

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO CIVIL  
QUIMICO

## **CAMBIO DE LOS CONDENSADORES #1 Y #2 EN PLANTA DE RESINAS DE TRICOLOR S.A.**

**Carlos Olivares Mejías**

Profesores Guías:

Luis Vega Alarcón

José Torres Titus

**2015**

# Índice

---

<b>Tema</b>	<b>Página</b>
Resumen	1
1. Introducción.	3
2. Datos de Empresa.	5
2.1. Presentación de la Empresa	5
2.2. Reseña	5
2.3. Jornada de Trabajo	7
2.4. Política de la Empresa	7
2.5. Misión.	8
2.6. Visión.	8
2.7. Política de Higiene y Seguridad.	8
3. Planta Resinas Tricolor.	12
3.1. Descripción de Equipos Planta Resinas.	14
3.1.1 Reactores.	14
3.1.2. Diluidor.	15
3.1.3. Scrubber.	16
3.1.4 Separadores.	17
3.1.5 Condensadores Horizontal y Vertical.	17
3.1.6 Filtro	18
3.1.7 Estanque Almacenamiento QC	18
3.1.8. Red de fluido térmico.	19
3.1.9. Caldera de Fluido Térmico (Termopac)	19
3.1.10. Bomba de fluido térmico.	20
3.1.11. Estanque de Pre – Calentamiento de aceite de pescado.	20

3.1.12	Estanque de expansión de fluido térmico	21
3.1.13	Sistema de refrigeración	22
3.1.14	Estanque almacenamiento de Nitrógeno.	22
3.1.15.	Estanques de Almacenamiento.	23
3.2.	Descripción del Proceso Productivo.	24
4.	Diagnostico al Proceso Productivo	34
4.1.	Variables críticas	35
4.1.1.	Eliminación de Agua	35
4.1.2.	Temperatura de Esterificación	36
4.1.3.	Catalizador	36
4.1.4	Agitación	37
4.1.5.	Adición de Solvente	37
4.1.6.	Adición de gas inerte	38
4.1.7.	Tiempo de Calentamiento.	39
5.	Condensadores	40
5.1	Causas de los problemas	41
5.2.	Soluciones Propuestas	42
5.3.	Solución momentánea al problema	44
5.4.	Balance al Proceso Productivo.	46
5.4.1	Balance de Masa en Planta Resinas	47
5.4.2	Determinación de masa molar de Aceite de pescado.	47
5.4.3	Reacción de Alcoholisis	49
5.4.4	Reacción de Esterificación	49
5.4.5	Balance General	50
5.5.	Rendimiento de Condensador	51
5.6	Diseño de Intercambiador de Calor	55

6.	Evaluación económica.	56
6.1	Costo de Inversión	56
6.2	Financiamiento del Proyecto	57
6.3	Beneficios del Proyecto	57
6.3.1	Disminución de Gastos en Mantenición de Reactores	58
6.3.2	Ahorro por Aumento en disponibilidad operativa de los reactores	59
6.3.3	Resumen de Ahorros.	62
6.4	Flujo de Caja	63
6.5	Indicadores Económicos	64
7.	Conclusiones	65
11.	Anexos	67
	Anexo 1: Resinas Alquídicas	67
	Definición	67
	Historia.	69
	Materias Primas	70
	Alcoholes poli – hídricos	70
	Ácidos Poli – básicos o Anhídridos	71
	Ácidos Mono – básicos	73
	Clasificación	74
	Clasificación según tipo de ácido empleado.	74
	Clasificación según cantidad de ácido	76
	Propiedades.	78
	Densidad	78
	Solubilidad	79
	Secado de recubrimientos	79
	Otras propiedades	80
	Técnicas Usadas en la Producción de Resinas Alquídicas	81

Alcoholisis de Aceite	81
Acidólisis del Aceite	82
Proceso ácido graso	82
Producción de Resinas Alquídicás	84
Síntesis de resinas alquídicás	85
Teoría de polimerización	85
Procesos de Producción de Resinas Alquídicás	87
Proceso de Fusión	87
Proceso Solvente	88
Anexo 2: Mediciones de parámetros en laboratorios de planta resinas.	92
Medición de Viscosidad.	92
Índice de Acidez	93
Índice de Saponificación. (IS)	94
Anexo 3: Desglose diagrama de flujo.	99
Anexo 4: Diseño Condensador Horizontal.	104
Anexo 5: Materias Primas Utilizadas en Tricolor S.A.	117

# Resumen.

---

La presente tesis se realizó en PINTURAS TRICOLOR, específicamente en la planta de resinas, bajo el nombre de “rediseño del sistema de recuperación de solvente en planta de resinas de PINTURAS TRICOLOR”.

Para la realización de la presente, se tuvo que realizar un análisis a la planta de resinas en forma completa, describiendo la funcionalidad de cada equipo presente en esta, como al proceso productivo, por medio de diagramas de flujo y otras herramientas de ingeniería de procesos. La comprensión del proceso productivo, con todas sus fases intermedias, permite realizar un análisis completo, determinando variables críticas de operación que influyen fuertemente en la fabricación de resina.

El sistema de recuperación de solvente de los reactores #1 y #2 de la planta de resinas en Pinturas Tricolor, posee una baja capacidad de recuperación, debido a la baja capacidad de condensación del condensador horizontal.

La baja capacidad de condensación, tiene como resultado que un porcentaje importante del solvente utilizado en la fabricación de resina sea perdido durante el proceso. Además de las obstrucciones generadas por el pobre diseño del condensador actual, estas obstrucciones generan grandes pérdidas económicas dado que cuando sucede esto los reactores dejan de operar durante 3 a 4 días.

Se realizó un diseño de un nuevo condensador horizontal en el cual se aumentó la área de transferencia de calor, para así condensar la mayor cantidad de solvente utilizado. La realización de este diseño conlleva asociada a una inversión de capital, la cual fue sujeta a un estudio de pre factibilidad técnico económico, para ser presentado a alta gerencia.

Además del recambio del condensador horizontal, se planteo una solución momentánea que ha mejorado la recuperación del solvente, la cual ya está puesta en marcha con grandes resultados.

# Introducción.

---

PINTURAS TRICOLOR S.A, es una empresa dedicada a la fabricación de pinturas con fuerte presencia a nivel nacional, actualmente también posee dos líneas de producción las cuales son Pinturas Líquidas y Pinturas en Polvos.

Para la elaboración de pinturas son necesaria materias primas, las cuales son adquiridas y almacenadas en bodegas al interior de la planta. Una de las materias primas esenciales para la fabricación de pinturas líquidas son las resinas alquídicas. Como estrategia de producción, la empresa posee su propia planta de resinas alquídicas al interior de sus instalaciones, generando una autonomía a nivel de producción.

La planta de resinas fue construida en los inicios de la industria con equipos usados de otras empresas, que ya cumplen alrededor de 25 años operativos. Hasta el presente, la planta no posee mayores mejoras, en cambio, en sus dos líneas de producción ha tenido modificaciones y crecimiento, debido al alza de la demanda, especialmente en la producción de pinturas líquidas, teniendo como consecuencia la compra de resinas alquídicas a empresas externas, debido a que la planta de resinas no puede cumplir con la demanda interna.

Debido a lo anteriormente expuesto, se realizó un diagnóstico a la planta en general, con énfasis en los problemas de procesos, considerando demoras o acumulación de tiempos muertos y pérdidas de materia prima. Una vez realizado el diagnóstico, dejando claro la poca tecnología asociada al control y medición de proceso que posee la planta, se demostró algunos puntos críticos de la planta, los cuales principalmente fueron:



- La pérdida de solvente durante la producción de resinas alquídicas, que se produce por la baja capacidad de condensación de los condensadores asociados a los reactores.
- La demora de la caldera para llegar a la temperatura de operación, que en gran parte es debido a la baja mantención que recibe la caldera y las líneas de fluido térmico.
- El bajo índice de yodo que posee el aceite de pescado, (materia prima principal para la producción de resinas alquídicas) con un índice de yodo apropiado al rango de operación.

Estas tres fallas en la planta, influyen en la baja producción de resinas alquídicas. Las fallas asociadas a la acumulación de tiempo muerto en el proceso son la baja capacidad de la caldera y la mala calidad de aceite de pescado en referencia a su índice de yodo. Si bien estas fallas no son solucionadas en este proyecto, se buscó información que esta anexada como materia bibliográfica acerca de resinas alquídicas y los procesos de obtención de esta. Toda esta información bibliográfica sirvió para capacitar a los operarios y al personal de laboratorio.

La falla relacionada a la pérdida de materia prima, es la pérdida de solvente durante la confección de resinas. En el presente proyecto se abordará este problema, además de los problemas asociados a la producción de resinas, las cuales tienen como consecuencia obstrucciones en el equipo deteniendo el proceso, mostrando claramente el mal diseño para el flujo condensable que emana del reactor. Para cuantificar el flujo condensable será necesario completar los siguientes pasos:

- La información ordenada del proceso, donde se tiene que exponer el proceso productivo detallado, identificando cada etapa con sus parámetros de

operación definidos. Para lograr esto nos apoyaremos de la información acerca de la confección de resinas alquídicas, en base a la observación y datos de los operadores de más experiencia, se generará una descripción precisa del proceso con sus diagramas de flujo adjuntos.

- Una descripción óptima de la planta, definiendo a cabalidad sus equipos y sus características de operación, para que esto se logre con más precisión se generará un Flow – Sheet completo a la planta, lo que establecerá las líneas de operación y cuáles no están en uso, permitiendo optimizar y ordenar la planta y así poder realizar trabajos a posteriores de mejora continua a la planta.
  
- Se necesitará un Balance de Masa al proceso productivo, debido a que no existe ningún control o medidor de flujo en alguna de sus líneas de operación, será necesario tener información de literatura especializada de resinas alquídicas, para obtener datos sobre las reacciones y productos generados, así en base a estos cálculos se podrá determinar el flujo condensable a la entrada del condensador. Estos cálculos serán cotejados con algunas experiencias en laboratorios ya existentes las cuales son de propiedad de TRICOLOR S.A.

Una vez realizados estos principales puntos, se podrá tener información clara y determinante para analizar y poder plantear alguna solución al problema. Si bien el cambio de los condensadores es la medida que solucionará el problema, esto requiere de una inversión por parte de la empresa, la cual no es inmediata, ya que está sujeta a los vaivenes de la economía. En consecuencia a esto, se entregará una solución del tipo momentáneo al problema que tiene como finalidad tener un porcentaje mayor de recuperación del solvente perdido la cual con ayuda de los

operadores más experimentados junto con el equipo de mantención se logró llevar a cabo.

Además del diseño del condensador adecuado para los reactores #1 y #2 de la planta de resinas alquídicas, se entregará una evaluación económica del proyecto, comparando la situación actual versus la situación propuesta.

# Datos de Empresa.

---

## Presentación de la Empresa.

Razón Social: Pinturas Tricolor S.A  
Dirección: El Salto, Calle Limache 3600. Viña del Mar  
Teléfono: (32)- 2328207

## Reseña.

La sociedad inició sus actividades en el año 1962 bajo el nombre de Montana Industrial S.A, constituida en su mayoría por capitales extranjeros. Sus operaciones estaban centradas en la explotación de la industria gráfica y productos afines.

A comienzos de 1970 la sociedad vendió su planta litográfica y enfocó sus recursos a la fabricación y comercialización de pinturas y barnices. En 1971 la empresa cambia su nombre a Pinturas Montana Industrial S.A.

Tras lograr una participación destacada en satisfacer la demanda del mercado nacional, en 1979 pasa a manos de capitales nacionales. Como consecuencia de esta operación la empresa adopta como razón social el nombre de Industrias Tricolor S.A a partir de mayo de 1980.

En 1993, tricolor se expande hacia la República del Perú con el nombre de Industrial Tricolor Perú S.A, adquiriendo el mes de agosto el 99.9% de las acciones de Industrias Vencedor S.A, principal productor de pinturas de ese país.

En 1997, la empresa adquiere la marca Comercializadora de Pinturas Iris, filial que se denomina bajo el mismo nombre.

En julio de 2008, la sociedad en conjunto con su filial Comercializadora de Pinturas Iris S.A, adquirió el 100 % de las acciones de la fábrica de pinturas Industrias Revor S.A.

En la actualidad Pinturas Tricolor forma parte de CPPQ (Compañía Peruana de Productos Químicos), conglomerado en la cual pertenecen además las marcas American Colors, CPP, Tekno, Vencedor y Color Fast en Perú.



**Ilustración 1: Imagen satelital de planta PINTURAS TRICOLOR S.A.**

## **Política de Higiene y Seguridad.**

Para TRICOLOR S.A la seguridad, higiene y salud, tanto de trabajadores propios como contratistas y de otras personas que se encuentren en el entorno de sus operaciones es un principio fundamental, para esto se desarrolla una gestión conjunta entre cada centro de trabajo y negocios en base a lo siguiente:

Identificar, evaluar, y controlar los peligros y riesgos, que afecten la integridad física de las personas así como también de las instalaciones.

Evaluar, revisar y corregir constantemente, el programa de prevención de riesgos para así asegurar el mejoramiento continuo de nuestras faenas.

Desarrollar mecanismos y/o programas de preparación y respuesta ante potenciales accidentes o situaciones de emergencia.

Mantener una comunicación e información fidedigna, clara y oportuna con sus trabajadores, contratistas, clientes, proveedores, autoridades, la comunidad y demás partes interesadas.

Cumplir con la legislación vigente y con los compromisos suscritos de manera voluntaria.

*“Nuestro compromiso preventivo se basa en el mejoramiento constante, la educación y formación permanente de todos los trabajadores, logrando realizar las labores diarias de manera óptima, eficiente y segura.”*

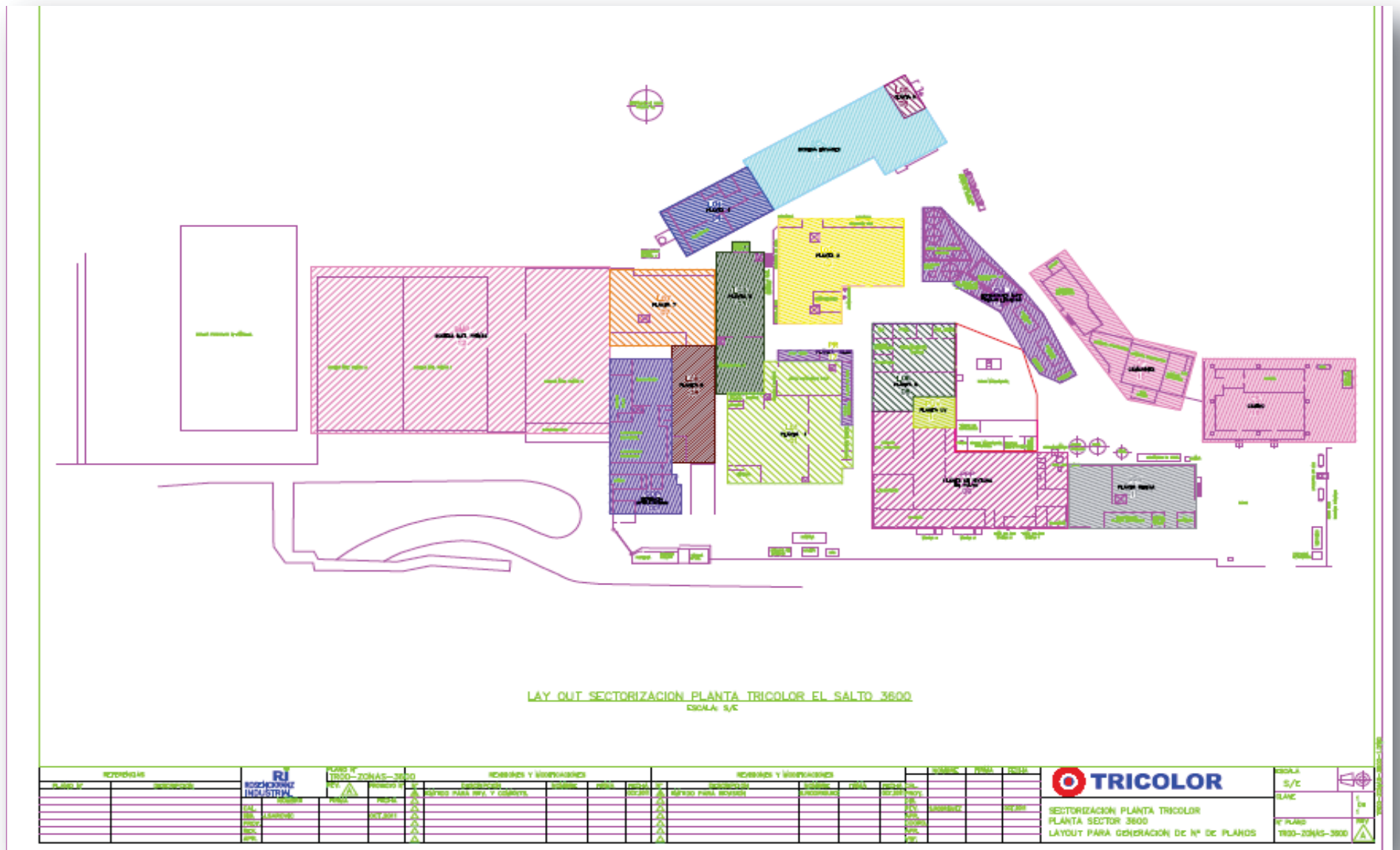


Ilustración 2: Layout de planta de PINTURAS TRICOLOR S.A. Fuente: TRICOLOR S.A Departamento de Mantenimiento e Ingeniería.

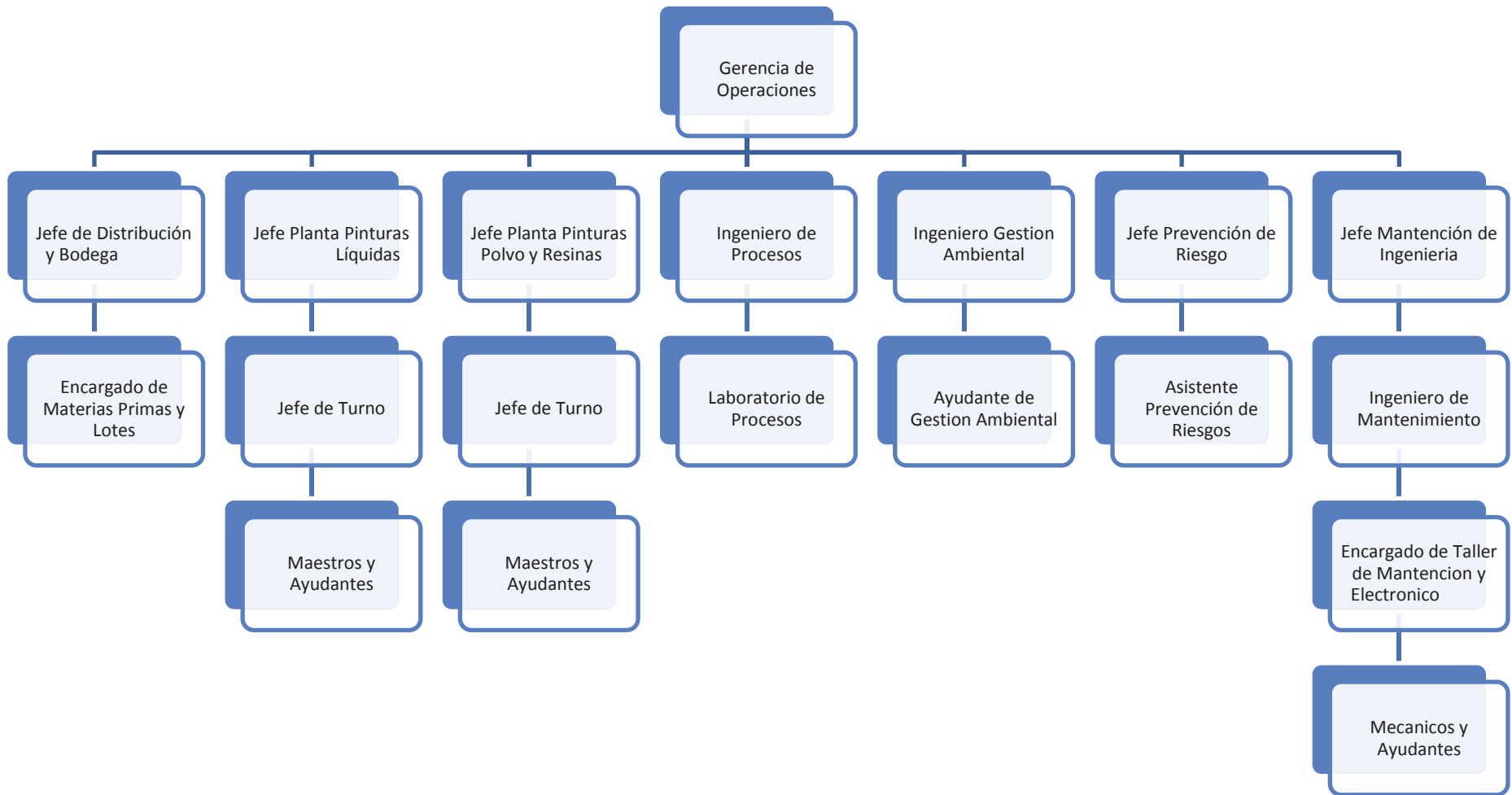


Ilustración 3: Organigrama Gerencia de Operaciones, planta de Pinturas TRICOLOR S.A. Fuente: Gerencia de TRICOLOS S.A



# Planta Resinas Tricolor.

---

La planta de resinas consta de dos niveles más un nivel intermedio, además de contar con cuatro salas, sala de caldera, jefe de turno, laboratorio, baños y camarines. Cuenta con tres entradas al primer piso y con una salida de emergencia desde el segundo piso.

El primer nivel se divide de la siguiente forma: sector de acopio de material peligroso, bodega de materias primas, estanque de almacenado y estanques diluidores, sector de filtrado, además de las salas antes mencionadas.

El piso intermedio es una elevación para operar el traspaso de carga desde el reactor al estanque diluidor, además de las tomas de muestras para el análisis de parámetros.

El segundo nivel se accede por fuera de la planta, acá se encuentran los reactores que atraviesan el piso lugar, donde son cargados con la materia prima, y se controlan por medio de medidores ubicados frente a los reactores. La carga se realiza en el sector de bodega de materias primas y es llevada al segundo nivel por medio de un transporte manual hasta un montacargas.

La planta en total posee tres reactores de iguales características, agitación, chaqueta de aislación y circuito de enfriamiento, pero se diferencian en tamaño, puesto que existen dos equipos que poseen una capacidad de 6000 [Kg] y un tercero de menor tamaño, que posee una capacidad de 2000 [Kg].

El proceso de producción de resinas requiere de una constante supervisión debido a la complejidad de su fabricación, donde es necesario tener las variables involucradas en el proceso controladas, con el fin que el producto final sea el óptimo. Cualquier problema podría causar una pérdida de la producción con posibles daños a los equipos.

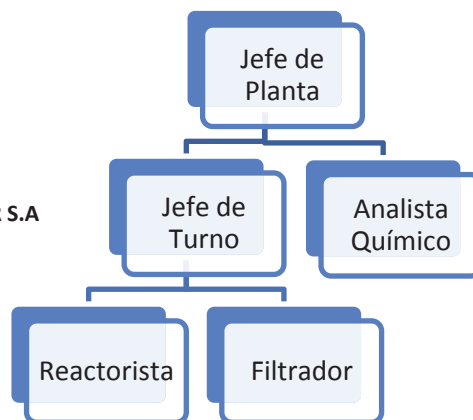
El horario de funcionamiento de la planta de resinas es de 00:00 horas del día lunes hasta las 20:00 horas del día viernes, el horario es continuo debido al constante monitoreo que se debe realizar durante los procesos de confección y al aprovechamiento al máximo de la energía calórica disponible, generado por el fluido térmico de la planta.

Para complementar la jornada la planta cuenta con tres turnos, los cuales poseen un “jefe de turno” cada uno, encargado de llevar todo el proceso según los estándares establecidos, reportando las novedades diariamente al “jefe de planta”. Este último se encarga de la planta, ocupándose de la administración, supervisión del personal y del proceso productivo, informando a su vez las novedades directamente al gerente de operaciones.

Además la planta cuenta con operarios encargados de funciones específicas del proceso, a los cuales se les denomina “reactoristas” y “filtradores”. Donde los primeros son encargados de la operación del reactor controlando la temperatura del sistema y los segundos se encargan de la operación de los diluidores, filtro y estanque de control de calidad.

Al interior de la planta se cuenta con una laboratorio para realizar todas las pruebas necesarias, el cual está a cargo del jefe de turno, pero con un químico analista dependiente del departamento de control de calidad realizando todos los controles de calidad de materia prima y de los productos finales. El laboratorio cuenta con reactores que simulan las reacciones químicas y procesos a menor escala. Además se realizan trabajo de desarrollo buscando nuevas tecnologías y materias primas con cuales trabajar. Todo lo sucedido en el laboratorio se tiene que informar al jefe de planta.

Ilustración 4: Organigrama de planta resinas TRICOLOR S.A



### 3.1 Descripción de Equipos Planta Resinas.

A continuación se presenta una breve descripción de todos los equipos presentes en la planta de resinas de TRICOLOR S.A, con sus respectivas funciones.

#### Reactores.

Es donde se fabrican los distintos tipos de resinas, estos cuentan con un encamisado exterior, el cual suministra la energía calórica por medio de la circulación de fluido térmico a alta temperatura. Además cuenta con un serpentín interior, el cual se utiliza para enfriar las resinas cuando sea necesario.

Actualmente la planta cuenta con tres reactores operando, dos tienen la capacidad de 7.5 [m<sup>3</sup>] y uno con una capacidad menor de 3 [m<sup>3</sup>].



Ilustración 5: Parte superior reactor #5



Ilustración 6: Parte inferior reactores #1 y #2

## **Diluidor.**

Se encuentran debajo de los reactores, cada reactor tiene su propio diluidor, son los encargados de recibir la resina que viene del reactor, el diluidor se encuentra cargado con solvente para diluir la resina de acuerdo a la orden de producción especificada. Además cada diluidor posee un agitador para homogeneizar el fluido.

Dependiendo de las dimensiones del reactor es el tamaño que posee el diluidor, por lo tanto, existen dos tamaños diferentes.



**Ilustración 7: Diluidor del reactor # 5**

## **Scrubber.**

Este equipo recolecta los gases que escapan del reactor durante el proceso de fabricación, con el fin de neutralizarlos con una ducha de soda cáustica a contracorriente, bajando el índice de acidez de los gases para ser enviados a la atmósfera.



**Ilustración 8: Scrubber de reactor # 2**

## **Separadores.**

Se encargan de recolectar el condensado de xileno y agua que provienen del reactor. Estos líquidos se separan debido a que poseen distintas densidades. Una vez separadas se elimina el agua y el xileno es re-circulado al reactor.



**Ilustración 9: Separador de reactor #2**

## **Condensadores Horizontal y Vertical.**

Condensan los gases que salen del reactor durante la etapa de esterificación, en esta parte del proceso se libera agua, para eliminar esta agua se inyecta xileno más nitrógeno los que arrastran el vapor de agua hacia el condensador vertical y horizontal.



**Ilustración 10: Condensador vertical y horizontal del reactor #1**

## Filtro

Extrae las impurezas de la resina por medio papel filtro y tierra filtrante.



Ilustración 11: Filtro Sparker.

## Estanque Almacenamiento QC

Almacenaje de la resina que se terminó de fabricar, a la espera de la aprobación de control de calidad. Si la resina cumple con los parámetros, es enviada a los diferentes estanques de almacenamiento.



Ilustración 12: Estanque de Almacenamiento QC

## **Red de fluido térmico.**

Aporta la energía calórica necesaria para poder llevar a cabo reacciones químicas de las materias primas que se encuentran al interior de los reactores.

### **Caldera de Fluido Térmico (Termopac)**

Entrega la carga calórica a la planta de resinas, el modo de la transferencia es por convección, desde los gases de combustión hacia el serpentín doble por el cual circula interiormente, el fluido térmico. El uso de serpentín doble aumenta el rendimiento de la caldera, ya que aumenta el tiempo de contacto de los gases de combustión con las paredes del serpentín, por lo que aumenta la transferencia de calor hacia el fluido térmico.

El aire necesario para producir la combustión del gas natural es inyectado a la caldera por medio de un ventilador adosado a un costado de ésta. Los flujos de aire y combustible son administrados por medio de un controlador lógico programable (PLC), el que regula los flujos según requerimientos de energía calórica y características de los gases de combustión.



**Ilustración 13: Caldera Termopac**



## **Bomba de fluido térmico.**

Es la encargada de impulsar el fluido térmico a través de toda la red, es de vital importancia debido que los reactores necesitan temperatura para reaccionar, si falla este suministro la resina puede pasar el punto de gelación, perdiendo el producto y el equipo.



Ilustración 14: Bombas de fluido térmico

## **Estanque de Pre - Calentamiento de aceite de pescado.**

Encargado de pre-calentar el aceite de pescado que será utilizado en el proceso de fabricación de resina. Cuenta con un serpentín interior donde el fluido térmico calienta al aceite de pescado, el cual es impulsado por medio de dos bombas a los reactores en el segundo piso de la planta.



Ilustración 15: Pre-calentador de aceite de pescado

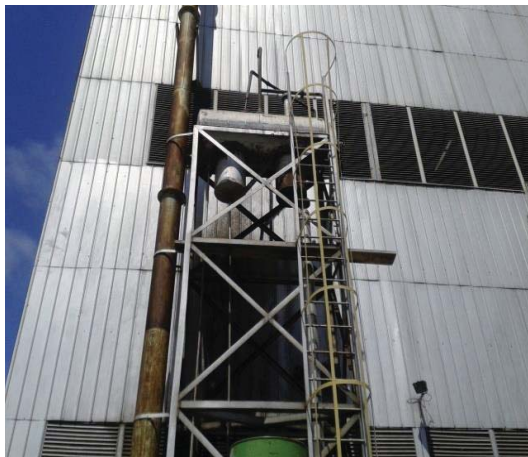
## **Estanque de expansión de fluido térmico.**

El fluido térmico sufre una serie de cambios en sus propiedades durante la circulación a través del termopac, reactores y cañerías. La variación en el volumen puede alcanzar hasta un 20% en el caso de la partida de la planta.

Para evitar que la variación de volumen afecte la bomba de fluido térmico, el sistema posee un estanque de expansión de fluido térmico, encargado de absorber esas variaciones.

El estanque elimina los gases que se puedan encontrar en el sistema térmico, evitando también la oxidación del fluido.

Con el fin de evitar el contacto de forma directa entre el fluido térmico y el medio ambiente, ya que el estanque posee un venteo a la atmosfera, se suministra nitrógeno de forma permanente, creando una atmosfera inerte, aislando el fluido térmico.



**Ilustración 16: Tanque de expansión de fluido térmico**

## Sistema de refrigeración

### *Torre de enfriamiento de agua de refrigeración.*

Unidad encargada de enfriar el agua que proviene del serpentín interior de los reactores. El agua pasa a través de unos rociadores para aumentar la superficie de contacto, para luego interactuar con una corriente de aire el que absorbe calor y lo libera a la atmósfera. Posee una capacidad de 300 [m<sup>3</sup>/h] de agua a una temperatura de 37 [°C]. El agua utilizada en el proceso es agua blanda.

### *Bombas de enfriamiento.*

Hacen circular el agua de enfriamiento a través del sistema de cañerías hacia la planta de resinas. Se utilizan dos bombas situadas en paralelo.

### **Estanque almacenamiento de Nitrógeno.**

Debido al gran consumo en la fabricación de resinas alquídicas, es necesario contar con un estanque almacenador de gas, proveniente de INDURAS S.A.



Ilustración 17: Almacenamiento de Nitrógeno líquido

## **Estanques de Almacenamiento.**

Lugar donde se almacenan los aceite de pescado y soya, además del solvente varsol o aguarrás.



**Ilustración 18: Tanques de Almacenamientos**

# Descripción del Proceso Productivo.

---

La descripción del proceso productivo se acota a la ingeniería de proceso (para más información acerca de las resinas alquídicas ver anexo). Además, una vez concluida la descripción, se anexa un diagrama de flujo para mayor entendimiento.

El proceso de planta de resinas comienza con la recepción de las materias primas (para más información acerca de materias primas ver anexo 4) desde la bodega, donde existe un stock traído desde la bodega central de materias primas, desde ahora SPL y los estanques de almacenamiento, ubicados a un costado de la planta en el cual se extraen las materias primas para cargar a los reactores que se encuentran en el segundo piso de la planta.

La carga consta de aceite que puede ser de pescado o soja, dependiendo del tipo de resina a fabricar, estos son traídos mediante cañerías por medio de bombas desde los almacenamientos. Pentaeritritol o glicerina el cual se encuentra en estado sólido y es cargado de forma manual a contenedores primario de transporte manual, para luego subirlos a un montacargas y finalmente cargados al reactor. Además se añade un catalizador, generalmente, hidróxido de litio que acelera la reacción.

El proceso que ocurre es la alquilación de la materia prima para dar paso a la formación de resinas de características alquídicas (Anexo: Resinas Alquídicas). A medida que se carga la materia prima se comienza a agitar para homogenizar, comenzando la etapa de formación de monoglicéridos, la cual es una reacción de Alcohólisis de aceite donde el aceite es pre-reaccionado con el polioli (Pentaeritritol) convirtiendo el aceite triglicérido en monoglicéridos reactivos. El proceso consiste en elevar la temperatura de los reactores hasta los 260°C de

manera de formar un compuesto uniforme (monoglicéridos). El tiempo de producción varía según la cantidad de reactores en funcionamiento debido al rendimiento del fluido térmico que proviene de la caldera.



**Ecuación 1: Ecuación general de alquilación**

El aceite es alimentado desde los estanques anexos a la planta; el estanque de aceite de soya tiene una capacidad de almacenaje de 51.000 [I], mientras que el de aceite de pescado tiene una capacidad de 205.600 [I]. La inyección de cada uno de los aceites al sistema se realiza por medio de dos bombas por estanque, ubicadas contiguas a cada uno de estos, funcionando al mismo tiempo. Cabe señalar que el aceite de soya es alimentado directamente al reactor, pero el aceite de pescado debe tener un tratamiento previo de precalentamiento que lleva la alimentación de temperatura ambiente a una temperatura promedio de 60°C, para aumentar su reactividad en la alimentación al reactor.

El sistema de adición de calor a la reacción, es realizado por un ciclo de calefacción. El cual se inicia con la salida del fluido calefactor desde un tanque de expansión, inyectado por medio de un sistema de dos bombas en paralelo (una de estas stand-by, empleada en caso de emergencia) a un termopac, que hace las funciones de caldera, calentando el fluido llevándolo a los reactores. Los reactores de mayor tamaño cuentan cada uno con tres entradas de fluido calefactor al sistema ubicadas en la parte baja, media y alta del reactor, por su parte el reactor más pequeño solamente cuenta con dos entradas. Por cada entrada existe también una salida que recolecta el fluido térmico para llevarlo nuevamente al estanque de expansión, para iniciar el ciclo de calentamiento nuevamente. Cabe señalar que la caldera además suministra con calor al estanque en el cual se precalienta el aceite de pescado antes de su ingreso al reactor.

Antes de continuar el proceso se debe tomar una muestra para ser analizada en el laboratorio y verificar que se haya formado los monoglicéridos, (las mediciones se verán en el anexo: mediciones de parámetros de laboratorio) ocurrido la formación de los monoglicéridos se desciende la temperatura del reactor a 180°C, proceso que se realiza por medio de un sistema de enfriamiento que consiste en la inyección de agua de refrigeración a un serpentín ubicado en el interior de cada reactor.

Luego que se logra la temperatura deseada se agrega el anhídrido ftálico y los solventes necesarios, generalmente se utiliza xileno o varsol. Los solventes son inyectados a cada reactor desde estanques de almacenamiento, el xileno posee un estanque ubicado en la parte baja y es bombeado hasta el reactor de forma directa, el varsol por su parte posee un estanque de almacenamiento ubicado anexo a la planta con una capacidad de 10.600 [l], de este estanque se bombea varsol a un segundo estanque de dimensiones menores, la cual inyecta por gravedad el solvente al reactor que corresponda.

Una vez agregados el anhídrido ftálico y el solvente se inicia la etapa de confección de resina (poli condensación) elevando la temperatura a 240°C. El control de la temperatura es fundamental para controlar las reacciones de esterificación presentes, debido a que la reacción esta desplazada hacia la formación de resina, es necesario medir la viscosidad y acidez constantemente para así no llegar al punto de gelación, que es donde la resina se solidifica dentro del reactor, perdiendo el material y causando daños al equipo.



Ecuación 2: Ecuación general de esterificación

A medida que va ocurriendo la reacción se van formando vapores, los cuales son succionados por una línea y llevados en primera instancia a un condensador vertical, para luego pasar a un condensador horizontal que logra una condensación parcial de los vapores. Estos vapores son inyectados a dos separadores mecánicos conectados entre sí. La separación ocurre cuando este es condensado cae a uno de los separadores acumulándose, por diferencia de densidades se logra la separación entre el xileno y el agua, el solvente es llevado al segundo separador y regresado nuevamente al reactor. Por otra parte, en cada uno de los separadores existe otra salida denominada venteo que lleva los elementos no condensados a un scrubber, equipo que condensa una parte de ese vapor no condensado, este condensado va a dar un estanque de almacenamiento de soda, ubicado anexo a la planta. Acá se procederá a separar el solvente de la soda por medio de una destilación ocurrida en los mismos reactores.

Cabe señalar que el scrubber tiene como finalidad capturar los gases que salen del. Una vez capturados se procede a limpiar por medio de soda cáustica a contracorriente eliminando la acidez. Realizado esto los gases salen a la atmosfera evitando la contaminación. Actualmente esto no sucede en la planta de resinas, debido a problemas de diseño.

Una vez formada la resina con los parámetros establecidos, que son de propiedad de TRICOLOR S.A se enfría a unos 200 °C y se descarga mediante gravedad al estanque diluidor que contiene xileno a temperatura ambiente. El diluidor corresponde a un estanque que cuenta con un sistema de agitación constante por medio de un agitador de paletas. Este proceso es realizado debido a que la resina obtenida en los reactores es resina al 100% (pura) y la que se requiere formar es una resina diluida, por esto mismo se agrega un porcentaje de solvente, la variación del porcentaje es según los requerimientos de la resina que se quiera formar. Para realizar este procedimiento cada reactor cuenta con un diluidor asociado, los reactores de mayor capacidad descargan en un diluidor de



6.000 [Kg] de capacidad, mientras que el reactor más pequeño descarga a un diluidor de 4.000 [Kg].

En el proceso de dilución se agrega tierra filtrante que es vital para el proceso de filtrado de resina. Una vez finalizado la dilución el producto es bombeado por un sistema de bombas en paralelo, hasta un filtro que tiene por función retirar las impurezas que pueda tener el producto de la dilución. El procedimiento se realiza en un filtro que posee rejillas las cuales tienen adosadas a ellas papel filtro, que con la ayuda de la tierra filtrante añadida en la etapa anterior, retienen las impurezas que pueda poseer la resina diluida.

Una vez que el control de calidad aprueba o rechaza las especificaciones, comienza la etapa de envío al estanque de almacenamiento de control de calidad (QC), con capacidad de 15.000 [Kg] donde se realiza el control de calidad final, el cual aprueba o rechaza el envío de la resina a los estanques de almacenamiento, donde queda a disposición de la fabricación de pinturas líquidas.

Cabe señalar que existen lotes más pequeños o lotes especiales que son envasados de forma manual, por conexiones de mangueras hacia el filtro y envasado en tambores de 200 [L].

Importante señalar el uso de nitrógeno durante todo el proceso, inyectado desde el fondo del reactor, el cual impide la acumulación de aire en el reactor, evitando la oxidación del producto, donde genera un efecto de burbujeo que arrastra las impurezas formadas durante la reacción desplazando el equilibrio de la reacción a la formación de productos y evita posible ignición del reactor. Mientras más dispersas se encuentren las burbujas de Nitrógeno, mayor es el efecto turbulento intensificándose el efecto en la agitación(Correa Isaza & Restrepo Londoño, 2007).

Del proceso de fabricación se extraen diferentes tipos de resinas que se diferencian entre sí en tres campos:

- Aceite que se le agrega al proceso para formar resina, se utilizan cuatro tipos de aceite, aceite de pescado, aceite de soya, aceite de maravilla y aceite de linaza, siendo estos dos últimos empleados con menor frecuencia y en menor cantidad.
- Porcentaje de solvente que se le agregue al producto de la reacción al momento de diluirla
- Inclusión de elementos adicionales en el proceso productivo, según lo requerido por formulación.

## **Diagrama de bloques del proceso productivo.**

La planta de resinas, no posee un procedimiento para la fabricación de sus distintos tipos de resinas, solo se basa en la experiencia de los operadores a la hora de la fabricación. Por este motivo se procedió a realizar un procedimiento de diagrama de bloques para cada una de las resinas producidas en la planta, abarcando desde la carga de materias primas hasta el almacenaje de los estanques.

Por motivos de proteger información solo se expondrá un diagrama general de fabricación de resina alquídicas, sin mencionar ninguna característica o parámetro de aprobación o reprobación.

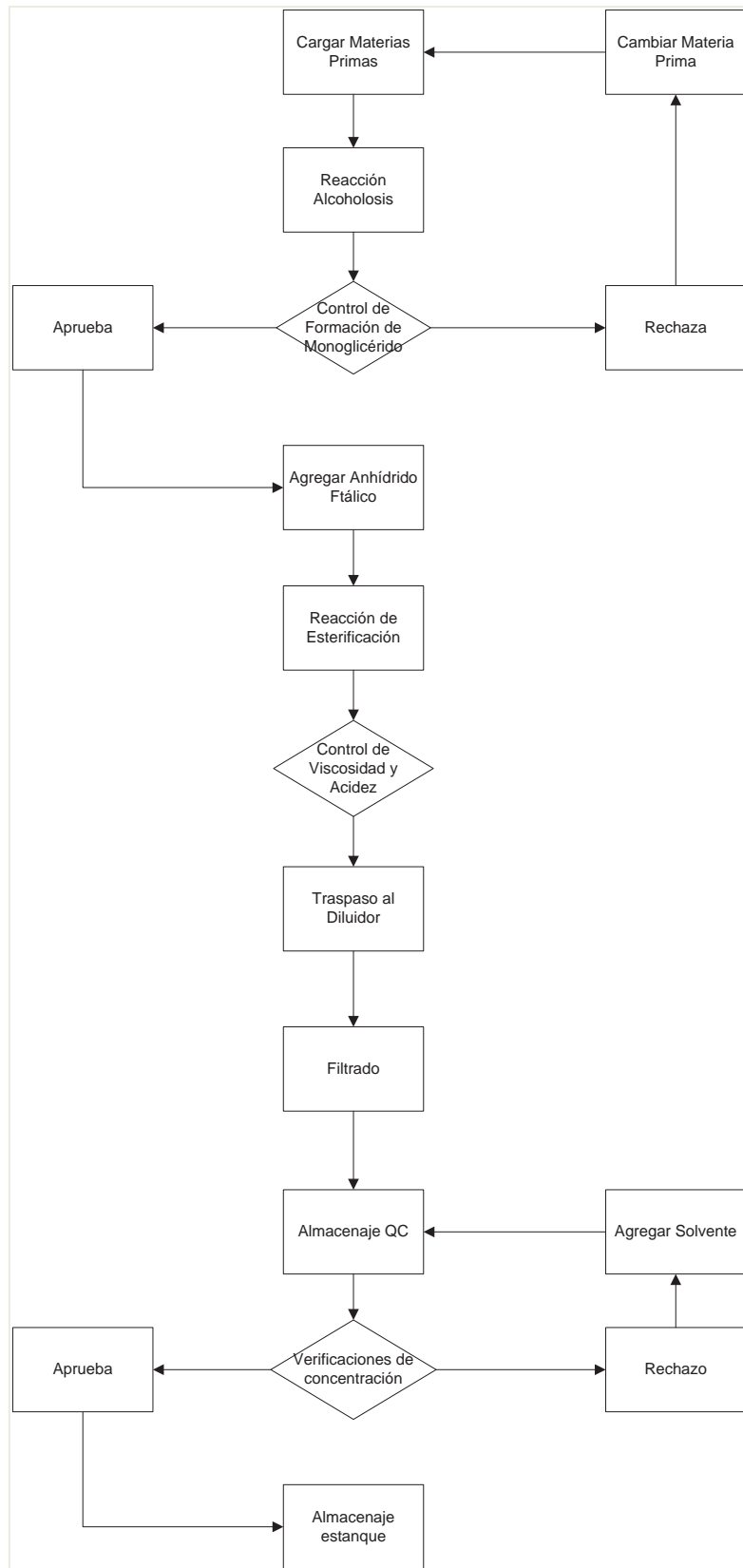


Ilustración 19: Procedimiento Típico en la Fabricación de Resinas Alquílicas

## Diagrama de Flujo en Planta de Resinas.

La planta de Resinas de Tricolor S.A, no posee ningún diagrama de flujo, salvo dibujos a mano alzada realizado por los operadores en forma autónoma en pos de entender y enseñar a los nuevos operadores que llegan a la planta.

En base a la falta de un Flow-Sheet, se realizó uno completo a la planta de resinas indicando todas sus líneas y equipos, haciendo distinción a las líneas de calefacción con color rojo. La finalidad de este diagrama es la facilitación de datos a nivel de ingeniería, puesto que servirá de gran ayuda para mejoras futuras en la planta.

A continuación se presenta un dibujo a mano alzada de los operadores y el Flow-Sheet en su totalidad. El desglose del diagrama se presentara en el anexo: desglose Flow-Sheet Planta Resinas Tricolor S.A

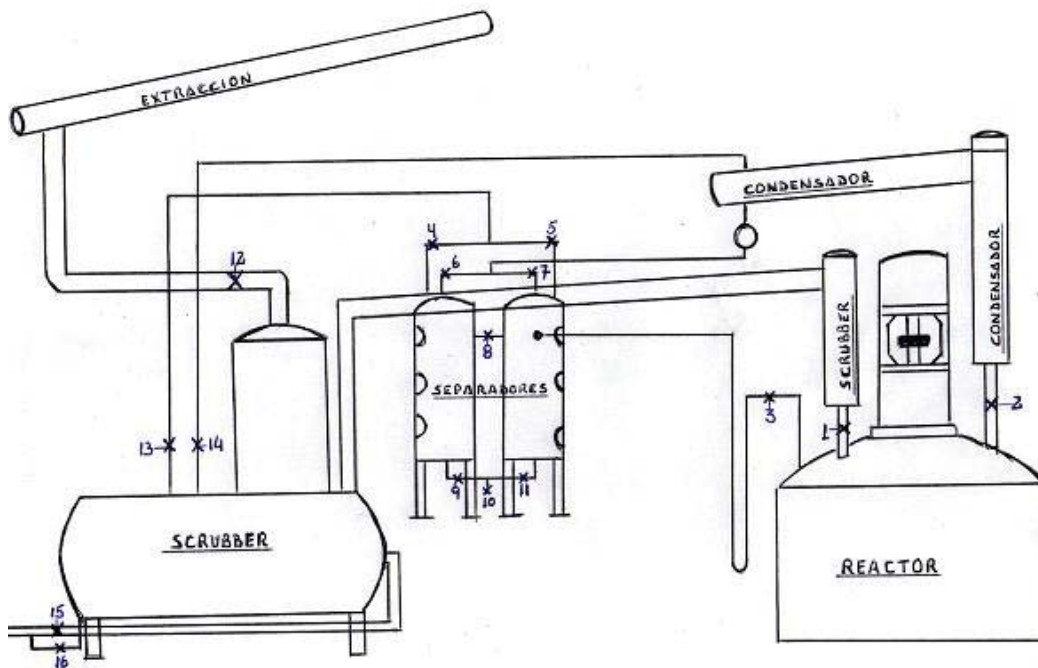


Ilustración 20: Dibujo a mano alzada de los equipos en la fabricación de resina alquídica en Tricolor S.A

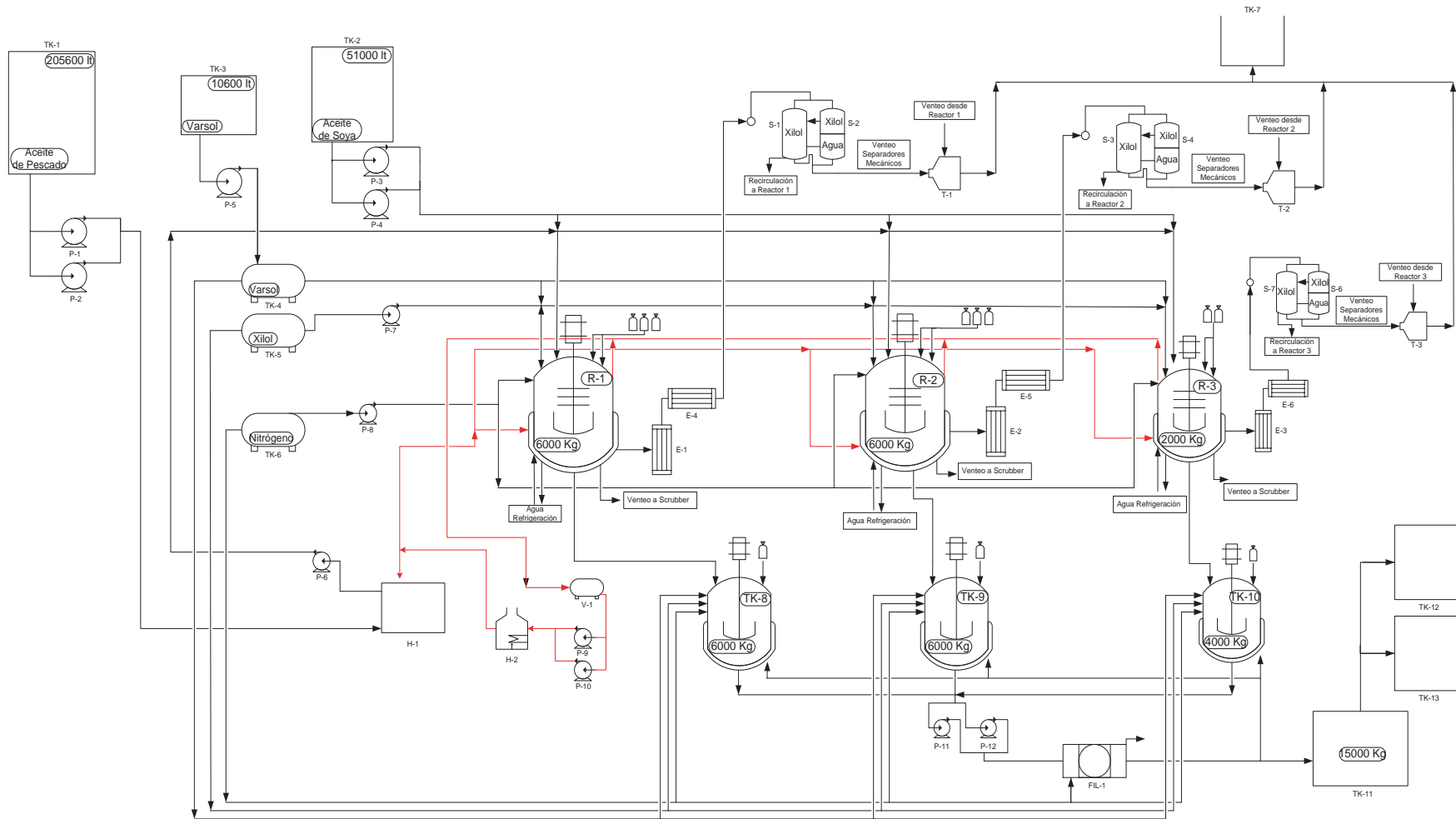


Ilustración 21: Diagrama de Flujo de Planta de Resinas en Tricolor S.A

# Diagnóstico al Proceso Productivo.

---

Al generar un diagrama de bloque del proceso productivo, se obtiene como resultado un orden esquematizado con diferenciación de las etapas de fabricación de resinas alquídicas, además con el uso del flow-sheet realizado a la planta de resinas, se podrá obtener un manejo más sencillo de las corrientes de proceso que a futuro serán analizadas.

Una vez acabado el estudio de los procedimientos de la planta y con claro detalle del proceso de confección de resina alquídica, se puede mencionar que el mayor problema asociado a la fabricación del producto, es el funcionamiento de los condensadores en los reactores #1 y #2 de la planta.

El método de selección para poder discernir entre las variadas falencias que posee la planta, se basó en los problemas que afectan de forma directa al proceso y con un especial atención en el aumento de tiempo muerto del proceso.

Los condensadores poseen estas dos características, ya que al no operar de forma correcta, aumenta el tiempo de esterificación, debido a que la extracción de agua generada por la reacción es demasiado lenta, incrementando el tiempo de operación. Además de las obstrucciones recurrentes, donde se tiene que desmontar para ser lavado deteniendo el proceso.

Aunado a estas problemáticas asociadas a los condensadores, existe la baja condensación que generan de solvente, situación que afecta al proceso debido a que la recuperación de este solvente es deficiente, obligando a cargar solvente nuevo al sistema, perdiendo un gran porcentaje del anterior sin poder recuperarse. Sin mencionar que la carga de solvente nuevo al sistema depende exclusivamente del operador, ya que no cuenta con ningún medidor de flujo anexo a esa línea.

A continuación, se presentará un análisis de algunas variables que afectan el proceso de producción de resina alquídica, que ayudarán a comprender un poco más el proceso, para después avanzar hacia la problemática de los condensadores, con una pequeña descripción, las posibles causas de su mal funcionamiento y las soluciones propuestas al problema, además de una solución efectuada de forma momentánea hasta que alta gerencia decida cómo proceder.

## **Variables Críticas**

El análisis de estas variables se centró en la observación y seguimiento del proceso, con apoyo de literatura especializada, obteniendo siete puntos críticos de operación, todos estos puntos están presentes en la etapa de esterificación, donde la resina es confeccionada.

Una vez definidos cada punto crítico, se realizó una pequeña explicación de cómo la falta de control en alguno de ellos, puede afectar el proceso productivo, obteniendo resina fuera de los parámetros y problemas de funcionamiento como pérdida de material hacia los condensadores provocando obstrucción.

Los siete puntos críticos fueron explicados a todos los operarios de la planta resinas, como capacitación en conjunto con el proceso productivo esquematizado.

## **Eliminación de Agua**

La correcta eliminación del agua producida en la reacción de esterificación promueve la formación de la resina e indica el avance de la reacción. La eliminación de las últimas trazas de agua de la mezcla de reacción en el reactor se complica por:



- La solubilidad del agua en las sustancias orgánicas aumenta con el incremento de la temperatura
- 
- El vapor de agua condensada sobre las áreas frías del reactor y el tubo de vapores. (Monsanto Company, 1972)

### **Temperatura de Esterificación.**

El aumento de la temperatura contribuye a la eliminación del agua en la primera etapa de la reacción, pero en la parte final es necesario adicionar un solvente y gas inerte en la mezcla de reacción.

La selección de la temperatura de reacción es de vital importancia, puesto que si es baja impide la producción de resina en un período de tiempo, en cambio, si es muy elevada, puede causar la descomposición de la resina, decoloración y pérdida excesiva de material volátil como solvente, anhídrido ftálico y anhídrido maleico.

La temperatura óptima de producción es de 232 °C, además establecen parámetros máximos y mínimos de temperaturas, si aumenta la temperatura a 254 °C disminuye el tiempo de producción, pero la pérdida de material volátil es excesiva hasta el punto de afectar las propiedades de la resina, por el otro lado, si disminuye la temperatura de reacción hasta 210 °C, aumenta el tiempo de producción afectando el costo de la misma.

## **Catalizador.**

El uso de anhídrido maleico como porción de un constituyente di-ácido mejora la producción de resina alquídica. Su doble enlace forma componentes adicionales con ácidos grasos insaturados, en lugar de formar componentes con los polioles.(Patton, 1962)

Cantidades menores de anhídrido maleico, cercanas al 2% del anhídrido ftálico mejoran el color de la resina y aceleran la reacción. (Monsanto Company, 1972)

## **Agitación**

La agitación tiene también elevada importancia en una reacción de polimerización, el movimiento a la mezcla de reacción dentro del reactor debe ser suficiente para obtener una buena transferencia de calor y mantener la uniformidad de la mezcla. La agitación que genere vórtices puede comprometer la estabilidad de la materia prima, causando sedimentación y disminución en la velocidad de reacción.(Patton, 1962)

Los Polioles (Pentaeritritol o glicerina) por ser más densos que los monoglicéridos se ubican al fondo del reactor, por lo tanto, el agitador tiene que llegar al fondo. En caso de no llegar hasta el fondo del reactor, no alcanzará a mover el aceite y no se mezclará con los monoglicéridos ya formados.

Se debe conseguir una adecuada agitación en el interior del reactor, si se desea conseguir que el anhídrido ftálico y el Pentaeritritol se distribuyan de forma homogénea en la mezcla. Por lo tanto, si se quiere evitar sedimentación y gelificación es necesaria una correcta agitación.

## **Adición de gas inerte**

La adición de nitrógeno se conoce como sparging o desoxigenación (nitrógeno a través de la masa). Consiste en inyectar nitrógeno gaseoso con el fin de desalojar el oxígeno disuelto en la mezcla de reacción minimizando su efecto oxidante y arrastrar el vapor de agua producido en la reacción. La inyección simultánea de gas inerte y de solvente se lleva a cabo cuando se necesita obtener el valor ácido más bajo posible en el producto final.

El gas inerte a través de la masa permite liberar el agua por la existencia de un flujo gaseoso que sirve como vehículo, aumentando la velocidad de la reacción y minimizando la posibilidad de decoloración del producto. Mientras más dispersas se encuentren las burbujas de Nitrógeno, mayor es el efecto turbulento, intensificándose el efecto en la agitación.

## **Tiempo de Calentamiento.**

El tiempo de calentamiento influye directamente en la sublimación de los anhídridos, si se calienta rápido, se genera un desbalance estequiométrico, lo que aumenta el tiempo de reacción.

Estudios revelan que es apropiado calentar a 2,3 [°C/min] un tamaño de lote de 3.500 [g](Arango & Nieto, 2006). A medida que el lote aumenta de tamaño es necesaria mayor potencia para garantizar la misma velocidad de calentamiento.

## Adición de Solvente

La elaboración de resinas alquídicas normalmente es a presión atmosférica. Al comienzo de la reacción se produce agua, esta posee una extracción como vapor pronunciada, pero decrece con el tiempo, es acá donde se debe alimentar un solvente dentro del reactor.

El principal efecto del solvente en el sistema es elevar la presión de vapor de los componentes volátiles a un valor tal, que conlleva a la aceleración de velocidad de eliminación de agua en el reactor. Formando un azeótropo a 90 °C, mezcla de composición 40% agua y 60% de xileno.

Se utiliza xileno como solvente por las siguientes razones:

- El xileno y el agua son insolubles por lo que la separación de la fase acuosa de la orgánica ocurre rápidamente, permitiendo el reciclaje del xileno
- El xileno solubiliza el anhídrido ftálico, el cual se sublima y se condensa en las partes frías del reactor, permitiendo luego que reaccione en el sistema al ser recirculado.
- No es necesario destilar el xileno de la mezcla de reacción ya que puede formar parte del producto final.
- Según estudios, el uso del solvente reduce el tiempo de esterificación de un 30 a un 50 %. (Patton, 1962)

# Condensadores.

---

## Descripción

Los reactores poseen dos salidas para la evacuación de gases, según sea la etapa del proceso en que se encuentren, una de ellas es la salida hacia al condensador vertical, donde el agua es arrastrada por el xileno por medio de azeotropía acompañado por el nitrógeno en la etapa de esterificación.

Según las especificaciones técnicas, el condensado de los vapores debería llegar al separador a temperatura estimada de 30 [°C] como temperatura recomendada, manteniendo la superficie de la mezcla a baja temperatura, para así evitar que la sublimación de anhídrido ftálico escape hacia los condensadores. Importante es mencionar que el reactor en su parte superior no cuenta con aislación térmica, facilitando su intercambio de calor con el medio.

La temperatura del retorno al reactor es cercana al 80 [°C], lo que origina escape de anhídrido ftálico hacia los condensadores, generando incrustaciones en los condensadores por cada lote generado. Por este motivo es que se optó por no utilizar el condensador vertical.

A medida que aumenta la obstrucción en los condensadores, se produce un aumento paulatino de la presión de trabajo en los reactores, que en consecuencia hace variar las condiciones óptimas de fabricación de resinas, alargando el tiempo de proceso y dificultando el retiro de agua de reacción.

A continuación se realizó una tabla con las características de condensador vertical y del condensador horizontal.

Características	Condensador Vertical	Condensador Horizontal
Tipo	Tubo - Coraza	Tubo - Coraza
Nº pasos Coraza	1	1
Nº pasos Tubos	1	1
Flujo	Contracorriente	Contracorriente
Nº Tubos	9	9
Material de Tubos	Acero Inoxidable	Acero Inoxidable
Diámetro de Tubos	1 [in]	3/4 [in]
Largo de Tubos	2 [m]	2 [m]
Disposición de Tubos	Arreglo cuadrado	Arreglo cuadrado
Material de Coraza	Acero Carbono	Acero Carbono
Diámetro de Coraza	12 [in]	8 [in]
Nº de Deflectores	2	2
Área de Intercambiador de Calor	1.436 [m <sup>2</sup> ]	1.077 [m <sup>2</sup> ]
Tipos de Cabezales	Fijos	Fijos
Flujos por los Tubos	Vapores Agua y Xileno	Vapores Agua y Xileno
Flujo por la Coraza	Agua refrigeración	Agua refrigeración
Conexión agua refrigeración	1 1/2 [in]	1 1/2 [in]
Conexión entrada	4 [in]	6 [in]
Conexión salida	6 [in]	4 [in]
Angulo de inclinación	90 °	10 °

Tabla 1: Características de operación de los condensadores vertical y horizontal de los reactores #1 y #2

## Causas de los problemas.

Las causas de los problemas de los condensadores, son en gran medida provocadas la baja capacidad de condensación del equipo, debido a que se tiene que cargar solvente anexo durante el proceso, esto produce pérdida de solvente, lo que conlleva una pérdida económica en cada lote de resina a fabricar.

El análisis de la problemática deriva dos posibles causas, los cuales imposibilitan la condensación de los vapores de xileno y agua que escapan del reactor durante la etapa de esterificación.

La primera causa, la cual es más significativa, es que, debido a que el diseño del condensador no es el óptimo, el flujo que escapa del reactor es superior a su capacidad de condensación isotérmica, situación que genera pérdida de solvente y demora en el proceso debido a que se tiene que volver a cargar solvente a medida que este se está perdiendo.

La segunda causa, es la obstrucción de los tubos interiores de los condensadores. El condensador vertical se obstruye debido a la sublimación de anhídrido ftálico procedente del reactor y al polvo que queda en suspensión al momento de cargar dicho elemento, que es arrastrado por nitrógeno o por la mezcla de xileno y agua. Por su parte el condensador horizontal también se obstruye, pero en menor cantidad en comparación con su par vertical.

## **Soluciones Propuestas.**

A continuación se presentaran medidas que generan soluciones a las dos posibles causas mencionadas anteriormente, además se planteara una solución al condensador vertical en forma particular.

La primera solución presentada hace referencia a la sublimación de materias primas, provocando incrustaciones de anhídrido ftálico o de anhídrido maleico en los condensadores vertical y horizontal, con más daño en el condensador vertical, por lo tanto, se establecerá un periodo de tiempo cercano a los 10 minutos después de la carga de anhídrido ftálico, para que se mezcle con los monoglicéridos, empezando a subir la temperatura paulatinamente sin generar un desbalance en la producción de resina.

La segunda solución, hace referencia al mal diseño de los condensadores, cabe señalar que solo se procederá diseñar el condensador horizontal, debido a que se encontró otra solución para el condensador vertical, la cual será mencionada más adelante. El diseño del condensador horizontal será de las

mismas características (tubo – coraza) aumentando el área de transferencia, para poder condensar la máxima cantidad de xileno. Todo el diseño del condensador será obtenido del libro procesos de transferencia de calor de Donald Kern, y las propiedades del solvente fueron extraídas del Perry`s Manual del ingeniero químico de James O. Maloney.

Las ventajas de rediseñar el condensador horizontal, es que podrán condensar la totalidad de los vapores que escapan del reactor reduciendo las pérdidas de solvente y las cargas anexas del mismo. Además el condensado que será recirculado al reactor lo hará a una temperatura cercana a los 30 [°C], ayudando a evitar las incrustaciones de anhídrido ftálico y maleico, debido que con la temperatura de retorno se tendrá una superficie en el interior del reactor más fría.

La decisión de dejar sin uso el condensador vertical, fue tomada con anterioridad, pues las obstrucciones eran muy recurrentes, generando demoras, pérdidas económicas, por no poder cumplir con la demanda interna. Al estar en desuso se logró disminuir las obstrucciones.

Para poder encontrar alguna solución al tema del desuso del condensador vertical, Pinturas Tricolor fue invitada a una visita industrial a una empresa ubicada en Santiago dedicada a la fabricación de distintos tipos de resinas, entre ellas, resina alquídica. A esta visita fui invitado a participar en conjunto a dos operadores de la planta, durante la charla y la visita a la industria, se observó que ellos poseen el mismo procedimiento para la fabricación de resinas alquídicas, pero no poseen un condensador vertical, solo tienen el condensador horizontal, en vez de tener un condensador vertical tenían una tubería con cierta inclinación hacia el condensador horizontal, ante esta diferencia se realizó las preguntas correspondiente, obteniendo que la tubería para ellos había sido una solución práctica y sencilla ante el problema de las incrustaciones y obstrucciones. Cuando esta se logra obstruir completamente simplemente se cambia, así no se permite aumentar los tiempos muertos al proceso.



Ante esta información de una empresa completamente ligada a la fabricación de resinas, se decidió en conjunto a gerencia a replicar la solución planteada por ellos. La implementación de esta medida fue encargada en su totalidad al departamento de mantención de Pinturas Tricolor.

## **Solución Momentánea al Problema**

Si bien el cambio de los condensadores horizontal para los reactores #1 y #2 son relativamente normales para una empresa como Tricolor S.A, no son inmediatos, además influyen factores económicos que se verán más adelante. Es necesario efectuar una solución rápida y concreta hacia el problema de pérdida de solvente.

Ante esta situación se planteó una solución que apoyara la capacidad de condensación del condensador horizontal, así disminuirá la pérdida de solvente en la fabricación de resinas.

Ante la baja capacidad del condensador horizontal, se solicitó instalar una línea desde el venteo de los vapores del condensador hacia el scrubber, esto provoca que los vapores de xileno y agua que no logran condensar escapen por la línea de venteo hacia el scrubber, este equipo estando vacío se utiliza como área de condensación donde el condensado es sacado por medio de una línea hacia tambores de almacenamiento para su posterior reutilización.

Es importante señalar que la condensación anexa en las paredes del scrubber y su almacenamiento en tambores, ha sido implementado de forma momentánea como consecuencia de esta acción, el scrubber ha dejado de operar para su cometido, expulsando los gases sin depurar al ambiente.

Más adelante se presentara un cálculo del rendimiento de condensación del condensador horizontal y de la condensación planteada como solución momentánea.



**Ilustración 22: Solución momentánea de recuperación de solvente.**

# Balance al Proceso Productivo.

---

Debido a la poca instrumentación presente en la planta no se puede determinar con rangos definidos la cantidad de producto formado o determinar un análisis de porcentaje muy detallado. El balance fue generado por medio de bibliografía, donde se cuantifican las reacciones primordiales presentes obteniendo datos de generación de agua. Donde una vez obtenidos los datos se comparó en la práctica obteniéndose semejanzas que confirman la veracidad del balance.

La finalidad de realizar el balance de masa al proceso productivo es debido a que es necesario cuantificar el agua que se genera por lote de resina realizada, dato que es necesario para poder determinar la capacidad de los condensadores, además de la adición correcta de solvente.

Debido a que tricolor fabrica varios tipos de resinas, el balance de masa se realizará en la producción de la resina 5-115 en base a aceite de pescado, al 50 % varsol. Cadena larga. Debido a que es la resina con mayor nivel de producción.

Masa alimentada al reactor (reactantes).

## MP005-115: Resina alquídica larga aceite de pescado al 50% agua

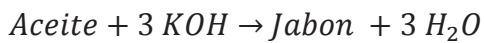
Nombre producto	Carga [Kg]	% p/p
Aceite de pescado	3720	58,77%
Pentaeritritol	825	13,03%
Hidróxido de Litio monohidratado	1,5	0,02%
Anhídrido Ftálico	1500	23,70%
Xileno	258	4,08%
TOTAL	6329,5	

Tabla 2: Desglose de Resinas Alquídica para analizar.

## Balance de Masa.

### Determinación de masa molar de Aceite de pescado.

Para poder determinar la masa molar aproximada de un aceite, se utiliza el índice de saponificación. Según literatura el aceite de pescado posee un índice de saponificación entre 180 a 192  $\left[\frac{mgKOH}{g\text{ aceite}}\right]$ . (Bailey, 1984)



Ecuación 3: Reacción estequiométrica de Saponificación.

Índice de Saponificación estándar	185 $\left[\frac{mgKOH}{g\text{ aceite}}\right]$
Masa de Aceite	1 [g]
Masa Molar KOH	56,1 $\left[\frac{g}{Mol}\right]$

Tabla 3: Datos Utilizados en cálculos Masa Molar del Aceite.

$$mgdeKOH = \text{IndicedeSaponificación} * \text{gramosdeaceite}$$

Ecuación 4: Determinación masa KOH.

$$mgdeKOH = 185 \left[\frac{mgKOH}{g\text{ aceite}}\right] * 1 [g\text{deaceite}]$$

$$mgdeKOH = 185 [mgKOH]$$

$$gdeKOH = 0,185 [g]$$

$$\text{MolesdeKOH} = \frac{\text{masaKOH}}{\text{MasamolarKOH}}$$

Ecuación 5: Determinación molar KOH

$$\text{MolesdeKOH} = \frac{0,185 [g]}{56,105 \left[ \frac{gKOH}{molKOH} \right]}$$

$$\text{MolesdeKOH} = 0,003 [mol]$$

$$\text{MolesdeAceite} = \frac{\text{MolesdeKOH}}{\text{FactorEstequiométrico}}$$

Ecuación 6: Determinación molar aceite

$$\text{MolesdeAceite} = \frac{0,003}{3}$$

$$\text{MolesdeAceite} = 0,001 [mol]$$

$$\text{MasaMolarAceite} = \frac{\text{gramosaceite}}{\text{MolesdeAceite}}$$

Ecuación 7: Determinación Masa Molar Aceite.

$$\text{MasaMolarAceite} = \frac{1 [g]}{0,001 [mol]}$$

$$\text{MasaMolarAceite} = 1000 \left[ \frac{g}{mol} \right]$$

Las reacciones químicas involucradas en la síntesis de resina alquídicas son la Alcohólisis y la Esterificación.

## Reacción de Alcohólisis



Ecuación 8: Reacción Idealizada de Alcohólisis

Especie	[Kg]		[Kg mol]			[Kg / Kg mol]		% p/p
	Entrada	PM	Entrada	Reacción	Sale	PM	Salida	
Aceite	3720	1000	3,72	2,882	0,838	1000	838	18,5
Pentaeritritol	825	136	6,067	5,764	0,303	136	41,208	1
Monoglicéridos					8,646	423,988	3665,792	80,7
Hidróxido de Litio	1,5						1,5	
Masa Total	4546,5						4546,5	

Tabla 4: Balance de Masa a Reacción de Alcohólisis.

## Reacción de Esterificación.



Ecuación 9: Reacción Idealizada de Esterificación

Especie	[Kg]		[Kg mol]			[Kg / Kg mol]		[Kg]
	Entrada	PM	Entrada	Reacción	Sale	PM	Salida	
Monoglicéridos	3665,792	423,988	8,646	6,753	1,893	393,592	745,07	
Anhídrido Ftálico	1500	148,1	10,129	10,129	0	148,1	0	
Resina					3,377		3975,601	
Agua					10,129	18	182,322	
Masa Total [Kg]	4902,993						4902,993	

Tabla 5: Balance de Masa Reacción de Esterificación.

## Balance General

Especie	Entrada [Kg]	Salida [Kg]	% P/P Salida
Aceite	3720		0
Pentaeritritol	825	41,208	0,65
Hidróxido de Litio	1,5	1,5	0
Anhídrido Ftálico	1500		0
Xileno	258	258	4,1
Monoglicéridos			0
Resina		5821,47	92,34
Agua		182,322	2,91
	<b>6304,5</b>	<b>6304,5</b>	

Tabla 6: Resumen Balance de masa a reactor planta resina.

Para facilitar la comprensión se agrupó en categoría de resina al aceite no reaccionado, a los monoglicéridos y a la resina propiamente formada.

La determinación de la cantidad de agua generada en la reacción de esterificación será de vital importancia para la evaluación de la capacidad de los condensadores de los reactores #1 y #2.

Estos resultados fueron cotejados en la práctica con pequeñas variaciones, además la literatura especializada establece que el agua generada tiende a ser un 12% del anhídrido ftálico alimentado, la cual cumple el requisito y confirma la veracidad de dicho cálculo.

## Rendimiento de Condensado.

A continuación se presentara un seguimiento realizado a un lote en particular, para cuantificar el rendimiento del condensador y a su vez de la solución momentánea.

Del balance de masa efectuado anteriormente se obtuvo la masa a la entrada del condensador.

Entrada al Condensador				
Nitrógeno	20,120	[Kg]	4,024	[Kg/h]
Agua	182,322	[Kg]	36,464	[Kg/h]
Xileno	255,251	[Kg]	51,050	[Kg/h]
Flujo Total	457,693	[Kg]	91,539	[Kg/h]
Flujo Condensable	437,573	[Kg]	87,515	[Kg/h]

Tabla 7: Entrada al Condensador Horizontal obtenidos del balance de masa.

Una vez condensado los vapores pasan al separador donde el condensado de agua y del solvente xileno se separan por diferencias de densidad. A continuación se presentan los datos obtenidos.

Salida de Condensador al Separador				
Nitrógeno	0,000	[Kg]	0,000	[Kg/h]
Agua	117,000	[Kg]	23,400	[Kg/h]
Xileno	120,000	[Kg]	32,760	[Kg/h]
Flujo Total	237,000	[Kg]	56,160	[Kg/h]

Tabla 8: Salida al Condensador Horizontal hacia el separador.



Con estos datos obtenidos se puede calcular un rendimiento aproximado de la capacidad de condensación que posee el condensador horizontal.

#### Rendimiento Global

<b>Entrada Condensador</b>	<b>437,573</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Salida Condensador</b>	<b>237,000</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Rendimiento</b>	<b>54,162%</b>	

Tabla 9: Rendimiento global del condensador horizontal.

#### Rendimiento Solvente

<b>Entrada Condensador</b>	<b>255,251</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Salida Condensador</b>	<b>120,000</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Rendimiento</b>	<b>47,013%</b>	

Tabla 10: Rendimiento solvente del condensador horizontal.

### Rendimiento de la solución momentánea.

#### Entrada al Condensador

<b>Nitrógeno</b>	<b>20,120</b>	<b>[Kg]</b>	<b>4,024</b>	<b>[Kg/h]</b>
<b>Agua</b>	<b>182,322</b>	<b>[Kg]</b>	<b>36,464</b>	<b>[Kg/h]</b>
<b>Xileno</b>	<b>255,251</b>	<b>[Kg]</b>	<b>51,050</b>	<b>[Kg/h]</b>
<b>Flujo Total</b>	<b>457,693</b>	<b>[Kg]</b>	<b>91,539</b>	<b>[Kg/h]</b>
<b>Flujo Condensable</b>	<b>437,573</b>	<b>[Kg]</b>	<b>87,515</b>	<b>[Kg/h]</b>

Tabla 11: Entrada al Condensador Horizontal obtenidos del balance de masa.

#### Entrada al Scrubber

<b>Nitrógeno</b>	<b>20,120</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Agua</b>	<b>65,322</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Xileno</b>	<b>135,251</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Flujo Total</b>	<b>220,693</b>	<b>[Kg]</b>

Tabla 12: Entrada al Scrubber desde el venteo de Condensador Horizontal.

La salida del venteo del condensador horizontal, entra al scrubber por la línea instalada.

#### Entrada al Tambor

<b>Nitrógeno</b>		<b>[Kg]</b>
<b>Agua</b>	<b>13,064</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Xileno</b>	<b>81,150</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Flujo Total</b>	<b>94,215</b>	<b>[Kg]</b>

Tabla 13: Salida del Scrubber hacia el tambor de almacenamiento.

La línea de salida del scrubber va a un tambor de almacenamiento, el cual después fue llevado a una celda de pesaje, para después filtrar el solvente y sacar por diferencia el peso de cada uno.

#### Salida del Scrubber al Ambiente

<b>Nitrógeno</b>	<b>20,120</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Agua</b>	<b>52,258</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Xileno</b>	<b>54,100</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Flujo Total</b>	<b>126,478</b>	<b>[Kg]</b>

Tabla 14: Salida de Scrubber por el venteo al Ambiente.

### Rendimiento de recuperación

<b>Entrada Condensador</b>	<b>437,573</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Salida Condensador</b>	<b>237,000</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Entrada Tambor</b>	<b>94,215</b>	<b>[Kg]</b>
<b>Rendimiento</b>	<b>75,7%</b>	

Tabla 15: Rendimiento de recuperación.

Con esta medida se puede calcular un rendimiento aproximado de condensación del condensador horizontal que es cercana a un 50 %, en cambio, si sumamos la solución momentánea el rendimiento de recuperación es cercana al 76 %, el aumento de la condensación es cercana al 25 % de solvente recuperado.

# Diseño del Condensador.

El diseño de los Condensadores #1 y #2, será la solución definitiva para los problemas de condensación del solvente utilizado en la fabricación de resinas y podrá eliminar la solución “momentánea” efectuada.

Los cálculos se pueden ver en el anexo 4: diseño de intercambiador de calor.

Características	Intercambiador Horizontal Actual	Intercambiador Horizontal Propuesto
Tipo	Tubo - Coraza	Tubo - Coraza
Nº pasos Coraza	1	1
Nº pasos Tubos	1	1
Flujo	Contracorriente	Contracorriente
Nº Tubos	9	52
Material de Tubos	Acero Inoxidable	Acero Inoxidable
Diámetro de Tubos	3/4 [in]	3/4 [in]
Largo de Tubos	2 [m]	4 [pie]
Disposición de Tubos	Arreglo cuadrado	Arreglo cuadrado
Material de Coraza	Acero Carbono	Acero Carbono
Diámetro de Coraza	8 [in]	10 [in]
Nº de Deflectores	2	2
Área de Intercambiador de Calor	1,077 [m <sup>2</sup> ]	2,3707 [m <sup>2</sup> ]
Tipos de Cabezales	Fijos	Fijos
Flujos por los Tubos	Vapores Agua y Xileno	Vapores Agua y Xileno
Flujo por la Coraza	Agua refrigeración	Agua refrigeración
Conexión agua refrigeración	1 1/2 [in]	1 1/2 [in]
Conexión entrada	6 [in]	6 [in]
Conexión salida	4 [in]	4 [in]
Angulo de inclinación	10 °	10 °

Tabla 16: Comparación del Condensador actual versus el diseño del Condensador propuesto.

# Evaluación económica.

---

Para abordar el análisis económico del proyecto “Rediseño del sistema de recuperación de solvente en planta de resinas de PINTURAS TRICOLOR” se comenzará con la determinación de los costos totales para desarrollar el proyecto, a partir de estos costos se estimará la inversión inicial que deberá realizar la empresa. Posteriormente, se determinará el tiempo durante el cual se evaluará el proyecto para, por último, determinar los ingresos que se obtendrán durante este lapso de tiempo.

## Costo de Inversión.

Los costos de inversión para dejar en óptimas condiciones los sistemas de evacuación de gases y vapores de los reactores de la planta resinas, son el cambio integro de los Condensadores #1 y #2 (horizontal) por otro de mayor capacidad.

Con las características del nuevo Condensador se realizaron cotizaciones para determinar el costo de la fabricación de los Condensadores.

Costo Fabricación c/u	[\$] 10.000.000
Costo Instalación	[\$] Incluido en el costo de fabricación
Tiempo de Instalación	[h] 30

Tabla 17: Costos Nuevo Condensador

## **Financiamiento del Proyecto.**

Producto que los montos de inversión para realizar el proyecto de “rediseño del sistema de recuperación de solvente en planta de resinas de PINTURAS TRICOLOR” son relativamente bajos, para este tipo de empresa, el financiamiento del proyecto lo realizara íntegramente Tricolor S.A. Por lo tanto, la empresa tendrá que fijar el costo de capital aportado para el proyecto.

Dado que la planta es de vital importancia para la empresa, como materia prima principal, la implementación de los nuevos Condensadores no será inmediata, primero se efectuara la instalación en el reactor #1, donde una vez operativo y con muestras de buen funcionamiento, se procederá a instalar el Condensador al reactor #2. Así evitando detención total en los procesos de fabricación de resinas Alquídicas.

El período de tiempo que se utilizará para evaluar la implementación será 10 años.

## **Beneficios del Proyecto.**

La Planta Resinas no registra ganancias por la fabricación de resinas Alquídicas, los ingresos que se obtendrán al realizar el proyecto vendrán asociados con una disminución de los gastos por mantención de los reactores (limpieza y destape de los Condensadores) y por el aumento en la disponibilidad, seguridad y confiabilidad de los reactores, que a su vez generan un aumento en su capacidad productiva.

Para lograr un cuadro comparativo, se analizarán dos situaciones de funcionamiento de la planta: la primera será un funcionamiento de la planta sin ninguna implementación, la cual se denominara Situación Actual. La segunda será

el funcionamiento de la planta una vez realizados los trabajos, la cual se denominara Situación Propuesta.

**Disminución de Gastos en Mantenimiento de Reactores.**

Con el cambio de los Condensadores de los reactores, la planta de resinas verá disminuidos los gastos por concepto de mantención de los sistemas de evacuación de gases y vapores. Actualmente se trabaja con especial atención sobre los Condensadores para que no se obstruyan completamente. Generalmente se obstruyen totalmente 2 veces por año, lo que origina que el reactor salga de servicio, por un periodo de 3 a 4 días promedio dependiendo del nivel de incrustaciones.

Actividad					
Limpieza Intercambiador de Calor	[\$] 400.000				
Cambio de Válvulas	[\$] 136.000				
Total	<table border="1" style="margin-left: auto; margin-right: auto;"> <tr> <td style="text-align: center;">\$</td> <td style="text-align: right;">536.000</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;"><i>Reparacion</i></td> <td></td> </tr> </table>	\$	536.000	<i>Reparacion</i>	
\$	536.000				
<i>Reparacion</i>					

Tabla 18: Costo de mantención por Condensador.

Con el cambio de los Condensadores de los reactores, se estiman que los costos de mantención, por conceptos de limpiezas de los mismos serán nulos. Con esta consideración se podrá estimar la disminución en los costos de mantención.

**Disminución de gastos en mantención de los Condensadores**

	[año]	2014	2015	2016	2017	2018
Nº Mantenciones (situación actual)	[rep/año]	2	2	2	2	2
Nº Mantenciones (situación propuesta)	[rep/año]	1	-	-	-	-
Costo limpieza Intercambiador de calor	[\$/rep]	\$ 536.000	\$ 552.080	\$ 568.642	\$ 585.702	\$ 603.273
Costo Mantención (situación actual)	[\$/año]	\$ 1.072.000	\$ 1.104.160	\$ 1.137.285	\$ 1.171.403	\$ 1.206.545
Costo Mantención (situación propuesta)	[\$/año]	\$ 536.000	-	-	-	-
Ahorro Mantención de Reactores	[\$/año]	\$ 536.000	\$ 1.104.160	\$ 1.137.285	\$ 1.171.403	\$ 1.206.545

**Disminución de gastos en mantención de los Condensadores**

	[año]	2019	2020	2021	2022	2023
Nº Mantenciones (situación actual)	[rep/año]	2	2	2	2	2
Nº Mantenciones (situación propuesta)	[rep/año]	-	-	-	-	-
Costo limpieza Intercambiador de calor	[\$/rep]	\$ 621.371	\$ 640.012	\$ 659.212	\$ 678.988	\$ 699.358
Costo Mantención (situación actual)	[\$/año]	\$ 1.242.742	\$ 1.280.024	\$ 1.318.424	\$ 1.357.976	\$ 1.398.716
Costo Mantención (situación propuesta)	[\$/año]					
Ahorro Mantención de Reactores	[\$/año]	\$ 1.242.742	\$ 1.280.024	\$ 1.318.424	\$ 1.357.976	\$ 1.398.716

**Tabla 19: Disminución de gastos en mantención de los Condensadores.**

El aumento que existe en los costos de adquisición, repuestos e insumos por año, se estima en base al IPC, que fluctúa en los 4,5%. Sin embargo, debido a que se están calculando ahorros en los consumos de la planta, el incremento en dichos costos se estimará en un 3% anual, generando datos más conservadores.



## Ahorro por Aumento en disponibilidad operativa de los reactores.

Los reactores son los equipos principales para el funcionamiento de la planta de resinas, una falla en ellos, por un período de tiempo prolongado, puede afectar la capacidad productiva de la planta, sobre todo si falla en períodos de alta demanda.

A la planta de resinas se le asigna una serie de recursos para su buen funcionamiento, los que están orientados al pago de gastos administrativos, sueldos y servicios básicos, bajo el nombre de gastos controlados. Además existe un ítem de gastos no controlados en los cuales está involucrada cualquier eventualidad sucedida en la planta.

<b>Gastos y Consumos Planta de Resinas</b>	<b>Ene-13</b>	<b>Feb-13</b>	<b>Mar-13</b>	<b>Abr-13</b>	<b>May-13</b>	<b>Jun-13</b>
<b>Gastos No Controlados</b>	4.459.421	16.052.543	7.021.106	12.791.437	13.257.181	14.073.687
<b>Gastos Controlados</b>	16.860.455	21.982.950	20.965.976	16.975.691	21.497.050	14.835.547
<b>Gastos Total Mensual</b>	<b>21.319.876</b>	<b>38.035.493</b>	<b>27.987.082</b>	<b>29.767.128</b>	<b>34.754.231</b>	<b>28.909.234</b>
<b>Días Trabajados Mensualmente</b>	23	20	21	22	23	20
<b>Horas Trabajadas Mensualmente [h/mes]</b>	552	480	504	528	552	480
<b>Costo detención Planta Resinas [\$/h]</b>	38.623	79.241	55.530	56.377	62.961	60.228
<b>Costo detención Reactor [\$/h]</b>	<b>12.874</b>	<b>26.414</b>	<b>18.510</b>	<b>18.792</b>	<b>20.987</b>	<b>20.076</b>

Tabla 20: Costo por hora de funcionamiento de los reactores.

Gastos y Consumos Planta de Resinas	jul-13	ago-13	sep-13	oct-13	nov-13	dic-13
<b>Gastos No Controlados</b>	9.311.420	11.990.28	11.220.37	14.613.25	12.963.76	16.193.48
		5	9	9	6	4
<b>Gastos Controlados</b>	11.370.11	18.421.67	18.878.94	18.558.71	24.025.91	18.735.48
	7	9	0	1	3	6
<b>Gastos Total Mensual</b>	<b>20.681.53</b>	<b>30.411.96</b>	<b>30.099.31</b>	<b>33.171.97</b>	<b>36.989.67</b>	<b>34.928.97</b>
	<b>7</b>	<b>4</b>	<b>9</b>	<b>0</b>	<b>9</b>	<b>0</b>
<b>Días Trabajados Mensualmente</b>	23	22	21	23	21	22
<b>Horas Trabajadas Mensualmente [h/mes]</b>	552	528	504	552	504	528
<b>Costo detención Planta Resinas [\$/h]</b>	37.467	57.598	59.721	60.094	73.392	66.153
<b>Costo detención Reactor [\$/h]</b>	<b>12.489</b>	<b>19.199</b>	<b>19.907</b>	<b>20.031</b>	<b>24.464</b>	<b>22.051</b>

De los datos obtenidos no se logra distinguir una tendencia del costo de detención reactor, para tener un costo de detención de cada reactor por hora. Es importante señalar que la planta dejó de trabajar el día sábado, pero cuando existe alguna incapacidad de cumplir la cantidad demanda en el horario de semana, se extiende la jornada para el día sábado, estos días en particular no fueron incluidos en la tabla anterior, debido a que no se tiene una programación de estos.

Dentro de los planes estratégicos de la empresa no se vislumbra un aumento significativo en los gastos controlados, solo se cuentan con medidas de mitigación hacia los gastos no controlados. Los datos obtenidos no reflejan una tendencia clara del costo de detención por reactor, debido a las variaciones de los gastos mensuales de la planta, para lograr fijar los costos de funcionamiento para los cinco años posteriores se asume un promedio de los ítem anteriores, sin considerar las variaciones debido al IPC en los gastos.

	2013
<b>Costo detención Planta Resinas [\$/h]</b>	58.949
<b>Costo detención Reactor [\$/h]</b>	19.650

Tabla 21: Costo promedio detención planta resinas y por cada reactor.

La obstrucción del Condensador de cada reactor obliga a sacar de servicio al reactor durante 3 o 4 días, período durante el cual el condensador se envía a una maestranza para ser destapado y rectificado. Si se considera que, al menos, dos veces por año se deben sacar los condensadores para ser destapados, el ahorro que se obtendrá por un aumento en la disponibilidad operativa de los reactores, una vez que se desarrolle el proyecto, se puede ver en la siguiente tabla.

**Ahorro por aumento en disponibilidad operativa de reactor**

	2014	2015	2016	2017	2018
Nº Detención Reactor (situación actual)	[det/año] 2	2	2	2	2
Nº Detención Reactor (situación propuesta)	[det/año] 1	0	0	0	0
Tiempo demora mantención	[h/det] 96	96	96	96	96
Tiempo demora mantención (situación actual)	[h/año] 192	192	192	192	192
Tiempo demora mantención (situación propuesta)	[h/año] 96	0	0	0	0
Costo detención reactor	[\$/h] \$ 19.650	\$ 20.240	\$ 20.847	\$ 21.472	\$ 22.116
Costo detención reactor (situación actual)	[\$/año] \$ 3.772.716	\$ 3.885.984	\$ 4.002.564	\$ 4.122.640	\$ 4.246.320
Costo detención reactor (situación propuesta)	[\$/año] \$ 1.886.358	-	-	-	-
Ahorro por Mayor disponibilidad operación reactor	[\$/año] \$ 1.886.358	\$ 3.885.984	\$ 4.002.564	\$ 4.122.640	\$ 4.246.320

**Tabla 22: Ahorro por aumento en disponibilidad operativa de reactor.**

**Ahorro por aumento en disponibilidad operativa de reactor**

	2019	2020	2021	2022	2023
Nº Detención Reactor (situación actual)	[det/año] 2	2	2	2	2
Nº Detención Reactor (situación propuesta)	[det/año] 0	0	0	0	0
Tiempo demora mantención	[h/det] 96	96	96	96	96
Tiempo demora mantención (situación actual)	[h/año] 192	192	192	192	192
Tiempo demora mantención (situación propuesta)	[h/año] 0	0	0	0	0
Costo detención reactor	[\$/h] \$ 22.780	\$ 23.463	\$ 24.167	\$ 24.892	\$ 25.639
Costo detención reactor (situación actual)	[\$/año] \$ 4.373.709	\$ 4.504.921	\$ 4.640.068	\$ 4.779.270	\$ 4.922.648
Costo detención reactor (situación propuesta)	[\$/año] -	-	-	-	-
Ahorro por Mayor disponibilidad operación reactor	[\$/año] \$ 4.373.709	\$ 4.504.921	\$ 4.640.068	\$ 4.779.270	\$ 4.922.648

## Resumen de Ahorros.

		Resumen Ahorros				
		2014	2015	2016	2017	2018
<b>Ahorro Mantención de Reactores</b>	[\$/año]	\$ 536.000	\$ 1.104.160	\$ 1.137.285	\$ 1.171.403	\$ 1.206.545
<b>Ahorro por Mayor disponibilidad operación reactor</b>	[\$/año]	\$ 1.886.358	\$ 3.885.984	\$ 4.002.564	\$ 4.122.640	\$ 4.246.320
<b>Total Ahorro</b>	[\$/año]	<b>\$ 2.422.358</b>	<b>\$ 4.990.144</b>	<b>\$ 5.139.849</b>	<b>\$ 5.294.043</b>	<b>\$ 5.452.865</b>

Tabla 23: Resumen de Ahorros por intercambio de Intercambiador de calor.

		Resumen Ahorros				
		2019	2020	2021	2022	2023
<b>Ahorro Mantención de Reactores</b>	[\$/año]	\$ 1.242.742	\$ 1.280.024	\$ 1.318.424	\$ 1.357.976	\$ 1.398.716
<b>Ahorro por Mayor disponibilidad operación reactor</b>	[\$/año]	\$ 4.373.709	\$ 4.504.921	\$ 4.640.068	\$ 4.779.270	\$ 4.922.648
<b>Total Ahorro</b>	[\$/año]	<b>\$ 5.616.451</b>	<b>\$ 5.784.945</b>	<b>\$ 5.958.492</b>	<b>\$ 6.137.246</b>	<b>\$ 6.321.364</b>

## Flujo de Caja.

Conocida la inversión inicial para desarrollar el proyecto de “rediseño del sistema de recuperación de solvente en planta de resinas de PINTURAS TRICOLOR” y además conocidos los ingresos que se obtendrán durante el período en que se evaluara el proyecto, se puede determinar el flujo de caja del este proyecto.

Presupuesto Caja						
	año 2013	año 2014	año 2015	año 2016	año 2017	año 2018
Saldo Inicial	\$ 0	-\$ 10.000.000	-\$ 7.577.642	-\$ 2.587.498	\$ 2.552.351	\$ 7.846.394
Inversión Inicial	\$ 10.000.000					
<b>Resumen Beneficios</b>						
Situación Actual						
Costo Mantención		\$ 1.072.000	\$ 1.104.160	\$ 1.137.285	\$ 1.171.403	\$ 1.206.545
Costo detención Reactor		\$ 3.772.716	\$ 3.885.984	\$ 4.002.564	\$ 4.122.640	\$ 4.246.320
Total situación Actual		\$ 4.844.716	\$ 4.990.144	\$ 5.139.849	\$ 5.294.043	\$ 5.452.865
<b>Situación Propuesta</b>						
Costo Mantención		\$ 536.000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Costo detención Reactor		\$ 1.886.358	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Total situación propuesta		\$ 2.422.358	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
<b>Flujo Neto del año</b>		\$ 2.422.358	\$ 4.990.144	\$ 5.139.849	\$ 5.294.043	\$ 5.452.865
<b>Saldo Final</b>	<b>-\$ 10.000.000</b>	<b>-\$ 7.577.642</b>	<b>-\$ 2.587.498</b>	<b>\$ 2.552.351</b>	<b>\$ 7.846.394</b>	<b>\$ 13.299.259</b>

Tabla 24: Flujo caja proyecto “Condensador en planta de resinas TRICOLOR S.A”

Presupuesto Caja

	<b>año 2019</b>	<b>año 2020</b>	<b>año 2021</b>	<b>año 2022</b>	<b>año 2023</b>
Saldo Inicial	\$ 13.299.259	\$ 18.915.710	\$ 24.700.655	\$ 30.659.147	\$ 36.796.393
Inversión Inicial					
Resumen Beneficios					
<b>Situación Actual</b>					
<b>Costo Mantención</b>	\$ 1.242.742	\$ 1.280.024	\$ 1.318.424	\$ 1.357.976	\$ 1.398.716
<b>Costo detención Reactor</b>	\$ 4.373.709	\$ 4.504.921	\$ 4.640.068	\$ 4.779.270	\$ 4.922.648
<b>Total situación Actual</b>	\$ 5.616.451	\$ 5.784.945	\$ 5.958.492	\$ 6.137.246	\$ 6.321.364
Situación Propuesta					
<b>Costo Mantención</b>	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
<b>Costo detención Reactor</b>	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
<b>Total situación propuesta</b>	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
<b>Flujo Neto del año</b>	\$ 5.616.451	\$ 5.784.945	\$ 5.958.492	\$ 6.137.246	\$ 6.321.364
Saldo Final	\$ 18.915.710	\$ 24.700.655	\$ 30.659.147	\$ 36.796.393	\$ 43.117.757

## Indicadores Económicos.

Indicadores Económicos	
TIR	38%
VAN	\$ 60.356.293

Tabla 25: Indicadores Económicos del proyecto "cambio de Condensadores en planta de resinas TRICOLOR S.A

La tasa interna de retorno (TIR) de una inversión es el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión, el indicador de rentabilidad del proyecto es mayor a la tasa de retorno, por lo tanto, se acepta la inversión.

El valor actual neto (VAN), es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por la inversión. El resultado del indicador resulta positivo, por lo cual se debe aceptar el proyecto.

# Conclusiones.

---

La planta de resinas de Pinturas TRICOLOR S.A, presenta ciertas deficiencias en diversas áreas que afectan su rendimiento productivo, las cuales van desde adquisiciones y disposición de materias primas, uso de fluido térmico, caldera y los Condensadores.

Respecto al proyecto “Rediseño del sistema de recuperación de solvente en planta de resinas de Pinturas Tricolor”, la evaluación económica respecto al cambio de condensador horizontal es viable con un tiempo de evaluación del proyecto de 10 años para la empresa.

1. Con el nuevo condensador se podrán condensar la totalidad de los gases de xileno y agua que escapan del reactor durante la etapa de esterificación, evitando la condensación en tambores situados afuera de la planta.
2. Con una nueva vía de evacuación de gases se evitará que el anhídrido ftálico escape hacia el condensador, ya que el xileno que retorna al reactor tendrá una temperatura de ingreso cercana a los 30 [°C], manteniendo la temperatura de la superficie del líquido al interior del reactor más bajo que la del resto de la mezcla, además el anhídrido ftálico que escape del reactor solidificará en la tubería que reemplazara el condensador vertical, lo que generará que cuando se obstruya esta tubería pueda ser cambiada de forma oportuna, dejando inoperativo al reactor en un corto período de tiempo.



3. Al realizar las modificaciones señaladas anteriormente, se evitará sacar de servicio los reactores, generando un ahorro en los gastos de la planta, tanto por mantención como también por costo de detención de los equipos. Además se evitará la disminución en la capacidad productiva de la planta.
4. El cambio de los condensadores, por uno de mayor capacidad permitirá, además, mejorar los sistemas de evacuación de gases y vapor de los estanque diluidores.

La solución a esta problemática se solucionará instalando los condensadores que fueron removidos de los reactores #1 y #2.

El tiempo utilizado para el estudio técnico del proyecto fue de aproximadamente siete meses en las dependencias TRICOLOR S.A.

# Anexos.

## Anexo 1: Resinas Alquídicas

### Definición.

Las resinas alquídicas se generan principalmente a partir de alcoholes poli-hídricos (poliol) con ácidos poli-básicos o un anhídrido, propilenglicol, anhídrido ftálico o maleico respectivamente por medio de reacciones de condensación (esterificación) en estado de equilibrio.

La diferencia que las separa de las familias de poliéster es la utilización de ácidos mono-básicos, generalmente ácidos grasos, el cual les proporciona propiedades muy distintas a los poliésteres. La selección de los reactivos de la formulación definen las propiedades físicas y mecánicas, ya que actúan sobre la estructura química y funcionalidad de monómero.

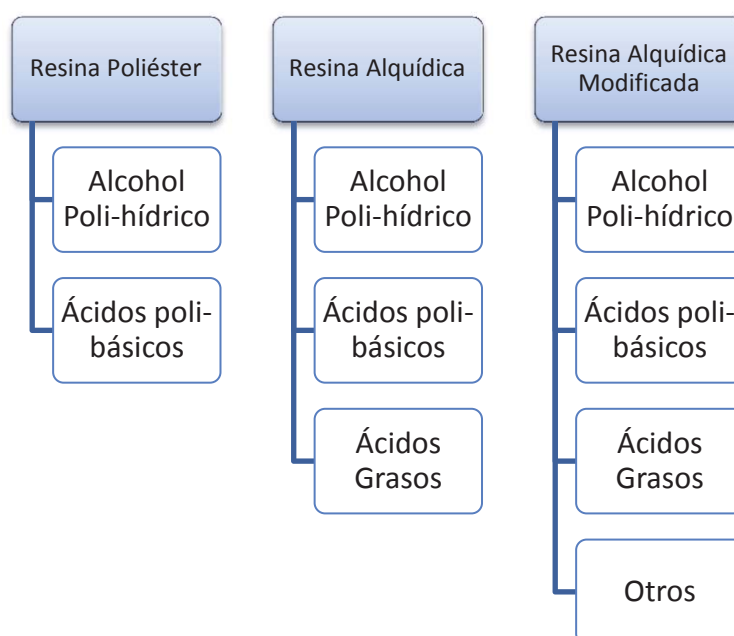
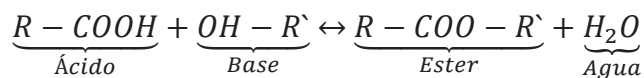


Tabla 26: Clasificación de Resinas Alquídicas.

Los ácidos grasos utilizados son de cadena larga (C<sub>8</sub> – C<sub>24</sub>)(Kirk & Othmer, 1993), derivados de aceites vegetales, cuyo objeto es promover la flexibilidad, solubilidad en disolventes alifáticos y aromáticos y secado por oxidación.

Cabe mencionar que existen resinas alquídicas modificadas, la cual contienen monómeros modificadores incorporados en el momento de la polimerización, generando cualidades diferentes en comparación a las resinas alquídicas comunes.

La reacción de polimerización para formar un resina alquídica es mediante una reacción de esterificación, esta se define como aquella en las cuales dos componentes reaccionan para dar un Ester y un componente secundario.



**Ecuación 10: Reacción de esterificación.**

Para facilitar la formación del polímero o resina se utiliza temperatura, agitación y un gas inerte, lo que facilita el desplazamiento del equilibrio hacia la formación del producto, ayudando a la eliminación del agua generada en la reacción de esterificación.

Según su aplicación debe tener propiedades específicas de solubilidad, viscosidad, secado, flexibilidad de película, acidez y resistencia al ambiente. Todas estas características mencionadas deben estar presentes al momento de la formulación, fijando la longitud de aceite (porcentaje de aceite en la cadena), los tipos y cantidades de reactivos. Para evitar la gelación se formula un exceso de polioles (alcohol poli-hídrico) ya que en relación equimolar de poli-ácidos y polioles favorece la formación de moléculas de alto peso molecular y estructura lineal.(Bailey, 1984)

## Historia.

Un desarrollo cronológico de la producción de resinas alquídicas.

Año	Acontecimiento
1847	Se elabora la primera resina poliéster producto de la mezcla de glicerol y ácido tartárico
1901	W. Smith preparó un polímero muy quebradizo de glicerol – anhídrido ftálico
1910	General Electric comienza el estudio para desarrollar un polímero de características apropiadas para aplicación en área eléctrica.
1926	General Electric obtuvo su primer polímero glicerol – anhídrido ftálico – ácido graso, el cual comenzó a usarse como adhesivo.
Década de 1930	Descubrimiento del proceso de mono - glicérido permite elaborar Alquídicos directamente de aceites vegetales, eliminando la preparación y purificación de glicerina y ácidos grasos
Década de 1950	Se crean pinturas basadas en agua que usaban emulsiones de resina polivinilo o poli – acrílica como enlazantes.
Década de 1970	Se descubre aplicaciones de las resinas alquídicas en diversos usos industriales, especialmente en recubrimientos y tintas.

Tabla 27: Cronología de Resinas Alquídicas.

# Materias Primas.

---

Para cada uno de los tres tipos de componentes principales de las resinas alquídicas, existen una variedad de compuestos. Cada resina contiene un mínimo de tres monómeros, pero generalmente van de cinco a siete. La selección de cada uno de estos componentes afecta las propiedades de la resina y podría afectar la selección del proceso de fabricación. Por esto que la selección de las materias primas es una decisión significativa.

## Alcoholes poli - hídricos.

Más comúnmente llamados Polioles, algunos de los más comunes son glicerol, Pentaeritritol y el trimetilolpropano.

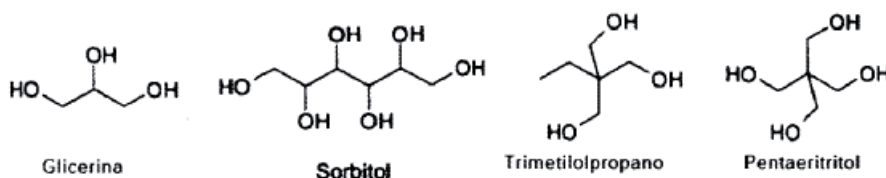


Ilustración 23: Alcoholes poli-hídricos

El uso del glicerol que por décadas fue el único poliol usado en la formulación ha ido en decayendo, reemplazado por el Pentaeritritol. La utilización de este poliol da capas de películas con una dureza mejorada, sin embargo, la funcionalidad incrementada de Pentaeritritol comparada con la del glicerol conduce a un polímero más reticulado.

También se utiliza reemplazar el glicerol por cantidades equimolares de etilenglicol y Pentaeritritol, para dar una mezcla con una funcionalidad global similar al glicerol. Sin embargo, aunque esta técnica es practicada, ha ido disminuyendo, ya que es difícil prevenir las pérdidas excesivas de etilenglicol durante la fabricación sin extender considerablemente el tiempo de proceso.

El uso de una mezcla de glicerol con Pentaeritritol, en la fabricación resinas alquídicas en cadenas de bajo porcentaje de aceite y usar especies mono funcionales como tapones de cadena o en su defecto usar un gran exceso de hidroxilo.

Nombre	Peso Molecular	Peso Equivalente
Pentaeritritol	136	34
Glicerol	92	31
Trimetilopropano	134	44.7
Trimetiletano	120	40
Etilen glicol	62	31
Neopentil glicol	104	52

Tabla 28: Poliols más utilizados en la formulación de resinas alquídicas.

### Ácidos Poli – básicos o Anhídridos.

Los anhídridos forman nominalmente la misma composición polimérica que los ácidos, pero son más fáciles de manipular, polimerizar y de menor costo.

El principal anhídrido usado en la fabricación de las resinas alquídicas es el anhídrido ftálico, pero también se utilizan el ácido isoftálico y el ácido tereftálico. Ambos son utilizados para mejorar la dureza y resistencia química en las capas.

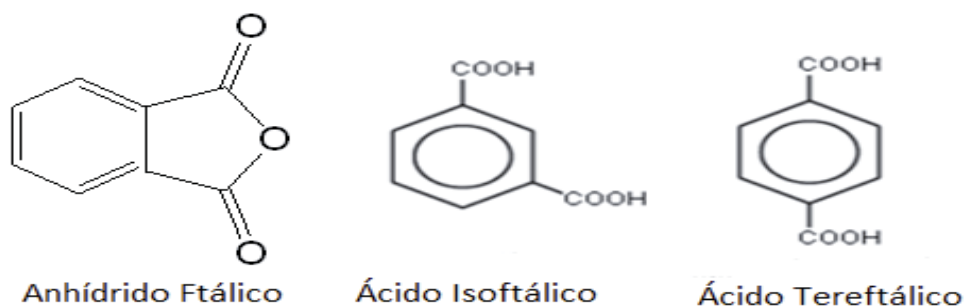


Ilustración 24: Ácidos Poli – Básicos

El ácido isoftálico es más soluble que el ácido tereftálico, pero presentan problemas de procesamiento y calentamiento prolongado a temperaturas elevadas son a menudo requeridos. El ácido isoftálico es a menudo usado en mezclas con anhídrido ftálico.

El ácido tereftálico no es soluble en materias primas normalmente empleadas en la fabricación de resinas alquídicas y solo se puede reaccionar en el sistema por un calentamiento prolongado a temperaturas que superen los 240 °C. Por esta razón, a menudo se agrega en forma de un derivado de tereftálico de di - metilo más soluble, el cual es sometido a reacciones de esterificación, con polioles liberando metanol, el que tiene que ser liberado bajo destilación.

Nombre Común	Peso Molecular
Anhídrido ftálico	148
Ácido isoftálico	166
Anhídrido maleico	98
Ácido fumárico	116
Ácido adípico	146
Ácido acelaico	160
Ácido sebásico	174
Anhídrido cloréndico	371
Anhídrido trimelítico	192.13

Tabla 29: Ácido poli – básicos más importantes en la preparación de resinas alquídicas.

## Ácidos Mono – básicos

La gran mayoría de los ácidos utilizados en la fabricación de resinas alquídicas son ácidos grasos de origen natural. Estos pueden ser usados en forma de aceites o ácidos grasos libre.

Las grasas y aceites naturales, están formados por tres ácidos grasos de diferente longitud de cadena, unidos a una molécula de glicerol, esta estructura se denomina triglicérido. Los ácidos grasos libres están disponibles en el mercado según su origen, como por ejemplo, ácido graso de soya.

La composición de un triglicérido varía ampliamente debido a factores ambientales y proceso de obtención. El número de enlaces dobles y la configuración química varía el rendimiento y funcionamiento de la resina.

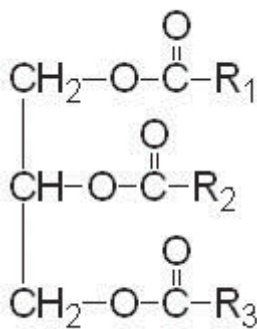


Ilustración 25: Estructura de un Triglicérido

De las grasas y aceites más usados en resinas alquídicas se encuentran los ácidos monoetenoicos, tal como ácido oleico y ácido palmitoleico, contribuyen muy poco al proceso de curado de la resina, ya que no se genera presencia de poli – insaturación. La habilidad de secado crece cuando los grupos insaturados son conjugados mutuamente.



## **Clasificación.**

Existen dos grandes clasificaciones de las resinas alquídicas, una está basada en el o los tipos de ácidos grasos empleado en su fabricación, y otra clasificación se basa en el contenido de ácido graso en la resina.

### **Clasificación según tipo de ácido empleado.**

Según la composición del aceite medido por el índice de yodo las resinas alquídicas se pueden agrupar en dos grupos, secantes (oxidantes), semi – secantes y no – secantes (no – oxidantes), las primeras fluctúan entre 160 a 230. Las semi – secantes entre 125 a 150 y los no – secantes con valores menores a 120. (Correa Isaza & Restrepo Londoño, 2007)

El proceso de curado de una resina consiste en reacciones con el agente curante, que actúa en el entrecruzamiento de los dobles enlaces, formando la reticulación del polímero. Los principales agentes curantes utilizados son secante de calcio, secante de cobalto y secante de zirconio.

La presencia de ácidos grasos poli-insaturados en la composición de una resina incide en la habilidad de secado, ya que el mecanismo de curado a temperatura ambiente involucra la auto-oxidación de residuos de ácidos grasos insaturados en la molécula de resina.

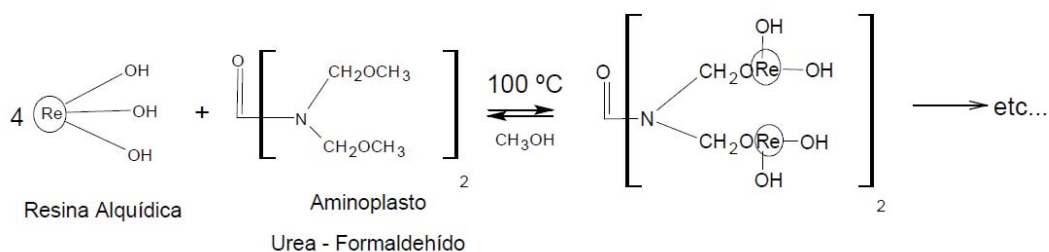
La reacción de auto-oxidación es una reacción en cadena vía radicales libres, siendo catalizada por pequeñas cantidades de “agentes secadores”, promoviendo el entrecruzamiento.

La presencia de oxígeno hace que la molécula se reestructure formando grupos hidroperóxidos (-ROOH) en los grupos metileno (-CH<sub>2</sub>) de la resina (Fig. 2).

Este grupo hidroperóxido promueve reacciones anexas, algunas de las cuales forman enlaces estables del tipo covalente, en los sitios insaturados de otras moléculas de la resina, construyendo así una red de polímero tri-dimensional.

Se menciona como ácido graso secante, como el cual contiene sustancialmente ácidos grasos poli-insaturados. En cambio, un ácido no-secante es un ácido que contiene pequeñas cantidades de insaturaciones. Los ácidos secantes se utilizan como película básica de recubrimiento o como agente secante en tintas, por su parte, las no secantes se utilizan en la industria de recubrimiento con secado a altas temperaturas como los esmaltes.

Los no-secantes, como, por ejemplo, los esmaltes son una mezcla de Alquídicos con Amino plastos (urea – formaldehído). El entrecruzamiento ocurre por condensación de los grupos funcionales OH de los Alquídicos con los Amino-plastos. Por lo que no se requieren reacción de auto – oxidación, por lo tanto, este tipo de compuesto solo se pueden realizar por medios de ácidos grasos saturados.



**Ilustración 26: Condensación de grupos funcionales OH de resinas Alquídicas en presencia de Amino plastos. (Development, Advanced Chemistry, 2008)**

Estos Alquídicos no secantes pueden ser inducidos en el entrecruzamiento con la adición de agentes secantes; actuando en los grupos hidroxílicos de la resina. También tienen una participación como plastificantes para otros formadores de capas, como las lacas de nitrocelulosa.

## Clasificación según cantidad de ácido.

También llamada “Longitud de Aceite”, consiste en agrupar los Alquídicos por el porcentaje en peso de aceite o de ácido grasos contenidos en la masa teórica final de la resina.

Tipo de Resina	% en peso de Aceite o Ácido graso
Alquídicos Cortos	Menores a 45%
Alquídicos Medios	Entre 45% – 55%
Alquídicos Largos	Mayores a 55%

Tabla 30: Clasificación de Resinas Alquídicas según cantidad de Aceites o ácidos grasos. (Oldring & Hayward, 1987)

El porcentaje se obtiene mediante la fórmula.

$$LongituddeAceite = \left( \frac{MasadeAceiteo\ Ácidosgrasos}{ResinaproducidaTeorica} \right) * 100$$

Ecuación 11: longitud de Aceite. (Oldring & Hayward, 1987)

En resumen se puede establecer parámetros de uso usando ambas clasificaciones a la vez. Pero, cabe señalar que no todos los Alquídicos oxidantes son usados en el sistema de secado al temperatura ambiente, y no todos los Alquídicos de no – secado están curados. En la siguiente tabla se correlacionan áreas principales de uso con tipos de Alquídicos y los tipos de curado empleados.

➤ Alquídicos Secantes.

Longitud de Aceite o Ácido graso	Aceite o Ácido utilizado	Curado	Usos
45 % a 60 %	de linaza, de soja, de cártamo de ricino deshidratado, de girasol, aceite de resina (ácidos grasos) y aceite de tung	secado al aire	Pinturas Decorativa y tintas de impresión
Menores que 45%		de secado al horno y co-curado sistema con amino o resinas fenólicas, etc.	Recubrimiento industrial

Tabla 31: Tabla resumen de características de Alquídicos secantes.

➤ Alquídicos No – Secante.

Longitud de Aceite o Ácido graso	Aceite o Ácido utilizado	Curado	Usos
40 % a 60 %	Coco, ricino y ácidos grasos de cadena corta. Mezclas sintéticas disponibles comercialmente de ácidos grasos no secantes se utilizan con frecuencia	No - curado	Plastificante para el otro sistema de resina
Menores que 45%		Co-curado con Amino o resinas fenólicas	Plastificante reactivo en la decoración de metal y recubrimientos industriales.

Tabla 32: Tabla resumen de características de Alquídicos no - secantes.

Las características de una resina alquídica y en particular a las propiedades de la película, están relacionada exclusivamente con el tipo y longitud del aceite. Mientras más extensa sea la longitud del aceite, la resina alquídica reflejara en mayor medida las propiedades del aceite. En cambio, si la longitud es corta, predominara cualidades propias de poliésteres en la resina. (Oldring & Hayward, 1987).

Al seleccionar una resina alquídica para una aplicación particular, es necesario especificar tanto la longitud de aceite como el tipo del mismo. Para alcanzar un balance entre las propiedades del aceite (solubilidad, compatibilidad) y del poliéster (color, durabilidad).

## Propiedades.

### Densidad.

Densidad [g/cm <sup>3</sup> ]	Estado de Resina
1.06	Líquido
1.10 – 1.46	Sólido
1.65 – 2.60	Material de Moldeo

Tabla 33: Densidad Promedio de resinas Alquídicas según estado.

### Solubilidad.

En resinas de cadenas largas, el aceite o ácido graso constituye mayor la mayor cantidad de la masa de las moléculas de la resina, por lo tanto, la resina es soluble en solventes alifáticos, por ejemplo: nafta.

A medida que decrece la cadena, aumenta el contenido del anhídrido (ftálico), la aromaticidad de la resina aumenta, por lo tanto, la polaridad del solvente debe aumentar para disolver la resina efectivamente. Por lo que las resinas de cadena corta son solubles en solventes aromáticas. En el caso de las

resina de longitud media se tiene que trabajar con una mezcla de solvente alifáticos / aromáticos.

### **Secado de recubrimientos.**

Debido a la estructura combinada de las resinas alquídicas, la parte central es un poliéster ramificado en sus partes laterales con ácidos grasos. Cada uno de ellos seca de forma diferente, la parte central seca el solvente por medio de liberación o evaporación de solvente, mientras que la parte lateral seca de una manera similar el aceite.

Por lo tanto, las resinas de cadena corta desarrollan un secado tipo laca relativamente rápido, debido a la alta velocidad de liberación de solvente facilitado por la alta volatilidad de los mismos solvente utilizados. Sin embargo la fracción lateral se encuentra más espaciada impidiendo el enlazamiento del oxígeno haciendo que el secado se prolongue más.

Los Alquídicos de cadena larga son relativamente lentos en alcanzar el secado al tacto, pero a diferencia de la cadena corta, si se permite el enlazamiento de oxígeno debido a la abundancia de ácidos grasos, permitiendo alcanzar un secado completo.

### **Otras propiedades.**

La principal propiedad de una resina alquídica es la capacidad de funcionar como enlazador en pinturas de recubrimientos. Un enlazador cumple la función de unir los pigmentos en una capa de pintura uniforme y también produce la adhesión a la superficie.

La naturaleza y cantidad de resina alquídica determinan muchas de las propiedades de la pintura, como por ejemplo, lavado, dureza, adhesión, retención

de color. Todas estas propiedades se producen por el entrecruzamiento o reacciones de curado de la resina, que endurece la capa de recubrimiento después de ser aplicada.

Respecto a la temperatura de transición vítrea es baja, siendo un material viscoso difícil de manipular, por esto se disuelve la resina en solventes, para que obtener soluciones que fluyan y puedan ser bombeadas fácilmente.

Existen otras tendencias en las propiedades de recubrimiento en base a resinas alquídicas con diferentes longitud de aceites.

Longitud de Aceite	Largo	Medio	Corto
Requerimientos de solventes aromáticos / polares	-	→	+
Viscosidad	-	→	+
Facilidad de aplicarse con brocha	+	←	-
Tiempo de secado	+	←	-
Dureza de capa	-	→	+
Lustre o brillo	-	→	+
Retención de color	-	→	+
Durabilidad en exterior	+	←	-

**Tabla 34: Tendencias en propiedades de recubrimientos en base a resinas alquídicas comparado con la longitud del aceite. (Kirk & Othmer, 1993)**

## Técnicas Usadas en la Producción de Resinas Alquílicas.

### Alcoholólisis de Aceite.

Técnica en la cual el aceite es pre-reaccionado con un alcohol poli-hídrico (poliol) para dar un producto apto de tomar parte en la reacción de poli - condensación. Durante la Alcoholólisis el intercambio de Ester es provocado entre el poliol y el aceite. El aceite de triglicérido es convertido en mono - glicérido reactivo.

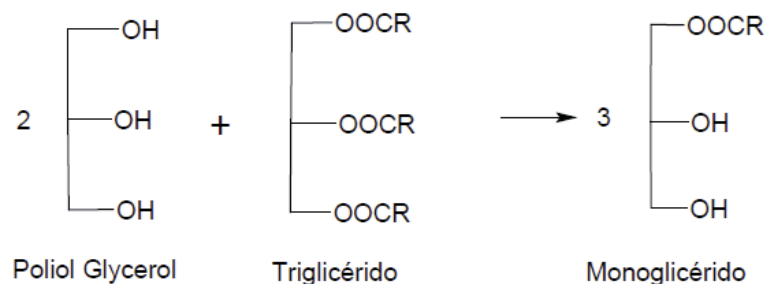


Ilustración 27: Ecuación idealizada entre un poliol y un aceite. (Development, Advanced Chemistry, 2008)

En la práctica, la formación de monoglicéridos completa no es posible. Pero no es necesaria, ya que diglicéridos y pequeñas cantidades de triglicéridos y glicerina pueden ser acomodadas en la cadena durante la etapa de poli - condensación.



Esta reacción requiere temperaturas de 240 °C – 260 °C y el intercambio de Ester se acelera en gran medida por el uso de catalizadores básicos, algunos de los catalizadores más utilizados son el acetato de plomo y el hidróxido de litio. Ambos se utilizan para disminuir la temperatura de reacción. El nivel de catalizador normalmente usado es de 0.03 – 0.04 p/p en la carga de aceite para el acetato de plomo y 0.01 – 0.03 p/p para el hidróxido de litio. (Oldring & Hayward, 1987)

Normalmente es llevada a cabo con el reactor bajo una presión ligeramente positiva para prevenir la entrada de aire. El progreso de la reacción de intercambio de Ester es controlada mediante la medición de la tolerancia de la mezcla hacia el alcohol. Inicialmente, la mezcla de aceite y poliol posee una baja tolerancia, pero como el nivel de aceite decae, entonces la tolerancia al alcohol de la mezcla de reacción aumenta.

### Acidólisis del Aceite.

Técnica donde el aceite es pre – reaccionado con ácido orgánico.

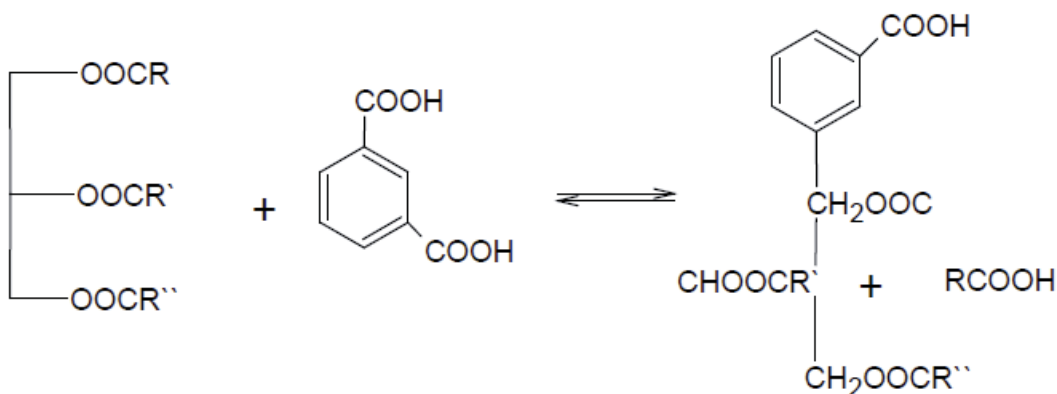


Ilustración 28: Reacción típica entre aceite y ácido orgánico. (Development, Advanced Chemistry, 2008)

Temperaturas sobre 260 °C son requeridas para la acidólisis y aunque los catalizadores de estaño pueden ser usados para acelerar la velocidad de reacción, el proceso tarda más que el de la Alcohólisis.

Como resultado del requerimiento de temperatura y la velocidad de reacción, existen más riesgos asociados a la polimerización del aceite. Por tanto este proceso es utilizado, solo donde hay problemas de solubilidad o reactividad del ácido carboxílico.

### **Proceso ácido graso.**

Técnica que utiliza ácidos grasos derivados de los aceites, en lugar de los propios aceites.

El grupo carboxílico en el ácido graso es capaz de reaccionar directamente con el poliol. De esta manera, se puede cargar al mismo tiempo al reactor de poli – condensación el poliol, ácido graso y los di- ácidos, sin la necesidad de llevar a cabo la Alcohólisis o acidólisis.

Aunque el precio comparativamente de los ácidos grasos es más elevado que el precio del aceite, los tiempos de procesos son relativamente más cortos.

En la práctica es frecuente la utilización de una mezcla de ácido graso y aceite. Considerando que la proporción de ácido graso es restringida la reacción de poli – condensación no es muy rápida para prevenir la aleatoriedad del aceite, entonces no se requiere una etapa de Alcohólisis ni acidólisis.

#### Ventajas

Color más claro en productos  
Tiempos más cortos de procesos

#### Desventajas

Costo superior  
Tanques de almacenamientos con

Libertad de elección de polioles

calefacción, debido a que a bajas temperaturas puede producirse separación de componentes más saturados

Tabla 35: Ventajas y desventajas del uso de los ácidos grasos en contra del uso de aceite.

## Producción de Resinas Alquílicas.

La principal reacción involucrada en la síntesis de resinas alquílicas son las reacciones de poli – condensación, la cual consiste en una serie de reacciones de esterificación.

Como se mencionó anteriormente, la reacción de esterificación (**¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**), un grupo hidroxilo reacciona con un grupo carboxílico para crear un enlace de Ester con la eliminación de una molécula de agua.

Una estructura idealizada basada en glicerol se puede demostrar identificando los componentes básicos de la resina.

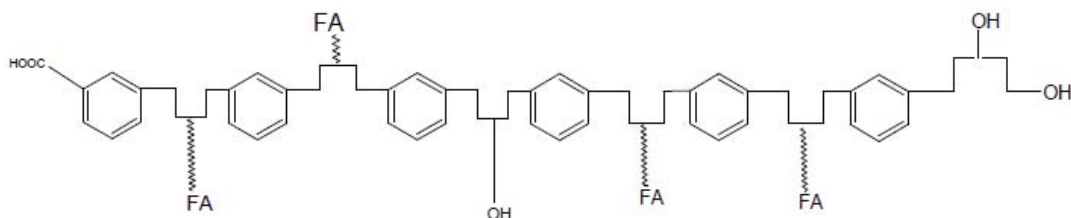
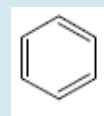


Ilustración 29: Estructura idealizada basada en glicerol.(Development, Advanced Chemistry, 2008)

Nombre Genérico	Base Glicerol	Estructura
Molécula de polioli	Glicerol	

Molécula de ácido poli –  
básico

Anhídrido ftálico



Molécula de ácido mono –  
básico

Ácido graso

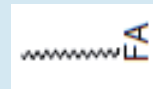


Tabla 36: Simbología utilizada en la ilustración 30, con sus nombres genéricos.

La estructura química de las resinas alquídicas utilizadas en la fabricación de pinturas, se presenta a continuación donde la figura R representa a un posible ácido graso del aceite usado en la formulación.

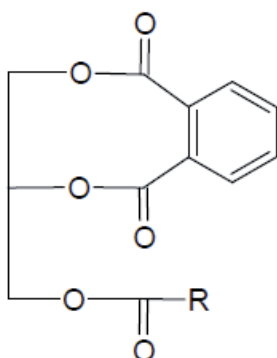


Ilustración 30: Estructura tipo de Resina alquídica. (Development, Advanced Chemistry, 2008)

## Síntesis de resinas alquídicas.

### Teoría de polimerización.

Cuando el anhídrido se mezcla en un recipiente con el alcohol y se les aplica calor, ocurren reacciones que construyen las cadenas lineales de las moléculas.

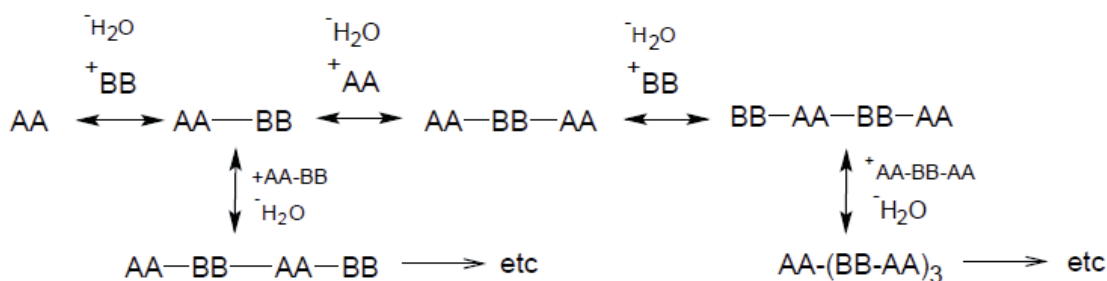


Ilustración 31: Esquemas de reacciones de construcción de cadenas lineales, usando como reactivos un anhídrido (AA) y un alcohol (BB). (Development, Advanced Chemistry, 2008)

Estas cadenas largas son llamadas polímeros, bajo condiciones ideales se puede lograr que estas cadenas contengan ciertas unidades de monómeros, para lograr cadenas de elevada masa molecular es necesario.

- Calentar la mezcla lo suficiente para completar la reacción.
- Deben estar en cantidades equimolares.
- No se debe posibilitar reacciones alternativas.
- Los reactivos no deben contener impurezas.

La masa molecular puede llevarse a niveles más bajos, alterando algunas de las condiciones anteriores, por ejemplo, variación de reactivos, es decir, la inserción de otro reactivos "A" (ácido mono – funcional) a la formación de cadena.

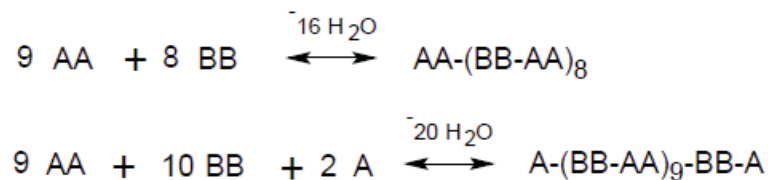


Ilustración 32: Construcción de cadenas de baja masa molecular, debido a variación de reactivos. (Development, Advanced Chemistry, 2008)

Si se añade un polímero trifuncional, por ejemplo “BBB”, se genera una ramificación de cadena. Si está presente de forma sustancial la molécula añadida, la polimerización continua formando una red tridimensional denominada gel.

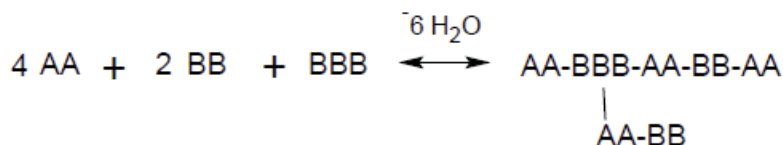


Ilustración 33: Construcción de cadenas ramificadas, debido a la inclusión de monómeros trifuncionales. (Development, Advanced Chemistry, 2008)

Unos de los fines de la síntesis de resinas alquídicas es preparar polímeros con estructuras semi – ramificadas, pero no permitir que lleguen a formar gel. Es necesaria una clara aproximación a la gelación para formar un polímero, que después en su aplicación final forme redes de entrecruzamiento, ya sea como recubrimiento o estructura de moldeo.

La gelación en el reactor causa la pérdida total de materiales y un trabajo de limpieza profundo al equipo.

## Procesos de Producción de Resinas Alquídicas.

Existen dos métodos de producción, proceso de Fusión y proceso Solvente.

### Proceso de Fusión

Los reactivos se calientan a un rango de temperatura de 180°C a 260°C. El uso de una temperatura específica será determinado por la velocidad de reacción y diseño del equipo. Se conoce que bajo los 180°C la reacción de esterificación es

lenta, mientras que por encima de los 260°C la reacción es rápida con tendencia de los ácidos grasos insaturados a polimerizar.

Un flujo de gas inerte es mantenido a través del reactor, para prevenir el ingreso de aire y quitar el agua de reacción por arrastre, además existe una pérdida considerable de reactantes volátil durante el proceso de fusión, esto se acrecienta a medida que aumenta la temperatura. Dichas pérdidas se tienen que considerar en la carga inicial del reactor.

Debido a las pérdidas, el proceso de fusión fue utilizado para formulación de longitudes de aceites largos, donde las pérdidas imprevistas tendrán un efecto menos grave en la funcionalidad.

El agua eliminada de la reacción, junto con los reactantes volátiles, sale desde el reactor hacia un sistema de extracción, donde los elementos volátiles son recuperados, previos a ser expulsado a la atmosfera. La eliminación eficiente de agua es esencial en el progreso de la poli – condensación y puede ser ayudado por aplicar una presión menor al sistema (vacío) para el sistema de extracción.

En resumen, el proceso de fusión se encuentra discontinuado debido a:

- Pérdida de ingredientes, como glicol y anhídrido ftálico, causadas por la salida del gas que arrastra elementos volátiles causando desviaciones en las características del producto.
- Se eleva el costo de producción debido a las pérdidas.
- Reactantes pueden adherirse a las paredes del reactor.

## **Proceso Solvente.**

Los reactantes son calentados juntos con solvente (xileno) que ayuda a remover el agua de reacción. El xileno y el agua son condensados para ser posteriormente separados, donde el agua es removida a residuos y el solvente es recirculado.

Es el método preferido de la producción, cuando los requerimientos específicos de rendimientos y especificación deben cumplirse por el alquídico a producir. El uso de la destilación del solvente para ayudar en la extracción del agua, significa tiempos más cortos pueden ser alcanzados sin la necesidad de recurrir a temperaturas elevadas, el rango de temperatura de operación es de 200°C a 240°C. El xileno vaporizado impide el ingreso de aire, permitiendo productos de bajo color pueden ser producidos con un uso mínimo de gas inerte.

Una gran parte de los reactantes volátiles, perdidos del reactor, son regresados con el disolvente. Por lo tanto, una composición de resina más uniforme puede conseguirse, lo que conlleva una predicción más precisa del punto de gel, permitiendo producir resinas de alto peso molecular, con una mejora en el secado y las propiedades de la película.

La poli – condensación es continuada hasta los grados deseados de esterificación hayan sido logrados, cuando esto sucede la resina es enfriada por debajo de los 180 °C, para prevenir posibles reacciones adicionales se diluye con disolvente a los sólidos requeridos o contenido no volátil.

Al comienzo de la poli – condensación, los reactantes están como moléculas separadas, estos se combinan para formar pequeñas unidades, en base a dos o tres moléculas originales, formándose unidades más largas. Esto significa que el aumento de la viscosidad en la resina por unidad versus la disminución del índice de acidez es pequeña.



A medida que el grado de esterificación crece, unidades más largas se combinan. El aumento de la viscosidad por unidad versus la disminución del índice de acidez es mayor.

La concentración de grupos de OH y COOH al comienzo de la reacción es elevada. Existe una alta posibilidad que estos grupos vengán lo suficientemente juntos para permitir la reacción. Por lo tanto, el índice de acidez decae con el tiempo. Sin embargo, según avanza la reacción la concentración de especies reactivas desciende, incorporándose en grandes unidades moleculares a la cadena.

Otros factores que están involucrados a reducir la disponibilidad de las especies reactivas son el impedimento estérico y factores de movilidad restringida, donde los grupos funcionales que deben reaccionar, no se encuentran debido a que disminuyen la concentración de estos grupos mientras avanza la reacción, por lo tanto, el índice de acidez cae más lentamente con el tiempo mientras que la viscosidad aumenta rápidamente.



Ilustración 34: Fluctuación de parámetros (índice de acidez y viscosidad) en función del tiempo de reacción. (Development, Advanced Chemistry, 2008)

En la práctica, la producción de resinas alquídicas es realizada por el monitoreo de los parámetros mencionados con anterioridad, donde el aumento de la viscosidad refleja el aumento del peso molecular en la resina.

Para el control de la producción de resinas, se poseen patrones estándar de formulación, en los que se establece las condiciones de operación, las cuales tienen que ser las mismas (temperatura, masa). El uso de este marco estándar

establece una relación entre la viscosidad y el índice de acidez, la cual permite identificar cualquier anomalía en la relación para su posterior corrección en el proceso, ajustando la funcionalidad de la resina.

Si la reacción está por debajo de la curva estándar, significa que el sistema está reaccionando con baja funcionalidad, donde es necesario tomar acciones para aumentar la funcionalidad de la resina.

Ilustración 35: Marco estándar Típico de una resina Alquílica. (Development, peso de poli-condensación, Advanced Chemistry, 2008) que tomar medidas para disminuir la funcionalidad de la resina.

Si la reacción está por debajo de la curva estándar, significa que el sistema está reaccionando con baja funcionalidad, donde es necesario tomar acciones para aumentar la funcionalidad de la resina.

Cualquier desviación del marco dará como resultado un producto con perfiles de viscosidad y acidez no estandarizada.

## **Anexo 2: Mediciones de parámetros en laboratorios de planta resinas.**

### **Medición de Viscosidad.**

El progreso de la reacción se monitorea por determinaciones periódicas de la viscosidad de muestras tomadas del reactor. Se aconseja un muestreo cada media hora, si se trazan estas mediciones de viscosidad versus tiempo, se podrá observar como la viscosidad de la resina aumenta exponencialmente en el final de la reacción.

El punto de gelificación en el reactor es una amenaza, esto puede llevar a que se termine la poli condensación o a la ocurrencia de reacciones secundarias, después del inicio de gelado que progresa rápidamente es casi imposible detenerlo. Por esto, es importante que los encargados anuncien una predicción el punto de término de la reacción.

Para fines de control, se determinó que la viscosidad será medida por el método de la burbuja de aire a 25 [°C] con un juego normalizado de tubos de *Gardner-Holdt*, tomando valores de escala de los mismo autores.(Gardner & Sward, 1946)

Viscosidad Gardner - Holdt	Viscosidad Absoluta [Stokes]	Viscosidad Gardner - Holdt	Viscosidad Absoluta [Stokes]	Viscosidad Gardner - Holdt	Viscosidad Absoluta [Stokes]
A	0,50	M	3,20	Y	17,60
B	0,65	N	3,40	Z	22,70
C	0,85	O	3,70	Z-1	27,00
D	1,00	P	4,00	Z-2	36,20
E	1,25	Q	4,35	Z-3	46,30
F	1,40	R	4,70	Z-4	63,40
G	1,65	S	5,00	Z-5	98,50
H	2,00	T	5,50	Z-6	148,00
I	2,25	U	6,27	Z-7	388,00
J	2,50	V	8,84	Z-8	590,00
K	2,75	W	10,70	Z-9	855,00
L	3,00	X	12,90	Z-10	1066,00

Tabla 37: Comparación de viscosidades entre escala de Gardner y escala Absoluta.

### Índice de Acidez.

Indica el grado de avance de la reacción y se define como el número de miligramos de KOH necesarios para neutralizar la acidez de un gramo contenido no volátil de muestra en la resina alquídica (Patton, 1962). Este parámetro es inversamente proporcional a la viscosidad (Figura 12) y presenta máximos valores

al inicio de la reacción, cuando hay muchos grupos carboxílicos presentes sin reaccionar.

El índice de acidez refleja el consumo de los grupos funcionales ácidos en la mezcla reactiva, los cuales se consumen durante el proceso de esterificación. Para que esto ocurra es necesario que se elimine agua debido a que es una reacción reversible.

Las muestras son tomadas desde el reactor, llevadas al laboratorio donde son pesadas y disueltas en una mezcla de metanol con xileno en proporción 1:3 para luego ser valorada con KOH previamente puesto el indicador fenolftaleína.

El volumen gastado es utilizado para calcular el índice de acidez de la muestra, el cual es multiplicado por un factor establecido por laboratorio de desarrollo que depende de la concentración de la solución de KOH.

$$\text{índice de acidez} = \frac{\text{volumen gastado [ml]} * 4,3950}{\text{Peso de la muestra}}$$

Ecuación 12: Calculo de índice de acidez Planta resinas. (Fuente Tricolor)

## **Índice de Saponificación. (IS)**

Se define como los miligramos de KOH necesarios para saponificar un gramo de lípido, es decir, es el número de miligramos de KOH requeridos para saponificar 1 gramo bajo condiciones específicas.

Se utiliza para clasificar aceites y grasa, puesto que es inversamente a la longitud de los ácidos grasos constituyentes de los glicéridos de la grasa. En la industria se utiliza de manera práctica para calcular el peso molecular aproximado de todos los ácidos grasos presentes en el aceite.

Tricolor S.A no realiza este análisis y tampoco está incluido en la hoja de especificaciones de la empresa que suministra los aceites (pescado y soya). Según literatura(Bailey, 1984) este índice tiene que estar en parámetros establecido.

Aceite	Índice de saponificación $\left[\frac{mgKOH}{gaceite}\right]$
Pescado	180 – 192
Soya	189 – 195

Tabla 38: Parámetros de índice de saponificación de cadenas de aceites(Bailey, 1984).

### Anexo 3: Desglose diagrama de flujo.

Corriente Descripción

Corriente	Descripción
F-1	Alimentación de materias primas requeridas en menor masa al reactor 1, 2 o 3 (R-1, R-2, R-3). Se realiza en entrada de 4”.
F-2	Alimentación de materias primas necesarias en mayor masa a los reactores 1, 2 o 3 (R-1, R-2, R-3). Son alimentadas en orificio de mayor tamaño (20” ap.).
F-3	Alimentación de aceite de pescado desde estanque de almacenamiento TK-1 a precalentador H-1 por medio de bombas P-1 y P-2.
F-4	Salida de aceite de pescado de precalentador H-1 a 60°C ap., para ser alimentadas al reactor 1 (R-1) por medio de la bomba P-6.
F-5	Salida de aceite de pescado de precalentador H-1 a 60°C ap., para ser alimentadas al reactor 2 (R-2) por medio de la bomba P-6.
F-6	Salida de aceite de pescado de precalentador H-1 a 60°C ap., para ser alimentadas al reactor 3 (R-3) por medio de la bomba P-6.
F-7	Alimentación de aceite de soya desde el estanque de almacenamiento TK-2 a través de bombas P-3 y P-4 al reactor 1 (R-1)
F-8	Alimentación de aceite de soya desde el estanque de almacenamiento TK-2a través de bombas P-3 y P-4al reactor 2 (R-2)
F-9	Alimentación de aceite de soya desde el estanque de almacenamiento TK-2a través de bombas P-3 y P-4al reactor 3 (R-3)
F-10	Alimentación de varsol desde estanque de almacenamiento mayor TK-3

a través de bomba P-5 hasta estanque de almacenamiento de menor tamaño TK-4.

F-11 Alimentación de varsol desde estanque de almacenamiento TK-4 por gravedad hasta reactor 1 (R-1)

F-12 Alimentación de varsol desde estanque de almacenamiento TK-4 por gravedad hasta reactor 2 (R-2)

Corriente Descripción

F-13 Alimentación de varsol desde estanque de almacenamiento TK-4 por gravedad hasta reactor 3 (R-3)

F-14 Alimentación de xilol desde el estanque de almacenamiento TK-5 a través de la bomba P-7 hasta el reactor 1 (R-1)

F-15 Alimentación de xilol desde el estanque de almacenamiento TK-5 a través de la bomba P-7 hasta el reactor 2 (R-2)

F-16 Alimentación de xilol desde el estanque de almacenamiento TK-5 a través de la bomba P-7 hasta el reactor 2 (R-2)

F-17 Alimentación de nitrógeno desde el estanque almacenador TK-6 a través de bomba P-8 hasta reactor 1 (R-1)

F-18 Alimentación de nitrógeno desde el estanque almacenador TK-6 a través de bomba P-8 hasta reactor 2 (R-2)

F-19 Alimentación de nitrógeno desde el estanque almacenador TK-6 a través de bomba P-8 hasta reactor 3 (R-3)

F-20 Alimentación de fluido térmico a desde termopac o caldera H-2 hasta reactor 1 (R-1)

F-21 Alimentación de fluido térmico a desde termopac o caldera H-2 hasta reactor 2 (R-2)

F-22 Alimentación de fluido térmico a desde termopac o caldera H-2 hasta reactor 3 (R-3)

F-23 Salida de fluido térmico desde reactor 3 (R-3) para ir a dar a la unión con la corriente F-26



F-24	Salida de fluido térmico desde reactor 2 (R-2) para ir a dar a la unión con la corriente F-26
F-25	Salida de fluido térmico desde reactor 1 (R-1) para ir a dar a la unión con la corriente F-26
F-26	Salida de fluido térmico desde precalentador H-1 que va a dar a la unión con las corrientes F-23, F-24 y F-25
F-27	Fluido térmico que ingresa al expansor V-1 y que proviene de la unión de las corrientes F-23, F-24, F-25 y F-26.

Corriente Descripción

F-28	Fluido térmico que sale del expansor V-1 para ser inyectado al termopac o caldera H-2 bombeado por la acción de P-9 y P-10
F-29	Entrada de agua de refrigeración a reactor 1 (R-1)
F-30	Salida de agua de refrigeración de reactor 1 (R-1)
F-31	Entrada de agua de refrigeración a reactor 2 (R-2)
F-32	Salida de agua de refrigeración de reactor 2 (R-2)
F-33	Entrada de agua de refrigeración a reactor 3 (R-3)
F-34	Salida de agua de refrigeración de reactor 3 (R-3)
F-35	Salida de vapores desde reactor 1 (R-1) hasta condensador E-1
F-36	Salida de vapores desde reactor 2 (R-1) hasta condensador E-2
F-37	Salida de vapores desde reactor 3 (R-1) hasta condensador E-3
F-38	Salida de vapores, y parte de condensado, desde condensador E-1 para ser llevados hasta condensador E-4.
F-39	Salida de vapores, y parte de condensado, desde condensador E-2 para ser llevados hasta condensador E-5.
F-40	Salida de vapores, y parte de condensado, desde condensador E-3 para ser llevados hasta condensador E-6.
F-41	Salida del condensado que viene desde condensador E-4 y que se lleva hasta separador mecánico S-1
F-42	Flujo de solvente que es separado por densidad desde separador S-1 (parte superior del equipo) y llevado hasta tanque de solvente S-2
F-43	Salida del condensado que viene desde condensador E-5 y que se lleva

	hasta separador mecánico S-3
F-44	Flujo de solvente que es separado por densidad desde separador S-3 (parte superior del equipo) y llevado hasta tanque de solvente S-4
F-45	Salida del condensado que viene desde condensador E-6 y que se lleva hasta separador mecánico S-5
F-46	Flujo de solvente que es separado por densidad desde separador S-5 (parte superior del equipo) y llevado hasta tanque de solvente S-6.

Corriente Descripción

F-47	Salida de solvente recuperado desde separador mecánico S-2 y que es llevado nuevamente al proceso de reacción, a través del ingreso de éste al reactor 1 (R-1)
F-48	Salida de solvente recuperado desde separador mecánico S-4y que es llevado nuevamente al proceso de reacción, a través del ingreso de éste al reactor 2 (R-2)
F-49	Salida de solvente recuperado desde separador mecánico S-2 y que es llevado nuevamente al proceso de reacción, a través del ingreso de éste al reactor 3 (R-3).
F-50	Venteeo desde separadores mecánicos S-1 y S-2 para ser llevado y tratado en scrubber T-1.
F-51	Salida o venteeo de gases desde reactor 1 (R-1) para ser llevados hasta scrubber T-1.
F-52	Venteeo desde separadores mecánicos S-3 y S-4para ser llevado y tratado en scrubber T-2.
F-53	Salida o venteeo de gases desde reactor 2 (R-2) para ser llevados hasta scrubber T-2.
F-54	Venteeo desde separadores mecánicos S-5 y S-6para ser llevado y tratado en scrubber T-3.
F-55	Salida o venteeo de gases desde reactor 3 (R-3) para ser llevados hasta scrubber T-3.

F-56	Salida desde scrubbers T-1, T-2 y T-3 para ser descargados en estanque de almacenamiento TK-7.
F-57	Descarga de producto final de la reacción (resina en un 100%) desde reactor 1 (R-1) para ser llevado a diluidor TK-8 (estanque con agitación).
F-58	Descarga de producto final de la reacción (resina en un 100%) desde reactor 2 (R-2) para ser llevado a diluidor TK-9 (estanque con agitación).
F-59	Descarga de producto final de la reacción (resina en un 100%) desde reactor 3 (R-3) para ser llevado a diluidor TK-10 (estanque con agitación).
Corriente	Descripción
F-60	Alimentación de xilol (solvente) a estanque diluidor TK-8 desde estanque de almacenamiento TK-5.
F-61	Alimentación de varsol (solvente) a estanque diluidor TK-8 desde estanque de almacenamiento TK-4.
F-62	Alimentación de xilol (solvente) a estanque diluidor TK-9 desde estanque de almacenamiento TK-5.
F-63	Alimentación de varsol (solvente) a estanque diluidor TK-9 desde estanque de almacenamiento TK-4.
F-64	Alimentación de xilol (solvente) a estanque diluidor TK-10 desde estanque de almacenamiento TK-5.
F-65	Alimentación de varsol (solvente) a estanque diluidor TK-10 desde estanque de almacenamiento TK-4.
F-66	Inyección de nitrógeno al estanque diluidor TK-8 desde el estanque de almacenamiento TK-6.
F-67	Inyección de nitrógeno al estanque diluidor TK-9 desde el estanque de almacenamiento TK-6.
F-68	Inyección de nitrógeno al estanque diluidor TK-10 desde el estanque de almacenamiento TK-6.
F-69	Alimentación manual de tierra filtrante a estanque diluidor TK-8.
F-70	Alimentación manual de tierra filtrante a estanque diluidor TK-9.
F-71	Alimentación manual de tierra filtrante a estanque diluidor TK-10.

F-72	Descarga de producto final o resina diluida (resina en un 50%, solvente en un 50%) desde estanque agitado TK-8 para ser llevada a filtro FIL-1 a través de bomba P-11 o bomba P-12.
F-73	Descarga de producto final o resina diluida (resina en un 50%, solvente en un 50%) desde estanque agitado TK-9 para ser llevada a filtro FIL-1 a través de bomba P-11 o bomba P-12.
F-74	Descarga de producto final o resina diluida (resina en un 50%, solvente en un 50%) desde estanque agitado TK-10 para ser llevada a filtro FIL-1 a través de bomba P-11 o bomba P-12.
Corriente	Descripción
F-75	Entrada de resina diluida a filtro FIL-1
F-76	Salida de resina filtrada desde filtro FIL-1.
F-77	Recirculación de resina filtrada hasta TK-8, TK-9 o TK-10 según corresponda.
F-78	Resina filtrada desde FIL-1 hasta estanque de almacenaje de producto final TK-11
F-79	Salida de producto que queda en filtro FIL-1 ya finalizado el proceso de filtrado (vaciado del equipo)
F-80	Inyección de nitrógeno al filtro FIL-1 desde estanque TK-6 en proceso de vaciado del equipo.

Tabla 39: Corriente de proceso de producción de resinas.

## Anexo 4: Diseño Condensador Horizontal.

Fluido Caliente	Xileno		Fluido Frio	Agua	
T 1	230,000	F	t 1	77,000	F
T 2	230,000	F	t 2	120,000	F
W	1009,044	[Lb/h]	W		[lb/h]
Cp. vapor	0,348	[BTU/lb*F]	Cp.	1,000	[BTU/lbmol*F]
Calor Latente $\lambda^v$	154,708	[BTU/lb]	densidad	62,012	[lb/pie <sup>3</sup> ]
Sf líquido	0,860		S	1,000	
uflíquido	0,367	[Cp]	U	0,713	[Cp]
kflíquido	0,068	[BTU /h*pie*F]	K	0,359	[BTU/h*pie*F]
PM	106,160	[lb / lbmol]	PM	18,000	[lb / lbmol]

Tabla 40: Datos para realizar de diseño de un condensador horizontal. (Maloney)

Balance de Energía.

$$Q = W_{xilol} * \lambda^v = w_{agua} * Cp * \Delta t$$

Ecuación 13: Balance de energía a un sistema de condensación.

$$Q = 1009,044 \left[ \frac{Lb}{h} \right] * 154,708 \left[ \frac{BTU}{Lb} \right]$$

$$Q = 156107,452 \left[ \frac{BTU}{h} \right]$$

Determinación de cantidad de agua.

$$w_{agua} = \frac{Q}{Cp * \Delta t} \left[ \frac{Lb}{h} \right]$$

Ecuación 14: Determinación de cantidad de Agua de refrigeración

$$W_{agua} = \frac{156107,452 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{\frac{1 \left[ \frac{BTU}{Lb \cdot mol \cdot F} \right]}{18 \left[ \frac{Lb}{Lb \cdot mol} \right]} * (120 - 77)[F]}$$

$$W_{agua} = 65347,306 \left[ \frac{Lb}{h} \right]$$

Calculo de LMTD a flujo contracorriente.

Fluido Caliente		Fluido Frio	Delta
[F]		[F]	[F]
194,0000	Entrada	77,0000	153,0000
194,0000	Salida	120,0000	110,0000
LMTD	93,864	[F]	

Tabla 41: Resumen de Perfiles de Temperatura en Condensador Horizontal.

Suposición de coeficiente de película de condensación.

$$U_D = 75$$

Calculo de Área de Trasferencia.

$$A = \frac{Q}{U_D * LMTD}$$

Ecuación 15: Cálculo de Área de transferencia con coeficiente de película supuesto.

$$A = \frac{156107,452 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{75 \left[ \frac{BTU}{h * F * Pie^2} \right] * 93,864 [F]}$$

$$A = 22,175 [Pie^2]$$

Elección de condensador.

Datos Condensador	
DE [plg]	3/4
BWG	16,0000
DI [plg]	0,6200
a flujo [plg <sup>2</sup> ]	0,3020
a <sub>0</sub> [pie <sup>2</sup> /pie]	0,1963
Largo [pie]	2,5000

Tabla 42: Datos de diseño Condensador Horizontal.

Calculo de número de tubos

$$N_{tubos} = \frac{A}{a_0 * Largo}$$

Ecuación 16: Calculo de número de tubos en condensador horizontal.

$$N_{tubos} = \frac{22,175 [Pie^2]}{0,1963 \left[ \frac{Pie^2}{Pie} \right] * 2,5000 [Pie]}$$

$$N_{tubos} = 45,186$$

Tabla 9 Donald Kern.

Tubos de 3/4" diámetro exterior, arreglo cuadrado de 1 [plg]

DI Coraza	10,0000	[plg]
Número de tubos	52,0000	
Pitch	1,0000	[plg]
Diámetro Equivalente	0,95	[plg]
Numero de Pasos	2	

Tabla 43: Resumen de Condensador Horizontal.

Re-cálculo de Área de transferencia.

$$A = N_{tubos} * a_0 * Largo$$

Ecuación 17: Cálculo de Área de transferencia en base al diseño de Condensador Horizontal

$$A = 52 * 0,1963 \left[ \frac{Pie^2}{Pie} \right] * 2,5000 [Pie]$$

$$A = 25,519 [Pie^2]$$

Calculo de coeficiente de película de condensación.

$$U_D = \frac{Q}{LMTD * Area}$$

Ecuación 18: Calculo de coeficiente de película de condensación.

$$U_D = \frac{156107,452 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{93,864 [F] * 25,519 [Pie^2]}$$

$$U_D = 65,172 \left[ \frac{BTU}{h * F * Pie^2} \right]$$



Fluido Frio: Tubos Xileno.

Calculo área de flujo.

$$a_t = \frac{N_t * a_{flujo}}{144 * \# \text{pasos}}$$

Ecuación 19: Calculo área de flujo.

$$a_t = \frac{52,0000 * 0,3020 [plg^2]}{144 * 2}$$

$$a_t = 0,055 [Pie^2]$$

Calculo velocidad másica por unidad de área.

$$G_t = \frac{W_{xilol}}{a_t}$$

Ecuación 20: Calculo velocidad másica

$$G_t = \frac{65347,306 \left[ \frac{Lb}{h} \right]}{0,055 [Pie^2]}$$

$$G_t = 1198422,315 \left[ \frac{Lb}{h * Pie^2} \right]$$

Calculo velocidad.

$$V = \frac{G_t}{3600 * \rho}$$

Ecuación 21: Calculo de la velocidad de flujo.

$$V = \frac{1198422,315 \left[ \frac{Lb}{h*Pie^2} \right]}{3600,0000 * 51,117 \left[ \frac{Lb}{Pie^3} \right]}$$

$$V = 6,512 \left[ \frac{Pie}{s} \right]$$

Calculo temperatura media

$$t_c = \frac{t_{salida} + t_{entrada}}{2} [F]$$

Ecuación 22: Cálculo de Temperatura media en agua de refrigeración

$$t_c = \frac{120 + 77}{2} [F]$$

$$t_c = 98,5 [F]$$

Calculo de Reynolds.

$$Re = \frac{DI * G_t}{u}$$

Ecuación 23: Cálculo de Reynolds en los tubos.

$$Re = \frac{0,62 [Pie] * 1198422,315 \left[ \frac{Lb}{h*Pie^2} \right]}{0,372 * 2,42 \left[ \frac{Lb}{h*Pie} \right] * 12}$$

$$Re = 69629,038$$

Calculo del Coeficiente de transferencia de calor, de la figura 25. Curva de transferencia de calor, agua en los tubos. [Adaptada de Eagle y Ferguson, Proc Roy., Soc. A127, 540 (1930)] (Kern, 1999)

$$h_i = 1450,0000 \left[ \frac{BTU}{h * Pie^2 * F} \right]$$

Ecuación 24: Cálculo de Coeficiente de Transferencia de calor.

$$h_{io} = h_i * \frac{DI}{DE}$$

Ecuación 25: Cálculo de Coeficiente de transferencia de calor.

$$h_{io} = 1450,0000 \left[ \frac{BTU}{h * Pie^2 * F} \right] * \frac{0,6200}{0,7500}$$

$$h_{io} = 1198,667 \left[ \frac{BTU}{h * Pie^2 * F} \right]$$

Fluido Caliente: Coraza Agua.

Cálculo de área de flujo a través del haz

$$a_s = \frac{DI_{coraza} * C' * B}{144 * P_T}$$

Ecuación 26: cálculo de área de flujo a través del haz.

$$a_s = \frac{10 [plg] * (1 [plg] - \frac{3}{4} [plg]) * 8 [plg]}{144 * 1 [plg]}$$

$$a_s = 0,174 [Pie^2]$$

Cálculo de velocidad por unidad de área (para caída de presión solamente).

$$G_s = \frac{W_{agua}}{a_s}$$

Ecuación 27: Velocidad másica por unidad de área del haz de la coraza.

$$G_s = \frac{65347,306 \left[ \frac{Lb}{h} \right]}{0,174 [Pie^2]}$$

$$G_s = 376400,481 \left[ \frac{Lb}{h * Pie^2} \right]$$

Cálculo de la Carga.

$$G'' = \frac{W_{agua}}{Largo * N_{tubos}^{2/3}}$$

Ecuación 28: Cálculo de carga por pie lineal.

$$G'' = \frac{65347,306 \left[ \frac{Lb}{h} \right]}{2,5000 [Pie] * 52^{2/3}}$$

$$G'' = 1876,227 \left[ \frac{Lb}{h * pie} \right]$$

Suposición de Coeficiente

$$h = h_i = 200,0000 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right]$$

$$h_{io} = 1198,667 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right]$$

Cálculo de la temperatura de la pared exterior del tubo.

$$t_w = t_c + \frac{h_i}{h_i + h_0} * (T_{fluido condensado} - t_c)$$

Ecuación 29: Cálculo temperatura de la pared del tubo

$$t_w = 98,5000 [F] + \frac{1198,667 \left[ \frac{BTU}{h \cdot \pi e^2 \cdot F} \right]}{1198,667 \left[ \frac{BTU}{h \cdot \pi e^2 \cdot F} \right] + 200,0000 \left[ \frac{BTU}{h \cdot \pi e^2 \cdot F} \right]} * (230,0000 - 98,5000) [F]$$

$$t_w = 112,156 [F]$$

Cálculo temperatura media por coraza.

$$t_f = \frac{T_{f\text{luido condensado}} + t_w}{2}$$

Ecuación 30: Cálculo de Temperatura por la coraza.

$$t_f = \frac{230,0000 + 112,156}{2} [F]$$

$$t_f = 153,078 [F]$$

Cálculo del coeficiente real de transferencia de calor por coraza.

$$h_0 = \frac{1,5 * \left[ \frac{4 * G''}{u_f} \right]^{-1/3}}{\left[ \frac{u_f^2}{k_f^3 * \delta_f^2 * g} \right]^{1/3}}$$

Ecuación 31: Cálculo de coeficiente de transferencia.

$$h_0 = \frac{1,5 * \left[ \frac{4 * 1876,227 \left[ \frac{Lb}{h \cdot \pi e} \right]}{0,713 * 2,42 \left[ \frac{Lb}{h \cdot \pi e} \right]} \right]^{-1/3}}{\left[ \frac{0,713 * 2,42 \left[ \frac{Lb}{h \cdot \pi e} \right]^2}{\left[ 0,359 \left[ \frac{BTU}{h \cdot \pi e \cdot F} \right]^3 * 62,012 \left[ \frac{Lb}{\pi e^3} \right]^2 * 32,1740 * 3600^2 \left[ \frac{\pi e}{h} \right]} \right]^{1/3}}$$

$$h_0 = 268,681 \left[ \frac{BTU}{h \cdot \pi e^2 \cdot F} \right]$$

## Calculo de caída de presión.

### Caída de Presión Coraza.

A temperatura a 194 [F]

Diámetro equivalente, obtenido de Figura 28. Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos con deflectores segmentados 25%. (Kern, 1999)

$$D_e = 0,95 [plg]$$

Cálculo de Reynolds.

$$Re = \frac{D_e * G_s}{u_{vapor}}$$

Ecuación 32: Cálculo de Reynolds para caída de presión.

$$Re = \frac{0,95 [pie] * 376400,481 \left[ \frac{Lb}{h * pie^2} \right]}{12 * 0,762 \left[ \frac{Lb}{pie * h} \right]}$$

$$Re = 39090,084$$

Factor de fricción, obtenido de Figura 29. Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%. (Kern, 1999)

$$f = 0,090 \left[ \frac{pie^2}{plg^2} \right]$$

Cálculo de número de cruces

$$N + 1 = 12 * \left[ \frac{\text{Longitud del tubo [pie]}}{\text{Espaciado deflectores [plg]}} \right]$$

Ecuación 33: Cálculo número de cruces.

$$N + 1 = 12 * \frac{2,5}{10}$$

$$N + 1 = 3,00$$

Cálculo de la densidad del vapor.

$$\delta_{vapor} = 60,240$$

Cálculo de la gravedad específica.

$$S_{vapor} = \frac{\delta_{vapor}}{\delta_{Agua}}$$

**Ecuación 34: Gravedad Específica del vapor, en base a agua a condiciones estándar de presión y temperatura.**

$$S_{vapor} = \frac{60,240 \left[ \frac{Lb}{pie^3} \right]}{62,5000 \left[ \frac{Lb}{pie^3} \right]}$$

$$S_{vapor} = 0,964$$

Cálculo Caída de Presión.

$$\Delta P = \frac{1}{2} * \left[ \frac{f * G_s^2 * DI * (N + 1)}{5,22 * 10^{10} * D_e * S_{vapor} * \emptyset} \right]$$

**Ecuación 35: Cálculo de caída de presión de la coraza.**

$$\Delta P = \frac{1}{2} * \left[ \frac{0,090 \left[ \frac{pie^2}{plg^2} \right] * 144 * \left[ 376400,481 \left[ \frac{Lb}{h * pie^2} \right] \right]^2 * 10 [pie] * 3,00 * 12}{12 * 5,22 * 10^{10} * 0,95 [pie] * 0,964} \right]$$

$$\Delta P = 4,002 [Psi]$$

## Caída presión en tubos

Retomando la ecuación 27.

$$Re = 29145,7349$$

Factor de fricción, obtenido de Figura 26. Factores de fricción lado de tubo. (Standards exchanger manufacturers association, 2ª Ed. New York, 1949). (Kern, 1999)

$$f = 0,0002 \left[ \frac{pie^2}{plg^2} \right]$$

Cálculo de caída de presión en los tubos

$$\Delta P_t = \frac{f * G_t^2 * L * n}{5,22 * 10^{10} * D_e * S * \phi_t}$$

Ecuación 36: Cálculo caída de presión en los tubos.

$$\Delta P_t = \frac{0,0002 \left[ \frac{pie^2}{plg^2} \right] * \left[ 1198422,315 \left[ \frac{Lb}{h * pie^2} \right] \right]^2 * 2,5000 [pie] * 2 * 12}{5,22 * 10^{10} * 0,62 [pie] * 1 * 1}$$

$$\Delta P_t = 0,533 [Psi]$$

Cálculo de presión adicional. (Pérdida de regreso)

$$\Delta P_r = \frac{4 * n}{s} * \frac{V^2}{2 * g}$$

Ecuación 37: Cálculo de pérdidas de regreso

$$\Delta P_r = \frac{4 * 2}{1} * \frac{6,512 \left[ \frac{Pie}{s} \right]}{2 * 32,174} * \frac{51,117}{144}$$

$$\Delta P_r = 2,176 [Psi]$$



Caída de presión Total

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 0,533 [Psi] + 2,176 [Psi]$$

$$\Delta P_T = 2,709 [Psi]$$

Cálculo de coeficiente total.

$$U_c = \frac{h_{io} * h_i}{h_{io} + h_i}$$

Ecuación 38: Coeficiente total.

$$U_c = \frac{1198,667 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right] * 268,681 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right]}{1198,667 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right] + 268,681 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right]}$$

$$U_c = 219,484 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right]$$

Factor de obstrucción

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$$

Ecuación 39: Cálculo factor de obstrucción

$$R_d = \frac{219,484 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right] - 65,172 \left[ \frac{BTU}{h * F * Pie^2} \right]}{219,484 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right] * 65,172 \left[ \frac{BTU}{h * F * Pie^2} \right]}$$

$$R_d = 0,0011 \left[ \frac{BTU}{h * pie^2 * F} \right]$$

## Anexo 5: Materias Primas Utilizadas en Tricolor S.A

Estas tres materias primas, se detallan en más profundidad debido al balance de masa al sistema productivo en base a una resina específica.

### Propiedades Físico - químicas.

Aceite de pescado.

Calor Específico	[cal / g °C]	0,5 - 0,55
Calor de fusión	[cal / g °C]	cerca de 54
Calor de combustión	[cal / g]	cerca de 9500
Punto de Inflamación	[°C]	
Triglicérido	cercana	360
Ac. Graso	cercana	220
Punto de Ebullición	[°C]	mayor a 250
Gravedad Específica		
	15 [°C]	cerca de 0,92
	30 [°C]	cerca de 0,91
	45 [°C]	cerca de 0,9
Viscosidad	[cp.]	
	20 [°C]	60 – 90
	50 [°C]	20 – 30
	90 [°C]	cerca de 10

Tabla 44: Propiedades Físicoquímicas del Aceite de pescado en general

## Anhídrido Ftálico

Estado Ambiente		Sólido
Densidad	[Kg/m <sup>3</sup> ]	1530
Masa Molar	[g/mol]	148,1
Punto Fusión	[°C]	131
Punto Ebullición	[°C]	295
Calor Específico	[cal /g K]	
	Solido	0,2578
	Liquido	0,4
Calor Formación	[Kcal/mol]	110
Calor de Fusión	[Kcal/mol]	5,5

Tabla 45: Propiedades fisicoquímicas de Anhídrido Ftálico

## Pentaeritritol

Estado Ambiente		Cristales
Fórmula		C <sub>3</sub> H <sub>12</sub> O <sub>4</sub>
Color		Incoloro
masa molar	[g/mol]	136,15
Punto Fusión	[°C]	265
Punto Ebullición	[°C]	276
Punto Ignición	[°C]	490
Densidad	[Kg/m <sup>3</sup> ]	1,396
Calor específico Sólido	[KJ/kg K]	1,39
	[KJ/ mol]	-920,6
Calor latente fusión	[KJ/ mol]	7,11

Tabla 46: Propiedades fisicoquímicas del Pentaeritritol

Ecuación 1: Reacción estiquiométrica de Saponificación.	47
Ecuación 2: Determinación masa KOH.	47
Ecuación 3: Determinación molar KOH	48
Ecuación 4: Determinación molar aceite	48
Ecuación 5: Determinación Masa Molar Aceite.	48
Ecuación 6: Reacción Idealizada de Alcohólisis	49
Ecuación 7: Reacción Idealizada de Esterificación	49
Ecuación 8: Reacción de esterificación.	70
Ecuación 9: longitud de Aceite. (Oldring & Hayward, 1987)	78
Ecuación 10: Calculo de índice de acidez Planta resinas. (Fuente Tricolor)	96
Ecuación 11: Balance de Energía general al proceso productivo.	
<b>¡Error! Marcador no definido.</b>	
Ecuación 12: Cálculo de Entalpía en etapa de calentamiento.	
<b>¡Error! Marcador no definido.</b>	
Ecuación 13: Cálculo de Entalpía incluyendo cambio de fase.	
<b>¡Error! Marcador no definido.</b>	
Ecuación 14: Método para determinar calor de formación de macromoléculas.	
<b>¡Error! Marcador no definido.</b>	
Ecuación 15: Calculo de calor de reacción.	
<b>¡Error! Marcador no definido.</b>	
Ecuación 16: Obtención de Calor absorbido por nitrógeno.	
<b>¡Error! Marcador no definido.</b>	

Ecuación 17: Balance de energía a un sistema de condensación.	104
Ecuación 18: Determinación de cantidad de Agua de refrigeración	104
Ecuación 19: Cálculo de Área de transferencia con coeficiente de película supuesto.	105
Ecuación 20: Calculo de número de tubos en condensador horizontal.	106
Ecuación 21: Cálculo de Área de transferencia en base al diseño de Condensador Horizontal	107
Ecuación 22: Calculo de coeficiente de película de condensación.	107
Ecuación 23: Calculo área de flujo.	108
Ecuación 24: Calculo velocidad másica	108
Ecuación 25: Calculo de la velocidad de flujo.	108
Ecuación 26: Cálculo de Temperatura media en agua de refrigeración	109
Ecuación 27: Cálculo de Reynolds en los tubos.	109
Ecuación 28: Cálculo de Coeficiente de Transferencia de calor.	110
Ecuación 29: Cálculo de Coeficiente de transferencia de calor.	110
Ecuación 30: cálculo de área de flujo a través del haz.	110
Ecuación 31: Velocidad másica por unidad de área del haz de la coraza.	110
Ecuación 32: Cálculo de carga por pie lineal.	111
Ecuación 33: Cálculo temperatura de la pared del tubo	111
Ecuación 34: Cálculo de Temperatura por la coraza.	112
Ecuación 35: Cálculo de coeficiente de transferencia.	112
Ecuación 36: Cálculo de Reynolds para caída de presión.	113
	120

Ecuación 37: Cálculo número de cruces.	113
Ecuación 38: Cálculo densidad de vapor, usando ley de gas ideal.	
<b>¡Error! Marcador no definido.</b>	
Ecuación 39: Gravedad Específica del vapor, en base a agua a condiciones estándar de presión y temperatura.	114
Ecuación 40: Cálculo de caída de presión de la coraza.	114
Ecuación 41: Cálculo caída de presión en los tubos.	115
Ecuación 42: Cálculo de pérdidas de regreso	115
Ecuación 43: Coeficiente total.	116
Ecuación 44: Cálculo factor de obstrucción	116

Ilustración 1: Imagen satelital de planta PINTURAS TRICOLOR S.A.	8
Ilustración 2: Layout de planta de PINTURAS TRICOLOR S.A. Fuente: TRICOLOR S.A Departamento de Mantenición e Ingeniería.	10
Ilustración 3: Organigrama Gerencia de Operaciones, planta de Pinturas TRICOLOR S.A. Fuente: Gerencia de TRICOLOR S.A	11
Ilustración 4: Organigrama de planta resinas TRICOLOR S.A	13
Ilustración 5: Parte superior reactor #5	14
Ilustración 6: Parte inferior reactores #1 y #2	14
Ilustración 7: Diluidor del reactor # 5	15
Ilustración 8: Scrubber de reactor # 2	16
Ilustración 9: Separador de reactor #2	17
Ilustración 10: Condensador vertical y horizontal del reactor #1	17
Ilustración 11: Filtro Sparker.	18
Ilustración 12: Estanque de Almacenamiento QC	18
Ilustración 13: Caldera Termopac	19
Ilustración 14: Bombas de fluido térmico	20
Ilustración 15: Pre-calentador de aceite de pescado	20

Ilustración 16: Tanque de expansión de fluido térmico	21
Ilustración 17: Almacenamiento de Nitrógeno líquido	22
Ilustración 18: Tanques de Almacenamientos	23
Ilustración 19: Procedimiento Típico en la Fabricación de Resinas Alquídicas	31
Ilustración 20: Dibujo a mano alzada de los equipos en la fabricación de resina alquídica en Tricolor S.A	32
Ilustración 21: Diagrama de Flujo de Planta de Resinas en Tricolor S.A	33
Ilustración 22: Solución momentánea de recuperación de solvente.	45
Ilustración 23: Alcoholes poli-hídricos	72
Ilustración 24: Ácidos Poli – Básicos	74
Ilustración 25: Estructura de un Triglicérido	75
Ilustración 26: Condensación de grupos funcionales OH de resinas Alquídicas en presencia de Amino plastos. (Development, Advanced Chemistry, 2008)	77
Ilustración 27: Ecuación idealizada entre un poliol y un aceite.(Development, Advanced Chemistry, 2008)	83
Ilustración 28: Reacción típica entre aceite y ácido orgánico. (Development, Advanced Chemistry, 2008)	84
Ilustración 29: Estructura idealizada basada en glicerol.(Development, Advanced Chemistry, 2008)	86
Ilustración 30: Estructura tipo de Resina alquídica. (Development, Advanced Chemistry, 2008)	87
Ilustración 31: Esquemas de reacciones de construcción de cadenas lineales, usando como reactivos un anhídrido (AA) y un alcohol (BB). (Development, Advanced Chemistry, 2008)	88



Ilustración 32: Construcción de cadenas de baja masa molecular, debido a variación de reactivos. (Development, Advanced Chemistry, 2008)	88
Ilustración 33: Construcción de cadenas ramificadas, debido a la inclusión de monómeros trifuncionales. (Development, Advanced Chemistry, 2008)	89
Ilustración 34: Fluctuación de parámetros (índice de acidez y viscosidad) en función del tiempo de reacción. (Development, Advanced Chemistry, 2008)	92
Ilustración 35: Marco estándar Típico de una resina Alquílica. (Development, Advanced Chemistry, 2008)	93
Ilustración 36: Correlación de escala de viscosidad Gardner y el índice de acidez de la resina alquílica.	95
Ilustración 37: Seguimiento de temperatura en las distintas fases del proceso productivo de resinas.	

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 1: Características de operación de los condensadores vertical y horizontal de los reactores #1 y #2	41
Tabla 2: Desglose de Resinas Alquídicas para analizar.	46
Tabla 3: Datos Utilizados en cálculos Masa Molar del Aceite.	47
Tabla 4: Balance de Masa a Reacción de Alcohólisis.	49
Tabla 5: Balance de Masa Reacción de Esterificación.	49
Tabla 6: Resumen Balance de masa a reactor planta resina.	50
Tabla 7: Entrada al Condensador Horizontal obtenidos del balance de masa.	51
Tabla 8: Salida al Condensador Horizontal hacia el separador.	51
Tabla 9: Rendimiento global del condensador horizontal.	52
Tabla 10: Rendimiento solvente del condensador horizontal.	52
Tabla 11: Entrada al Condensador Horizontal obtenidos del balance de masa.	52
Tabla 12: Entrada al Scrubber desde el venteo de Condensador Horizontal.	53
Tabla 13: Salida del Scrubber hacia el tambor de almacenamiento.	53
Tabla 14: Salida de Scrubber por el venteo al Ambiente.	53
Tabla 15: Rendimiento de recuperación.	54
Tabla 16: Comparación del Condensador actual versus el diseño del Condensador propuesto.	55
Tabla 17: Costos Nuevo Condensador	56

Tabla 18: Costo de mantención por Condensador.	58
Tabla 19: Disminución de gastos en mantención de los Condensadores.	59
Tabla 20: Costo por hora de funcionamiento de los reactores.	60
Tabla 21: Costo promedio detención planta resinas y por cada reactor.	61
Tabla 22: Ahorro por aumento en disponibilidad operativa de reactor.	62
Tabla 23: Resumen de Ahorros por intercambio de Intercambiador de calor.	63
Tabla 24: Flujo caja proyecto “Condensador en planta de resinas TRICOLOR S.A”	64
Tabla 25: Indicadores Económicos del proyecto “cambio de Condensadores en planta de resinas TRICOLOR S.A	66
Tabla 26: Clasificación de Resinas Alquídicas.	69
Tabla 27: Cronología de Resinas Alquídicas.	71
Tabla 28: Polioles más utilizados en la formulación de resinas alquídicas.	73
Tabla 29: Ácido poli – básicos más importantes en la preparación de resinas alquídicas.	74
Tabla 30: Clasificación de Resinas Alquídicas según cantidad de Aceites o ácidos grasos. (Oldring & Hayward, 1987)	78
Tabla 31: Tabla resumen de características de Alquídicos secantes.	79
Tabla 32: Tabla resumen de características de Alquídicos no - secantes.	79
Tabla 33: Densidad Promedio de resinas Alquídicas según estado.	80
Tabla 34: Tendencias en propiedades de recubrimientos en base a resinas alquídicas comparado con la longitud del aceite.(Kirk & Othmer, 1993)	82
Tabla 35: Ventajas y desventajas del uso de los ácidos grasos en contra del uso de aceite.	86
	126

Tabla 36: Simbología utilizada en la ilustración 30, con sus nombres genéricos. 87

Tabla 37: Comparación de viscosidades entre escala de Gardner y escala Absoluta. 95

Tabla 38: Parámetros de índice de saponificación de cadenas de aceites(Bailey, 1984). 97

Tabla 39: Etapas del proceso productivo

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 40: Resumen de balance energético primera etapa de calentamiento.

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 41: Resumen de balance energético de Alcohólisis.

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 42: Resumen de balance energético primer enfriamiento.

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 43: Resumen de balance energético segundo calentamiento.

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 44: Resumen de balance energético de reacción de Esterificación.

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 45: Resumen de balance energético segundo enfriamiento.

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 46: Resumen de balance energético burbujeo de Nitrógeno.

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 47: Tabla resumen balance energía.

**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla 48: Corriente de proceso de producción de resinas. 103

Tabla 49: Datos para realizar de diseño de un condensador horizontal. (Maloney) 104

127

Tabla 50: Resumen de Perfiles de Temperatura en Condensador Horizontal.	105
Tabla 51: Datos de diseño Condensador Horizontal.	106
Tabla 52: Resumen de Condensador Horizontal.	106
Tabla 53: Propiedades Fisicoquímicas del Aceite de pescado en general	117
Tabla 54: Propiedades fisicoquímicas de Anhídrido Ftálico	118
Tabla 55: Propiedades fisicoquímicas del Pentaeritritol	118

## Bibliografía

Arango, P., & Nieto, H. (2006). *Determinación de la influencia de la temperatura de estereificación y del porcentaje de anhídrido maléico en las propiedades fisicoquímicas y de desempeño de una resina alquídica prototipo*. Medellín: Universidad EAFIT.

Bailey, A. E. (1984). *Industrial oil and fat products* (second ed.). New York: Interscience Publishers, Inc.

Correa Isaza, J. D., & Restrepo Londoño, E. (2007). *Análisis de alternativas en las condiciones de proceso y su efecto en el tiempo de esterificación y el consumo energético en la producción de una resina alquídica*. Medellín: Universidad EAFIT.

Development, Advanced Chemistry. (2008). ACD/ChemSketch (Freeware). Toronto, Canada.

Gardner, A., & Sward, G. (1946). *Physical and chemical examination of paints, varnishes, lacquers and colors*. Institute of paint and varnish research.

Kern, D. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. Mexico: Continental S.A. .

Kirk, R. E., & Othmer, D. F. (1993). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. (1. J. Wiley & Sons, Ed.)

Maloney, J. O. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. The McGraw-Hill.

Monsanto Company. (1972). *The chemistry and processing of alkyd resins* .

Oldring, P., & Hayward, C. (1987). *Resins for Surface Coatings* (Vol. I). London, United Kingdom: SITA technology.

Patton, T. (1962). *Alkyd resin technology, formulating techniques and allied calculations*. New York - London: Wiley - Interscience Publishers.

Tracton, A. A. (2006). *Coatings Technology Handbook*. Taylor & Francis Group.