

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ciencias Naturales y Matemáticas

Diseño de un recuperador de solventes de los residuos de las tintas flexográficas de una fábrica de plástico

PROYECTO INTEGRADOR

Previo la obtención del Título de:

INGENIERO QUÍMICO

Presentado por:

Alejandro Gabriel Aucapiña Silva

Jean Marc Campoverde Pizarro

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2018

DEDICATORIA

Este proyecto se lo dedico a mis padres Alejo y Sonnia que son los pilares fundamentales en mi desarrollo como profesional y como ser humano.
(Alejandro Aucapiña).

Este proyecto se lo dedico a mis padres Felicita Pizarro y Humberto Campoverde y hermanos, cuyo constante apoyo permitieron alcanzar esta meta y fomentaron mi desarrollo personal.
(Jean Campoverde).

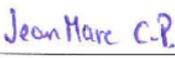
AGRADECIMIENTOS

Mis más sinceros agradecimientos a la PhD. Yris González y al PhD. Wilfredo Angulo por darnos las guías necesarias en el desarrollo de este proyecto. Al Ing. Tyrone Alcívar y a la Dra. Maribel Jaramillo por prestarnos el laboratorio de hidrocarburos para poder realizar nuestros experimentos.

DECLARACIÓN EXPRESA

"Los derechos de titularidad y explotación, nos corresponde conforme al reglamento de propiedad intelectual de la institución; *Alejandro Aucapiña y Jean Marc Campoverde* damos nuestro consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual"


Alejandro Aucapiña S.


Jean Campoverde P.

EVALUADORES



MSc. Miriam Checa

PROFESORA DE LA MATERIA



PhD. Yris González

PROFESOR TUTOR



PhD. Wilfredo Angulo

PROFESOR CO-TUTOR

RESUMEN

Plastigomez S.A. es una empresa dedicada a la fabricación de empaques plásticos y actividades flexográficas. Terminado el proceso de impresión, los residuos de tinta son removidas con solventes orgánicos, y son recuperados por un destilador que alquila a otra empresa, significando un costo considerable por kilogramo de solvente recuperado. Para reducir dichos costos, se diseñó un recuperador de solventes.

Para el diseño del equipo se comparó dos procesos que permitan la recuperación de solventes y se seleccionó el de menor costo de operación. Se caracterizó los residuos de las tintas flexográficas a la entrada del proceso a través el uso de las normas INEN. Se realizó los balances de materia, energía y dimensionamiento del recuperador empleando las ecuaciones de diseño. Posteriormente se realizó un análisis económico del equipo.

La destilación experimental que se llevó a cabo dio como resultados, la recuperación de un 90% de los solventes, y un rango de temperaturas de ebullición entre 81°C y 96°C. Los solventes contienen 23% de acetato de propilo, 59,3% de propanol, 14,7% de isopropanol y 3% etanol en base volumétrica obtenida mediante cromatografía de gases. Las dimensiones del destilador batch con una capacidad de 200 litros, operando 3 horas en cada lote y una potencia de 6,37 KW. El enfriador con aire tiene un área de transferencia de calor de 0,91 m², y una potencia de 1,67 KW.

El costo de operación es \$0,11/ kg de recuperado, obteniendo un ahorro de \$0,49 cada Kg de recuperado. Con esto se establece el proyecto es factible para la construcción del mismo.

Palabras Clave: Recuperación, Tintas, Solventes, Destilación.

ABSTRACT

Plastigomez S.A. is a company dedicated to factoring of plastic vessels and flexographic activities. Once the printing process is over, ink wastes are removed with organic solvents, and are recovered by a distiller that the company rents, which means a considerable cost per kilogram of recovered solvent. In order to reduce those costs, a solvent recovery system was designed.

For the equipment design it was compared two different processes that allow the solvents recovery, the one with lower operation cost was selected. Flexographic inks wastes were characterized at the entrance of the process following up the INEN standards. A mass and energy balances for the solvents recovery system was made, alongside the sizing of the equipment using design equations. Subsequently, an economic analysis of the equipment was carried out.

The experimental distillation gave the following results: A 90% of the solvents were recovered and the range of boiling temperatures for the solvents were between 81°C and 95 C. The gases chromatography results show that solvents contain 23% of propyl acetate, 59,3% of propanol, 14,7% of isopropanol and 3% of ethanol on volumetric base. The dimensions of the batch distiller with a capacity of 200 liters, operating at 3 hours per lot and a power of 6,37 KW. The air cooler has a heat transfer area of 0,91 m², and a power of 1,67 KW.

It was determined that the operating cost is \$ 0.11 per kg of recovered solvent, which gets a saving of \$ 0.49 per Kg of recovered solvent for the company. This establishes feasibility of the project for its construction.

Keywords: *Recovery, Ink, Solvents, Distillation.*

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN	i
<i>ABSTRACT</i>	ii
ÍNDICE GENERAL.....	iii
ÍNDICE DE FIGURAS	vi
ÍNDICE DE TABLAS	vii
CAPÍTULO 1	1
1. Introducción.....	1
1.1 Descripción del problema	2
1.2 Justificación del problema	3
1.3 Objetivos	4
1.3.1 Objetivo General.....	4
1.3.2 Objetivos Específicos.....	4
1.4 Marco teórico	4
1.4.1 Materia prima.....	4
1.4.2 Antecedentes sobre recuperadores de solventes	5
1.4.3 Destilación Atmosférica.....	7
1.4.4 Destilación al vacío	8
1.4.5 Destilación Batch	9
1.4.6 Guía de Diseño destilador Batch	12
1.4.7 Introducción a enfriadores con aire	13
1.4.8 Criterios de diseño para el Enfriador con aire	15
1.4.9 Guías de diseño.....	15

CAPÍTULO 2.....	17
2. Metodología.....	17
2.1 Ingeniería Conceptual	17
2.1.1 Caracterización de la muestra	17
2.2 Ingeniería Básica	18
2.3 Balance de materia y energía.....	18
2.3.1 Balance de Materia del Destilador	19
2.3.2 Balance de energía en el destilador	20
2.3.3 Balance de materia y energía Enfriador con aire	22
2.4 Cálculos y dimensionamiento del sistema	24
2.4.1 Diseño de Destilador batch	24
2.4.2 Diseño del Enfriador con aire.....	26
2.5 Potencia del ventilador	27
2.6 Diagramas de flujo	28
2.7 Análisis Económico	29
2.7.1 Costos de los Equipos	29
2.7.2 Costos de Destilador.....	29
2.7.3 Costo del Enfriador con aire.....	29
CAPÍTULO 3.....	31
3. Resultados Y ANÁLISIS	31
3.1 Resultados Experimentales de la destilación	31
3.2 Análisis de resultados de la mejor alternativa.....	33
3.3 Análisis de Resultados de la experimentación.....	33
3.4 Resultados del Destilador.....	34
3.5 Análisis de resultados del destilador	35
3.6 Resultados del Enfriador con aire.....	35
3.7 Análisis de resultados del Enfriador con aire	36

3.8	Resultados Costos de operación y Equipo	36
3.9	Análisis de resultados de los Costos	40
3.10	Descripción del Proceso.....	¡Error! Marcador no definido.
CAPÍTULO 4		¡Error! Marcador no definido.
4.	Conclusiones Y RECOMENDACIONES.....	¡Error! Marcador no definido.
	Conclusiones	¡Error! Marcador no definido.
5.	Bibliografía	44
ANEXOS		47
Anexo a.....		47

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Esquema de proceso de destilación por lotes.....	7
Figura 1.2 Equipo destilador al vacío.....	8
Figura 1.3 Destilación intermitente simple.....	9
Figura 1.4 Efecto nivel de temperatura y coeficiente de transferencia de calor para Determinar las filas de tubos.....	48
Figura 3.1 Rangos de Temperatura de ebullición de los solventes.....	31
Figura 3.2 Cromatografía de Gases de los solventes recuperados.....	32
Figura 3.3 Proyección masa de recuperado.....	38
Figura 3.4 Diagrama de flujo del recuperador de solventes.....	41

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Componentes de los residuos de tintas.....	5
Tabla 1.2 Tiempos de operación en recuperadores de calor comerciales.....	13
Tabla 1.3 Coeficientes globales de transferencia de calor para Enfriador con aire.....	45
Tabla 1.4. Determinación de Fp.....	48
Tabla 2.1: Índice de costo.....	30
Tabla 3.1 Resultado Intervalo de temperaturas.....	34
Tabla 3.2 Composición de los solventes recuperado.....	32
Tabla 3.3. Cuadro comparativo de los recuperadores de solventes.....	32
Tabla 3.4 Resultado balance materia del destilador.....	34
Tabla 3.5 Resultado balance de energía del destilador.....	34
Tabla 3.6 Diseño del Equipo destilador	34
Tabla 3.7 Cuadro Comparativo Destilador.....	35
Tabla 3.8 Balance de materia y energía Enfriador con aire.....	35
Tabla 3.9 Resultados Diseño del Enfriador con aire.....	36
Tabla 3.10 Costo de los Equipos.....	36
Tabla 3.11 Datos Históricos Masa de Solvente recuperados.....	37
Tabla 3.12 Proyección Masa solvente recuperado.....	37
Tabla 3.13 Costo Operario.....	38
Tabla 3.14 Costo Horas hombre.....	38
Tabla 3.15 Consumo de Energía.....	39
Tabla 3.16 Costo de Producción.....	39
Tabla 3.17 Ahorros de los costos de producción por la elaboración del equipo.....	39

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCIÓN

La industria flexográfica, se basa en los procesos donde se utiliza como materia prima tinta de base acuosa, que tiene en su composición solventes orgánicos tales como el propanol, acetato de propilo, entre otros. Los residuos de tinta que quedan en la bandeja de impresión son removidos con solventes que requieren ser adquiridos, implicando un costo de materia prima adicional al proceso.

Plastigomez S.A. es una empresa dedicada a la fabricación y comercialización de empaques flexibles, rollos de polietileno y actividades flexográficas, ubicada en la Vía Perimetral km 25 y Calle A en la ciudad de Guayaquil. La mayoría de los solventes que se usan para la remoción de la tinta en el proceso, son recuperados mediante la contratación del servicio a otra empresa, significando un costo considerable por kilogramo de solvente recuperado.

En Plastigomez S.A. se producen alrededor de 6000 kg de residuos de tintas cada dos meses, implicando un costo de \$3200 por la contratación de servicio de la empresa recuperadora de solventes. Por lo tanto la instalación de un recuperador propio de solventes, significará un ahorro considerable para la empresa.

Para el diseño preliminar del equipo se requiere comparar distintos procesos que permitan la recuperación de solventes y seleccionar el que se ajuste a las especificaciones deseadas, caracterizar los residuos de las tintas flexográficas para conocer su composición en solventes y sólidos no volátiles a la entrada del proceso, dimensionar el recuperador de solventes empleando las ecuaciones de diseño y balances de materia y energía necesarios, Determinar la factibilidad y presupuesto económico que se requerirán para la construcción del recuperador de solventes.

1.1 Descripción del problema

La industria flexográfica está en constante crecimiento, ya que las tintas son muy beneficiosas en el proceso de impresión debido a que secan muy rápido y sin que se llegue a escurrir. A pesar de ello, los residuos que tienen estos compuestos son peligrosos para el ambiente y el ser humano. Están compuestos por los solventes (n-propanol, etanol, n-propil acetato) y lodos de tinta (resinas, pigmentos, aditivos y trazas de solventes). En la actualidad, el lodo de tinta se gestiona como residuo tóxico y peligroso, por las propiedades de inflamabilidad que le otorga el disolvente. (Pomares, 2010)

Se calcula que en la Unión Europea hay más de 7000 máquinas de impresión gráfica de flexografía y hueco grabado, en las cuales cada máquina produce entre cuatro y ocho toneladas al año de desechos provenientes del lavado de las máquinas, y que consisten en un lodo de tinta. De los residuos de tintas se obtienen como resultado unas 61000 toneladas de desechos con respecto al solvente al año según el departamento de Ingeniería Química e integrado en el Instituto Universitario de los Procesos Químicos de la UA. (Pomares, 2010)

En Colombia se realizaron estudios mostrando que el 7 % de la tinta que se emplea en los procesos de impresión se transforma en residuo, y el 8 % de los desechos líquidos peligrosos son recuperados o valorizados por las organizaciones. Se calcula que durante el año 2015 se produjeron 5910 toneladas de desechos peligrosos, producto de la fabricación y uso de tintas. (Correa Mahecha, Tamayo León, & Arias Arias, 2017)

En Ecuador, acorde con el Ministerio del Ambiente las empresas que utilizan estas tintas flexográficas deben dar un tratamiento de estos residuos con la finalidad de disminuir los impactos ambientales y promover la competitividad en el área industrial (ambiente, s.f.). Siendo la recuperación de solventes una alternativa para la reducción de desechos.

Plastigomez S.A. es una empresa que se dedica a la fabricación de empaques plásticos flexibles naturales o impresos. En el proceso de impresión se utilizan tintas flexográficas

diluidas con propanol y acetato de propilo. Para recuperar el propanol presente en los residuos de las tintas flexográficas se contrata los servicios a una empresa que utiliza un recuperador de solventes. Esto demanda un gasto para la empresa, la cual requiere del diseño de un recuperador de solventes y el presupuesto que conlleve a la fabricación del mismo.

La empresa utiliza estos solventes para el lavado de máquinas de impresión así como los instrumentos que se utilizan para este proceso. En cada lote de impresión, se utiliza estos solventes por su facilidad de extraer restos de tintas que se quedan en la maquina e instrumentos de impresión. Estos solventes que han sido utilizados en la limpieza, se logran recuperar gracias a un destilador que la empresa contrata.

En Plastigomez S.A. se producen alrededor de 6000 kg de residuos de tintas cada dos meses y corresponden a un gasto de alrededor de \$3200 que correspondería al tratamiento de los solventes sin tomar en consideración los lodos de tinta.

1.2 Justificación del problema

Debido a que esta mezcla es rica en alcoholes y otros solventes orgánicos, un recuperador de solventes permite reciclar dichos solventes para que puedan ser utilizados una vez más en la limpieza de las bandejas de impresión y así reducir la compra de más solvente para su limpieza.

La solución más viable y económica para la recuperación de disolventes orgánicos es la destilación. La mezcla de lodos se introduce en una destiladora donde se aplica calor para que caliente el compuesto hasta que alcance su temperatura de ebullición y así volatilice. Dependiendo del nivel de contaminantes en la materia prima inicial, se puede ajustar la temperatura para conseguir recuperar la mezcla de disolventes deseados.

Este proyecto intenta contribuir con el diseño de un recuperador de solventes propio para la empresa PLASTIGÓMEZ S.A., por medio de una ingeniería conceptual y básica, lo que significará una reducción de costos en alquiler del equipo, operario de la máquina, y en la compra de solventes para la limpieza de las bandejas de impresión.

Para diseño del equipo es importante que sea elaborado de forma óptima, evaluando los parámetros de operación, así como manejo de forma segura de estos equipos. Este proceso destaca una de las diversas aplicaciones que tiene las operaciones unitarias de la cual se hace referencia a la purificación o concentración de soluciones.

Las operaciones unitarias son unas de las herramientas fundamentales para la recuperación de estos solventes. Una vez propuesto este proyecto, con ayuda de estos equipos tales como destiladores, intercambiadores de calor, etc. se podrá recuperar de manera eficiente los solventes, teniendo un beneficio económico en el tratamiento de estos desechos, así como tener un menor impacto ambiental del mismo.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo General

Diseñar un recuperador de solventes a partir de los residuos de tintas de impresión de la empresa Plastigomez S.A.

1.3.2 Objetivos Específicos

- Comparar distintos procesos que permitan la recuperación de solventes y seleccionar el de menor costo de operación.
- Caracterizar los residuos de las tintas flexográficas para conocer su composición en solventes y sólidos no volátiles a la entrada del proceso.
- Realizar balances de materia y energía para dimensionar el recuperador de solventes, apoyándose en las ecuaciones de diseño.
- Determinar la factibilidad y presupuesto económico que se requerirán para la construcción del recuperador de solventes.

1.4 Marco teórico

1.4.1 Materia prima

Como materia prima las industrias flexográficas utilizan una mezcla de tintas de impresión con solventes de propanol y acetato de propilo, y en algunas ocasiones, etanol. Esta mezcla suele llevarse a una proporción del 90% en solventes y 10% en tinta. (Flexografía.com, 2017).

Se han realizado estudios para la caracterización de los residuos de tinta, donde se los somete a pruebas de humedad, análisis gravimétricos de sólidos no volátiles presentes y cromatografía de gases. Cuyos resultados revelaron que la composición másica de los residuos de tintas flexográficas es la siguiente:

Tabla 2.1 Componentes de los residuos de tinta [Correa Mahecha, et al., 2017]

Componentes	%m/m
Sólido no volátil	4,76
Agua	2,17
Propanol	56,49
Etanol	12,6
N-Propil Acetato	13,82
Acetato de etilo	6,78
Metoxipropanol	2,24
Desconocidos	1,09

1.4.2 Antecedentes sobre recuperadores de solventes

Estudios anteriores han realizado diversos sistemas de recuperación, como en la Universidad de Alicante cuyo procedimiento está siendo patentado, el cual está constituido por varias etapas, entre ellas, floculación, centrifugación, destilación y secado; así, se logra recuperar el solvente de las tintas y obtener otros productos tales como barniz (resina, aditivos y parte de disolvente), y los pigmentos de la pasta de tinta. (Pomares, 2010). Es muy viable pues las operaciones de limpieza de las máquinas se realizan con el mismo disolvente utilizado en la composición de la tinta, por lo que no se altera la naturaleza de las tintas y, por tanto, son susceptibles de ser recuperadas mediante un tratamiento adecuado.

En dicho estudio, la floculación consiste en unir los pigmentos de tinta en partículas más grandes formando flocs o aglomerados gracias a la acción de un compuesto químico conocido como floculante para que, posteriormente, mediante el centrifugado a 6000 revoluciones por minuto, se puedan separar del barniz y del disolvente. Posteriormente,

gracias a la destilación, se separa el barniz, cuya resina es soluble, del disolvente. Por otro lado, los pigmentos de tinta se someten a un proceso de secado para eliminar los restos de disolvente.

Como resultado, el proceso permite obtener disolvente y barniz –compuesto por resina, aditivos y parte de disolvente, que son reutilizables en la preparación de tintas de impresión flexográficas, de forma que las empresas del sector, que son las mismas empresas generadoras del residuo, podrían utilizar este producto reciclado contribuyendo así a sus respectivos planes de minimización de residuos.

Finalmente, el sobrenadante es sometido a destilación, así, como resultado de la destilación, se obtiene el denominado lodo de tinta, que es una mezcla de pigmentos de distintos colores dispersos en una disolución de resina, aditivos y el resto de disolvente no destilado. Actualmente, ese lodo se gestiona como residuo tóxico y peligroso, por las propiedades de inflamabilidad que le otorga el disolvente, mientras que los vapores resultado de la destilación, son condensados mediante una corriente de agua fría que pasa por una carcasa, la que evita el contacto directo entre el agua y los vapores de solvente.

En Ecuador se realizó una propuesta para la recuperación de estos solventes, en esta, los residuos de tinta se someten a un proceso de evaporación, separando los solventes de los lodos de tinta. Luego estos solventes son enviados a un destilador donde se va a separar en sus componentes, tales como: etanol, n- propil acetato y propanol, para luego ser condensados mediante un enfriador de agua. (Moyano, 2017)

Sin embargo, este proceso va dirigido a la venta de los solventes destilados, la propuesta del recuperador de solventes del siguiente proyecto busca la recuperación total de todos los solventes prolongando su utilidad, mejorando la rentabilidad del negocio y a su vez, disminuyendo los impactos ambientales que generan los residuos de tinta. El recuperador de solvente se va a llevar a cabo a través de los procesos de destilación.

Las unidades de destilación separan los solventes presentes en los residuos de lavado de tinta en forma de condensado de sus componentes no volátiles, como son los

pigmentos y resinas, estos permanecen en el fondo del destilador como lodos residuales de tinta.

1.4.3 Destilación Atmosférica

La empresa Plastigomez contrata los servicios a una empresa recuperadora de solventes. El método de esa empresa es dejar que se separe gran parte el lodo de tinta del solvente dejándolo aproximadamente un tiempo de dos meses en los tanques donde se decanta. Una vez decantado, se comienza a bombear el sobrenadante de lodo; se somete a calentarlo para que se evapore todos los solventes. Se usa para solventes que tenga un punto de ebullición bajo.

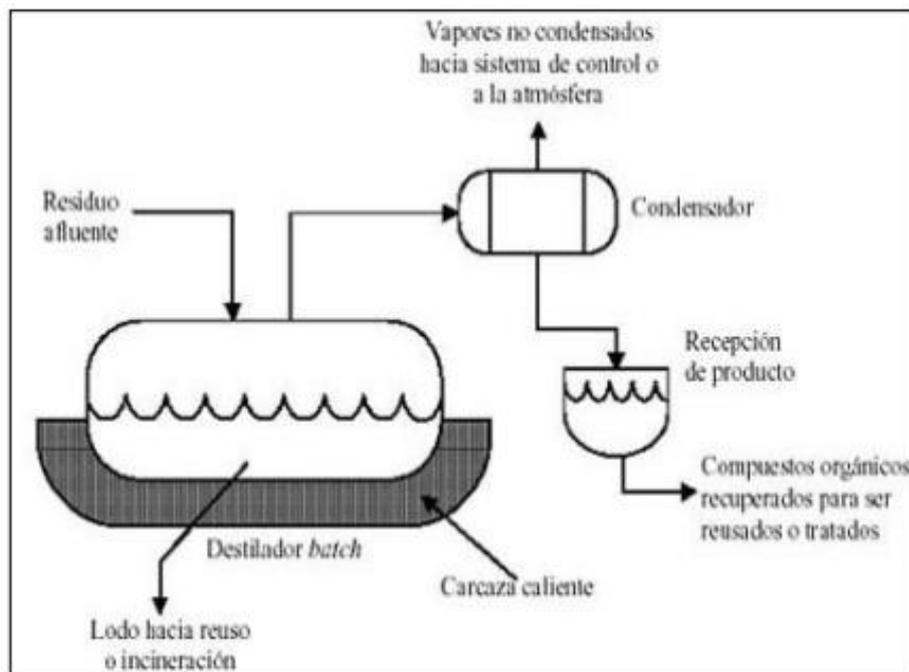


Figura 1.1 Esquema de proceso de destilación por lotes [Argudo G., 2014]

1.4.4 Destilación al vacío

La destilación al vacío es una muy buena alternativa ya que permite destilar los solventes que tengan alto punto de ebullición de hasta 200°C. La destilación al vacío permite que se trabaje a temperaturas de debajo del punto de ebullición de estos solventes. El solvente sucio generado por el lavado de las máquinas de impresión es cargado por una bomba al tanque y de allí es transferido al destilador gracias a la actuación donde actúa la bomba de vacío para su destilación. De acuerdo a la composición de estos solventes se deben establecer los parámetros de operación y controlar que estos permanezcan constantes durante el proceso. Terminado el ciclo de recuperación, los residuos sólidos son retirados por gravedad directamente a un cilindro contenedor el cual posteriormente es entregado a una empresa especializada en el tratamiento de residuos sólidos peligrosos.

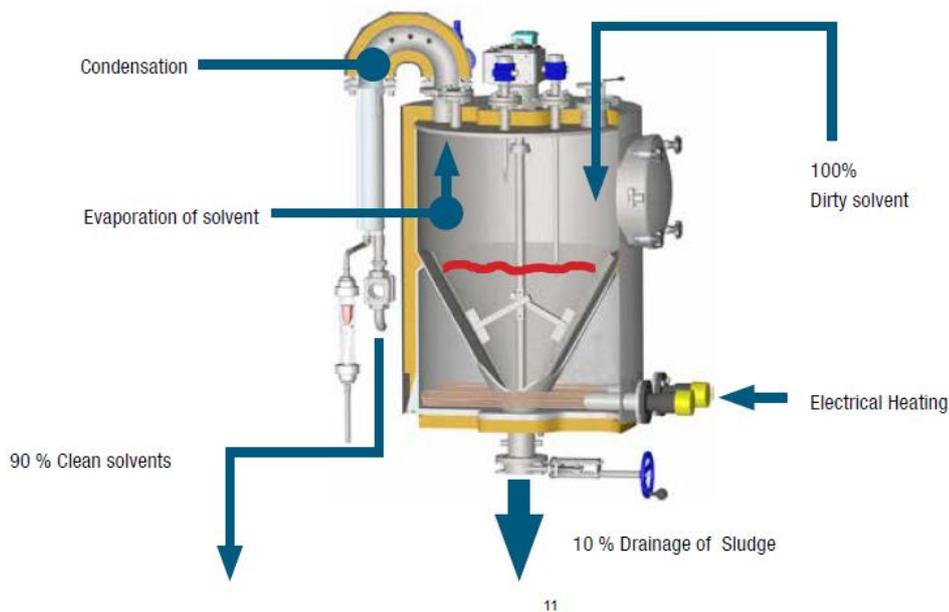


Figura 1.2 Equipo destilador al vacío [Ofriu, 2014]

El proceso de recuperación de solventes incluye las siguientes etapas:

1.4.5 Destilación Batch

La destilación Batch o diferencial es un método de destilación, donde primero se introduce líquido en un recipiente de calentamiento. La carga líquida se hierve lentamente y los vapores se extraen con la misma rapidez con que se forman, enviándolos a un condensador donde se recolecta el vapor condensado como destilado. La primera porción de vapor condensado es más rica en el componente más volátil. A medida que se procede con la vaporización, el producto vaporizado es más pobre. (Geankoplis, 1998).

La destilación Batch es la mejor alternativa cuando la fábrica no trabaja en forma continua y debe terminar su lote de producción en turnos de 8 a 16 horas generalmente. Si se requiere destilación en forma ocasional, la opción sería la destilación intermitente. (Wankatt, 2008).

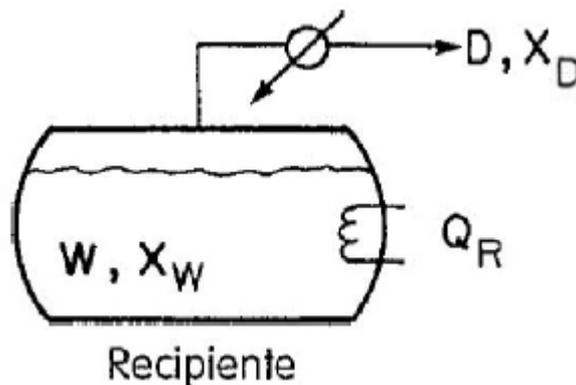


Figura 1.3 Destilación intermitente simple. [Wankat, 2008]

Si durante cualquier momento de la destilación hay L moles de una mezcla binaria líquida de componentes A y B, siendo x la composición molar de A en dicho líquido, y que esta mezcla se evapore una cantidad diferencial de dD moles del destilado con una composición y^* de vapor en equilibrio con el líquido. Entonces se puede realizar los siguientes balances de materia:

$$\text{Acumulación} = \text{Entra} - \text{Sale}$$

$$dL = 0 - dD$$

$$dL = -dD \quad (1.1)$$

Balance por componente A

$$\text{Acumulación} = \text{Entra} - \text{Sale}$$

$$d(Lx) = 0 - y^*(dD)$$

$$xdL + Ldx = -y^*(dD) \quad (1.2)$$

Reemplazando la ecuación 1.1 en la ecuación 1.2:

$$xdL + Ldx = y^*dL$$

$$xdL - y^*dL = -Ldx$$

$$(x - y^*)dL = -Ldx$$

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{(y^* - x)} \quad (1.3)$$

Integrando el extremo izquierdo desde la cantidad remanente sin destilar de **W** moles hasta la cantidad de **F** moles cargadas a la destilación, e integrando el lado derecho desde la composición X_W del líquido W remanente hasta la composición X_F del componente A en la alimentación F. (Treybal,2003).

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{X_W}^{X_F} \frac{dx}{(y^* - x)}$$

$$\ln(L) \Big|_W^F = \int_{X_W}^{X_F} \frac{dx}{(y^* - x)}$$

$$\ln F - \ln W = \int_{X_W}^{X_F} \frac{dx}{(y^* - x)}$$

$$\ln \left(\frac{F}{W} \right) = \int_{X_W}^{X_F} \frac{dx}{(y^* - x)} \quad (1.4)$$

La ecuación 1.4 se la conoce como Ecuación de Rayleigh.

La composición compuesta del destilado $y_{D,prom}$ puede determinarse mediante un balance de materia:

$$FX_F = Dy_{D,prom} + WX_W \quad (1.5)$$

Para evitar resolver la ecuación de Rayleigh por integración numérica, se puede utilizar la volatilidad relativa α_{AB} , la cual mide la facilidad con la que se separa el componente A de B. (Treybal, 2003).

Esta expresión se define como la relación entre la concentración de A en el vapor y la concentración de A en el líquido, dividida entre la relación entre la concentración de B en el vapor y la concentración de B en el líquido.

$$\alpha_{AB} = \frac{\frac{y_A}{y_B}}{\frac{x_A}{x_B}} \quad (1.6)$$

Si el sistema de componentes obedece la Ley de Raoult:

$$Y_A = \frac{P_A x_A}{P} \quad (1.7)$$

$$Y_B = \frac{P_B x_B}{P} \quad (1.8)$$

Reemplazando las ecuaciones 1.6 y 1.7 en la ecuación 1.5:

$$\alpha_{AB} = \frac{\frac{\frac{P_A x_A}{P}}{\frac{P_B x_B}{P}}}{\frac{x_A}{x_B}} \quad (1.9)$$

P_a y P_b son las presiones de vapor del componente A y del componente B las cuales se calculan con la ecuación de Antoine.

$$\log P = A - \frac{B}{C+T} \quad (1.10)$$

- P es la presión de vapor, generalmente en mmHg.
- A, B, C son parámetros específicos para cada sustancia.
- T es la temperatura en °C pero dependiendo de la fuente puede ser en Kelvin.

La volatilidad relativa se considera el promedio geométrico sobre el rango considerado de temperaturas, entonces la ecuación de Rayleigh puede expresarse como:

$$\log \frac{F X_F}{W X_W} = \alpha_{AB} \log \frac{F(1-X_F)}{W(1-X_W)} \quad (1.11)$$

Sin embargo, esta ecuación es solo válida para sistemas binarios, en el caso de un sistema multicomponente, la ecuación 10 adquiere la siguiente forma:

$$\log \frac{FX_{i,F}}{WX_{i,W}} = \alpha_{iJ} \log \frac{FX_{J,F}}{WX_{J,W}} \quad (1.12)$$

Se escoge un componente **J** para basar las volatilidades relativas; entonces, la ecuación se escribe una vez para cada uno de los demás componentes. Por ejemplo, para la *i*-ésima sustancia con volatilidad relativa basada en la sustancia **J**.

Así, $X_{i,F}$ es la fracción molar de la *i*-ésima sustancia de la carga que se alimenta al destilador y $X_{i,W}$ la del residuo. El sistema de ecuaciones que se forma para calcular las composiciones utiliza métodos iterativos, que se detendrán cuando se cumple que:

$$\sum X_{i,W} = 1 \quad (1.13)$$

1.4.6 Guía de Diseño destilador Batch

Para una destilación por lotes, el volumen del destilador debe ser superior al volumen que se carga los residuos de los solventes. Un aumento del 20% el volumen del tanque es ideal para la formación de vapor en el recipiente. (Smallwood, 2002). El diámetro del recipiente no debe ser lo suficientemente grande como para disminuir la velocidad del gas por debajo de la velocidad a la cual las gotitas se asentarán. La relación de la longitud con respecto al diámetro debe ser $L=3D$. (Turton, Bailie, Whiting, & Shaeiwitz, 2008).

La ecuación de Rayleigh no contiene algún término expresado por unidad de tiempo. El tiempo que se necesita para la destilación es, por lo tanto, independiente de cualquier cantidad de alimento. (Kern, 1999) Aunque muchas empresas que se dedican a la venta de equipos de recuperador de solventes fabrican sus equipos de tal forma que duren entre 3 a 5 horas. Generalmente algunas empresas tienen estandarizado el tiempo de recuperación de solventes. (Distatic, 2018).

Tabla 1.2 Tiempos de operación en recuperadores de calor comerciales
[www.hy-recycler.com]

Tipos	Capacidad	Hora
Hy90Ex	90	2.5 - 4 horas
Hy25Ex	125	2.5 -4 horas
Hy250Ex	250	3 – 4 horas
Hy450Ex	450	3 – 4 horas

1.4.7 Introducción a enfriadores con aire

Los enfriadores con aire se usan para enfriar o condensar corrientes de proceso con aire al ambiente como medio de enfriamiento en lugar de agua. En un intercambiador de calor enfriado por aire, el fluido caliente fluye a través de un banco de tubos con aletas, y el aire ambiente se sopla a través de los tubos por uno o más ventiladores de flujo transversal. El costo de operación es significativamente menor al de un enfriador con agua, por lo tanto, el alto costo de la energía en relación con el costo de capital favorece la refrigeración del aire. La refrigeración por aire también elimina los problemas de incrustación y corrosión asociados con el agua de enfriamiento, y se evita posibles fugas o la mezcla de agua con el fluido que se procesa. Por lo tanto, los costos de mantenimiento son generalmente más bajos para los enfriados con aire. (Serth & Lestina, 2014).

Un Enfriador con aire generalmente consta de los siguientes componentes:

Los tubos con aletas: Los tubos con aletas se usan regularmente en enfriadores con aire para compensar el bajo coeficiente de transferencia de calor del lado del aire. Se usan aletas (anulares) dispuestas en un patrón helicoidal a lo largo del tubo. La altura de la aleta es significativamente mayor que la de los tubos de aleta baja utilizado en intercambiadores de carcasa y tubos. Por lo tanto, este tipo de tubería se conoce como tubería de aleta alta. (Serth & Lestina, 2014).

Paquete de tubos: Un paquete de tubos consiste en una serie de tubos con aletas colocados entre los marcos laterales, pasando entre cuadros de encabezado en cualquier extremo. Contiene deflectores verticales en una disposición de flujo cruzado lado a lado, mientras que los deflectores horizontales dan como resultado un flujo transversal cruzado disposición relativa al flujo de aire. Los tubos se unen a la placa del tubo por expansión o soldadura. (Thulukkanam, 2013)

Ventiladores Axiales: Un ventilador desplaza el aire circulando por el paquete de tubos de manera transversal. Están impulsados por un motor eléctrico y dispositivo de transmisión de potencia. Las aspas de plástico del ventilador se utilizan para temperaturas del aire de hasta 79°C. (Mukherjee, 2003)

Un enfriador con aire puede ubicarse debajo (tiro forzado) o arriba (tiro inducido) del banco de tubos.

Enfriador con aire de tiro inducido: Ofrece una mejor distribución de aire a través de la sección y una menor posibilidad de recirculación del aire efluente caliente, además es fácilmente accesible para inspección y mantenimiento. Una de las principales desventajas es que se recomienda para fluidos que ingresan a una temperatura mayor a 175 ° C; de lo contrario, la falla del ventilador podría sujetar las aspas del ventilador a excesivas temperaturas. (Serth & Lestina, 2014)

Enfriador con aire de tiro forzado: Brinda una mejor accesibilidad de los componentes mecánicos para mantenimiento, es fácilmente adaptable para la recirculación de aire caliente para climas fríos y además no están expuestos al aire caliente que sale de la unidad. Una de las principales desventajas es tener mala distribución del aire sobre la sección y una posibilidad muy aumentada de recirculación de aire caliente, debido a la baja velocidad de descarga de las secciones y la ausencia de apilamiento. (Serth & Lestina, 2014).

1.4.8 Criterios de diseño para el Enfriador con aire

Distribución del flujo de aire: Para obtener una distribución uniforme del flujo de aire a través del paquete del tubo, el área del ventilador debe ser por lo menos 40% del área de la cara del paquete. La relación entre la longitud del tubo y el ancho del paquete de tubos debe estar en el rango de 3 a 3.5. Es también deseable tener un mínimo de cuatro filas de tubos. (Serth & Lestina, 2014)

Diseño de la temperatura del aire: Un intercambiador de calor refrigerado por aire debe estar diseñado para funcionar en condiciones de verano. Por lo tanto, la práctica habitual es determinar una temperatura que se excede solo del 2% al 3% del tiempo. (Serth & Lestina, 2014)

Temperatura del aire de salida: Para la operación de tiro inducido, la temperatura del aire de salida debe limitarse a aproximadamente 104 ° C para evitar daños a las aspas del ventilador. Sin embargo, estas partes pueden estar expuestas a altas temperaturas en caso de falla del ventilador. Por lo tanto, tiro forzado debe considerarse la operación si la temperatura del fluido del lado del tubo es mayor a 175 ° C. (Serth & Lestina, 2014).

Velocidad del aire: La velocidad del aire basada en el área de la cara del fardo y el aire en condiciones estándar generalmente es entre 2 y 4 m/s, con un valor de 2.5 a 3.5 m/s, es típico para unidades con cuatro a seis filas de tubos. Un valor en este rango generalmente proporcionará un equilibrio razonable entre la transferencia de calor del lado del aire y la caída de presión. (Serth & Lestina, 2014)

1.4.9 Guías de diseño

Existen valores generales de coeficientes transferencia de calor para Enfriador con aire como guía para poder calcular el área de transferencia de calor. Estos coeficientes dependen del tipo de sustancia que se va a enfriar. (Mukherjee, 2003). Estos coeficientes están tabulados en el Anexo A.

Existen varios métodos para poder diseñar un Enfriador con aire. Algunos métodos son más rigurosos para el diseño de una ingeniería de detalle y diseño para una ingeniería básica. El libro Rule of thumb for chemical Engineers de Carl Branan establece algunas pautas de diseño para poder estimar la potencia del ventilador, utilizando tablas o gráficas. (Branan, 2002) Para poder determinar el número de filas del paquete de tubos utiliza la grafica del anexo b.

Con las temperaturas del solvente y aire a la entrada del condensador y el coeficiente de transferencia se puede estimar el número de filas del paquete de tubos. La grafica da un intervalo de filas de tubos de la cual se debe elegir el entero más cercano del intervalo dado. (Branan, 2002).

La siguiente tabla ubicada en el anexo c permite calcular un factor F_p para el cálculo de la caída de presión a partir de flujo másico superficial del aire a través del paquete de tubos.

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA

El proyecto consta de dos etapas que son la ingeniería conceptual y la ingeniería básica, que serán utilizados para el desarrollo del diseño del recuperador de solventes.

2.1 Ingeniería Conceptual

Para la realización se procederá con la ingeniería conceptual en la cual se fundamentó previamente en diferentes estudios realizados con anterioridad sobre la recuperación de solventes de residuos de tintas, en la cual abarca investigaciones, tesis de grado o libros en la cual precisan las condiciones, variables y métodos de los diferentes procesos de producción y poder tener una buena elección apropiada en la eficiencia y costos del equipo. Además, abarca la caracterización de los residuos de las tintas basándose en pruebas de destilación y sólidos no volátiles.

2.1.1 Caracterización de la muestra

Para realizar el muestro se tomaron 3 muestras de residuos de lavado de distintos tanques, la primera muestra se tomó a inicios de semana, la segunda muestra se realizó a mediados de semana, y la última se consideró el fin de semana laboral de la empresa.

La presente caracterización desarrolla una metodología basada en ensayos de destilación siguiendo el procedimiento NTE INEN 2 151:99. Método de pruebas para el intervalo de destilación de líquidos orgánicos volátiles, para esto se realizó una destilación simple de 100 ml de muestra, para luego proceder a la lectura de las temperaturas por cada 10 ml de mezcla condensada, se realizó la destilación por

duplicado para cada muestra y proceder a la construcción de la gráfica %volumen recogido vs temperatura.

Se determinó la cantidad de sólidos no volátiles por gravimetría en la cual se pesa 100 ml de muestra y procederá a secar la muestra en la estufa a 105°C. Después de media hora llevarla al desecante y esperar por 15 minutos para que se enfríe, posteriormente la muestra es pesada en la balanza analítica. Se repetirá este proceso hasta que la diferencia de peso sea 0,1 mg, Este procedimiento se lo realiza de acuerdo a la normativa NTE INEN 2153.

2.2 Ingeniería Básica

Continúa este procedimiento mediante la ingeniería básica en la cual se realiza los balances de materias y energías ya detallados en conjunto con un diagrama de flujo y se evalúan las condiciones de operación; las dimensiones del equipo, y posteriormente el costo de operación y construcción para poder analizar su factibilidad económica.

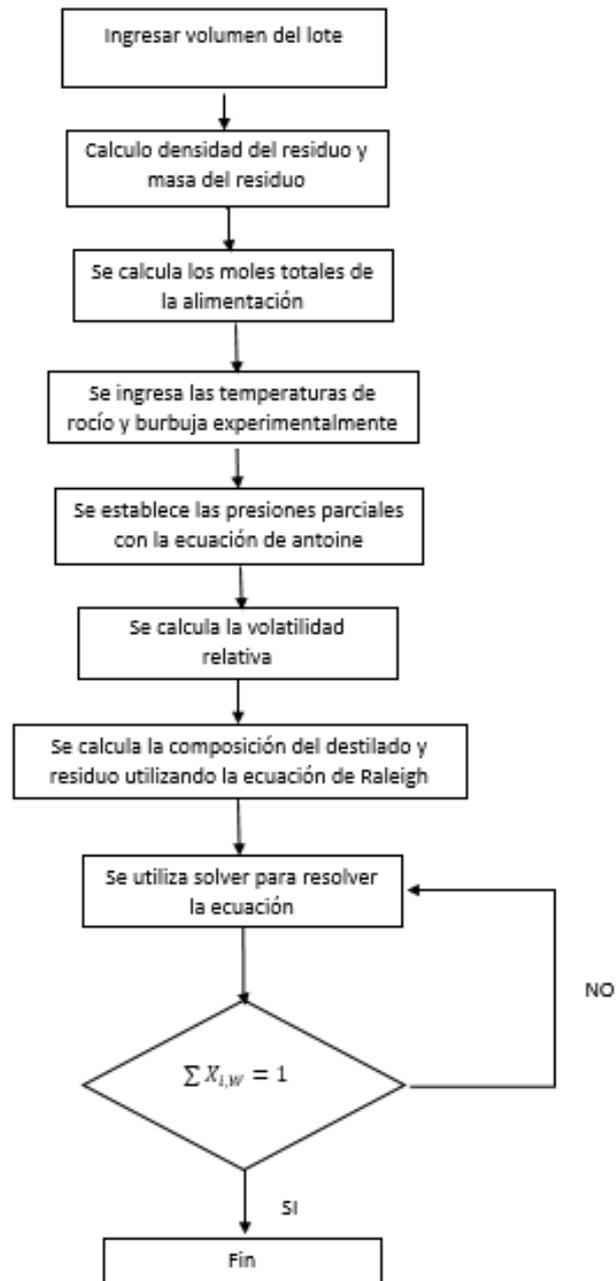
La ingeniería básica corresponde a una serie de procesos para lograr el diseño del recuperador de solventes consiste en los siguientes procesos:

2.3 Balance de materia y energía

De acuerdo a la caracterización de los residuos se establecen las condiciones de entrada, temperaturas de operación y presión que se debe trabajar así también las condiciones de equilibrio de estos componentes para poder en el siguiente proceso realizar los balances de materia y energía.

2.3.1 Balance de Materia del Destilador

Algoritmo del proceso



Se calcula la densidad del residuo por medio de las fracciones másicas de cada componente y la densidad de cada componente.

$$\rho_{mezcla} = x_i \rho_i \quad (2.1)$$

Los residuos están almacenados en barriles (1barril tiene 159L) de la cual se calcula la masa que contiene un barril a través de la densidad del residuo.

$$m_t = \frac{\rho_{mezcla}}{V_{mezcla}} \quad (2.2)$$

Se convierte en moles la masa total del residuo, utilizando su peso molecular.

$$n_t = m_t * \sum_i (PM_i * x_i) \quad (2.3)$$

Se suma las moles, para obtener los moles total de alimentación.

Se realiza el balance de materia global si se sabe que entra alimentación F y sale destilado D y residuos W.

Conociéndose que el 90% de la alimentación se destiló, se puede conocer las moles de destilado, y la diferencia será los moles de residuos que quedan en el destilador.

La temperatura de rocío y de burbuja son determinados de manera experimental.

Por medio de la ley de antoine se calcula las presiones de vapor de la mezcla a la temperatura de rocío usando la ecuación 1.9.

Se calcula la volatilidad relativa, fijando un componente como referencia. De este modo la presión de vapor de cada componente se divide para la presión de vapor del compuesto fijado. Se procede a resolver la ecuación de Rayleigh para multicomponentes, y plantear las ecuaciones respectivas.

De estas ecuaciones se conocen las moles de alimentación F, de residuo W, las composiciones molares de alimentación, las volatilidades relativas. Teniendo como incógnitas las composiciones en la corriente de residuo. Se usa la ecuación 2.11 para calcular las composiciones del residuo. Para validar ese método tiene que cumplir la ecuación 1.13.

Para resolver el sistema de ecuaciones no lineal, se utiliza métodos numéricos, tomando un valor inicial de la composición en el residuo de la sustancia de referencia el N-Propanol. De este modo, se podrá calcular la composición en el residuo de las demás sustancias.

Ya que el método es iterativo se ayuda de la herramienta de Excel, Solver que resuelve ecuaciones no lineales, se calcula las composiciones $y_{i,D}$ en el destilado con la ecuación 1.5.

2.3.2 Balance de energía en el destilador

Se toma en cuenta la energía necesaria para calentar la alimentación (calor sensible) desde la temperatura ambiente, hasta la temperatura final que es el temperatura de burbuja de la mezcla, para asegurar la evaporación de todos los solventes. Sumado a esto, la energía para el cambio de fase (calor latente).

Para el calor sensible:

$$Q_{S_i} = m_{i,F} C_{p_i} (T_{burbuja} - T_{amb.}) \quad (2.4)$$

Para el calor latente:

$$Q_{L_i} = m_{i,D} \lambda_i \quad (2.5)$$

Calor total:

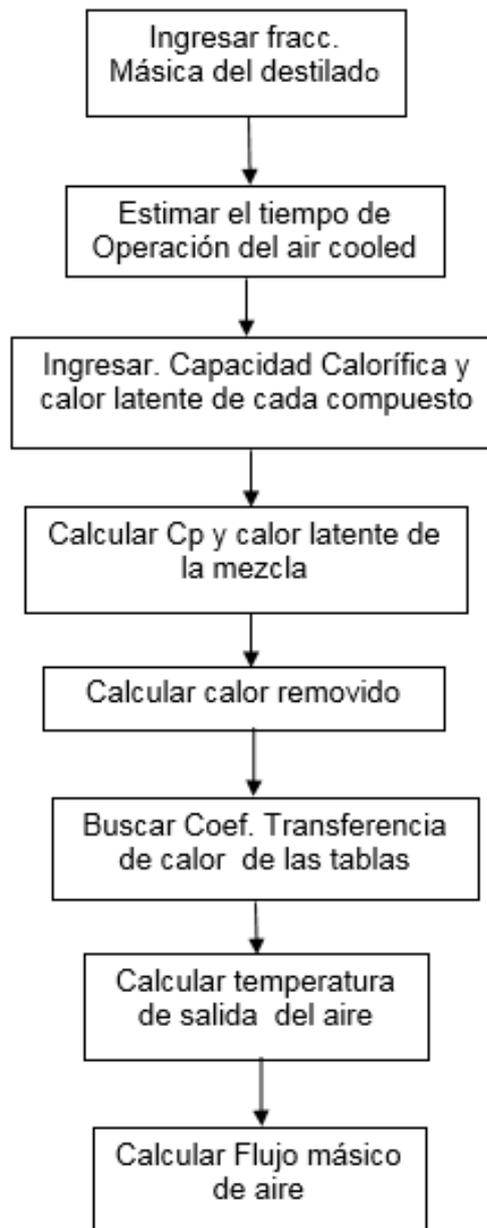
$$Q_{total} = \sum Q_{S_i} + \sum Q_{L_i} \quad (2.6)$$

Tomándose como datos lo siguiente:

- Propiedades termodinámicas de las sustancias, su calor específico (C_p), los calores latentes de vaporización de cada componente.
- La masa de la alimentación para cada componente, así como el destilado
- La temperatura de rocío de la alimentación.

Por último se establece un tiempo óptimo de recuperación de 3 horas de acuerdo a la capacidad del equipo según la tabla 1. De acuerdo a ese tiempo se establece el flujo de calor que debe ingresar al sistema.

2.3.3 Balance de materia y energía Enfriador con aire



El fluido que llega del destilador ingresa al Enfriador con aire con vapor saturado y mediante el enfriamiento con aire se procede a condensar hasta su punto de burbuja, luego sigue disminuyendo su temperatura hasta que el flujo se encuentre a una temperatura manipulable para el operador. Se estima un tiempo de operación de una hora a la cual todo el solvente se va a condensar.

Los cálculos realizados son para determinar la cantidad de calor removido, la temperatura a la salida del aire y cantidad de aire que debe ingresar al Enfriador con aire para enfriar el solvente. La temperatura a la cual sale los solventes debe estar de acuerdo a la temperatura a la cual se almacena los líquidos inflamables. Para solventes que contienen esteres y alcoholes, la temperatura máxima a la cual se deben almacenar es de 38 °C, según el instituto de seguridad e higiene en el trabajo. (Belloví, 1982)

A partir de las fracciones másicas de los solventes a la salida del destilador se procede a calcular el calor específico y calor latente de de los solventes.

$$C_{p_{sol}} = \sum x_i c_{p_i} \quad (2.7)$$

$$\lambda_{sol} = \sum x_i \lambda_i \quad (2.8)$$

Usando la temperatura de entrada (punto de rocío) y salida del solvente se procede a calcular el calor que se debe remover para enfriar el solvente a partir de la ecuación:

$$Q_{removido} = m_{sol} C_{p_{sol}} (T_2 - T_1) + m_{sol} * \lambda_{sol} \quad (2.9)$$

Para calcular una temperatura óptima de la temperatura del aire a la salida se utiliza el método que propuso Brown, la cual establece que su método establecerá un diseño óptimo del 25%. Estableciendo una primera aproximación confiable del diseño del enfriador. (Brown, 1979)

$$t_2 - t_1 = 0.005U \left(\frac{T_1 + T_2}{2} + t_1 \right) \quad (2.10)$$

Donde T_1 y T_2 son temperaturas del solvente a la entrada y salida del Enfriador con aire expresado en °F, U es Coeficiente de transferencia de calor general expresado en BTU/hft²oF y t_1 es la temperatura de entrada de aire en °F.

Para calcular la cantidad de aire que debe ingresar en el air-cooled se utilizara la siguiente ecuación:

$$m_{aire} = \frac{Q_{removido}}{C_{p_{aire}}(t_2 - t_1)} \quad (2.11)$$

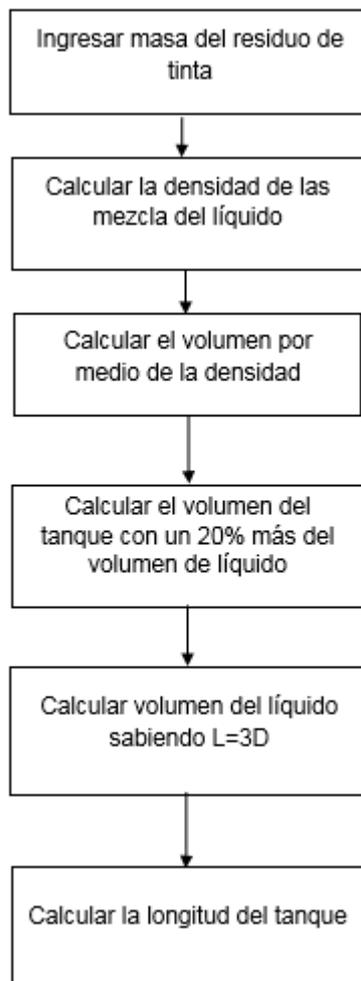
El tiempo que funciona el Enfriador con aire es desde que se alcanza la temperatura de burbuja del equipo hasta se evapora la solución. Por lo tanto se divide el calor latente para el flujo de calor que se estableció en el balance de energía del destilador dando así la siguiente ecuación:

$$\theta_{evaporacion} = \frac{m_D * \lambda}{\dot{Q}} \quad (2.12)$$

2.4 Cálculos y dimensionamiento del sistema

Se realizará los balances de materia, energía y cálculos pertinentes, así como los criterios ingenieriles que se han visto durante el proceso estudiantil. Los cálculos que se realiza es para sustentar el presente proyecto a través de las ecuaciones revisadas previamente de los libros y como guía para la construcción del sistema recuperador de solventes. Se elegirán los materiales que se deben usar para la realización del sistema.

2.4.1 Diseño de Destilador batch



Para el diseño del destilador tiene como fin de calcular el diámetro y la altura que tendrá que tener el destilador, el espacio mínimo para la separación vapor- líquido y además el

flujo másico a la cual se evapora el solvente para posteriormente poder estimar con el costo del equipo.

Las fórmulas utilizadas para el diseño de un tanque separador liquido-vapor están tomadas del libro Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes.

Calcular la densidad de la mezcla del líquido:

$$\rho_l = \sum x_{l_i} \rho_{l_i} \quad (2.13)$$

Donde x_{l_i} son las fracciones másicas de la alimentación.

El volumen que se carga al destilador se calcula por medio de la densidad a través de la siguiente ecuación.

$$V_l = \frac{m_l}{\rho_l} \quad (2.14)$$

Se debe dejar un espacio para que se evapore el solvente de un 20%.

$$V_t = 0.2 * V_l \quad (2.15)$$

El volumen de los tanques viene en tamaños estándar, se ajusta el volumen al entero mayor más cercano.

Se calcula el diámetro con la siguiente relación:

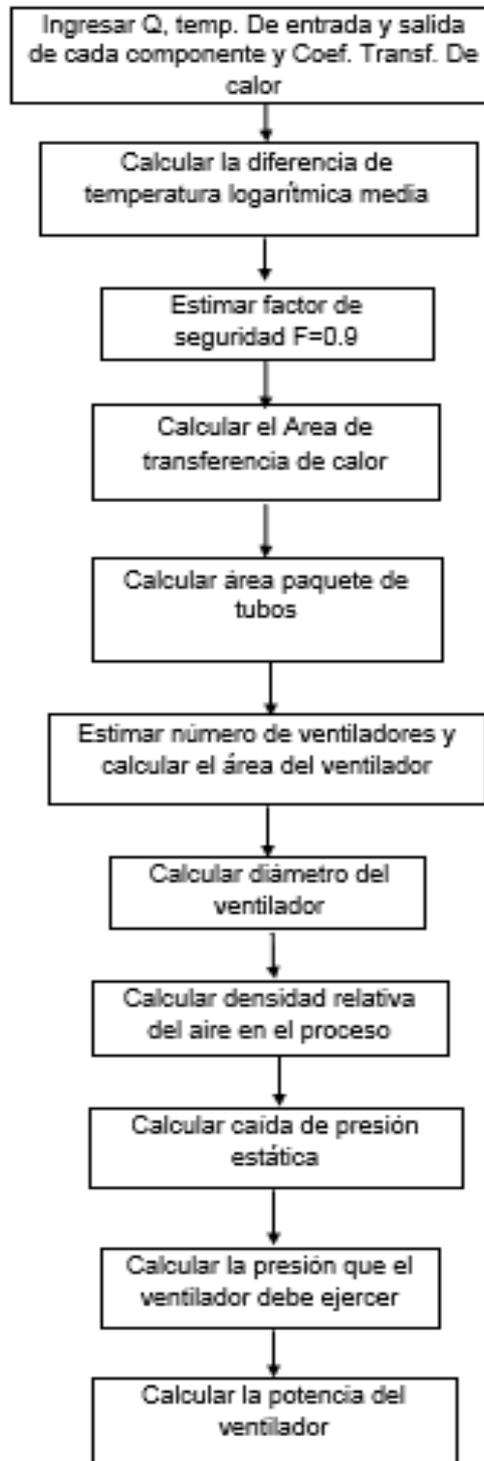
$$L = 3D \quad (2.16)$$

Y sustituyendo en la ecuación del volumen de un cilindro

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_t}{3\pi}} \quad (2.17)$$

Finalmente se halla la altura a partir de la relación $L = 3D$

2.4.2 Diseño del Enfriador con aire



Para el diseño del destilador tiene como fin calcular el área de transferencia de calor y posteriormente poder estimar con el costo del equipo, además calcular el la potencia del ventilador y así determinar la energía que se consume en cada lote de producción.

Las fórmulas utilizadas para el diseño del Enfriador con aire están tomadas del libro rule of thumb for chemical Engineers. (Branan, 2002)

Para el diseño del Enfriador con aire se procederá a calcular la diferencia de temperatura logarítmica media (LMDT). Usando la siguiente formula:

$$LMDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad (2.18)$$

T_1 y T_2 son las temperaturas del solvente a la entrada y salida del Enfriador con aire, mientras que t_1 t_2 son las temperaturas de aire a la entrada y salida del Enfriador con aire respectivamente. El factor de corrección F de la LMDT depende de la cantidad de filas de tubos y pases de tubo, que aún no se han establecido. Por lo tanto, para estimar el área de superficie de transferencia de calor requerida, se supone $F=0,9$.

El coeficiente de transferencia de calor se estima en base la Tabla 1.

El área de transferencia de calor se calcula en base a la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{UF(LMDT)} \quad (2.19)$$

El área de transferencias de calor corresponde a las áreas de los fluidos en estado líquido y fase vapor.

2.5 Potencia del ventilador

Para establecer la potencia del ventilador, se deberá seguir los siguientes procedimientos, tomando en cuenta los criterios de diseño

Se establece el número de filas de tubos a partir de la gráfica, y se procede a calcular el área del paquete de tubos mediante la siguiente ecuación:

$$A_{face} = \frac{A}{N} \quad (2.20)$$

Se determina el ancho y largo del paquete de tubos establecer por los criterios de diseño
 $ancho=3 * largo$

$$A_{face} = ancho * Largo \quad (2.21)$$

Estimar el número de ventiladores y determinar el área mínima del ventilador (FAPF). El número de ventiladores se relaciona por la longitud ancho y largo de los paquetes de

tubos. Si el ancho es de 4,87 m con los tubos de 7,31m tendría un ventilador (cociente = 1,5). Si el ancho es de 4,87 m con tubos de 9,75 m tendría 2 ventiladores

$$FAPF = \frac{0,004 A_{face}}{\# \text{ de ventiladores}} \quad (2.22)$$

Determinar el diámetro de la hélice del ventilador

$$D = \sqrt{\frac{FAPF*4}{\pi}} \quad (2.23)$$

Se determina un factor que relaciona la densidad promedio a la temperatura de entrada y salida del aire con la densidad del aire a 21.1 °C

$$D_R = \frac{\text{Densidad real a temperatura media del aire}}{\text{Densidad del aire a 21.1°C}} \quad (2.24)$$

Después se calcula la caída de presión estática.

$$\Delta P = \frac{F_p N}{D_R} \quad (2.25)$$

Donde F_p es el factor de la caída de presión estática que se lo obtiene a partir de la tabla 2, y N es el número de filas de tubos.

Una vez que se obtiene la caída de presión, se procede a calcular la Presión total que el ventilador debe proporcionar a partir de la siguiente expresión:

$$P_F = \Delta P + \left[\frac{ACFM}{3.14D^2} \right]^2 D_R \quad (2.26)$$

Donde ACFM es el flujo volumétrico que se lo obtiene dividiendo el flujo másico para la densidad promedio. D es el diámetro del ventilador. Luego para calcular la potencia del ventilador se utiliza la siguiente ecuación:

$$HP = \frac{ACFM*P_F}{4.46} \quad (2.27)$$

2.6 Diagramas de flujo

Se realizará los diagramas de flujo de procesos en la cual se muestra los componentes relacionados al flujo del proceso. Esto da una pauta para la el funcionamiento del sistema; también son muy útiles para evaluar el lugar donde se realizara el proceso de construcción. En el diagrama debe incluir el equipo con sus respectivos nombres, todas las válvulas, tuberías de proceso, entre otros.

2.7 Análisis Económico

Se realizara un análisis de las inversiones para la construcción del proyecto así como en qué tiempo se recuperara la inversión. Con este análisis económico se reducirá el nivel de incertidumbre con respecto al resultado con respecto a la inversión del proyecto. Mientras más información se tenga del proyecto, mayor precisión con respecto al nivel de factibilidad del proyecto.

2.7.1 Costos de los Equipos

Para este proyecto se estimaran los costos de los equipos. Uno de los primeros requisitos para poder estimar estos costos, es conocer las dimensiones del equipo o las condiciones a la cual se va a trabajar en el proceso. Existen libros para poder calcular costos tales como: analysis synthesis and design of chemical processes de Richard Turton, o a uso de base de datos en programas de computación llamado CapCost basado en el libro.

2.7.2 Costos de Destilador

Uno de los requisitos que pide el programa para el costo del destilador, son el diámetro, altura, material del equipo y presión a la cual se va a trabajar.

2.7.3 Costo del Enfriador con aire

Para el Costo del Enfriador con aire, uno de los requisitos es el área de transferencia de calor y el número de pasos de los tubos en el Enfriador con aire. Para obtener el número de pasos se debe usar la siguiente ecuación. (Turton, Bailie, Whiting, & Shaeiwitz, 2008).

$$N_{pasos} = \frac{\ln\left(\frac{1-PR}{1-P}\right)}{\ln\left(\frac{1}{R}\right)} \quad (2.28)$$

P y R se la puede hallar de la siguiente manera:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (2.29)$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (2.30)$$

Donde T_1 y T_2 son las temperaturas de fluidos caliente en el Enfriador con aire a la entrada y salida del proceso, mientras que t_1 y t_2 son las temperaturas del aire a la entrada y salida del Enfriador con aire.

Los costos de estos equipos están estimados para el año de publicación del libro, es decir para el año 2008 y se tiene que estimar el costo para el año 2018 usando la siguiente ecuación.

$$C_{2018} = C_{2008} \left(\frac{I_{2018}}{I_{2008}} \right) \quad (2.31)$$

Donde C_{2018} y C_{2008} es el costo de los equipos en el respectivo año, I_{2018} y I_{2008} es el índice de costo del respectivo año.

Tabla 2.2 Índice de costo [<http://www.chemengonline.com>]

Año	Valor
2008	575.4
2018	591.1

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1 Resultados Experimentales de la destilación

Tabla 3.1 Resultado Intervalo de temperaturas [Elaboración propia]

V(ml)	T1°C	T2°C	T3°C	T4°C	T5°C	T prom °C
0	82	82	81	82	81	81
10	84	83	83	84	83	82
20	85	84	84	84	84	83
30	86	85	85	86	85	84
40	87	87	86	87	86	86
50	88	88	87	88	87	87
60	89	89	89	90	89	89
70	90	90	90	91	90	90
80	92	91,5	91	92	92	92
90	97	96	97	95	95	96

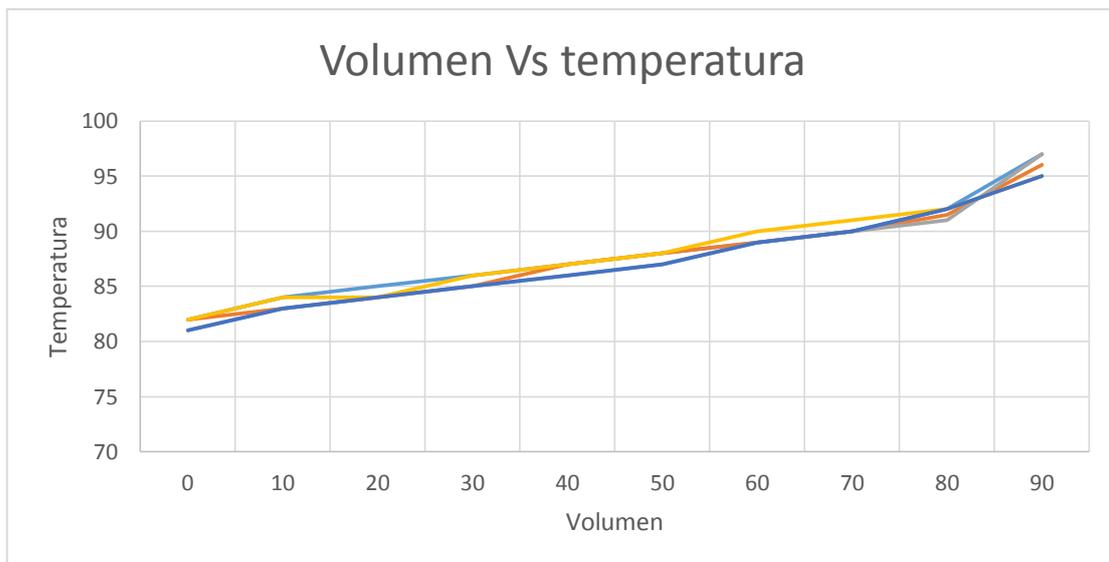


Figura 3.1 Rangos de Temperatura de ebullición de los solventes

Tabla 3.2 Composición de los solventes recuperado [Elaboración propia]

Descripción	fracción volumétrica
Etanol	0,0296
Isopropanol	0,1468
Propanol	0,5933
Acetato de propilo	0,2303

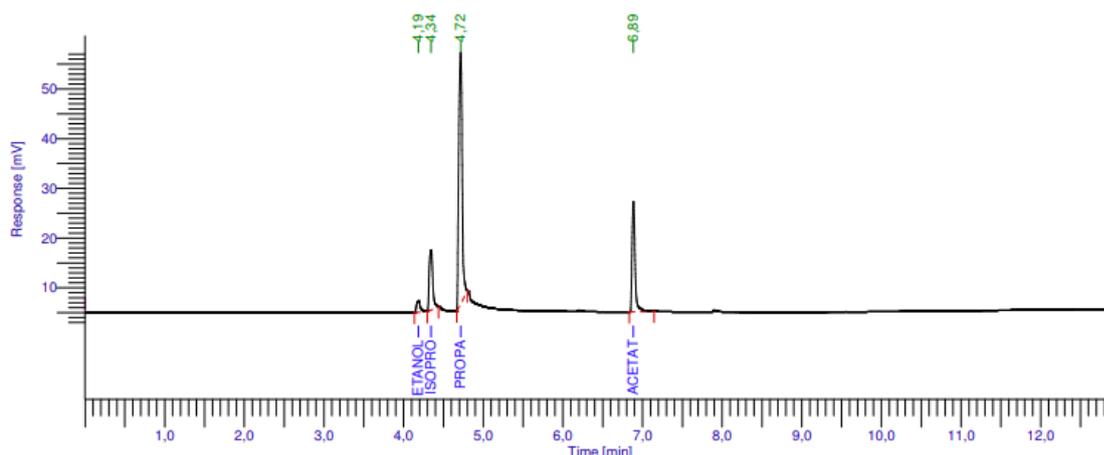


Figura 3.2 Cromatografía de Gases de los solventes recuperados

Solidos no volátiles: 0,06 g/ml

Tabla 3.3. Cuadro comparativo de los recuperadores de solventes. [Alejo J. R., 2014]

	Destilación Atmosférica	Destilación al vacío
Costo de producción	0,21 \$/gal	0,32 \$/gal
Costo del equipo	\$11679	\$ 23417
Porcentaje de recuperación	78%	90%
Principales usos	Para solventes de bajo punto de ebullición	Para solventes de alto punto de ebullición

3.2 Análisis de resultados de la mejor alternativa

La destilación atmosférica es el mejor debido a que requiere un costo menor en la inversión de estos equipos. Además estos se utilizan para solventes con punto de ebullición menor a 200°C. A pesar que con la destilación al vacío se recupera la mayor cantidad, también requerirá de mayor cantidad de energía adicional para que pueda trabajar la bomba de vacío. Además se puede ver que el costo más bajo de recuperación solvente es 0,21 \$/gal, lo cual es un beneficio muy representativo para la empresa. La destilación de disolventes reduce la necesidad de materias primas porque el disolvente recuperado es reusado en el proceso de producción como disolvente de limpieza. Este recuperador proporcionan una forma sencilla para que las empresas recuperar el solvente líquido agotado reduciendo así los desechos y los costos de eliminación.

3.3 Análisis de Resultados de la experimentación

La destilación de los residuos de lavado de tinta se llevó a cabo de forma experimental con lo cual se logró recoger 90 ml de condensado de los 100 ml que se cargaron como alimentación, no se siguió recogiendo más destilado porque luego de los 90 ml recogidos, el condensado pasa de incoloro a un tono amarillento, dado por el posible arrastre de los pigmentos que constituyen las tintas.

Se calcularon las corrientes de alimentación, destilado y residuo por medio del balance de materia diferencial, así como los componentes de cada corriente, siendo el propanol y el acetato de propilo los componentes mayoritarios en la corriente de destilado, esto indica que se está recuperando en abundancia los solventes más utilizados como diluyentes en la empresa Plastigómez, obteniéndose un 59,3% para el propanol y un 23% para el acetato de propilo. Los componentes en los residuos de lavado de tinta fueron propanol, etanol, acetato de propilo e isopropanol, cuyas temperaturas de ebullición están dentro del rango experimental de temperaturas que se obtuvo con el ensayo de curva de destilación, dichas temperaturas de ebullición están en el rango de 79 y 97°C.

Los resultados de la composición de estos solventes en comparación con lo reportado en la tabla 1.1, no varía con respecto al contenido de propanol, etanol y acetato de propilo , pero contiene otros compuestos adicionales tales como: metoxipropanol, acetato de etilo y agua debido a los tipos de tinta que pueden usar las otras empresas para su proceso productivo.

3.4 Resultados del Destilador

Tabla 3.4 Resultado balance materia del destilador [Elaboración propia]

Descripción	cantidad (Kg)
Alimentación	130,33
Destilado	117,52
Residuo	12,80
% Recuperación	90%

Tabla 3.5 Resultado balance de energía del destilador [Elaboración propia]

Descripción	Cantidad
Temperatura inicio (C)	27
Temp. Burbuja	81
Temperatura final (C)	95
masa alimentación	130
Tiempo (h)	3
Flujo calor (KJ/seg)	6,37

Tabla 3.6 Diseño del Equipo destilador [Elaboración propia]

Descripción	Valor
Volumen tanque(L)	200
Diámetro (m)	0.45
Altura (m)	1.30

Tabla 3.7 Cuadro Comparativo Destilador [Elaboración propia]

Diseño del destilador		Rango típicos de destiladores
Descripción	Valor	Valor
Diámetro (m)	0.45	Relación L/D =3
Altura (m)	1.30	
Temperatura inicio (°C)	27	-30°C hasta 350 °C
Temperatura final (°C)	95	
Presión (atm)	1	0,68 atm hasta 1,7 atm

3.5 Análisis de resultados del destilador

Las composiciones de los solventes y las experimentaciones realizadas permitieron realizar los balances de materia y energía, se obtuvo que la masa de destilado por lote de producción es de 117.52 Kg, mientras que para un tiempo de operación de 3 horas el flujo de calor que necesita el equipo es de 6.37 Kw. El volumen del tanque a utilizar es de 200 litros, que se realizó en base a la cantidad de alimentación.

Se determinó las dimensiones del equipo de acuerdo a los criterios de diseño. Los rangos de operación del destilador se encuentran en el rango de diseño de destiladores comunes.

3.6 Resultados del Enfriador con aire

Tabla 3.8 Balance de materia y energía Enfriador con aire [elaboración propia]

Resultados condiciones del aire	
Temperatura de entrada (°C)	27
Temperatura salida (°C)	41
Temp. de entrada(punto de rocío) (°C)	95
Temp. de entrada(punto de burbuja) (°C)	81
Temperatura salida (°C)	33
Flujo aire (kg/s)	0,54
Flujo calor(KJ/seg)	8,02
Tiempo (h)	2,28

Tabla 3.9 Resultados Diseño del Enfriador con aire [elaboración propia]

Descripciones	Valor
Tiempo (h)	2,28
Área transf. calor(m2)	0,91
Fila de tubos	5
Área del paquete de tubos (m2)	0,18
Ancho paq. tubos(m)	0,25
Largo tubos (m)	0,7
Diámetro de la hélice (m)	0,10
Flujo volumétrico (L/min)	1
Caída de presión(pulg. de agua)	0,27
Potencia (hp)	2

3.7 Análisis de resultados del Enfriador con aire

Los balances de materia y energía permitieron establecer los parámetros de operación del Enfriador con aire. La temperatura del solvente a la salida del Enfriador con aire, se estableció de manera correcta por debajo del punto de la temperatura máxima a la cual se deben almacenar estos solventes. La temperatura del aire a la salida se estableció a partir de la ecuación 2.10, esta temperatura es óptima ya que por criterios de diseño debe estar por debajo de 104 ° C, para evitar daños a las aspas del ventilador. De acuerdo con las temperaturas de entrada y salida del solvente y el aire, el flujo másico de aire es de 0,698 kg/s y el flujo de calor es 6,37 Kw.

3.8 Resultados Costos de operación y Equipo

Tabla 3.10 Costo de los Equipos [elaboración propia]

Descripción	Costo (2018)
Destilador (500L)	\$ 2438.78
Enfriador con aire (10m2)	\$ 21334.67
Total	\$ 23773.44

Tabla 3.11 Datos Históricos Masa de Solvente recuperados [elaboración propia]

Año	Meses	Masa (Kg)
2017	Enero	4439
	Febrero	6225
	Marzo	5111
	Mayo	9074
	Julio	2508
	Agosto	3731
	Septiembre	5851
	Noviembre	5667
2018	Enero	5502
	Febrero	5409
	Abril	5164
	Julio	6000

Tabla 3.12 Proyección Masa solvente recuperado

Año	Meses	Masa (Kg)
2018	Agosto	5423
	Septiembre	5270
	Octubre	5348
	Noviembre	5281
	Diciembre	5900
2019	Enero	5699
	Febrero	5494
	Marzo	5545
	Abril	5594
	Mayo	5629
	Junio	5653
	Julio	5609
	Agosto	5713
	Septiembre	5748
	Octubre	5748
	Noviembre	5744
	Diciembre	5705

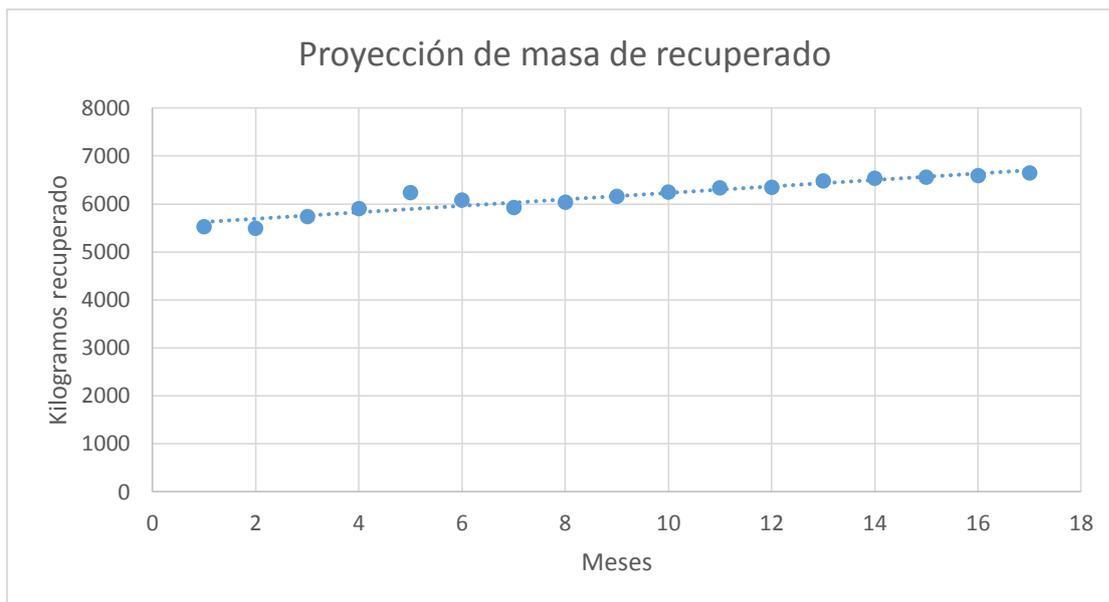


Figura 3.3 Proyección masa de recuperado [Elaboración propia]

Tabla 3.13 Costo Operario [Elaboración propia]

Descripción	Valor
Numero de Operario	1
Sueldo	\$ 386,00
Décimo tercero	\$ 32,17
Décimo Cuarto	\$ 32,17
Aporte patronal (12.15%)	\$ 46,90
Vacaciones	\$ 16,08
Total	\$ 513,32

Tabla 3.14 Costo Horas hombre [Elaboración propia]

Descripción	Valor
Costo Operario	\$ 513,32
Horas-Hombre	176
Costo Horas hombre	\$ 2,92

Tabla 3.15 Consumo de Energía [Elaboración propia]

Descripción	Potencia (Kvatios)	Tiempo (hora)	Energía kwh	Costo \$/kwh	Costo
Enfriador con aire	1,69	2,28	3,85	\$ 0,072	\$ 0,28
Destilador	6,37	3	19,11	\$ 0,072	\$ 1,38
				total	\$ 1,66

Tabla 3.16 Costo de Producción [Elaboración propia]

Costo 1 Lote (117,52 Kg)			
Descripción	Costo/unidad	Unidad	Costo
Costo Horas-hombre	\$ 2,92	4 horas	\$ 11,68
Consumo Energía	\$ 0,072	22,96 kwh	\$ 1,66
		Total	\$ 13.34

Tabla 3.17 Ahorros de los costos de producción por la elaboración del equipo [Elaboración propia]

	Mes 1	Mes 2	Mes 3	Mes 4	Mes 5	Mes 6	Mes 7	Mes 8	Mes 9
Ingresos	5270	5348	5281	5900	5699	5494	5545	5594	5629
Costo Alquilado	\$ 3.161,73	\$ 3.208,85	\$ 3.168,84	\$ 3.540,01	\$ 3.419,66	\$ 3.296,37	\$ 3.327,16	\$ 3.356,58	\$ 3.377,22
Costo maquina propia	\$ 579,65	\$ 588,29	\$ 580,95	\$ 649,00	\$ 626,94	\$ 604,33	\$ 609,98	\$ 615,37	\$ 619,16
Beneficio	\$ 2.582,08	\$ 2.620,56	\$ 2.587,88	\$ 2.891,01	\$ 2.792,72	\$ 2.692,03	\$ 2.717,18	\$ 2.741,21	\$ 2.758,06

3.9 Análisis de resultados de los Costos

Los costos del destilador y Enfriador con aire están sobre dimensionados, no corresponden a lo calculado en el diseño, El programa muestra precios del equipo a partir de 500 L para el caso del destilador y 10m² para el caso del Enfriador con aire. Por medio de estos valores estimar si es factible o no recuperar este valor de acuerdo con el ahorro que representa comprar estos equipos. Los valores de estos equipos están tomados del programa Capcost y llevados al precio en el año 2018.

Se recuperaron 106,82 kg de solventes y el costo total por la producción es \$14,97 dando como resultado \$0,11/kg de recuperado. La empresa para Plastigomez paga \$0.60/kg de recuperado.

Los ahorros que genera la empresa por el por la compra del equipo se ven reflejadas en la tabla 3.16. En la tabla se puede observar los Kg de recuperado de los próximos 9 meses, el costo del recuperado si la empresa alquila el recuperador de solventes y costo del recuperado si la empresa compra la máquina y la tiene operando. Obteniendo unos ahorros mensuales a futuro. Estos ahorros se pueden ir sumando hasta el mes en que los ahorros sean igual a la inversión. La inversión en el equipo es de \$ 23773,44, y se recupera esta inversión después de 10 meses.

3.10 Descripción del Proceso

Los residuos de solventes después de estar almacenados son llevando al recuperador de solventes en la corriente 1. Se carga el producto al destilador y luego se procede a tapar el tanque a presión. Las condiciones de operación. El destilador trabaja a una presión de 1 atm y se calienta a través de una resistencia eléctrica . La temperatura de operación normal esta desde 82°C hasta 95°C. Luego pasa por un enfriador de aire a través de la corriente 3, por dentro de los tubos pasa el solvente y se comienza a condensar hasta enfriarse reduciendo su temperatura hasta 35°C. El tiempo de operación de la maquina es de 3 horas; el tiempo en cargar el residuo y purgar los lodos

de tintas son de aproximadamente 1 hora. Los lodos de tintas son purgados a través de la corriente 2. El destilado sale del enfriador con aire a través de la corriente 4. El destilado es de color claro, y se almacena en un barril a la temperatura de 35°C. Se almacena a temperatura ambiente luego de su proceso.

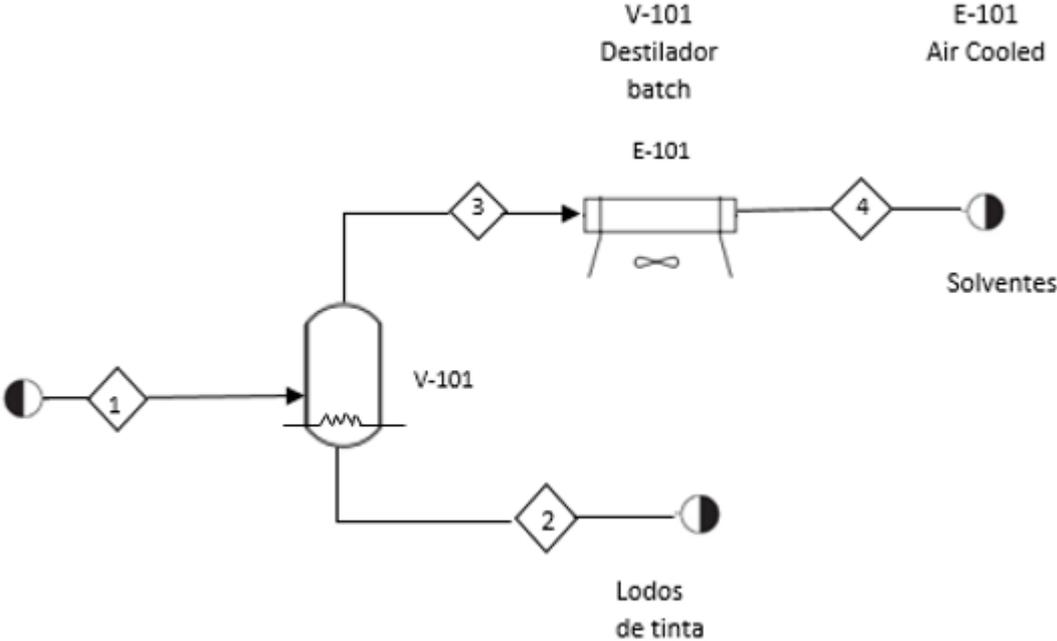


Figura 3.4 Diagrama de flujo del recuperador de solventes

CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

La destilación atmosférica es el mejor debido a que requiere un costo menor en la inversión de estos equipos. Además estos se utilizan para solventes con punto de ebullición menor a 200°C. A pesar que con la destilación al vacío se recupera la mayor cantidad, también requerirá de mayor cantidad de energía adicional para que pueda trabajar la bomba de vacío.

Se caracterizó los residuos de lavado de tintas flexográficas, logrando la recuperación del 90% de solventes como condensado, siendo los componentes más abundantes el propanol y el acetato de propilo, estos solventes coinciden con el contenido mayoritario de materia prima usada para la preparación de las tintas, a su vez estos solventes emplea la empresa Plastigomez como diluyente para la limpieza de las bandejas de impresión.

Se realizaron los balances de materia y energía para el destilador y el enfriador de aire, y así conocer las composiciones en el vapor y residuos, así como la demanda energética que requiere la evaporación de los solventes y su posterior condensación, cuyos resultados permitieron dimensionar mediante ecuaciones de diseño, para luego evaluar el costo que requerirá la construcción de equipos con esas dimensiones. También se calculó la tasa a la que el aire debe enfriar los solventes.

Se realizó el diagrama de flujo de procesos para el destilador y su enfriador de aire. Los componentes mayoritarios en los residuos de tinta son el propanol, acetato de propilo e isopropanol, lo que es consistente con los contenidos en las materias primas usadas para la formulación de las tintas y la limpieza de los equipos.

Conociendo las dimensiones de los equipos requeridos para la recuperación de solventes se estimó los costos de estas unidades, los costos de operación dado por horas hombre, se calculó el ahorro que logrará la empresa al contar con su propio destilador, y se estimó que se recuperará la inversión en cantidad de tiempo. Se determinó que los costos de operación \$0,11/ kg de recuperado. Obteniendo un ahorro de \$0,49 cada Kg de recuperado. Con esto se establece el proyecto es factible para la construcción del mismo.

Se determinó los parámetros de operación del equipo dentro de los criterios de diseño para poder hallar los costos de producción del equipo como el consumo de energía. El Equipo De destilación está diseñado para tratar 159 Litros en cada lote durante 3 horas para obtener una mezcla de solventes incoloro, libre de solidos no volátiles.

Recomendaciones

Si en futuras investigaciones existe presencia de solventes más pesados en los residuos de lavado de tinta se recomienda usar destilación al vacío, la cual permitirá disminuir la temperatura de ebullición, facilitando la evaporación, y disminuyendo la demanda de energía calorífica.

Para trabajos futuros es recomendable buscar métodos que permitan recuperar las resinas y pigmentos contenidos en las tintas como producto de fondo en el destilador, así como su posterior tratamiento ambiental.

Realizar cromatografía para la muestra que se carga al destilador y para el condensado recogido para comparar los datos teóricos de composición obtenidos en los balances de materia y los datos reales dados por dicha cromatografía.

Puede utilizarse una resistencia eléctrica por inmersión con aceite como medio de calentamiento, el aceite se calentará y transfiere el calor a la mezcla a evaporar, no obstante, se debe considerar los costos por cantidad de aceite usado, así como la construcción de una chaqueta que recubra el destilador donde se encontrará el aceite de calentamiento.

Se recomienda realizar la simulación del proceso de destilación con herramientas como ChemCad o Aspen Plus que permitan optimizar la temperatura de operación o estudiar que otras variables permitan mejorar el rendimiento del proceso, así como la evaluación para diferentes sistemas con distintos tipos de mezcla.

5. BIBLIOGRAFÍA

- Pomares, M. (23 de Febrero de 2010). Reciclado de tinta sello de sostenibilidad. Paraninfo, pág. 3. Recuperado el 2018 de Mayo de 25, de <https://iipq.ua.es/es/documentos/-gestadm/medios-de-comunicacion/reciclado-de-tinta-de-impresion.pdf>
- Ministerio de Industria y Turismo. (2017). Dinámica de la economía mundial y comportamiento en Colombia. Primer trimestre de 2017. Bogotá D. C.: Ministerio de Industria y Turismo. Recuperado de <http://www.mincit.gov.co>
- Ambiente, M. d. (s.f.). Ministerio del Ambiente. Obtenido de <http://www.ambiente.gob.ec/punto-verde>.
- Correa Mahecha, F., Tamayo León, M. A., & Arias Arias, L. C. (2017). Recuperación de solventes de una empresa del sector flexográfico. Fundacion unidad de américa.
- Moyano C.(2017) Propuesta de recuperación de solventes provenientes de desechos de tintas flexográficas, con miras a la certificación ambiental ecuatoriana. (Tesis de magister) Universidad de Guayaquil, Guayaquil, Ecuador.
- Triana, Y. G. (2017). Visión practica de la ingenieria de los procesos químicos. Barquisimeto.
- Smallwood, I. M. (2002). *Solvent Recovery Handbook*. Oxford: Blackwell Publishing Company.

- Alejo, J. R. (2014). *Optimización del proceso de recuperación de solvente mediante destilación al vacío en la industria de impresión flexográfica*. Lima: Universidad Nacional de Ingeniería.
- Belloví, M. B. (1982). *insht.es*. Obtenido de insht:
http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/001a100/ntp_009.pdf
- Branan, C. R. (2002). *RULES OF THUMB FOR CHEMICAL ENGINEERS*. Houston: Elsevier.
- Distatic. (20 de Agosto de 2018). <http://www.sfeg.co.uk>. Obtenido de <http://www.sfeg.co.uk/sites/default/files/Solvent%20recycling%20machines.pdf>
- Fullana, A., & Aracil-Sàez, I. (2011). Recovery of waste ink from the printing industry. *Research Gate*, 4.
- Kern, D. Q. (1999). *Procesos de Transferencia de calor*. Mexico: Continental, S.A.
- Landa, J. R. (2014). <http://repositorio.uni.edu.pe/>. Obtenido de <http://repositorio.uni.edu.pe/handle/uni/10932>
- Mukherjee, R. (2003). *Practical thermal design of Enfriador con aire heat exchanger*. wallingford: begell house Inc.
- Peters, M. S., Klaus, T. D., & West, R. E. (2002). *Plant design and economics for Chemical Engineers*. Indian Edition.
- Recycling, O. (2014). <http://almelek.com>. Obtenido de <http://almelek.com/files/upload/files/Solvent%20Recycling%20Machine.pdf>
- Serth, R. W., & Lestina, T. G. (2014). *Process heat transfer principles, applications and rules of thumbs*. Texas: Elsevier.
- Thulukkanam, K. (2013). *Heat Exchanger Design Handbook*. Ohio: Taylor & Francis Group.
- Triana, Y. G. (2017). *Visión practica de la ingeniería de los procesos químicos*. Barquisimeto.
- Yi, H. (2005). www.hy-recycler.com. Obtenido de http://www.hy-recycler.com/solvent-recovery-system/?gclid=CjwKCAjwns_bBRBCEiwA7AVGHR3XEN6UvNUPIF-1mmxVgVt33S2HwOTcSrLF3OV0K3EzgMHk5pOTSxoCRucQAvD_BwE
- Smallwood, I. M. (2002). *Solvent Recovery Handbook*. Oxford: Blackwell Publishing Company.
- Alejo, J. R. (2014). *Optimización del proceso de recuperación de solvente mediante destilación al vacío en la industria de impresión flexográfica*. Lima: Universidad Nacional de Ingeniería.

- Belloví, M. B. (1982). *insht.es*. Obtenido de insht:
http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/001a100/ntp_009.pdf
- Branan, C. R. (2002). *RULES OF THUMB FOR CHEMICAL ENGINEERS*. Houston: Elsevier.
- Distatic. (20 de Agosto de 2018). <http://www.sfeg.co.uk>. Obtenido de <http://www.sfeg.co.uk/sites/default/files/Solvent%20recycling%20machines.pdf>
- Fullana, A., & Aracil-Sàez, I. (2011). Recovery of waste ink from the printing industry. *Research Gate*, 4.
- Kern, D. Q. (1999). *Procesos de Transferencia de calor*. Mexico: Continental, S.A.
- Landa, J. R. (2014). <http://repositorio.uni.edu.pe/>. Obtenido de <http://repositorio.uni.edu.pe/handle/uni/10932>
- Mukherjee, R. (2003). *Practical thermal design of Enfriador con aire heat exchanger*. wallingford: begell house Inc.
- Peters, M. S., Klaus, T. D., & West, R. E. (2002). *Plant design and economics for Chemical Engineers*. Indian Edition.
- Recycling, O. (2014). <http://almelek.com>. Obtenido de <http://almelek.com/files/upload/files/Solvent%20Recycling%20Machine.pdf>
- Serth, R. W., & Lestina, T. G. (2014). *Process heat transfer principles, applications and rules of thumbs*. Texas: Elsevier.
- Thulukkanam, K. (2013). *Heat Exchanger Design Handbook*. Ohio: Taylor & Francis Group.
- Triana, Y. G. (2017). *Visión practica de la ingenieria de los procesos químicos*. Barquisimeto.
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, A. J. (2008). *analysis synthesis and design of chemical processes*. Boston: Pearson Education, Inc.
- Yi, H. (2005). www.hy-recycler.com. Obtenido de http://www.hy-recycler.com/solvent-recovery-system/?gclid=CjwKCAjwns_bBRBCEiwA7AVGHr3XEN6UvNUPIF-1mmxVgVt33S2HwOTcSrLF3OV0K3EzgMHk5pOTSxoCRucQAvD_BwE

ANEXOS

ANEXO A

**Tabla 1.3 Coeficientes globales de transferencia de calor para Enfriador con aire
[R. Mukherjee, 2003]**

Service	Overall heat transfer coefficient	
	Btu/h ft ² °F	kcal/h m ² °C
Steam	140–150	700–750
Steam, 10% noncondensables	100–110	500–550
Steam, 20% noncondensables	95–100	475–500
Steam, 40% noncondensables	70–75	350–375
Pure light hydrocarbons	80–85	400–425
Mixed light hydrocarbons	65–75	325–375
Gasoline	60–75	300–375
Gasoline-steam mixtures	70–75	350–375
Medium hydrocarbons with steam	55–60	275–300
Pure organic solvents	75–80	375–400
Ammonia	100–110	500–550

ANEXO B

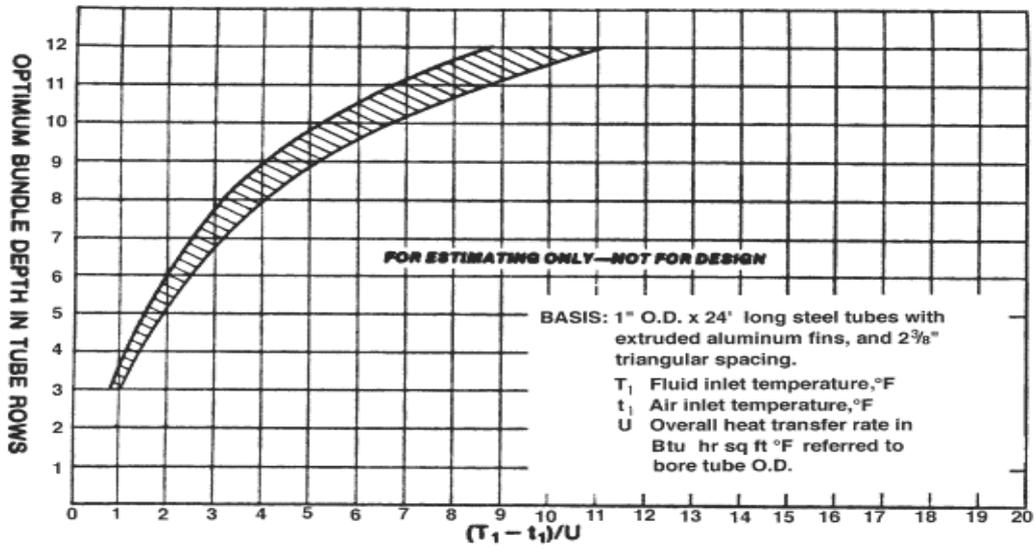


Figura 1.4 Efecto nivel de temperatura y coeficiente de transferencia de calor para determinar las filas de tubos [Branan, 2002].

ANEXO C

Tabla 1.4 Determinación de F_p . [Branan, 2002]

Air Face Mass Velocity lb/Hr/ft² Face Area	F_p
1,400	0.033
1,600	.0425
1,800	.0525
2,000	.0625
2,200	.075
2,400	.0875
2,600	.100
2,800	.115
3,000	.130
3,200	.150
3,400	.165
3,600	.185
