

300618
6
20j



UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA

Incorporada a la U.N.A.M

**EVALUACION TECNICO - ECONOMICA
PARA LA INSTALACION DE
UNA PLANTA DE CUMARINA EN MEXICO**

Tesis Profesional
Que para obtener el Titulo de:

INGENIERO QUIMICO
p r e s e n t a

Alicia Olascoaga Estrada

MEXICO. D. F.

1989

FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

C O N T E N I D O

INTRODUCCION

CAPITULO I.	SELECCION DEL PRODUCTO	1
1.1	CLASIFICACIÓN DE LOS PRODUCTOS QUÍMICOS		
1.2	AREAS DE ESTUDIO		
1.3	CRITERIOS DE SELECCIÓN DEL PRODUCTO		
1.4	ELECCIÓN DEL PRODUCTO		
CAPITULO II.	ANÁLISIS DEL PRODUCTO Y DEL MERCADO	14
2.1	DEFINICION DEL PRODUCTO		
2.1.1	CARACTERÍSTICAS Y ESTRUCTURA DEL PRODUCTO		
2.1.2	PROPIEDADES FÍSICAS		
2.1.3	PROPIEDADES QUÍMICAS		
2.1.4	USOS Y APLICACIONES		
2.1.5	NORMAS Y ESPECIFICACIONES		
2.1.6	SUSTITUTOS Y / O SUCEDÁNEOS		
2.2	MAGNITUD DEL MERCADO		
2.2.1	PRINCIPALES PRODUCTORES		
2.2.2	CRITERIOS DE ANÁLISIS DEL MERCADO DOMÉSTICO		
2.2.3	ANÁLISIS DE LAS IMPORTACIONES		
2.2.4	ANÁLISIS DE LAS IMPORTACIONES POR PAÍS DE PROCEDENCIA		

- 2.2.5 ANÁLISIS DE LAS IMPORTACIONES POR EMPRESA
- 2.2.6 MERCADOS EXTERNOS
- 2.2.7 ESTIMACIÓN DE LA DEMANDA FUTURA
 - METODOLOGÍA EMPLEADA
 - PROYECCIÓN DEL CONSUMO FUTURO
- 2.2.8 PRECIOS DE VENTA

CAPITULO III. SELECCION DEL PROCESO DE PRODUCCION 39

3.1 DIFERENTES PROCESOS DE OBTENCION

- 3.1.1 OBTENCIÓN NATURAL
- 3.1.2 PROCESOS DE SÍNTESIS

3.2 ALTERNATIVAS DE FABRICACION DE LA CUMARINA
EN MEXICO

- 3.2.1 COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS DE OBTENCIÓN
- 3.2.2 ELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA

3.3 CARACTERISTICAS DE LAS MATERIAS PRIMAS A
UTILIZAR

- 3.3.1 DESCRIPCIÓN Y PROPIEDADES
- 3.3.2 DISPONIBILIDAD DE LAS MATERIAS PRIMAS

CAPITULO IV TAMAÑO Y LOCALIZACION DE LA PLANTA 58

4.1 CAPACIDAD DE LA PLANTA

4.2 LOCALIZACION DE LA PLANTA

4.2.1 CRITERIOS DE SELECCIÓN

4.2.2 COMPARACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS

4.2.3 ELECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DE LA MEJOR
ALTERNATIVA

CAPITULO V DISEÑO DE LA PLANTA 67

5.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y BASES DE DISEÑO

5.2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

5.3 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

5.3.1 FORMACIÓN DEL BIACETATO

5.3.2 REACCIÓN

5.3.3 DESTILACIÓN ACIDO ACÉTICO

5.3.4 PURIFICACIÓN

5.4 DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS

5.4.1 REACTOR

5.4.2 TANQUES

5.4.3 TORRES DE DESTILACIÓN

5.4.4 INTERCAMBIADORES DE CALOR

5.5 LISTA DE EQUIPOS PRINCIPALES

6.1 COSTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

6.1.1 BASES DE CÁLCULO

6.1.2 TANQUES

6.1.3 TORRES

6.1.4 REACTOR

6.1.5 INTERCAMBIADORES

6.1.6 BOMBAS Y OTROS

6.1.7 SUMARIA DEL COSTO DE LOS EQUIPOS

6.2 ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN TOTAL

6.3 BASES DE EVALUACIÓN

6.4 RESULTADOS

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA

I N T R O D U C C I O N

EL PRESENTE TRABAJO TIENE COMO OBJETIVO LA EVALUACIÓN DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICO - ECONÓMICA PARA LA SUSTITUCIÓN DE LAS IMPORTACIONES DE UN PRODUCTO QUÍMICO FINO, Y SU POSIBLE EXPORTACIÓN.

COMO PUNTO ADICIONAL A UN ANTEPROYECTO DE INVERSIÓN SE PRESENTA EN EL CAPÍTULO I UN RESUMEN DEL PROCESO DE SELECCIÓN DEL PRODUCTO.

EL CAPÍTULO II CONTIENE LAS CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL PRODUCTO, UN BREVE ANÁLISIS DEL MERCADO ACTUAL Y UNA PROYECCIÓN DEL MISMO.

EN EL CAPÍTULO III SE PRESENTA UNA COMPARACIÓN DE LOS DIFERENTES PROCESOS DE OBTENCIÓN EMPLEADOS MUNDIALMENTE PARA LA FABRICACIÓN DE LA CUMARINA; Y LA SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA DE PRODUCCIÓN EN MÉXICO BASADA EN EL ANÁLISIS DE LA COMPLEJIDAD DE LOS MISMOS, ASÍ COMO DE LOS RENDIMIENTOS, CONDICIONES DE OPERACIÓN Y DISPONIBILIDAD DE LOS RECURSOS.

EL TAMAÑO Y LA LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA, PROPUESTOS EN EL CAPÍTULO IV ESTAN BASADOS EN EL MERCADO POTENCIAL, Y EN LAS CARACTERÍSTICAS FUNDAMENTALES DEL PROCESO; PRINCIPALMENTE INFRAESTRUCTURA, RECURSOS NECESARIOS Y DISPONIBLES ASÍ COMO FACTORES INSTITUCIONALES.

DADO QUE EN MÉXICO NO EXISTEN PRODUCTORES DE CUMARINA, EL DISEÑO DE LA PLANTA ES UNA PARTE ESENCIAL DE ESTE ESTUDIO POR LO QUE EL CAPÍTULO V ES MÁS QUE UNA DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO ELEGIDO, CON SUS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA Y EL DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES.

ES UNA PROPUESTA DEL DISEÑO ÓPTIMO DE LA PLANTA PARA LAS CONDICIONES ESPECÍFICAS DE ESTE ESTUDIO, EN LO QUE A INGENIERÍA BÁSICA SE REFIERE, YA QUE FUÉ RESULTADO DEL ESTUDIO DE CONDICIONES DE OPERACIÓN Y DIMENSIONES ÓPTIMAS PARA OBTENER LOS RENDIMIENTOS MÁS ALTOS POSIBLES Y EL USO ADECUADO DE LOS EQUIPOS.

FINALMENTE, EL CAPÍTULO VI CONTIENE LA EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO, Y UN ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD A VOLUMEN Y PRECIO DE VENTA DEL PRODUCTO BASADO EN EL ESTIMADO DE COSTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES Y SU EXTRAPOLACIÓN MEDIANTE FACTORES TÍPICOS PARA EL CÁLCULO DE LA INVERSIÓN TOTAL DE LA PLANTA; EN LOS COSTOS DE PRODUCCIÓN ESTIMADOS; EN LOS RECURSOS HUMANOS NECESARIOS Y EN LA PROYECCIÓN DE LOS VOLUMENES Y PRECIO DE VENTAS.

CAPITULO I

SELECCION DEL PRODUCTO

SELECCION DEL PRODUCTO

1.1 CLASIFICACION DE LOS PRODUCTOS QUIMICOS

LOS PRODUCTOS QUÍMICOS PUEDEN SER CLASIFICADOS DE ACUERDO A SU VOLUMEN DE VENTAS Y A LA MANERA EN QUE SE COMERCIALIZAN, ATENDIENDO A QUE PUEDEN VENDERSE EN FUNCIÓN DE SU COMPOSICIÓN QUÍMICA O DE LAS APLICACIONES QUE TIENEN DENTRO DE CIERTOS MERCADOS.

CONSIDERANDO LO ANTERIOR, LOS PRODUCTOS QUÍMICOS PUEDEN AGRUPARSE DENTRO DE LAS 4 CATEGORÍAS SIGUIENTES:

1. PRODUCTOS BÁSICOS "COMMODITIES". DENTRO DE ESTA CATEGORÍA SE ENCUENTRAN TODOS AQUELLOS PRODUCTOS DE CONSUMO MASIVO QUE SE FABRICAN EN GRANDES VOLUMENES Y CON UNA COMPOSICIÓN QUÍMICA ESPECÍFICA EN FUNCIÓN DE LA CUAL SE COMERCIALIZAN, COMO ES EL CASO DEL ETILENO, ACETATO DE VINILO, ESTIRENO Y BENCENO, ASÍ COMO UN GRAN NÚMERO DE ÁCIDOS Y BASES TANTO ORGÁNICAS COMO INORGÁNICAS.

2. PRODUCTOS INTERMEDIOS "PSEUDOCOMMODITIES". ESTOS PRODUCTOS, AL IGUAL QUE LOS ANTERIORES SE PRODUCEN EN GRANDES CANTIDADES, SIN EMBARGO POSEEN UNA COMPOSICIÓN QUÍMICA QUE PUEDE SER VARIABLE, POR LO CUAL SE VENDEN EN FUNCIÓN DEL USO ESPECÍFICO PARA EL CUAL SE FABRICAN, EJ: POLIPROPILENO, FIBRAS POLIÉSTER, NYLON, HULE SBR.

3. PRODUCTOS QUÍMICOS FINOS. SE ENTIENDE POR QUÍMICO FINO AQUEL PRODUCTO QUE SE FABRICA EN PEQUEÑOS VOLUMENES Y QUE POSEE UNA COMPOSICIÓN QUÍMICA BIEN DEFINIDA. SON PRODUCTOS DE UN ALTO VALOR AGREGADO QUE SE EMPLEAN COMO INTERMEDIOS EN UN GRAN NÚMERO DE PROCESOS. ENTRE ESTOS PRODUCTOS SE ENCUENTRAN EL ÁCIDO ACETILSALICÍLICO, EL CLORURO DE BENZOILO, EL ÁCIDO SÓRBICO, LA CUMARINA.

4. ESPECIALIDADES QUÍMICAS. SON PRODUCTOS QUE SE ELABORAN EN VOLUMENES PEQUEÑOS CON UNA COMPOSICIÓN VARIABLE SEGUN EL MERCADO PARA EL CUAL SON DESTINADOS. SON PRODUCTOS DE UN ALTO VALOR AGREGADO QUE SE EMPLEAN COMO INTERMEDIOS O BIEN COMO ADITIVOS EN LA ELABORACIÓN DE CIERTOS PRODUCTOS DE CONSUMO FINAL. ENTRE LAS ESPECIALIDADES QUÍMICAS ESTAN LOS CATALIZADORES, ANTIOXIDANTES, BIOCIDAS, FARMOQUÍMICOS, RESINAS SOLUBLES EN AGUA Y OTROS.

EN EL CUADRO 1.1 SE ESQUEMATIZAN CADA UNA DE LAS CATEGORÍAS EN QUE SE DIVIDEN LOS PRODUCTOS QUÍMICOS DE ACUERDO A SU VOLUMEN DE VENTAS Y A LA MANERA EN QUE SE COMERCIALIZAN.

CABE ACLARAR QUE EL INCLUIR A CIERTOS PRODUCTOS DENTRO DE UNA CATEGORÍA ESPECÍFICA NO ES EN NINGÚN MOMENTO DEFINITIVO, YA QUE DEPENDE EN GRAN MEDIDA DEL CICLO DE VIDA DEL PRODUCTO.

CUADRO 1.1

V E N T A S

F(COMPOSICIÓN)

F(APLICACIÓN)

V O L U M E N D E	P R O D U C C I O N	B A S I C O S	I N T E R M E D I O S	A L T O B A J O
		Q U I M I C O S F I N O S	E S P E C I A L I D A D E S	

1.2 AREA DE ESTUDIO

DEBIDO A QUE LA INDUSTRIA DE LOS PRODUCTOS BÁSICOS E INTERMEDIOS ES UNA INDUSTRIA QUE HA LLEGADO A SU PERÍODO DE MADUREZ Y CUYOS MERCADOS SE ENCUENTRAN MUY COMPETIDOS, LAS OPORTUNIDADES DE INVERSIÓN EN ESTA RAMA SON MUY REDUCIDAS Y SE ENCUENTRAN MUY LIMITADAS. LO ANTERIOR HACE SUPONER QUE ES NECESARIO ENFOCARSE HACIA ÁREAS MÁS PROMETEDORAS COMO LO SERÍAN EL CAMPO DE LAS ESPECIALIDADES O EL DE LOS PRODUCTOS QUÍMICOS FINOS.

EN MÉXICO, LA COMPETENCIA EN EL CAMPO DE LAS ESPECIALIDADES SE DA FUNDAMENTALMENTE CON PRODUCTOS SUSTITUTOS O SUCEDÁNEOS IMPORTADOS.

LA COMPLEJIDAD TECNOLÓGICA DE SUS PROCESOS, LA BAJA DISPONIBILIDAD DE ADQUISICIÓN DE TECNOLOGÍAS O BIEN LA OBSOLESCENCIA DE LAS MISMAS NO PERMITE OBTENER PRODUCTOS COMPETITIVOS QUE CUMPLAN CON LAS ESPECIFICACIONES DEL MERCADO.

POR OTRO LADO, DADAS LAS CARACTERÍSTICAS DE LOS PRODUCTOS, EXISTE UNA GRAN SUSTITUIBILIDAD ENTRE ELLOS, POR LO QUE EL MERCADO ES MUY COMPETIDO Y EXISTE UNA VERDADERA GUERRA DE PRECIOS, ADEMÁS LA FALTA DE UN ÁREA DE SERVICIO TÉCNICO ESPECIALIZADO, ASÍ COMO TECNOLOGÍAS DE APLICACIÓN, REPRESENTAN UN SERIO PROBLEMA.

DE TAL MANERA QUE AUN CUANDO SON PRODUCTOS DE UN ALTO VALOR AGREGADO, PARA LOGRAR UNA FUERTE PENETRACIÓN EN EL MERCADO Y UN VERDADERO IMPACTO, SE REQUIERE CONTAR CON UNA AMPLIA CAPACIDAD DE DESARROLLO QUE PERMITA AFRONTAR LOS CAMBIOS NECESARIOS PARA CUBRIR CON LOS REQUERIMIENTOS PARTICULARES DE CADA CLIENTE.

ASIMISMO, SE REQUIERE UN ELEVADO PRESUPUESTO DESTINADO A LA INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO, LABORATORIOS DE APLICACIÓN Y VERDADEROS ESPECIALISTAS EN LAS DIFERENTES ÁREAS DE APLICACIÓN.

EN ESTE SENTIDO, RESULTA MÁS CONVENIENTE ANALIZAR EL MERCADO DE LOS QUÍMICOS FINOS, CUYA COMPOSICIÓN ES BIEN CONOCIDA; POR LO QUE PUEDEN SER FABRICADOS EN PEQUEÑOS VOLUMENES Y CON TECNOLOGÍAS MENOS COMPLEJAS, COMPARADAS CON LAS QUE SE EMPLEAN PARA PRODUCIR LAS ESPECIALIDADES.

POR OTRO LADO, DENTRO DE LOS PRODUCTOS QUÍMICOS FINOS EXISTE UNA AMPLIA VARIEDAD DE PRODUCTOS QUE SE EMPLEAN COMO INTERMEDIARIOS EN CIERTOS PROCESOS, Y QUE SI BIEN EN MUCHAS OCASIONES SU CONSUMO ES MÍNIMO EN PROPORCIÓN AL RESTO DE LAS MATERIAS PRIMAS EMPLEADAS, SE CONSIDERAN PRODUCTOS ESTRATÉGICOS EN LA MANUFACTURA DE UN GRAN NÚMERO DE PRODUCTOS DE CONSUMO FINAL.

TAMBIÉN SON PRODUCTOS QUE TIENEN UN MERCADO MUY AMPLIO, DEBIDO A QUE LA MAYORÍA DE ELLOS TIENEN MÁS DE UNA APLICACIÓN, Y A PESAR DE ELLO EN EL PAÍS SON ESCASOS O NULOS LOS PRODUCTORES, EN VIRTUD DE QUE NO SE CUENTA CON LAS TECNOLOGÍAS APROPIADAS PARA LA FABRICACIÓN NACIONAL, POR LO QUE SU DEMANDA DEBE SER CUBIERTA MEDIANTE IMPORTACIONES.

FINALMENTE, LOS PRODUCTOS QUÍMICOS FINOS POSEEN UN GRAN ATRACTIVO, YA QUE EL INTERVENIR EN ESTA ÁREA OFRECE VENTAJAS TANTO A NIVEL MACROECONÓMICO A TRAVÉS DE LA SUSTITUCIÓN DE IMPORTACIONES, COMO A NIVEL MICROECONÓMICO YA QUE LOS MONTOS DE INVERSIÓN REQUERIDOS NO SON MUY ELEVADOS Y LOS MÁRGENES DE UTILIDAD SON RELATIVAMENTE ALTOS COMPARADOS AMBOS CON OTRO TIPO DE INDUSTRIA.

1.3 CRITERIOS DE SELECCION DEL PRODUCTO

AUN CUANDO EXISTE UNA GRAN CANTIDAD DE PRODUCTOS QUÍMICOS FINOS QUE SON DE VITAL IMPORTANCIA EN CIERTOS PROCESOS Y CUYAS IMPORTACIONES ANUALES REPRESENTAN UNA CIFRA CONSIDERABLE, SOLO ALGUNOS DE ELLOS QUEDARÍAN COMPRENDIDOS DENTRO DE UNA CARTERA DE OPORTUNIDADES DE INVERSIÓN, DEBIDO A QUE NO TODOS SON FACTIBLES TÉCNICA O ECONÓMICAMENTE.

DE TAL MANERA RESULTA NECESARIO ANALIZAR DETERMINADOS FACTORES COMO:

1. TAMAÑO MÍNIMO DE PLANTA
2. PRECIO INTERNACIONAL DEL PRODUCTO
3. TECNOLOGÍA DEL PROCESO
4. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS PRODUCTOS

CONSIDERANDO QUE NO PUEDE PENSARSE EN SUSTITUIR LAS IMPORTACIONES DE UN PRODUCTO CUYO MERCADO POTENCIAL NO OFREZCA LAS CARACTERÍSTICAS MÍNIMAS NECESARIAS Y SUFICIENTES PARA INSTALAR UNA PLANTA; DE LA MISMA MANERA NO ES POSIBLE DESARROLLAR UN PROYECTO CUYAS ESPECIFICACIONES NO SEAN LAS ADECUADAS O BIEN CUYOS RENDIMIENTOS NO PERMITAN ALCANZAR LOS NIVELES DE PRODUCCIÓN NECESARIOS PARA OFRECER PRECIOS COMPETITIVOS.

DESPUÉS DE UN ANÁLISIS DE LOS PRODUCTOS CONTENIDOS EN EL CAPITULO 29 DEL SISTEMA ARMONIZADO DE IMPORTACIONES, LA CUAL COMPRENDE LAS IMPORTACIONES TOTALES DE LOS PRODUCTOS QUÍMICOS ORGÁNICOS, SE LLEGÓ A LA CONCLUSIÓN DE QUE EXISTEN CIERTOS PRODUCTOS QUE ACTUALMENTE SE IMPORTAN EN CANTIDADES CONSIDERABLES EN CUANTO AL VALOR DE ESTAS SE REFIERE Y QUE PODRÍAN SER PRODUCIDOS EN MÉXICO.

ASÍ PUES, UNA PRIMERA SELECCIÓN DE LOS PRODUCTOS SE LLEVÓ A CABO ANALIZANDO AQUELLOS CUYO MONTO DE IMPORTACIONES ASCENDÍA A MÁS DE 500 MIL DÓLARES ANUALES Y QUE HABÍAN PRESENTADO UNA TENDENCIA A MANTENERSE DENTRO DE ESTE VALOR O AUMENTAR DURANTE EL PERÍODO 1983 - 1987. SE TOMARON TAMBIÉN EN CUENTA LOS VOLUMENES DE IMPORTACIÓN DE ESTOS PRODUCTOS, Y SE CONSIDERARON PRIORITARIOS AQUELLOS DE BAJO VOLUMEN Y ALTO VALOR DE IMPORTACIÓN.

SE ANALIZARON LOS USOS DE LOS PRODUCTOS QUE APARENTEMENTE PODRÍAN SER UNA BUENA OPCIÓN DE INVERSIÓN, Y SUS MERCADOS NACIONALES DIRECTOS, ELIMINANDO TODOS AQUELLOS QUE TUVIERAN UN SOLO COMPRADOR POR LA DESVENTAJA QUE ESTO REPRESENTA.

FINALMENTE SE CONSIDERARON DE MANERA GENERAL LOS PROCESOS DE FABRICACIÓN DE LOS PRODUCTOS CON EL FIN DE ELIMINAR AQUELLOS CUYAS TECNOLOGÍAS FUERAN MUY COMPLEJAS, O BIEN AQUELLOS QUE DADAS SUS CONDICIONES DE OPERACIÓN RESULTABAN SER EXCESIVAMENTE RIESGOSOS O COSTOSOS.

DESPUÉS DE UNA DISCRIMINACIÓN SELECTIVA SE SELECCIONARON LOS PRODUCTOS QUE SE MUESTRAN LOS CUADROS 1.2 Y 1.3

1.4 ELECCION DEL PRODUCTO

LA ELECCIÓN DE LA CUMARINA O 1,2 BENZOPIRONA COMO OBJETO DEL PRESENTE ESTUDIO SE DEBIÓ A UNA SERIE DE FACTORES QUE LA SITUAN COMO UNA BUENA OPCIÓN Y CON POTENCIAL DE DESARROLLO EN MÉXICO, YA QUE EL VALOR DE SUS IMPORTACIONES HA SIDO CONSIDERABLEMENTE ALTO DURANTE LOS ÚLTIMOS 5 AÑOS (VER CUADRO 1.2), Y SU PRECIO ELEVADO, ENTRE 17,5 Y 18,86 DLLs/Kg, FOB D.F.

ASIMISMO, SUS PROCESOS DE OBTENCIÓN SON RELATIVAMENTE SENCILLOS; CON EXCEPCIÓN DEL SALICILALDEHÍDO, TODAS LAS MATERIAS PRIMAS SON NACIONALES; EXISTE UN ELEVADO NÚMERO DE CONSUMIDORES; Y AUN CUANDO SE EMPLEA EN PEQUEÑAS PROPORCIONES CON RESPECTO A LOS DEMÁS COMPONENTES ES UN PRODUCTO INDISPENSABLE EN LA MANUFACTURA DE MUCHOS BIENES DE CONSUMO FINAL.

CUADRO 1.2

PRODUCTO	PRECIO DLS/LB	PRINCIPALES APLICACIONES
CUMARINA	7.10	AROMATIZANTE Y SABORIZANTE ARTIFICIAL FIJADOR DE PERFUMES DEODORIZANTE
AC. SORBICO / SORBATO DE POTASIO	3.1	PRESERVATIVO DE ALIMENTOS INTERMEDIARIO PLASTICOS, LUBRICANTES Y ADITIVOS DE HULES.
PIRIDINA	2.59	SOLVENTE CATALIZADOR IND, POLIMEROS Y TEXTIL
HIDROQUINONA	2.54	REVELADOR FOTOGRAFICO ANTIOXIDANTE REDUCTOR DEBIL
P-AMINODIFENILAMINA	1.83	FAB. PRODUCTOS FARMACEUTICOS
RESORCINOL	1.8	ANTIOXIDANTE ESTAB. DE COMPUESTOS HALOGENDOS ANTISEPTICO PARA COSMETICOS

FUENTE: CHEMICAL MARKETING REPORTER, AGOSTO 1988.
CHEMICAL CONDENSED

CUADRO 1.3

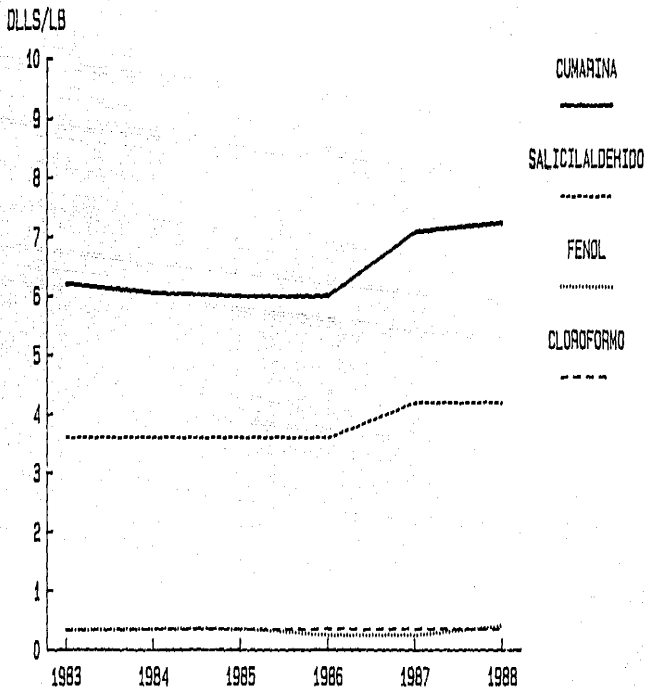
VALOR DE LAS IMPORTACIONES

(DOLARES)

PRODUCTO	AÑOS				
	<u>1983</u>	<u>1984</u>	<u>1985</u>	<u>1986</u>	<u>1987</u>
CUMARINA	820,336	1,056,720	1,108,899	947,646	981,170
AC. SORBICO	244,529	445,250	778,964	774,168	672,704
SORBATO DE POTASIO	242,540	338,260	640,635	452,640	250,382
PIRIDINA	1,129,570	1,020,637	1,248,155	1,024,170	1,339,868
HIDROQUINONA	629,944	1,481,380	1,418,165	1,332,167	936,020
P-ANIMODIFENILAMINA	1,983,841	1,725,988	1,264,825	2,830,865	2,605,563
RESORCINOL	1,333,449	1,279,914	1,511,048	999,518	1,149,910

FUENTE: SECRETARIA DE COMERCIO Y FOMENTO INDUSTRIAL

GRAFICA No. 1.1
 COMPARATIVO DE PRECIOS
 (DLS/LB)



PRECIOS FIN DE AÑO (USA)
 FUENTE: CHEMICAL MARKETING REPORTER

C A P I T U L O — II

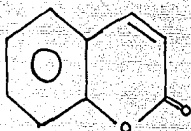
ANÁLISIS DEL PRODUCTO Y DEL MERCADO

2.1 DEFINICION DEL PRODUCTO

2.1.1 CARACTERISTICAS Y ESTRUCTURA DE LA CUMARINA

LA CUMARINA ES UN PRODUCTO QUÍMICO USADO AMPLIAMENTE COMO FIJADOR DE PERFUMES Y AROMATIZANTE ARTIFICIAL. SE CONOCE TAMBIÉN COMO 1,2 BENZOPIRONA; 5,6 BENZO- α -PIRONA; ÁCIDO CIS-O-CUMÁRICO Ó ÁCIDO HIDROXICINÁMICO LACTONA. (1)

LA CUMARINA PRESENTA LA SIGUIENTE ESTRUCTURA:

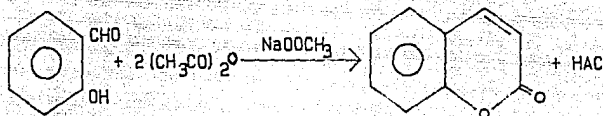


FUÉ AISLADA POR PRIMERA VEZ EN 1820 MEDIANTE UNA EXTRACCIÓN ALCOHÓLICA DEL HABA TONKA O SEMILLA DE LA SARAPIA, ÁRBOL DE LA FAMILIA DE LAS LEGUMINOSAS QUE SE ENCUENTRA EN MUCHAS REGIONES DE AMÉRICA. (2)

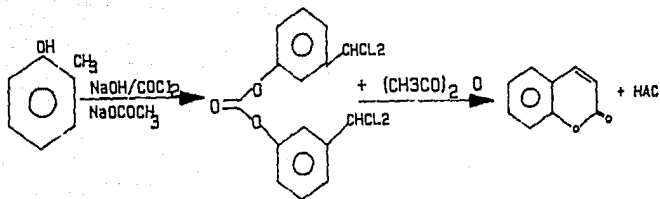
POSTERIORMENTE SE HA OBTENIDO DE MUCHAS OTRAS VARIEDADES DE PLANTAS COMO EL TRÉBOL Y LA ASPÉRULA, SIENDO UN COMPONENTE NATURAL DE ALGUNOS ACEITES COMO EL DE LOS ARBOLES CÍTRICOS, DE LA LAVANDA, DE LA CASIA O DEL BÁLSAMO DE PERÚ, ENTRE OTROS. SE CALCULA QUE EXISTEN APROXIMADAMENTE 60 ESPECIES QUE CONTIENEN CUMARINA.

ACTUALMENTE CASI EL 100% DE LA CUMARINA QUE SE EMPLEA COMERCIALMENTE SE OBTIENE MEDIANTE ALGÚN PROCESO DE SÍNTESIS A PARTIR DEL SALICILALDEHÍDO, DEL O-CRESOL O DEL FENOL.

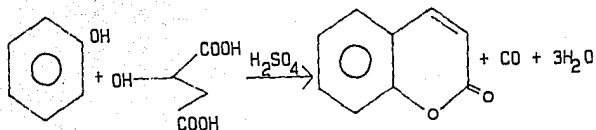
1) A PARTIR DE SALICILALDEHÍDO



2) A PARTIR DE O-CRESOL



3) A PARTIR DE FENOL



2.1.2 PROPIEDADES FÍSICAS

LA CUMARINA ES UN PRODUCTO DE SABOR DULCE Y FRESCO, DE OLOR MUY AGRADABLE, SIMILAR A LA VAINILLA Y AL HENO RECIÉN SEGADO. SE ENCUENTRA COMÚNMENTE EN FORMA DE CRISTALES RÓMBICOS DE COLOR BLANCO Y SUS PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS FÍSICAS SE MUESTRAN A CONTINUACIÓN, (3)

TABLA 2.1

PESO MOLECULAR	146.15
PUNTO DE FUSIÓN	68 - 70 °C
PUNTO DE EBULLICIÓN	297 - 299 °C
DENSIDAD ESPECÍFICA	0.935
SOLUBILIDAD EN AGUA	
A: 25 °C	0.25 g / 100 ML
80 °C	2.00 g / 100 ML
SOLUBILIDAD EN ALCOHOL	G. CUM./100 ML SOL.
SOLUCIÓN DE ETANOL	A 25 °C
25 %	0.50
50 %	3.71
70%	10.04

2.1.3 PROPIEDADES QUIMICAS

LA CUMARINA, DEBIDO A SU ESTRUCTURA DE ANILLOS INSATURADOS POSEE UN CARÁCTER AROMÁTICO QUE LA HACE SER UN COMPUESTO SUMAMENTE REACTIVO. (3)

LAS PRINCIPALES REACCIONES QUE PUEDE SUFRIR LA CUMARINA SON LAS SIGUIENTES:

- A) HIDROGENACIÓN. SU DOBLE ENLACE ADYACENTE AL GRUPO C=O REACCIONA RÁPIDAMENTE CON EL HIDRÓGENO EN PRESENCIA DE CATALIZADORES COMO NICKEL RANNEY, COBRE, ÓXIDO DE PLATINO O PALADIO EN CARBÓN, REDUCIÉNDOSE EN LA POSICIÓN 3,4 EN UN PRIMER MOMENTO, Y PUDIENDO LLEGAR A SATURAR COMPLETAMENTE LOS ANILLOS MEDIANTE UNA HIDROGENACIÓN CONTÍNUA, DANDO LUGAR A LA OCTOHIDROCUMARINA.
- B) REDUCCIÓN. LA CUMARINA SE REDUCE FÁCILMENTE MEDIANTE UNA AMALGAMA DE SODIO, OBTENIÉNDOSE EL ÁCIDO O-HIDROXIHIDROCINÁMICO.
- C) HALOGENACIÓN. LA HALOGENACIÓN DE LA CUMARINA ES RELATIVAMENTE SENCILLA Y PUEDE EFECTUARSE AÚN EN CONDICIONES DE TEMPERATURA AMBIENTE, DANDO LUGAR A DERIVADOS MONOSUSTITUIDOS, YA QUE, A CONDICIONES MÁS DRÁSTICAS DE TEMPERATURA SE OBTIENEN COMPUESTOS DIHALOGENADOS.

- D) SULFONACIÓN. UN CALENTAMIENTO LIGERO DE LA CUMARINA CON ÁCIDO SULFÚRICO FUMANTE PERMITE LA SUSTITUCIÓN DE UNO DE LOS HIDRÓGENOS EN LA POSICIÓN 6, PERO A TEMPERATURAS DE 150 °C SE FORMA EL ÁCIDO 3,6 DISULFÓNICO.
- E) NITRACIÓN. LA ACCIÓN DEL ÁCIDO NÍTRICO FUMANTE SOBRE LA CUMARINA DA LUGAR A UN COMPUESTO MONOSUSTITUIDO COMO LA 6-NITRO CUMARINA, SIN EMBARGO EN ESTE CASO LA CUMARINA ES SUMAMENTE RESISTENTE A LA FORMACIÓN DE COMPUESTOS DINITRADOS.
- F) DIMERIZACIÓN. LA ACCIÓN PROLONGADA DE LA LUZ SOBRE LA CUMARINA, YA SEA EN ESTADO SÓLIDO COMO EN SOLUCIÓN ALCOHÓLICA O SUSPENSIÓN ACUOSA, PROMUEVE LA FORMACIÓN DE DÍMEROS.

LA CUMARINA POSEE TAMBIÉN EFECTOS POSITIVOS SOBRE ALGUNAS PLANTAS, AL ACTUAR COMO ESTIMULANTE DEL CRECIMIENTO DE CIERTAS ESPECIES Y RETARDAR O INHIBIR LA GERMINACIÓN DE ESPORAS CUANDO ESTAS SE ENCUENTRAN EN CONCENTRACIONES ELEVADAS, SIENDO ESTAS ENTRE 100 Y 1000 PPM.

2.1.4 USOS Y APLICACIONES

LA CUMARINA SE EMPLEA PRINCIPALMENTE EN LA ELABORACIÓN DE AROMATIZANTES Y SABORIZANTES ARTIFICIALES JUNTO CON LA VAINILLINA Y A ETIL VAINILLINA, ASIMISMO SE AGREGA A LOS EXTRACTOS DE VAINILLA CON EL FIN DE HACER MÁS PENETRANTE EL SABOR Y EL AROMA DE ESTOS. (4)

SE UTILIZA EN PERFUMERÍA PARA FIJAR EL CARÁCTER DE CIERTAS FRAGANCIAS, EN ESPECIAL DE AQUELLAS DE LOS ACEITES DE ESCENCIAS NATURALES COMO LA LAVANDA, EL LIMÓN Y LA CASIA.

DEBIDO A SU CARÁCTER AROMÁTICO TIENE UN GRAN NÚMERO DE APLICACIONES, EMPLEÁNDOSE EN COMBINACIÓN CON OTROS PRODUCTOS PARA LA MANUFACTURA DE ALGUNOS COSMÉTICOS, PRINCIPALMENTE COLONIAS, LOCIONES, ESPUMAS PARA BAÑOS Y TALCOS, EN UNA PROPORCIÓN DE 0,25 A 1 G. POR CADA LITRO DE PERFUME.

DE MANERA ESPECIAL EN JABONES Y DETERGENTES PARA INTENSIFICAR EL OLOR DE LOS ACEITES ESENCIALES.

TAMBIÉN SE EMPLEA PARA FIJAR Y HACER MÁS PENETRANTE EL OLOR DEL TABACO, Y EN UNA GRAN CANTIDAD DE PRODUCTOS INDUSTRIALES, CON EL FIN DE OCULTAR OLORES DESAGRADABLES DE ALGUNAS TINTAS DE IMPRESIÓN, INSECTICIDAS, PINTURAS Y HULES SINTÉTICOS.(5)

CABE MENCIONAR QUE UNA CANTIDAD CONSIDERABLE DE LA CUMARINA CONSUMIDA SE EMPLEA EN LA ELECTROPLASTIA, DEBIDO A QUE UN BAÑO DE ELECTRODEPOSICIÓN PRODUCE EL DEPÓSITO DE METALES DE POROSIDAD REDUCIDA E INCREMENTA LA BRILLANTEZ DE ALGUNOS METALES COMO EL NÍQUEL, ZINC Y CADMIO. (6)

2.1.5 ESPECIFICACIONES

LAS ESPECIFICACIONES OFICIALES DE LA SECCIÓN CIENTÍFICA DE LA ASOCIACIÓN NORTEAMERICANA DE ACEITES ESENCIALES SON LAS SIGUIENTES:

APARIENCIA Y OLOR :	SÓLIDO CRISTALINO BLANCO DE OLOR SUAVE Y FRESCO, SIMILAR AL DEL HENO RECIÉN SEGADO.
PUNTO DE CONGELACIÓN :	68 °C.
SOLUBILIDAD EN ALCOHOL :	1 G. ES SOLUBLE EN 8 ML. DE ETANOL AL 90%
HUMEDAD MÁXIMA :	10%.

2.1.6 SUSTITUTOS Y / O SUCEDANEOS

DEBIDO A LAS MÚLTIPLES APLICACIONES QUE TIENE LA CUMARINA NO ES POSIBLE HABLAR DE UN PRODUCTO CAPAZ DE SUSTITUÍRLA; SIN EMBARGO, ATENDIENDO A CADA UNO DE SUS USOS PARTICULARES ES POSIBLE MENCIONAR PRODUCTOS SUSTITUTOS.

ASÍ PUES, POR LO QUE SE REFIERE A SU APLICACIÓN COMO AROMATIZANTE EN PERFUMERÍA LOS PRINCIPALES PRODUCTOS DE SÍNTESIS SON: CUMARINA, IONONA (OLOR DE VIOLETA), ALDEHÍDO CINÁMICO (CANELA), BENZOATO DE BENCILO, ALCOHOL FENILETÍLICO (OLOR SIMILAR A LA ROSA), HELIOTROPINA, ANISALDEHÍDO, TERPIHOL, MENTOL Y VAINILLINA ENTRE OTROS. (7)

COMO POTENCIADORES DE SABOR, EL MÁS EMPLEADO MUNDIALEMTE ES EL GLUTAMATO MONOSÓDICO, ASÍ COMO EL MALTOL Y EL ETIL MALTOL. (8)

COMO SABORIZANTE PARA DULCES, CHOCOLATES Y PRODUCTOS DE PANADERÍA, SE EMPLEA LA VAINILLINA Y LA ETIL VAINILLINA. (9)

2.2 MAGNITUD DEL MERCADO

2.2.1 PRINCIPALES PRODUCTORES

LOS PRINCIPALES PAÍSES PRODUCTORES DE CUMARINA A NIVEL MUNDIAL SON 7, Y LAS PRINCIPALES EMPRESAS SON: (10)

CUADRO 2.2

EMPRESA	PAIS
DOW CHEMICAL CO.	ESTADOS UNIDOS
MONSANTO COMPANY	ESTADOS UNIDOS
RHONE-POULEN INC.	ESTADOS UNIDOS
UNGERER & CO. INC.	ESTADOS UNIDOS
OGAWA & CO. LTD.	JAPÓN
SEIMI KAGAKO K.K	JAPÓN
TAKASAGO PERF. CO. & LTD.	JAPÓN
TOYOTAMA PERF. CO. & LTD.	JAPÓN
GIVAUDAN-FRANCE S.A.	FRANCIA
LASISION & SABATAY S.A.	FRANCIA
ROURE BERTRAND DUPONT S.A.	FRANCIA
RHONE-POULENC IND.	FRANCIA
DR. THEODOR SCHUCHARDT & Co.	ALEMANIA
BUSH BOAKEN ALLEN LTD.	REINO UNIDO
ESSENZE SAN GIORGIO	ITALIA
SARI SP.A	ITALIA
SUJUZCHIMEXPO A V/O	URSS

EN MÉXICO LOS PRINCIPALES DISTRIBUIDORES SON:
CÁMARA SUÁREZ, FRAN QUÍMICA, GLOBE CHEMICAL Y QUÍMICO
VEGETALES. (11)

2.2.2 CRITERIOS DE ANALISIS DEL MERCADO DOMESTICO

LA CUMARINA ES UN PRODUCTO 100% DE IMPORTACIÓN, DE TAL
MANERA QUE AL NO EXISTIR EXPORTACIONES DE ESTE PRODUCTO, Y
CONSIDERANDO QUE EL VOLUMEN DE IMPORTACIONES ANUALES SE
DESTINA TOTALMENTE AL CONSUMO DE CADA AÑO, ES DECIR, QUE LA
VARIACIÓN DE INVENTARIOS ES IGUAL A CERO, SE PUEDE DECIR QUE
EL CONSUMO NACIONAL APARENTE DE LA CUMARINA ES EQUIVALENTE
AL VOLUMEN DE IMPORTACIONES, SIENDO QUE (12):

$$CA = P + M - E + I$$

DONDE:

CA = CONSUMO NACIONAL APARENTE

P = PRODUCCIÓN

M = IMPORTACIONES

E = EXPORTACIONES

I = VARIACIÓN DE INVENTARIOS

2.2.3 ANÁLISIS DE LAS IMPORTACIONES (SERIE HISTÓRICA)

LA GRÁFICA 2.1 MUESTRA EL VOLUMEN DE LAS IMPORTACIONES DE CUMARINA DE 1970 A LA FECHA, Y EN ELLA SE PUEDE OBSERVAR QUE EL VOLUMEN MÁXIMO FUÉ DE 93.5 TON/AÑO EN 1978.

A PARTIR DE ENTONCES HA TENIDO UN COMPORTAMIENTO UN POCO IRREGULAR, SIN EMBARGO SE HA MANTENIDO SIEMPRE LIGERAMENTE ARRIBA DE LAS 70 TONELADAS ANUALES.

ANALIZANDO EL PRECIO PROMEDIO DE VENTA PODEMOS OBSERVAR QUE DURANTE EL PERÍODO 83-87 ESTE SE HA INCREMENTADO DE 12,6 DLLS/KG, A 16,63 DLLS/KG (FOB, FRONTERA), LO QUE CORRESPONDE A UNA TASA MEDIA DE CRECIMIENTO ANUAL DEL 3,05%, LO CUAL EXPLICA EN CIERTA FORMA LAS VARIACIONES EN VOLUMEN.

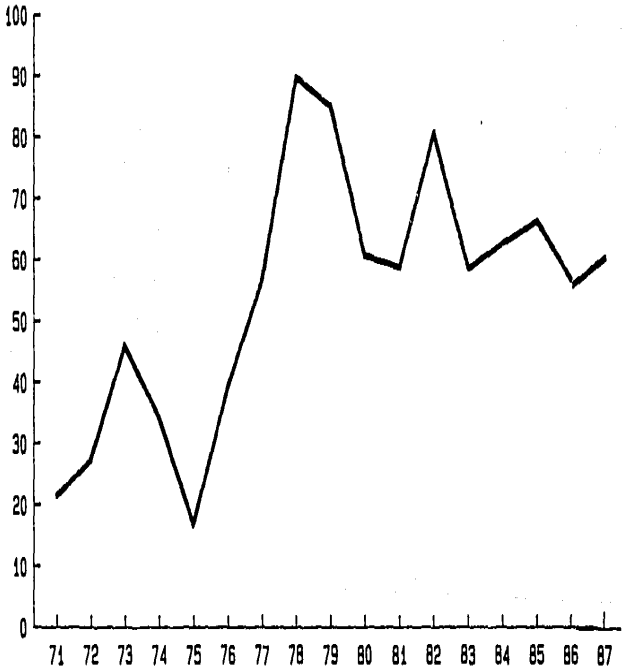
2.2.4 ANÁLISIS DE LAS IMPORTACIONES POR PAÍS DE PROCEDENCIA

EL ANÁLISIS DE LAS IMPORTACIONES POR PAÍS DE PROCEDENCIA, MUESTRA QUE LA TENDENCIA A IMPORTAR EL PRODUCTO DE ESTADOS UNIDOS SE HA INCREMENTADO CONSIDERABLEMENTE A PARTIR DE 1980, DISMINUYENDO LAS DE LOS PAÍSES EUROPEOS.

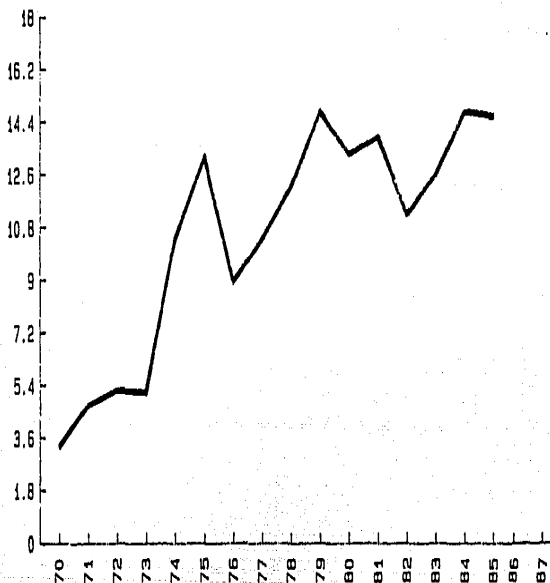
GRAFICA No 2.1

VOLUMEN DE LAS IMPORTACIONES DE CUMARINA

TONELADAS



GRAFICA 2.2
PRECIOS PROMEDIO DE IMPORTACION
(D11s/Kg.)



PRECIOS FOB FRONTERA
FUENTE: SECOFI

COMO SE PUEDE OBSERVAR EN EL CUADRO 2.3, EL CASO MÁS PATENTE ES EL DE FRANCIA, PAÍS DEL QUE EN 1970 SE IMPORTABA EL 46%, Y QUE PARA 1987 SE IMPORTÓ MENOS DEL 1%. UN CASO SIMILAR SUCEDE CON JAPÓN, EL QUE HA DEJADO DE VENDER EL PRODUCTO A MÉXICO DESDE 1980, SIENDO QUE EN 1970 EL 43.7 % DE LAS IMPORTACIONES PROVENÍAN DE ESE PAÍS.

CUADRO 2.3

PAIS DE PROCEDENCIA	KILOGRAMOS			
	1970	1980	1983	1987
ALEMANIA	490	2,192	2,646	1,720
BELGICA	504	140	0	2,581
CHINA	0	2,791	0	0
USA	233	47,665	46,105	48,544
FRANCIA	9,313	17,609	3,071	126
HOLANDA	165	32	3,611	125
HONG KONG	0	1,395	0	0
INDIA	0	15	0	0
JAPON	8,810	0	0	0
REINO UNIDO	651	42	1,299	0
SUECIA	0	35	66	84
SUIZA	0	3,184	8,105	5,821
T O T A L	20,166	75,100	64,900	59,043

FUENTE : SECOFI, MICROFICHAS DE IMPORTACION

POR OTRO LADO, COMPARANDO LOS PRECIOS DE IMPORTACIÓN, DURANTE LOS ÚLTIMOS 5 AÑOS, ESTADOS UNIDOS HA TENIDO SIEMPRE UN PRECIO MENOR AL PROMEDIO (CUADRO 2.4). DEBIDO PRINCIPALMENTE A LA CERCANÍA, Y EN CONSECUENCIA AL MENOR COSTO DE FLETES, LOS CUALES TIENE GRAN IMPACTO.

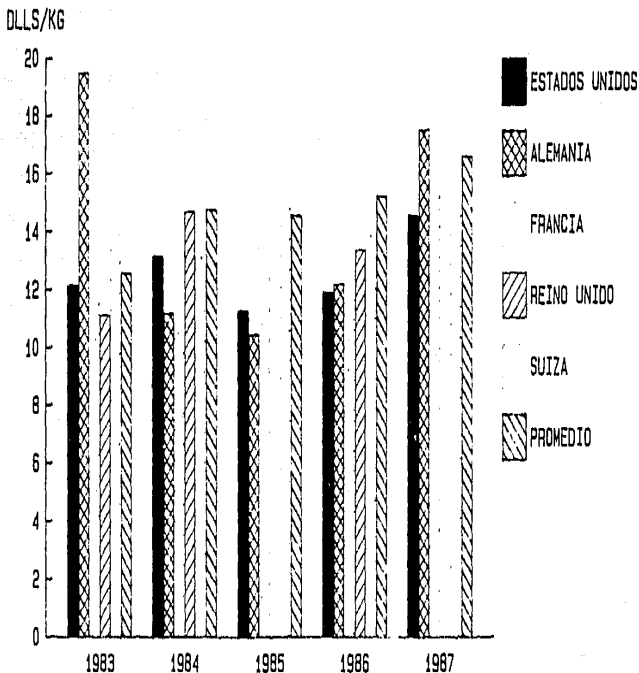
CUADRO 2.4

AÑO	PROCEDENCIA % DE USA	PRECIO DE USA	PRECIO PROMEDIO
83	71	12.17	12.60
84	64	13.19	14.80
85	60	11.30	14.60
86	70	11.93	12.26
87	70	13.48	16.63

FUENTE: SECOFI, MICROFICHAS DE IMPORTACION

LA GRÁFICA 2.3 MUESTRA LA COMPARACIÓN DE PRECIOS POR PAÍS DE PROCEDENCIA.

GRAFICA 2.3
 PRECIOS PROMEDIO POR PAIS DE PROCEDENCIA
 (DLS/KG)



LOS PRECIOS SON FOB FRONTERA

FUENTE: SECRETARIA DE COMERCIO Y FOMENTO IND.

2.2.6 MERCADOS EXTERNOS

RESULTA UN POCO DIFÍCIL DETERMINAR LA MAGNITUD REAL DEL MERCADO EXTERNO DE LA CUMARINA, YA QUE POR UN LADO LAS ESTADÍSTICAS DE COMERCIO EXTERIOS DISPONIBLES MÁS RECIENTES SON DE 1985 PARA BRASIL Y MÁS VIEJAS PARA OTROS PAÍSES. ADEMÁS EL ANÁLISIS DE ESTAS INDICA QUE EXISTE UNA SERIE DE TRIANGULACIONES, LO QUE SE REFIERE A QUE EN ALGUNOS AÑOS, CIERTOS PAÍSES PRODUCTORES REQUIEREN EFECTUAR IMPORTACIONES PARA CUBRIR A SU VEZ CON SUS EXPORTACIONES, ASÍ TAMBIÉN PAÍSES NO PRODUCTORES RESULTAN SER EXPORTADORES.

SIN EMBARGO, LO QUE ES CLARO ES EL HECHO DE QUE EN BRASIL, EL VOLUMEN DE IMPORTACIONES SE INCREMENTÓ DE 1980 A 1985 EN UN 13.54% ANUAL, SIENDO DE 56 TPA EN 1985.

DURANTE EL PERÍODO ANTERIOR SE HA VISTO UNA CLARA TENDENCIA A DISMINUIR LAS IMPORTACIONES DE ESTADOS UNIDOS, EN TANTO QUE LAS PROCEDENTES DE FRANCIA Y OTROS PAÍSES SE HAN INCREMENTADO.

POR LO QUE RESPECTA A LAS IMPORTACIONES DE ESTADOS UNIDOS, EL CHEMICAL MARKETING REPORTER REPORTA LAS SIGUIENTES CIFRAS:

AÑO	TON
1984	63
1985	196
1986	160
1987	150

2.2.7 ESTIMACION DE LA DEMANDA FUTURA

LA DEMANDA FUTURA SE ESTIMÓ EN FUNCIÓN DE LAS IMPORTACIONES, YA QUE COMO SE EXPLICÓ ANTERIORMENTE EL CONSUMO APARENTE ES EQUIVALENTE AL VOLUMEN DE LAS MISMAS.

ASÍ PUES, COMO PRIMER PASO SE PROCEDIÓ A BUSCAR UNA VARIABLE O VARIABLES QUE EXPLICARAN EN FORMA SATISFACTORIA EL COMPORTAMIENTO HISTÓRICO DE LAS IMPORTACIONES DE LA CUMARINA. DEBIDO A SUS MÚLTIPLES APLICACIONES, EL CONSUMO REAL DE LA CUMARINA DEPENDERÍA EN UN SENTIDO ESTRICTO DE UN GRAN NÚMERO DE FACTORES ENTRE LOS CUALES SE PODRÍAN DESTACAR EL CONSUMO DE PERFUMES, COSMÉTICOS; ASI COMO DE AQUELLOS ARTÍCULOS QUE EMPLEAN SABORIZANTES Y AROMATIZANTES ARTIFICIALES.

SIN EMBARGO, COMO NO ES POSIBLE DEFINIR UNA ESTRUCTURA DE CONSUMO DEL PRODUCTO, NI SERÍA FACTIBLE CONSEGUIR UNA SERIE HISTÓRICA DE CADA UNO DE LOS DESTINOS DEL MISMO, SE CONSIDERÓ ADECUADO CORRELACIONAR EL CONSUMO APARENTE DE LA CUMARINA CON EL PRODUCTO INTERNO BRUTO (PIB) DE LA DIVISIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS, DERIVADOS PETROQUÍMICOS Y PRODUCTOS DE PLÁSTICO (QDP) ASÍ COMO CON LA RAMA 39 QUE CORRESPONDE A JABONES, DETERGENTES, PERFUMES Y COSMÉTICOS.

LA CONSIDERACIÓN ANTERIOR ESTA BASADA EN EL HECHO DE QUE DE UNA MANERA INDIRECTA, EL CONSUMO DE LA CUMARINA COMO PRODUCTO INTERMEDIO EN LA ELABORACIÓN DE ESTOS PRODUCTOS DEPENDE

AUNQUE SEA EN UN PORCENTAJE MÍNIMO DEL CONSUMO DE ESTOS PRODUCTOS, Y DE OTROS SOBRE LOS CUALES TIENE INCIDENCIA,

SIN EMBARGO, EN ALGUNOS SECTORES EL CONSUMO ES TAN REDUCIDO QUE LAS VARIABLES NO SON SIGNIFICATIVAS, Y EL CORRELACIONAR CON TODOS Y CADA UNO DE ELLOS GENERARÍA DUPLICIDADES,

DE TAL MANERA QUE SE PROCEDIÓ TAMBIÉN A PROBAR CON LA DIVISIÓN QUÍMICA, DERIVADOS PETROQUÍMICOS Y PRODUCTOS DE PLÁSTICO, QUE DE UNA MANERA GLOBAL ABARCA TODAS LAS POSIBLES VARIABLES QUE PODRÍAN EXPLICAR EL COMPORTAMIENTO DEL PRODUCTO,

EN TODOS LOS CASOS SE PROBARON LOS CUATRO TIPOS DE CORRELACIONES QUE SE MUESTRAN A CONTINUACIÓN:

$$\text{LINEAL : } C.A.(CUM) = A + B(PIB)$$

$$\text{LOGARITMICA : } \ln(C.A.CUM) = A + B(PIB)$$

$$\text{EXPONENCIAL : } C.A.(CUM) = A + B(\ln PIB)$$

$$\text{POTENCIAL : } \ln(C.A.CUM) = A + B(\ln PIB)$$

DONDE:

LN : LOGARITMO NATURAL

A : ORDENADA AL ORIGEN

B : PENDIENTE

TAMBIÉN SE REALIZÓ UNA PRUEBA MULTIVARIABLE, DONDE SE CONSIDERARON SIMULTÁNEAMENTE TODAS LAS VARIABLES INDEPENDIENTES, SIN EMBARGO, SE LLEGÓ A LA CONCLUSIÓN DE QUE UNA VARIABLE ERA SUFICIENTE PARA EXPLICAR EL COMPORTAMIENTO DEL PRODUCTO, COMPROBÁNDOSE EL HECHO DE QUE EL EMPLEO DE RAMAS, YA COMPRENDIDAS DENTRO DEL PIB DE LA DIVISIÓN PROVOCABAN COLINEALIDAD, ESTO ES, DUPLICIDAD DE VARIABLES.

LA ECUACIÓN OBTENIDA FUE LA SIGUIENTE:

$$\text{Ln (CA, (CUM))} = - 0.5162 + 1.07 \text{ Ln (PIB GDP)}$$

LO CUAL EXPLICA EL COMPORTAMIENTO HISTÓRICO DE LA CUMARINA EN UN 80% APROXIMADAMENTE.

LA ESTIMACIÓN DE LA DEMANDA FUTURA SE MUESTRA EN EL CUADRO 2.7

ESTIMACION DE LA DEMANDA FUTURA

AÑO	TON
1988	87.84
1989	89.30
1990	92.83
1991	97.20
1992	101.30
1993	105.50
1994	110.70
1995	114.05
1996	116.54

2.2.8 PRECIO DE VENTA

EL PRECIO DE VENTA SE FIJO TOMANDO COMO REFERENCIA LOS SIGUIENTES PRECIOS:

- 1) PRECIO INTERNACIONAL
- 2) PRECIO DOMESTICO
- 3) PRECIO DE IMPORTACION

1) PRECIO INTERNACIONAL

YA QUE EL 80% DE LAS IMPORTACIONES PROVIENEN DE ESTADOS UNIDOS, SE CONSIDERÓ ADECUADO TOMAR ESTE PRECIO COMO REFERENCIA DEL PRECIO INTERNACIONAL, EL CUAL VARÍA ENTRE 15.6 Y 16 DLLS/Kg. (13)

2) PRECIO DOMESTICO

SE ENCONTRÓ QUE EL PRECIO OFRECIDO POR LOS PRINCIPALES DISTRIBUIDORES EN MÉXICO VARÍO EN 1987 ENTRE 42,000 Y 48,000 \$/Kg, LO QUE EQUIVALE A 18.4 Y 21 DLLS/Kg RESPECTIVAMENTE.

3) PRECIO DE IMPORTACION

TOMANDO COMO BASE EL PRECIO DE 15.6 DLLS/KG SE CALCULÓ EL PRECIO FOB D.F. AL CUAL SE ESTIMA QUE DEBERÍAN COMPRAR LOS DIFERENTES IMPORTADORES, SOBRE UNA BASE MÍNIMA DE UNA TONELADA.

1. PRECIO FACTURA (P) = 15.6 DLLS/Kg.
2. ARANCEL (5%) = $P * 0.05$
3. PRECIO PRODUCTO = 1 + 2
4. OTROS IMPUESTOS = $P * 0.006$
5. GASTOS ADUANALES = PRECIO PRODUCTO * 0.05
6. FLETES = 0.05 DLLS/Kg.
7. PRECIO FOB D.F. = 3 + 4 + 5 + 6

DE MANERA QUE EL PRECIO ESTIMADO DE IMPORTACIÓN SERÍA APROXIMADAMENTE 17.5 DLLS/Kg.

SIN EMBARGO, DE ACUERDO A LAS ESTADÍSTICAS DE IMPORTACIONES REGISTRADAS POR LA SECRETARÍA DE COMERCIO Y FOMENTO INDUSTRIAL, EL 75% DE LOS IMPORTADORES COMPRAN UN VOLUMEN MENOR A 1 TONELADA, POR LO QUE EL PRECIO PROMEDIO DE IMPORTACION FOB D.F. PARA 1987 FUÉ DE 18.86 DLLS/Kg. (14)

ASÍ PUES, RESUMIENDO:

CUADRO 2.8

ORIGEN	D.Ls/Kg 1987	FUENTE
USA	15.6 - 16.0	OPD
FOB D.F.	17.5	ESTIMADO
FOB D.F.	18.86	SECOFI
DISTRIBUIDOR MEXICO	18.4 - 21.0	DIRECTA

CAPITULO III

SELECCION DEL PROCESO DE PRODUCCION

3.1 PRINCIPALES PROCESOS DE OBTENCION

40.

3.1.1 OBTENCION NATURAL

LA CUMARINA ES UN COMPONENTE NATURAL DE UNA GRAN VARIEDAD DE PLANTAS, EN LAS QUE PUEDE ENCONTRARSE LIBRE O EN FORMA DE GLUCÓSIDOS, LOS QUE SE HIDROLIZAN PARA LIBERARLA MEDIANTE LA ACCIÓN DE UNA ENZIMA QUE ACTUA ESPONTÁNEAMENTE CUANDO ES CORTADA LA PLANTA.

VOGEL LOGRÓ AISLARLA POR PRIMERA VEZ EN EL AÑO DE 1820 MEDIANTE UNA EXTRACCIÓN ALCOHÓLICA DEL HABA TONKA, OBTENIENDO 1.5% DE CUMARINA APROXIMADAMENTE.

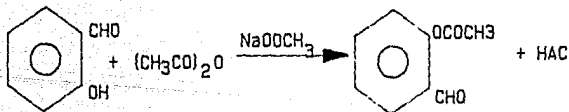
TAMBIÉN PUEDE OBTENERSE DE LAS HABAS MOLIDAS CUANDO ESTAS SON SOMETIDAS A UNA DOBLE EXTRACCIÓN EN PRIMER LUGAR SE EMPLEA ÉTER CON EL FIN DE ELIMINAR LOS ÁCIDOS GRASOS Y POSTERIORMENTE SE EFECTUA UNA EXTRACCIÓN CON 80% DE ALCOHOL SEGUIDA DE UN CALENTAMIENTO PROLONGADO A UNA TEMPERATURA CERCANA AL PUNTO DE EBULLICIÓN. (15)

SE HA ENCONTRADO TAMBIÉN QUE EXISTEN VARIOS PRECURSORES DE LA CUMARINA COMO EL ÁCIDO P-CUMÁRICO, LA FENILALANINA, LA TIROSINA Y EL ÁCIDO CINAMICO, SIENDO ESTE ÚLTIMO EL MÁS EFICIENTE NO SOLO PARA LA OBTENCIÓN DE LA CUMARINA SINO DE SUS DERIVADOS.

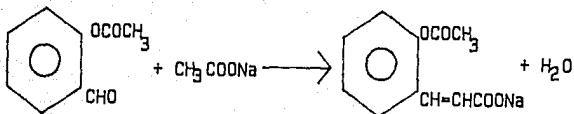
ACTUALMENTE, CASI LA TOTALIDAD DE LA CUMARINA EMPLEADA COMERCIALMENTE SE OBTIENE MEDIANTE LA SÍNTESIS ORGÁNICA DE COMPUESTOS COMO EL SALICILALDEHÍDO, EL O-CRESOL O EL FENOL.

1 SÍNTESIS DE PERKIN. LA REACCIÓN DE PERKIN ES UN MÉTODO GENERAL DE OBTENCIÓN DE LA CUMARINA Y UN EJEMPLO DE LA CONDENSACIÓN DE CLAISEN. EN 1868 WILLIAM H. PERKIN SINTETIZÓ LA CUMARINA MEDIANTE EL CALENTAMIENTO DEL DERIVADO SÓDICO DEL SALICILALDEHÍDO CON ANHÍDRIDO ACÉTICO.

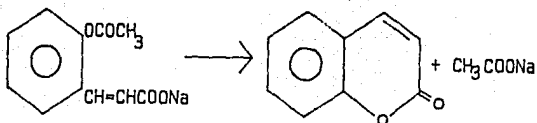
POSTERIORMENTE, DESCUBRIÓ QUE EL ACETATO DE SODIO ERA UN BUEN CATALIZADOR, Y LLEVÓ A CABO LA SÍNTESIS A PARTIR DE SALICILALDEHÍDO Y EL ANHÍDRIDO ACÉTICO, UTILIZANDO EL CATALIZADOR COMO SE MUESTRA EN LAS REACCIONES SIGUIENTES:



2)



3)



LA CONDENSACIÓN SE LLEVA A CABO MEDIANTE UN CALENTAMIENTO A REFLUJO CON TEMPERATURAS ENTRE 135 Y 155 °C DURANTE UN PERÍODO CORTO DE TIEMPO, DESPUÉS DEL CUAL LA MEZCLA ES LAVADA Y EL PRODUCTO FINAL RECUPERADO MEDIANTE UNA EXTRACCIÓN O UNA DESTILACIÓN FRACCIONADA.

BAJO LAS CONDICIONES DESCRITAS, SE OBTIENEN UNA GRAN CANTIDAD DE RESIDUOS E IMPUREZAS, LO QUE OCASIONA BAJOS RENDIMIENTOS DE REACCIÓN COMPARADOS CON EL TEÓRICO.

SIN EMBARGO, SE HA VISTO QUE ES POSIBLE LA REDUCCIÓN DE RESIDUOS CON RENDIMIENTOS DEL 75 % RESPECTO AL TEÓRICO, CUANDO LA REACCIÓN ES CATALIZADA CON OXIDOS O SALES METÁLICAS DE ELEMENTOS DE LOS GRUPOS VII U VIII, COMO EL CLORURO DE PALADIO, COBALTO O NÍQUEL, ÓXIDO DE NÍQUEL O ACETATO DE COBALTO, ENTRE OTROS.

LA REACCIÓN SE EFECTUA CALENTANDO A REFLUJO ENTRE 4 Y 10 HORAS CON UNA TEMPERATURA ENTRE 120 Y 160 °C DURANTE LAS PRIMERAS 4 HORAS Y AUMENTANDOLA HASTA 170 O 190 °C LAS SIGUIENTES 6 HORAS.

ES IMPORTANTE DESTACAR QUE POR CADA MOL DE SALICILALDEHÍDO SE EMPLEAN APROXIMADAMENTE DE 1.5 A 2.5 MOLES DE ACETATO DE SODIO O POTASIO, YA QUE UN CONSUMO MENOR DE ACETATO IMPLICA CONDICIONES DE TEMPERATURA UN POCO MAYORES Y NO MEJORA LOS RENDIMIENTOS.

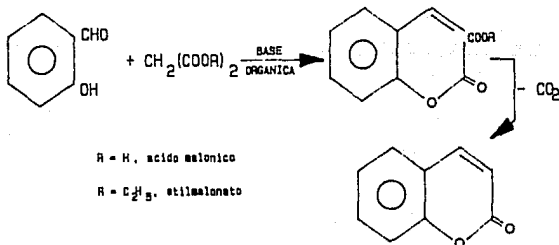
CUANDO LA REACCIÓN HA LLEGADO A SU TÉRMINO, LA MEZCLA DEBE SER ENFRIADA Y LAVADA CON AGUA, YA QUE ESTO ADEMÁS DE REMOVER ALGUNAS IMPUREZAS DISUELVE EL ACETATO METÁLICO Y DESCOMPONE AL ANHÍDRIDO QUE QUEDO SIN REACCIONAR, AUMENTANDO EL RENDIMIENTO DE LA REACCIÓN. (16)

FINALMENTE, LA CUMARINA SE OBTIENE MEDIANTE UNA DESTILACIÓN FRACCIONADA A UNA TEMPERATURA ENTRE 100 Y 190 °C Y PRESIÓN MENOR A LA ATMOSFÉRICA.

II. REACCIÓN DE KNOEVENAGEL. LA REACCIÓN DE KNOEVENAGEL ES OTRO DE LOS MÉTODOS COMERCIALES PARA LA SÍNTESIS DE LA CUMARINA, A PARTIR DE SALICILALDEHÍDO.

EN 1896 KNOEVENAGEL LOGRÓ ELIMINAR LAS CONDICIONES EXTREMAS DE TEMPERATURA NECESARIAS PARA LA REACCIÓN DE PERKIN, REEMPLAZANDO EL ANHÍDRIDO ACÉTICO POR ALGÚN DERIVADO DEL ÁCIDO ACÉTICO QUE TENGA UN GRUPO METILENO ACTIVADO, EMPLEANDO COMO CATALIZADOR AMINAS ORGÁNICAS, PRIMARIAS O SECUNDARIAS.

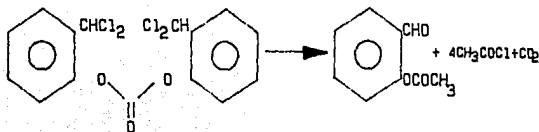
LA CONDENSACIÓN DEL SALICILALDEHÍDO CON ÁCIDO MALÓNICO EN PRESENCIA DE ANILINA DA LUGAR A LA FORMACIÓN DEL ÁCIDO 3-CUMARINA CARBOXÍLICO, EL CUAL PUEDE DECARBOXILARSE MEDIANTE UN CALENTAMIENTO A 290 °C PARA OBTENER CUMARINA CON RENDIMIENTOS MUY BAJOS. (17)

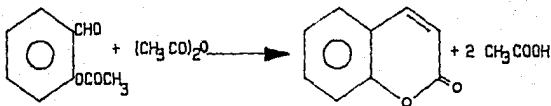


SIN EMBARGO, SE HAN OBTENIDO RENDIMIENTOS DEL 85% MEDIANTE LA CONDENSACIÓN DEL SALICILALDEHÍDO CON DIETILMALONATO, LO QUE DA COMO RESULTADO LA 3-CARBOMETOXCUMARINA, LA CUAL SE DECARBOXILA TRATANDOLA CON METABISULFITO DE SODIO O POTASIO, PARA OBTENER UN DERIVADO QUE SE CALIENTA CON ÁCIDO SULFÚRICO CONCENTRADO A 125 °C. LA DECARBOXILACIÓN PROCEDE LENTAMENTE Y SE OBTIENE LA CUMARINA CON UN RENDIMIENTO DEL 75% (18).

III. MÉTODO RASCHING. RASCHING DESCUBRIÓ EN 1909 UN MÉTODO PRÁCTICO PARA OBTENER SALICILALDEHÍDO MEDIANTE DICLORACIÓN DEL GRUPO METILO DE LOS ESTERES DEL O-CRESOL. ESTE PROCESO HA SIDO AMPLIAMENTE USADO EN LA PRODUCCIÓN COMERCIAL DE LA CUMARINA DEBIDO A QUE EL COSTO DE LAS MATERIAS PRIMAS ES RELATIVAMENTE BAJO.

LA FUSIÓN DEL α, α -DICLORO-O-CRESIL CARBONATO CON EL ACETATO DE POTASIO, A UNA TEMPERATURA ENTRE 150 Y 200 °C, PERMITE OBTENER LA CUMARINA CON UN RENDIMIENTO DE LA REACCIÓN DE 71%.

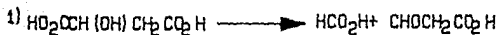




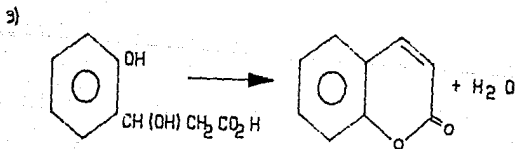
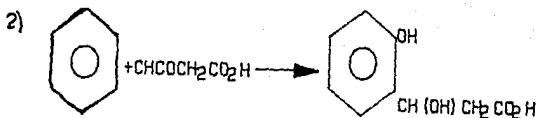
LOS ACETATOS ALCALINOS EN LA REACCIÓN DE FUSIÓN PUEDEN SER REEMPLAZADOS POR ANHÍDRIDO ACÉTICO EN PRESENCIA DE CATALIZADORES METÁLICOS, DE PREFERENCIA 1% DE ÓXIDO DE COBALTO, EN CUYO CASO SE FORMA EL CLORURO DE ACETILO, EL CUAL PUEDE SER RECUPERADO; LOS RENDIMIENTOS DE ESTA REACCIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE LA CUMARINA SON MUY BAJOS, SE ESTIMA QUE DE UN 45% APROXIMADAMENTE. (19)

IV. CONDENSACIÓN DE PECHMAN. LA CUMARINA PUEDE OBTENERSE MEDIANTE LA CONDENSACIÓN DEL FENOL CON ÁCIDO MÁLICO, EN PRESENCIA DE ÁCIDO SULFÚRICO CONCENTRADO Y CLORURO DE ZINC A TEMPERATURAS ENTRE 100 Y 160 °C, MEDIANTE LAS SIGUIENTES 3 ETAPAS: (20)

- EN UNA PRIMERA ETAPA EL ÁCIDO MÁLICO SE CONVIERTE EN ÁCIDO MALONALDEHÍDICO Y ÁCIDO FÓRMICO, EL CUAL SE DESCOMPONE EN AGUA Y MONÓXIDO DE CARBONO.



EN UNA SEGUNDA ETAPA, LA UNIÓN DEL ALDEHÍDO QUE CONTIENE UN GRUPO CARBONILO EN LA POSICIÓN β , REACCIONA CON EL FENOL OBTENIENDOSE UN PRODUCTO INESTABLE, QUE FINALMENTE SE CONDENSA PARA DAR LUGAR A LA CUMARINA.



SI BIEN MEDIANTE EL PROCEDIMIENTO DESCRITO ANTERIORMENTE NO SE OBTIENEN DERIVADOS DE LA CUMARINA, LOS RENDIMIENTOS DE LA REACCIÓN SON MUY BAJOS, POR LO CUAL LA SÍNTESIS DE PECHMAN ES UN MÉTODO ALTERNATIVO PARA LA SÍNTESIS DE DERIVADOS QUE DIFÍCILMENTE SE PUEDEN OBTENER MEDIANTE LA REACCIÓN DE PERKIN.

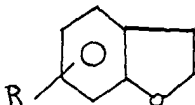
V. VINILACIÓN DE ESTERES ACRÍLICOS. EL MÉTODO DE VINILACIÓN DEL FENOL CON ACRILATO DE METILO, ES UNO DE LOS MÉTODOS MÁS RECIENTES EMPLEADOS EN LA SÍNTESIS DE LA CUMARINA.

EL PROCESO SE LLEVA A CABO EN DOS ETAPAS. LA PRIMERA CONSISTE EN LA CONDENSACIÓN DEL FENOL CON EL ACRILATO DE METILO, EN PRESENCIA DE UN SISTEMA CATALÍTICO A BASE DE ACETATO DE PALADIO, ACETILACETATO DE PALADIO, ACETATO DE COBRE Y AIRE, OBTENIÉNDOSE ADEMÁS DE LA CUMARINA EL ORTO Y EL PARA METIL CUMARATO, CON RENDIMIENTOS NO MAYORES AL 51%. (21)

LA SEGUNDA ETAPA CONSISTE EN LA CICLIZACIÓN DEL O-METIL-CUMARATO, LA CUAL TIENE UNA GRAN SELECTIVIDAD HACIA LA CUMARINA. ESTA ETAPA PUEDE LLEVARSE A CABO MEDIANTE UN PROCESO CONTINUO O POR LOTES, SIN EMBARGO, SE HA VISTO QUE EL PROCESO CONTINUO PERMITE LA REDUCCIÓN DE COPRODUCTOS INDESEABLES COMO LOS ESTERES FENÓLICOS, LO CUAL PERMITE OBTENER CONVERSIONES MUY CERCANAS AL 100%, EN TANTO QUE EN EL PROCESO POR LOTES SE OBTIENEN CONVERSIONES DEL 15 AL 45% EN EL MEJOR DE LOS CASOS.

LAS CONDICIONES DE CICLIZACIÓN PARA CONVERTIR EL O-METIL-CUMARATO A CUMARINA INCLUYEN TEMPERATURAS ELEVADAS QUE VAN DESDE LOS 280 HASTA LOS 300 °C Y PRESIONES DE 0 A 500 ATMÓSFERAS.

VI. BAEYER-VILLIGER. LA CUMARINA, ASÍ COMO LA 6 Y 7 METOXCUMARINA PUEDEN OBTENERSE MEDIANTE LA OXIDACIÓN DE LA 1-INDANONA,



SEGUIDA DE UNA DESHIDROGENACIÓN DE LA DEHIDROCUMARINA RESULTANTE, EN PRESENCIA DE UN CATALIZADOR, 10% DE PALADIO EN CARBÓN Y Ph_2O . (22)

LA OXIDACIÓN SE LLEVA A CABO CON UNA SOLUCIÓN AL 30% DE PEROXIDO DE HIDRÓGENO Y ÁCIDO ACÉTICO DURANTE 7 DÍAS A UNA TEMPERATURA DE 50 °C. (23)

3.2 ALTERNATIVAS DE FABRICACION DE LA CUMARINA EN MEXICO

3.2.1 COMPARACION DE LOS PROCESOS DE OBTENCION

DE ACUERDO A LOS MÉTODOS DESCRITOS EN EL PUNTO ANTERIOR, SE CONSIDERÓ QUE LOS ÚNICOS PROCESOS QUE PODRÍAN LLEGAR A SER UNA BUENA ALTERNATIVA DE FABRICACIÓN EN MÉXICO, SON AQUELLOS A PARTIR DE SALICILALDEHÍDO, O-CRESOL O BIEN EL DE VINILACIÓN DEL FEHOL.

LA SÍNTESIS DE PECHMAN ES UN MÉTODO QUE EMPLEA MATERIAS PRIMAS NACIONALES RELATIVAMENTE BARATAS, SIN EMBARGO, SU SELECTIVIDAD HACIA LA CUMARINA ES MUY BAJA POR LO CUAL NO FUÉ COMPARADO, DE IGUAL MANERA FUERON DESCARTADOS LOS PROCESOS DE SÍNTESIS EMPLEADOS BAEYER-VILLIGER, DESARROLLADOS EN LA INDIA, Y DE LOS CUALES SE TIENEN MUY Poca INFORMACIÓN.

ASÍ PUES, LA COMPARACIÓN SE HARÁ EN FUNCIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS, LA DISPONIBILIDAD DE ESTAS, SU COSTO Y CONSUMO EN EL PROCESO (CUADRO 3.1), ASÍ COMO DE LOS RENDIMIENTOS, CONDICIONES DE OPERACIÓN Y MATERIALES EMPLEADOS (CUADRO 3.2). CONSIDERANDO TAMBIÉN DE MANERA SOMERA LA COMPLEJIDAD DE LOS PROCESOS, LA QUE SE ESQUEMATIZA EN LOS DIAGRAMAS DE BLOQUES. (CUADRO 3.3)

3.2.2 ELECCION DE LA ALTERNATIVA

COMPARANDO ÚNICAMENTE LOS PROCESOS DE ACUERDO AL COSTO DE MATERIAS PRIMAS (CUADRO 3, D), EL PROCESO DE VIHILACIÓN SERÍA EL MÁS CONVENIENTE; SIN EMBARGO, ATENDIENDO A QUE NO ES EL ÚNICO PARÁMETRO A EVALUAR, DE ACUERDO AL CUADRO 3.2, LOS RENDIMIENTOS DEL PROCESO DE VIHILACIÓN SON MUY BAJOS, Y LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN SON MUY DRÁSTICAS, LO CUAL SE TRADUCE EN COSTOS DE OPERACIÓN MÁS ELEVADOS, MAYOR CONSUMO DE SERVICIOS Y EQUIPOS MÁS COSTOSOS.

ASÍ PUES, EL PROCESO QUE PRESENTA DE MANERA GLOBAL LAS MEJORES VENTAJAS COMPARATIVAS, ESTO ES, LOS MEJORES RENDIMIENTOS, CONDICIONES DE OPERACIÓN, DISPONIBILIDAD DE MATERIAS PRIMAS Y PUREZA, ES LA SÍNTESIS MODIFICADA DE PERKIN, PROCESO QUE SE EVALUARÁ EN ESTE ESTUDIO.

EL PROBLEMA DE IMPORTAR SALICILALDEHÍDO PODRÍA ELIMINARSE POSTERIORMENTE DESARROLLANDO UN PROCESO EN DOS ETAPAS; OBTENIENDO EL PRODUCTO A PARTIR DE FENOL Y CLOROFORMO, AMBAS MATERIAS PRIMAS NACIONALES, Y POSTERIORMENTE OBTENER LA CUMARINA A PARTIR DE ESTE.

EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE SALICILALDEHÍDO SERÍA EL DE RIEMER-TIEMAN, EN EL CUAL SE OBTIENE UNA MEZCLA DE LOS ISÓMEROS ORTO Y PARA HIDROXIBENZALDEHÍDOS EN UNA RELACIÓN DE 2.17 : 1.

CUADRO 3.1

INSUMOS		PRECIO USD/Kg	CONSUMO K/K	COSTO USD/Kg
REACCION DE PERKIN	SALICILALDEHIDO	7.93	1.26	9.99
	ANH. ACETICO	0.95	2.12	2.01
	ACETATO DE SODIO	1.20	1.70	2.04
	CLORURO DE COBALTO	6.43	0.04	0.26
	TOLUENO	3.24	2.4 Lt/Kg	7.77
TOTAL				22.07
REACCION DE KNOEVENAGEL	SALICILALDEHIDO	7.93	1.05	8.33
	DIETILMALONATO	3.20	1.38	4.42
	METABISULFITO DE Na	0.18	1.51	0.27
	AC. SULFURICO	0.06	2.1 Lt/Kg	0.12
	TOTAL			
REACCION DE PERKIN MODIFICADA	AC. ACETICO	0.55	0.17	0.09
	ACETATO DE SODIO	1.20	0.21	0.25
	ANH. ACETICO	0.95	1.64	1.56
	SALICILALDEHIDO	7.93	0.94	7.45
	TOLUENO	0.30	1.04	0.31
TOTAL				9.67
REACCION DE VINILACION	FENOL	0.79	4.52	3.57
	ACRILATO DE METILO	1.39	2.62	3.64
	AC. PROPIONICO	0.73	2.34	1.71
	CICLOHEXANO	0.51	1.04	0.53
	ACETATO DE PALADIO	1.56	0.02	0.03
	ACETATO DE COBRE	1.65	0.03	0.05
TOTAL				9.53
REACCION DE RASCHING	O-CRESOL	1.92	2.24	4.30
	HIDROXIDO DE SODIO	0.39	0.46	0.18
	CLORURO DE COBALTO	1.21	1.55	1.88
	ACETATO DE POTASIO	1.38	2.39	3.30
	ANHIDRIDO ACETICO	0.95	1.09	1.04
TOTAL				10.69

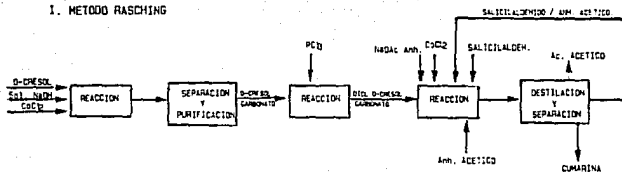
NOTA: LOS PRECIOS REPORTADOS EN ESTA TABLA FUERON TOMADOS DEL CHEMICAL MARKETING REPORTER Y SOLO TIENEN VALIDEZ PARA FINES COMPARATIVOS.

CUADRO 3. 2

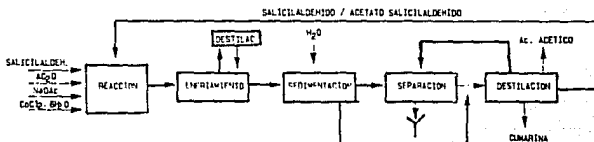
PROCESO	RENDIMIENTO (%)	CONDICIONES OP. (°C)	(PSIAS)	T. REACCION (HR)
PERKIN	64.5 % RESP. SALICILALDEHIDO	170 - 180		5
KNOEVENAGEL	73.5 % RESP. SALICILALDEHIDO	125		6.5
PERKIN MODIFICADA	85% RESP. SALICILALDEHIDO	175 - 180		7.5
RASCHING	71 % RESP. DICLORO-O-CRESOL CARBOHATO	190 - 200		5
VINILACION	60% RESP. FENOL	280 - 300	250	9

CUADRO 3.4

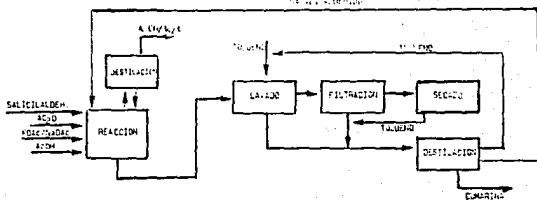
I. METODO RASCHIG



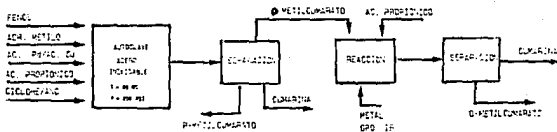
II. REACCION DE PERKIN



III. PERKIN MODIFICADO



IV. REACCION DE KNOEVENAGEL



3.3. CARACTERÍSTICAS DE LAS MATERIAS PRIMAS

3.3.1 DESCRIPCIÓN Y PROPIEDADES

- 1) ACIDO ACETICO. ES UN LÍQUIDO INCOLORO DE SABOR PICANTE Y OLOR A VINAGRE, ES UN EXCELENTE SOLVENTE PARA MUCHOS ORGÁNICOS, ES INFLAMABLE, ALTAMENTE TÓXICO SI SE INGIERE, SU TOLERANCIA ES DE 10 PPM EN AIRE.

PUREZA MINIMA	99.8
PUNTO DE EBULLICION (°C)	118
TEMPERATURA DE CONGELACION (°C)	16.24
DENSIDAD, 20/20 °C	1.0505
MATERIA NO VOLATIL, % MAX.	0.005

- 2) ANHIDRIDO ACETICO. ES UN LÍQUIDO INCOLORO, MUY COMBUSTIBLE Y CON UN FUERTE OLOR ACÉTICO. ES SOLUBLE EN AGUA, CLOROFORMO Y ETER. TANTO EN FASE LÍQUIDA COMO EN VAPOR PRODUCE IRRITACIÓN EN LA PIEL.

PUREZA MINIMA	99.5
PESO MOLECULAR	102.09
PUNTO DE EBULLICION	139 °C
VISCOSIDAD A 20°C	1.3904
DENSIDAD ESPECÍFICA A 15 °C	1.080

- 3) ACETATO DE SODIO. POLVO HIGROSCÓPICO, SUMAMENTE SOLUBLE EN AGUA, MODERADAMENTE SOLUBLE EN ALCOHOL E INSOLUBLE EN TOLUENO, SE PRESENTA EN FORMA DE CRISTALES TRIHIDRATADOS, SIN EMBARGO A UNA TEMPERATURA DE 120 °C SE VUELVE ANHÍDRO.

PRESENTACION	ANHIDRO
DENSIDAD ESPECÍFICA A 20°C	1.45
PUNTO DE FUSION °C	58.0

- 4) SALICILALDEHIDO. ES UN COMPONENTE NATURAL DE ALGUNOS ACEITES VEGETALES; LÍQUIDO OLEOSO, INCOLORO Y DE OLOR MORDIENTE. ES SOLUBLE EN MUCHOS COMPUESTOS ORGÁNICOS, LIGERAMENTE SOLUBLE EN AGUA, SOLIDIFICA MEDIANTE ENFRIAMIENTO.

PESO MOLECULAR	122.12
PUNTO DE EBULLICION	197 °C
DENSIDAD ESPECIFICA 20°C	1.167
VISCOSIDAD	1.574
PUNTO DE CONGELACION	1.6 °C

- 5) TOLUENO. LÍQUIDO INCOLORO DE OLOR SIMILAR AL BENCEO, SOLUBLE EN ALCOHOL, BENCEO Y ÉTER E INSOLUBLE EN AGUA. ES INFLAMABLE Y PUEDE EXPLOTAR SI SE ENCUENTRA EN EL AIRE EN UNA CONCENTRACIÓN ENTRE 1.27 Y 7 %. ES MODERADAMENTE TÓXICO CUANDO SE INGIERE, INHALA O SE ABSORBE POR LA PIEL.

PESO MOLECULAR	90
PUNTO DE FUSION (°C)	-94.5
PUNTO DE EBULLICION (°C)	110.7
DENSIDAD ESPECIFICA A 20°C	1.497
TEMPERATURA DE AUTOIGNICION (°C)	536

- 5) ETANOL. ES UN LÍQUIDO INCOLORO, Y VOLÁTIL DE OLOR A VIÑO Y SABOR PICANTE. ES SOLUBLE EN AGUA, METANOL, ÉTER Y CLOROFORMO, TIENE GRAN APLICACIÓN EN LA FABRICACIÓN DE COSMÉTICOS Y FARMACEÚTICOS.

PESO MOLECULAR	46
PUREZA (%)	100
PUNTO DE FUSION (°C)	-117.3
PUNTO DE EBULLICION (°C)	78.3
DENSIDAD ESPECIFICA A 20°C	0.816

3.3.2 DISPONIBILIDAD DE LAS MATERIAS PRIMAS

CUADRO 3.5

MATERIA PRIMA	CAPACIDAD EXCEDENTE TPA 1987	PRODUCTORES Y DISTR. EN MEXICO	PROVEEDORES PROPUESTOS
AC.ACETICO	24,272	2 PROV. + 20 DIST.	CELANESE MEX. QUIMICA SIMEX
ANH.ACETICO	136	2 PROV. + 10 DIST.	CELANESE MEX. QUIMICA SIMEX
ACETATO SODIO	H.D.	8 DIST.	PROVE QUIM.
SALICILALDHEIDO	---	100 % IMP.	CHEM. DYNAMICS
TOLUENO	249,000	PEMEX 20 DIST.	PEMEX
ETANOL		+ 10 PROD.	ALCOH. Y SOLV. SOLV. QUIMICOS

CAPITULO IV

TAMAÑO Y LOCALIZACION DE LA PLANTA

4.1 TAMAÑO DE LA PLANTA

EL MERCADO DOMÉSTICO DE LA CUMARINA ES DE APROXIMADAMENTE 90 TPA, Y SE ESTIMA QUE TENDRÁ UN CRECIMIENTO MODERADO DURANTE LOS PRÓXIMOS AÑOS, LLEGANDO APENAS A 100 TPA EN 1992.

SI SE ESPERA CUBRIR EL 100% DEL MERCADO ACTUAL EN 5 AÑOS APROXIMADAMENTE, LA PLANTA DEBERÍA SER DE 100 TPA, SIN EMBARGO, ESTO IMPLICA EQUIPOS MUY PEQUEÑOS Y DE COSTO MUY ELEVADO POR SER DE FABRICACIÓN ESPECIAL, LO QUE LIMITARÍA MUCHO EL PROYECTO.

POR LO TANTO, CONSIDERANDO TAMBIÉN LA POSIBILIDAD DE EXPORTAR EL PRODUCTO, DEL ANÁLISIS DE LOS MERCADOS EXTERNOS SE ESTIMA UN POTENCIAL DE 200 TPA.

DEL CUAL SE PRETENDERÍA CUBRIR CON LA TERCERA PARTE DEL MERCADO DE ESTADOS UNIDOS (50 TPA) Y APROXIMADAMENTE LA MITAD DEL MERCADO DE BRASIL (20 TPA).

DE TAL MANERA QUE LA PLANTA SE DISEÑARÁ A UNA CAPACIDAD PRÁCTICA DE 170 TPA.

4.2 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

4.2.1 CRITERIOS DE SELECCION

ATENDIENDO A LAS POLÍTICAS DE LOCALIZACIÓN INDUSTRIAL, ESTABLECIDAS EN EL PROGRAMA NACIONAL DE FOMENTO INDUSTRIAL Y COMERCIO EXTERIOR 1984 - 1988, ASÍ COMO LAS DE DESCONCENTRACIÓN INDUSTRIAL QUE RESTRINGEN LA UBICACIÓN DE INDUSTRIAS DENTRO DEL DISTRITO FEDERAL Y ZONAS METROPOLITANAS (ZONA III-A DE CRECIMIENTO CONTROLADO), SE ANALIZARON A NIVEL MACRO VARIAS ALTERNATIVAS DE LOCALIZACIÓN, QUE ESTANDO FUERA DE LAS ÁREAS ANTES MENCIONADAS, REUNIERAN LAS MEJORES CARACTERÍSTICAS PARA LA INSTALACIÓN Y OPERACIÓN DE LA PLANTA, ASÍ COMO PARA LA DISTRIBUCIÓN DEL PRODUCTO TERMINADO.

SIENDO QUE EL PROYECTO NO REQUIERE UN CONSUMO ELEVADO DE SERVICIOS, CUALIDADES MUY ESPECÍFICAS DE LOS MISMOS, NI PRESENTA PROBLEMAS DE CONTAMINACIÓN, NO EXISTE FACTOR ALGUNO QUE UBIQUE LA PLANTA EN UNA ZONA PREDETERMINADA.

LOS FACTORES QUE SE TOMARON EN CUENTA PARA LA SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA FUERON LOS SIGUIENTES:

A) INFRAESTRUCTURA

- DISPONIBILIDAD DE SERVICIOS
- ACCESO Y COMUNICACIÓN
- DISPONIBILIDAD DE TERRENOS

B) AREA GEOGRÁFICA

- CERCANÍA DE LOS PRODUCTORES DE M.P.
- CERCANÍA DE LOS CENTROS DE CONSUMO

C) DISPONIBILIDAD DE MANO DE OBRA

D) FACTORES INSTITUCIONALES

- POLÍTICAS DE FOMENTO
- POLÍTICAS DE ESTÍMULOS FISCALES

SI BIEN EL MERCADO DE CONSUMO DEL PRODUCTO ES MUY DISPERSO, CONSIDERANDO QUE UN ALTO PORCENTAJE DE LOS PROVEEDORES DE MATERIAS PRIMAS, ASÍ COMO DE LOS CONSUMIDORES MÁS IMPORTANTES SE ENCUENTRAN EN EL DISTRITO FEDERAL Y ÁREAS ADYACENTES, Y PENSANDO TAMBIÉN EN LOS PLANES DE EXPORTACIÓN A SUDAMÉRICA Y ESTADOS UNIDOS, EL ÁREA DE INTERÉS SE CIRCUSCRIBE A AQUELLAS ZONAS QUE SIN ENCONTRARSE DENTRO DE LAS ÁREAS RESTRINGIDAS ESTEN CERCA DEL CENTRO DE LA REPÚBLICA.

EN ESTE SENTIDO, Y ATENDIENDO TAMBIÉN A LAS PRIORIDADES NACIONALES SE ESTUDIARON LAS SIGUIENTES OPCIONES:

- 1) CIUDAD INDUSTRIAL DE CELAYA, GTO
- 2) CORREDOR IND. DE ZAMORA, MICHOACAN
- 3) CD. INDUSTRIAL BENITO JUAREZ, QRO.
- 4) CD. GUZMAN, JAL.

4.2.2 COMPARACION DE LAS ALTERNATIVAS

EL CUADRO 4.1 MUESTRA UN ANÁLISIS DE LAS DIFERENTES ALTERNATIVAS DE UBICACIÓN DE LA PLANTA, DE ACUERDO A LOS CRITERIOS DE SELECCIÓN PREVIAMENTE DEFINIDOS.

DEBIDO A QUE NO EXISTEN DIFERENCIAS SUSTANCIALES QUE MUESTREN UNA CLARA VENTAJA DE UN SITIO CON RESPECTO A OTRO, SE CONSIDERÓ PERTINENTE ESTABLECER UNA ESCALA DE VALORES, FIJADA SEGÚN LA PRIORIDAD DE LOS CRITERIOS DE SELECCIÓN, EN VIRTUD DE QUE ESTOS PUEDEN CLASIFICARSE COMO ELEMENTOS INDISPENSABLES, ALTAMENTE DESEABLES Y DE CARÁCTER POSITIVO O VENTAJOSO PARA EL PROYECTO. (CUADRO 4.2)

DENTRO DE LA PRIMERA CATEGORÍA SE ENCUENTRAN LOS FACTORES DE INFRAESTRUCTURA, A LA SEGUNDA PERTENECEN LOS FACTORES DE ÁREA GEOGRÁFICA ASÍ COMO LA DISPONIBILIDAD DE MANO DE OBRA, Y FINALMENTE SE CONSIDERARON COMO ELEMENTOS POSITIVOS LOS REFERENTES A FACTORES INSTITUCIONALES.

A CADA UNO DE LOS FACTORES DEFINIDOS SE LES ASIGNÓ UNA CALIFICACIÓN MÁXIMA DE 10, DE ACUERDO AL GRADO DE IMPORTANCIA QUE REPRESENTA PARA EL PROYECTO, Y SE OBTUVO UN VALOR PONDERADO, EN FUNCIÓN DEL CUAL SE DETERMINÓ LA MEJOR ALTERNATIVA. ESTE SISTEMA DE EVALUACIÓN, SI BIEN UN TANTO ARBITRARIO, PERMITE MOSTRAR DE UNA MANERA SISTEMÁTICA LA METODOLOGÍA DE SELECCIÓN TOMANDO EN CUENTA QUE DE ACUERDO AL NÚMERO DE CRITERIOS EVALUADOS Y AL VOLÚMEN DE

INFORMACIÓN CONTENIDO EN LA TABLA COMPARATIVA RESULTA DIFÍCIL DEDUCIR CUAL ES LA MEJOR ALTERNATIVA Y EL PORQUE.

LA COMPARACIÓN DE LOS FACTORES DE LOCALIZACIÓN SE MUESTRA EN EL CUADRO 4.2

4.2.3 ELECCION Y DESCRIPCION DE LA MEJOR ALTERNATIVA

DE ACUERDO A LOS FACTORES ANALIZADOS LA MEJOR ALTERNATIVA RESULTÓ SER LA CIUDAD INDUSTRIAL DE CELAYA, GTO. LA CUAL ADEMÁS DE SU EXCELENTE UBICACIÓN PERMITE UNA FÁCIL DISTRIBUCIÓN A CASI TODA LA REPÚBLICA.

CUENTA CON LA INFRAESTRUCTURA NECESARIA PARA ABASTECER LOS REQUERIMIENTOS DE AGUA, ENERGÍA ELÉCTRICA Y SERVICIOS GENERALES; CUENTA CON VÍAS DE COMUNICACIÓN ACCESIBLES Y ESTA LOCALIZADA MUY CERCA DE LA CIUDAD DE QUERÉTARO, LA CUAL CUENTA CON UN AEROPUERTO.

POR OTRO LADO, UN FACTOR DETERMINANTE ES EL HECHO DE QUE EN CELAYA SE ENCUENTRAN UBICADAS LAS PLANTAS DE ANHÍDRIDO ACÉTICO Y ÁCIDO ACÉTICO DE CELANESE MEXICANA, POSIBLE PROVEEDOR DE DICHAS MATERIAS PRIMAS, Y LA DE CLORO DE TEHUANTEPEC, PRODUCTORA DE CLOROFORMO. Y CONSIDERANDO QUE EN ESTE PROYECTO EL COSTO DE MATERIAS PRIMAS REPRESENTA UN PORCENTAJE ELEVADO DE LOS COSTOS VARIABLES, LOS COSTOS DE FLETES PODRÍAN INCREMENTAR SUSTANCIALMENTE EL PRECIO DE LAS MISMAS; POR LO CUAL ES MUY IMPORTANTE QUE LA UBICACIÓN DE LA

PLANTA ESTE CERCANA A LOS PROVEEDORES DE MATERIAS PRIMAS.

OTROS FACTORES IMPORTANTES QUE RESPALDAN LA ELECCIÓN SON LA MANO DE OBRA ABUNDANTE Y LA AMPLIA INFRAESTRUCTURA EDUCACIONAL CON QUE CUENTA EL ESTADO.

FINALMENTE, SU UBICACIÓN DENTRO DE LA ZONA ECONÓMICA I, DE ALTA PRIORIDAD NACIONAL, ES UN PUNTO MÁS A FAVOR DEL PROYECTO, ASÍ COMO LA POLÍTICA DE ESTÍMULOS FISCALES Y LAS CONDICIONES PREFERENCIALES QUE OTORGAN LOS FONDOS DE FOMENTO POR LO QUE RESPECTA A LAS TASAS DE INTERÉS, QUE PARA ESTA ZONA SON LAS MÁS BAJAS.

TABLA 4.1

ANALISIS DE LOS CRITERIOS DE LOCALIZACION

LOCALIZ.	Celaya, Gto.	Zamora, Mich.	Queretaro, Qro.	Cd. Guzman, Jnl.
CRITERIO				
DISPONIBILIDAD SERVICIOS	- Agua suficiente - Planta generadora de vapor	- Agua suficiente - Energia suficiente	- Agua en abundancia - Elec. y gas suf.	- Agua en abundancia - Energia suficiente
COMUNICACIONES	- Autopista Mex-Qro. - Carretera y ferr. Mex-Cd. Juarez Mex-Nuevo Laredo Mex-Guad-Nogales - Aerodromo	- Carr Mex-Guad-Nogales - Ferr Yurecuaro - Los Reyes - Aeropuerto	- Autopista Mex-Qro. - Carretera y ferr. Mex-Cd. Juarez Mex-Nuevo Laredo Mex-Guad-Nogales - Aeropuerto	- Carr Mex-Guad. - Ferrocarril Mex-Guad Mex-Cd. Juarez Mex-Guad-Mont. - Aeropuerto a 30 min
DISPONIBILIDAD TERRENOS	- Alta	- Alta	- Alta	- Alta
CERCANIA PROVEEDORES MAT. PRIMA	- Muy alta	- Media	- Alta	- Baja
CERCANIA CENTROS CONSUMO	- Media	- Media	- Media	- Media
DISPONIBILIDAD MANO OBRA	- Abundante	- Alta	- Alta	- Media
INFRAESTRUCTURA EDUCACIONAL	- Inst. tecnologico Regional de Celaya - U. Autonoma Celaya		- UA Qro - Inst. Tec. Reg.	- UA Guadalaajara - Inst Tec E.S. Guad. - Centro Reg Ens Tec
FACTORES INSTITUCIONALES	- Zona economica I, de maxima prioridad nal.	- Zona economica II, de maxima prioridad est.	- Zona economica I, de maxima prioridad nal.	- Zona economica I, de maxima prioridad nal.

TABLA 4.2

COMPARACION DE LOS FACTORES DE LOCALIZACION

CRITERIOS	CELAYA, GTO		ZAMORA, MICH		QRO, QRO		CD. GUZMAN, JAL.	
	FACTORES	PAR TOT	PAR TOT	PAR TOT	PAR TOT	PAR TOT	PAR TOT	
DISPONIBILIDAD DE AGUA	10	5 50	5 50	8 80	10 100	5 50	10 100	
DISPONIBILIDAD DE ENERGIA ELECTRICA	10	10 100	5 50	5 50	10 100	5 50	10 100	
COMUNICACIONES	10	8 80	3 30	10 100	5 50	10 100	5 50	
CERCANIA PROVEEDORES	8	10 80	3 24	10 80	0 0	10 80	0 0	
CERCANIA CONSUMIDORES	8	5 40	5 40	5 40	5 40	5 40	5 40	
DISPONIBILIDAD MANO OBRA	8	10 80	8 64	8 64	5 40	8 64	5 40	
INFRAESTRUCTURA EDUCACIONAL	8	10 80	5 40	10 80	8 64	10 80	8 64	
FACTORES INSTITUCIONALES	5	10 50	8 40	10 50	10 50	10 50	10 50	
TOTALES		560	338	544		394		

CAPITULO V

DISENO DE LA PLANTA

5.1 DESCRIPCION DEL PROCESO Y BASES DE DISEÑO

LA REACCIÓN PRINCIPAL SE LLEVA A CABO EN UN REACTOR BATCH ENCHAQUETADO Y CON AGITACIÓN CONSTANTE QUE OPERA A PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

LOS REACTIVOS SE ADICIONAN EN UNA RELACIÓN DE 2.13 : 1 MOLES DE ANHÍDRIDO ACÉTICO A SALICILALDEHÍDO, EN PRESENCIA DE UN CATALIZADOR DE BIACETATO DE SODIO, EL CUAL SE PREPARA PREVIAMENTE EN EL MISMO REACTOR A PARTIR DE ÁCIDO ACÉTICO Y ACETATO DE SODIO EN UNA PROPORCIÓN DE 1.1 : 1 MOLES A PRESIÓN ATMOSFÉRICA, CALENTANDO DESDE TEMPERATURA AMBIENTE HASTA 145 °C, TEMPERATURA A LA CUAL LA MEZCLA ES COMPLETAMENTE LÍQUIDA.

LA FORMACIÓN DEL BIACETATO REQUIERE UN TIEMPO APROXIMADO DE 1 HORA, Y SE PREPARARÁN 6 LOTES DE CATALIZADOR CADA VEZ, POSTERIORMENTE SE DESCARGAN 5 AL TANQUE T-08 Y SE ADICIONAN LOS REACTIVOS A UNA TEMPERATURA DE 25 °C Y SE CALIENTAN HASTA 180 °C, TEMPERATURA QUE SE MANTIENE CONSTANTE DURANTE LAS 7 HORAS EN QUE SE LLEVA A CABO LA REACCIÓN.

EL CALENTAMIENTO Y EL ENFRIAMIENTO SERÁN SUMINISTRADOS MEDIANTE UN SISTEMA DE ACEITE TÉRMICO.

LOS VAPORES DE LA REACCIÓN SON DESTILADOS SIMULTÁNEAMENTE EN UNA TORRE RECTIFICADORA TX-01 QUE SE ENCUENTRA SOBRE EL REACTOR.

CUANDO LA REACCIÓN HA LLEGADO A SU FIN, EL PRODUCTO DEBE SOMETERSE A UNA DESTILACIÓN A VACÍO (43 MMHG), CON EL FIN

DE DISOCIAR EL CATALIZADOR; LA OPERACIÓN SE REALIZA EN 1 HR., EMPLEANDO EL MISMO EQUIPO DE REACCIÓN.

LOS PRODUCTOS DEL DOMO SON ENVIADOS A UN TANQUE DE ÁCIDO ACÉTICO RECUPERADO T-13, Y PUEDEN SER REUTILIZADOS PARA PRODUCIR EL BIACETATO.

EL PRODUCTO DE REACCIÓN SE DESCARGA A UN TANQUE RECIBIDOR T-09, PARA DESPUES LAVARSE CON TOLUENO EN UN TANQUE PRECIPITADOR T-10

EL ACETATO DE SODIO SE SEPARA DE LA MEZCLA EN UN FILTRO PRENSA F-01, RECUPERANDOSE EL 98%, EL CUAL DESPUES DE SECARSE EN S-01 SE ALMACENA EN SACOS HASTA SER REUTILIZADO.

LA MEZCLA DE CUMARINA, SALICILALDEHÍDO Y TOLUENO PASA DIRECTAMENTE A UN TANQUE DE ENVÍO T-012, DESPUÉS SE CALIENTA HASTA 89 °C (TEMPERATURA DE BURBUJA) Y SE DESTILA EN UNA TORRE EMPACADA ATMOSFÉRICA, DONDE SE RECUPERA EL 99% DEL TOLUENO POR EL DOMO Y SE EXTRAE EL SALICILALDEHÍDO POR UNA CORRIENTE LATERAL, EN UNA OPERACIÓN QUE TOMA 4.5 HORAS.

EL PRODUCTO DEL FONDO, 96.3% CUMARINA, SE OBTIENE A UNA TEMPERATURA DE 280 °C Y PARA ALCANZAR UNA PUREZA DEL 99.5% SE REQUIEREN DOS ETAPAS DE CRISTALIZACIÓN.

LA CORRIENTE 19 SE ENFRÍA HASTA 100 °C Y SE DESCARGA A UN TANQUE T-16, EN EL QUE SE DEBE MANTENER ESA TEMPERATURA Y EN CONSTANTE AGITACIÓN PARA EVITAR QUE COMIENZE LA CRISTALIZACIÓN.

CUANDO SE TIENE UN LOTE COMPLETO EN EL TANQUE, SE ALIMENTA A UN CRISTALIZADOR T-17, Y SE ENFRÍA MEDIANTE UN SERPENTÍN HASTA 80 °C.

POSTERIORMENTE, SE FILTRA EN F-02; LOS CRISTALES OBTENIDOS SE SECAN EN UN SECADOR DE CHAROLAS S-01, Y EL LICOR RESIDUAL SE DESECHA.

FINALMENTE EN UNA SEGUNDA ETAPA, LOS CRISTALES SE LAVAN CON UNA SOLUCIÓN A 25 °C DE ETANOL AL 90%, EN UNA RELACIÓN DE 0.5 : 1.0 EN PESO DE ETANOL A CUMARINA.

LA SOLUCIÓN SE RECRISTALIZA EN T-17, SE FILTRA Y SE SECA HASTA OBTENER UNA HUMEDAD MÁXIMA DE 10% Y SE ENSACA.

LA PLANTA TRABAJARÁ 3 TURNOS DIARIOS DE 8 HORAS C/U, DURANTE 310 DÍAS AL AÑO, PARA PRODUCIR 170 TPA; POR CONSIGUIENTE LA CAPACIDAD DIARIA DE LA PLANTA SERA DE 0.548 TON/DIA.

TOMANDO EN CUENTA QUE LA REACCIÓN PRINCIPAL SE LLEVA A CABO EN UN PROCESO "BATCH" EN UN TIEMPO APROXIMADO DE REACCIÓN DE 9 HORAS;

CALENTAMIENTO DEL BIACETATO.	5	MIN
CARGA DE MATERIALES.	10	"
CALENTAMIENTO MEZCLA A TB.	20	"
REACCIÓN.	420	"
VACÍO.	5	"
RECUPERACIÓN ÁCIDO ACÉTICO.	60	"
ENFRIAMIENTO MEZCLA.	15	"
DESCARGA MATERIALES.	10	"

540 MIN (9 HORAS)

COMO LA TORRE TX-02 PUEDE PROCESAR DOS LOTES POR CADA UNO QUE SE PRODUCE EN EL REACTOR R-1, PARA OPERARLA EN FORMA CONTINUA SE PLANTEA EL SIGUIENTE PROGRAMA DE PRODUCCION:

- EL REACTOR OPERARA TODOS LOS DIAS HABILES DEL AÑO, EN TANTO LA TORRE OPERARA 48 HORAS CADA DOS DIAS.

DIA 1	REACCION,
DIA 2	REACCION,
DIA 3	REACCION Y PURIFICACION,
DIA 4	REACCION Y PURIFICACION.

CAPACIDAD DEL REACTOR R-01 :

$$4 \text{ DIAS} \cdot \frac{24 \text{ HR}}{\text{DIA}} \cdot \frac{1 \text{ LOTE}}{9 \text{ HR.}} = 10.6 \text{ LOTES}$$

CAPACIDAD DE LA TORRE TX-02 :

$$2 \text{ DIAS} \cdot \frac{24 \text{ HR}}{\text{DIA}} \cdot \frac{1 \text{ LOTE}}{4.5 \text{ HR.}} = 10.6 \text{ LOTES}$$

TOMANDO EN CUENTA QUE EL BIACETATO SE OBTIENE EN EL MISMO REACTOR, QUE ADEMAS EXISTEN OPERACIONES ADICIONALES ENTRE LA REACCION Y LA PURIFICACION, ASI COMO EL TIEMPO NECESARIO PARA ACONDICIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS; SE TENDRA UNA CAPACIDAD DE PRODUCCION DE 9 LOTES CADA 4 DIAS, O SEA :

$$170 \frac{\text{TON}}{\text{AÑO}} \cdot \frac{1 \text{ AÑO}}{310 \text{ DIAS}} \cdot \frac{4 \text{ DIAS}}{9 \text{ LOTES}} = 0.214 \frac{\text{TON}}{\text{DIA}}$$

ADICIONALMENTE ES NECESARIO CONSIDERAR QUE CUANDO LA TORRE TX-02 COMIENZE A OPERAR, DEBEN EXISTIR 5 LOTES DE PRODUCTO EN PROCESO, DISTRIBUIDOS DE LA SIGUIENTE FORMA,

1 TANQUE RECIBIDOR PRODUCTO DE REACCIÓN.	T-09
2 TANQUE PRECIPITADOR.	T-10
1 TANQUE DE ENVÍO.	T-11
1 TANQUE DE ENVÍO.	T-12

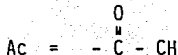
5.3 BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

5.3.1 FORMACION DEL BIACETATO

EL BIACETATO DE SODIO EMPLEADO COMO CATALIZADOR SE OBTIENE MEZCLANDO ACETATO DE SODIO CON ÁCIDO ACÉTICO EN UNA RELACIÓN DE 1 : 1.1 MOLES.



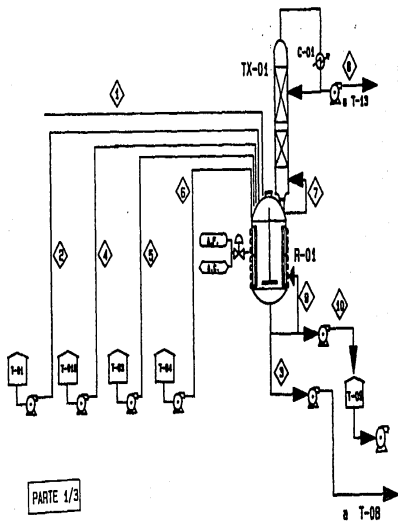
DONDE:



BASE : 1 LOTE

5.2 DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA PRODUCCION DE CUMARINA

73a.



PARTE 1/3

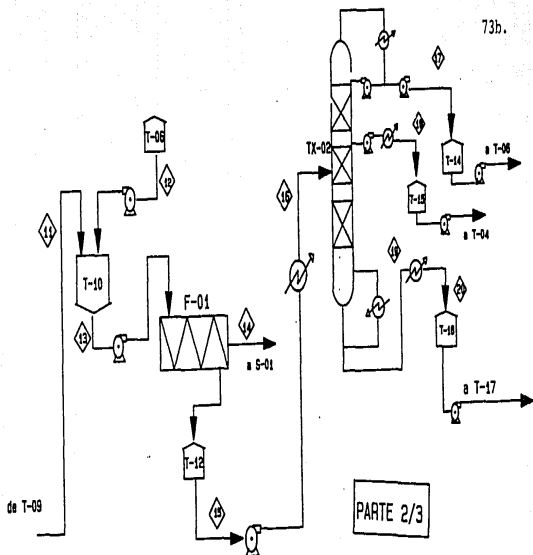
BALANCE DE MATERIALES

I. FORMACION DE BIACETATO

II. REACCION

III. ROMPIMIENTO DEL BIACETATO

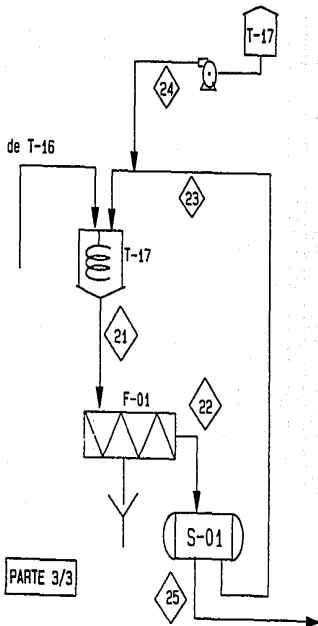
M	1		2		3		4		5		6		7		8		9		7		8		9		10				
	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote	Temp/ lote	kg M/ lote			
ACETATO DE SODIO	52	5.85	1.0	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
ACIDO ACETICO	60	---	6.7	1.0	0.81	0.0	0.14	0.11	---	---	---	---	---	1.299	0.914	1.299	0.914	1.497	0.337	1.497	0.337	1.497	0.337	1.497	0.337	1.497	0.337		
ANIL. ACETICO	102	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	0.026	0.024	0.024	0.026	0.119	0.027	0.119	0.027	0.119	0.027	0.119	0.027	0.119	0.027		
BIACETATO	142	---	---	---	5.85	1.0	1.12	0.89	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
SAICILALDEHIDO	122	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	2.98	1.0	0.053	0.037	0.000	0.000	0.952	0.124	0.952	0.124	0.005	0.004	---	---	0.5461	0.193	
CUMARINA	146	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	2.260	0.513	2.260	0.513	0.000	0.000	---	---	---	2.2799	0.010	
TOLUENO	92	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
ETANOL	46	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
TOTAL		5.85	1.0	6.7	1.0	6.66	1.0	1.26	1.00	6.3	1.0	2.98	1.0	1.422	1.00	1.339	1.00	4.447	1.00	4.447	1.00	4.447	1.00	1.519	1.00	0	0	2.828	1.00



TY ELIMINACION DEL ACETATO DE SODIO

V. RECUPERACION DE SOLVENTES

	10		11		12		13		13		14		15		16		17		18		19		20		
	T = 145 °C		T = 25 °C		T = 25 °C		T = 25 °C		T = 25 °C		T = 25 °C		T=25°		T=89°		T = 80 °C		T = 205 °C		T=200°		T=100°		
	P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		
	PH	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL	KGOL/HR	DMOL
ACETATO DE SODIO	82	---	---	---	---	---	0,975	0,072	---	---	0,975	0,998	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
ACIDO ACETICO	60	0,001	0,000	0,001	0,000	---	---	0,001	0,000	---	---	0,001	0,001	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
AML. ACETICO	182	0,002	0,001	0,002	0,001	---	---	0,002	0,000	---	---	0,002	0,002	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
BIACETATO	142	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
SALICILALDEHIDO	122	0,5461	0,193	0,546	0,193	---	---	0,546	0,040	0,546	0,044	---	---	0,5461	0,044	0,0022	0,0010	0,1024	0,784	0,017	0,034	---	---	---	---
DMARINA	146	2,2799	0,000	2,280	0,000	---	---	2,280	0,168	2,280	0,182	---	---	2,2799	0,182	0,0000	0,0000	0,0280	0,216	0,478	0,567	---	---	---	---
TOLUENO	92	---	---	---	---	8,250	1,000	8,250	0,685	9,731	0,775	---	---	9,7310	0,775	2,1624	0,9990	0,0000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ETANOL	46	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
TOTAL		2,828	1,00	2,828	1,00	8,250	1,00	12,05	1,00	12,557	1,00	0,977	1,00	12,557	1,00	3,165	1,000	0,130	1,00	0,495	1,00	---	---	---	---



VI. PURIFICACION

PM	1a. ETAPA				2a. ETAPA									
	21		22		23		21		22		24		25	
	T = 80 RC		T = 80 RC		T = 40 RC		T = 25 RC		T = 25 RC		T = 25 RC		T = 25 RC	
	P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM		P = 1 ATM	
	KMOL/HR	DMOL	KMOL/HR	DMOL	KMOL/HR	DMOL	KMOL/HR	DMOL	KMOL/HR	DMOL	KMOL/HR	DMOL	KMOL/HR	DMOL
ACETATO DE SODIO	82	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
ACIDO ACETICO	60	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
AM. ACETICO	102	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
BIACETATO	142	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
SALICILALDEHIDO	122	0.0165	0.0339	0.0161	0.0339	0.0158	0.0030	0.0142	0.0030	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CUMARINA	146	0.4688	0.9661	0.4525	0.9661	0.4503	0.0860	0.4052	0.0860	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
TOLUENO	92	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETANOL	46	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	4.7720	0.9110	4.2948	0.9110	4.7720	0.9110	4.2948	0.9110	4.2948
TOTAL		0.4853	1.0000	0.4756	1.0000	5.2381	1.0000	4.7143	1.0000	4.7720	0.9110	4.2948	0.9110	4.2948

DE ACUERDO A LOS RENDIMIENTOS SUPUESTOS,

$$M \text{ AC. ACETICO} = 66.60 \text{ Kg / LOTE}$$

$$M \text{ ACETATO DE SODIO} = 91.63 \text{ Kg / LOTE}$$

PARA CALENTAR LA MEZCLA HASTA 145 °C, LA ENERGÍA REQUERIDA ES:

$$Q = M C_p \Delta T \dots (1)$$

CONSIDERANDO QUE:

- PRESIÓN DE OPERACIÓN DEL SISTEMA = 1 ATM.
- $\Delta H_f^\circ = 0$
- $\Delta H^\circ_{\text{sol}} = 0$

A 25 °C LOS CALORES ESPECÍFICOS SON:

$$C_p \text{ (HAC)} = 0.522 \text{ Kcal / Kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ (NaOAc)} = 0.4 \text{ Kcal / Kg } ^\circ\text{C}$$

$$Q = 8,008 \frac{\text{KCAL}}{\text{LOTE}} = 32,000 \frac{\text{BTU}}{\text{LOTE}}$$

PARA PRODUCIR 6 LOTES EN UNA HORA,

$$Q = 48,384 \text{ Kcal / HR. (192,000 BTU / HR.)}$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL ACEITE DE CALENTAMIENTO

PARA UN RECIPIENTE ENCHAQUETADO QUE EMPLEA UN MEDIO CALEFACTOR NO ISOTÉRMICO (24),

$$T_2 = t + \frac{T_1 - t}{K_1} \dots (3)$$

$$\ln \left[\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right] = \frac{W \cdot c}{M \cdot c} \cdot \frac{K_1 - 1}{K_1} \cdot \theta \dots (4)$$

$$K_1 = E \frac{UA}{Wc} \dots (5)$$

DONDE,

T =	TEMPERATURA DEL MEDIO CALEFACTOR	(°F)
t =	TEMPERATURA FLUÍDO FRÍO	(°F)
W =	MASA FLUÍDO CALIENTE	(LB/HR)
M =	MASA FLUÍDO FRÍO	(LB/HR)
C =	CALOR ESPECÍFICO F. CALIENTE	(BTU/LB °F)
c =	CALOR ESPECÍFICO F. FRÍO	(BTU/LB °F)
θ =	TIEMPO	

DEL BALANCE DE MATERIALES, UN LOTE DE BIACETATO ES DE 158 KG; SI SE PRODUCEN 6 LOTES DE CATALIZADOR EN EL REACTOR, A UNA TEMPERATURA DE 145°C, LA DENSIDAD DE LA MEZCLA ES DE 0.89 KG/L, Y EL VOLUMEN MÁXIMO SERÍA DE 950 L. (50% DEL VOLUMEN DEL REACTOR).

EL DIÁMETRO DEL REACTOR ES DE 1.22 M., Y LA ALTURA OCUPADA POR LA MEZCLA DE 0.914 M, POR LO QUE EL ÁREA DE TRANSFERENCIA ES:

$$A = \pi \cdot D \cdot H + \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 4.67 \text{ M}^2 \quad (50.3 \text{ FT}^2)$$

PARA CALENTAR DE 25 A 145 °C, TEMPERATURA A LA CUAL EL BIACETATO ES COMPLETAMENTE LÍQUIDO, EL COEFICIENTE ES:

MEZCLA

$$\begin{aligned} T_1 &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ T_2 &= 145 \text{ } ^\circ\text{C} \\ A_{TM} &= 85 \text{ } ^\circ\text{C} \\ K &= 0.2 \text{ BTU/HR FT } ^\circ\text{F} \\ CP &= 0.56 \text{ BTU/LB } ^\circ\text{K} \\ \mu &= 2.94 \text{ LB/FT} \cdot \text{HR} \\ \rho &= 68.05 \text{ LB/FT}^3 \end{aligned}$$

ACEITE

$$\begin{aligned} K &= 0.07 \text{ BTU/HR FT } ^\circ\text{F} \\ CP &= 0.45 \text{ BTU/HR } ^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.5866 \text{ LB/HR} \cdot \text{FT} \end{aligned}$$

SI SE EMPLEA UN AGITADOR DE 125 RPM, CON UNA LONGITUD DE PALETA DE 1/3 DEL DIÁMETRO DEL TANQUE (DJ), EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR A UN REJ = 263,038, ES DE 179 BTU/HR FT² °F .

PARA UN De = 1.07 FT Y UN Re = 5,400 EL COEFICIENTE DEL LADO DE LA CHAQUETA ES DE 120 BTU/HR FT² °F. Y EL COEFICIENTE GLOBAL LIMPIO U_c = 71.8 BTU/HR FT² °F .

CONSIDERANDO UN FACTOR DE OBSTRUCCIÓN RD = 0.003, EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA ES: Ud = 59 BTU/HR FT² °F .

SUSTITUYENDO LOS VALORES EN LA ECUACIÓN (5), $K_1 = 1.85$.
 DE LA ECUACIÓN (4) PARA UN FLUJO DE ACEITE DE 10,000 LB/HR,
 LA TEMPERATURA INICIAL DEL ACEITE DEBE SER DE 332 °F (167 °C)

5.2.2 REACCION

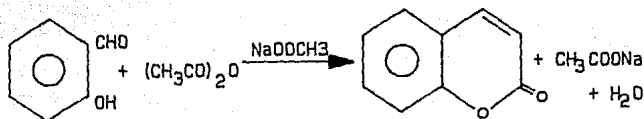
ASUMIENDO QUE EL RENDIMIENTO DE LA REACCIÓN CON RESPECTO AL
 SALICILALDEHÍDO CONVERTIDO ES DE 81.5 %, PARA LA CAPACIDAD
 DIARIA REQUERIDA Y DE ACUERDO AL BALANCE DE MATERIALES SE
 TIENE:

BASE : 1 LOTE

TABLA 5.1

COMPUESTOS	ENTRADA (KGMOL)	SALIDA (KGMOL)	REACCION (KGMOL)
ANH. ACETICO	6.30	0.36	5.96
SALICILALDEHIDO	2.98	0.55	2.43
CUMARINA	0.00	2.28	0.00
AC. ACETICO	0.14	9.62	0.00
BIACETATO	0.9	0.9	0.00

DE ACUARDO A LA REACCIÓN I, LA OBTENCIÓN DE LA CUMARINA ES UNA REACCIÓN EXÓTERMICA Y ESPONTÁNEA.



$$\Delta H_r^{\circ} = \Delta H_r^{\circ} \text{ prod.} - \Delta H_f^{\circ} \text{ reac.}$$

$$\Delta G_r^{\circ} = \Delta G_r^{\circ} \text{ prod.} - \Delta G_r^{\circ} \text{ reac.}$$

TOMANDO COMO REFERENCIA 25 °C,

TABLA 5.2

COMPUESTOS	ΔH_f°	ΔG°
ANH. ACETICO	149.14	(116.83)
SALICILALDEHIDO	66.90	(75.93)
CUMARINA	(73.94)	(87.60)
AC. ACETICO	(115.71)	(93.20)
AGUA	(68.32)	(56.69)

DONDE:

ΔH_f° = ENERGÍA DE FORMACIÓN ESTÁNDAR (KCAL / MOL CUM)

ΔG° = ENERGÍA LIBRE DE GIBBS (KCAL / MOL CUM)

$$\Delta H_f^\circ = - 41.93 \text{ KCAL / MOL (EXOTÉRMICA)}$$

$$\Delta G^\circ = - 44.73 \text{ KCAL / MOL (ESPONTÁNEA)}$$

ASÍ, EL CALOR NECESARIO PARA MANTENER LA REACCIÓN A 180 °C Y VAPORIZAR EL ÁCIDO OBTENIDO, ESTÁ DADA POR:

$$Q = \Delta H_R + \Delta H_V \dots (2)$$

DONDE:

$$\Delta H_R = \Delta H_f + \int C_P \Delta T$$

$$C_P \Delta T = \Delta H_{\text{PROD}} - \Delta H_{\text{REACT.}}$$

$$\Delta H_{\text{PROD.}} = \int C_P \Delta T$$

$$\Delta H_{\text{REACT.}} = \int C_P \Delta T$$

$$\Delta H_R = (61.32)(2.28) + (31.32)(9.62) - (58.98)(0.36) - (47.58)(0.55) \quad (180-25)$$

$$\Delta H_R = 69.081 \text{ KCAL} \quad (30,399 \text{ KCAL / KGMOL CUMARINA})$$

Y,

$$\Delta H_V = 35.092 \text{ KCAL / KGMOL CUMARINA}$$

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

LOS CALORES DE REACCIÓN Y DE VAPORIZACIÓN FUERON
CALCULADOS CON LOS SIGUIENTES DATOS:

TABLA 5.3

COMPUESTOS	CP (*)	∫.v (**)
ANH. ACETICO	58.18	9,965
SALICILALDEHIDO	47.58	12,000
CUMARINA	61.32	14,820
AC. ACETICO	31.32	7,944
AGUA	18.00	9,243

(*) KCAL / KGMOL °C

(**) KCAL / KGMOL

Y EL CALOR TOTAL REQUERIDO ES,

$$Q = 30,299 + 35,092 + 41,927 = 107,317 \text{ KCAL / KGMOL CUM}$$

SI SE OBTIENEN 2.28 KGMOL DE CUMARINA EN 7 HORAS,

$$Q = 34,955 \text{ KCAL / HR. (138,710 BTU / HR.)}$$

5.3.3 DESTILACION DEL ACIDO ACETICO TX-01

DESCONOCIENDO LA CINÉTICA DE LA REACCIÓN SE SUPONE UNA COMPOSICIÓN PROMEDIO DURANTE LAS 7 HORAS DE LA REACCIÓN,

TABLA 5.4

COMPUESTOS	COMP. KG MOL	MEZCLA KG MOL / HR	XFI % MOL
AC. ACETICO	9.62	1.3743	0.7510
ANH. ACETICO	0.36	0.0514	0.0281
SALICILALDEHIDO	0.55	0.0786	0.0429
CUMARINA	2.28	0.3257	0.1780
		1.8300	1.0000

A UNA TEMPERATURA DE 180 °C, LA RELACIÓN LÍQUIDO A VAPOR (L / V) DE LA MEZCLA ES = 0.287, CALCULADA MEDIANTE LA FÓRMULA:

$$Y_i^* = \frac{X_{Fi} (L / V + 1)}{1 + (L / V * K_i)} \quad \dots (5)$$

SIENDO QUE:

$$\sum Y_i^* = 1.0 \text{ EN EL EQUILIBRIO}$$

$$\sum X_i = Y_i / K_i = 1.0$$

DONDE:

Y_i	=	COMPOSICIÓN VAPOR EN EQUILIBRIO	(% MOL)
X_i	=	COMPOSICIÓN LÍQUIDO EN EQ.	(% MOL)
X_{Fi}	=	COMPOSICIÓN DE LA ALIMENTACIÓN	(% MOL)
L	=	FLUJO DEL LÍQUIDO	(KGMOL/HR)
V	=	FLUJO DEL VAPOR	(KGMOL/HR)
K_i	=	P_{Vi} / P_{Op}	
P_{Vi}	=	PRESIÓN DE VAPOR COMPONENTE I	(ATM)
P_{Op}	=	PRESIÓN DE OPERACIÓN SISTEMA	(ATM)

TABLA 5.5

COMP.	K_i A 180°C	Y_i % MOL	X_i % MOL	L KGMOL/HR	V KGMOL/HR
HOAC	4.9755	0.9138	0.1837	0.0750	1.2993
ANH. AC.	3.6875	0.0254	0.0409	0.0167	0.0347
SALIC.	0.5963	0.0373	0.0626	0.0255	0.0532
CUMARINA	0.0341	0.0243	0.7134	0.2912	0.0346
	9.2934	1.0008	1.0005	0.4084	1.4218

$$F = L + V = 1.83 \text{ KGMOL / HR}$$

si,

$$\frac{L}{V} = 0.287$$

$$L = 0.4081 \text{ KGMOL / HR}$$

$$V = 1.4219 \text{ KGMOL / HR}$$

EL VAPOR PRODUCIDO EN LA REACCIÓN ES DESTILADO EN UNA TORRE REFLUJADORA PARA ELIMINAR EL ÁCIDO ACÉTICO PRODUCIDO, ASÍ COMO EL ANHÍDRIDO QUE QUEDO SIN REACCIONAR.

PARA OBTENER UNA RECUPERACIÓN DEL 99% DE ANHÍDRIDO Y DE SALICILALDEHÍDO EN EL DOMO Y FONDO RESPECTIVAMENTE, EL BALANCE DE MATERIALES QUEDA COMO SIGUE:

BASE: 1 LOTE

CONSIDERANDO QUE LA ALIMENTACIÓN DE LA TORRE ES IGUAL AL VAPOR GENERADO DURANTE LA REACCIÓN (1.4218 KGMOL / HR),

$$F = D + B = 1.4128 \text{ KGMOL / HR}$$

SI,

$$D (\text{ANH.}) = 0.0347 \cdot 0.99 = 0.0344 \text{ KGMOL / HR}$$

$$B (\text{SAL.}) = 0.0532 \cdot 0.99 = 0.0527 \text{ KGMOL / HR}$$

$$\text{Ac.ACÉTICO} \quad 1.2993 = X_{D1} D + X_{B1} B$$

$$\text{ANH.ACÉTICO} \quad 0.0347 = 0.0344 + X_{B2} B$$

$$\text{SALIC.} \quad 0.0532 = X_{D3} D + 0.0527$$

$$\text{CUMARINA} \quad 0.0346 = 0.0 + X_{B4} B$$

$$\sum X_D = 1$$

$$\sum X_B = 1$$

DONDE:

$$F = \text{ALIMENTACIÓN} \quad (\text{KGMOL / HR})$$

$$D = \text{DESTILADO} \quad (\text{KGMOL / HR})$$

$$B = \text{RESIDUO} \quad (\text{KGMOL / HR})$$

X_{DI} = COMPOSICIÓN PRODUCTO I EN DESTILADO (% MOL)

X_{BI} = COMPOSICIÓN PRODUCTO I EN RESIDUO (% MOL)

RESOLVIENDO POR ECUACIONES SIMULTÁNEAS:

TABLA 5,6

COMPUESTOS	X_D % MOL	X_B % MOL	D KGMOL/HR	B KGMOL/HR
HOAC	0.9742	0.0033	1.2990	0.0003
ANH. AC.	0.0258	0.0039	0.0344	0.0003
SALIC.	3.9E-06	0.6018	5.3E-06	0.0532
CUMARINA	0.0000	0.3910	0.0000	0.0346
	1.0000	1.0000	1.3334	0.0884

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA Y DE ROCIO TX-01

$$\text{TEMPERATURA DE BURBUJA (T}_B) = \sum Y_i = 1$$

$$\text{TEMPERATURA DE ROCIO (T}_R) = \sum X_i = 1$$

DONDE:

$$\sum Y_i = X_{F1} \cdot K_i \quad \dots (6)$$

$$\sum X_i = Y_{F1} / K_i \quad \dots (7)$$

A UNA PRESIÓN DE OPERACIÓN DE 1 ATM,

TABLA 5.7

	T _B = 126 °C			T _R = 227 °C		
	X _{F1} % MOL	K _I	Y _I % MOL	K _I	Y _I % MOL	α PROM
1	0.7510	1.3027	0.9783	13.4200	0.0560	9.3844
2 (LK)	0.0281	0.6807	0.0191	11.0000	0.0026	5.7770
3 (HK)	0.0429	0.1212	0.0052	2.2500	0.0191	1.0000
4	0.1780	0.0039	0.0007	0.1819	0.9785	0.0419
	1.0000		1.0000		1.0000	

SIENDO:

$$\alpha = \frac{K_I}{K_B}$$

$$PROM = (\alpha_1 \alpha_J)^{1/2}$$

1. ACIDO ACÉTICO
2. ANHÍDRIDO ACÉTICO
3. SALICILALDEHÍDO
4. CUMARINA

CALCULO DEL NUMERO MINIMO DE PLATOS TX-01

EL NÚMERO MÍNIMO DE PLATOS SE CALCULÓ A PARTIR DE LA ECUACIÓN DE FENSKÉ:

$$N_M + 1 = \frac{\text{LOG} \left[\frac{X_{DL}/X_{BL}}{X_{DH}/X_{BH}} \right]}{\text{LOG} [\alpha_H/\alpha_L]} \dots (8)$$

DONDE:

N_M = NÚMERO MÍNIMO DE PLATOS

X_D = FRACCIÓN MOL DESTILADO

X_B = FRACCIÓN MOL RESIDUO

α = VOLATILIDAD RELATIVA PROMEDIO

L = CLAVE LIGERO

H = CLAVE PESADO

K_i = PRESIÓN VAPOR COMPONENTE I / PRESIÓN DE OPERACIÓN

K_B = K_i / K COMPONENTE REFERENCIA (CLAVE PESADO)

DEL BALANCE DE MATERIALES,

TABLA 5.8

	X_D (% MOL)	X_B (% MOL)	α PROM
2 (LK)	0.0258	0.0039	5.77
3 (HK)	0.0001	0.6010	1.00

SUSTITUYENDO LOS VALORES EN LA ECUACIÓN:

$$N_{MIN} + 1 = 7.87$$

$$N_{MIN} = 6.87 \quad 7 \text{ PLATOS}$$

CALCULO DEL REFLUJO MINIMO TX-01

SE CALCULÓ A PARTIR DE LA ECUACIÓN DE UNDERWOOD, PARA UNA TAL QUE,

$$\sum \frac{\alpha_i X_{Fi}}{\alpha_i - \phi} = 1 - q \quad \dots (9)$$

$$\sum \frac{\alpha_i (X_{Di})_N}{\alpha_i - \phi} = R_M + 1 \quad \dots (10)$$

DONDE:

q = CONDICIÓN DE LA MEZCLA DE ALIMENTACIÓN $\frac{H_G - H_L}{H_F - H_L}$

ϕ = RAÍZ DE LA ECUACIÓN

H_G = ENTALPIA DEL VAPOR

H_L = ENTALPIA DEL LÍQUIDO

H_F = ENTALPIA DE ALIMENTACIÓN

q	ALIMENTACIÓN
$1 > q > 0$	VAPOR SOBREALENTADO
0	VAPOR SATURADO
$LF/(LF-F)$	MEZCLA LÍQUIDO-VAPOR
∞	LÍQUIDO SATURADO
> 1	LÍQUIDO SUBENFRIADO

SI LA MEZCLA SE ALIMENTA COMO VAPOR SATURADO $q = 0$, ASÍ QUE SUSTITUYENDO LOS VALORES DE $X_D = X_0$ (TABLA 5.6), $X_F = Y_1$ (TABLA 5.5) Y $I = \alpha$ PROM. (TABLA 5.8) Y RESOLVIENDO POR TANTEO LA ECUACIÓN 9 SE OBTIENE LA RAÍZ Y POSTERIORMENTE SE SUSTITUYE EN LA ECUACIÓN 10 PARA OBTENER UN REFLUJO MÍNIMO DE:

$$R_m = 1.5301 - 1 = 0.5301$$

SI SE EMPLEA UNA RELACIÓN DE REFLUJO DE 4 R_m , $R = 2.02$

$$\frac{R - R_{MIN}}{R + 1} = \frac{2.12 - 0.53}{3.12} = 0.51$$

DE LA ECUACIÓN DE GILLILAND, (24)

$$Y = 1 - \exp \left[\frac{1 + 54.4 X}{11 + 117.2 X} \cdot \frac{X - 1}{X} \right]$$

DONDE,

$$X = \frac{R - R_{MIN}}{R + 1} ; \quad Y = \frac{N - N_{MIN}}{N + 1}$$

PARA $Y = 0.25$ Y $N_{MIN} = 7$; $N = 10$ PLATOS TEÓRICOS

CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL DOMO Y DEL FONDO TX-01

LA TEMPERATURA DEL DOMO CORRESPONDE A AQUELLA EN LA QUE,

$$\sum X_w \cdot K_i = 1 \quad \dots (11)$$

Y LA DEL FONDO,

$$\sum X_D / K_i = 1 \quad \dots (12)$$

TOMANDO LOS DATOS DE LA TABLA 5.8 Y CONSIDERANDO UNA PRESIÓN DE OPERACIÓN DE 1 ATM DE LAS FÓRMULAS 11 Y 12 SE OBTIENE,

$$T \text{ DOMO} = 118.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ FONDO} = 215 \text{ } ^\circ\text{C}$$

CARGA TERMICA DEL CONDENSADOR C-01

SI SE EMPLEA UN CONDENSADOR TOTAL, LA ENTALPIA DEL LÍQUIDO ES IGUAL A LA DEL DESTILADO Y POR TANTO,

$$Q_c = (L + D) \cdot (H_G - H_L) = G$$

DEL BALANCE DE MATERIALES, A 118 °C,

TABLA 5.9

	%MOL	λ KCAL/MOL
ACIDO	0.9742	9126
ANH.	0.0258	11822

$$\lambda = \sum X_D \cdot \alpha_i = 9,195 \text{ KCAL / KGMOL}$$

PARA $G = 4.16 \text{ KG MOL / HR}$,

$$Q_c = 38,253 \text{ KCAL / HR} = 151,799 \text{ BTU / HR}$$

Y EL AGUA DE ENFRIAMIENTO REQUERIDA ES:

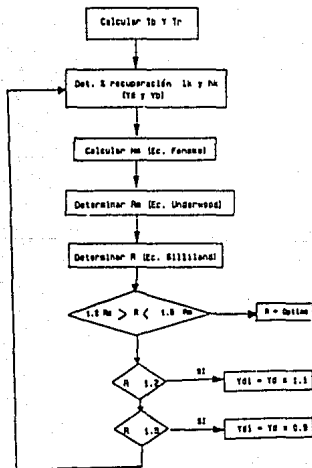
$$Q_c = M_w \cdot C_p \cdot T$$

$$M_w = 6,373 \text{ KG/HR} \quad (28 \text{ GPM})$$

BALANCE EN LA TORRE TX-01 A (DESTILACION AC. DEL CATALIZADOR)

DEBIDO A QUE TANTO LA DESTILACION DE LOS VAPORES DE REACCION, COMO LA RECUPERACION DEL ACIDO DEL BIACETATO SE LLEVA A CABO EN LA MISMA COLUMNA, ES DISEÑO SE REALIZÓ EN FUNCIÓN DE LA PRIMERA DESTILACION, YA QUE MANEJA EL FLUJO MÁXIMO.

EL PROCEDIMIENTO PARA ESTABLECER EL BALANCE DE LA TORRE DE VACÍO TX-01 A, ES EL SIGUIENTE:



CALCULO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA Y DE ROCIO TX-01A

DEL BALANCE DE MATERIALES

TABLA 5.10

	F KGMOL/LOTE	XF % MOL
AC. ACETICO	1.4971	0.3366
ANH. ACETICO	0.1190	0.0268
SALICILALDEHIDO	0.5516	0.1240
CUMARINA	2.2799	0.5126
	4.4476	1.0000

A UNA PRESIÓN DE OPERACIÓN DE 43 MMHG (0.0566 ATM),

TABLA 5.11

	K _i (66.5°C)	X _{F1} *K _i	K _i (173°C)	X _{F1} /K _i	α PROM
1	2.8767	0.9683	74.0723	0.0045	12.0203
2 (LK)	1.1594	0.0311	43.2649	0.0006	5.8321
3 (HK)	0.1607	0.0199	9.1768	0.0135	1.0000
4	0.0020	0.0010	0.4986	1.0281	0.0260
		1.0203		1.0468	

T_B = 66.5 °C

T_R = 172.5 °C

CON UNA TORRE DE 10 PLATOS TEÓRICOS OPERANDO A UNA RELACIÓN DE REFLUJO DE 1,5 RM SE OBTIENE UNA RECUPERACIÓN DEL 98,5% DE ANHÍDRIDO ACÉTICO POR EL DOMO Y DE 99% DE SALICILALDEHÍDO POR EL FONDO.

TABLA 5.12

	X_D (%MOL)	X_B (%MOL)	D (KGMOL/LOTE)	B
1	0.9241	0.0002	1.4965	0.0006
2 (LK)	0.0725	0.0006	0.1172	0.0018
3 (HK)	0.0034	0.1930	0.0055	0.5461
4	0.0000	0.8061	0.0000	2.2790
	1.0000	1.0000	1.6212	2.8285

$$N_{MIN} = 4$$

$$R_{MIN} = 0.2$$

5.3.4 PURIFICACION

A) TANQUE PRECIPITADOR

PARA EXTRAER LA CUMARINA Y EL SALICILALDEHÍDO SE REQUIEREN,
(25)

$$1.9 \frac{\text{KG TOLUENO}}{\text{KG PRODUCTO}} \cdot 399,48 \text{ KG PRODUCTO} = 759 \frac{\text{KG TOLUENO}}{\text{LOTE}}$$

ASUMIENDO QUE SE RECUPERA EL 98% DEL ACETATO DE SODIO EN EL FILTRO PRENSA, EL LICOR QUE SE OBTIENE DESPUÉS DEL FILTRADO TIENE LA SIGUIENTE COMPOSICIÓN,

TABLA 5.13

	KG/LOTE	KGMOL/LOTE	% MOL
CUMARINA	332.86	2.2800	0.205
SALICIL.	66.62	0.5461	0.049
ACETATO	1.60	0.0190	0.002
TOLUENO	759.00	8.2500	0.744
	1160.08	12.5770	1.000

B) PRECALENTADOR TORRE RECUPERACION DE SOLVENTE

EL CALOR NECESARIO PARA CALENTAR LA MEZCLA DE LA TEMPERATURA AMBIENTE A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN A LA CUAL SE ALIMENTA LA MEZCLA A LA TORRE ES,

$$Q = M \cdot C_P \cdot \Delta T$$



DEL BALANCE DE MATERIALES,

$$M = 566 \text{ LB/HR}$$

$$A \ 25 \text{ } ^\circ\text{C}, \ C_P = 0.279 \text{ BTU/LB } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 19,592 \text{ BTU/HR}$$

SI SE EMPLEA DIPHIL PARA CALENTAR

$$\Delta T_{M_i} = (145 + 95) = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ A } 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 0.4403 \text{ BTU/LB } ^\circ\text{F}$$

LA CANTIDAD DE ACEITE REQUERIDA ES:

$$M_{\text{ACEITE}} = \frac{19.592}{(0.4403)(145-95)} = 890 \text{ LB/HR}$$

$$M_{\text{ACEITE}} = 890 \text{ LB/HR}$$

C) RECUPERACION DEL SOLVENTE TX-02

A UNA PRESIÓN ATMOSFÉRICA, DE ACUERDO A LAS CONDICIONES DE ALIMENTACIÓN,

$$T_{\text{BURBUJA}} = 89 \text{ } ^\circ\text{C} (192 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$T_{\text{ROCÍO}} = 227 \text{ } ^\circ\text{C} (441 \text{ } ^\circ\text{F})$$

PARA UNA RECUPERACIÓN DEL 99% DE TOLUENO POR EL DOMO, Y DEL 99% DE LA CÚMARINA POR EL FONDO, SI LA PURIFICACIÓN SE REALIZA EN 4.5 HORAS,

$$D = 168.9 \text{ KG/HR} (371 \text{ LB/HR})$$

$$B = 72 \text{ KG/HR} (159 \text{ LB/HR})$$

$$S = 16.6 \text{ KG/HR} (37 \text{ LB/HR})$$

DE LA ECUACIÓN DE FENSKE, EL NÚMERO MÍNIMO DE PLATOS ES,

$$N_M = 7 \text{ PLATOS TEÓRICOS}$$

PARA UNA COLUMNA CON EXTRACCIÓN LATERAL, EL REFLUJO MÍNIMO ESTA DADO POR,

$$R_{MIN} = R_M + F_{SR} S \quad (26)$$

DONDE,

R = REFLUJO MÍNIMO (EQ. UNDERWOOD)

F_{SR} = FACTOR CONVERCIÓN S A R_S, (HR/MOL)

S = FLUJO DE CORRIENTE LATERAL (MOLES/HR)

ASÍ, $R_{MIN} = 0.3$

SI SE EMPLEA UNA RELACIÓN DE $R = 2 R_{MIN} = 0.6$, A PARTIR DE LA GRÁFICA DE GILLILAND, EL NÚMERO DE PLATOS TEÓRICOS ES,

$$N = 14 \text{ PLATOS}$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL DOMO Y DEL FONDO (TX-02)

A P = 1 ATM.

DOMO T = 80 °C

FONDO T = 280 °C

TABLA 5.14

	X_D	X_D/K_I	X_W	X_W^*K
CUMARINA	0.0	0.0	0.966	0.7467
SALICILALDH.	0.0001	0.0060	0.034	0.2532
TOLUENO	0.9999	1.0345	0.000	0.0000
		1.0405	1.000	0.9999

CARGA TERMICA DEL CONDENSADOR Y DEL REHEVIVADOR (TX-02)

DEL BALANCE DE MATERIALES,

F = 2.7905 KGMOL / HR

D = 2.1646 KGMOL / HR

S = 0.1306 KGMOL / HR

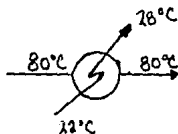
EMPLEANDO UN CONDENSADOR TOTAL, $Q_C = G$

TABLA 5.15

	X_D	λ (80°C) KCAL/MOL	$X_D \lambda$
TOLUENO	0.999	7.352	7.3513
SALICILALDH.	0.001	13.908	0.0014
			7.3527

$$G = 3.4622 \text{ KG MOL/HR}$$

$$Q_c = 25,456 \text{ KG CAL/HR} \quad (101,022 \text{ BTU/HR})$$

REHERVIDOR

TABLA 5.16

	X _F	X _F H _F	X _w H _w
TOLUENO	0.775	1614.0	0.0
SALICILALDH.	0.043	116.7	295.0
CUMARINA	0.182	496.6	8597.4
		2227.3	8892.4

TABLA 5.17

	X _D	C _P 80°C	X _s	C _P 207°C
TOLUENO	0.999	0.3	0.0000	0.4
SALICILALDH.	0.001	0.25	0.7837	0.26
CUMARINA	0.000	----	0.2163	0.22

$$H_D = C_P \cdot \Delta T$$

EL CALOR DEL REHERVIDOR ES:

$$Q_B = D H_D + W H_w + Q_c - F H_f + S H_s$$

SUSTITUYENDO VALORES,

$$Q_B = 29,261 \frac{\text{KCAL}}{\text{HR.}} = 116,115 \frac{\text{BTU}}{\text{HR.}}$$

PARA LO CUAL SE REQUIEREN 5,600 LB/HR DE DIPHIL, CONSIDERANDO QUE ESTE SE EMPLEA A UNA TEMPERATURA DE 300 °C.

CALCULO DEL ENFRIADOR CORRIENTE FONDO IX-02

PARA DESCARGAR EL PRODUCTO DEL FONDO ES NECESARIO ENFRIAR HASTA 100 °C.

DEL BALANCE DE MATERIALES

19

	% MOL	CP 180°C
CUMARINA	0.965	0.24
SALICILALDEHIDO	0.033	0.29
TOLUENO	0.002	0.45

$M = 0.485 \text{ KG/MOL/HR.}$, Y PARA UNA TEMPERATURA MEDIA DE 180 °C, EL $CP = 0.242 \text{ KCAL/KG}^\circ\text{C}$ Y EL CALOR NECESARIO SERÁ:

$$Q = M CP \Delta T = 3,067.5 \text{ KCAL/HR (12,173 BTU/HR.)}$$

Y EL AGUA REQUERIDA, PARA OBTENER UN ΔT DE 6 °C, ES $M_w = 511 \text{ KG/HR.}$

PURIFICACION DEL PRODUCTO

EL RESIDUO DE LA TORRE TX-02, TIENE UNA PUREZA DE 96.3%, Y PARA OBTENER UNA PUREZA DE 99.5% ES NECESARIO EFECTUAR UNA DOBLE CRISTALIZACIÓN.

LA OPERACIÓN ES BATCH, POR LO TANTO, CUANDO SE TIENE UN LOTE COMPLETO DE PRODUCTO EN EL TANQUE T-16, EL CUAL DEBE MANTENERSE A TEMPERATURA CONSTANTE DE 100°C PARA QUE NO EMPIECE A CRISTALIZAR, SE DESCARGA A UN CRISTALIZADOR (T-17), Y SE ENFRÍA HASTA 80°C.

EN ESTA ETAPA ES IMPORTANTE CUIDAR QUE LA TEMPERATURA NO LLEGUE A 70 °C, PUNTO EN EL CUAL LOS CRISTALES SE FUNDEN.

BALANCE DE ETANOL EN EL CRISTALIZADOR

PARA LAVAR LOS CRISTALES, SE REQUIERE UNA SOLUCIÓN A 25°C DE ETANOL AL 90% EN UNA RELACIÓN EN PESO DE 0.5 : 1, ETANOL-CUMARINA.

DEL BALANCE DE MATERIALES

19

$$0.465 \frac{\text{KGMOL}}{\text{HR}} \cdot 4.5 \frac{\text{HR}}{\text{LOTE}} \cdot 145 \frac{\text{KG}}{\text{KGMOL}} = 305.5 \frac{\text{KG CUM}}{\text{LOTE}}$$

A 25 °C LA SOLUBILIDAD DE LA CUMARINA ES DE 1 g / 8 ML DE ETANOL AL 90%, Y LA DENSIDAD DEL ETANOL A ESAS CONDICIONES ES

$$\rho = 0.8136 \text{ g/ML.}$$

PARA 305.5 KG DE CUMARINA SE REQUIEREN 152.7 KG DE ETANOL AL 90%, Y CONSIDERANDO LA SOLUBILIDAD,

$$\frac{1 \text{ G CUMARINA}}{8 \text{ ML ETANOL}} \cdot \frac{1}{\rho_{\text{ETANOL}}} \cdot 152.7 \text{ KG ETANOL} = 23.46 \text{ KG CUM}$$

LO QUE EQUIVALE A UN 7.7% DEL PRODUCTO Y QUE SERÍAN LOS KILOGRAMOS DE CUMARINA QUE PODRÍAN PERDERSE.

CONSIDERANDO QUE ADICIONALMENTE EXISTEN PERDIDAS POR MANEJO DE MATERIALES, SE ESTIMÓ UNA PERDIDA DEL 10% EN ESTA ETAPA DEL PROCESO.

FINALMENTE, SE ASUMIÓ QUE LAS PERDIDAS EN LOS FILTRADOS ERAN DE UN MÁXIMO DE 2%

5.4 DIMENSIONAMIENTO Y SELECCION DE LOS EQUIPOS

5.4.1 REACTOR

EL VOLUMEN DEL REACTOR ES IGUAL AL VOLUMEN DE LA FASE LÍQUIDA Y EL VOLUMEN DE LOS VAPORES CONDENSADOS; DEL BALANCE DE MATERIALES, $V = 1,325$ LT/LOTE

CONSIDERANDO UN 70% DE CAPACIDAD DE OPERACIÓN,

$$V = 1,892 \text{ LT (500 GAL)}$$

5.4.2 TANQUES

EN TODOS LOS CASOS SE CONSIDERARON TANQUES CILÍNDRICOS VERTICALES DE FONDO PLANO.

CONSIDERANDO QUE LA RELACIÓN L/D ÓPTIMA ESTÁ ENTRE 1.15 Y 1.5, EL L/D EMPLEADO FUÉ DE 1.2 .

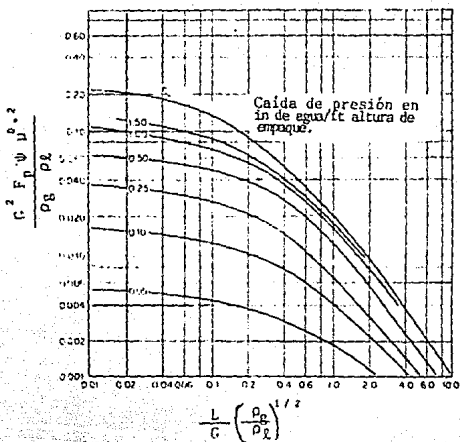
TANQUES DE ALMACENAMIENTO :

EN TODOS LOS CASOS SE HICIERON LAS SIGUIENTES CONSIDERACIONES:

- 1) CAPACIDAD PRÁCTICA = 90% DE LA TEÓRICA.
- 2) PARA TANQUES DE ALMACENAMIENTO, SE CONSIDERÓ UN INVENTARIO DE 8 DÍAS EN PRODUCTOS NACIONALES Y DE 30 DÍAS EN IMPORTADOS.

5.4.3 TORRES DE DESTILACION

EL DIÁMETRO DE LA TORRE SE CALCULÓ PARA EL FLUJO EN LA PARTE SUPERIOR DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO, FLUJO MÁXIMO, MEDIANTE LA CORRELACIÓN DE ECKER'S, (GRÁFICA 5.1)



DONDE:

G = VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS (LB/FT²*SEG)

F = FACTOR DE EMPAQUE

ρ = DENSIDAD ESPECÍFICA DEL LÍQUIDO (LB/FT³)

μ = VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO

G = DENSIDAD DEL GAS (LB/FT³)

L = DENSIDAD DEL LÍQUIDO	(LB/FT ³)
GC = ACELARACIÓN DE LA GRAVEDAD	
L = FLUJO DEL LÍQUIDO	(LB/HR)
G = FLUJO DEL GAS	(LB/HR)

SIENDO,

$$L = R \cdot D ; \quad G = L + D = R (D + 1)$$

DEL BALANCE DE MATERIALES Y ENERGÍA,

$$D = 1.3334 \text{ KGMOL/HR}$$

$$PM = 61.08 \text{ KG/KGMOL}$$

$$T_{\text{DOMO}} = 118 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$L = 2.12 \cdot 1.3334 = 2.8268 \text{ KGMOL/HR} \quad (380.7 \text{ LB/HR})$$

$$G = 2.826 + 1.3334 = 4.16 \frac{\text{KGMOL}}{\text{HR}} \cdot \frac{61.08}{0.4536} = 565.7 \frac{\text{LB}}{\text{HR}}$$

LA DENSIDAD DEL LÍQUIDO SE CALCULÓ A LA TEMPERATURA DEL DOMO, MEDIANTE LAS DENSIDADES DE LOS COMPUESTOS PUROS Y SUS FRACCIONES MOLARES, Y LA DEL GAS MEDIANTE LA LEY DE LOS GASES IDEALES.

$$\rho_L = 0.9281 \text{ g / cm}^3 \quad (57.91 \text{ LB/FT}^3)$$

$$\rho_G = 0.1182 \text{ LB/FT}^3$$

$$\frac{L}{G} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{\frac{1}{2}} = 0.03$$

SI SE EMPLEAN ANILLOS RASCHING DE 1/4 IN (27)

$$F = 1,600 / \text{FT}$$

DE LA GRÁFICA 5.1 , AL 100% DE LA INUNDACIÓN,

$$Y = 0.2$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACIÓN DE Y, LA MÁXIMA VELOCIDAD ADMISIBLE DEL VAPOR ES:

$$G = 0.191 \text{ LB/FT}^2 \text{ SEG}$$

TRABAJANDO AL 60% DE LA INUNDACIÓN, RECOMENDADO PARA TORRES DE NUEVO DISEÑO, EL FLUJO MÁXIMO ES:

$$G = 0.6 * 0.191 = 0.1146 \text{ LB/FT}^2 \text{ SEG}$$

$$\text{SECCIÓN TRANSVERSAL} = \frac{F}{G} = \frac{566}{0.1146 * 3600} = 1.372 \text{ FT}^2$$

POR LO QUE EL DIÁMETRO RESULTANTE ES, $D = 1.32 \text{ FT}$ (16 IN)

DEBIDO A QUE LOS FLUJOS MANEJADOS EN LAS TORRES SON MUY PEQUEÑOS SE EMPLEARAN TORRES EMPACADAS, Y LA ALTURA DE ESTAS

SE CALCULÓ EN FUNCIÓN AL NÚMERO DE PLATOS TEÓRICOS SIENDO QUE LA ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO ES (28):

$$1 \text{ PLATO TEORICO} = 1.5 \text{ FT DE ALTURA}$$

PARA UNA TORRE DE 10 PLATOS TEÓRICOS, SE OBTIENE UN VALOR DE $H = 15 \text{ FT. (4.5 M)}$

DIAMETRO TORRE TX-01A

DEL BALANCE DE MATERIALES,

$$F = 4.4496 \text{ KGMOL/LOTE}$$

$$D = 1.6212 \text{ KGMOL/LOTE}$$

$$B = 2.8284 \text{ KGMOL/LOTE}$$

$$PM = 63.26 \text{ Kg/KGMOL}$$

PARA UNA RELACIÓN DE REFLUJO DE 2 RMIN, $R = 0.3$ Y:

$$L = 0.4864 \text{ KGMOL/LOTE} = 67.83 \text{ LB/LOTE}$$

$$G = 2.1076 \text{ KGMOL/LOTE} = 293.0 \text{ LB/LOTE}$$

A 66 °C,

$$L = 62.03 \text{ LB/FT}^3$$

$$G = 0.0081 \text{ LB/FT}^3$$

DE T-01, EL MÁXIMO FLUJO DE VAPOR ADMISIBLE SE OBTIENE

A 0.161,

$$G = \left[\frac{(0.161) (0.0081) (62.03) (32.15)}{(1600) (0.62) 0.2} \right]^{1/2} = 0.042$$

SI EL DIÁMETRO ES 16 IN = 1.28 FT

$$\frac{F_G}{G} = \frac{293.9 \text{ LB}}{\theta} \cdot \frac{1}{0.042}$$

$$\theta = 1.5 \text{ HORAS}$$

DIÁMETRO DE LA TORRE IX-02

DEL BALANCE DE MATERIALES,

$$L = 0.3116 \text{ KGMOL / HR.}$$

$$G = 2.4755 \text{ KGMOL / HR.}$$

A 80 °C,

$$L = 51.01 \text{ LB / FT}^3$$

$$G = 0.1685 \text{ LB / FT}^3$$

$$L = 0.316 \text{ CP.}$$

DE LA RELACIÓN DE ECKER'S, AL 100% DE LA INUNDACIÓN

$$Y = 0.2 \text{ Y } G = 0.2085 \text{ LB / FT}^2 \text{ SEG}$$

SI SE DISEÑA LA TORRE A UN 70 % DE LA INUNDACIÓN,

$$G = 0.146 \text{ LB / FT}^2 \text{ HR}$$

EL ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL ES DE 1.134 FT² Y EL
DIÁMETRO = 1.2 FT (14.4 IN).

$$\text{DIÁMETRO DE LA TORRE} = 16 \text{ IN.}$$

SI EL NÚMERO DE PLATOS TEÓRICOS ES 12, DE ACUERDO A LA
RELACIÓN DE LA ALTURA DE LA TORRE DEBERÁ SER DE 18 FT

5.4.4 INTERCAMBIADORES DE CALOR

CONDENSADORES

$$Q = M_{\text{MEZCLA}} C_p \Delta T = M_{\text{AGUA ENF.}} C_p \Delta T$$

- 1) SE ESTIMÓ UN VALOR DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR U, (TABLA 8 ,KERN)
- 2) SE CALCULÓ EL ÁREA A PARTIR DE LA ECUACIÓN DE FOURIER. $Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML}$
- 3) PARA UN DIÁMETRO Y LONGITUD ESPECÍFICOS SE CALCULA EL NÚMERO DE TUBOS.

$$N_T = \frac{A}{a \cdot t \cdot L}$$

- 4) PARA UN NÚMERO DE PASOS Y UN ARREGLO DE TUBOS SELECCIONADO SE OBTIENE EL NÚMERO REAL DE TUBOS, SE CALCULA NUEVAMENTE EL ÁREA DE TRANSFERENCIA Y SE CORRIGE EL COEFICIENTE UD.

- 5) COEFICIENTE POR EL LADO DE LOS TUBOS, MEDIANTE;

AREA DE FLUJO, $A_t = (N_T \cdot A'_t) / 144 \cdot N$

MASA VELOCIDAD, $G_t = W / A_t$

RE A t_m $Re_t = (D \cdot G_t) / \mu_L$ $\Delta T_{LM} = (t_i + t_f) / 2$

COEFICIENTE INDIVIDUAL;

$$j_h = \frac{K}{D} \cdot \frac{C_p}{K} \Delta t$$

DONDE j_h SE OBTIENE A PARTIR DE Re_t DE LAS CURVAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR EL LADO DE LOS TUBOS.

- 6) COEFICIENTE POR EL LADO DE LA CORAZA (FLUIDO CONDENSANTE), SE OBTUVO A PARTIR DE LA ECUACIÓN;

$$h_B = 0.76 \left[\frac{D^2 \rho^2 g}{\mu \gamma} \right] \cdot \frac{K}{D}$$

$$\gamma = \frac{WF}{2L}$$

PARA MEZCLAS EN EBULLICIÓN. (29)

CONDENSADOR TORRE TX-02

DEL BALANCE DE MATERIALES Y ENERGÍA.

$$M = 596.5 \text{ LB / HR}$$

$$Q_C = 101,022 \text{ BTU/HR}$$

A CONTRACORRIENTE,

$$\Delta T_{ML} = 53.94 \text{ } ^\circ\text{F}$$

CONSIDERANDO QUE SE TIENE TOLUENO PRÁCTICAMENTE PURO EN EL
DOMO DE LA TORRE, A 80 °C

$$\rho = 50.98 \text{ LB / FT}^3$$

$$\mu = 0.76471 \text{ LB / FT HR}$$

$$\text{BTU / LB } ^\circ\text{F}$$

CORAZA

$$DE = 0.0777 \text{ FT}$$

TUBOS

$$AT = 0.024 \text{ FT}$$

$$GT = 391.199$$

$$RT = 5.240$$

$$JH = 20$$

$$h_{10} = 417.27$$

COEFICIENTE LIMPIO

$$U_C = \frac{147.72 \cdot 417.27}{147.42 + 417.27} = 108.9 \text{ BTU/HRFT } ^\circ\text{F}$$

FACTOR DE ENSUCIAMIENTO,

$$R_D = \frac{108.9 - 80}{108.9 \cdot 80} = 0.003$$

SE REQUIERE UN CONDENSADOR DE LAS SIGUIENTES CARACTERÍSTICAS

CORAZA $D = 6$ IN (FLUIDO CONDENSANTE)

TUBOS (AGUA DE ENFRIAMIENTO)

$D = 1/2$ IN

$Pt = 0.75$ IN

$NT = 32$

$L = 3$ FT

EL ÁREA DEL CONDENSADOR ES DE 13 FT²

CON UN COEFICIENTE SUCIO DE $U_D = 80$ BTU/HR FT² °F

CONDENSADOR TORRE IX -01

DEL BALANCE DE MATERIALES Y ENERGÍA.

$Q_C = 151,800$ BTU/HR

A CONTRACORRIENTE,

$\Delta T_{ML} = 162.2$ °F

CORAZA: MEZCLA

TUBOS: AGUA

$T_1 = 118.5$ °C
 $T_2 = 118.5$ °C
 $M = 566$ LB/HR
 $CP = 0.5553$ BTU/LB °F
 $\rho = 58.98$ LB / FT³
 $K = 0.049$ BTU/HR FT °F

$T_1 = 22$ °C
 $T_2 = 28$ °C
 $M = 14,000$ LB/HR
 $CP = 1$ BTU/HR °F
 $\rho = 62.4$ LB/FT³
 $\mu = 2.299$ LB/HR FT °F
 $k = 0.34$ BTU/HR °F

$G_s = 28,159$
 $Res = 2,785$
 $HI = 162.37$

$at = 0.0419$ FT²
 $G_t = 334.77$
 $Ret = 7,528$ JH = 28
 $HIO = 287$

COEFICIENTE LIMPIO

$$U_c = \frac{162.37 \cdot 287}{162.37 + 287} = 100 \text{ BTU/HRFT } ^\circ\text{F}$$

FACTOR DE ENSUCIAMIENTO,

$$R_d = \frac{100 - 77.3}{100 \cdot 77.3} = 0.0029$$

SE REQUIERE UN CONDENSADOR DE LAS SIGUIENTES CARACTERÍSTICAS

CORAZA D = 6 IN (FLUIDO CONDENSANTE)

TUBOS (AGUA DE ENFRIAMIENTO)

$$\begin{aligned} D &= 3/4 \text{ IN} \\ PT &= 1 \text{ IN} \\ NT &= 20 \\ L &= 3 \text{ FT} \\ N &= 1 \end{aligned}$$

EL ÁREA DEL CONDENSADOR ES DE 12 FT²CON UN COEFICIENTE SUCIO DE $U_d = 77.27 \text{ BTU/HRFT } ^\circ\text{F}$ PRECALENTADOR PARA ALIMENTACION A IX-02

DEL BALANCE DE MATERIALES Y ENERGÍA.

$$\begin{aligned} M &= 566 \text{ LB / HR} \\ QC &= 19,592 \text{ BTU/HR} \end{aligned}$$

A CONTRACORRIENTE,

$$\Delta T_{ML} = 64.12 \text{ } ^\circ\text{F}$$

A 55.5 °C, LAS PROPIEDADES DE LA MEZCLA SON:

$$\begin{aligned} K &= 0.08 \text{ BTU/HR } ^\circ\text{F} \\ C_p &= 0.279 \text{ BTU/HR } ^\circ\text{F} \\ \rho &= 58.98 \text{ LB / FT}^3 \\ \mu &= 1.69 \text{ LB/HR} \end{aligned}$$

CORAZA: ACEITE

$$\begin{aligned} DE &= 0.0777 \\ AS &= 0.0139 \\ GS &= 64.029 \\ RE &= 2.610 \\ &= 55.8 \end{aligned}$$

TUBOS: MEZCLA

$$\begin{aligned} D &= 0.0308 \\ &= 0.0075 \\ G &= 151.494 \\ RE &= 10.308 \\ &= 51.478 \end{aligned}$$

COEFICIENTE LIMPIO

$$U_c = \frac{55.8 \cdot 38.12}{55.8 + 38.12} = 22.65 \text{ BTU/HRFT } ^\circ\text{F}$$

FACTOR DE ENSUCIAMIENTO,

$$R_D = \frac{22.65 - 21.69}{22.65 \cdot 21.69} = 0.002$$

SE REQUIERE UN INTERCAMBIADOR MULTITUBO DE LAS CARACTERÍSTICAS SIGUIENTES:

CORAZA D = 3 IN

TUBOS

$$\begin{aligned} D &= 1/2 \text{ IN} \\ PT &= 0.75 \text{ IN} \\ NT &= 10 \\ L &= 3 \text{ FT} \\ N &= 1 \end{aligned}$$

EL ÁREA DEL CONDENSADOR ES DE 8 FT²

CON UN COEFICIENTE SUCIO DE $U_D = 21.69 \text{ BTU/HRFT } ^\circ\text{F}$

5.5 LISTA DE EQUIPOS PRINCIPALES

REF.	DESCRIPCION
TX-01	TORRE EMPACADA, ANILLOS RASCHING PORCELANA 1/4" D, ACERO INOXIDABLE 316
TX-02	TORRE ATMOSFERICA 16" D, 18' L, EMPACADA ANILLOS RASCHING PORCELANA 1/4" D ACERO AL CARBON
T-01	TANQUE ALMACENAMIENTO HAC, 5 'L * 4' D ATMOSFERICO ACERO INOXIDABLE 316
T-02	TANQUE ALMACENAMIENTO ANH.ACETICO, 2.4M L * 3.6M D, ATMOSFERICO, SS-316
T-03	IDEM T-02
T-04	TANQUE ALMACENAMIENTO SALICILALDEHIDO ATMOSFERICO, 2M D * 2.8M L, ACERO CARBON
T-05	IDEM T-04
T-06	TANQUE ALMACENAMIENTO TOLUENO, ATM. 2.3M D * 2.8M L, ACERO AL CARBON
T-07	IDEM T-06
T-09	TANQUE RECIBIDOR PRODUCTO DE REACCION ATMOSFERICO, 1M L * 1.24M D, ACERO CARBON
T-13	TANQUE CONDENSADOS VAPORES REACCION ATMOSFERICO, 1.12M D * 1.3M L, INOX-316
T-08	TANQUE ALMACENAMIENTO BIACETATO INOX-316, ATMOSFERICO 1.2M L * 1M D
T-10	TANQUE PRECIPITADOR ACETATO DE SODIO ATMOSFERICO, 1.5M L * 1.2M D, AC. CARBON
T-11	TANQUE DE ENVIO A TORRE DE SEPARACION ATMOSFERICO, 1.15M D * 1.4M L, AC. CARBON
T-12	IDEM T-012

- T-015 RECUPERACION DE SALICILALDEHIDO, ATMOSFERICO
AC. CARBON, 0.5M D * 0.6M L
- T-016 RECUPERACION DE CUMARINA, ATMOSFERICO
AC. CARBON, 0.8M D * 1M L
- T-017 CRISTALIZADOR, ATMOSFERICO, AC. CARBON
1.20M D * 0.9M L
- T-018 ALMACENAMIENTO ETANOL, ATMOSFERICO, AC. CARBON
2M D * 2.3M L
- C-01 CONDENSADOR VAPORES REACCION, 12 FT2
ACERO INOXIDABLE 316
- C-02 CONDENSADOR TORRE SEPARACION, 13 FT2
ACERO AL CARBON
- C-03 CALENTADOR ALIMENTACION TORRE TX-02
- C-04 CONDENSADOR CORRIENTE LATERAL TX-02
- C-05 REHERVIDOR TORRE TX-02
- C-06 ENFRIADOR CORRIENTE FONDO TX-02
- R-01 REACTOR ENCHAQUETADO 500 GAL, VIDRIADO
C/AGITADOR DE AC. INOX., 350 RPM
PROPELA TIPO MARINO
- B-01 ALIMENTACION AC. ACETICO, AC. INOX. 1/2 HP
- B-02 ALIMENTACION ANH.ACETICO, AC. INOX. 1/2 HP
- B-03 ALIMENTACION SALICILALDEHIDO, AC. CARBON 1/2 HP.
- B-04 ALIMENTACION TOLUENO, AC. CARBON 1/2 HP.
- B-05 DESCARGA REACTOR, AC. INOX. 1/2 HP.
- B-06 REFLUJO TX-01, AC. INOX. 1/4 HP
- B-07 RECUPERACION AC. ACETICO, AC. INOX. 1 HP.
- B-08 ALIMENTACION A PRECIPITADOR, AC. INOX. 1/2 HP.
- B-09 AGUA DE ENFRIAMIENTO TX-01, AC. CARBON 1 HP.
- B-10 DESCARGA PRECIPITADOR, AC. CARBON 1/2 HP.

- B-11 A TANQUE DE ENVIO T-12, AC. CARBON 1/2 HP.
- B-12 ALIMENTACION TX-02, AC. CARBON 1 HP.
- B-13 REFLUJO TX-02, AC. CARBON 1/4 HP.
- B-14 A TANQUE TOLUENO RECUPERADO, AC. CARBON 1 HP.
- B-15 TOLUENO A T-11, AC. CARBON 1/2 HP.
- B-16 CONDENSADOR EXTRACCION LATERAL, AC. CARBON 1/4 HP.
- B-17 SALICILALDEHIDO A R-01, AC. CARBON 1/2 HP.
- B-18 CUMARINA A T-18, AC. CARBON 1/2 HP.
- B-19 REFLUJO FONDO TX-02, AC. CARBON 1/4 HP.
- B-20 AGUA ENFRIAMIENTO TX-02, AC. CARBON 1 HP.
- B-21 A CRISTALIZADOR, AC. CARBON 1/2 HP.
- B-22 ALIMENTACION ETANOL, AC. CARBON 1/2 HP.
- B-23 ACEITE CALENTAMIENTO REACTOR, AC. CARBON 1/4 HP.
- B-24 ACEITE CALENTAMIENTO TX-02, AC. CARBON 1/4 HP.
- B-25 VACIO
- F-01 FILTRO PRENSA
- H-01 EQUIPO DIPHIL
- TE-01 TORRE DE ENFRIAMIENTO
- S-01 SECADOR DE CHAROLAS

CAPITULO VI

EVALUACION ECONOMICA

6.1 COSTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

6.1.1 BASES DE CALCULO

EL COSTO DE LOS TANQUES Y DE LAS TORRES SE ESTIMÓ A PARTIR DEL ESPESOR Y EL PESO DE LOS ENVOLVENTES Y LAS TAPAS.

PARA RECIPIENTES A PRESIÓN, EN RELACIÓN AL DIÁMETRO INTERNO, EL ESPESOR ES IGUAL A:

CUERPO CILINDRICO

$$T = \frac{P_D \cdot R}{SE - 0.6 P_D} + c$$

TAPAS TORIESFERICAS

$$T = \frac{P_D \cdot R}{2 SE - 0.2 P_D} + c$$

DONDE:

T = ESPESOR	(IN)
P _D = PRESIÓN DE DISEÑO	(PSI)
R = RADIO	(IN)
E = EFICIENCIA DE LA JUNTA	
S = ESFUERZO ADMISIBLE	(PSI)
c = TOLERANCIA POR CORROSIÓN	(IN)

EN TODOS LOS CASOS SE CONSIDERÓ $E = 0.85$, Y EL ESFUERZO ADMISIBLE DE:

$$S = 13,700 \quad (\text{ACERO AL CARBÓN})$$

$$S = 17,500 \quad (\text{ACERO INOXIDABLE})$$

EL PESO DE LOS RECIPIENTES SE CALCULÓ EN FUNCIÓN DEL VOLUMEN Y LA RELACIÓN DE PESO QUE SE MUESTRA A CONTINUACIÓN:

TABLA 6.1

RELACION DE PESO A VOLUMEN (FP)		
ESPESOR (T) IN	A. CARBON	316/314 KG/M2
3'16	37	41
1'4	50	54
1'2	100	106

VOLUMEN DEL RECIPIENTE:

$$\text{CUERPO} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot H \cdot F_c$$

$$\text{FONDO Y TAPAS PLANAS} = \frac{\pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot F_c}{4}$$

$$\text{FONDO Y TAPAS CÓNICAS} = \frac{\pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot 1.3 \cdot F_c}{4}$$

DONDE:

D = DIÁMETRO (M)

H = ALTURA (M)

FC = FACTOR DE CORRECCIÓN POR MERMAS (1.1)

ASÍ, EL PESO DEL RECIPIENTE (PR) = V RECIPIENTE * FP

Y EL PESO TOTAL DEL TANQUE CORRESPONDE AL PESO DEL RECIPIENTE MAS EL PESO DE LOS ACCESORIOS, LOS CUALES SE CALCULAN EN FUNCIÓN DEL PRIMERO, DE ACUERDO A LO SIGUIENTE:

TABLA 6.2

2 ENTRADAS HOMBRE	=	20 %	DE PR
2 BOQUILLAS	=	20 %	DE PR
ESTRUCTURA	=	20 %	DE PR
SOLDADURA	=	6 - 7 %	DE PR

FINALMENTE, EL COSTO TOTAL DEL RECIPIENTE SE CALCULA CONSIDERANDO LOS SIGUIENTES RUBROS:

TABLA 6.3

CONCEPTOS	A. CARBON	INOX. 316
	DLS/TON	
PLACA	530	3,900
MANO DE OBRA	1,300	2,800
ENTRADAS HOMBRE (2)	2,600	7,800
ESTRUCTURA	1,800	---
BOQUILLAS (2)	2,600	7,800
SOLDADURA	3,900	28,500

OTROS EQUIPOS

EL COSTO DE LOS INTERCAMBIADOSRES SE ESTIMO EN FUNCION DEL AREA Y DEL MATERIAL EN EL CASO DE LAS BOMBAS A PARTIR DE LA CAPACIDAD DEL MOTOR Y EL MATERIAL EMPLEADO.

LOS DEMÁS EQUIPOS SE ESTIMARON MEDIANTE COTIZACIONES DIRECTAS O APROXIMADAS A EL COSTO DE EQUIPOS SIMILARES.

6.1.2 TANQUESTANQUES DE ALMACENAMIENTO

BASES:

- RECIPIENTES CILINDRICOS
- PRESIÓN DE OPERACIÓN = 1 ATM. (14.7 PSI)
- PRESIÓN DE DISEÑO = 3 ATM. (45 PSI)
- FONDO PLANO Y TAPAS TORIESFÉRICAS
- NO SE CONSIDERAN ESTRUCTURAS NI ENTRADAS HOMBRE

OTROS TANQUES

LOS DEMÁS TANQUES SE CALCULARON BAJO LAS MISMAS BASES QUE LOS TANQUES DE ALAMCENAMIENTO EXCEPTO EL TANQUE PRECIPITADOR, EL CUAL ES DE FONDO CÓNICO, Y REQUIERE ESTRUCTURA.

LOS COSTOS DE LOS TANQUES SE MUESTRAN EN LA TABLA 6.4

TABLA 6.4

REFERENCIA		DIAMETRO (M)	LONG. (M)	ESPOSOR (IN)	PR (Kg)	MATERIAL	COSTO (US. DLLs)
T-01	AC:ACETICO	1.25	1.50	1/4	517	INX. 316	5,130
T-02	ANH.ACETICO	2.00	2.44	1/4	1,368	INOX.316	13,400
T-03	ANH.ACETICO	2.00	2.44	1/4	1,368	INOX.316	13,400
T-04	SALICILALDEHIDO	2.00	2.43	3/8	1,895	A. CARBON	4,900
T-05	SALICILALDEHIDO	2.00	2.43	3/8	1,895	A. CARBON	4,900
T-06	TOLUENO	2.36	2.76	1/2	3,245	A. CARBON	8,400
T-07	TOLUENO	2.36	2.76	1/2	3,245	A. CARBON	8,400
T-08	BIACETATO	1.00	1.20	3/16	268	INOX.316	2,600
T-09	REC. P.REACCION	0.80	1.00	3/16	241	LAINADO	850
T-010	PRECIPITADOR	1.20	0.90	1/4	256	LAINADO	850
T-011	ENVIO T-02	1.15	1.38	1/4	406	A. CARBON	1,100
T-012	ENVIO T-02	1.15	1.38	1/4	406	A. CARBON	1,100
T-013	COND. REACCION	1.12	1.30	3/16	315	INOX.316	3,100
T-014	REC. TOLUENO	1.20	1.40	1/4	335	A. CARBON	980
T-015	REC. SALICILALD.	0.50	0.60	3/16	60	A. CARBON	160
T-016	CUMARINA	0.80	1.00	3/16	150	A. CARBON	400
T-017	CRISTALIZADOR	1.20	0.90	3/16	180	A. CARBON	450
T-018	ETANOL	1.50	1.80	3/16	750	A. CARBON	2,800

6.1.3 TORRES

EL COSTO DE LAS TORRES SE ESTIMÓ A PARTIR DEL ESPESOR Y EL PESO DEL ENVOLVENTE Y LAS TAPAS Y EL COSTO DE LOS INTERNOS (PLATOS DISTRIBUIDORES Y EMPAQUE).

PARA LA TORRE TX-01, LA CUAL ESTARÁ SUJETA TANTO A PRESIÓN INTERNA COMO A PRESIÓN EXTERNA, DURANTE LA ETAPA DE RECUPERACIÓN DEL ÁCIDO DEL CATALIZADOR, SE CONSIDERÓ CALCULARON AMBOS ESPESORES Y SE TOMO EL MAYOR DE ELLOS.

EL COSTO DEL ENVOLVENTE SE OBTUVO DE ACUERDO A LAS RELACIONES DE LAS TABLAS 6.1, 6.2 Y 6.3; Y EL COSTO DE LOS PLATOS DISTRIBUIDORES SE OBTUVO A PARTIR DEL PESO DE LOS MISMOS (TABLA 6.1) Y LOS SIGUIENTES PRECIOS:

COSTOS PARA PLATOS DISTRIBUIDORES

TABLA 6.5

MATERIAL	DLLS/TON
A. INOXIDABLE	27,000
A. CARBÓN	13,200

EL COSTO DE LOS ANILLOS RASCHING DE CERÁMICA DE 1 / 4 " SE ESTIMÓ EN 79 US DLLS / FT 2. (30)

EN AMBAS TORRES SE CONSIDERARON TAPAS TORIESFÉRICAS Y:

TABLA 6.6

REFERENCIA	BOQUILLAS	TAPAS	PLATOS DIST.	ESTRUCTURA
TX-01 (*)	2	1	2	NO
TX-02 (**)	4	2	3	SI

(*) LA TORRE SE ENCUENTRA SOBRE EL DOMO DEL REACTOR

(**) TORRE CON EXTRACCIÓN LATERAL

TABLA 6.7

REF.	MATERIAL	ESPESOR (IN)	Pr (Kg)	Pp (Kg)	EMPAQUE (Ft 3)	COSTO US DLLS
TX-01	INOXIDABLE	3/16	335	18	33	6,500
TX-02	A. CARBON	3/16	1,153	16	48	4,800

Pr = PESO DEL RECIPIENTE

Pp = PESO DE LOS PLATOS DISTRIBUIDORES

6.1.4 REACTOR

EL COSTO DEL REACTOR SE ESTIMA DE 30,000 DLLS, TOMANDO COMO REFERENCIA UNA COTIZACIÓN DE LA COMPAÑÍA, PFAUDLER COMANY, A SOHIO COMPANY.

Y CORRESPONDE A UN REACTOR VIDRIADO MODELO E48-500-25 DE 500 GAL. DE CAPACIDAD CON CHAQUETA DE ENFRIAMIENTO Y CALENTAMIENTO, PROVISTO DE UN AGITADOR MODELO N33G-15 DE ACERO INOXIDABLE CON PROPELA TIPO MARINO Y ANILLO ESTABILIZADOR.

6.1.6 BOMBAS Y OTROS

EL COSTO DE LAS BOMBAS SE ESTIMÓ EN FUNCIÓN DEL MATERIAL DE LAS MISMAS Y LA POTENCIA DEL MOTOR SIENDO QUE:

TABLA 6.8

HP	INOXIDABLE US. DLLS	A. CARBON
1/4	2,600	1,300
1/2	3,000	1,500
1	3,500	1,800

LOS EQUIPOS RESTANTES SE ESTIMARON EN FORMA DIRECTA PARA EQUIPOS DE LÍNEA Y SU COSTO SE MUESTRA EN LA SUMARIA DE COSTO DE LOS EQUIPOS.

6.2 ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA

LA INVERSIÓN FIJA DEL PROYECTO ES LA NECESARIA PARA LA ADQUISICIÓN E INSTALACIÓN DE LA PLANTA, ESTA INTEGRADA POR EL CAPITAL FIJO DE MANUFACTURA Y EL CAPITAL DIFERIDO.

EL CAPITAL FIJO DE MANUFACTURA SE REFIERE AL CAPITAL NECESARIO PARA LA ADQUISICIÓN E INSTALACIÓN DEL EQUIPO, EL COSTO DE TUBERÍA, INSTRUMENTACIÓN Y AUXILIARES (RUBROS SUJETOS A DEPRECIACIÓN), ASÍ COMO EL TERRENO.

6.1.8 SUMARIO DEL COSTO DE LOS EQUIPOS

REFERENCIA	DESCRIPCION	COSTO US DLLs.
TORRES		
TX-01	TORRE DESTILACION AC. ACETICO	6,500
TX-02	TORRE PURIFICACION	4,800
	TOTAL TORRES:	11,300
TANQUES		
T-01	TANQUE ALMACENAMIENTO AC. ACETICO	5,100
T-02	TANQUE ALMACENAMIENTO ANH. ACETICO	13,200
T-03	IDEM T-02	13,200
T-04	TANQUE ALMACENAMIENTO SALICILALDEHIDO	4,900
T-05	IDEM T-04	4,900
T-06	TANQUE ALMACENAMIENTO TOLUENO	8,300
T-07	IDEM T-06	8,300
T-08	TANQUE ALMACENAMIENTO BIACETATO	2,600
T-09	TANQUE RECIBIDOR PRODUCTO DE REACCION	850
T-10	TANQUE PRECIPITADOR	850
T-11	TANQUE DE ENVIO A TORRE DE SEPARACION	1,000
T-12	IDEM T-11	1,000
T-13	TANQUE CONDENSADOS VAPORES DE REACCION	3,100
T-14	RECUPERACION DE TOLUENO	980
T-15	RECUPERACION DE SALICILALDEHIDO	180
T-16	CUMARINA	400
T-17	CRISTALIZADOR	450
T-18	TANQUE ALMACENAMIENTO DE ETANOL	2,800
	TOTAL TANQUES:	71,910

CAMBIADORES

C-01	CONDENSADOR VAPORES REACCION	870
C-02	CONDENSADOR TORRE SEPARACION	430
C-03	CALENTADOR ALIMENTACION TORRE T-02	250
C-04	CONDENSADOR CORRIENTE LATERAL T-02	650
C-05	REHERVIDOR TORRE T-02	1,300
	TOTAL CAMBIADORES:	3,500

REACTORES

R-01	REACTOR ENCHAQUETADO 500 GAL, SS-316	30,000
	TOTAL REACTORES:	30,000

BOMBAS

B-01	ALIMENTACION ACIDO ACETICO	3,000
B-02	ALIMENTACION ANHIDRIDO ACETICO	3,000
B-03	ALIMENTACION SALICILALDEHIDO	1,500
B-04	ALIMENTACION TOLUENO	1,500
B-05	DESCARGA REACTOR	3,000
B-06	REFLUJO TX-01	2,600
B-07	RECUPERACION ACIDO ACETICO	3,500
B-08	ALIMENTACION PRECIPITADOR	3,000
B-09	AGUA ENFRIAMIENTO TX-01	1,800
B-10	DESCARGA PRECIPITADOR	1,500
B-11	A TANQUE ENVIO T-12	1,500
B-12	ALIMENTACION TX-02	1,800
B-13	REFLUJO TX-02	3,500
B-14	A TANQUE TOLUENO RECUPERADO	1,800
B-15	TOLUENO A T-11	1,500

B-16	CONDENSADOR EXTRACCION LATERAL	1,300
B-17	SALICILALDEHIDO A R-01	1,500
B-18	CUMARINA A T-18	1,500
B-19	REFLUJO FONDO TX-02	1,300
B-20	AGUA ENFRIAMIENTO TX-02	1,800
B-21	A CRISTALIZADOR	1,500
B-22	ALIMENTACION ETANOL	1,500
B-23	ACEITE CALENTAMIENTO REACTOR	1,300
B-24	ACEITE CALENTAMIENTO TX-02	1,300
B-25	VACIO	3,000
	REPUESTOS	4,500
	TOTAL BOMBAS:	55,000

MISCELANEOS

F-01	FILTRO PRENSA	2,000
H-01	EQUIPO DIPHIL	13,000
TE-01	TORRE DE ENFRIAMIENTO	6,500
S-01	SECADOR	3,000
	EQUIPO LABORATORIO Y OTROS	45,000
	TOTAL MISCELANEOS	69,500

TOTAL EQUIPO PRINCIPAL 236,660

INGENIERIA

(No. EQUIPOS PRINCIPALES * 500 H/H * 12000 \$/HR) 64,378

EL CAPITAL DIFERIDO ESTA COMPUESTO POR TODAS AQUELLAS EROGACIONES QUE NO INTERVIENEN DIRECTAMENTE EN LA PRODUCCIÓN Y QUE ESTAN SUJETAS A AMORTIZACIÓN, COMO SON LOS GASTOS DE INVESTIGACIÓN Y ESTUDIOS PREVIOS; INGENIERÍA, SUPERVICIÓN Y ADMINISTRACIÓN DE LA INSTALACIÓN.

TOMANDO EN CUENTA QUE SE TIENE UN MÍNIMO DE INFORMACIÓN, COMO SON LA NATURALEZA DEL PROCESO Y DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES, LA INVERSIÓN FIJA SE ESTIMÓ TOMANDO COMO BASE EL MÉTODO DE CHILTON O DE LOS FACTORES DESGLOZADOS, CON LO QUE SE PRETENDE UNA APROXIMACIÓN DE +/- 30%.

EL DESGLOCE DE LOS RUBROS SE MUESTRA EN LA TABLA 6.9.

CABE MENCIONAR QUE LOS GASTOS DE INGENIERÍA SE CALCULARON CONSIDERANDO UN TIEMPO DE 500 HORAS-HOMBRE PARA EL DISEÑO DE CADA UNO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES, A UN COSTO DE 12,000 \$/HR.

EL TERRENO SE DETERMINÓ COMO UN 10% DE LA INVERSIÓN TOTAL Y NO ESTA CONSIDERADO EN EL GRAN TOTAL DE LA TABLA 6.9, SIN EMBARGO SE INCLUYÓ EN LA EVALUACION FINANCIERA.

6.2 ESTIMACION DE LA INVERSION

CUADRO 6.9

CONCEPTOS	% RESP. EQUIPO	DISTRIBUCION (MAT./M.O.)	MATERIALES US Dlls.	M.O. US Dlls.
MAQUINARIA	4		236,660	9,466
AISLAMIENTO Y PINTURA	5	(70 - 30)	8,283	3,550
TUBERIAS	60	(60 - 40)	85,198	56,798
INSTRUMENTACION	15	(70 - 30)	24,849	10,650
EQUIPO ELECTRICO	20	(70 - 30)	870	373
OTROS CIVILES	20	(50 - 50)	23,666	18,000
			379,526	98,837
TOTAL COSTO DIRECTO (MATERIALES + MANO DE OBRA)			478,363	
INGENIERIA			64,378	
CONTRATISTAS (0.25 M.O.)			24,709	
S U B T O T A L			567,450	
CONTINGENCIAS (10% SUBTOTAL)			56,754	
T O T A L			624,195	
ESCALACION			18,726	
G R A N T O T A L			642,921	

COSTOS DE FABRICACION

LOS COSTOS DE FABRICACIÓN (VARIABLES Y FIJOS) SE OBTIENEN DE LA SIGUIENTE FORMA:

- 1) COSTOS VARIABLES. COMPRENEN EL COSTO DE LAS MATERIAS PRIMAS, LOS SERVICIOS Y EL MATERIAL DE EMPAQUE.
EL COSTO DE LAS MATERIAS PRIMAS Y DE LOS SERVICIOS SE OBTIENE A PARTIR DE LOS RENDIMIENTOS (K/K) DEL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Y EL PROCESO DE LOS MISMOS (CUADRO 6.10)

EL COSTO DE EMPAQUE SE SUPUSO POR SIMILITUD AL DE OTROS PRODUCTOS.

- 2) COSTOS FIJOS. ESTAN INTEGRADOS POR SUELDOS Y SALARIOS, MATERIALES DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO, DEPRECIACIÓN Y OTROS GASTOS.

EN EL CASO DE SUELDOS Y SALARIOS SE TOMARON COMO BASE LOS PROMEDIO DE LA ZONA DE UBICACIÓN DE LA PLANTA, PARA UN NÚMERO DE OBREROS Y DE EMPLEADOS COMO SE MUESTRA EN LA TABLA 6.11.

EL COSTO ANUAL DE MANTENIMIENTO Y DE OPERACIÓN, DE ACUERDO A LA COMPLEJIDAD TECNOLÓGICA DEL PROCESO SE ESTIMÓ COMO UN 3% DE LA INVERSIÓN FIJA

FINALMENTE LA DEPRECIACIÓN SE CONSIDERÓ EL 10%, SUPONIENDO UNA VIDA ÚTIL DE LA PLANTA DE 10 AÑOS.

TABLA 6.10

EMPLEADOS	OBREROS	POR TURNO	AYUD.
GERENTE DE PLANTA	REACCION Y DESTILACION	1	1
JEFE DE MANTENIMIENTO	PURIFICACION, FILTRADO	1	1
JEFE DE PRODUCCION Y TÉCNICO	Y SECADO		
JEFE DE COMPRAS Y VENTAS	ENSACADO	1	1
CONTADOR	MECÁNICO	1	
3 SUPERVISORES DE PRODUCCION	ELÉCTRICO	1	
1 ANALISTA DE LABORATORIO			
1 AUXILIAR ADMINISTRATIVO	PARA 3 TURNOS DIARIOS,		
1 CHOFER Y MENSAJERO	TOTAL DE OBREROS: 24		
1 VENDEDOR			
TOTAL EMPLEADOS: 12			

TABLA 6.11

MATERIA PRIMA	K/K	K/K
SALICILALDEHIDO	0,9789	
ANH. ACETICO	2,0465	
ACETATO DE SODIO	0,0292	
ACIDO ACETICO	0,0060	
TOLUENO	0,1209	
ETANOL	0,5000	

LA EVALUACIÓN FINANCIERA SE LLEVÓ A CABO CONSIDERANDO UNA SENSIBILIDAD TANTO A VOLUMENES DE VENTA COMO A PRECIOS.

SE CONSIDERARON LAS 3 PROYECCIONES DE VENTAS QUE SE MUESTRAN EN LA TABLA 6.12, Y LOS PRECIOS SE CONSIDERARON COMO SIGUE: EL PRECIO DE EXPORTACION EN TODOS LOS CASOS SE CONSIDERÓ IGUAL AL PRECIO INTERNACIONAL, Y EL PRECIO DOMÉSTICO, PARA LOS CASOS I Y III DE 18 DLLS/KG Y 17 DLLS/KG PARA EL CASO II.

LOS RESULTADOS OBTENIDOS FUERON LOS SIGUIENTES:

	CASO I	CASO II	CASO III
TIR	17	14	9
VPN	146	-50	-383
PRI	3,4	4,5	5,5

TABLA 6.12

PROYECCION DE VOLUMENES DE VENTA (ANALISIS DE CASOS)
TONELADAS

			91	92	93	94	95	96	97	98	99
I)	VOLUMEN DE VENTAS	DOM.	50	65	70	75	85	100	100	100	100
		EXP.	35	45	58	60	65	70	70	70	70
	% CAP. UTILIZADA			50	65	75	79	88	100	100	100
II)	VOLUMEN DE VENTAS	DOM.	45	55	70	75	90	90	90	90	90
		EXP.	20	30	50	50	50	50	50	50	50
	% CAP. UTILIZADA			38	50	71	74	82	82	82	82
III)	VOLUMEN DE VENTAS	DOM.	50	65	75	80	90	100	100	100	100
		EXP.	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	% CAP. UTILIZADA			30	38	44	47	53	59	59	59

EL CASO I ES UN CASO REALISTA, EN EL QUE SE CONSIDERA QUE LA PENETRACION EN EL MERCADO SERA GRADUAL, Y NO SE OBTENDRA EL 100% DEL VOLUMEN DEMANDADO ACTUALMENTE SIN HASTA DESPUES DE 5 AÑOS DE QUE ARRANQUE EL PROYECTO. CONSIDERA EXPORTACIONES QUE EN PRINCIPIO NO REPRESENTAN MAS DEL 25% DEL MERCADO EXTERNO DEL QUE SE TIENE CONOCIMIENTO ACTUALMENTE, Y SU CRECIMIENTO ES MODERADO, OBTENIENDOSE EL 50% DEL MERCADO POTENCIAL TOTAL DESPUES DE 5 AÑOS.

EL CASO II ES UN CASO CONSERVADOR EN EL CUAL SE CONSIDERA MAYOR DIFICULTAD PARA PENETRAR EN EL MERCADO DOMESTICO Y UN VOLUMEN DE EXPORTACIONES NO MAYOR A UN TERCIO DE LA DEMANDA CONOCIDA ACTUALMENTE.

EL CASO III ES UN CASO PESIMISTA, NO CONSIDERA LA POSIBILIDAD DE EXPORTAR Y CONSIDERA UN PERIDO DE 5 AÑOS PARA ALCANZAR EL 100% DE LA DEMANDA ACTUAL.

CUMAFINA

ESTADO DE ORIGEN Y APLICACION DE RECURSOS

ANM CTES 68

	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
ORIGEN DE LOS FONDOS											
UTILIDAD NETA	-199	222	367	432	489	595	707	730	748	772	606
DEFECTACION	0	165	165	165	165	165	165	165	165	165	165
PROVISION ISR	0	1	12	14	16	19	22	23	24	25	26
PROVISION FTU	0	0	65	79	89	108	129	133	136	140	146
OTRAS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EFECT. NETA DE LA CP.	-199	392	586	689	759	867	1023	1051	1073	1102	1143
CAMBIO EN:											
CLIENTES	0	-250	-60	-34	-4	-23	-32	17	18	14	14
INVENTARIOS	0	-46	-9	-5	0	-2	-4	4	3	3	3
PROVEEDORES	0	176	32	23	-2	9	17	-10	-15	-13	-14
INVESTIM.	0	0	-5	-76	-92	-105	-127	-151	-156	-169	-165
OTROS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EFLUJO DE EFECT. DE CP.	-199	260	507	596	661	766	877	905	913	947	981
INV. EN MAQ Y EQ. Y TERA.	-1812	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACTIVIDADES FINANCIERAS:											
DIVIDENDOS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PRESTAMO	725	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PAGOS	0	0	-72	-72	-72	-72	-72	-72	-72	-72	-72
NETO OBTENIDO E FINAN.	725	0	-72	-72	-72	-72	-72	-72	-72	-72	-72
APORTACION SOCIO	1327	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INC. CUENCA DEL ANO	42	266	475	523	589	693	804	833	851	874	909
EFFECTIVO Y VALORES REALIZABLES AL PRINCIPIO AÑO											
AL FINAL DEL AÑO	42	310	785	1308	1896	2590	3394	4227	5078	5952	6860
CAJA OPERACIONAL	0	42	52	58	59	64	68	65	62	60	57

Flujo operativo	0.492	0.476	0.464	0.45	0.43	0.42	0.41	0.4	0.39	0.38	0.37
Utilidad Neta Ajustada	-84	153	361	427	463	500	528	521	604	601	601
Depreciacion	0	165	165	165	165	165	165	165	165	165	165
Recuperacion Activos											200
Efectivo Generado	-64	318	526	592	626	709	793	786	770	766	966
Capital de Trabajo Incremento	0	120	36	17	0	16	19	-5	-6	-4	-3
Inversion	1812	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Efectivo Usado	1812	120	36	17	0	16	19	-5	-6	-4	-3
Efectivo Neto	-1656	198	490	575	622	692	770	781	764	762	963
T I R	25.6%										
V P N al 15%	928										
Costo de Capital	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
	1.15	1.52	1.52	1.75	2.01	2.31	2.66	3.06	3.52	4.05	4.65
Valor Presente	-1609	107	322	329	309	299	291	251	222	190	208
	928										
Flujo Neto sin Imp Trib	-1096	318	526	592	628	709	793	786	770	766	766
	-1656	-1577	-1052	-460	168	876	1670	2456	3229	3995	4761
F R I (A/G)					3.7						

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

DE ACUERDO LA EVALUACIÓN TÉCNICA, ES POSIBLE OBTENER LA CUMARINA CON UN RENDIMIENTO DEL 81.5% RESPECTO AL TÉORICO EN LA REACCIÓN, MEDIANTE EL MÉTODO DE PERKIN MODIFICADO.

POR OTRO LADO LOS RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA INDICAN QUE ES FACTIBLE OBTENER UNA PUREZA SUPERIOR AL 99.5% EN EL PRODUCTO FINAL.

AUN CUANDO ACTUALMENTE EL MERCADO DOMÉSTICO ES DE APROXIMADAMENTE 90 TPA, EL TAMAÑO MÍNIMO ECONÓMICO DE PLANTA RECOMENDADO ES DE 170 TPA, LO CUAL GENERA EXCEDENTES EXPORTABLES.

YA QUE LOS VOLUMENES MAHEJADOS DURANTE EL PROCESO SON MUY PEQUEÑOS, LA OPERACIÓN SE LLEVA A CABO TANTO EN FORMA "BATCH" COMO CONTÍNUA EN LAS DIFERENTES ETAPAS DEL MISMO, LO CUAL PERMITE LA ÓPTIMA UTILIZACIÓN DE LOS EQUIPOS.

LA EVALUACIÓN FINANCIERA INDICA QUE SI SE CUMPLEN LOS PRONÓSTICOS DE VENTA, SE OBTIENE UNA TIR DEL 22%, SUPERIOR A LA TASA DE DESCUENTO EMPLEADO, Y UN VPN MAYOR A CERO, Y EL PROYECTO SE CONSIDERA ECONÓMICAMENTE VIABLE RECUPERANDO LA INVERSIÓN EN UN PLAZO DE 4 AÑOS.

SIN EMBARGO, DADO QUE SE ASUMIERON CIERTOS ALGUNOS DATOS DE PROCESO OBTENIDOS DE LAS FUENTES BIBLIOGRÁFICAS, SE RECOMIENDA QUE ANTES DE PROCEDER A HACER UN ESTUDIO DE INVERSIÓN, SE VERIFIQUEN LOS RENDIMIENTOS Y LOS TIEMPOS SUPUESTOS, EN PRINCIPIO EN LABORATORIO, Y POSTERIORMENTE A NIVEL PLANTA PILOTO.

FINALMENTE SE SUGUIERE LA ELABORACIÓN DE UN ESTUDIO FORMAL DE MERCADO QUE VALIDE LA CAPACIDAD PROPUESTA, ASÍ COMO LAS PROYECCIONES DE VOLUMEN Y PRECIOS DE VENTA.

B I B L I O G R A F I A

1. GODFREY, PETER
SPECIALTY AND FINE CHEMICALS-PANACEA FOR PROFITS.
CHEMICALS, FEBRERO 1984.
2. GODFREY, PETER
FUNCTIONAL FINE CHEMICALS-STEPPING STONES TO
SPECIALITIES.
ECN SPECIALITY SUPPLEMENT, OCTUBRE 1983.
3. KRIDL, ANDRE
THE TREND TOWARD SPECIALITY CHEMICALS.
SRI INTERNATIONAL
VOL. 80, No. 10, OCTUBRE 1984.
4. MERCK INDEX
10A EDICION.
5. UNAM, CUADERNOS DE POSGRADO.
LAS INDUSTRIAS DE PROCESOS QUÍMICOS, 1984.
6. FONEP
PAUTAS PARA LA FORMULACION Y EVALUACION DE PROYECTOS
AGROPECUARIOS E INDUSTRIALES, ENERO 1980.
7. FENAROLIS
HANDBOOK OF FLAVOR INGREDIENTS.
VOL. 2, 2A ED. CRC PRESS, 1975.
8. ONUDI
MANUAL PARA LA PREPARACION DE ESTUDIOS DE VIABILIDAD
INDUSTRIAL, 1978.
9. ENCICLOPEDIA KIRK-OTHMER.
2A Y 3A EDICIONES.
10. US PAT, 1 920 494
MANUFACTURE OF COUMARIN.
AGOSTO 1933.
11. US PAT, 2 062 346
PROCESS FOR THE PREPARATION OF COUMARIN.
DICIEMBRE 1936.
12. US PAT, 2 204 008
MANUFACTURE OF COUMARINE.
JUNIO 1940.

13. US PAT, 3 631 067
PREPARATION OF COUMARIN.
DICIEMBRE 1971.
14. US PAT, 3 813 414
PREPARATION OF COUMARIN.
MAYO 1974.
15. US PAT, 3 859 311
PREPARATION OF COUMARIN.
ENERO 1975.
16. US PAT, 3 888 883
PRODUCTION OF COUMARIN.
JUNIO 1975.
17. US PAT, 3 936 473
VINILATION OF AROMATIC COMPOUNDS.
FEBRERO 1976.
18. US PAT, 4 036 854
METHOD FOR PREPARING COUMARINS.
JULIO 1977.
19. US PAT, 3 365 500
HYDROXYBENZALDEHYDE PROCESS.
ENERO 1968.
20. US PAT, 3 321 526
PRODUCTION OF HYDROXYBENZALDEHYDES.
MAYO 1967.
21. US PAT, 3 098 875
PRODUCTION OF SALICYLALDEHYDES.
JULIO 1963.
22. HITCHENS, R.M.
CHARACTERISTICS OF VANILLIN AND COUMARIN.
INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY, 1932.
23. ANIO
ANUARIO 1987
24. SECOFI
PROGRAMA NACIONAL DE FOMENTO INDUSTRIAL Y COMERCIO
INDUSTRIAL 1984-1988.
25. PERRY Y CHILTON
CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK.
MC GRAW-HILL, 5A ED.
26. KERN
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.
CECSA, 15A ED.

27. TREYBAL
OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA.
MC GRAW-HILL, 2A ED.
28. FOUST ET AL
PRINCIPLES OF UNIT OPERATIONS.
WILEY, 2A ED.
29. RUDD & WATSON
ESTRATEGIAS DE INGENIERÍA DE PROCESOS
ALHAMBRA, 1A ED.
30. PETERS & TIMMERHAUS
PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS.
MC GRAW-HILL.

REFERENCIAS

1. CONDENSED CHEMICAL
2. OLIVER DE GARMO & P. PAIZOMAR
ENCICLOPEDIA DE CIENCIA Y TECNOLOGIA
VOL 7. PG. 196.
3. IDEM 2
PG. 198-200
4. UNAM.
CUADERNOS DE POSGRADO
LAS INDUSTRIAL DE PROCESOS QUÍMICOS
VOL 13. PG. 13.11 (1984)
5. R. NORRIS & J. BRINK
CHEMICAL PROCESS INDUSTRIES
INTERNATIONAL STUDENT EDITION
FOURTH EDITION, 1977
6. FENAROLIS
HANDBOOK OF FLAVOR INGREDIENTS.
VOL. 2, 2A ED. CRC PRESS, 1975.
7. IDEM 4
8. CRC
HANDBOOK OF FOOD ADDITIVES
2A. ED. 1972
CAPÍTULO 2
9. HEATH & REINECCIUS
FLAVOR CHEMISTRY AND TECHNOLOGY
CAP. 9
10. SRI INTERNATIONAL
DIRECTORIO DE PRODUCTORES DE LA INDUSTRIA QUÍMICA
EDICIÓN 1987.
11. ANIQ
DIRECTORIO DE LA INDUSTRIA QUÍMICA
EDICIÓN 1987.
12. CEMLA
ANÁLISIS EMPRESARIAL DE PROYECTOS INDUSTRIALES EN
PAÍSES EN DESARROLLO.
MÉXICO 1972. PG. 26
13. OPD
CHEMICAL MARKETING REPORTER
JULIO 1988.

14. SECRETARIA DE COMERCIO Y FOMENTO INDUSTRIAL
MICROFICHAS DE IMPORTACION
15. DE GARMO O
ENCICLOPEDIA KIRK-OTHMER
COUMARIN
2A. ED. VOL. 6, PG. 425
16. US PAT, 2 204 008
MANUFACTURE OF COUMARIN.
ENERO 1936.
17. CHEMICAL ABSTRACTS
55: 6500 (1960)
18. CHEMICAL ABSTRACTS
56: 23456 (1962)
19. US PAT, 1 920 494
MANUFACTURE OF COUMARIN.
AGOSTO 1933.

US PAT, 2 062 346
PROCESS FOR THE PREPARATION OF COUMARIN.
DICIEMBRE 1936.
20. BER, 1883 (16) 2119
1884 (17) 929
21. US PAT, 3 888 883
(1) PRODUCTION OF COUMARIN.
JUNIO 1975.
21. US PAT, 3 936 473
(2) VINILATION OF AROMATIC COMPOUNDS.
FEBRERO 1976.
22. CHEMICAL ABSTRACTS
87: 84769G (1977)
23. CHEMICAL ABSTRACTS
92: 128726H (1980)
24. F. BOND & SH. LIPPA
HEAT TRANSFER IN AGITATED VESSELS
CHEMICAL ENG. ABRIL 1983
PGS. 62-71
25. REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA No. 12

26. TSUO FU-MING ET AL.
MINIMUM REFLUX FOR SIDETREAMS COLUMNS.
CHEMICAL ENG. JULIO 21, 1986
PGS. 49-53
27. PERRY 18-22
28. STANLEY M. WALAS
RULES OF THUMB
CHEMICAL ENG. MARZO, 1987.
29. PERRY 10-19
30. FUENTE DIRECTA