerizado, en donde se torna muy difícil dicho control, de allí que todas máquinas mercerizadoras de este tipo, tienen como accesorio básico un sistema sensible de control de la concentración, el que funciona en forma totalmente automática.

3.4 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE MERCERIZADO

La figura 3.2 de la situación actual del proceso se ha elaborado mediante cálculos de balance de masa teniendo como información los siguientes datos básicos:

1.- Horas que trabaja la planta de acabados	: 24 h/día
2.- Horas que trabaja la mercerizadora	: 6.65 h/día
3.- Velocidad de la mercerizadora	: 60 m / min.
4.- Tela a mercerizar	: Tela plana
5.- Densidad lineal de la tela	: 0.450 Kg/m
6.- Condición de la tela antes de mercerizar	: desengomada
7.- Humedad a la entrada de la impregnación	: 65%
8.- Concentración de la lejía de impregnación	: 31-32 °Be
9.- Concentración de la lejía de estabilización	: 8-10 °Be
10.- Concentración de soda nueva	: 50 °Be

Se procede a plantear y resolver las ecuaciones para el balance de masa del proceso.

3.4.1 BALANCE DE MASA EN LAS ZONAS DE IMPREGNACIÓN, ESTABILIZACIÓN Y ENJUAGUE

Se tiene como dato que la densidad lineal de la tela a mercerizar es de 0.45 Kg/m, además la velocidad de la maquina mercerizadora trabaja en promedio a 60 m/min. Por lo tanto, se tiene que el textil se merceriza a razón de: $(60\text{m/min}) * (60\text{min/h}) * (0.45\text{Kg/m}) = 1620 \text{ Kg/h}$.

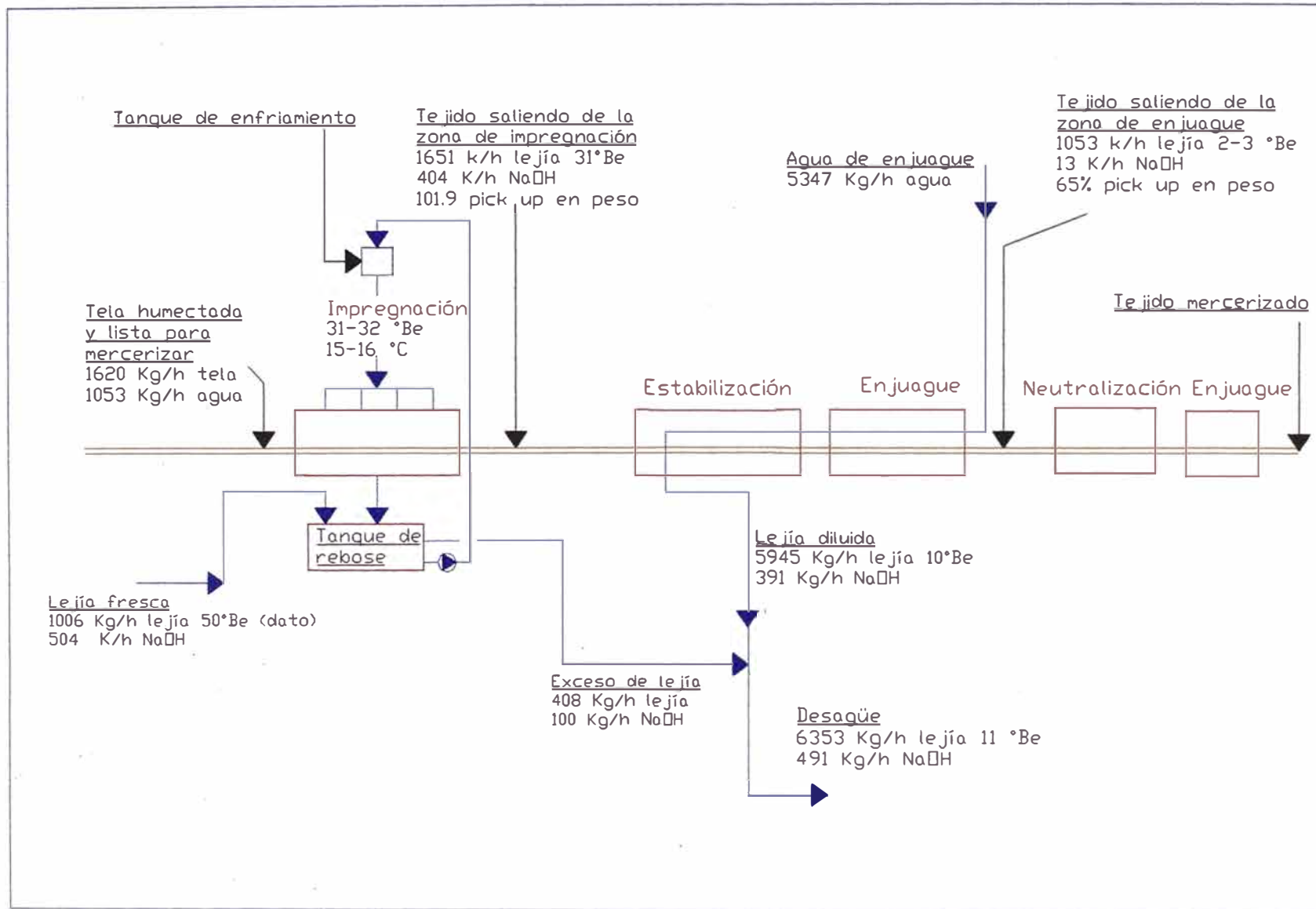


FIGURA 3.2. SITUACIÓN ACTUAL

Por razones técnicas el textil debe entrar a la zona de impregnación con un 65% de pick up. Por lo tanto con la tela entra agua a razón de :

$$(1620 \text{ Kg/h}) * (65\%) = 1053 \text{ Kg/h}$$

A la salida de la zona de impregnación el textil debe tener un pick up de 101.9% (razones técnicas)¹. Por lo tanto la tela sale con:

$(1620 \text{ Kg/h}) * (101.9\%) = 1651$ de lejía a 31 °Be (la zona de impregnación trabaja a esa concentración).

De acuerdo a la tabla del anexo 1, se puede afirmar que con 1651 Kg/h de lejía a 31 °Be sale 404 Kg/h de NaOH. Con estas características el textil sale de la zona de impregnación y entra a la zona de estabilización (figura 3.3).

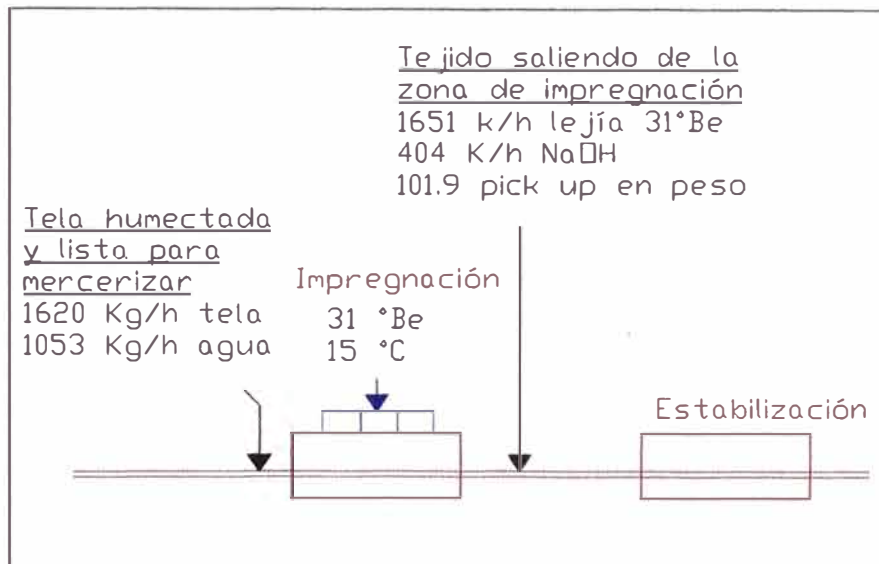


FIGURA 3.3. ZONA DE IMPREGNACIÓN

En la zona de estabilización entra agua para un enjuague previo. Debido al agua entrante, el textil sale de la zona de enjuague con lejía muy diluida (2-3 °Be) y un pick up en peso de 65%.

La lejía que sale con el tejido de las zona de estabilización y enjuague se calcula, igual que en pasos anteriores, mediante el peso de la tela:

$$(1620 \text{ Kg/h}) * (65\%) = 1053 \text{ Kg/h a 2-3 °Be.}$$

De acuerdo a tablas, 1053 Kg/h de lejía a 2 °Be indica que con el textil sale de la zona de estabilización 13 Kg/h de NaOH.

1- Por técnica del mercerizado húmedo en húmedo la tela debe tener en promedio de 80% de pick up en volumen lo que corresponde a 101.9% de pick up en peso.

Por balance de masa el NaOH contenida en la lejía que cae de la tela en la zona de estabilización es:

NaOH que entra con la tela - NaOH que sale con la tela = NaOH que cae.
 $404 \text{ Kg/h} - 13 \text{ Kg/h} = 391 \text{ Kg/h}$ (figura 3.4).

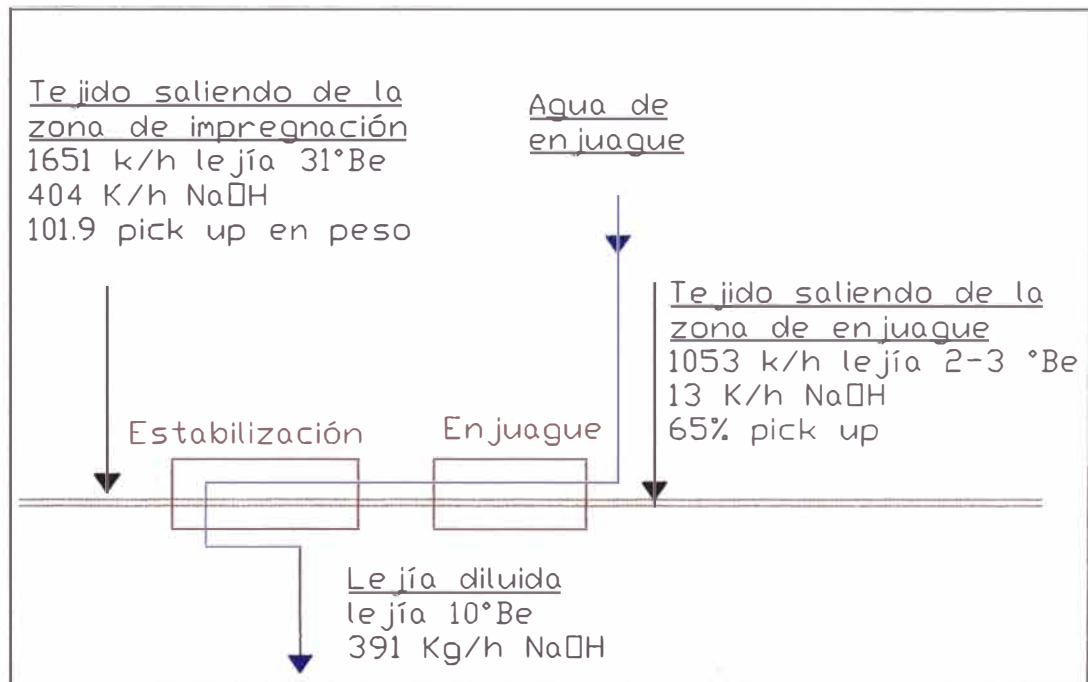


FIGURA 3.4 AGUA ENTRANTE A LA ZONA DE ENJUAGUE

Además se sabe que la lejía que cae con los 391 Kg/h NaOH se encuentra a 10°Be (razones técnicas). Con la ayuda de tablas se calcula la cantidad de lejía que sale con esa cantidad de NaOH. Por lo tanto la lejía cae de la zona de estabilización a razón de 5945 Kg/h.

Haciendo un balance de masa en la zona de estabilización y en la de enjuague se halla la cantidad de agua (lejía 0 °Be) que entra a la zona de enjuague:

lejía que sale de la zona de enjuague con la tela (2° Be)	+
lejía que cae de la zona de estabilización (10 °Be)	-
lejía que entra a la zona de estabilización con la tela (31 °Be)	=
lejía que entra a la zona de enjuague con la tela (0 °Be)	

$$(13 \text{ Kg/h}) + (5945 \text{ Kg/h}) + (1651 \text{ Kg/h}) = 5347 \text{ Kg/h}$$

Por lo tanto la cantidad de agua que entra a la zona de enjuague es 5347 Kg/h. (figura 3.5.).

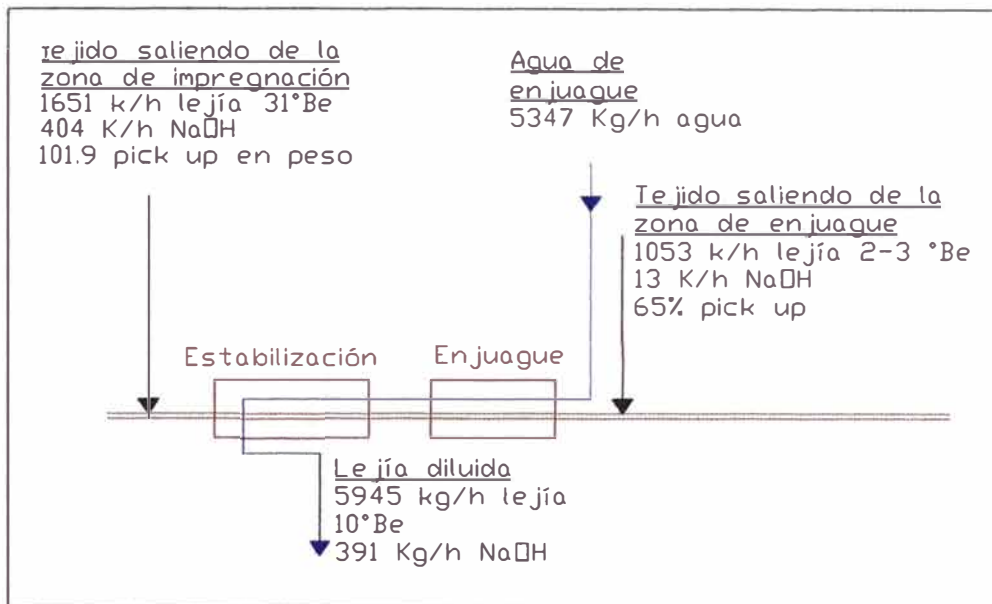


FIGURA 3.5. ZONA DE ESTABILIZACIÓN Y ZONA DE ENJUAGUE

3.4.2 BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE REBOSE

Tomando como datos los resultados anteriores, se asignan las variables siguientes:

Exceso de NaOH : A Kg/h
 Exceso de lejía : B Kg/h
 NaOH nueva : R Kg/h

Ya que la lejía nueva se encuentra a 50 °Be y si la cantidad de NaOH nueva es R entonces la cantidad de lejía nueva es $(R/0.501)$ Kg/h (por tablas). Estas variables se representan en la figura 3.6.

En la zona de impregnación se merceriza a 31°Be:

$$\text{NaOH entra en la zona de impregnación} = 0.2448 (\text{lejía entra en la zona de impregnación} + \text{Agua entra con la tela})$$

$$R = 0.2448 * [R/0.501 + 1053]$$

R = 504 kg/h de NaOH 100% fresca

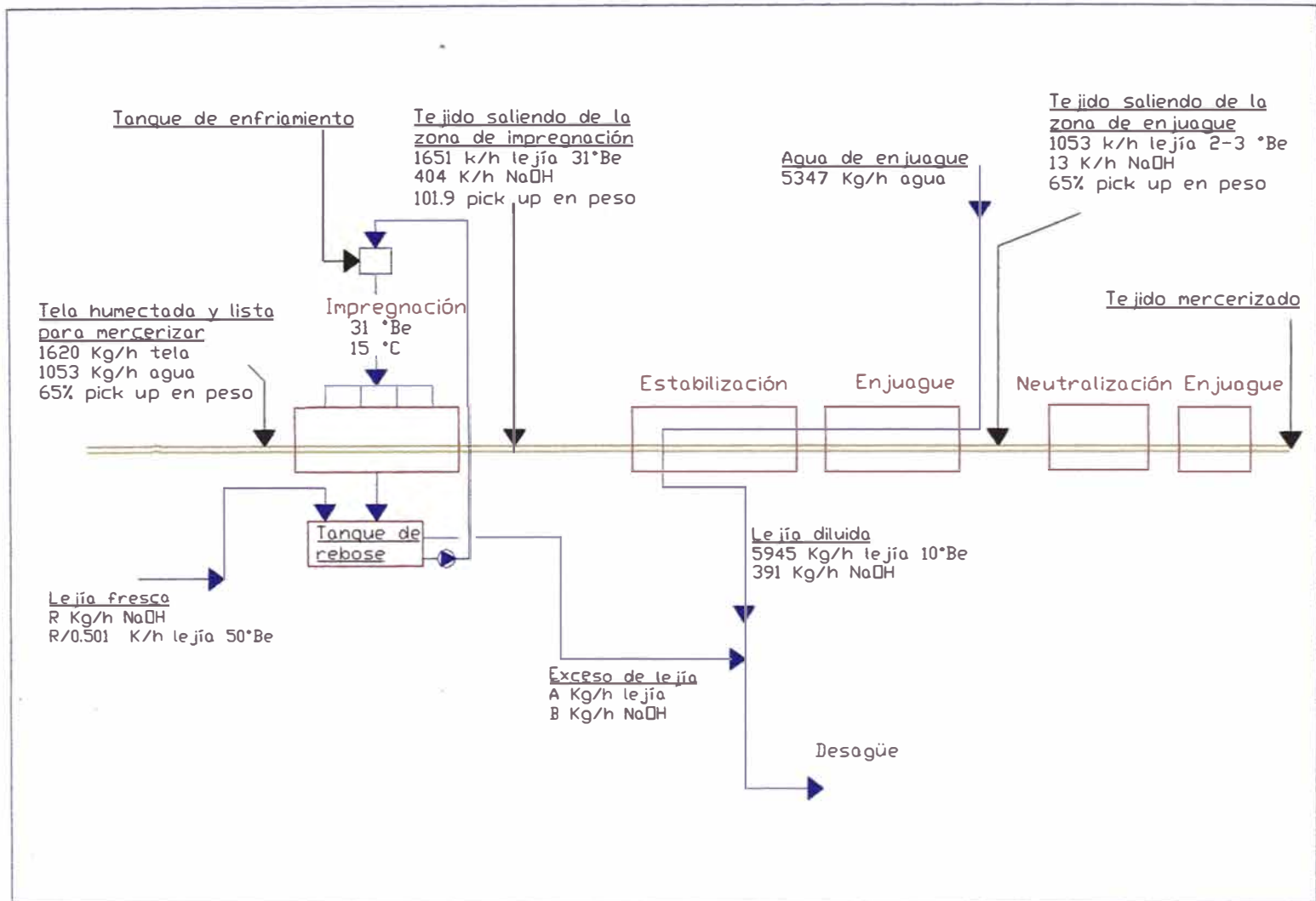


FIGURA 3.6. BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE REBOSE

Por balance de materia

- $\text{NaOH}_{\text{entra a la zona de impregnación}} = \text{NaOH}_{\text{sale en la tela}} + \text{NaOH}_{\text{sale por exceso}}$

$$R = 404 + A$$

$$A = 100 \text{ kg/h de NaOH } 100\% \text{ de exceso}$$

- Para hallar B se toma en cuenta el exceso de lejía:

$$\text{Lejía de exceso} = \text{Lejía de impregnación} + \text{agua que entra con la tela} - \text{lejía que se va con la tela}$$

$$B = R/0.501 + 1053 - 1651$$

$$B = 408 \text{ kg/h de lejía de exceso}$$

La lejía que se va al desagüe es

$$408 \text{ Kg/h} + 5945 \text{ Kg/h} = 6353$$

La cantidad de NaOH que se pierde es :

$$100 \text{ Kg/h} + 391 \text{ Kg/h} = 491$$

Por lo tanto se está perdiendo en promedio 6353 kg/h de lejía de 11 °Be. Esto significa un desperdicio de 491 Kg/h de NaOH (100%). El valor de las variables y el resultado de los balances se representan en la figura 3.2. (página 29) de la situación actual del proceso

3.5 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Se plantea un problema fundamentalmente económico:

Con las condiciones actuales se está perdiendo un promedio de 6353 kg/h de lejía de 11 °Be. Esto significa un desperdicio de 491 Kg/h de NaOH (100%)¹.

Ya que el precio en el mercado de NaOH es de 0,371 US\$/Kg, se está derrochando $491 \text{ kg/h} * 0.371 \text{ US\$/kg} = 182.16 \text{ US\$/h}$.

Se merceriza 6.65h/día, 25 días/mes, 12 meses, los resultado son pérdidas de aproximadamente:

$$182.16 * 6.65 * 25 * 12 = 363411.20 \text{ US\$/año.}$$

Se debe notar además, que sólo se ha tomado en cuenta los costos de NaOH. Otros factores de costo que se podrían evitar son :
La neutralización de esta lejía residual para poder ser vertida al desagüe.
La producción de agua de remojo para enjuagar.
La cantidad de agua que se desperdicia al no ser reciclada.

Estos costos se podrían reducir considerablemente con un sistema de recuperación de lejía.

1- Ver tablas de las soluciones de soda cáustica a diferentes °Be en el anexo 4.

CAPITULO 4 :

CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE A RECUPERAR

4.1 CARACTERÍSTICAS DEL EFLUENTE PRINCIPAL A RECUPERAR

De acuerdo con el tipo de mercerizado que se lleva a cabo en la planta la características en cuanto impurezas que presenta el efluente a recuperar son las siguientes:

Impurezas en la lejía	Mercerizado sobre húmedo
<u>Sustancias dispersas</u>	
- Borrillas , fibras	+++
- Partículas de suciedad (polvo)	++
- Grasas, aceites	+
- Colorantes naturales	+
- Partículas de apresto	+
- Carbonatos	+++

Tabla 4.1 Composición del efluente a recuperar

Impurezas	Flujo (Kg. / h)	% Masa	Concentración (g/l)
Arenilla	0.60000	0.0082	0.084210
Fibra de algodón	1.22000	0.0166	0.171226
Na ₂ CO ₃	0.00991	0.0014	0.013909
NaOH	730.528	9.9555	102.5290
H ₂ O	6603.49	89.991	926.7960
Otras Impurezas (grasas, aceites, colorantes naturales, partículas de apresto)	2.00000	0.0273	0.280698
Flujo másico	7337.85		
Flujo volumétrico	7125		
Temperatura	64.54° C		
Presión	5.013 bar		

La lejía en estudio (en este caso el efluente a recuperar) contiene pelusas, borras y pequeñas partículas de suciedad. Según información de la empresa el tamaño de dichos cuerpos es en promedio de 0.5 mm de diámetro. Por el tamaño de tales impurezas se hace necesario una filtración previa a la etapa de evaporación.

La tela que se merceriza¹ en Nuevo Mundo está constituida por hilos no teñidos, por tanto la lejía a tratar no contiene partículas de colorantes industriales y no necesita ser clarificada. Sin embargo hay una pequeña cantidad colorantes naturales que provienen de la fibra misma del algodón, estos colorantes, de tamaño mucho menor al de las pelusas y borras, también deben ser eliminados.

Las colas residuales extraídas del género no representan un problema a considerar puesto que de acuerdo al proceso productivo del tejido (sección 3.1) la tela se somete a un desencolado previo y a diversos enjuagues por lo que los residuos de cola son mínimos.

Junto con la reconcentración (por evaporación) de la lejía hay una reconcentración de carbonato sódico perjudicial para el proceso en estudio. El tamaño promedio de las partículas de carbonato sódico es mucho menor al de las borras y pelusas por lo que es necesario hacer la eliminación de estos con equipos diferentes. Según estudios² el mejor método para realizar la separación de las lejías residuales es por flotación y sedimentación. Por este método también se pueden eliminar los colorantes naturales residuales de la fibra y suciedades muy pequeñas.

- 1- No toda la tela que se fabrica en Nuevo Mundo pasa por la mercerizadora, algunas telas pasan por el tren de caustificado.
- 2- Estudios indicados en la revista BTI (Boletín Textil Internacional), en el fascículo de Tintorería/Acabado/Estampado, Abril de 1985, página 25.

CAPÍTULO 5 :

SELECCIÓN DEL MÉTODO DE RECUPERACION DE LA LEJÍA MERCERIZANTE

5.1 TECNOLOGÍA PARA LA RECUPERACIÓN DE LA SODA CÁUSTICA

En el presente capítulo se debe decidir la técnica que se va a emplear para la recuperación de la soda cáustica, para tal efecto se compara 2 métodos diferentes

- Evaporación
- Membrana separadora (Osmosis inversa)

Los 2 procedimientos necesitan de filtraciones previas y/o posteriores, dependiendo de las características de la lejía. Estos métodos son usados en diversas industrias y existe la posibilidad que se adecuen a la industria textil y al proceso en estudio.

5.1.1 EVAPORACIÓN

Los constructores ofrecen instalaciones de diferentes tipos. Como evaporador usual de trabajo rentable se emplean frecuentemente evaporadores de circulación en varias fases. Estos funcionan a menudo con depresión, y se realiza un calentamiento de la instalación principalmente en el primer escalón. El vapor residual expansionado se utiliza para el calentamiento del escalón siguiente. En conjunto se consigue un ahorro drástico en la energía de evaporación. Una instalación con tres escalones teóricamente sólo necesita aproximadamente un tercio de la energía necesaria para una instalación con un solo escalón. Al aumentar el número de escalones de una instalación evaporadora disminuye el consumo específico de energía, pero por otra parte se eleva en proporción el coste de construcción.

Para determinar el número óptimo de escalones es preciso confrontar los costes energéticos con los costes de construcción, a cuyo fin la cantidad de agua a evaporar (caudal) tiene una influencia decisiva.

La figura 5.1. representa un diagrama de flujos de evaporación de las lejías seguida por una limpieza de las mismas (por ejemplo por flotación). Con la evaporación se reduce drásticamente el volumen de la lejía, con la cual en la instalación limpiadora sólo hay que trabajar con volúmenes relativamente pequeños de lejías a alta concentración.

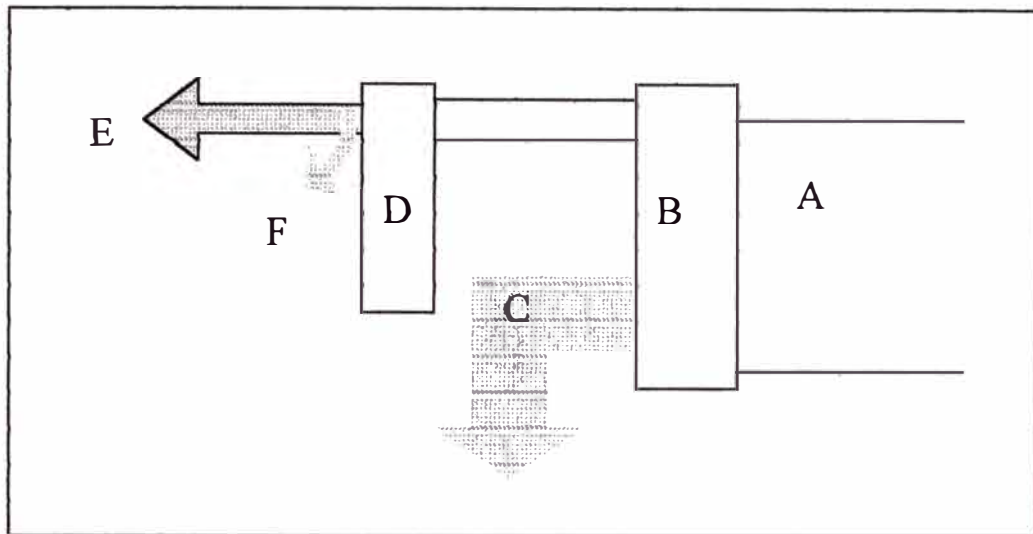


FIGURA 5.1. SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LA LEJÍA

La figura 5.1. muestra los flujos para una evaporación de lejía con limpieza anexa por ejemplo por flotación.

Donde :

- A Lejía residual (lejía débil 15 °Be)
- B Evaporación concentración
- C Destilado (agua limpia)
- D Limpieza de lejía por flotación
- E Lejía pura concentrada
- F Impurezas de lejía

En la evaporación de las lejías pueden surgir diversas dificultades cuyas causas principales se hallan en la inevitable concentración simultánea de las impurezas contenidas en las mismas. Estas impurezas son:

Carbonato sódico: Con el CO_2 del aire se va formando continuamente carbonato sódico en el baño de mercerizado. La cantidad de carbonato producida es tan pequeña que en el funcionamiento de una instalación mercerizadora convencional sin recuperación de la lejía no origina ninguna dificultad. Al aumentar la regeneración de las lejías residuales, el tiempo de permanencia de la lejía en el proceso es tan elevado que el contenido de carbonato llega a alcanzar un valor límite crítico.

Colas: las colas residuales extraídas del género o los aprestos de los géneros en crudo provocan un fuerte aumento de la viscosidad de la lejía concentrada en el curso de la evaporación. La acción térmica durante la evaporación comunica un color oscuro a la lejía. La regeneración requiere evaporadores que estén en condiciones de tratar incluso líquidos viscosos (circulación forzada). Antes de su reutilización hay que prever la posibilidad de disminuir la viscosidad de la lejía.

Colorantes: en la mercerización de géneros en crudo la lejía de mercerización recibe colorantes naturales. Al mercerizar artículos tejidos de color, la lejía de mercerización recibe colorantes resistentes al blanqueo, que pueden ensuciar los géneros blancos y que son muy difíciles de eliminar.

Borras y fibras: se realiza la separación de fibras y borras mediante filtros. Sólo es posible aumentar la efectividad de la limpieza disminuyendo el tamaño de los poros de los tamices o filtros lo cual exige mayores superficies filtrantes originando costos más elevados.

A pesar de las dificultades mencionadas, hoy en día muchos países trabajan de forma muy confiable con instalaciones evaporadoras de lejías, siempre que las impurezas específicas de la fábrica o del género presentes en las lejías (por ejemplo altos contenidos de colas, carbonato sódico y colorantes) no ocasionen dificultades en la recuperación de las mismas.

5.1.2 MEMBRANA SEPARADORA (ÓSMOSIS INVERSA)

El principio en que se basa este procedimiento es la separación de materias según el tamaño de las partículas o moléculas. Junto a la eliminación de partículas relativamente grandes en la filtración, es posible, con el empleo como material filtrante de membranas, separar mediante la ultrafiltración y la ósmosis inversa las materias disueltas según el tamaño de sus partículas. En diferentes ramas de la industria textil se han propuesto y utilizado ya muchas veces a causa de su elevada rentabilidad, procesos mediante membrana separadora. Por ejemplo, se ha logrado en la desalinización del agua de mar, lo mismo que en el caso de la recuperación de aprestos de urdimbre (en el proceso de producción de la tela que se explicó en la sección 4.2), un enriquecimiento de las sustancias disueltas. En la recuperación de encolantes de urdimbre sólo atraviesa las membranas el agua exenta de apresto, mientras que éste no puede pasar por los poros de las membranas y de este modo se puede concentrar.

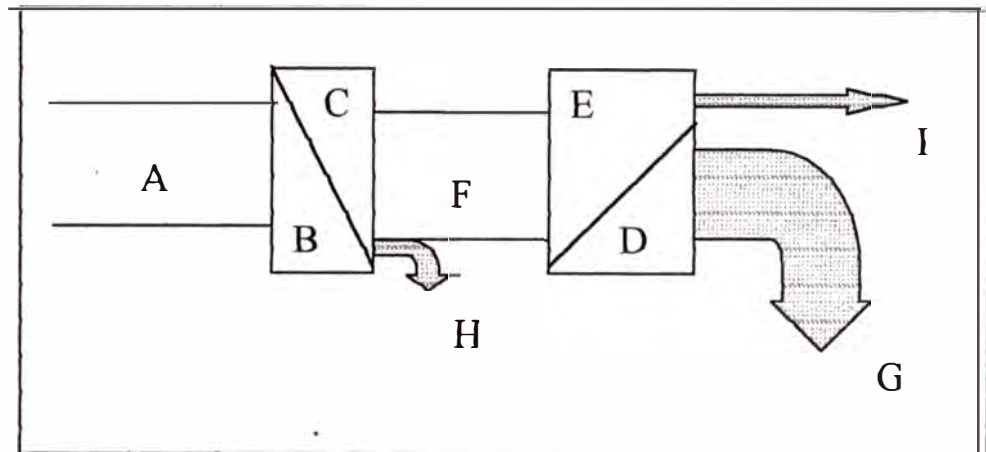


FIGURA 5.2. SISTEMA DE MEMBRANA SEPARADORA

La figura 5.2 muestra los flujos para una recuperación de la lejía con el procedimiento por membrana separadora.

Donde :

- A Lejía residual (lejía débil 15 °Be)
- B Operación de ultrafiltración
- C Limpieza
- D Ósmosis inversa
- E Concentración
- F Lejía débil limpia
- G Agua limpia ligeramente alcalina
- H Retención 1 (impurezas, desperdicios)
- I Retención 2 (lejía fuerte concentrada limpia)

La figura 5.2 muestra un diagrama de flujos referente a la recuperación de lejías con la ayuda de un proceso de separación por membrana. En el primer paso del procedimiento se limpia la lejía diluida por medio de una operación de ultrafiltración. La membrana retiene los componentes disueltos de alto peso molecular, de modo que la lejía puede atravesar esta membrana (ultrafiltración). Se pierde una parte de la lejía junto con las impurezas (borrilla, sustancias en suspensión, etc.). La segunda membrana retiene la NaOH disuelta en el agua y de este modo la concentra (ósmosis inversa). Cuando el poder de retención de las membranas es muy elevado, la solución resultante puede conducir al agua limpia.

Este procedimiento es realizable y práctico pero todavía no se ha llevado a la práctica industrial, ya que la duración de las membranas en el caso de limpiar o concentrar aguas residuales fuertemente alcalinas todavía no es satisfactoria. Hoy las membranas disponibles poseen

las deseadas propiedades separadoras, pero su duración no es suficiente ya que con lejías relativamente diluidas de hidróxido de sodio se produce la destrucción de las membranas. Dado que los tensoactivos que se añaden como producto auxiliar a la mercerización pueden provocar en parte un indeseable hinchamiento de las membranas, se precisa de una suficiente resistencia de dichas membranas frente a los productos auxiliares de la mercerización. Además al aumentar la concentración se produce una creciente resistencia de las membranas a causa de la mayor viscosidad de la lejía, por lo cual se precisan en la instalación, para lograr una determinada producción, unas presiones muy elevadas y grandes superficies filtrantes.

Para evitar un rápido taponamiento del filtro hay la necesidad de una sobrecorriente contra las superficies filtrantes, ello requiere una considerable complicación de los aparatos. Aun cuando el principio de funcionamiento de la ultrafiltración / ósmosis inversa sea muy elegante y que existan instalaciones técnicas funcionando en otros procesos, no resulta por ello menos cierto que la utilización de tales procedimientos para la limpieza y concentración de las lejías no está en modo alguno asegurada.

5.1.2.1 ÓSMOSIS INVERSA

La ósmosis inversa , como una forma de tratamiento de agua, es una tecnología nueva y de rápido crecimiento . La primera membrana fue desarrollada en 1958.

La membrana de ósmosis inversa es utilizada en varias aplicaciones; incluyendo metales preciosos, química , recuperación de desperdicios nucleares, procesamiento de alimentos , purificación de agua de laboratorio y otros. Nuestra discusión se limitará a la ósmosis inversa cuando esta se relacione con la purificación de agua en aplicaciones de aguas residuales procedentes de algún proceso textil.

La ósmosis inversa es una tecnología de remoción porcentual . Un sistema típico de ósmosis inversa , rechaza hasta el 98% de las impurezas concentradas en la mayoría de las fuentes de agua potable. Si se usa un suavizador de agua antes del tratamiento con el sistema de ósmosis inversa , la tasa de reducción de sales será aún mayor . Debido a que sólo un porcentaje de los contaminantes son removidos de una fuente de agua determinada, es impráctico predecir la pureza del agua con esta tecnología. Cuando se utiliza ósmosis inversa , ciertos contaminantes son removidos más efectivamente que otros :

Los iones polivalentes son removidos más fácilmente (99%) que los monovalentes sodio (90%) .

Los componentes orgánicos de alto peso molecular (de mas de 200 Daltons) son removidos efectivamente , mientras que los de menor tamaño pasan a través de la membrana .

Los gases pasan fácilmente a través del sistema de ósmosis inversa y afectarán la pureza del agua.

Debido al gran tamaño de las bacterias y los pirógenos , la ósmosis inversa remueve efectivamente el 99% de esta clase de impurezas .

Dependiendo del material de la membrana , ciertos factores afectarán la calidad y la cantidad de agua producida a través de esta tecnología . En la actualidad hay tres tipos de materiales para membrana que son usados en sistemas de ósmosis inversa , para crear agua pura Acetato de celulosa , poliamidas y membrana de película delgada (TFM).

Cada uno de los materiales de las membranas exige ciertos requisitos sobre el agua de entrada , los cuales deben cumplirse si se aspira a lograr la vida normal de la membrana . Los factores que más afectan el material de la membrana son la temperatura , el PH, las bacterias, el cloro libre y el índice de saturación de Langlier. Casi todos estos factores son normalmente entendidos, con excepción del índice de saturación de Langlier. Este índice , es la medida de la tendencia del agua a formar incrustaciones sobre las superficie por donde pasa . En la mayoría de los casos , el índice de Langlier es calculado y considerado , bien sea positivo o negativo.

Cuando se calcula el índice de Langlier , se deben medir algunas características del agua de entrada . Estas son temperatura de agua , sólidos totales ionizados , dureza del calcio , alcalinidad y PH. Si el índice es positivo , se considera que el agua de alimentación muestra un alto potencial a formar incrustaciones y puede dañar la membrana . Si este es el caso, se requiere de un pretratamiento del agua antes de entrar al sistema de ósmosis inversa . La tabla muestra los 5 factores que más afectan las membranas y las limitaciones que estos imponen en cada uno de los tipos de materiales para membrana.

TABLA 5.1 FACTORES QUE AFECTAN A LAS MEMBRANAS

	ACETATO DE CELUL.	POLIAMI DA TMD 2732	MEMBRANA DE PELÍCULA DELGADA TMD 2734	MEMBRANA TRIACETATO DE CELULOSA TMD 6317	MEMBRANA TMD 6318
pH	4-8	1-11	4-11	4-8	4-11
INDICE DE LANGLIER	< 0	< 0	< 0	< 0	< 0
CLORO LIBRE	0.2 – 1.0 ppm	0.0	0.0	0.2 – 1.0 ppm	0.1 ppm
BACTERIA	requiere cloro	No afecta	No afecta	requiere cloro	No afecta
TEMPERATURA	4 – 30 °C	4 – 30 °C	4 – 50 °C	4 – 31 °C	4 – 31 °C

Análisis : De acuerdo a lo observado en el cuadro los parámetros que presentan las diferentes membranas en cuanto a temperatura y pH están por debajo de las características que muestra nuestro efluente a tratar (solución de soda cáustica mayor de 10° Be a 80° C de temperatura) la cual sobrepasa los valores de pH que presenta el cuadro de acuerdo a la capacidad de trabajo de cada membrana, por lo que el método de ósmosis inversa como una opción alternativa a la recuperación de NaOH trae consigo la realización de un pretratamiento de nuestro efluente, que implicaría un enfriamiento y una neutralización parcial para bajar los niveles de pH.

Pues si la modificación del pH requiere ser ajustada para corregir un alto nivel de pH del agua de alimentación, posiblemente será necesaria inyección de ácido. Normalmente el ácido sulfúrico es inyectado al agua de entrada en una cantidad limitada para obtener un nivel de pH aceptable. Esto se logra convirtiendo la alcalinidad a dióxido de carbono.

En cuanto a la temperatura y la presión pueden afectar también la operación de un sistema de ósmosis inversa. La temperatura del agua de entrada, tiene un efecto marcado en la cantidad de agua que una determinada membrana es capaz de producir. Las características de funcionamiento de estas membranas se basan en una temperatura de agua de entrada de 25° C. Por cada grado ° C, que esta disminuya por debajo de 25° C, habrá una reducción del 3% en la cantidad de agua producidas. Por esta razón en algunos se recomienda ajustar la temperatura del agua de entrada. Aquellas temperaturas que sean superiores a 35° C, causarán daños en la mayoría de las membranas. Por consiguiente al seleccionar la membrana que proporcione la cantidad adecuada de agua, se debe medir la temperatura del agua de entrada.

Puesto que los materiales de membranas pueden ser afectados por algunos contaminantes existentes en el agua , muchos sistemas de ósmosis inversa requieren de algún tipo de pretratamiento para maximizar la vida útil de la membrana. La suavización, es una de las formas más usadas de pretratar el agua para corregir un índice de Langlier positivo a través del proceso de suavización los iones que producen dureza son reemplazados con iones de sodio , los cuales reducen la tendencia de incrustación en la membrana .

Las membranas de acetato de celulosa pueden ser afectadas por la presencia de bacterias . Si el agua de suministro no se encuentra suficientemente clorada , será necesario un pretratamiento con inyección de cloro para evitar daños causados por bacterias.

Por otro lado las membranas poliamidas , no son afectadas por bacterias , pero pueden ser destruidas por el cloro y otros agentes oxidantes . En este caso el agua de entrada debe ser pretratada para removerle el cloro y otros componentes dañinos . El carbón puede ser efectivo para remover el cloro , mientras que la inyección de bisulfato de sodio puede ser utilizada para remover otros agentes oxidantes.

Actualmente, existen membranas de material inorgánico en el mercado las mismas que generalmente poseen mayor estabilidad química, mecánica y térmica en comparación con los polímeros orgánicos como los mostrados en el cuadro anterior pero sin embargo tienen la desventaja de ser muy frágiles y más caros que las membranas orgánicas. Esto explica porque su principal campo de aplicación esta limitado a la industria química, para el tratamiento de fluidos agresivos ó de alta temperatura y a las industrias farmacéuticas y lácteas donde se precisa su esterilización térmica, por lo tanto para las características que presenta nuestro efluente procedente del proceso de mercerizado, este tipo de membranas serían las adecuadas pero por otro lado el costo de inversión sería mas alto.

En resumen, los procesos de membrana aplicados a la industria textil indican que antes de investigar en procesos de tratamiento o reciclado de efluentes, la operación debe ser optimizada para minimizar ó racionalizar toda generación de residuos. Si se puede seleccionar el proceso de membrana correcto para una función específica , las oportunidades para la reutilización de materiales residuales y reciclado de rechazos pueden aumentar notablemente. La revisión adecuada entre los procesos de membrana se aplica para seleccionar el proceso más idóneo con el propósito de cumplir con las necesidades de la aplicación, si se presta suficiente atención a la gestión del residuo del contaminante , así mismo un sistema de ósmosis inversa actualmente tiene mayor aplicación

como fuente sencilla y económica de agua pretratada para sistemas de desionización y desalinización de aguas pues por ahora tiene poca aplicación al tratamiento de aguas residuales textiles, pero de las pocas aplicaciones se encuentra por ejemplo la recuperación de agua y agentes auxiliares en baños de teñido.

5.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

El método de la membrana separadora por ósmosis inversa, se descarta totalmente por que actualmente los materiales de membrana no son resistentes a las lejías de soda cáustica que se trabajan industrialmente en el mercerizado. Si en el futuro se logra superar ese limitante este método pasaría a ser, tal vez, el más apropiado.

La recuperación de soda cáustica de las lejías de mercerizado por el método de evaporación satisface las condiciones de la planta en estudio, por tal motivo, en adelante se estudia sólo dicho método.

CAPÍTULO 6 :

INTRODUCCIÓN AL SISTEMA DE EVAPORACION DE LA LEJÍA MERCERIZANTE

Para la regeneración de las lejía residuales hay que realizar dos grandes pasos principales:

Operación de limpieza para eliminar las impurezas en la lejía.
Operación de evaporación propiamente dicha.

6.1 ELIMINACIÓN DE IMPUREZAS

Para una sistematización general del proceso de reutilización de la sustancia mercerizante, tiene un significado básico el conocimiento de las clases de impurezas en las lejías de trabajo (capítulo 4), ya que de acuerdo a ello se definirán los equipos a utilizar destinados a la limpieza de las mismas.

6.1.1 ELIMINACIÓN DE PELUSAS Y BORRAS

Para el tratamiento de este tipo de impurezas, es el filtrado el método adecuado para la eliminación de las mismas. Para seleccionar el tipo de filtro se debe tener en cuenta además algunas características de la lejía, características que tiene la lejía a la salida del mercerizado, tales como:

Flujo de la lejía	:	7.125 m ³ /h
Fase continua	:	liquida
Fase dispersa	:	sólida
Temperatura	:	64.54° C
Alcalinidad	:	alta

De acuerdo a la literatura sobre filtros¹, esta categoría de separadores mecánicos presenta una enorme y diversa colección de equipos. Se ha seleccionado los que mejor se ajustan a los requerimientos mencionados, los filtros de proceso líquido - sólido:

Filtros Horizontales
Filtros rotatorios de discos
Filtros de tambor rotatorio
Filtros de lotes

Un filtro adecuado para este procedimiento² es el filtro rotatorio. Debido a las características de las impurezas de la lejía en estudio, se debe optar por un tambor rotatorio con abertura de mallas de 200 micrones y una capacidad de filtro de 10 m³/h. El material de este filtro debe ser de acero inoxidable ó acero-cromo-níquel, por ser estos materiales resistentes a la alcalinidad de la lejía. Las pérdidas de lejía por

filtrado con este método son aproximadamente 1% (para efectos de cálculo se toma como referencia esta cifra)³.

6.1.2 ELIMINACIÓN DEL CARBONATO SÓDICO

El CO₂ del aire reacciona con la soda cáustica mercerizante y forma carbonato sódico en el baño de mercerizado. La cantidad de carbonato sódico producida en la reacción es muy pequeña, por lo que en los sistemas sin recuperación tal situación no constituye ningún problema.

La reacción que ocurre es la siguiente:



Al regenerar las lejías residuales, el tiempo de permanencia de la lejía en el proceso es mucho mayor, debido a ello, el contenido de carbonato sódico llega a alcanzar un valor considerable. Con la evaporación no sólo se produce una concentración del carbonato, sino que con el aumento del contenido se produce su precipitación. Esto puede dar lugar a incrustaciones durante la evaporación, lo cual hace necesaria la eliminación de dicho carbonato sódico. Como se ha mencionado anteriormente, el mejor método para esta separación es el de la flotación química y sedimentación. Dicha operación es recomendable luego de la evaporación.

En el procedimiento por flotación unas burbujas gaseosas arrastran las impurezas dispersas hacia la superficie del líquido. La espuma formada se quita de allí mecánicamente (rebosamiento, aspiración, etc.).

Para tener éxito en la flotación de las impurezas de la lejía hay que tener en cuenta los siguientes factores influyentes:

Temperatura de la lejía	:	75°C
Densidad	:	1.38 g/cm ³

Existen diferentes posibilidades para producir las burbujas de gas necesarias:

- Mecánicamente: introducción del aire mediante boquillas, turbinas, flotación por expansión de la presión, etc.
- Químicamente: productos químicos generadores de gas

1- G. D. Ulrich, *Procesos de Ingeniería Química*, página 261.

2- Revista BTI *Tintorería/Acabado/Estampado*, Abril de 1985, página 6.

3- Información de Körting Hannover AG, Germany, behrens@Koerting.de, proveedor de Nuevo Mundo.

La flotación química

Durante los años 1983 y 1984 se desarrolló en el Institut für Textil - chemie And Textilphysik de Dornbirn, Austria, en colaboración con el Textilverein Vorarlberg y varias fábricas textiles de Vorarlberg un nuevo procedimiento de flotación en un solo paso para la limpieza de las lejías sódicas concentradas que fue probado sobre numerosas lejías técnicas.

La producción de las burbujas de gas está basada en la desintegración del H_2O_2 en H_2O y O_2 . Las burbujas de oxígeno producidas arrastran las impurezas dispersas y en parte también disueltas, a la superficie del líquido, de donde se pueden quitar mecánicamente.

Características especiales del procedimiento químico de flotación

- ❖ Pequeño diámetro de las burbujas gaseosas
- ❖ Pequeñas turbulencias en la producción de gas
- ❖ Gran relación volumen de gas / volumen de lejía
- ❖ Prácticamente ninguna alteración de la lejía (dilución)
- ❖ Condiciones oxidantes
- ❖ Simplicidad de los aparatos
- ❖ Mínima pérdida de lejía (aproximadamente 3%)¹

Se pueden eliminar las siguientes impurezas:

En la flotación propiamente dicha:

- Borrillas muy pequeñas
- Impurezas dispersas
- Partículas de colorantes

En el espumado:

- Componentes grasos
- Sustancias aprestantes
- Tensoactivos.

En la oxidación:

- Colorantes naturales impurezas disueltas
- Sustancias aprestantes.

Proceso de flotación

Después de cuantiosas investigaciones de laboratorio sobre lejías técnicas se probaron diferentes instalaciones de pequeño tamaño. En 1996 se construyó una instalación de laboratorio de trabajo continuo que se probó con diferentes lejías técnicas.

La lejía y el H_2O_2 se introducen en el recipiente de mezcla, se mezclan rápidamente y se bombean hacia el recipiente de flotación. La separación de las impurezas tiene lugar en el recipiente de flotación. Por medio de los correspondientes tubos se bombean la lejía limpia y la espuma. Una instalación técnica puede ser de construcción bastante más simple, ya que en este caso son mucho mejor conocidas las condiciones de tratamiento necesarias.

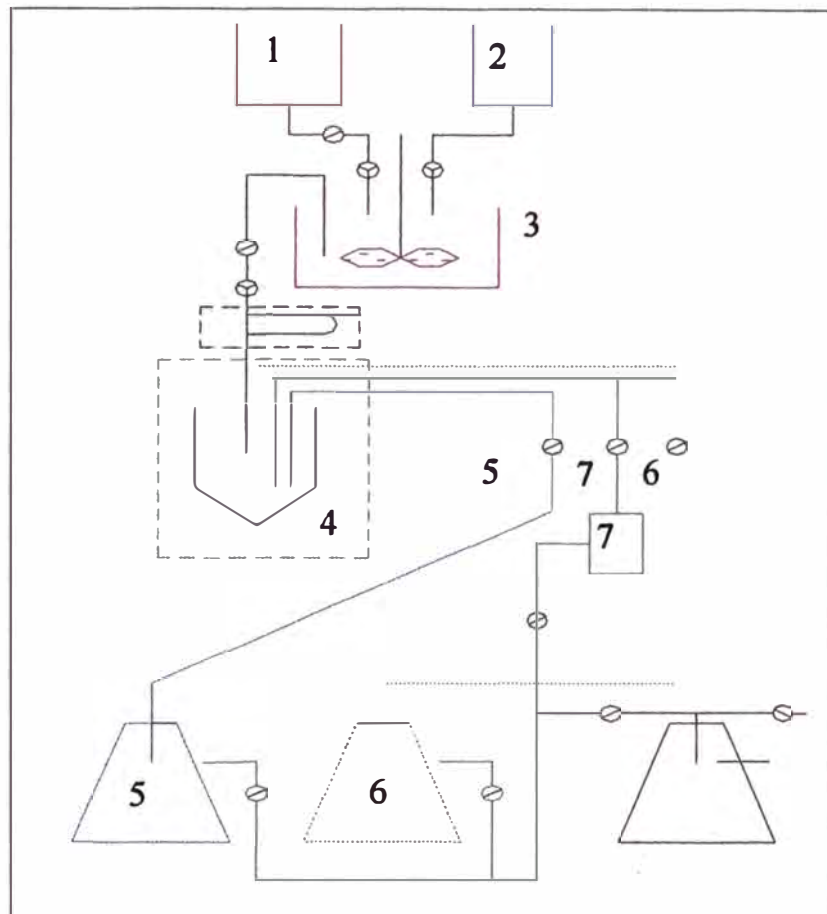


FIGURA 6.1 INSTALACIÓN DE FLOTACIÓN DE LABORATORIO PARA LA LIMPIEZA DE LEJÍAS.

Donde :

- 1.- Recipiente de Lejía sucia.
- 2.- Recipiente de Peróxido de Hidrógeno.
- 3.- Recipiente de Mezcla.
- 4.- Recipiente de Flotación.
- 5.- Conducto de aspiración y Recipiente colector de la espuma.
- 6.- Conducto de aspiración y recipiente colector del pozo.
- 7.- Conducto de Aspiración y recipiente colector de lejía limpia.

6.1.3 SELECCIÓN DEL SISTEMA DE LIMPIEZA DE LA LEJÍA

En conclusión, se ha seleccionado para la separación de pelusas un filtro rotatorio con 1% de pérdida de lejía y para la separación del carbonato sódico un sistema de flotación química y sedimentación, a este último sistema de limpieza se le llama de aquí en adelante purificador, el cual representa una disminución de 3% en la lejía.

El evaporador debe estar entre el filtro rotatorio y el purificador. Esto se debe a que antes de que la lejía pase por el evaporador se deben eliminar las pelusas y borras de gran tamaño, para que así la lejía entre al sistema de evaporación lo más limpia posible; luego de la evaporación al haberse concentrado junto con la lejía carbonato sódico, este se debe eliminar, antes que la lejía regrese al proceso de mercerizado.

Por último el requisito indispensable de implementar un sistema de limpieza para nuestro efluente a recuperar hace necesario realizar la caracterización de residuos que trae consigo este sistema.

A continuación se muestra un diagrama por bloques de las purgas y residuos obtenidos a lo largo del proceso de recuperación del efluente principal.

Diagrama del proceso de limpieza

Agua de limpieza para filtro RVF-101

Componentes Kg/h
-Agua 1.0

Efluente principal

Componentes Kg/h
-Arenilla 0.500
-Fibra Alg. 0.899
-Na₂CO₃ 0.099
-NaOH 724.348
-Agua 6549.558
-Otras impur. 2.000

Destilado

Componentes Kg/h
-Destilado 5111.93

Efluente principal

Componentes Kg/h
-Arenilla 0.60
-Fibra Alg. 1.22
-Na₂CO₃ 0.099
-NaOH 730.53
-Agua 6603.49
-Otras impur. 2.00

Descarga 1

Componentes Kg/h
-Arenilla 0.10
-Fibra Alg. 0.32
-NaOH 6.18
-Agua 54.94

Efluente principal

Componentes Kg/h
-Arenilla 0.500
-Fibra Alg. 0.899
-Na₂CO₃ 0.099
-NaOH 724.348
-Agua 1437.628
-Otras impur. 2.000

Agua de limpieza para filtro RVF-102

Componentes Kg/h
-Agua 1.0

Efluente principal

Componentes Kg/h
-Arenilla 0.500
-Na₂CO₃ 0.099
-NaOH 698.090
-Agua 1193.280
-Otras impur. 2.000

**RVF-102
Filtro rotatorio**

Descarga 2

Componentes Kg/h
-Fibra Alg. 0.89
-NaOH 26.25
-Agua 245.34

Dosificación de Peróxido de hidrógeno

Componentes Kg/h
-H₂O₂ 11.5

**V-105
Tanque de limpieza de peróxido**

Descarga 3

Componentes Kg/h
-Otras Impurezas 2.00
-Oxígeno 5.41

Efluente principal

Componentes Kg/h
-Arenilla 0.500
-Na₂CO₃ 0.099
-NaOH 698.090
-Agua 1199.370

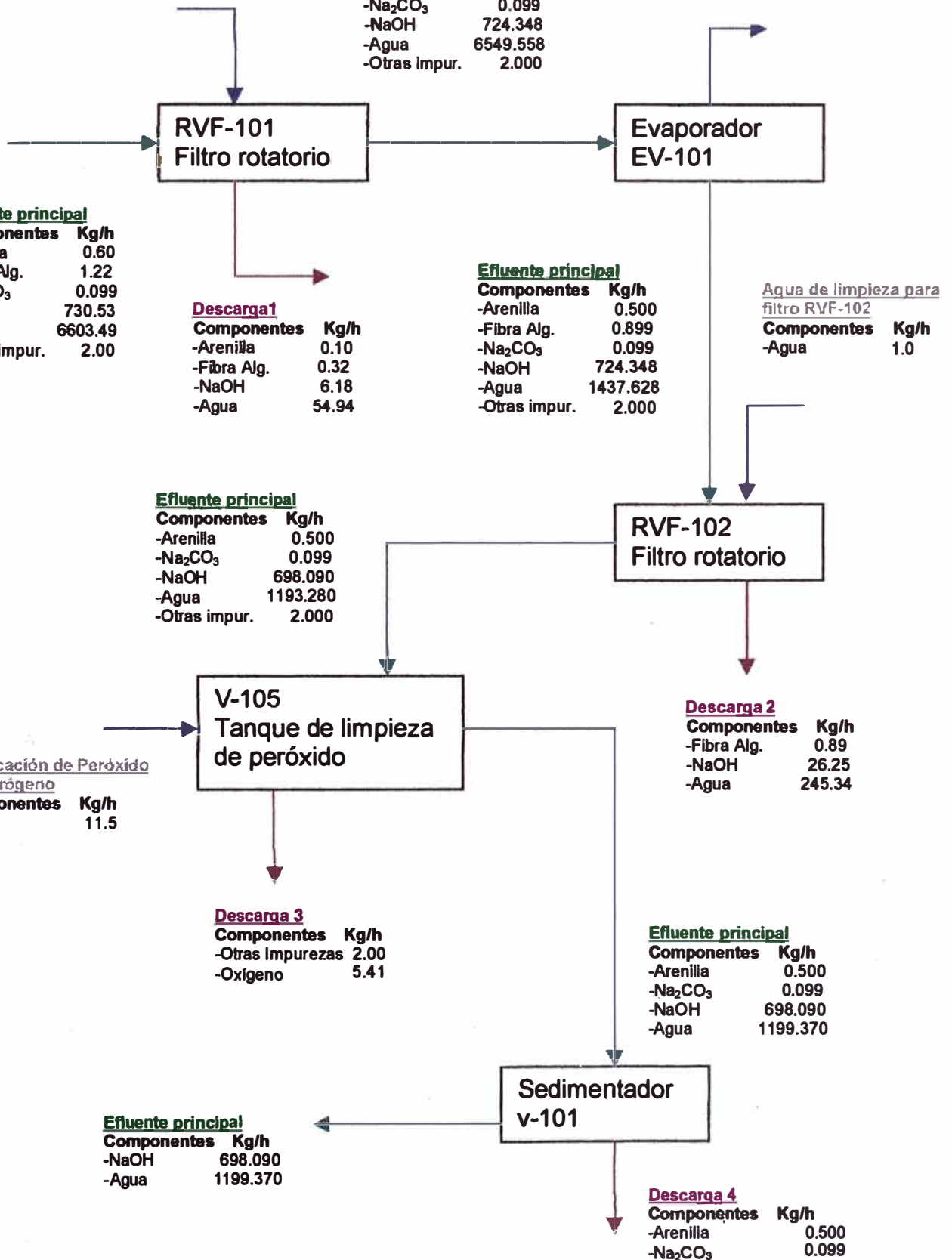
Efluente principal

Componentes Kg/h
-NaOH 698.090
-Agua 1199.370

Sedimentador v-101

Descarga 4

Componentes Kg/h
-Arenilla 0.500
-Na₂CO₃ 0.099



6.1.4 CARACTERIZACIÓN DE RESIDUOS

En este capítulo se presentan los tratamientos físicos y químicos que al aplicarse solos o combinados permiten descargar los residuos señalados a manera de purgas, con menor carga contaminante

Caracterizar los residuos de la planta en estudio se circunscribe a la determinación del caudal y la calidad de éstos.

El registro de los volúmenes de agua que requieren tratamiento es de primordial importancia . Debe medirse el flujo de la descarga total de la planta, así como los desechos de los procesos individuales

6.1.5 DETALLE DE LAS DESCARGAS INDIVIDUALES REFERENTE A LA PLANTA EN ESTUDIO

A.- DESCARGA 1 .- Esta descarga esta constituida por 2 tipos de residuos:



A.1 RESIDUOS SÓLIDOS

TABLA 6.1. RESIDUOS SÓLIDOS – DESCARGA 1

Zona de captación : Sobre la superficie del filtro rotatorio RVF-101		
Denominación del residuo: BORRILLA 1		
Composición	Kg/h	% masa
Fibra de algodón	0.30	46.15
Agua	0.30	46.15
Hidróxido de sodio	0.05	7.7

Flujo másico	0.65 Kg / h
Temperatura	62.62 ° C
PH	Alcalino

A.2 RESIDUOS LÍQUIDOS

TABLA 6.2. RESIDUOS LIQUIDOS – DESCARGA 1

Zona de captación: A la salida del filtro rotatorio RVF-101 (flujo generado por la auto limpieza del filtro)			
Denominación del residuo : PURGA 1			
Composición	Kg/h	% masa	Gramos / l
Arenilla	0.1000	0.1600	1.82
Fibra de algodón	0.0200	0.0328	0.018
Hidróxido de sodio	6.1293	10.06	111.72
Agua	54.641	89.84	996

Flujo másico	60.8903 Kg/h
Flujo volumétrico	54.8600 l/h
Temperatura	62.62 °C
PH	Alcalino

B.- DESCARGA 2

Antes de detallar la siguiente descarga es necesario indicar que en la evaporación técnica de las lejías pueden surgir las mas diversas dificultades cuyas causas principales se hallan en la inevitable concentración simultánea de las impurezas contenidas en las mismas, es por tal motivo que después de la concentración de éstas se deben llevar a cabo diferentes operaciones de limpieza, las cuales traen como consecuencia la generación de descargas que a continuación se detallan.

La descarga 2 está constituida por 2 tipos de residuos: sólidos y líquidos.

B.1 Residuos sólidos

TABLA 6.3. RESIDUOS SÓLIDOS – DESCARGA2

Zona de captación : Sobre la superficie del filtro rotatorio RVF-102		
Denominación del residuo: BORRILLA 2		
Composición	Kg/h	% masa
Fibra de algodón	0.5	45.45
Agua	0.5	45.45
Hidróxido de sodio	0.1	9.1

Flujo másico	1.1 Kg / h
Temperatura	50.23 ° C
PH	Alcalino

B.2 Residuos líquidos

TABLA 6.4. RESIDUOS LIQUIDOS – DESCARGA 2

Zona de captación: A la salida del filtro rotatorio RVF-102 (flujo generado por la auto limpieza del filtro)			
Denominación del residuo : PURGA 2			
Composición	Kg/h	% masa	Gramos / l
Hidróxido de sodio	26.15	9.64	106.85
Agua	244.84	90.22	1000.5
Fibra de algodón	0.4	0.147	1.634
Flujo másico		271.39 Kg/h	
Flujo volumétrico		244.72 l/h	
Temperatura		50.23 ° C	
PH		Alcalino	

C.- DESCARGA 3

Esta descarga está constituida por residuos sólidos, generados como producto de una flotación química (utilizando peróxido de hidrógeno, proceso descrito en forma detallada en el capítulo 6) la misma que está basada en la formación de burbujas muy finas de agua, las cuales ascienden arrastrando las impurezas dispersas hacia la superficie del líquido .

TABLA 6.5. DESCARGA 3

Zona de captación:		
A la salida del tanque de limpieza de NaOH recuperado V-105		
Denominación del residuo : LODO FLOTANTE		
Composición	Kg/h	% masa
Impurezas de algodón, ténsidos, componentes grasos y céreos.	2	27
Oxígeno	5.41176	73

Flujo másico	7.41176 Kg/h
Temperatura	20 °C
PH	Alcalino

D.- DESCARGA 4

Esta descarga esta constituida por el lodo generado producto de la precipitación de partículas , tales como los carbonatos generados durante el proceso de mercerizado en los tanques de impregnación.

TABLA 6.6. DESCARGA 4

Zona de captación: En las tolvas del sedimentador V-101		
Denominación del residuo : LODO DE CARBONATO		
Composición	Kg/h	% masa
Lodo de carbonato (constituido por agua, hidróxido de sodio y carbonato de sodio)	0.09910	16.54
Arenilla	0.5	83.46
Flujo másico	0.5991 Kg/h	
Temperatura	50.23 °C	
PH	Alcalino	

6.1.6 Tratamientos de descargas

De acuerdo al detallado anterior, estos serían los residuos a tratar:

TABLA 6.7. RESUMEN DE DESCARGAS

Residuos
Borrilla 1
Purga 1
Borrilla 2
Purga 2
Lodo flotante
Lodo de carbonato

La purga 1 y purga 2 se unen para formar un efluente a tratar, mientras que la borrialla 1, borrialla 2, lodo flotante y lodo de carbonato formarán residuos sólidos a evacuar.

EFLUENTE A TRATAR (purga 1 + purga 2)

TABLA 6.8. CARACTERÍSTICAS DEL EFLUENTE A TRATAR

Composición	Kg/h	% masa	gramos / l
Arenilla	0.1	0.1	0.33
Fibra de algodón	0.42	0.12	1.33
Hidróxido de sodio	32.28	9.65	106.6
Agua	299.481	90.22	997

Flujo másico	332.28 Kg/h
Flujo volumétrico	300.99 l/h
Temperatura	Mayor de 50 °C
PH	Alcalino

Como se observa las características presentadas por este efluente hacen imprescindibles procesos físicos y químicos que disminuyan su carga contaminante y se ajusten a los límites permisibles necesarios hoy en día en cuanto a calidad de efluentes.

6.1.7 SECUENCIA A SEGUIR PARA LA ELIMINACIÓN DE RESIDUOS DEL EFLUENTE A TRATAR

6.1.7.1 PRE TRATAMIENTO

El pre tratamiento consiste en una serie de operaciones puramente físicas o mecánicas destinadas a extraer del efluente crudo la mayor cantidad posible de elementos cuya naturaleza y dimensiones pueden constituir inconvenientes para los tratamientos posteriores. Por ejemplo:

- Permite proteger las conducciones frente a obstrucciones .
- Permite en sistemas de reducidas dimensiones, eliminar bajo forma de residuos (de volúmenes relativamente moderados), la parte de la contaminación más visible y más dañina para la operación: cuerpos de grandes dimensiones (pelusas y borras en este caso).

Es por esta razón que como pre tratamiento utilizado para esta descarga se tiene un sistema de separación física mediante tamices a lo largo del colector cuyas características son las siguientes:

- Tienen una separación de 0.25 a 3 mm, llamados también mlilitamices.
- Tienen por elemento filtrante cribas tipo JONHSON, con mucho mayor resistencia a la obstrucción.
- Operan en forma estática, de modo que los elementos filtrantes verticales son cóncavos de tipo autolimpiante . El líquido crudo es distribuido sobre la parte superior en forma de cortina vertical , mientras que las partículas separadas son arrastradas hidráulicamente hacia la parte inferior . Resultan muy sensibles a taponamientos por grasas.

6.1.7.1.1 SUBPRODUCTOS DEL PRE TRATAMIENTO

De acuerdo a los subproductos retirados del pre tratamiento (tortas constituidas por impurezas y pelusas) no hay posibilidad de reuso.

Destinos posibles

- Descarga controlada
- Enterrar
- Incineración independiente, o conjunta con las basuras domiciliarias (temperatura mayor de 800° C)

Manejo de los desechos

- Manual: Canastos (perforados o no), carretillas.

Tratamiento Eventual

- Ecurrido y transporte con contenedores especiales.

6.1.7.2 TRATAMIENTO FÍSICO

6.1.7.2.1 Sedimentación.-

Por las características cualitativas del efluente a tratar la operación de sedimentación es la adecuada para eliminar los carbonatos y la arena ya que es en la sedimentación donde se aprovecha la acción que ejerce la fuerza de gravedad sobre las partículas más pesadas, que descienden depositándose sobre el fondo.

Este tipo de separación involucra la reducción de otros parámetros de polución en un valor que depende de la composición general del efluente .

En la tabla se muestran las eficiencias típicas para estos equipos cuando están correctamente proyectados y eficazmente operados.

TABLA 6.9. EFICIENCIAS DE EQUIPO

Parámetro	Eficiencia
Sólidos sedimentables	90-95
Sólidos suspendidos	40-60
Sólidos totales	10-15
DBO5	20-50
Bacterias	25-75

Dos de las variables de diseño para estos sistemas son el tiempo de detención y la carga de la superficie .

Ventajas de la sedimentación

- * Reducción de una polución orgánica importante con un costo energético casi nulo.
- * Operación muy simple

Tipo de decantador a utilizar

Decantador estático sin barrido, de cilindro cónicos, los cuales son equipo de flujo vertical, la pendiente de la parte cónica es de 45-60°, según la naturaleza de los lodos y el tratamiento aplicado.

Disposición y evacuación de lodos

Recolección interna

Los fangos se concentran por gravedad en tolvas únicas o múltiples, cuya pendiente debe superar al talud de los lodos.

Extracción.- Es por gravedad cuando la carga hidráulica disponible y la naturaleza de los barros (viscosidad, textura, tixotropía) lo permite.

Destinos posibles

- Descarga controlada
- Enterrar
- Incineración independiente, o conjunta con las basuras domiciliarias (temperatura mayor de 800° C)

Tratamiento Eventual

- Escurrido y transporte con contenedores especiales.

6.1.7.3 TRATAMIENTO QUÍMICO

De acuerdo a las características del efluente a tratar éste es sumamente alcalino, pero hay que tener en cuenta que esta descarga va a ser unida al efluente total de la planta, el cual es muy variable en cuanto a flujo, temperatura, y pH.

Considerando lo anteriormente dicho, y teniendo en cuenta que los flujos de plantas textiles que procesan algodón como sustratos son siempre corrientes alcalinas, tenemos necesariamente que recurrir al proceso de neutralización.

6.1.7.3.1 NEUTRALIZACIÓN

En términos generales, se denomina neutralización a los tratamientos de corrección del pH de un efluente industrial, hasta ubicarlo dentro de un cierto rango compatible con:

* Neutralización de efluentes diversos hasta un PH a menudo próximo a la neutralidad antes de su vertido al medio natural.

Para los efluentes alcalinos, generalmente la neutralización se consigue con ácidos fuertes (sulfúrico, clorhídrico). En nuestro caso la neutralización se llevará a cabo con la dosificación de H_2SO_4 .

Como el flujo que maneja la planta en general oscila entre 1500 y 1800 m^3 / día, la regulación de pH se realiza en línea mediante controladores automáticos.

6.1.7.3.2 CONTROL AUTOMÁTICO DE NEUTRALIZACIÓN

El control de pH es difícil. - las razones se relacionan con:

- La alta no linealidad entre flujo de neutralizante y cambio de pH del caudal a neutralizar.

- El pH de un efluente industrial puede variar con cinéticas tan altas como 1 unidad de pH por minuto.
- El flujo puede duplicarse en unos pocos minutos.
- Una pequeña dosis de neutralizante debe mezclarse con una cantidad relativamente enorme de líquido en un lapso breve.

Es por eso que normalmente, se debe recurrir a controladores a pasos (o en etapas). Por ejemplo, llevar primero a un Ph en torno a 9 y después a 8.5 (suponiendo , por ejemplo, que se desea llegar a 8.5 desde 13)

6.1.7.4 ENFRIAMIENTO DEL EFLUENTE

Debido a que la descarga en análisis supera los límites permisibles de temperatura establecidos en la legislación ambiental, y considerando que las corrientes de aguas residuales textiles por lo general son de altas temperaturas, a causa de los requerimientos técnicos de la gran mayoría de procesos húmedos, se hace necesario, contar con sistemas que permitan bajar estas temperaturas.

Por lo tanto se somete éste efluente a un sistema de enfriamiento de recirculación abierta

Enfriamiento por recirculación abierta.- Son estructuras dispuestas para el enfriamiento evaporativo del agua por contacto con el aire.

El agua es enfriada por intercambio de calor latente del agua recirculante y parte por transferencia de calor sensible..

El diseño de éstos equipos está en relación con la psicometría , que es la ciencia de la medición y determinación de las condiciones atmosféricas, especialmente de su contenido de humedad.

El equipo de enfriamiento por recirculación abierta con la cual contamos es atmosférico de tiro natural con "Relleno" de madera (Wood filled), las cuales son estructuras rectangulares de madera que encasillan al agua, con sus paredes laterales, el agua rociada cae desde la parte superior de la torre. El movimiento del aire dentro de la torre depende únicamente de las condiciones atmosféricas reinantes. Su rendimiento calórico no es constante.

Ventajas

- a) No tiene partes mecánicas movibles .
- b) Bajo costo de mantenimiento
- c) Se dispone siempre de aire renovado.
- d) Son estructuras de larga duración, libre de problemas.
- e) Por razones de diseño, la temperatura promedio del agua enfriada es menor que las torres de tiro mecánico.

Desventajas

- a) La estructura es angosta y de gran longitud, es decir alta relación ancho / largo.
- b) Alto costo de inversión inicial
- c) Alta carga de bombeo
- d) La temperatura del agua enfriada oscila con los cambios de velocidad y dirección del viento.

6.1.7.5 TRATAMIENTO Y EVACUACIÓN DE LODOS PROVENIENTES DE LA DESCARGA 3 Y 4 (LODO FLOTANTE Y LODO DE CARBONATO)

Todos los barros residuales requieren una forma de tratamiento u otra, antes de ser vertidos al medio natural.

Este tratamiento debe responder al menos a uno de estos objetivos .

- * Reducción del volumen
- * Reducción del poder fermentescible

Para nuestro caso en estudio, éste es dirigido hacia la reducción de volumen, la cual se obtiene mediante la deshidratación de los mismos.

La deshidratación efectuada es por filtración , el cual consiste en un simple drenado sobre un manto de arena .

Esta deshidratación incluye una primera fase de drenado y una segunda etapa de drenado atmosférico.

Extracción.- En el caso del lodo flotante la extracción es mediante remoción mecánica, mientras que en el caso de el lodo de carbonato su extracción es por gravedad en el sedimentador .

Destinos posibles

- Descarga controlada
- Enterrar
- Incineración independiente, o conjunta con las basuras domiciliarias (temperatura mayor de 800° C)

6.1.7.5.1 EVACUACIÓN DE BORRILLAS

La extracción y manejo de las borrrillas procedentes de los filtros es en forma manual.

Destinos posible

- Descarga controlada en cilindros.

6.1.7.6 IMPORTANCIA ECONOMICA DEL TRATAMIENTO

Después de conseguir el beneficio más importante, como es el de atenuar el deterioro de los cursos de agua y del mar debido al vertido de aguas residuales industriales y domésticas; en el caso de la industria, la instalación de plantas de tratamiento permite tener beneficios adicionales que se pueden resumir en :

Beneficios Primarios

- * Ahorro en los gastos de la empresa industrial por la reutilización de efluentes tratados , en lugar de agua fresca.
- * Ahorro como consecuencia de cumplir lo establecido por los organismos estatales , es decir se evitan multas , gastos legales y pérdidas de tiempo.
- * Mejor conocimiento de los procesos que producen aguas residuales y como consecuencia se mejora la eficiencia de los mismos.

Beneficios secundarios

- * Mayor crecimiento económico de la zona, con mas posibilidades de agua limpia para otras actividades que generan empleo y dinero.
- * Mayor valor de las propiedades limítrofes como resultado de un curso de agua mas limpio, mas agradable.

Beneficios intangibles

- * Buenas relaciones públicas y una presentación mejor de la industria después de la instalación de los sistemas para eliminar la contaminación.
- * Mejor salud mental de los habitantes de la zona, tranquilizados por la existencia de un tratamiento de aguas residuales adecuado y aguas limpias.

6.2 EVAPORACIÓN DE LA LEJÍA

El evaporador debe recuperar una lejía de 40 °Be (35%)¹. Con este dato, teniendo en cuenta las pérdidas por filtrado y purificación y con los datos del balance de masa de la sección, se debe hacer un nuevo balance de masa para encontrar la alimentación de lejía al evaporador. Se debe considerar que esta alimentación no será la misma que la cantidad de lejía que se va al desagüe en la situación actual sin evaporador. Esto es lógico, si se tiene en cuenta que con la evaporación disminuye la cantidad de alimentación de lejía nueva al tanque de rebose, además se forma un circuito cerrado en el recorrido de la lejía entre el mercerizado y la evaporación.

Se va a colocar 2 tanques : Uno para la lejía diluida para que dosifique la alimentación al sistema de evaporación, y otro para la lejía diluida para que dosifique la alimentación al proceso de mercerizado. Posteriormente, en la sección 7.5.5 se evaluará la necesidad de mantener ó desechar dichos tanques.

Con las condiciones anteriores se elabora la figura 6.2 que representa el balance de masa de la lejía que va por el circuito de recuperación. En dicha figura las variables A, B, R tienen valores distintos a los que tienen en la situación actual sin el sistema de evaporación. Seguidamente, mediante ecuaciones del balance de masa en el sistema de recuperación se encuentra los valores de dichas variables.

1- Consultando empresas vendedoras de sistemas de evaporación , la concentración máxima a la que puede llegar la lejía recuperada es 40 °Be. Entre las empresas más reconocidas en este campo se tiene: Körting Hannover AG.Germany, behrens@Koerting.de
 Kasag Export AG. Suiza, sales@kasag.com
 - Este % está dentro del rango de % de lejías obtenidos por evaporación en los ejemplos del libro Procesos de transferencia de calor, Donald Kern, capítulo 14 : Evaporación.

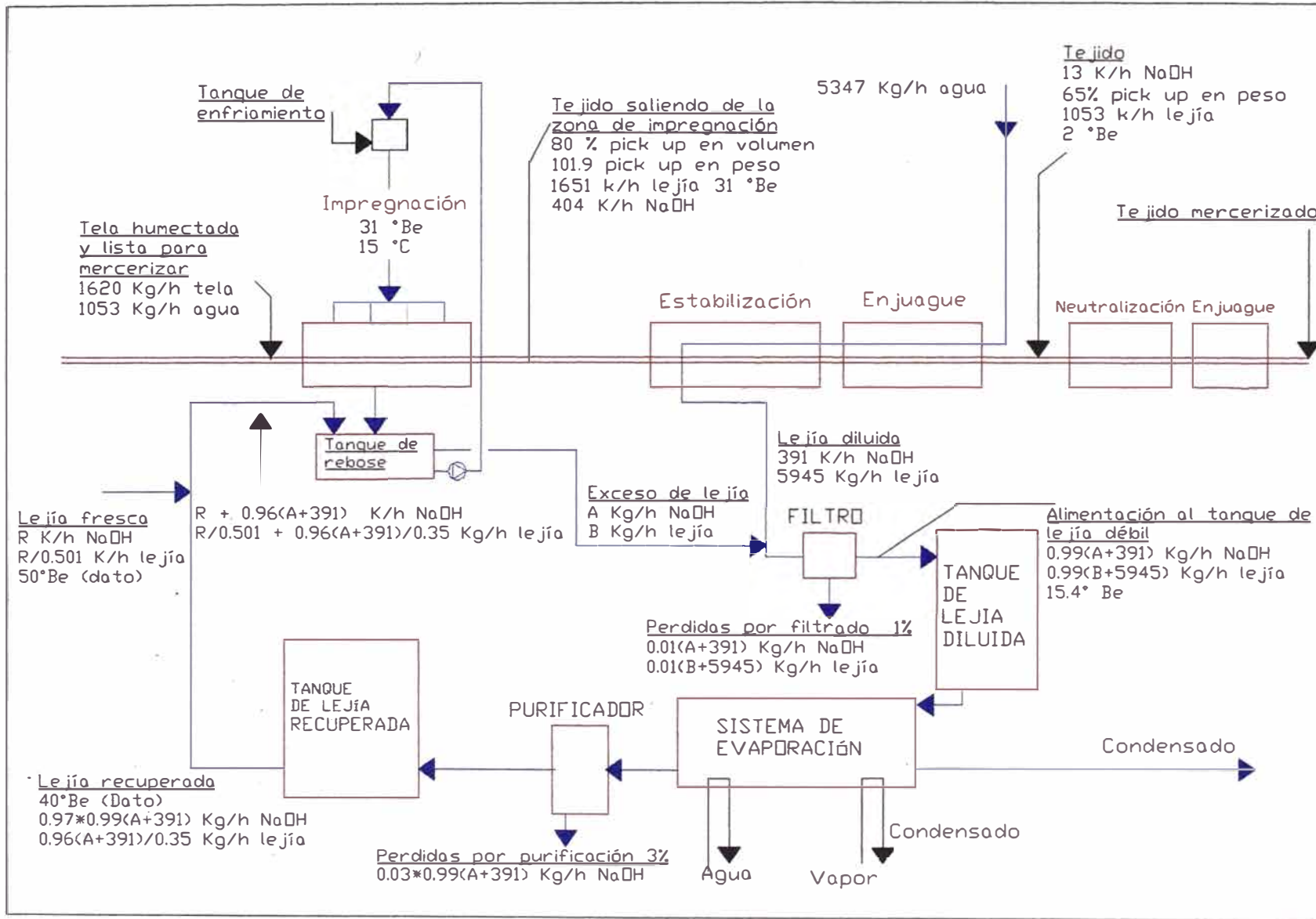


FIGURA 6.2. BALANCE DE MASA EN EL CIRCUITO DE RECUPERACIÓN

6.2.1 BALANCE DE MASA DE LA LEJÍA EN EL SISTEMA MERCERIZADO - EVAPORACIÓN

Calculo de las ecuaciones para el balance de soda en el mercerizado húmedo en húmedo con sistema de evaporación:

Variables :

A = kg/h de NaOH 100% de exceso

B = kg/h de lejía de exceso

R = kg/h de NaOH 100% fresca

Por balance de materia :

- $\text{NaOH}_{\text{entra a la zona de impregnación}} = \text{NaOH}_{\text{sale en la tela}} + \text{NaOH}_{\text{sale por exceso}}$

$$R + 0.96(A + 391) = 404 + A \quad \dots(1)$$

- En la zona de impregnación se merceriza a 31°Be:

$\text{NaOH}_{\text{entra en la zona de impregnación}} = 0.2448 (\text{lejía}_{\text{entra en la zona de impregnación}} + \text{Agua}_{\text{entra con la tela}})$

$$R + 0.96(A + 391) = 0.2448 * [R/0.501 + 0.96(A + 391)/0.35 + 1053] \quad \dots(2)$$

Resolviendo las ecuaciones (1) y (2) :

A = 422 kg/h de NaOH 100% de exceso

R = 45.3 kg/h de NaOH 100% fresca

- Para hallar B se toma en cuenta el exceso de lejía:

$\text{Lejía}_{\text{de exceso}} = \text{Lejía}_{\text{de impregnación}} + \text{agua}_{\text{que entra con la tela}} - \text{lejía}_{\text{que se va con la tela}}$

$$B = R/0.501 + 0.96(A + 391)/0.35 + 1053 - 1651$$

B = 1723 kg/h de lejía de exceso

En la figura 6.3 se presenta el proceso de mercerizado con el sistema de evaporación, esta figura es similar a la 6.2 pero en la figura 6.3 se observan los valores numéricos de las variables A, B, R.

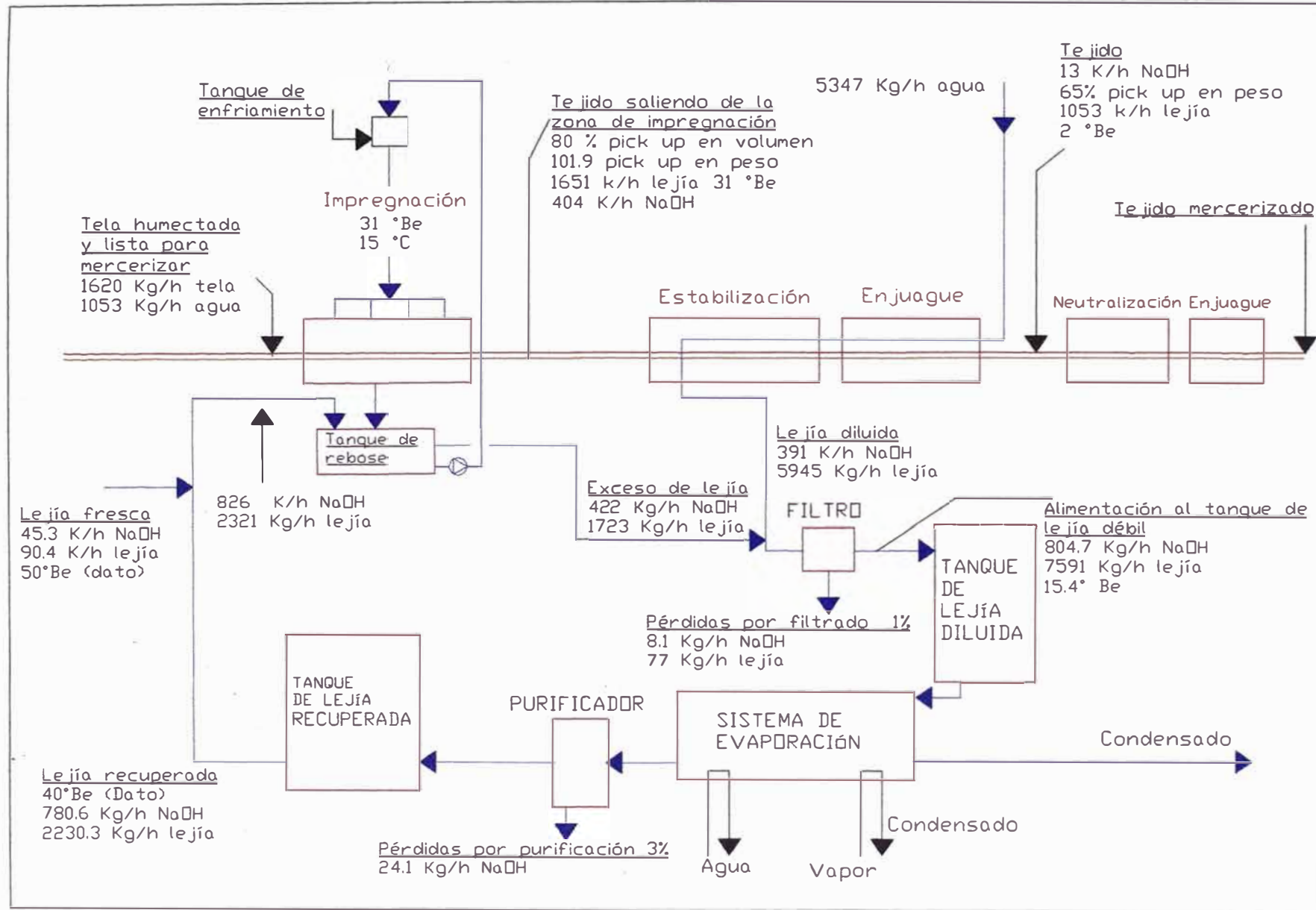


FIGURA 6.3. MERCERIZADO CON SISTEMA DE EVAPORACIÓN

CAPÍTULO 7 :

CRITERIOS PARA EL DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

7.1 CRITERIOS PARA EL DISEÑO DEL EVAPORADOR

El presente capítulo se ha centrado en el diseño del equipo principal, es decir del evaporador. Desde la sección 7.1 hasta la 7.4 se trata exclusivamente del evaporador. En la sección 7.5 se hace una selección general de los equipos auxiliares y en la sección 7.6 una conclusión de este capítulo. Se tiene mayor cuidado en el estudio de las características del evaporador porque, sin lugar a dudas, la evaporación constituye la parte principal dentro del proceso total de recuperación de la lejía.

Para diseñar el evaporador de acuerdo a los requerimientos del proceso en estudio se considera en general 3 textos sobre diseño de equipos y procesos de transferencia de calor¹.

Hay diferentes clases de evaporadores dependiendo de las características de la lejía mercerizante que se desee recuperar. Los criterios a tomar en cuenta en la selección del evaporador son:

- a- Tipo de circulación : circulación forzada ó circulación natural,
- b- Clase de evaporador : tubos horizontales, tubos verticales, tubos largos, calandria, película descendente, etc.
- c- Número de etapas: 2,3,4,5 etc.
- d- Tipo de alimentación de la lejía : paralelo ó contracorriente
- e- Material del equipo.

Antes de seleccionar el equipo de evaporación se hace un breve repaso a las características generales de los evaporadores en la industria química.

7.2 TIPOS DE EVAPORADORES QUÍMICOS

Los evaporadores químicos se clasifican en dos grandes grupos: de circulación natural y los de circulación forzada. Los evaporadores de circulación natural se usan unitariamente o en efecto múltiple para los requerimientos más simples de evaporación. Los evaporadores de circulación forzada se usan para líquidos viscosos, para los que forman sales y las soluciones que tienden a incrustarse.

1- Se ha consultado los siguientes textos:

- **Procesos de Transferencia de Calor, Donald Kern, capítulo 14 : Evaporación.**
- **Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química, G.D. Ulrich, capítulo 4: Especificación y Diseño del equipo.**
- **Manual del Ingeniero Químico, Robert Perry, sección 11: Equipos de transferencia de calor.**

7.2.1 EVAPORADORES DE CIRCULACIÓN NATURAL

Los evaporadores de circulación natural se clasifican en tres clases¹:

- De tubos cortos, calandria, canasta
- De tubo largos verticales
- De película descendente

A- Evaporador de tubo corto, calandria o canasta

Uno de los primeros tipos de evaporadores, es el de tubo corto, contiene un intercambiador de calor llamado a veces "canasta", el cual es un conjunto vertical de tubos de 5 a 8 cm de diámetro, y de 1.2 a 1.8 m de longitud. 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. Un espacio abierto, consistente en un tubo grande en el centro del conjunto o un anillo entre el conjunto y la pared del recipiente, permite que el líquido fluya hacia abajo.

El evaporador de tubo corto es compacto, relativamente poco costoso (cuando se construye de materiales convencionales) y eficiente. Tiene buena eficiencia con los líquidos convencionales de baja viscosidad. Es de servicio fiel en la industria de la refinación del azúcar. Este dispositivo fue una vez muy popular porque estaba diseñado para permitir que una persona entrara a través de un agujero y limpiara los tubos con un cepillo o una barra.

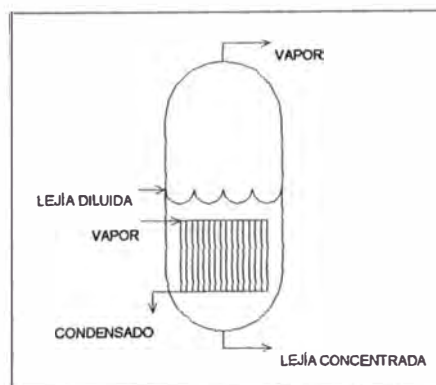


FIGURA 7.1. EVAPORADOR DE TUBOS CORTOS

1- Según la clasificación de G.D: Ulrich

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 manual. Las calandrias pueden estar equipadas con agitadores propulsores para desembarazarse de algunos problemas.

Sin embargo, en general no son adecuadas para las lechadas o soluciones que depositan incrustaciones sobre las superficies calentadas. Los líquidos muy viscosos, que producen espuma o que son sensibles al calor, se procesan de manera más eficiente en otros tipos de evaporadores.

En los nuevos procesos, la unidad de tubos cortos se utiliza normalmente sólo cuando se desea flexibilidad incluyendo el potencial para la operación por lotes o cuando el espacio a lo alto está limitado.

◆ **Ventajas de los evaporadores verticales de tubos cortos:**

- Coeficientes elevados de transferencia de calor con diferencias altas de temperaturas.
- Espacio superior bajo.
- Eliminación mecánica sencilla de las escamas
- Relativamente poco costosos

◆ **Desventajas de los evaporadores verticales de tubos cortos:**

- Mala transferencia de calor con diferencias bajas de temperaturas y a temperaturas bajas.
- Mala transferencia de calor con líquidos viscosos.

◆ **Las mejores aplicaciones de los evaporadores verticales de tubo corto son:**

- Líquidos limpios.
- Productos cristalinos, si se usa una hélice.
- Líquidos relativamente no corrosivos, puesto que el cuerpo es grande y costoso, si se construye de materiales que no sean de hierro colado o acero dulce.
- Soluciones con formación ligera de escamas, que requieren una limpieza mecánica, puesto que los tubos son cortos y de diámetros grandes.

B- Evaporador vertical de tubos largos

Los evaporadores verticales de tubos largos fueron desarrollados para lograr una mayor evaporación total que los demás tipos de evaporadores, porque es normalmente más barato por unidad de capacidad. 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.

Los intercambiadores de este tipo son usualmente de 4 a 10 m de longitud y de 3.18 a 5 cm. de diámetro interno. Por tal razón no pueden instalarse en donde el espacio vertical esté restringido.

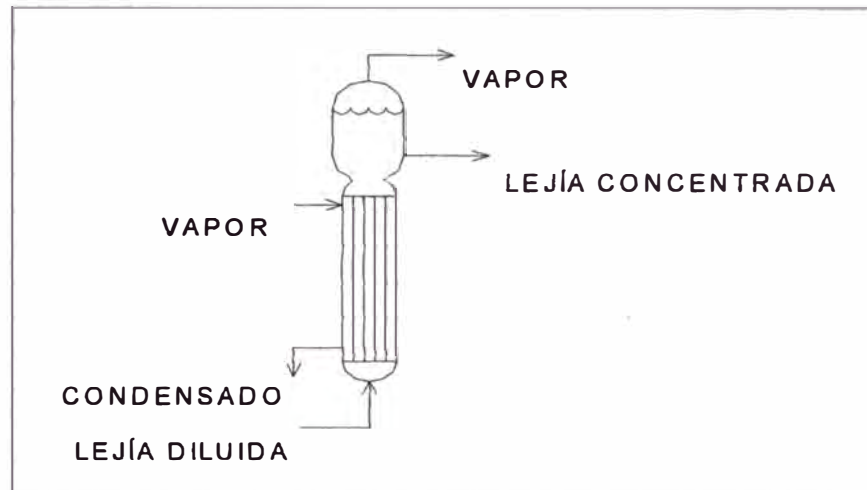


FIGURA 7.2. EVAPORADOR VERTICAL DE TUBOS LARGOS

Por otro lado, a causa del tamaño mucho menor de su recipiente, requieren menos espacio de piso que los evaporadores de tubos cortos.

Este tipo de evaporadores no sólo crean coeficientes de transferencia de calor elevados, sino que permiten la operación con líquidos bastante viscosos de suspensiones y lechadas. Las unidades de tubos largos son más adecuadas para los líquidos sensibles al calor que las calandrias, por sus cortos tiempos de contacto.

La incrustación puede crear problemas graves en las unidades de tubos largos como en las de tubos cortos, y los primeros son más difíciles de limpiar. Sin embargo, la limpieza del interior de los tubos de los intercambiadores de calor es una práctica común y es aceptable si no hay que hacerlo con demasiada frecuencia. Como la limpieza de la parte lateral de los envolventes es más difícil, el fluido del proceso (con alguna rara

excepción) fluye dentro de los tubos. 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.

Este tipo de evaporador funciona comúnmente mediante paso simple.

A causa de la presión hidrostática, el líquido en la entrada del intercambiador de tubos largos está por debajo del punto de ebullición. Al levantar el tubo, primero se sobrecalienta, después se evapora instantáneamente conforme la presión disminuye con rapidez acercándose a la descarga. Por esta razón, la verdadera variación de temperatura varía con la posición a lo largo de los tubos. Por otro lado, la diferencia de temperatura empleada para el diseño es constante, basada en el punto de ebullición del líquido del recipiente y la temperatura de condensación del vapor del envolvente del intercambiador.

El evaporador de tubos largos es la elección convencional para el servicio de gran capacidad donde la incrustación no es grave, a causa de su tamaño compacto y gran eficiencia. Una aplicación común para los diseños de paso sencillo está en la concentración del licor negro en el proceso de pulpa de papel. Para producir la leche evaporada se utilizan evaporadores de recirculación de tubos largos.

- ◆ Ventajas de los evaporadores verticales de tubos largos:
 - Bajo costo.
 - No se requiere de recirculación.
 - Superficie amplia de calentamiento en un cuerpo.
 - Necesidad de poco espacio de terreno.
 - Relativamente poco costosos
 - Buenos coeficientes de transferencia de calor con diferencias razonables de temperaturas.

- ◆ Desventajas de los evaporadores verticales de tubos cortos:
 - Espacio superior elevado.
 - No son adecuados para líquidos que forman deposiciones de sales y escamas en grandes cantidades.

- ◆ Las mejores aplicaciones de los evaporadores verticales de tubo largo son:
 - Con líquidos limpios.
 - Con soluciones corrosivas.
 - Con grandes cargas de evaporación.

C- Película descendente

Los dispositivos de película descendente son muy similares en construcción a los evaporadores de tubos largos (llamados a veces de película ascendente), y están diseñados de manera que el líquido fluya como una película hacia abajo dentro de los tubos.

Esta modificación elimina el problema del sobrecalentamiento, lo que permite la operación cuando la diferencia de temperatura es pequeña pero con un gran sacrificio en lo que respecta a la capacidad. Las unidades de película descendente están muy limitadas en su capacidad para concentrar suspensiones y líquidos viscosos que producen incrustaciones, pero muy buenos para procesar a baja temperatura y con un diferencial de temperatura pequeña fluidos sensibles al calor.

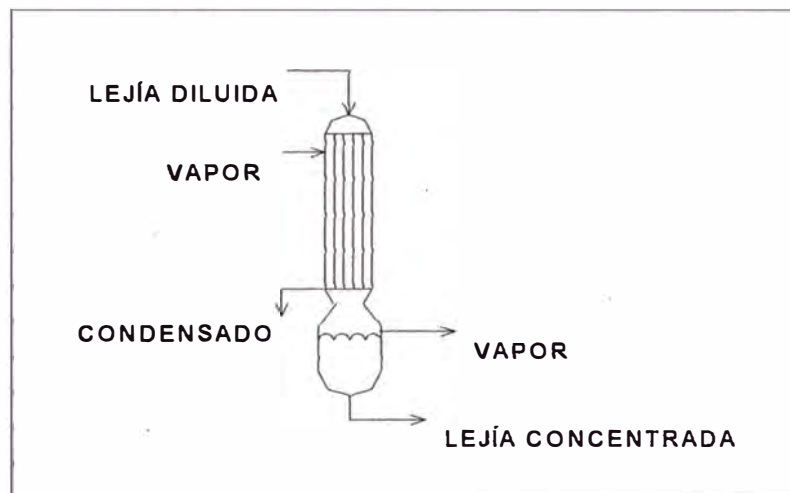


FIGURA 7.3. EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE

Los jugos de frutas se concentran comúnmente en este tipo de dispositivos. Las unidades de película descendente pueden diseñarse de un paso ó de circulación en cualquiera de los servicios sencillos o de múltiple efecto, pero en el caso de recirculación se necesita una bomba.

Las ventajas y desventajas de este tipo de evaporador son casi similares a los de tubos verticales largos. Una desventaja importante en el tipo de evaporador de membrana descendente es que se requiere de recirculación.

7.2.2 EVAPORADORES DE CIRCULACIÓN FORZADA

Estos evaporadores pueden no ser tan económicos en operación como los evaporadores de circulación natural, pero son necesarios cuando los problemas de concentración involucran soluciones de flujo pobre, incrustantes, y ciertas características térmicas. Hay un límite de viscosidades de soluciones que recirculan naturalmente. Con materiales muy viscosos no hay otra alternativa sino la de usar este tipo de evaporador.

Los evaporadores de circulación forzada pueden ser de 3 clases : vertical, horizontal y de película agitada.

A- Vertical y horizontal

Para acabar con los problemas de formación de incrustaciones y de fluidos sumamente viscosos, se puede emplear una bomba para crear una recirculación adecuada, mantener los tubos de los intercambiadores limpios y proporcionar una transferencia de calor eficiente.

Por otra parte, los evaporadores verticales de circulación, forzada son muy similares a las unidades de tubos largos.

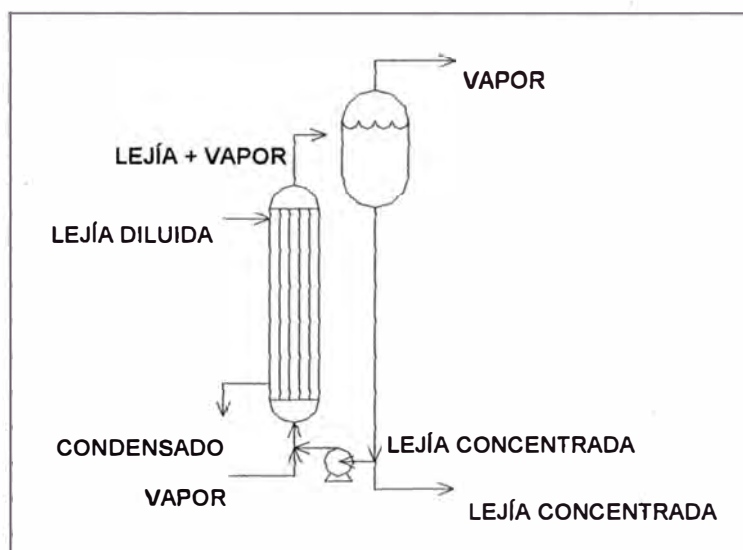


FIGURA 7.4. EVAPORADOR VERTICAL DE TUBOS LARGOS CON CIRCULACIÓN FORZADA

Sin embargo, a diferencia de estos últimos y a causa de la necesidad de recirculación, los dispositivos de recirculación raras veces se operan en un solo paso. Experimentan los mismos problemas de sobrecalentamiento, de diferenciales pequeños de temperatura atribuidos a los evaporadores de tubos largos de circulación natural.

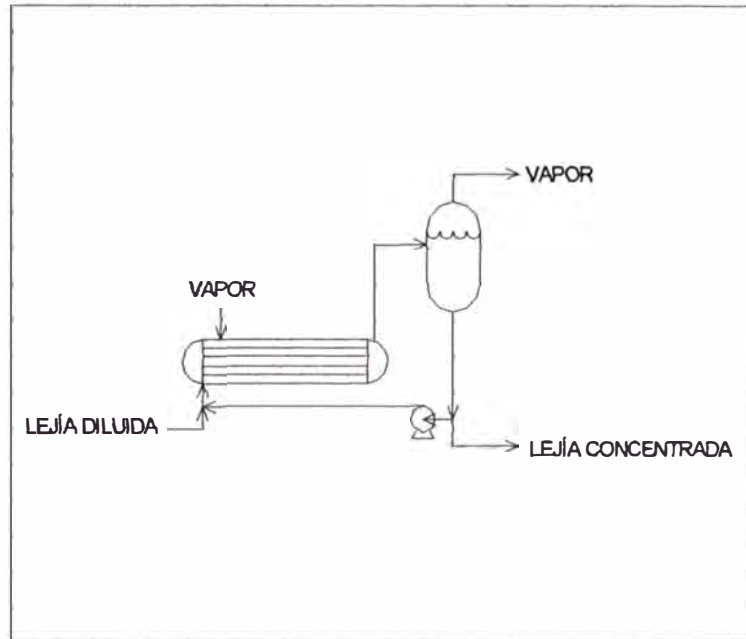


FIGURA 7.5. EVAPORADOR HORIZONTAL DE TUBOS LARGOS CON CIRCULACIÓN FORZADA

Como la bomba elimina la necesidad del flujo por convección, las unidades de circulación forzada pueden operar tanto con intercambiadores de calor horizontales como verticales. Los intercambiadores de calor verticales requieren un poco menos de potencia de bombeo y pueden operar a eficiencia reducida sin la bomba.

B- Película agitada (pared raspada)

Los dispositivos de película agitada se emplean a menudo para concentrar líquidos viscosos, pegajosos y gomosos, en donde no se pueden emplear otro tipo de evaporadores. Mecánicamente son intercambiadores sofisticados de doble tubo que tienen agitadores y raspadores que giran dentro del tubo central para mantener la superficie limpia. Por supuesto, la capacidad es algo restringida pero una de estas unidades puede procesar fluidos que tienen viscosidades hasta 100 Pa.s.

7.2.3 NÚMERO DE EFECTOS

Para mejorar la eficiencia de energía se conectan en serie evaporadores sencillos, cada uno de ellos operando sucesivamente a menor presión. Se proporciona vapor del proceso para el primer efecto. El vapor de agua se utiliza a su vez para calentar al segundo, y así sucesivamente hasta el último, en donde la salida del vapor se descarga a un condensador. Como el condensador generalmente es enfriado por aire o agua, su temperatura es cercana a la del ambiente y la presión del vapor ahí es subatmosférica (igual, en esencia, a la del último efecto).

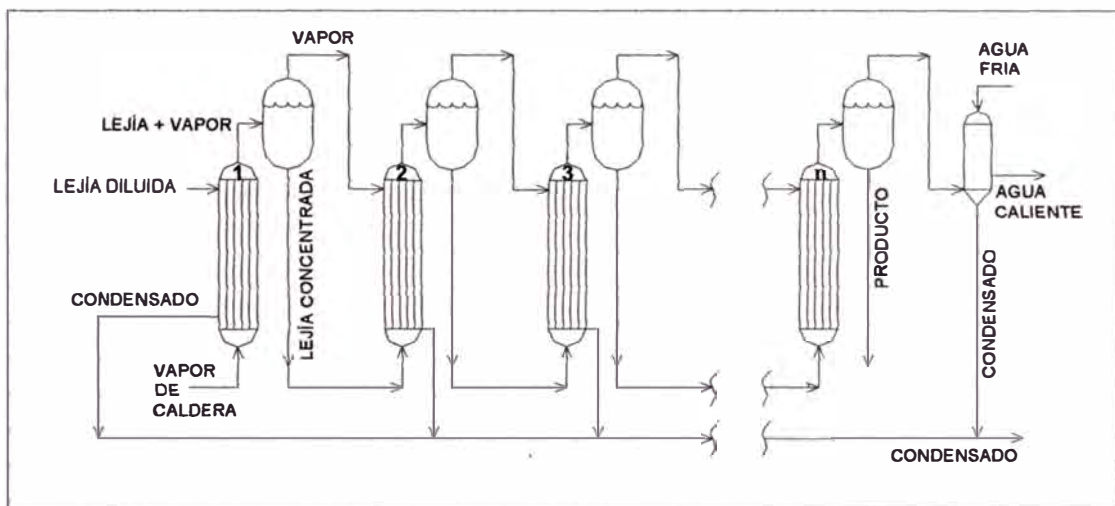


FIGURA 7.6. EVAPORADOR DE MÚLTIPLE ETAPAS

Obviamente, si se incrementa el número de efectos aumenta la productividad del vapor del proceso; pero ya que la fuerza impulsora total de temperatura disponible (la del vapor de la caldera menos la del medio de enfriamiento) debe dividirse entre los efectos individuales, se reduce la capacidad de vaporización de cada uno de ellos.

De este modo un evaporador sencillo tiene aproximadamente la misma capacidad de líquido y vapor de un grupo de unidades similares conectadas en serie. Esto proporciona la situación clásica para lo óptimo: la disminución de los costos de operación opuesta al aumento de los costos de capital.

Para el diseño tentativo de un sistema de múltiples etapas se debe ensamblar el diagrama de flujos del sistema de evaporación. Desde el punto de vista de operaciones, el flujo hacia adelante (circulación natural) es el más fácil, por tal motivo inicialmente se toma arbitrariamente dicho flujo. En la sección 7.3.4 se discute el sentido del flujo.

En el arreglo mostrado en la figura 7.6 la alimentación de la lejía diluida entra al primer efecto o de alta presión, calentado por el vapor de los calderos. Luego la lejía (algo más concentrada), puede fluir de efecto en efecto impulsada por el gradiente natural de presión.

7.2.4 MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN DEL EQUIPO

Si se tiene en cuenta los efectos corrosivos, muy comunes en la industria química, los materiales de construcción más usados para los equipos de procesamientos son : el acero al carbón, aleaciones de acero, plásticos convencionales, fibra de vidrio, plásticos de fluorocarbono, aluminio y sus aleaciones; cobre y sus aleaciones, aceros inoxidables, aleaciones basadas en níquel, y ocasionalmente metales más exóticos o aleaciones como titanio, tantalio, tungsteno o molibdeno y circonio.

Las construcciones convencionales de acero no resisten temperaturas por encima de los 600°C, ya que tiene como resultado poca fuerza y una mala resistencia a la oxidación. Con aleaciones de acero ó con los aceros inoxidables es posible tener temperaturas hasta 800°C. Por encima de este nivel de temperaturas, es necesario usar metales refractarios, grafito ó cerámica.

El acero al carbón es asombroso si se tiene en cuenta su fuerza, costo, y resistencia a la temperatura, sin embargo, son obvias sus limitaciones en presencia de electrólitos acuosos. Para protección interna más sustancial, frecuentemente se recubre el acero al carbón con caucho, vidrio, acero inoxidable, aleación de níquel ó titanio.

El advenimiento del acero inoxidable y su disponibilidad moderna a un precio razonable ha hecho que quede en segundo lugar después del acero al carbón en cuanto a su uso en los procesos químicos. El acero inoxidable está limitado en algunos ambientes, en especial en los que contiene cloruros.

En la tabla 23-5 del Perry se definen 50 variedades de acero inoxidable, esto representa sólo una fracción de los que se encuentra disponibles en el mercado.

El níquel y sus aleaciones, conocidos por nombres comerciales como Hastelloy, Inconel, Incoloy, Monel y Nimonic, se han desarrollado en un intervalo de composiciones que se acercan a las de acero inoxidable.

El acero inoxidable en sí contiene una gran cantidad de níquel y también cromo y hierro.

El titanio y otros metales y aleaciones muy solicitados se reservan para aplicaciones en donde predominan intensas condiciones corrosivas, abrasivas o de altas temperaturas. En la tabla 4-28 del Ulrich se indica los materiales de construcción más comunes para algunos procesos químicos. Parte de dicha tabla, la que corresponde a soluciones y vapores húmedos de soda cáustica, se representa en la tabla 7.1.

TABLA 7.1. MATERIALES DE CONSTRUCCION PARA SOLUCIONES Y VAPORES DE NaOH

Material de construcción		Temperatura (°C)	Calificación
Aceros	Acero al carbón y aleación de acero	0 a 600	BBBB
	Aceros inoxidables	-200 a 800	AAAA
Otros metales y aleaciones	Basados en aluminio	-200 a 200	XXXX
	Basados en cobre	-200 a 200	XXXX
	Basados en níquel	-200 a 600	AAAA
	Basados en titanio	-200 a 600	DDDD
Plásticos	Convencionales y reforzados con fibra de vidrio	0 a 200	AAACC
	Plásticos de fluorocarbono	-200 a 200	AAAAAAD
Recubrimientos	Recubrimiento de caucho	-200 a 200	AAACCCD
	Recubrimiento de vidrio	0 a 300	AAD
Refractarios	Cerámicas	0 a 2000	C
	Grafito	0 a 2000	A

Donde :

A = Excelente o sin limitaciones.

B= Limitaciones modestas.

C= Materiales especiales disponibles a un costo mayor para reducir al mínimo los problemas.

D= Limitado en este aspecto.

E = Demasiado limitado en este aspecto.

X = Inaceptable

Hay diferentes normas y especificaciones para el acero en diversas formas, tales normas son publicadas por diferentes instituciones como:

A.S.T.M. = American Society for Testing and Materials.
A.I.S.I. = American Iron and Steel Institute.
A.S.M.E. = American Society of Mechanical Engineers.
A.P.I. = American Petroleum Institute.

Hay más de 70 tipos estándares de acero inoxidable y muchas aleaciones especiales. Esos aceros se producen en forma forjada¹ (tipo AISI) y como aleaciones coladas² (tipos API). En general todos tienen base de hierro, con 12 a 13% de cromo, 0 a 22% de níquel y cantidades menores de carbono, columbio, cobre, molibdeno, selenio, tántalo y titanio.

- 1- Hierro forjado es el metal ferroso que incluye una cantidad diminuta y uniformemente distribuida de silicato de hierro. El hierro de forja es duro y dúctil, con resistencia excelente al choque y la fatiga.
- 2- Hierro colado en general no es un material particularmente fuerte y resistente, sin embargo se trata de uno de los más económicos y se utiliza mucho en la industria.

7.3 SELECCIÓN DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN

7.3.1 CIRCULACIÓN NATURAL - CIRCULACIÓN FORZADA

Las características de la lejía residual de mercerizado sugiere un evaporador con circulación natural por las siguientes razones:

La lejía a evaporar puede fluir fácilmente a través del circuito de evaporación sin la necesidad de usar bombas adicionales para forzar la circulación. La viscosidad de la lejía es relativamente baja, incluso en el momento de mayor concentración de soda cáustica en la zona de evaporadores (35%).

El problema de incrustaciones que se agranda al recircular la lejía, se resuelve mediante el purificador colocado a la salida del evaporador (de este modo las incrustaciones son mínimas).

Los evaporadores con circulación forzada son mas costosos que los de circulación natural y su uso solo se justifica cuando es estrictamente necesario.

7.3.2 DE TUBO CORTO – DE TUBO LARGO - DE PELÍCULA DESCENDENTE

Algunos fabricantes tiene preferencia por un tipo de evaporadores para cierta aplicación, mientras que otros prefieren otro tipo para la misma aplicación. Sin embargo, hay algunas reglas básicas que se tiene que tener en cuenta.

El evaporador vertical de tubos largos es la elección convencional para el servicio de gran capacidad donde la incrustación no es grave, gracias a su gran tamaño y eficiencia.

El área expuesta al fluido del proceso es relativamente pequeña, el costo por material de construcción es menor, por lo cual el evaporador vertical de tubos largos son la elección natural para el servicio de sustancias corrosivas (como la soda cáustica).

Por tanto la selección apunta al evaporador vertical de tubos largos.

Para el diseño y los cálculos se emplea una circulación simple, esto debido a que, según Perry, este tipo de evaporador se emplea comunmente de esa forma.

7.3.3 NÚMERO DE ETAPAS DEL EVAPORADOR

La decisión del número óptimo de efectos no es tan sencilla como las anteriores, para determinar el número óptimo de escalones es preciso confrontar los costos energéticos (principalmente del vapor de calentamiento en el primer escalón) con los costos de construcción.

Para escoger el número correcto de etapas se necesita un completo cálculo de costos, el cual debe tomar en consideración los costos de equipos y los de manufactura. A mayor número de efectos los costos de operación disminuyen pero los costos fijos de los equipos aumentan.

Con un mayor número de etapas el vapor caliente requerido disminuye y en etapas mayores a 5 se aproxima asintóticamente a un valor mínimo. Sin embargo los costos de inversión se incrementa con un mayor número de etapas.

En el presente trabajo, para escoger el número de etapas, se considera sólo el consumo de vapor como único costo de operación y el costo de los equipos como único costo de inversión. Se toman estos 2 referentes por ser los más representativos y determinantes en la elección del número de etapas y además porque se tiene información de ambos.

El costo de los equipos se puede tomar de algunas bibliografías sobre economía de procesos¹, sin embargo la empresa Nuevo Mundo, ha proporcionado a los autores de la tesis diferentes precios de evaporadores (similares al tipo de evaporador seleccionado), con diferentes números de etapas.

1- En G.D.Ulrich se costea un evaporador mediante tablas y factores de costos, sin embargo la información proporcionada por la empresa al respecto es más precisa.

Por información obtenida de la empresa tenemos que los costos de los evaporadores son:

TABLA 7.2. COSTOS DE SISTEMAS DE EVAPORACIÓN

Sistema de	Costo \$
2 etapas	290000
3 etapas	360000
4 etapas	420000
5 etapas	490000

Dichos costos son de sistemas completos de evaporación. Representa el resultado de una rápida estimación de costos de inversión que hace Nuevo Mundo, para los sistemas de evaporación de empresas comerciales.

Para encontrar el consumo de vapor de alimentación se tiene que hacer un balance total de energía en el sistema de evaporación. Para ello inicialmente¹, se va a tomar arbitrariamente una alimentación en paralelo.

Se hace brevemente² un balance de energía para encontrar el consumo de vapor en cada caso, para ello se cuenta con los siguientes datos :

Datos provenientes de los cálculos anteriores :

Alimentación de lejía al evaporador = 7591 Kg/h = 16735 lb/h

Concentración inicial: 10.6%

Alimentación de soda cáustica al evaporador = 1774 lb/h

Concentración final: 35%

Soda cáustica final = 1774 lb/h

Lejía total concentrada = $1774 / 0.35 = 5068.57$ lb/h

Lejía total evaporada = $16735 - 5068.57 = 11666.43$ lb/h

Datos que ha proporcionado la empresa Nuevo Mundo:

Presión del vapor de alimentación = 26.7 lb/plg²a

Presión de vacío a la salida del evaporador = 4 lb/plg²a

1- En la sección 7.3.4 se confirmará ó desechará tal asunción.

2- En la sección 7.4 se hace un mejor análisis del balance de energía.

7.3.3.1 CONSUMO DE VAPOR Y BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

Balance de energía en cada etapa del evaporador :

Calor ganado por la lejía + calor para evaporar la lejía = calor perdido por el vapor en su condensación

Balance de calor en la primera etapa:

$$16735 \cdot c_{e1} \cdot \Delta T + W1 \cdot \lambda_1 = Ws \cdot \lambda_v$$

Balance de calor en la segunda etapa:

$$(16735 - W1) \cdot c_{e2} \cdot \Delta T + W2 \cdot \lambda_2 = W1 \cdot \lambda_1$$

Balance de calor en la tercera etapa:

$$(16735 - W1 - W2) \cdot c_{e3} \cdot \Delta T + W3 \cdot \lambda_3 = W2 \cdot \lambda_2$$

Balance de calor en la cuarta etapa:

$$(16735 - W1 - W2 - w3) \cdot c_{e4} \cdot \Delta T + W4 \cdot \lambda_4 = W3 \cdot \lambda_3$$

Balance de calor en la etapa n:

$$(16735 - W1 - W2 - w3 - \dots - Wn) \cdot c_{en} \cdot \Delta T + Wn \cdot \lambda_n = W_{n-1} \cdot \lambda_{n-1}$$

Balance de materia :

$$W1 + W2 + W3 + \dots + Wn = \text{lejía evaporada}$$

Los cálculos detallados y la explicación de los criterios seguidos para hacer el balance de energía se hacen en la sección 7.4.

Balance de masa y energía para el evaporador de 2 etapas

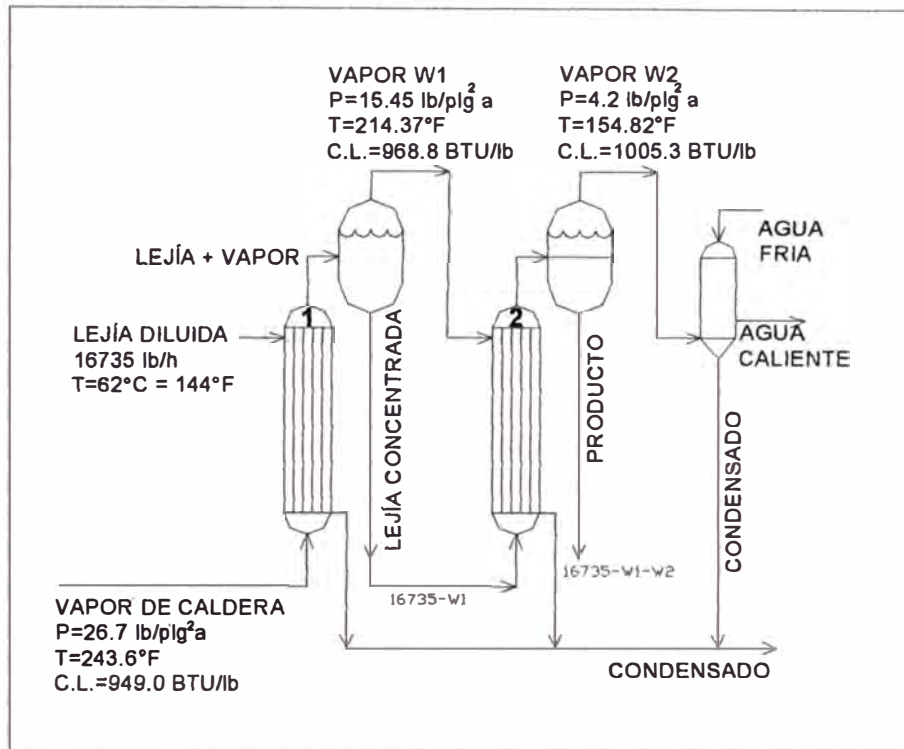


FIGURA 7.8. EVAPORADOR DE 2 ETAPAS

Balance de energía :

$$16735(0.92)(214.37-144) + W1(968.8) = Ws(949.00)$$

$$(16735-W1)(0.89)(154.82-214.37) + w2(1005.30) = w1(969.80)$$

Balance de masa :

$$W1 + W2 + W3 = 1166.43$$

Resolviendo :

$$W1 = 5640.34 \text{ lb/h}$$

$$W2 = 6026.08 \text{ lb/h}$$

$$Ws = 6899.68 \text{ lb/h (consumo de vapor)}$$

Balance de masa y energía para el evaporador de 3 etapas :

Balance de energía

$$\begin{aligned}
 16735(0.92)(225.57-144)+W1(961.64) &= Ws(949.00) \\
 (16735-W1)(0.90)(199.95-225.57)+W2(979.88) &= W1(961.64) \\
 (16735-W1-W2)(0.87)154.82-199.95)+ w3(1005.3) &= W2(979.88)
 \end{aligned}$$

Balance de masa :

$$W1 + W2 + W3 = 1166.43$$

Resolviendo :

$$\begin{aligned}
 W1 &= 3641.37 \text{ lb/h} \\
 W2 &= 3881.70 \text{ lb/h} \\
 W3 &= 4143.35 \text{ lb/h} \\
 Ws &= 5020.43 \text{ lb/h (consumo de vapor)}
 \end{aligned}$$

Balance de masa y energía para el evaporador de 4 etapas :

Balance de energía:

$$\begin{aligned}
 16735(0.92)(230.56-144)+W1(958.38) &= Ws(949.00) \\
 (16735-W1)(0.91)(214.37-230.56)+W2(968.84) &= W1(958.38) \\
 (16735-W1-W2)(0.9)(192.35-214.37)+ W3(982.64) &= W2(968.84) \\
 (16735-W1-W2-W3)(0.89)(154.82-192.35)+W4(1005.30) &= W2(982.64)
 \end{aligned}$$

Balance de masa:

$$W1 + W2 + W3 + W4 = 1166.43$$

Resolviendo

$$\begin{aligned}
 W1 &= 2632.98 \text{ lb/h} \\
 W2 &= 2816.65 \text{ lb/h} \\
 W3 &= 3004.69 \text{ lb/h} \\
 W4 &= 3212.11 \text{ lb/h} \\
 Ws &= 4063.32 \text{ lb/h (consumo de vapor)}
 \end{aligned}$$

Balance de masa y energía para el evaporador de 5 etapas:

Balance de energía:

$$\begin{aligned}
 16735(0.92)(233.29-144)+W1(956.58) &= Ws(949.00) \\
 (16735-W1)(0.91)(221.09-233.29)+W2(963.60) &= W1(956.58) \\
 (16735-W1-W2)(0.9)(206.01-221.09)+ W3(974.06) &= W2(963.60) \\
 (16735-W1-W2-W3)(0.89)(186.65-206.01)+W4(986.19) &= W2(974.06) \\
 (16735-W1-W2-W3-W4)(0.88)(154.82-186.65)+W5(1005.3) &= W2(974.06)
 \end{aligned}$$

Balance de masa:

$$W1 + W2 + W3 + W4 + W5 = 1166.43$$

Resolviendo

$$\begin{aligned}
 W1 &= 2025.43 \text{ lb/h} \\
 W2 &= 2180.15 \text{ lb/h} \\
 W3 &= 2331.32 \text{ lb/h} \\
 W4 &= 2480.83 \text{ lb/h} \\
 W5 &= 2648.70 \text{ lb/h} \\
 Ws &= 3490.21 \text{ lb/h (consumo de vapor)}
 \end{aligned}$$

COSTO ANUAL DE VAPOR

En la tabla 7.3 se tiene los consumos de vapor para sistemas de evaporadores de diferentes etapas.

TABLA 7.3. CONSUMO DE VAPOR

Sistema de	lb/h	Kg/h
2 etapas	6899.68	3129.69
3 etapas	5020.43	2277.27
4 etapas	4063.32	1843.12
5 etapas	3490.21	1583.16

Se debe tener en cuenta que, por información de la empresa, en el proceso de mercerizado¹ se trabaja 6.65 horas al día, 28 días al mes, 12 meses al año. Además se tiene información que el vapor tiene un costo de 0.009\$/Kg. En la tabla 7.4 se aprecia el costo total de vapor en un año.

TABLA 7.4. COSTO DE VAPOR

Sistema de	\$/año
2 etapas	62928.77
3 etapas	45794.99
4 etapas	37064.41
5 etapas	31836.71

7.3.3.2 COSTO DE LOS EQUIPOS

De la tabla 7.2 de los costos de sistemas de evaporación y considerando un factor de anualidad² de 0.12 año^{-1} , se tiene el costo anual de los sistemas de evaporación :

TABLA 7.5. COSTO ANUAL DE LOS SISTEMAS DE EVAPORACIÓN

Sistema de	Costo \$/año
2 etapas	34800
93 etapas	43200
4 etapas	50400
5 etapas	58800

Sumando los valores de la tabla 7.4 que representa los costos de operación y los de la tabla 7.5 que representa los costos fijos de inversión. En la tabla 7.6 se tiene los costos totales variables.

TABLA 7.6. COSTO TOTAL VARIABLE

Sistema de	Costo total variable \$
2 etapas	97728.77
3 etapas	88994.99
4 etapas	87464.41
5 etapas	90636.71

- 1- Se considera que el sistema de evaporación trabaja la misma cantidad de horas que el proceso de mercerizado.
- 2- Por recomendación de la empresa se puede tomar ese factor de anualidad para estimaciones rápidas. Está dentro del rango según el texto de G.D. Ulrich página 384.

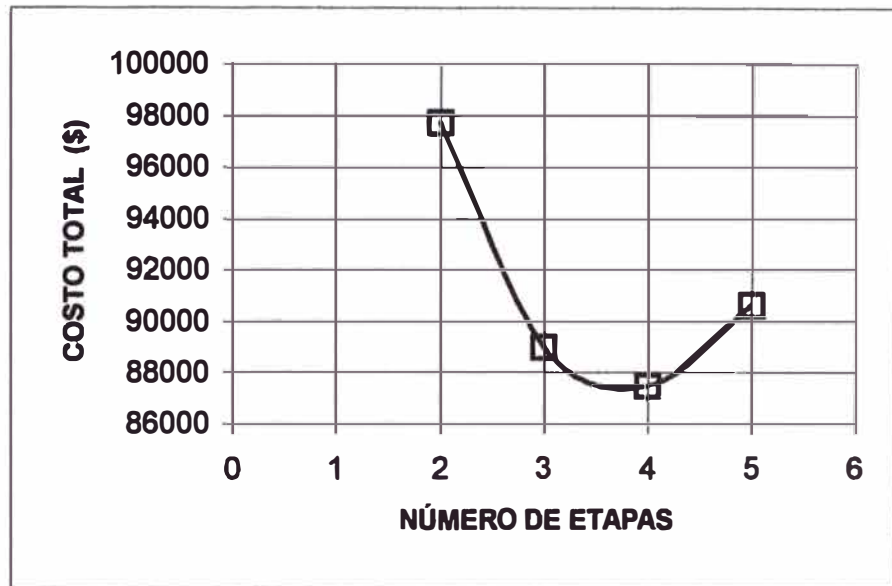


FIGURA 7.9. NÚMERO DE ETAPAS - COSTO TOTAL

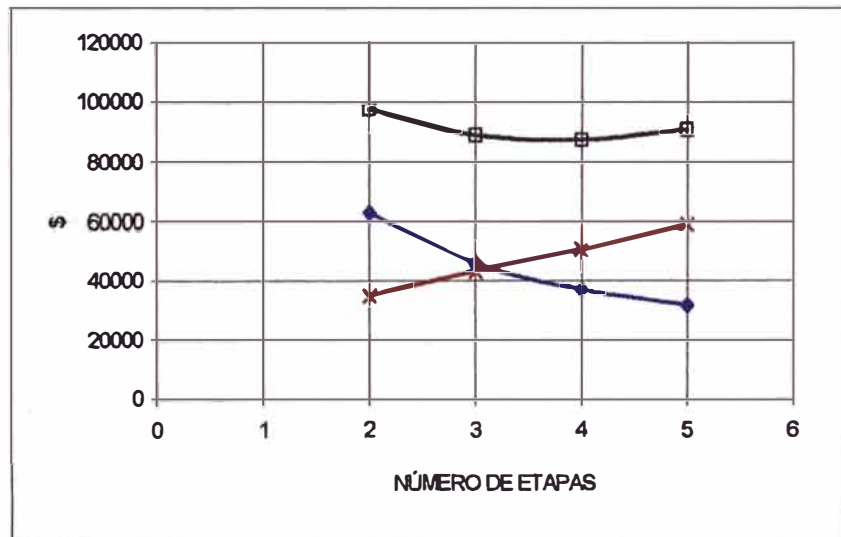


FIGURA 7.10. NÚMERO ÓPTIMO DE ETAPAS

Donde :

- Costo del vapor
- Costo de los equipos
- Costo total

7.3.3.3 SELECCIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS

De la tabla 7.5 y de las figuras 7.9 y 7.10 se tiene que el menor valor del costo total es cuando el sistema de evaporación consta de 4 efectos. Por tanto el número óptimo de etapas es 4.

Tomando como base 4 etapas se debe encontrar el tipo de alimentación: en paralelo ó en contracorriente.

7.3.4 ALIMENTACIÓN EN PARALELO - ALIMENTACIÓN EN CONTRACORRIENTE

FLUJO EN PARALELO

Los cálculos se han hecho en la sección anterior .

El consumo de vapor de calentamiento en el primer efecto es
 $W_s = 4063.32 \text{ lb/h}$

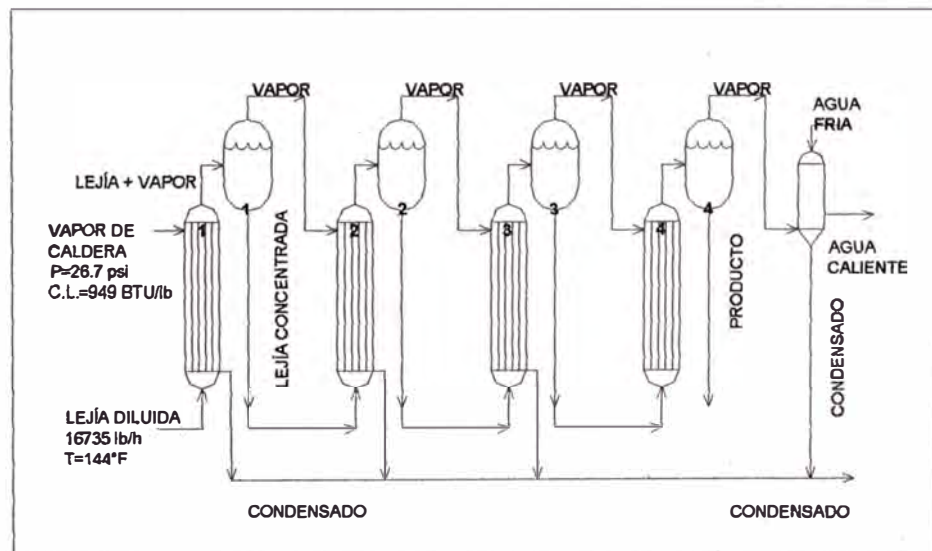


FIGURA 7.11. EVAPORADOR DE 4 ETAPAS EN PARALELO

FLUJO A CONTRACORRIENTE:**Balance de energía**

$$\begin{aligned}
 16735(0.92)(154.82-144)+W_4(1005.3) &= W_3(982.64) \\
 (16735-W_4)(0.91)(192.35-154.82)+W_3(982.64) &= W_2(968.84) \\
 (16735-W_4-W_3)(0.9)(214.37-192.35)+W_2(968.84) &= W_1(958.38) \\
 (16735-W_4-W_3-W_2)(0.89)(230.56-214.37)+W_1(958.39) &= W_s(949)
 \end{aligned}$$

Balance de materia

$$W_1 + W_2 + W_3 + W_4 = 1166.43$$

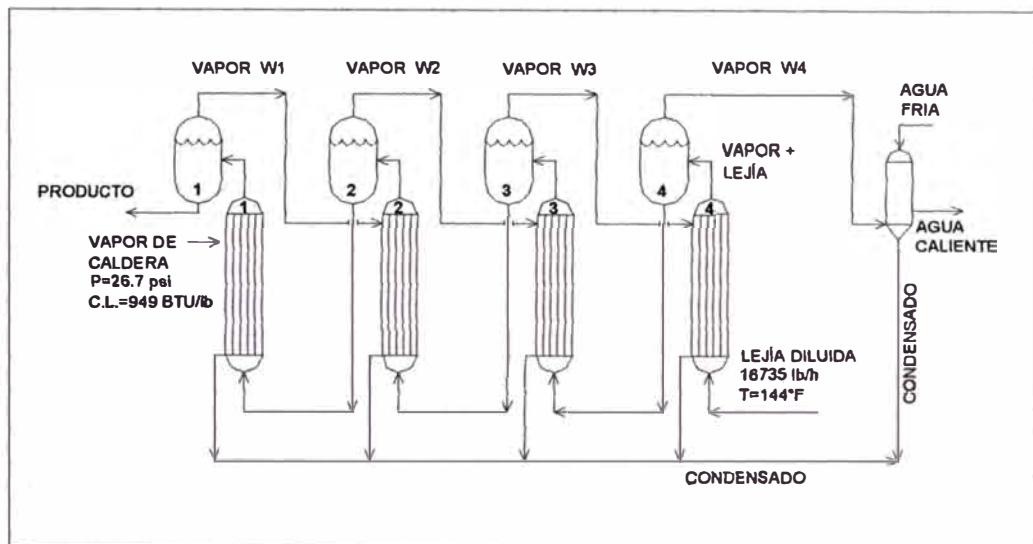


FIGURA 7.12. EVAPORADOR DE 4 ETAPAS A CONTRACORRIENTE

Resolviendo :

$$\begin{aligned}
 W_1 &= 3451.76 \text{ lb/h} \\
 W_2 &= 3175.27 \text{ lb/h} \\
 W_3 &= 2632.68 \text{ lb/h} \\
 W_4 &= 2406.71 \text{ lb/h} \\
 W_s &= 3615.24 \text{ lb/h (consumo de vapor)}
 \end{aligned}$$

El flujo a contracorriente consume menos vapor de alimentación que el flujo en paralelo. Sin embargo, en el flujo a contracorriente, la lejía concentrada a la salida del evaporador por primer efecto tiene una temperatura muy elevada, lo cual no es conveniente porque de esta manera se necesita mayor cantidad del agente de enfriamiento.

También se debe tener en cuenta que en la alimentación a contracorriente es necesario el uso de bombas para llevar la lejía del cuarto efecto (presión más baja) al primer efecto (presión más alta).

7.3.5 SELECCIÓN DEL MATERIAL

Por la información de la sección 7.2.4 y las sugerencias de proveedores se concluye que el material para equipos que están en contacto con la soda cáustica necesariamente debe ser de acero inoxidable y los que no entran en contacto con la lejía de acero al carbón.

Para la selección del material, se ha tomado en cuenta también ofertas de proveedores de diferentes intercambiadores de calor que tienen contacto con la soda cáustica, ellos sugieren materiales como:

Para las partes que están en contacto con la lejía
AISI 304
AISI 316L

Para las partes que no están en contacto con la lejía sugieren materiales de acero al carbón.

El AISI 304 es un acero inoxidable que tiene como base el hierro además de 19% de cromo, 9% de níquel, 0.08% de Carbono. Es recocido y laminado en frío.

El AISI 316L es un acero inoxidable que tiene como base el hierro además de 17% de cromo, 12% de níquel, 0.03% de Carbono. Es recocido y estirado en frío.

7.4. ANÁLISIS DEL BALANCE DE ENERGÍA

En esta sección se desea encontrar la cantidad de vapor que se necesita para obtener la lejía a 40°Be ó 35% y la cantidad de agua removida en cada efecto., para ello se tiene la siguiente información:

- Alimentación de lejía al evaporador = 591 Kg/h = 16735 lb/h
- Concentración inicial: 10.6%
- Concentración final: 35%
- Presión del vapor de alimentación = 26.7 lb/plg²a
- Presión de vacío a la salida del evaporador = 4.2 lb/plg²a

El balance de energía es el siguiente

Calor ganado por la lejía para llegar hasta el punto de ebullición +
calor para evaporar la lejía =
calor cedido por el vapor en su condensación

Balance de calor en la primera etapa:

$$WL * c.e._1 * (T1 - TL) + W1 * \lambda_1 = Ws * \lambda_v$$

Balance de calor en la segunda etapa:

$$(WL - W1) * c.e._2 * (T2 - T1) + W2 * \lambda_2 = W1 * \lambda_1$$

Balance de calor en la tercera etapa:

$$(WL - W1 - W2) * c.e._3 * (T3 - T2) + W3 * \lambda_3 = W2 * \lambda_2$$

Balance de calor en la cuarta etapa:

$$(WL - W1 - W2 - w3) * c.e._4 * (T4 - T3) + W4 * \lambda_4 = W3 * \lambda_3$$

El balance de masa es el siguiente

Lejía evaporada en el primer, segundo, tercer y cuarto efecto = Lejía total evaporada

$$W1 + W2 + W3 + W4 = W_E$$

Donde

W_L = lejía total que alimenta al evaporador = 16735 lb/h

T_L = temperatura de la lejía a la entrada del evaporador = 144°F

Datos por hallar:

W_E = lejía total evaporada ó agua total removida lb/h

$\Lambda_1, \Lambda_2, \Lambda_3, \Lambda_4$ calor latente de la lejía en los efectos 1,2,3,4 BTU/lb

Λ_v = calor latente del vapor de alimentación BTU/lb

T_1, T_2, T_3, T_4 = Punto de ebullición de la lejía en los efectos 1,2,3,4

$C.e.1, C.e.2, C.e.3, C.e.4$ = calor específico de la lejía en los efectos 1,2,3,4 BTU/lb.°F

W_1, W_2, W_3, W_4 = agua removida en los efectos 1,2,3,4 lb/h.

W_s = vapor de calentamiento proveniente de calderas lb/h

Las únicas incógnitas del sistema de ecuaciones de los balances de masa y energía son W_s , W_1 , W_2 , W_3 y W_4 , lo demás se tiene como dato o se tiene que hallar antes de resolver dicho sistema de ecuaciones lineales.

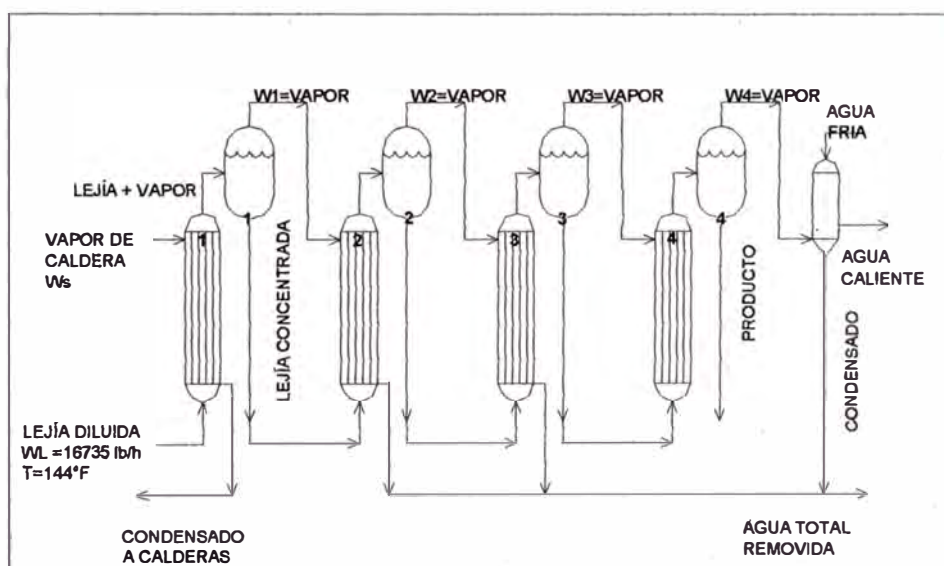


FIGURA 7.1.3. PROCESO DE EVAPORACIÓN

Antes de resolver el sistema de ecuaciones lineales se procede a encontrar todos los valores que se necesita para tal fin.

Ya que el sistema sólo va a evaporar agua, la cantidad de soda cáustica pura que hay en la lejía se mantiene constante:

Cantidad de soda cáustica pura que alimenta al evaporador = $16735 \cdot 10.6\%$

Cantidad de soda cáustica pura que alimenta al evaporador = 1774 lb/h

Cantidad de soda cáustica pura que sale del evaporador = 1774 lb/h

Lejía al 35% que sale del evaporador = $1774 / 0.35 = 5068.57$ lb/h

Por lo tanto la parte de la lejía que se evapora es :

Lejía total evaporada = $16735 - 5068.57 = 11666.43$ lb/h

$W_L = 11666.43$ lb/h

De los datos anteriores de las presiones se tiene que la caída total de presiones en el evaporador es:

Caída de presión total = Presión en el primer efecto - Presión a la salida del último efecto

ΔP total = $26.7 - 4.2 = 22.5$ lb/plg²a

Para efectos de cálculo se va a tomar caídas de presiones iguales entre etapa y etapa, por lo tanto la variación de presión entre la entrada y la salida de cada etapa es:

ΔP en cada efecto = ΔP total / número de etapas

ΔP en cada efecto = 22.5 lb/plg²a / 4 = 5.625 lb/plg²a

Por lo tanto se tiene que la presión a la salida de cada efecto es como se muestra en la tabla 7.7.

TABLA 7.7. PRESIONES A LA SALIDA DE CADA EFECTO

A la salida del :	Presión (lb/plg²a)	Presión (lb/plg²a)
Primer efecto	26.7 – 5.625	21.075
Segundo efecto	21.075 – 5.625	15.450
Tercer efecto	15.45 - 5.625	9.825
Cuarto efecto	9.825 - 5.625	4.200

Se considera que no existe EPE (elevación del punto de ebullición) de la lejía hasta 35% (máxima concentración) por tanto se puede usar la tabla de propiedades termodinámicas del vapor de agua¹ para encontrar las temperaturas de saturación y los calores latentes de las lejías a la salida de cada etapa, dicha información se encuentra tomando como base las presiones a la salida de cada etapa, tal como se muestra en la tabla 7.8

TABLA 7.8 TEMPERATURA DE SATURACIÓN Y CALOR LATENTE DE LA LEJÍA

Presión (lb/plg ² a)	Temperatura (°F)	Calor latente de vaporización (BTU/lb)
21.075	T1 = 230.56	Λ1 = 958.38
15.450	T2 = 214.37	Λ2 = 968.84
9.825	T3 = 192.35	Λ3 = 982.64
4.200	T4 = 154.82	Λ4 = 1005.3

Además ya que el vapor de alimentación entra 26.7 (lb/plg²a) se tiene que la temperatura a la que ingresa es $T_s = 243.6$ °F y su calor latente es $\Lambda_s = 949$ (BTU/lb)

Para encontrar los valores de los calores específicos de la soda cáustica se emplea la curva de la figura A6.1 del anexo 6. Para encontrar mediante esta curva el calor específico de la lejía se necesita como dato la temperatura y el porcentaje de soda cáustica en la lejía a la salida de cada etapa, este último dato no se tiene.

Con los porcentajes de soda cáustica a la entrada y salida del evaporador (10.6 y 35 % respectivamente) y las temperaturas a la salida de cada etapa, mediante la curva de la figura A6.1 se tiene que los valores del calor específico de las lejías están en el rango de 0.86 a 0.92 BTU / lb°F, se toma un valor promedio de 0.89 BTU / lb°F y se hace el balance de masa y energía en cada etapa. De dichos balances se obtienen valores aproximados de los porcentajes de la soda cáustica en las lejías.

TABLA 7.9 PORCENTAJES APROXIMADOS DE LA LEJÍA

A la salida del :	% NaOH
Primer efecto	13
Segundo efecto	17
Tercer efecto	23
Cuarto efecto	35

1- En la tabla A6.1 del anexo 6 hay un fragmento de la tabla de propiedades termodinámicas, dicha tabla tiene como base las presiones de vapor de agua.

Con estos porcentajes, las temperaturas de la tabla 7.7 y la curva de la figura A6.1, se obtienen valores más exactos de los calores específicos de la lejía

TABLA 7.10 CALORES ESPECÍFICOS DE LA LEJÍA

A la salida del :	% NaOH	Temperatura (°F)	Calor específico (BTU/lb.°F)
Primer efecto	13	230.56	c.e. ₁ = 0.92
Segundo efecto	17	214.37	c.e. ₂ = 0.91
Tercer efecto	23	192.35	c.e. ₃ = 0.88
Cuarto efecto	35	154.82	c.e. ₄ = 0.86

Con todos los datos encontrados se procede a resolver el sistema de 5 ecuaciones y 5 incógnitas, de la página 85. Reemplazando valores:

Balance de energía:

$$(16735)(0.92)(230.56 - 144) + W_1(958.38) = W_s(949.00)$$

$$(16735 - W_1)(0.91)(214.37 - 230.56) + W_2(968.84) = W_1(958.38)$$

$$(16735 - W_1 - W_2)(0.88)(192.35 - 214.37) + W_3(982.64) = W_2(968.84)$$

$$(16735 - W_1 - W_2 - W_3)(0.86)(154.82 - 192.35) + W_4(1005.30) = W_3(982.64)$$

BALANCE DE MASA:

$$W_1 + W_2 + W_3 + W_4 = 11666.43$$

Resolviendo :

$$W_1 = 2632.98 \text{ lb/h}$$

$$W_2 = 2816.65 \text{ lb/h}$$

$$W_3 = 3004.69 \text{ lb/h}$$

$$W_4 = 3212.11 \text{ lb/h}$$

$$W_s = 4063.32 \text{ lb/h (consumo de vapor)}$$

Por tanto la cantidad de vapor a 26.7 lb/plg²a que se necesita para evaporar 11666.43 lb/h de agua y obtener lejía a 40°Be es 4063.32 lb/h.

CÁLCULO DE LAS ÁREAS DE TRANSFERENCIAS DE CALOR

Inicialmente para efectos de cálculo se ha diseñado el evaporador con iguales caídas de presión en cada efecto, la práctica industrial¹ ha demostrado que en esas condiciones las área de transferencia de calor son aproximadamente iguales, $A_1 = A_2 = A_3 = A_4$.

Para encontrar las áreas de transferencia de calor mediante la fórmula $A = Q / U_D \Delta t$ se necesitan los coeficientes de transferencia de calor U_D para cada efecto.

De acuerdo a la curva de la figura A6.2 del anexo 6, se toma un valor promedio de 700 para el cálculo del area en el primer efecto. El valor de dicha área de transferencia de calor en el primer efecto se toma como área referencial para los demás efectos(ya que todas las áreas de transferencia deben ser aproximadamente iguales).

Para el primer efecto se tiene

$$A_1 = \frac{W_s * \lambda_s}{U_1(T_s - T_1)}$$

Donde:

W_s = vapor de alimentación = 4063.32 lb/h

λ_s = calor latente del vapor de calentamiento = 949 (BTU/lb)

U_1 = coeficiente de transferencia de calor = 700 BTU/pie².h.°F

T_s = temperatura de saturación del vapor de calentamiento = 243.6°F

T_1 = punto de ebullición de la lejía en el primer efecto = 230.56 °F

Reemplazando $A_1 = 422.45 \text{ pie}^2$

Además $A_1 = A_2 = A_3 = A_4$

Por lo tanto los coeficientes de transferencia de calor en las siguientes etapas son:

$$U_2 = \frac{W_1 * \lambda_1}{A_2(T_1 - T_2)} = 369 \text{ BTU/pie}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F}$$

$$U_3 = \frac{W_2 * \lambda_2}{A_3(T_2 - T_3)} = 293 \text{ BTU/pie}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F}$$

$$U_4 = \frac{W_3 * \lambda_3}{A_4(T_3 - T_4)} = 186 \text{ BTU/pie}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F}$$

¹- Según Procesos de transferencia de calor, Donald Kern, pagina 478 - 479

7.5. EQUIPOS AUXILIARES

En la presente sección se hace una inspección general de los equipos auxiliares y los recipientes de almacenamiento que se utiliza en el proceso total de recuperación.

Los equipos auxiliares a considerar son:

Equipos de cambio de fase
El condensador

Equipos de cambio de temperatura:
El enfriador número 1
El enfriador número 2

Equipos de limpieza
El filtro rotatorio
El equipo de flotación química (con sedimentador)

Otros :
Las bombas

Los recipientes de almacenamiento son:

El tanque de condensado
El tanque de lejía concentrada
El tanque de lejía diluida

7.5.1 EQUIPOS DE CAMBIO DE FASE

El condensador

El vapor del último efecto del evaporador se retira mediante un condensador.

El condensador a utilizar no necesita ser de material especial ya que solo esta en contacto con agua. El flujo de vapor que tiene que condensar es el flujo de vapor que sale de la cuarta etapa $W_4 = 3212.11$ lb /h. La cantidad de calor que entra al condensador es $3.23 \cdot 10^6$ BTU/h. El condensador dispone de agua de enfriamiento a 25°C y la calienta hasta 98°C , agua que sirve para alimentar a otros procesos textiles en la planta. El flujo de agua fría que alimenta el condensador es 24574.84 lb/h.

Para el proceso en estudio se puede implementar un condensador de contacto directo pues no es necesario invertir en un condensador de superficie.

Los condensadores de superficie utilizan más agua de enfriamiento y son mucho más costosos, por lo que no se utilizan nunca cuando es apropiado un condensador de contacto directo.

Cuando no se desea la mezcla del condensado con el agua de enfriamiento, se emplea condensadores de superficie. Los condensadores de superficie son generalmente condensadores de casco y tubo con vapor del lado del casco y flujo de paso múltiple de agua de enfriamiento del lado del tubo, Las cargas de calor, las diferencias de temperaturas, los tamaños y los costos, suelen ser del mismo orden de magnitud que para otro efecto del evaporador.

El tipo más común de condensador de contacto directo es el condensador barométrico de contracorriente, en el que se condensa el vapor mediante la elevación contra una llovizna de agua de enfriamiento. El condensador se sitúa suficientemente alto para que el agua se pueda descargar por gravedad a partir del vacío del condensador, Esos condensadores son poco costosos y resultan económicos en lo que se refiere a consumo de agua.

Otro tipo de condensador de contacto directo es el húmedo o de chorro, que utiliza chorros de agua con alta velocidad tanto para condensar el vapor, como para obligar a los gases no condensables a salir por el tubo de escape. Este tipo de condensador se suele colocar por debajo de la altura barométrica y requiere una bomba para eliminar la mezcla de agua y gases. Por lo común, los condensadores de chorro necesitan más agua que los condensadores barométricos y no se pueden acelerar con facilidad para conservar agua, cuando funcionan con índices bajos de evaporación.

7.5.2 EQUIPOS DE CAMBIO DE TEMPERATURA

Los Enfriadores

En la industria se han desarrollado varios refrigerantes que permiten efectuar una selección óptima para una aplicación específica. No hay un refrigerante universal que se pueda usar en todas las aplicaciones, lo mismo puede decirse respecto de la selección del tipo de equipo de refrigeración para satisfacer un trabajo de enfriamiento determinado.

Para el proceso en estudio se implementa dos enfriadores:

El enfriador 1 que baja la temperatura de la lejía recuperada 68 a 50°C

El enfriador 2 que baja la temperatura de la lejía recuperada de 50 a 25 °C.

En ocasiones más de un tipo de equipo de refrigeración puede ser técnicamente apropiado, por lo que es necesario efectuar la selección basándose en consideraciones prácticas como el tamaño de la unidad de enfriamiento, la inversión y los costos de operación, la flexibilidad de funcionamiento, los gastos de mantenimiento y la seguridad.

Los equipos más conocidos de refrigeración son:

- El equipo de vaiven ó movimiento alterno, tiene sus aplicaciones más generalizadas hasta las 150 toneladas de capacidad a los niveles de acondicionamiento del aire.
- Los compresores recíprocos, son de costos de mantenimiento más elevados y necesitan más espacio por tonelada que el primero.
- Las máquinas centrifugas, son unidades de gran capacidad, los costos de mantenimiento son bajos en comparación al primero y su seguridad es aceptable.
- Las unidades de absorción, tiene muchas aplicaciones en el enfriamiento de aguas.
- Las unidades de chorro de vapor, son similares a las de absorción pero de menor costo de mantenimiento.

La industria cuenta con diversos agentes refrigerantes, en la tabla A6.4 del anexo 6, se muestran algunos de ellos.

Las propiedades sobresalientes del agente refrigerante son:

Temperatura y presión de ebullición

Temperatura de congelación : El refrigerante seleccionado debe tener una temperatura de congelación muy por debajo de la temperatura mínima de operación del sistema.

Para el enfriamiento de la lejía en el tanque de enfriamiento en la situación actual se utiliza freón 12, este agente refrigerante, por sus características químicas, físicas y termodinámicas es muy usado en el enfriamiento de una gran variedad de lejías textiles.

En el proceso en estudio, para el enfriador 1 y 2 también se utilizará diclorodifluorometano, más conocido como freón 12 ó R 12

Se selecciona un sistema de refrigeración de vaiven pues es uno de los más adecuados para trabajar con el refrigerante R 12.

7.5.3 EQUIPOS DE LIMPIEZA

Los equipo de limpieza se han repasado en el capítulo 6, a continuación se da algunos alcances adicionales del equipo de flotación química.

El equipo de flotación química (con sedimentador)

Los carbonatos disueltos en la lejía son la principal razón para implementar el equipo de flotación.

Cantidades residuales de goma disuelta dentro de el ciclo de la lejía puede causar que ésta sea viscosa y gelatinosa en consistencia. El efecto lleva hacia grandes problemas cuando la lejía es reconcentrada hasta una alta concentración final (40°Be). Es difícil la circulación de lejía concentrada en estas condiciones (es decir con esta consistencia gelatinosa) y además tampoco se da la separación de las partículas de suciedad en el tanque de sedimentación. Como se mencionó anteriormente la goma residual no representa un problema relevante para el proceso de recuperación, sin embargo, la sedimentación puede ser una gran solución ante una eventual situación en la que el textil a mercerizar contenga una gran cantidad de residuos de goma.

La limpieza de la lejía se basa en la adición de peróxido de hidrógeno H_2O_2 . Para el mismo grado de sedimentación, por ejemplo la separación gravitacional de las suciedades de la lejía es llevada al tanque de sedimentación. Los almidones, (colas) y partículas de colorantes oxidables que han pasado por el filtro rotatorio son eliminadas. La lejía concentrada llega a ser más clara en color y la retención de suciedad en la planta de evaporación es reducida considerablemente.

Cabe especificar, que solo con la filtración la lejía concentrada no es efectiva, debido a que las altas impurezas concentradas en combinación con la alta viscosidad podrían obstruir todo tipo de filtros mecánicos, dentro de cortos tiempos, haciendo prácticamente imposible la limpieza de estos.

Hay filtros muy finos que tienen un efecto adverso. Pues los carbonatos y eventuales residuos de cola no pueden ser retenidos, pero si obstruyen las mallas de los filtros.

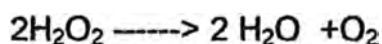
Costosas centrifugas a menudo son usadas para facilitar el proceso , pero esto actualmente tiene muy poca acogida debido a que demanda frecuentemente costosos tratamientos de limpieza del equipo. Con un tanque de sedimentación es fácilmente posible lograr un buen efecto de limpieza.

Sustancias pesadas como los carbonatos descienden a la parte inferior del tanque y las sustancias livianas como fibras y residuos de algodón flotan sobre la superficie.

Este efecto de limpieza puede ser mejorado utilizando un flotador automático que remueva el lodo.

TRATAMIENTO CON PEROXIDO

En este caso el peróxido de hidrógeno es utilizado en muchos procesos de acabado y es absolutamente inofensivo porque se descompone para esto en oxígeno y agua.



El peróxido de hidrógeno , siendo un agente oxidante fuerte , reacciona con los grupos OH del material orgánico, la cadena molecular se descompone. La viscosidad de lejía es reducida considerablemente , lo cual facilita que sustancias extrañas floten, y otras desciendan hacia el fondo.

Con el efecto de oxidación , los colorantes capaces de oxidarse son también blanqueados.

Durante el proceso de oxidación el peróxido de hidrógeno se descompone y forma una burbuja muy fina de agua, la cual, luego asciende hasta la parte más alta, esto es llamado flotación química , las impurezas son también transportadas hacia la parte de arriba, para formar un lodo flotante , el cual es removido por remoción mecánica.

La óptima temperatura está entre 60 y 45°C, en este rango de temperaturas no es necesario acciones de enfriamientos , la limpieza es suficiente y los tiempos de tratamientos eficientes y el lodo flotante puede ser removido fácilmente.

El sistema consiste de 4 partes:

Un tanque de almacenamiento de H_2O_2 .

- Un equipo electrónico para ajustar y controlar el dosaje de peróxido.
- Un tanque pequeño para la mezcla intensiva de peróxido con la soda.
- Un tanque fijo especialmente diseñado en la cual la flotación toma lugar.

Las tres fases : mezcla de lejía concentrada, partículas sólidas de suciedad y burbujas de gas dispersado , pasan al tanque de sedimentación. Las partículas no reaccionantes se adhieren a las burbujas de gas (adhesión física), por la que éstas son removidas y adheridas sobre la capa de espuma. Otras partículas sucias con alta densidad , particularmente los carbonatos, descienden al fondo.

7.5.4 OTROS EQUIPOS

Las bombas

El análisis de las potencias de las bombas escapan al objetivo del presente estudio, por tanto no se ha realizado un mayor análisis de tales equipos, sólo se ha utilizado un software (Design II) para calcular las potencias necesarias para el funcionamiento del proceso (ver anexo 7).

7.5.5 RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO

Se dispone de 3 tanques atmosféricos, uno para la lejía diluida, uno para la lejía concentrada y otro para almacenar el peróxido de hidrógeno.

Se utiliza el término de tanque atmosférico para cualquier depósito diseñado para su utilización dentro de más o menos unas cuantas libras por pie cuadrado de diferencia con la presión atmosférica. Pueden estar abiertos a la atmósfera o cerrados. Por lo común, se obtiene el costo mínimo con una forma cilíndrica vertical y un fondo relativamente plano al nivel del terreno.

Con frecuencia se usa concreto reforzado para tanques muy grandes (aproximadamente 50 millones de litros), que suelen contener agua.

Los tanques elevados pueden proporcionar un flujo grande cuando se requiere; pero las capacidades de bombeo no tienen que ser mayores que el flujo promedio. En esa forma, es posible ahorrar en inversiones

de bombas y tuberías.

Los tanques abiertos se pueden utilizar para materiales que no se vean dañados por el agua, el clima o contaminación atmosférica. De otro modo, se necesita un tejado que sea fijo o flotante.

Los tanques atmosféricos de tejados fijos requieren ventilaciones para evitar los cambios de presión, que se produciría de otro modo, debido a los cambios de temperatura y el retiro o la adición de líquidos.

Los volúmenes¹ de los tanques utilizados son:

Tanque de lejía diluida : 18000 litros.
Flujo que alimenta al tanque es 7362 l/h.

Tanque de lejía concentrada : 5400 litros
Flujo que alimenta al tanque es 1888 l/h.

Tanque de peróxido de hidrógeno : 300 litros.
Flujo que alimenta al tanque es 11.56 l/h.

7.6 CONCLUSIÓN DE LA SELECCIÓN DE EQUIPOS

En conclusión se ha seleccionado un evaporador de 4 etapas, con tubos verticales largos, material de acero inoxidable para los tubos que están en contacto con la soda cáustica y con circulación natural. La elección del tipo de alimentación es en paralelo.

En los equipos auxiliares se tiene en cuenta sólo características generales para su selección.

En el presente capítulo se ha tratado de hacer un diseño y una selección de equipos lo más aproximado posible, sin embargo, se considera que el diseño y la selección definitiva de cada uno de los equipos debe estar a cargo de un experto especializado en dicho equipo.

1- Dichos volúmenes se calculan con el software Super Pro Designer, al programa se le ingresa como información los flujos de lejía.

CAPÍTULO 8 :

PROCESO DE MERCERIZADO CON SISTEMA DE EVAPORACIÓN

8.1 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN

El sistema de evaporación funciona con circulación natural, la soda de mercerizado es calentada, por encima del punto de ebullición en un conjunto de tubos verticales por medio de vapor. El vapor generado durante los flujos de evaporación junto con los líquidos van al separador donde vapor y líquidos son separados. El vapor es conducido a las siguientes etapas de evaporación. La lejía que no fue evaporada fluye hacia el siguiente conjunto de tubos de calentamiento y es calentada por el vapor proveniente de la etapa anterior. Los vapores de la última etapa de evaporación son descargados hacia el siguiente condensador, como vapores consumidos por condensación. Los flujos de vapores parciales a partir de la segunda etapa hasta el condensador son separados para producir agua caliente.

El condensado de la primera fase es conducido a la sala de calderas.

Lo que impulsa la instalación de concentración es el gradiente de presión entre las fases. En la primera fase se tiene la presión más alta.

Cuantas más etapas tenga el sistema, menor es la necesidad de vapor de caldeo. Pero dado que en las fábricas textiles se necesitan grandes cantidades de agua caliente de lavado, el número de etapas de la instalación de concentración se debe adaptar a la necesidad de agua caliente.

En el gráfico de la figura 8.1 se muestra el sistema de evaporación, con el evaporador de 4 etapas, los 4 separadores y el condensador. Al primer efecto entran el vapor de calderas y la lejía diluida y salen el condensado que se va a las calderas y la mezcla lejía vapor que entran al separador. Del separador salen, por la parte de arriba vapor (flecha celeste) y por la parte inferior lejía (flecha morada).

Al condensador entra agua fría a 25°C y sale agua caliente a 98 °C esta agua sirve para otros procesos (descruce, blanqueo, etc.).

En la figura 8.2 se muestra la situación actual con los equipos que hay actualmente en la fábrica. En la figura 8.3 se representa el proceso de mercerizado con el sistema de evaporación y los equipos adicionales ara tal fin.

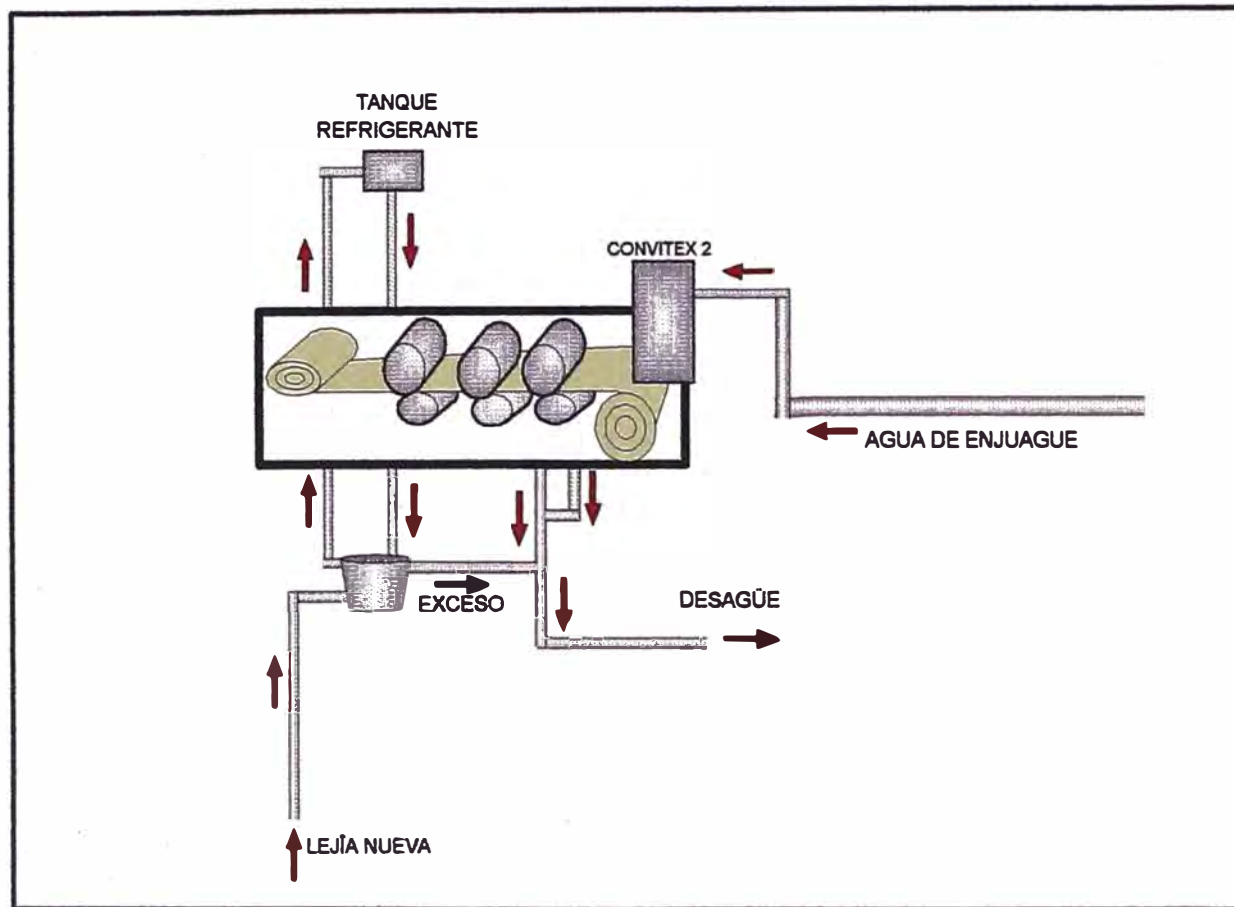


FIGURA 8.2. PROCESO DE MERCERIZADO SIN EL SISTEMA DE EVAPORACIÓN

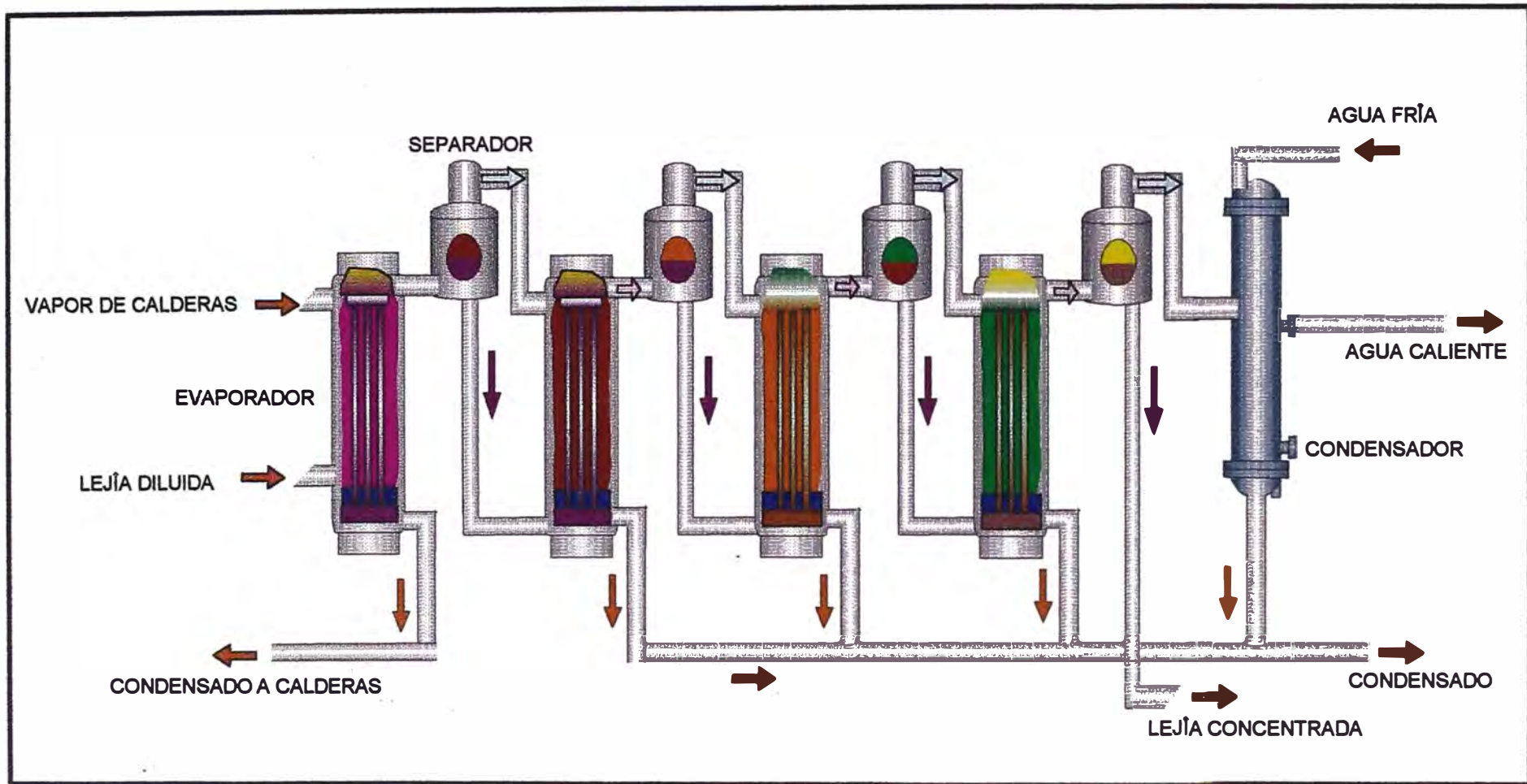


FIGURA 8.1. SISTEMA DE EVAPORACIÓN

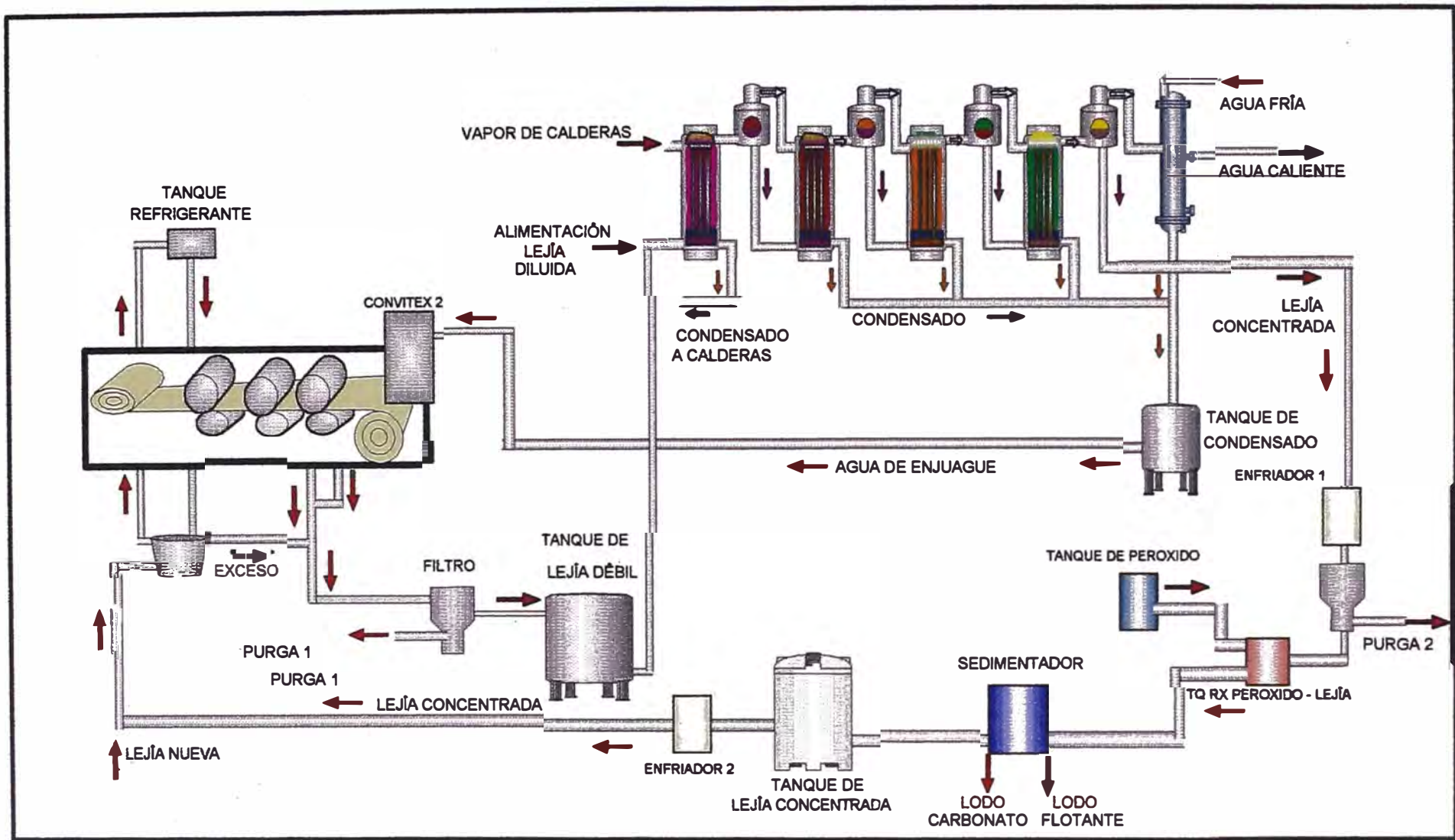


FIGURA 8.3. PROCESO DE MERCERIZADO CON EL SISTEMA DE EVAPORACIÓN

8.2 VENTAJAS DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN

Son las siguientes:

- 1.- La soda recuperada es usada de nuevo, de este modo se ahorra los costos por lejía fresca.
- 2.- Sin el uso de agentes neutralizantes el valor del pH del agua residual es reducido considerablemente.
- 3.- Las compañías que utilizan esta tecnología contribuyen hacia la protección del ambiente y al mismo tiempo ahorran dinero requerido para los agentes neutralizantes e impuestos de aguas residuales.
- 4.- La correcta integración de la planta de evaporación dentro del ciclo completo de soda elimina el problema del llamado exceso de lejía en el proceso húmedo sobre húmedo dentro del mercerizado.
- 5.- En la última etapa del sistema de evaporación, el vapor es utilizado para generar agua caliente, lo que normalmente es hecho con vapor fresco, y separado con intercambiadores de calor en la fábrica.
- 6.- El vapor condensado ligeramente alcalino es disponible para propósitos de lavado en el baño de estabilización. Este está libre de cualquier dureza de agua y esta caliente.
- 7.- El condensado resultante de la primera etapa de evaporación es utilizado directamente como agua de alimentación para calderos.

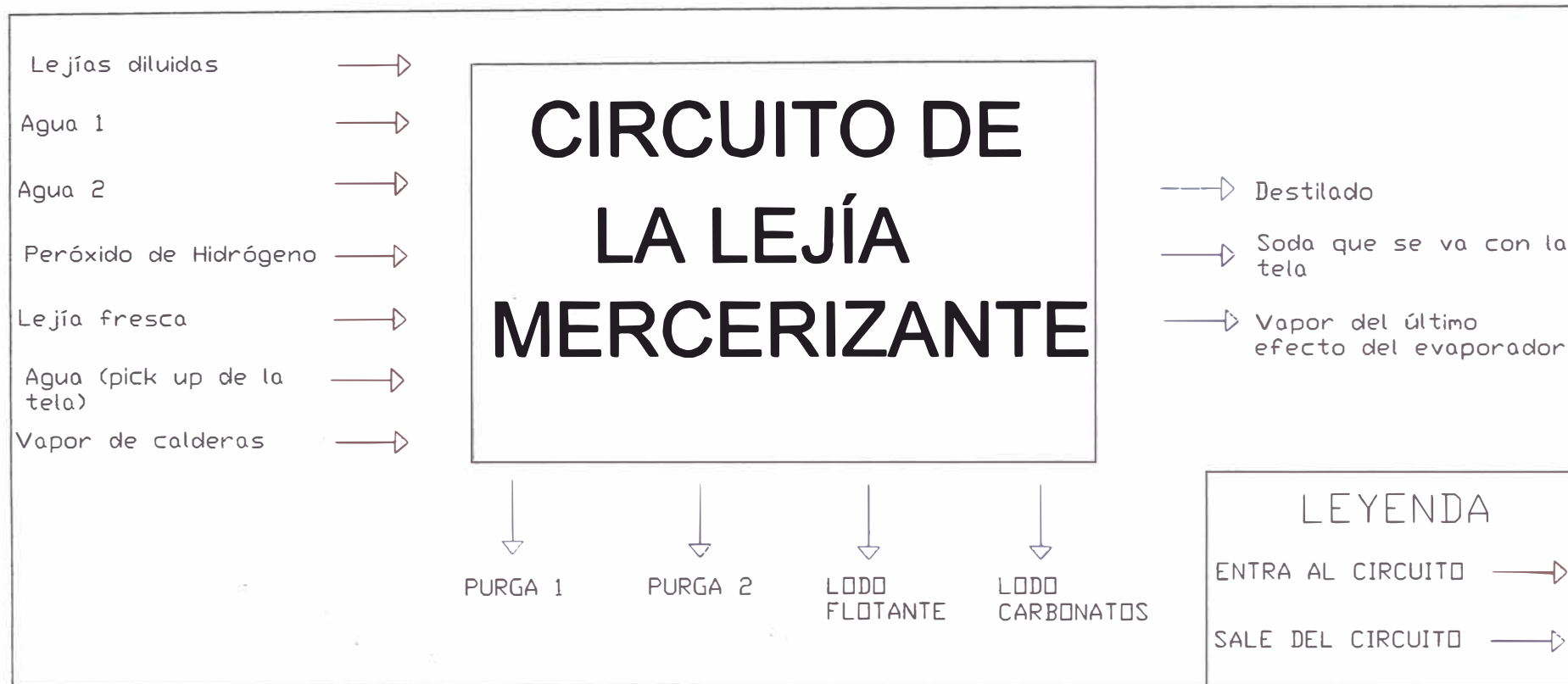


FIGURA 8.4 BALANCE DE MASA DEL SISTEMA

8.3 BALANCE DE MASA EN LOS EQUIPOS CON EL SISTEMA DE EVAPORACIÓN

A) MEZCLADOR 1

FLUJOS	Kg/h
ENTRA	
S-104	
(T = 75°C)	
Arenilla	0.6
Fibras de algodón	1.22
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
NaOH	391
Agua	5553.997
S-105	
(T = 19.98°C)	
NaOH	339.45
Agua	1049.46
SALE	
S-106	
(T = 64.55°C)	
Arenilla	0.6
Fibras de algodón	1.22
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
NaOH	730.4533
Agua	6603.46

B) FILTRO ROTATORIO RVF- 101

FLUJOS	Kg/h
ENTRA	
S-106	
(T = 64.55°C)	
Arenilla	0.6
Fibras de algodón	1.22
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
NaOH	730.4533
Agua	6603.46

AGUA 1
(T = 25°C)

Agua 1

SALE

S-101

(T = 64.54°C)

Arenilla	0.5
Fibras de algodón	0.9
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
NaOH	724.27
Agua	6549.52

PURGA 1

(T = 64.54°C)

Arenilla	0.1
Fibras de algodón	0.32
NaOH	6.1793
Agua	54.941

C) EVAPORADOR

FLUJOS Kg/h

ENTRA

S-107

(T = 64.54°C)

Arenilla	0.5
Fibras de algodón	0.9
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
NaOH	724.27
Agua	6549.52

SALE

Destilado

(T = 68.30°C)

Agua 5111.898

S-108**(T = 68.30°C)**

Arenilla	0.5
Fibras de algodón	0.9
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
OH	724.27
Agua	1437.62

D) ENFRIADOR**FLUJOS****Kg/h****ENTRA****S-108****(T = 68.30°C)**

Arenilla	0.5
Fibras de algodón	0.9
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
OH	724.27
Agua	1437.62

SALE**S-121****(T = 49.99°C)**

Arenilla	0.5
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
NaOH	698.019
Agua	1193.27

E) FILTRO ROTATORIO RVF – 2**FLUJOS****Kg/h****ENTRA****S-112****(T = 50°C)**

Arenilla	0.5
Fibras de algodón	0.9
Carbonato de sodio	0.099
Otras impurezas	2
NaOH	724.27
Agua	1437.62

AGUA 1
(T = 25°C)
 Agua

1

SALE

S-121
(T = 49.99°C)
 Arenilla
 Carbonato de sodio
 Otras impurezas
 NaOH
 Agua

0.5
 0.099
 2
 698.019
 1193.27

PURGA 2
(T = 49.99°C)
 Fibras de algodón
 NaOH
 Agua

0.9
 26.25
 245.34

F) TANQUE DE REACCIÓN DE PEROXIDO DE HIDROGENO**FLUJOS****Kg/h****ENTRA**

S-121
(T = 49.99°C)
 Arenilla
 Carbonato de sodio
 Otras impurezas
 NaOH
 Agua

0.5
 0.099
 2
 698.019
 1193.27

S-118
(T = 25°C)
 Peróxido de Hidrogeno

11.5

SALE**S-113****(T = 50.27°C)**

Arenilla	0.5
Carbonato de sodio	0.099
NaOH	698.019
Agua	1199.36

LODO FLOTANTE

Otras impurezas (suciedades, grasas, etc)	2
Burbujas de Oxigeno	5.4117

G) SEDIMENTADOR**ENTRA****S-113****(T = 50.27°C)**

Arenilla	0.5
Carbonato de sodio	0.099
NaOH	698.019
Agua	1199.36

SALE**S-114****(T = 50.27°C)**

NaOH	698.019
Agua	1199.36

LODO CARBONATOS**(T = 50.27°C)**

Arenilla	0.5
Carbonato de sodio	0.099

H) MEZCLADOR 2**ENTRA****S-119****(T = 48.52°C)**

NaOH	45.2
Agua	45.2

S-128
(T = 50.27°C)
 NaOH 698.019
 Agua 1199.36

SALE

S-115
(T = 53.42°C)
 NaOH 743.22
 Agua 1244.56

I) ENFRIADOR 2**ENTRA**

S-115
(T = 53.42°C)
 NaOH 743.22
 Agua 1244.56

SALE

S-117
(T = 25°C)
 NaOH 743.22
 Agua 1244.56

J) TANQUE DE REBOSE**ENTRA**

S-117
(T = 25°C)
 NaOH 743.22
 Agua 1244.56

Pick up
(T = 16°C)
 Agua 1053

**NaOH que recircula
(T = 15°C)**

NaOH	403.505
Agua	1247.49

SALE

Rebose (EL MISMO FLUJO QUE S-105)

(T = 19.46°C)

NaOH	339.45
Agua	1049.46

S-120

(T = 19.46°C)

NaOH	807.214
Agua	2495.619

K) TANQUE DE ENFRIAMIENTO

ENTRA

S-120

(T = 19.46°C)

NaOH	807.214
Agua	2495.619

SALE

**NaOH que se va con la tela
(T = 15°C)**

NaOH	403.709
Agua	1248.124

**NaOH que recircula
(T = 15°C)**

NaOH	403.505
Agua	1247.49

8.4 SIMULACIÓN DE PROCESO MEDIANTE EL SOFTWARE SUPER PRO DESIGNER

El SuperPro Designer es un software que contiene 4 subprogramas: el BatchPro Designer, el BioPro Designer, el EnviroPro Designer y el ChemPro Designer. Los cuatro productos comparten las mismas características (en términos de simulación y opciones de evaluación económica, valoración de impacto ambiental, reportes, comunicación con otros programas, etc.) y usan el mismo interfaz, sin embargo, ellos se diferencian en la lista para modelar unidades: Las Series Pro y BioPro Designer incluyen modelos usados principalmente en las fábricas de químicas, bioquímicas, farmacéuticas, y producción de alimento (reactores, fermentores, filtros, centrifugas, columnas cromatográficas, extractores, etc.) El EnviroPro Designer incluye modelos principalmente usados en tratamiento de agua y otras aplicaciones de control de contaminación (reactores de tratamiento biológico, clarificadores, unidades de tratamiento de lodos, unidades de control de contaminación de aire, etc.

Se ha hecho la simulación del proceso de recuperación de la lejía mediante el SuperPro Designer. En la figura 8.4 se aprecia el proceso de mercerizado con sistema de recuperación, los equipos rojos son los equipos nuevos, los equipos azules son los equipos existentes.

Cabe señalar que el software toma al conjunto de evaporadores, separadores y condensador, como uno solo, al cual lo denomina evaporador.

Señalando con el puntero cualquier punto en el circuito que recorre la lejía se puede saber las características del fluido en ese punto como: temperatura, concentración y flujo másico entre otros.

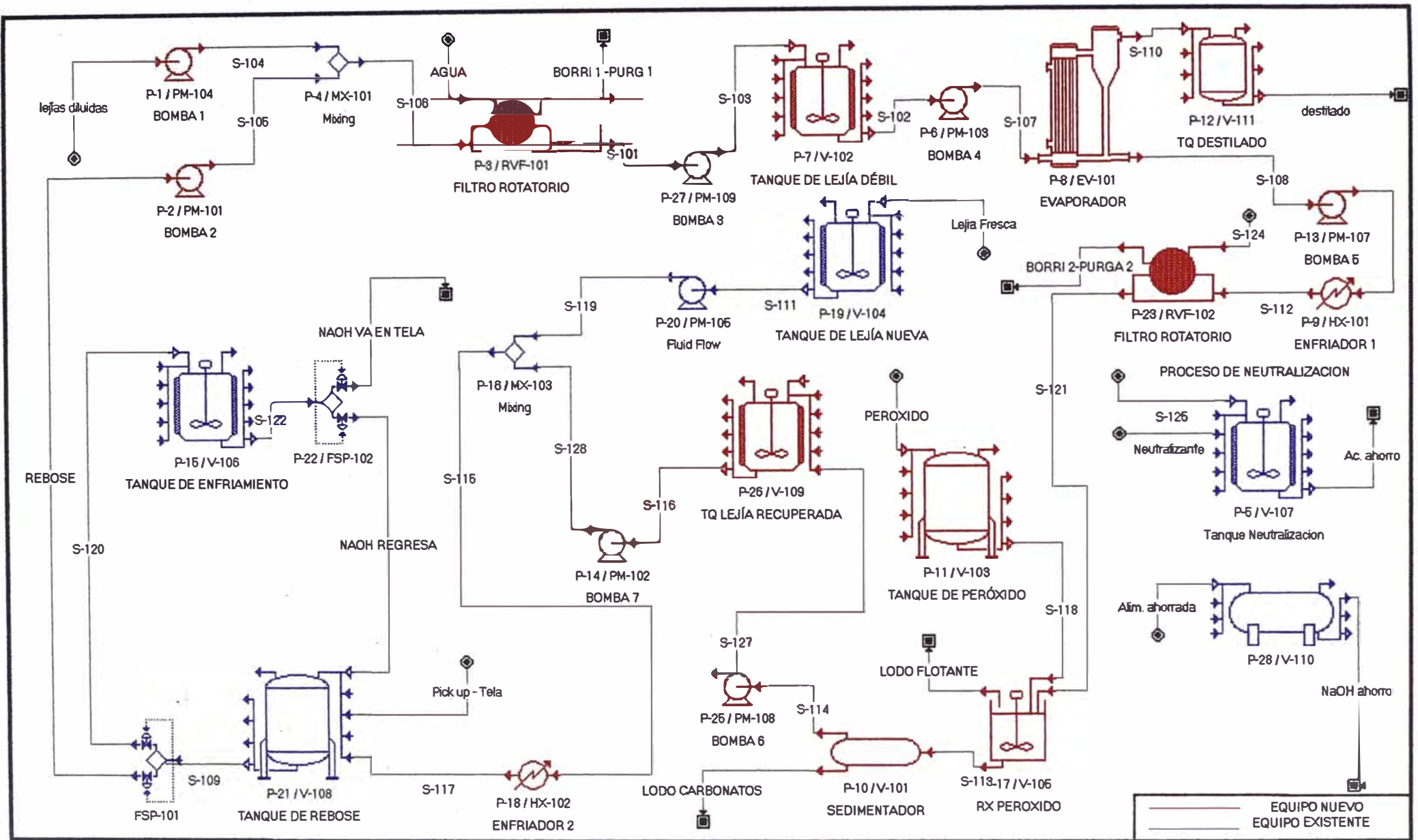


FIGURA 8.5. PROCESO DE MERCERIZADO CON SISTEMA DE EVAPORACIÓN

CAPÍTULO 9 :

EVALUACIÓN ECONOMICA Y FINANCIERA

9.1 EVALUACION ECONOMICA

Método de factores de costo

En base a estos factores que se detallan a continuación, se han efectuado los cálculos de los costos directos referidos a instalación de equipos, tuberías, instrumentación, electricidad, facilidades y servicios; así mismo los costos indirectos referidos a supervisión e ingeniería y construcciones anexas, como otros pagos correspondientes a la utilidad del contratista y contingencias.

Este método utiliza para determinar el costo de la inversión fija (capital fijo) de una planta o unidad de proceso el costo de los equipos puestos en el terreno, el resto de los componentes del capital fijo se determinan en función del costo de los equipos

- 1.- Costo de los equipos puesto en el terreno (CE) .-** Fueron suministrados por diferentes proveedores en base a los datos técnicos obtenidos del proceso
- 2.- Instalación de los equipos .-** Representa el 47% -48% de CE para procesos que manejan fluidos y 43% para otros. Se consideró para el cálculo el 48% del CE.
- 3.- Tuberías y accesorios.-** El costo instalado representa 10-20% del CE para procesos que manejan sólidos, 10-43% del CE para procesos en sólido – fluido y 43-86% de CE para procesos que manejan fluidos. Se consideró para el cálculo el 70% del CE.
- 4.- Instrumentación y control .-** Este componente ya instalado representa el 15% de CE cuando no hay control automático, 30% para control automático y 40% para sistemas de control inteligente (control avanzado). Se consideró para el cálculo el 32% del CE.
- 5.- Instalaciones eléctricas.-** Incluye la instalación, costo de las subestaciones, centros de control, equipos de emergencia, alumbrado etc. Y representa entre 8-14% de CE. Se consideró para el cálculo el 9% de CE.

6.- Facilidades y servicios.- Comprende a las instalaciones que proveerán los diferentes servicios requeridos por las unidades de proceso para una correcta operación, como son planta de vapor , aire, tratamiento de agua , agua de enfriamiento etc. Representa un costo de 20-90% de CE. Se consideró para el cálculo el 48.5% del CE.

7.- Supervisión e ingeniería.- Se refiere a todos los cargos en la preparación de los libros de diseño, diseño detallado, preparación de las hojas de especificación , planos y diagramas. También involucra la supervisión del proyecto, planeamiento control de costos, inspección y costos de puestas en marcha . Para este caso representa el 35% del costo directo (CD).

8.- Costos de construcción .- Incluye las construcciones temporales renta de herramientas y maquinarias, materiales y equipos necesarios durante la puesta en marcha para efectuar reparaciones . Para este caso se consideró el 24% del CD.

9.- Utilidad de contratista.- Para este caso se considera el 4% del costo directo mas indirecto.

10.- Contingencias .- Las contingencias son para cubrir costos inesperados o que por error no hayan sido considerados , también cubre los cambios de orden o modificaciones en los diseños originales . Para este caso es el 5% del costo directo mas indirecto.

9.2 INVERSION

Sistema de evaporación	
* Este sistema de evaporación corresponde a un Paquete (Kasag) que incluye los siguientes equipos que se detallan a continuación.	
EV-101	Evaporadores (4 escalones) .-Incluye los accesorios y el juego de bombas requerido.
V-111	Tanque de destilado
PM-107	Bomba centrífuga
HX-101	Enfriador 1
V-105	Tanque de Rx. Peróxido
V-103	Tanque de dosificación de peróxido
V-101	Sedimentador
PM-108	Bomba centrífuga
RVF-102	Filtro Rotatorio
	Otros Equipos

TABLA 9.1. EQUIPOS (paquete – Kasag)

9.2.1 COSTOS DEL EQUIPO PARA PLANTA DE RECUPERACIÓN:

Ver tabla 9.2

TABLA 9.2. COSTOS DEL EQUIPO

Cantidad	Código	Descripción	Costo Unit. (\$)	Costo Tot. (\$)
1		Sist. Evaporación etapas	4 50400	50400
1	RVF-101	Filtro rotatorio Área = 0.24 m ²	1350	1350
1	PM-103	Bomba centrífuga Potencia = 1.50 kW	350	350
1	PM-104	Bomba centrífuga Potencia = 1.10 Kw	350	350
1	PM-101	Bomba centrífuga	350	350

		Potencia = 0.75 kW		
1	PM-102	Bomba centrífuga	350	350
		Potencia = 1.10 kW		
1	HX-102	Enfriador 2	2000	2000
		El área = 0.72 m ²		
2	V-109	Tanq. De leija recup.	18000	18000
		Volumen = 6000.00 L		
		Diámetro = 1.37 m		
1	PM-109	Bomba centrífuga	350	350
		Potencia = 1.50 kW		
1	V-102	Tanque de leija débil	7500	7500
		Volumen = 20000 L		
		Diámetro = 2.04 m		
COSTO TOTAL DE EQUIPOS				81000

9.2.2 CAPITAL FIJO DIRECTO

9.2.2.1 Costo Directo Total

Ver tabla 9.3

TABLA 9.3. COSTO TOTAL

COSTOS DIRECTOS	\$
Costo de inversión de equipos	81000
Instalación de equipos	38880
Tuberías y accesorios	56700
Instrumentación	25920
Instalaciones eléctricas	7290
Facilidades y servicios	39285
Total de CD	249075

9.2.2.2 Costo Indirecto Total

Ver tabla 9.4

TABLA 9.4. COSTO INDIIRECTO

COSTOS INDIRECTOS	\$
Supervisión e Ingeniería	87176
Costos de construcción	59778
TOTAL DE CI	146954

9.2.2.3 Otros Costos

Ver tabla 9.5

TABLA 9.5. COSTO INDIIRECTO

OTROS COSTOS	\$
Utilidad del contratista	16237
Contingencias	19801
TOTAL	36038

TOTAL DE CAPITAL FIJO DIRECTO = CD + CI + Otros = \$ 432000
--

9.3 COSTOS OPERATIVOS

9.3.1 COSTO DE MANO DE OBRA

En lo que respecta a los costos generados por mano de obra y supervisión se asume costo cero , es decir no se generará un nuevo centro de costos para la empresa ya que las actividades requeridas para operar y supervisar esta planta van a ser cubiertas por personal que en forma compartida con otras labores (supervisión y operación de calderas y ablandadores) se encargarán del manejo de la planta en estudio.

Vale la pena mencionar que la supervisión y operación de calderas y ablandadores tiene un centro de costos ya existente.

9.3.2 COSTO DE MATERIA PRIMA

De acuerdo al balance de masa se obtienen las cantidades consumidas anualmente

Se considera para efectos del cálculo:

- 6.65h de operación
- 28 días al mes
- 12 meses al año.

Ver tabla 9.6

TABLA 9.6. COSTO DE MATERIA PRIMA

MATERIA	COSTO UNITARIO (\$/Kg)	CANTIDAD ANUAL (Kg)	COSTO TOTAL (\$/año)	%
Peroxido	0.350	25695.6	8993.46	11.070
Agua	0.001	4468.82	4.46	1.930
Lejía nueva	0.185	201989.76	37368.11	87.000
Ácido sulfúrico	0.120	0.00	0.00	0.000
Total		232154.18	46366.03	100.000

9.3.3 COSTO DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS

El costo por tratamiento de residuos sólidos considera los siguientes puntos:

- Manejo de los desechos
- Tratamiento eventual
- Evacuación

El costo de tratamiento de residuos líquidos incluye el costo por:

- Operaciones de pre tratamiento
- Tratamientos físicos
- Neutralización y enfriamiento de efluentes

Cabe mencionar que los costos han sido proporcionados por la empresa en estudio, ya que ésta maneja en sus diferentes líneas de producción descargas con propiedades similares a las cuales se les efectúa el mismo tratamiento planteado en el capítulo de caracterización de residuos.

Así mismo se considera para efectos del cálculo:

- 6.65h de operación
- 28 días al mes
- 12 meses al año.

A.- COSTO PARA EL TRATAMIENTO DE RESIDUOS SÓLIDOS

Ver tabla 9.7

TABLA 9.7. COSTO DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS SÓLIDOS

NOMBRE	COSTO UNITARIO (\$/Kg)	CANTIDAD ANUAL (Kg)	COSTO TOTAL (\$/año)
Borrilla 1	0.0075	1452.36	10.89
Borrilla 2	0.0075	2457.84	18.43
Lodo flotante	0.0075	16560.83	124.20
Lodo de carbonato	0.0075	1338.63	10.04
Total			163.56

B.- COSTO PARA EL TRATAMIENTO DE RESIDUOS LIQUIDOS

Ver tabla 9.8

TABLA 9.8. COSTO DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS LIQUIDOS

NOMBRE	COSTO UNITARIO (\$/Kg)	CANTIDAD ANUAL (Kg)	COSTO TOTAL (\$/año)
Purga 1	0.0015	136053.28	204.08
Purga 2	0.0015	606393.82	909.59
Total			1113.67

COSTO TOTAL POR TRATAMIENTO DE RESIDUOS (A+B) =\$1277.24

9.3.4 REQUERIMIENTOS

9.3.4.1 ELECTRICIDAD

Se considera para efectos del cálculo:

- 6.65h de operación
- 28 días al mes
- 12 meses al año
- \$ / KW h = 0.05

Ver tabla 9.9

TABLA 9.9. COSTO DE ELECTRICIDAD

CODIGO	NOMBRE DEL EQUIPO	CANTIDAD ANUAL (KWh)	COSTO (\$/año)
RVF-101	Filtro rotatorio	8334	417
V-102	Tanque de lejía débil	4156	208
PM-103	Bomba centrifuga	3133	157
PM-104	Bomba centrifuga	2092	105
PM-101	Bomba centrifuga	1309	65
PM-102	Bomba centrifuga	1968	98
V-105	Rx. Peróxido	1676	84
V-104	Tanque lejía Nueva	4156	208
PM-105	Bomba centrífuga	123	6
V-109	Tanq. De lejía recup.	12513	626
PM-107	Bomba centrifuga	3288	164
PM-108	Bomba centrifuga	1966	98
PM-109	Bomba centrifuga	3133	157
V-106	Tanque de enfriamiento	4156	208
RVF-102	Filtro Rotatorio	8334	417
Otros		3771	189
Generador principal		11313	566
SUB TOTAL			3773

9.3.4.2 AGENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR:

FREON

Se considera para efectos del cálculo:

- 6.65h de operación
- 28 días al mes
- 12 meses al año
- FREON = 0.15 \$/1000 Kg

Ver tabla 9.10

TABLA 9.10. COSTO DE AGENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

CODIGO	NOMBRE DEL EQUIPO	ANUAL (Kg)	COSTO (\$/año)
V-106	Tanque de enfriamiento	930602	139.5
HX-101	Enfriador 1	2143168	321.48
HX-102	Enfriador 2	2953705	443.06
SUB TOTAL			904.04

VAPOR (ALTA PRESION)

Se considera para efectos del cálculo:

- 6.65h de operación
- 28 días al mes
- 12 meses al año
- Vapor = 9.00 \$/1000 Kg

Ver tabla 9.11

TABLA 9.11. COSTO DE VAPOR

CODIGO	NOMBRE DEL EQUIPO	ANUAL (Kg)	COSTO (\$/año)
EV-101	Evaporador	2992434	26931
SUB TOTAL			26931

TOTAL DE REQUERIMIENTOS	31608 \$ / año
--------------------------------	-----------------------

RESUMEN DE COSTOS DE OPERACIÓN

Ver tabla 9.12

TABLA 9.12. COSTO DE OPERACION

COSTO	\$ / año	%
Materia Prima	46366	26.8
Tratamiento de residuos	1277.24	0.74
Equipos – dependientes	85000	49.13
Laboratorio	8748	5.05
Requerimientos	31608	18.27
TOTAL	173000	100.00

9.4. ANALISIS DE RENTABILIDAD

Ver tabla 9.13

TABLA 9.13. ANÁLISIS DE RENTABILIDAD

Á. CAPITAL FIJO DIRECTO	432000
B. CAPITAL DE TRABAJO	52000
F. LA INVERSIÓN TOTAL (A+B)	484000

Se considera al capital de trabajo como un 12% del capital fijo directo ya que para estimados de prediseño es aceptable un supuesto entre 10 y 20 % del capital fijo.

De acuerdo al balance de masa aquí se señalan las cantidades obtenidas y ahorradas

TABLA 9.14 OBTENCIÓN DE PRODUCTOS

H. OBTENCIÓN DE PRODUCTOS (CANTIDAD)	Kg (año)
Destilado (como producto)	11422252.8
H ₂ SO ₄ (ahorro)	87589
NaOH (ahorro)	1559611

TABLA 9.15 PRECIO DE VENTA DEL PROCESO

I. PRECIO DE VENTA DEL PROCESO	\$ / Kg
Destilado (como producto)	0.606
NaOH (como producto)	0.371
H ₂ SO ₄ (ahorro)	0.120

TABLA 9.16 INGRESOS TOTALES

J - OBTENCIÓN	(\$/año)
Destilado (como producto)	6921
H ₂ SO ₄ ahorrado	10510.68
NaOH ahorrado	578615.7
OBTENCIÓN TOTAL	596000

TABLA 9.17 RENTABILIDAD BRUTA

K. COSTO DE OPERACIÓN ANUAL	173000
L. RENTABILIDAD BRUTA (J-K)	423000
M. IMPUESTOS (30 %)	127000

* Tiempo depreciación = 10 años.

* Depreciación 45980

FLUJO NETO DE FONDOS (L - M +Depreciación)	341980
TIEMPO DE REEMBOLSO (años)	1.41

9.5. REPORTE DE EVALUACIÓN ECONOMICA

RESUMEN EJECUTIVO

Ver tabla 9.18

TABLA 9.18. RESUMEN EJECUTIVO

Capital total invertido	\$	484000
Costo de operación	\$/año	173000
Hidróxido de sodio Recuperado (como producto)	Kg/año	1559611
Costo unitario de producción (NaOH)	\$/kg	0.180
INGRESOS TOTALES	\$/año	596000
TIEMPO DE RETORNO		1.41

9.6. EVALUACIÓN ECONOMICA .- (Ver tabla 9.19 y tabla 9.20)

Para la evaluación económica se debe tener las siguientes consideraciones:

- Impuesto a la renta: 30%
- Tasa de inflación: 4%
- Inversión en capital fijo: 484000
- Tiempo de vida del proyecto: 10 años
- Valor de salvamento: Se considera el 5% de la inversión de capital fijo proyectado luego de 10 años de operación
- La depreciación es hallada mediante el método de depreciación lineal, por lo tanto la depreciación (D) es:

$$D = \frac{484000 - 0.05 * 484000}{10} = 45980$$

TABLA 9.19. ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS – EVALUACIÓN ECONOMICA

AÑO	INGRESOS	EGRESOS (cost. de operac)	UTILIDAD BRUTA	DEPRECIACION	RENTA NETA	IMPUESTO (30%)	UTILIDAD NETA
1	298	130	168	46	122	37	85
2	596	173	423	46	377	113	264
3	596	173	423	46	377	113	264
4	596	173	423	46	377	113	264
5	596	173	423	46	377	113	264
6	596	173	423	46	377	113	264
7	596	173	423	46	377	113	264
8	596	173	423	46	377	113	264
9	596	173	423	46	377	113	264
10	596	173	423	46	377	113	264

TABLA 9.20.EVALUACIÓN ECONOMICA : ANALISIS DE FLUJO DE CAJA (MILES DE DOLARES)

AÑO	CAPITAL FIJO PROPIO	Δ CAP. TRABAJO	CAPITAL INVERTIDO	INGRESOS	EGRESOS (costos de oper.)	UTILIDAD BRUTA	DEPRECIACION	RENTA NETA	IMPUESTO (30%)	UTILIDAD NETA	FLUJO NETO FONDOS
0	432		432								(432)
1		52	52	298	130	168	46	122	37	85	79
2				596	173	423	46	377	113	264	310
3				596	173	423	46	377	113	264	310
4				596	173	423	46	377	113	264	310
5				596	173	423	46	377	113	264	310
6		(1)	(1)	596	173	423	46	377	113	264	311
7		(1)	(1)	596	173	423	46	377	113	264	311
8		(1)	(1)	596	173	423	46	377	113	264	311
9		(1)	(1)	596	173	423	46	377	113	264	311
10		48	48	596	173	423	46	377	113	264	358

9.7. FINANCIAMIENTO DE PROYECTOS DE INVERSION

La inversión en capital fijo puede ser financiada con recursos propios (de los accionistas o dueños del proyecto) o con recursos externos que necesariamente implica contraer una deuda. Las diferentes fuentes de financiamiento de la inversión de proyectos (nuevas unidades de proceso, ampliación y/o mejoramiento de plantas existentes, reemplazo de equipos, etc) son enumeradas a continuación:

- Recursos propios
- Utilidades Retenidas
- Emisión de acciones
- Emisión de bonos
- Crédito de proveedores
- Préstamos

Las tres últimas fuentes enumeradas implican necesariamente endeudamiento externo y que debe ser pagado tanto el principal (monto del préstamo, valor de los equipos, etc..) como los intereses y comisiones generados, dicho pago es conocido como servicio de deuda.

Ventajas de Financiar con Deuda

- a) Se mantiene la propiedad la cual es conservada por los accionistas o dueños del proyecto.
- b) Menor pago de impuesto a la renta.
- c) Mejora la rentabilidad de los proyectos.

Para financiar con deuda las características que deben quedar plenamente definidas son:

- Fracción de la inversión a financiar con deuda.
- Plazo (periodo otorgado para amortizar la deuda).
- Intereses
- Forma de pago

9.7.1 EVALUACIÓN FINANCIERA

La inversión de capital fijo requerida para el proyecto en estudio es equivalente a \$ 432000 de los cuales una parte se financiará (con una entidad financiera) de acuerdo a las siguientes condiciones:

- Monto a financiar con deuda : \$ 240000.
- Tasa de interés : 10% Anual
- Plazo para amortizar deuda: 3 años
- Forma de pago : Amortización constante
- Tasa de inflación : 4% anual

Ver tabla 9.21

TABLA 9.21 SERVICIO DE LA DEUDA EN MONEDA CORRIENTE

SERVICIO DE LA DEUDA				
Moneda Corriente	0	1	2	3
Deuda	240	160	80	0
Amortización		80	80	80
Interés		24	16	8
Pago		104	96	88

Como es necesario expresar el servicio de la deuda en moneda constante, se convierte los dólares corrientes a constantes utilizando la siguientes ecuaciones:

$$\text{Amortización}_n^J = \frac{\text{Amortización}_n}{(1 + \Pi)^{(n-j)}} \quad \text{é} \quad \text{Interés}_n^J = \frac{\text{Interés}_n}{(1 + \Pi)^{(n-j)}}$$

Donde: Π (tasa de inflación) = 4% ; J = año cero

n = año (1,2,3)

Ver tabla 9.22

TABLA 9.22 SERVICIO DE LA DEUDA EN MONEDA CONSTANTE

SERVICIO DE LA DEUDA				
Moneda Constante del año 0	0	1	2	3
Amortización		76.92	73.96	71.124
Interés		23.07	14.79	7.112
Pago		99.99	88.75	78.236

EVALUACIÓN FINANCIERA : ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS (MILES DE DOLARES)

Ver tabla 9.23

TABLA 9.23 ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS – EVALUACIÓN FINANCIERA

AÑO	INGRESOS	EGRESOS	UTILIDAD BRUTA	DEPRECIACION	GASTOS FINANCIEROS	RENTA NETA	IMPUESTO (30%)	UTILIDAD NETA
1	298	130	168	46	23.07	99	29.7	69.3
2	596	173	423	46	14.79	362	108.6	253.4
3	596	173	423	46	7.112	370	111	259
4	596	173	423	46		377	113	264
5	596	173	423	46		377	113	264
6	596	173	423	46		377	113	264
7	596	173	423	46		377	113	264
8	596	173	423	46		377	113	264
9	596	173	423	46		377	113	264
10	596	173	423	46		377	113	264

EVALUACIÓN FINANCIERA : ANALISIS DE FLUJO DE CAJA (MILES DE DOLARES)

Ver tabla 9.24

TABLA 9.24 FLUJO DE CAJA – EVALUACIÓN FINANCIERA

AÑO	CAPITAL FIJO	AMORTIZACIÓN DE LA DEUDA	Δ CAP. TRABAJO	CAPITAL INVERTIDO	UTILIDAD NETA	DEPRECIACIÓN	FLUJO NETO FONDOS
0	192			192			(192)
1		76.92	52	129	69.3	46	(14)
2		73.96		74	253.4	46	225.44
3		71.12		71	259	46	233.8
4					264	46	310
5					264	46	310
6			(1)	(1)	264	46	311
7			(1)	(1)	264	46	311
8			(1)	(1)	264	46	311
9			(1)	(1)	264	46	311
10			48	48	264	46	358

9.8. EVALUACIÓN DE LA INVERSIÓN

VPN (Valor presente neto).- Es un solo número que reemplaza a un perfil de flujo neto de fondos, facilitando la comparación y toma decisiones cuando se evalúan o priorizan diferentes proyectos. Resulta mas sencillo comparar un solo número que comparar perfiles de flujo neto de fondos con múltiples salidas y/o entradas de dinero. El VPN es la cantidad de dinero que se ganaría al realizar el proyecto expresado en su equivalente financiero al año de actualización de los fondos.

Por lo tanto si se analiza el VPN de las evaluaciones económicas y financieras del proyecto se tiene:

TABLA 9.25 EVALUACIÓN DEL VPN

FNF	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Evaluación Económica	(432)	79	310	310	310	310	311	311	311	311	358
Evaluación Financiera	(192)	(14)	225.44	233.8	310	310	311	311	311	311	358

Utilizando la siguiente ecuación:

$$VPN_{0,TD} = \sum_{j=0}^n \frac{FNF}{(1+TD)^j}$$

TD = Tasa de descuento

FNF = Flujo neto de fondos

J = Año

Considerando que la empresa maneja una tasa de descuento del 15% y reemplazando datos tenemos:

VPN Económico = 936.3

VPN Financiero = 981.32

Dado a que el VPN económico es mayor que cero se concluye que el proyecto es rentable desde el punto de vista económico (sin considerar

financiamiento con deuda) . Ejecutar el proyecto sin financiamiento es equivalente a recibir 936.3 MMUS\$ en el año 0.

Evaluando el VPN financiero éste es mayor que cero , por lo tanto también se observa que el proyecto es rentable desde el punto de vista financiero.

Comparando los VPN económico y financiero se aprecia que en el análisis financiero la rentabilidad es mayor que en el económico. Esta mejora en la rentabilidad se conoce como palanca financiera.

Por lo tanto de acuerdo a los resultados del análisis nuestro proyecto debe ser financiado.

9.9 COMPARACIÓN ENTRE LA SITUACION ACTUAL Y NUESTRA ALTERNATIVA PLANTEADA

Mediante el simulador de procesos Super Pro Designer se ha representado una opción alternativa en cuanto a la recuperación de soda cáustica por evaporación , la misma que trae como diferencia respecto a la situación actual beneficios económicos que se detallan a continuación.

ESPECIFICACIÓN	SITUACIÓN ACTUAL		ALTERNATIVA PLANTEADA	
	Kg / año	\$ / año	Kg / año	\$ / año
1.- Cantidad de Hidróxido de sodio que se deriva al efluente producto del proceso de mercerizado	1'097,090.40	407,020.54	72,126.432	26,686.78
2.- Cantidad de lejía nueva requerida para ser utilizada en el proceso	2'247,761.71	415,835.92	201989.76	74736.211
3.- Cantidad de H ₂ SO ₄ , necesario para la neutralización (si se considera como único efluente al proveniente del proceso de mercerizado). * Pero como en la fábrica no se cuenta tan solo con este efluente , si no con varias corrientes que se derivan de los diferentes procesos de pre tratamiento , teñido y acabado, estas cifras sirven para poder pronosticar una reducción en los costos por neutralización.	1'343,924.57	161,272.28	87588.48	10,510.68
4.- Cantidad de agua que se deriva al efluente producto del proceso de mercerizado	13'098,052.8	13,098.05	669,160.35	669.1603

Beneficios generados

- Como se observa en la alternativa planteada, al disminuir la cantidad de hidróxido de sodio en el efluente debido a que se recicla la soda en el proceso, se minimizan también los costos por lejía nueva respecto a la situación actual.
- Se soluciona el problema sobrante de la mercerización húmeda.
- Los costos por neutralización disminuyen considerablemente.
- Se genera la recuperación de agua para el proceso.
- En cuanto a los costos incurridos en el sistema de evaporación por consumo de vapor utilizado para hacer funcionar la planta, éstos son irrelevantes para la comparación ya que la capacidad de calor de este vapor cuando deja la planta de evaporación es utilizada para generar agua caliente, lo que es normalmente hecho con vapor fresco y separados con intercambiadores de calor en la fábrica, lográndose una recuperación de calor y energía.

CAPÍTULO 10 :

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

10.1 CONCLUSIONES

Los puntos a considerar que se derivan de éste trabajo son:

- 1.- A parte del anhelo de evaporación de agua como un aspecto importante, es el balance de energía total del proceso el factor decisivo cuando escogemos una apropiada planta de evaporación. No hay prácticamente costos de operación si el agua caliente generada es utilizada en otros procesos.
- 2.- El empleo de la tecnología seleccionada contribuye hacia la protección del medio ambiente y al mismo tiempo al ahorro de dinero requerido no solo para los efectos del proceso como es el mercerizado sino también por el requerido para los agentes neutralizantes e impuestos de aguas residuales.
- 3.- Con esta tecnología maximizamos la eficiencia energética.
- 4.- El hecho de utilizar lejía reciclada para el proceso de mercerizado, no implica en modo alguno alterar la calidad del proceso textil en sí, pues se logra muy buenos efectos de mercerizado sobre la tela, si es que durante el reciclaje de estas lejías se ha tenido en cuenta maximizar la limpieza de las mismas.
- 5.- El principal factor en los costos de éste procedimiento es el costo de capital invertido. Los costos de funcionamiento son casi nulos. El costo de la energía para los procesos de bombeo no se puede realmente evitar pero

permanecen al fin y al cabo en forma de energía calorífica dentro del circuito. Estos costos se oponen al ahorro realizado en el costo de hidróxido de sodio, agua de proceso, tratamientos especiales de las aguas residuales y de los impuestos; pero estos ahorros superan con creces a los gastos, por lo cual al final queda un considerable beneficio económico.

6.- Aún cuando las fábricas de acabados textiles representan un grupo industrial limitado y cerrado en sí mismo, sus aguas residuales no son en modo alguno iguales . Casi cada fábrica trabaja según sus propios procedimientos .

Además de la multiplicidad y gran variedad de aguas residuales, sufren también grandes variaciones la concentración , temperatura y la cantidad evacuada por unidad de tiempo.

Por consiguiente una instalación para el tratamiento de las aguas residuales debe poseer una gran flexibilidad en lo referente a caudal y a capacidad de depuración . Debe ser regulable y ajustable para lograr la eliminación de las impurezas específicas de estas industrias y debe poseer una extensa gama de actuación. Su forma de actuar no debe alterarse esencialmente a causa de composiciones imprevistas.

7.- Es preferible no producir desperdicios en lugar de tratarlos.

8.- Actualmente se sabe que la tecnología referente a la ósmosis inversa para la recuperación de productos o purificación tiene muy buen rendimiento sobretudo en lo que respecta a desalinización de aguas o por ejemplo si hablamos de el caso de textiles es aplicable hoy en día a la recuperación de almidón provenientes de el proceso de engomado ó a la recuperación de agua en el proceso de tintura con soluciones colorantes de estructuras coloidales, pero sin embargo en lo que respecta a la recuperación de NaOH

en soluciones altamente alcalinas como se sigue en el caso del mercerizado no hay membranas que soporten las características en cuanto a PH y temperatura que trae consigo el efluente a tratar, por lo que se requiere un tratamiento previo como lo especificado en el ANEXO para poder aplicar esta tecnología cuyos costos de inversión son por lo general muy elevados.

10.2 RECOMENDACIONES

En cuanto a la Industria textil (parte húmeda) se deben considerar los siguientes aspectos para lograr un desarrollo económico que no únicamente permitan lograr márgenes de ahorros considerables, sino tener y mejorar la calidad y conciencia ambiental de nuestra sociedad.

- A) Mentalización del personal y control de uso de agua en proceso (ahorro hasta 30% de agua y hasta el 30% de productos químicos).

- B) Adopción de tecnologías apropiadas que permitan el menor consumo de productos químicos y de agua. Como por ejemplo:
 - Equipos con relación de baño corta
 - Operaciones en contracorriente
 - Baños en movimiento
 - Realizar varios procesos simultáneamente

- C) Utilización de aguas ya utilizadas en otros procesos:
 - Reutilización de agua de refrigeración
 - Reciclado o reutilización de vapor condensado
 - Reutilización de aguas alcalinas

- D) Recuperación de ciertas sustancias, en este caso el hidróxido de sodio para su aprovechamiento económico.

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- **Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química**
G.D. Ulrich. Capítulo 4: Especificación y Diseño del Equipo.

- **Procesos de Transferencia de Calor.**
Donald Q. Kern. Capítulo : Evaporación. Páginas 447,449,452,474,519.

- **Tratamiento de Aguas Industriales.**
Ingeniero Francisco Vergara. Capítulo 20: Contaminación ambiental

- **Curso : UNITEC 1996**
Procesos tecnológicos para el tratamiento de efluentes industriales.
Ingeniero Luis Llerena Barcena. Páginas 1 – 16.

- **Manual del Ingeniero Químico**
Robert Perry/ Cecil Chilton. Volumen II. Capítulo 25. Páginas 25.3 –25.17.

- **General Enviroment Guidelines**
Pollution Prevention and Abatement.
Handbook parte III- Julio 1998. páginas 16-28.

- **Textiles Industry**
Pollution Prevention and Abatement.
Handbook parte III- Julio 1998. Páginas 35-48.

- **Recuperación de colas de alcohol polivinílico de aguas residuales**
ITB Tintorería/Estampados/Acabados. Marzo 1997. Páginas 244 – 48.

- **Tratamiento de las aguas residuales textiles**
ITB Tintorería/Estampados/Acabados. Abril 1998. Páginas 18 – 25.

- **Textiles Industry Waste Waters Treatment**
REPAMAR. Páginas 97-100.

- **Tratamientos de efluentes líquidos de una industria textil y su reuso**
XXVII Congreso Interoamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental - 98.

- Procedimientos modernos para la recuperación de las lejías.
Dr. Thomas Betchtold
ITB Tintorería/Estampados/Acabados. Abril 1996. Páginas 19 – 23.

- Recovery of mercerizing lye
Textile Finishing. Volumen 6. Junio – 2000. Página 141 – 145.

- kasag Export AG. Suiza
Sal2es@kasag.com
Cotizaciones de sistemas de evaporación.

- koerting Hannover AG. Division S
Especialistas en sistemas de recuperación de soda cáustica
Behrens@koerting.de
Cotizaciones de sistemas de evaporación.

ANEXOS

ANEXO 1

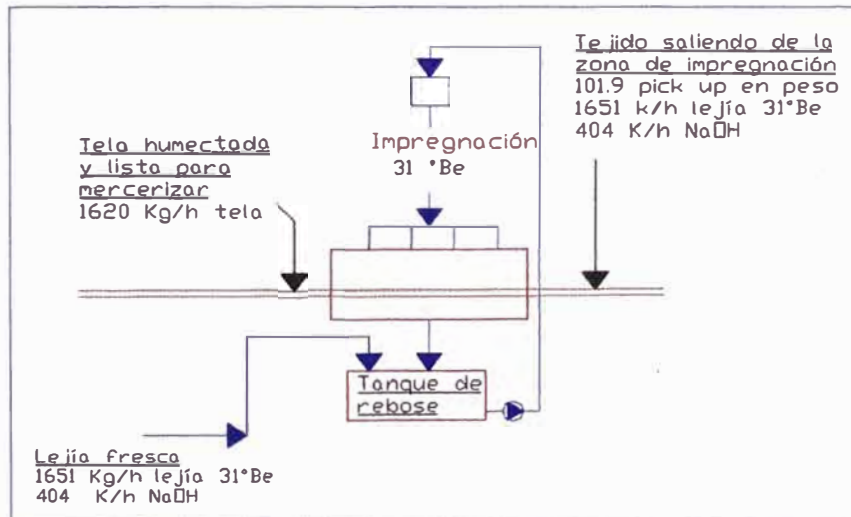
NECESIDAD DE REBOSE EN EL MERCERIZADO HÚMEDO EN HÚMEDO

A1.1 MERCERIZADO SECO EN HÚMEDO

En el mercerizado seco en húmedo, el tejido llega a la zona de Impregnación completamente seco. Es decir, entra con 0 Kg/h de agua. Después de pasar por la zona de impregnación el textil sale con 101.9 % de lejía, con respecto al peso de la tela, es decir $1620 \times 101.9\% = 1651$ Kg/h de lejía a 31 °Be. La soda cáustica pura que sale con el tejido es 404 Kg/h.

La cantidad de lejía que entra en la zona de impregnación es $1651 \text{ Kg/h} - 0 \text{ Kg/h} = 1651 \text{ Kg/h}$ de lejía. La cantidad de soda cáustica que entra con esa lejía es 404 Kg/h

El contenido de soda cáustica que hay en la lejía representa $404 \times 100\% / 1651 = 24.48\%$, eso corresponde a 31°Be.



A1.2 MERCERIZADO HÚMEDO EN HÚMEDO

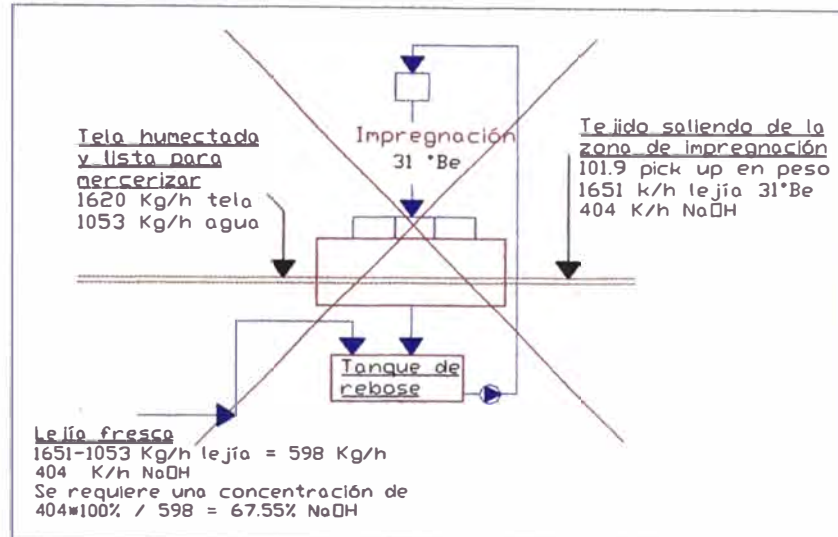
En contraste al mercerizado seco en húmedo, en este caso, el tejido llega a la zona de impregnación con una cierta cantidad de agua. El textil entra con 65% de humedad. Es decir, entra con 1053 Kg/h de agua.

Después de pasar por la zona de impregnación el textil sale con 101.9 % de lejía, con respecto al peso de la tela, es decir $1620 \times 101.9\% = 1651$ Kg/h de lejía a 31 °Be. La soda cáustica pura que sale con el tejido es 404 Kg/h.

La cantidad de lejía que entra en la zona de impregnación es

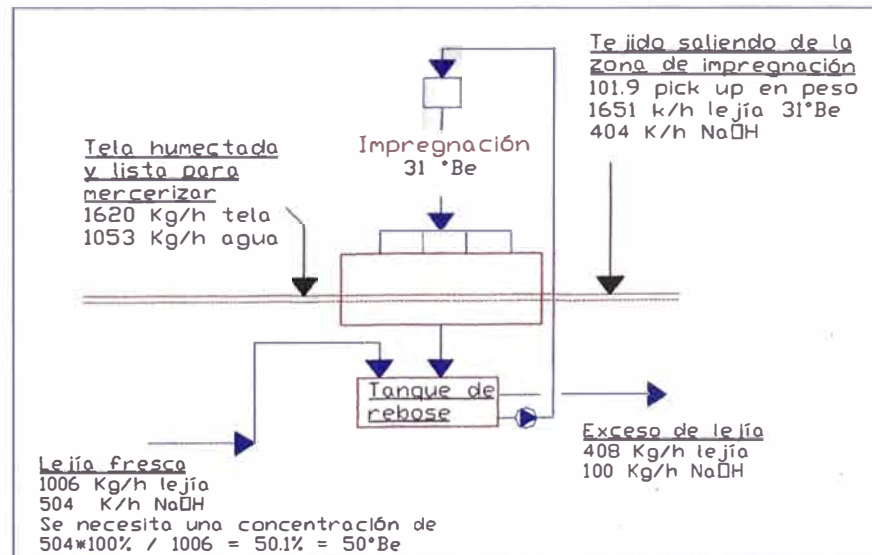
1651 Kg/h – 1053 Kg/h = 598 Kg/h de lejía. La cantidad de soda cáustica que entra con esa lejía es 404 Kg/h. El contenido de soda cáustica que hay en la lejía representa $404 * 100\% / 598 = 67.55\%$.

Esta concentración es imposible, pues la mayor concentración que puede tener la soda cáustica líquida es 50.1% ó 50 °Be.



Bajo estas condiciones el mercerizado húmedo en húmedo necesariamente tiene que tener un rebose en la zona de impregnación.

Con una alimentación de lejía de 1006 Kg/h a 50 °Be (504 Kg/h de NaOH), se tiene un rebose de 408 Kg/h de lejía a 31 °Be (100 Kg/h de NaOH)



ANEXO 2

CAPACIDAD DEL REFRIGERANTE EN LA ZONA DE IMPREGNACIÓN

Para determinar la capacidad del sistema de refrigeración en kilocalorías/hora del tanque de enfriamiento en la zona de impregnación, se dispone de las siguientes condiciones de trabajo referenciales en la planta en cuestión:

La concentración de trabajo de la lejía mercerizante es de 31 °Be y está a 15 °C de temperatura, ésta debe ser preparada de una concentración de 50 °Be (lejía nueva).

Se dispone también de los siguientes datos básicos:

La lejía de 50 °Be está a 25 °C de temperatura corresponde a un solución cuyo calor específico es 0.77 Kcal/Kg x °C.

La lejía de 31 °Be está a 15 °C de temperatura y corresponde a una solución cuyo calor específico es 0.81 Kcal/ Kg x °C

Se debe procesar un tejido a 1620 kg/hora. Esta tela está a 25°C, se debe mercerizar a 15 °C y tiene un calor específico de 0.35 Kcal/ Kg x °C

De acuerdo a la sección 4.6.1, la tela entra con 1053 kilogramos de agua, cuyo calor específico es 1 Kcal/ Kg x °C.

Además, en la instalación total de la máquina debe estar circulando, aproximadamente 1,000 kilos de lejía de 31 °Be.

Por balance de masa de la sección 4.6.2 se tiene que la cantidad de lejía a 50 °Be debe ser de 1006 kg/h.

Por lo tanto, la cantidad de calor Q, en Kcal, que el sistema refrigerante debe absorber por hora de trabajo, está integrado por los siguientes valores parciales:

De 1006 kilogramos de lejía de 50 °Be a 25 °C hasta 15 °C, es decir
 $Q_1 = 1006 \text{ Kg/ h} \times (0.77 \text{ Kcal/Kg} \times \text{°C}) \times 10\text{°C} = 7746.2 \text{ Kcal/h}$

De 1053 kilogramos de agua a 25° C, hasta 15°C, es decir
 $Q_2 = 1053 \text{ Kg/ h} \times (1 \text{ Kcal / Kg}\times\text{°C}) \times 10\text{°C} = 10530 \text{ Kcal/ h.}$

Al diluir 1006 Kg/h de lejía a 50 °C con 1053 Kg/h de agua, se tiene $Q_3 = 51475$ Kcal/h.

El aumento de la temperatura, en la lejía de mercerización y del ambiente, aproximadamente 1°C, para 1000 kilos de lejía que circula por hora, es decir $Q_4 = 1000 \text{ Kgr/h} \times (0.86 \text{ Kcal / Kg} \times \text{°C}) \times 1 \text{ °C} = 860$ Kcal/h.

De enfriar 1620 kilos/hora de algodón desde 25°C hasta los 15°C de trabajo : $Q_5 = 1620 \text{ Kgr/h} \times (0.35 \text{ Kcal / Kg} \times \text{°C}) \times 10 \text{ °C} = 5670$ Kcal/hora.

Por lo tanto la cantidad total de calor en Kcal/hora, que el sistema refrigerante deberá absorber para esta producción será:

$$Q_1 = 7746.2$$

$$Q_2 = 10530$$

$$Q_3 = 51475$$

$$Q_4 = 860$$

$$Q_5 = 5670$$

$$Q_{\text{total}} = 76281.2 \text{ Kcal/hora}$$

Por tanto, para una temperatura ambiente de 25°C, se tiene que la capacidad del refrigerante es 76281.2 Kcal/hora para procesar 1620 Kg/h de tela.

ANEXO 3

BOMBAS A UTILIZAR MEDIANTE EL SOFTWARE DESIGN II

Para seleccionar las potencias de las bombas, según los flujos del proceso, se tomaron valores aproximados de las longitudes de las tuberías requeridas de acuerdo a la distribución de la planta en estudio. Con esos datos se hallaron las potencias y las presiones de las bombas mediante el software Design II. Estos datos se usaron en el software SuperPro Designer para la simulación del proceso de recuperación.

La tabla A3.1 muestra el cálculo de las longitudes de las tuberías.

BOMBA EN LA S LÍNEAS	FLUJO	VELOCIDADES	DIÁMETRO NOMINAL		LONGITUDES		
	m ³ /h	M/s	Mm	Pug	Horiz. m.	Vert. m.	Accesorios m.
Lejía débil	5.40	2	32	1.25	10	2	15.8
Exceso lejía	1.53	2	20	0.75	10	2	8.5
Filtros	7.40	2	40	1.50	10	2	29.2
Tk Lejía diluida	7.34	2	40	1.50	10	6.5	34.2
Lejía fuerte a Purif.	1.95	2	20	0.75	10	8	18.5
Desc. Sedimentador	1.88	2	20	0.75	10	4.5	8.5
Tk Lejía recuperada	1.88	2	20	0.75	10	3	16.5
Tk Lejía fresca	0.07	2	15	0.50	10	3	15
Tk de enfriamiento	1.46	2	20	0.75	7	6	8.5

TABLA A3.1. DIMENSIONADO DE TUBERÍAS

La columna correspondiente al flujo de lejía, indica los m³/h de cada línea del proceso, el cual se obtiene del balance de masa explicado en los capítulos anteriores.

La columna de velocidades límites se obtiene a partir de valores orientativos para las velocidades de flujo en tuberías¹.

Con los valores de flujos y velocidades y mediante la figura A7.1, se hallan los diámetros nominales de las tuberías en mm, los cuales son llevados a pulgadas para así poder ser alimentados al software Design II

Los valores que se indican en las columnas referentes a las longitudes de tuberías, se toman en base a una aproximación de la actual distribución de máquinas en la planta. Dichos valores se encuentran en metros y corresponden a posiciones verticales y horizontales además de accerios (codos, válvulas y otros).

1 - Manual de instrucciones para el manejo de montaje de válvulas, Richard Klingner Ind.San Paulo - Brasil

Los valores indicados en la tabla A3.1 se alimentan al software Design II y éste calcula y reporta los valores indicados en la tabla A3.2.

BOMBA EN LA S LÍNEAS	POTENCIA CALCULADA	POTENCIA COMERCIAL	PRESIÓN DE LA BOMBA
	Kw	Kw	Bar
Lejía débil	0.91	1.1	4
Exceso lejía	0.5	0.75	12
Filtros	1.16	1.5	5
Tk Lejía diluida	1.16	1.5	5
Lejía fuerte a Purif.	1.43	2.2	20
Descarga Sedimentadores	0.94	1.1	14
Tk Lejía recuperada	0.94	1.1	14
Tk Lejía fresca	0.04	0.12	20
A Tk de enfriamiento	0.58	0.75	12

TABLA A3.2. POTENCIAS Y PRESIONES DE LAS BOMBAS

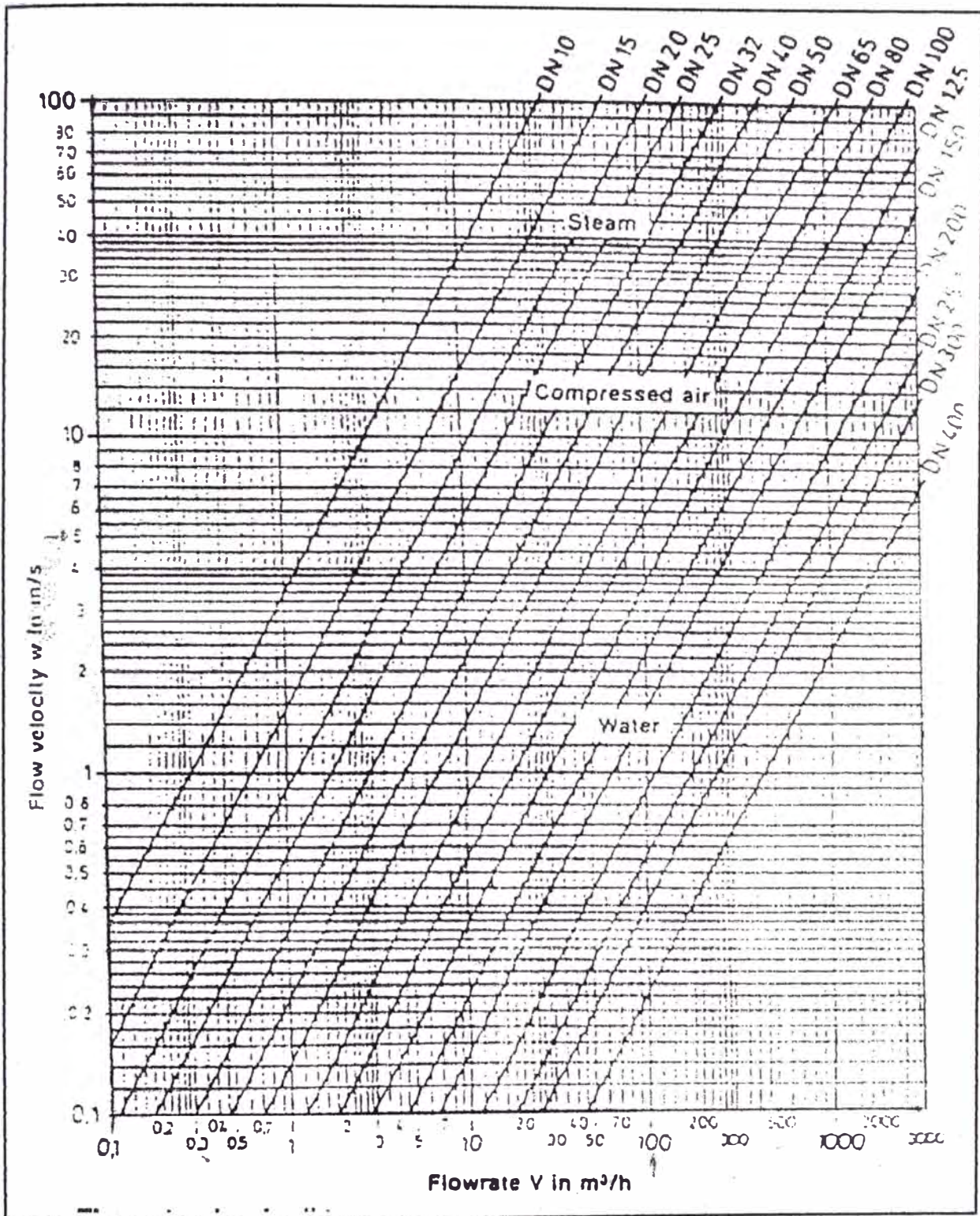


FIGURA A3.1 DIÁMETRO NOMINAL DE TUBERÍAS

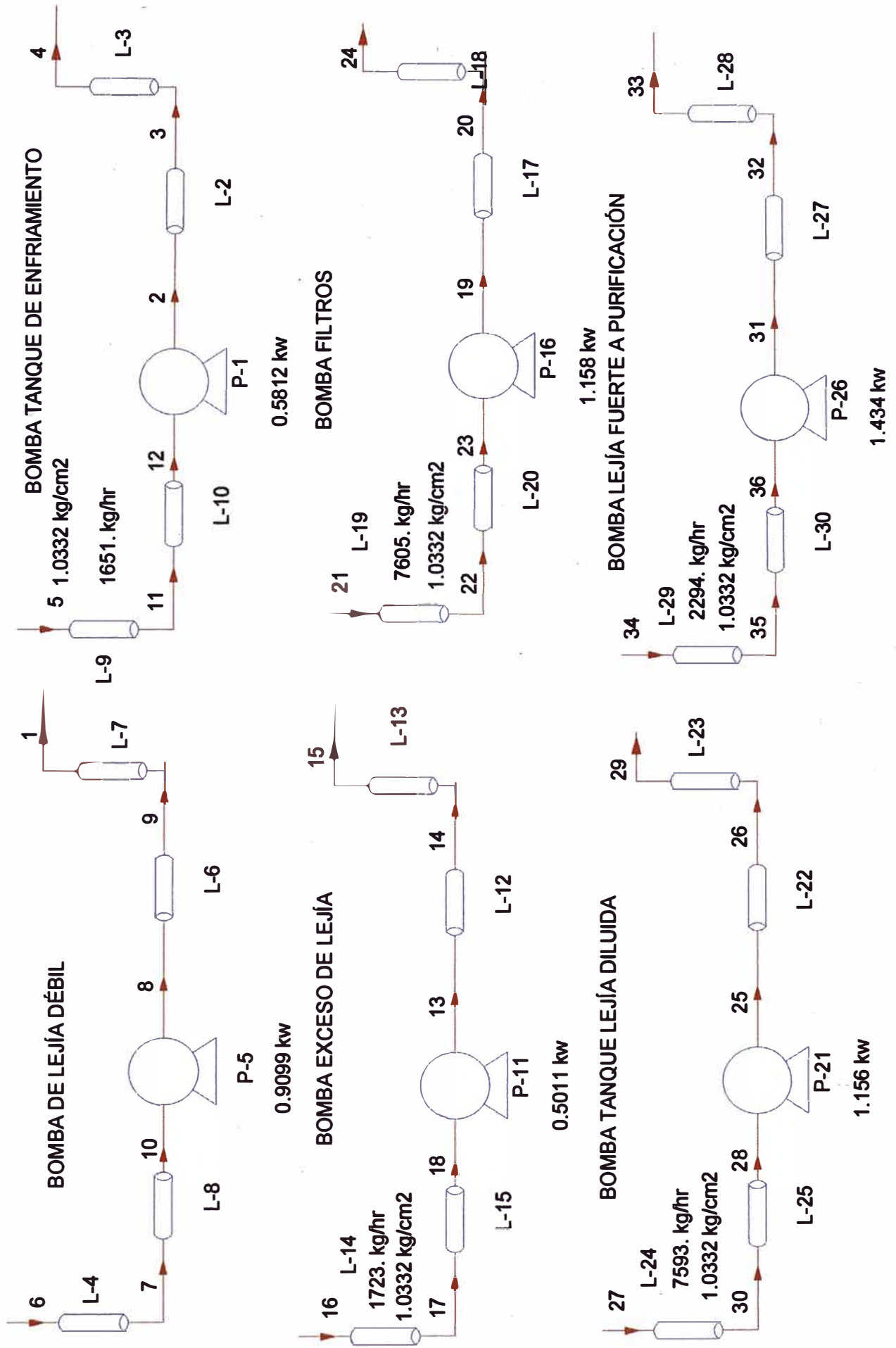
La tabla A3.3 es un fragmento de la tabla de valores orientativos para las velocidades de flujo en tuberías de líquidos del Manual de instrucciones para el manejo de montaje de válvulas, Richard Klinger Ind. San Paulo - Brasil

En tuberías	Velocidad del flujo m/s
Entre cambiador de calor y purgador de condensado	0.5
Tubería de aspiración de la bomba de condensación	0.5 – 1
Tubería de impulsión de la bomba	1.5 – 2

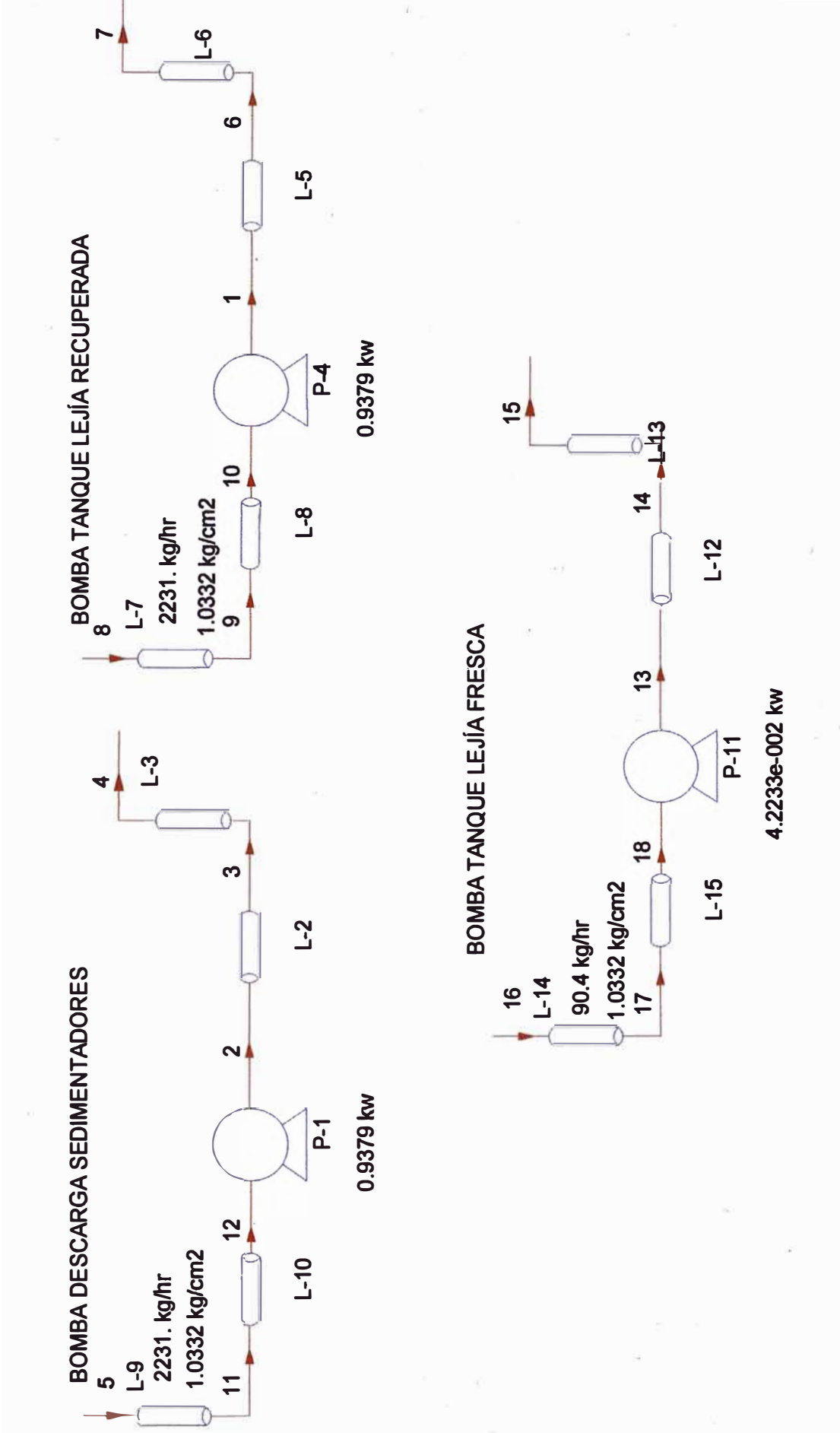
TABLA A3.3. VALORES ORIENTATIVOS PARA LAS VELOCIDADES DE FLUJO

Para la tabla A3.1, se ha tomado el valor de 2 m/s para la velocidad de la lejía, por ser el más alto aceptable según la tabla A3.3.

POTENCIA DE LAS BOMBAS SEGÚN LOS FLUJOS



POTENCIA DE BOMBAS SEGÚN LOS FLUJOS (CONTINUACIÓN)



ANEXO 4

**TABLA A4.1. EQUIVALENCIAS PARA SOLUCIONES DE NaOH
PROCESO DE MERCERIZADO**

Grado Baumé	% en Peso	Peso Específico Kg/l	Contenido (g/l)
1	0.59	1.007	6
2	1.18	1.014	12
3	1.85	1.022	18.9
4	2.5	1.029	25.7
5	3.15	1.036	32.6
6	3.79	1.045	39.6
7	4.5	1.052	47.3
8	5.2	1.06	55
9	5.86	1.067	62.5
10	6.58	1.075	70.7
11	7.3	1.083	79.1
12	8.07	1.091	88
13	8.78	1.1	96.6
14	9.5	1.108	105.3
15	10.3	1.116	114.9
16	11.06	1.125	124.4
17	11.84	1.134	134
18	12.6	1.142	145
19	13.5	1.152	155.5
20	14.35	1.161	166.7
21	15.15	1.171	177.4
22	16	1.18	188.8
23	16.91	1.19	201.2
24	17.81	1.2	213.7
25	18.71	1.21	226.4

Grado Baumé	% en Peso	Peso Específico Kg/l	Contenido (g/l)
26	19.65	1.22	239.7
27	20.6	1.231	253.6
28	21.55	1.241	267.4
29	22.5	1.252	281.7
30	23.5	1.263	296.8
31	24.48	1.274	311.9
32	25.5	1.285	327.7
33	26.58	1.297	344.7
34	27.65	1.308	361.7
35	28.83	1.32	380.6
36	30	1.332	399.6
37	31.2	1.345	419.6
38	32.5	1.357	441
39	33.73	1.37	462
40	35	1.383	484.1
41	36.36	1.397	507.9
42	37.65	1.41	530.9
43	39.06	1.424	556.2
44	40.47	1.438	582
45	42.02	1.453	610.6
46	43.58	1.468	639.8
47	45.16	1.483	669.7
48	46.73	1.498	700
49	48.41	1.514	732.9
50	50.1	1.53	766.5

Fuente: Química Pacífico - Proveedor de CIA. Nuevo Mundo
Año 2002

ANEXO 5

PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL VAPOR DE AGUA

TABLA A5.1. PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL VAPOR DE AGUA SATURADO SECO: TABLA DE PRESIÓN.

Presión absoluta PSI P	Temperatura. °F t	Volumen específico		Entalpía			Entropía			Energía Interna		Presión absoluta PSI P
		Líquido saturado	Vapor saturado	Líquido saturado	Evaporación	Vapor saturado	Líquido saturado	Evaporación	Vapor saturado	Líquido saturado	Vapor saturado	
1	101.74	0.01614	333.6	69.70	1036.3	1106.0	0.1326	1.8456	1.9782	69.70	1044.3	1
2	126.08	0.01623	173.73	93.99	1022.2	1116.2	0.1749	1.7451	1.9200	93.98	1051.9	2
3	141.48	0.01630	118.71	109.37	1013.2	1122.6	0.2008	1.6855	1.8863	109.36	1056.7	3
4	152.97	0.01636	90.63	120.86	1006.4	1127.3	0.2198	1.6427	1.8625	120.85	1060.2	4
5	162.24	0.01640	73.52	130.13	1001.0	1131.1	0.2347	1.6094	1.8441	130.12	1063.1	5
6	170.06	0.01645	61.98	137.96	996.2	1134.2	0.2472	1.5820	1.8292	137.94	1065.4	6
7	176.85	0.01649	53.64	144.76	992.1	1136.9	0.2581	1.5586	1.8167	144.74	1067.4	7
8	182.86	0.01653	47.34	150.79	988.5	1139.3	0.2674	1.5383	1.8057	150.77	1069.2	8
9	188.28	0.01656	42.40	156.22	985.2	1141.4	0.2759	1.5203	1.7962	156.19	1070.8	9
10	193.21	0.01659	38.42	161.17	982.1	1143.3	0.2835	1.5041	1.7876	161.14	1072.2	10
14.697	212.00	0.01672	26.80	180.07	970.3	1150.4	0.3120	1.4446	1.7566	180.02	1077.5	14.697
15	213.03	0.01672	26.29	181.11	969.7	1150.8	0.3135	1.4415	1.7549	181.06	1077.8	15
20	227.96	0.01683	20.089	196.16	960.1	1156.3	0.3356	1.3962	1.7319	196.10	1081.9	20
25	240.07	0.01692	16.303	208.42	952.1	1160.6	0.3533	1.3606	1.7139	208.34	1085.1	25
30	250.33	0.01701	13.746	218.82	945.3	1164.1	0.3680	1.3313	1.6993	218.73	1087.8	30
35	259.28	0.01708	11.898	227.91	939.2	1167.1	0.3807	1.3063	1.6870	227.80	1090.1	35
40	267.25	0.01715	10.498	236.03	933.7	1169.7	0.3919	1.2844	1.6763	235.90	1092.0	40
45	274.44	0.01721	9.401	243.36	928.6	1172.0	0.4019	1.2650	1.6669	243.22	1093.7	45
50	281.01	0.01727	8.515	250.09	924.0	1174.1	0.4110	1.2474	1.6585	249.93	1095.3	50
55	287.07	0.01732	7.787	256.30	919.6	1175.9	0.4193	1.2316	1.6509	256.12	1096.7	55
60	292.71	0.01738	7.175	262.09	915.5	1177.6	0.4270	1.2168	1.6438	261.90	1097.9	60
65	297.97	0.01743	6.655	267.50	911.6	1179.1	0.4342	1.2032	1.6374	267.29	1099.1	65
70	302.92	0.01748	6.206	272.61	907.9	1180.6	0.4409	1.1906	1.6315	272.38	1100.2	70
75	307.6	0.01753	5.816	277.43	904.5	1181.9	0.4472	1.1787	1.6259	277.19	1101.2	75
80	312.03	0.01757	5.472	282.02	901.1	1183.1	0.4531	1.1676	1.6507	281.76	1102.1	80
85	316.25	0.01761	5.168	286.39	897.8	1184.2	0.4587	1.1571	1.6158	286.11	1102.9	85
90	320.27	0.01766	4.896	290.56	894.7	1185.3	0.4641	1.1471	1.6112	290.27	1103.7	90
95	324.12	0.01770	4.652	294.56	891.7	1186.2	0.4692	1.1376	1.6068	294.25	1104.5	95
100	327.81	0.01774	4.432	298.40	888.8	1187.2	0.4740	1.1286	1.6026	298.08	1105.2	100
110	334.77	0.01782	4.049	305.66	883.2	1188.9	0.4832	1.1117	1.5948	305.30	1105.5	110

Fracción de la tabla de propiedades termodinámicas del vapor de agua saturado seco: Tabla de presión. (Tabla 7 del apéndice de Procesos de Transferencia de calor Donald Q. Kern, página 921)

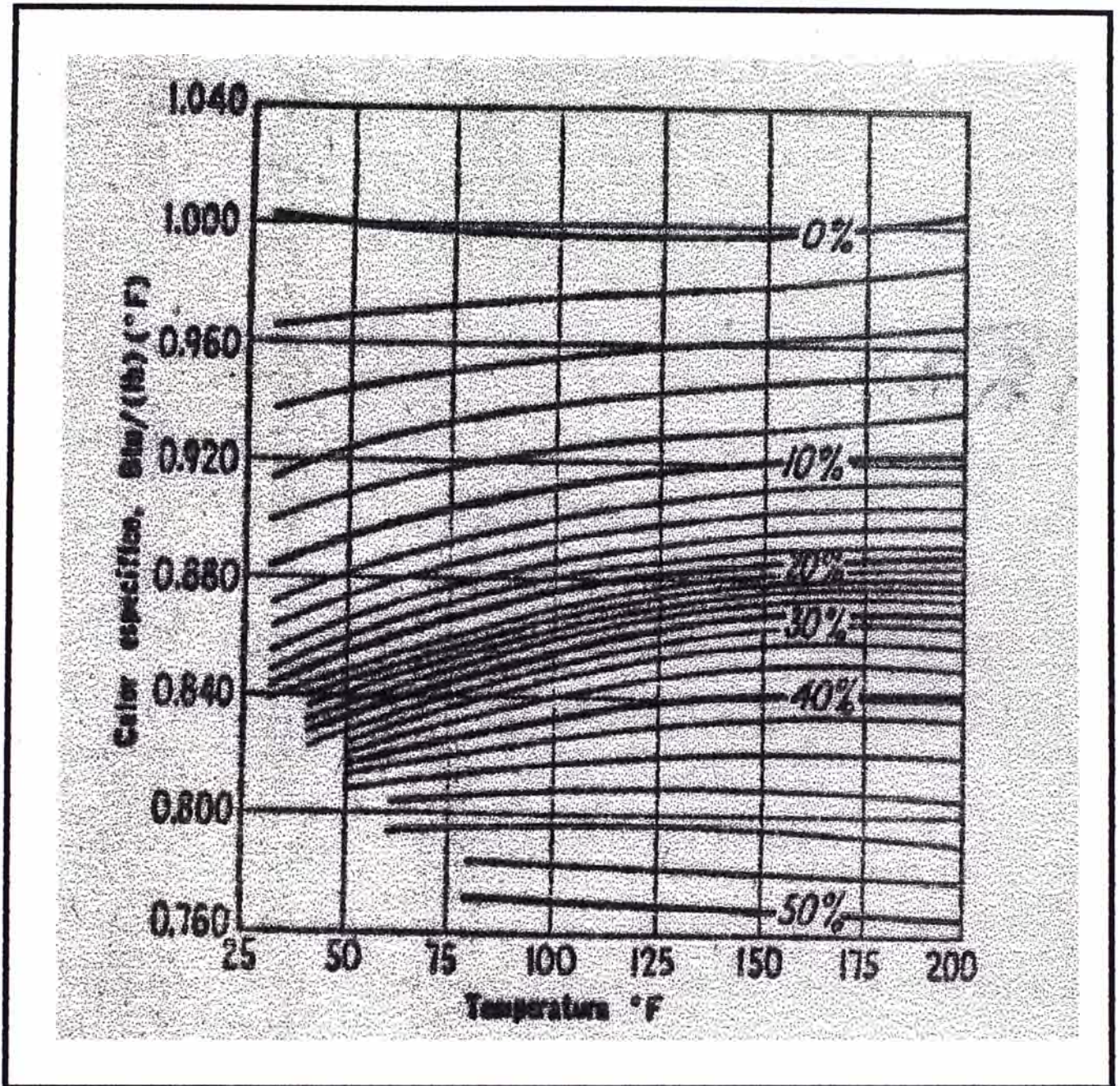


FIGURA A5.1. CALOR ESPECÍFICO DE SOLUCIONES DE SODA CÁUSTICA

ANEXO 6**Cristalización de la soda cáustica:**

Para comprobar que la soda cáustica a las concentraciones y temperaturas tratadas en el proceso de recuperación no cristalizan, se consulta las curvas de punto de congelación y solubilidad de la soda y agua (figura A6.1). Se verifica cada etapa en la tabla A6.1

A la salida	% NaOH	Temperatura (°C)	Estado
Primer efecto	13	110.31	Líquido
Segundo efecto	17	101.11	Líquido
Tercer efecto	23	89.08	Líquido
Cuarto efecto	35	68.23	Líquido
Zona de impregnación	25	15	Líquido

TABLA A 6.1. ESTADO DE LA LEJÍA A DIFERENTES CONCENTRACIONES Y TEMPERATURAS

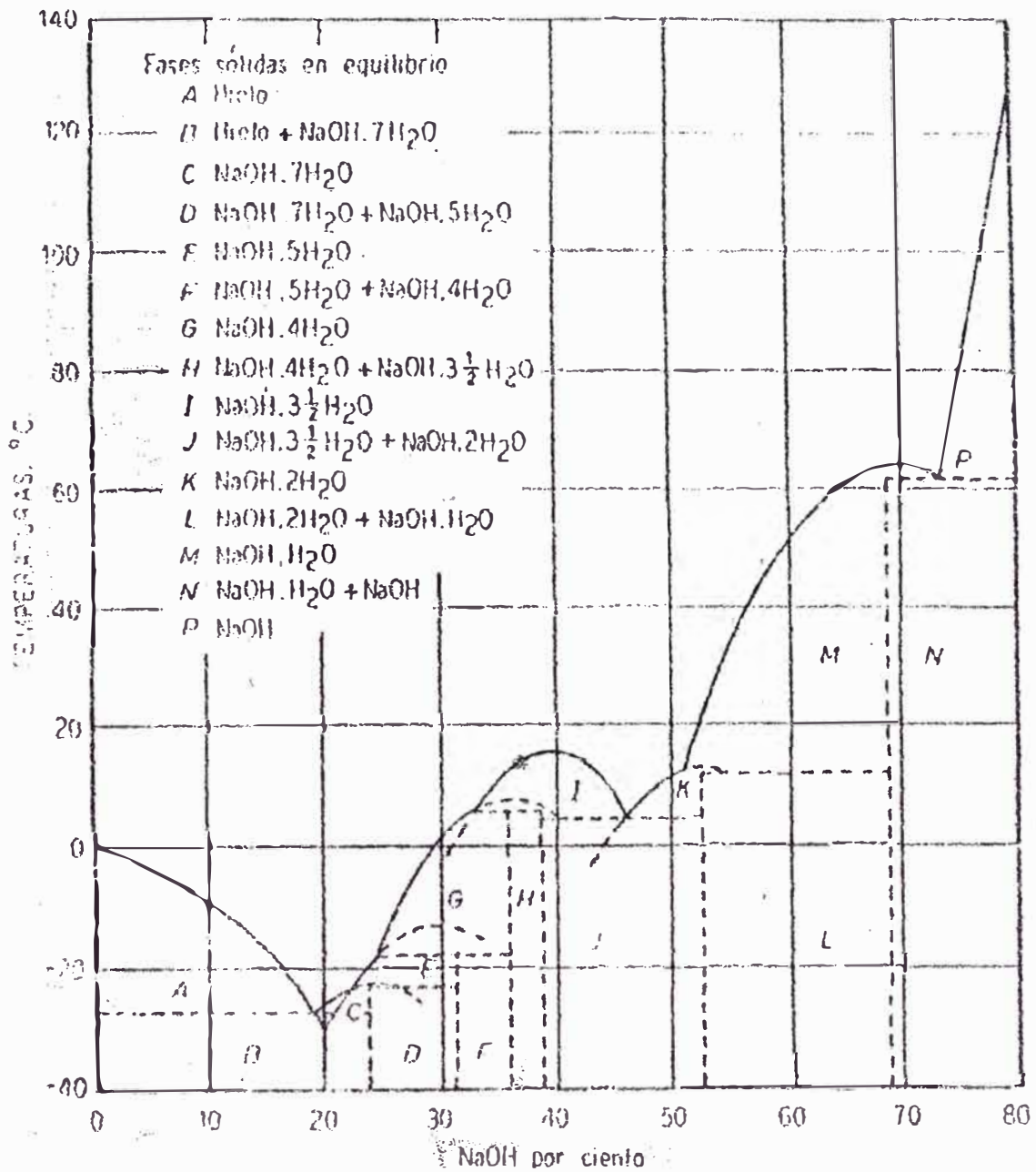


FIGURA A6.1. PUNTO DE CONGELACIÓN Y SOLUBILIDAD DEL SISTEMA NaOH Y H₂O

ANEXO 7**PERFILES DE AGUAS RESIDUALES EN LA INDUSTRIA TEXTIL**

CONTAMINANTES	CALIFICACIÓN
Sólidos suspendidos	C
Salinidad	C
Variaciones de pH	C
Aceites y grasas	C
Sólidos sedimentables	C
DBO	M
DQO	M
Calor	M
Color	M
Olor	C
Metales pesado	I
Cianuros	I
Tiocionatos	I
Cromatos	V
Fosfatos	V
Fluoruros	I
Amoniaco	I
Productos orgánicos (en gral)	M
Fenólicos	I
Plaguicidas	I
Agentes activos de la superficie	C

Donde :

M = Factor mayor.

C = Contribuye al problema .

I = insignificante

V= Varía en la industria, puede contribuir.