

29.
97



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química

CALCULO Y DISEÑO DE UNA PLANTA DE RESINAS SINTETICAS CON CAPACIDAD DE 1,000 TONELADAS MENSUALES

T E S I S
Que para obtener el Título de:
I N G E N I E R O Q U I M I C O
P r e s e n t a :
Antonio Fernando Rojo de la Vega Ulloa

México, D. F.

1986



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.

I N D I C E

1 INTRODUCCION

1.1 Resinas Sintéticas.....	1
1.2 Resinas Sintéticas y Explotación Forestal.....	1
1.3 Química de la Madera.....	2
1.4 Extractos de la Madera.....	3
1.5 Aguarrás.....	5
1.6 Brea.....	6

2 DESARROLLO Y USOS DE LA BREA Y EL AGUARRAS EN MEXICO

2.1 Industria de la Resina en México.....	7
2.2 Derivados de la Brea.....	8
2.3 Otras Resinas.....	9
2.4 Aguarrás.....	10

3 CALCULO Y DISEÑO DEL EQUIPO REQUERIDO

3.1 Procesos de Transformación.....	12
3.1.1 Transformación del aguarrás.....	12
3.1.2 Transformación de la brea.....	13
3.1.3 Resinas sintéticas.....	15
3.2 Equipo Requerido.....	15
3.2.1 Planta de aguarrás.....	15
3.2.2 Planta de resinas.....	16
3.3 Cálculo y Diseño del Equipo.....	18
3.3.1 Reactores.....	18
3.3.2 Sistema de calentamiento.....	24
3.3.3 Sistema de enfriamiento.....	43
3.3.4 Torre de destilación de aguarrás.....	46
3.3.5 Tanque de corte.....	57
3.3.6 Sistema de vacío.....	59

4 ASPECTOS ECONOMICOS

4.1 Inversión Requerida.....	60
4.2 Otras Consideraciones Económicas.....	61

5	CONCLUSIONES.....	63
	APENDICES.....	65
6	BIBLIOGRAFIA.....	71

1. INTRODUCCION

1.- INTRODUCCION

1.1 RESINAS SINTETICAS

Las resinas sintéticas pueden ser resinas naturales modificadas o polímeros preparados artificialmente que se usan en recubrimientos, pinturas, barnices, esmaltes, adhesivos, etc. y según los reactivos empleados se conocen como resinas naturales modificadas, resinas poliéster, resinas epoxicas.

Las resinas naturales modificadas tienen una base natural, que con reactivos y aditivos se modifica para darle otras propiedades. En ocasiones se utiliza la resina natural para modificar una resina sintética, pero cuando hay mayor porcentaje (en masa) de la primera, al producto se le considera como resina natural modificada. La resina natural más utilizada es la brea colofonia.

La mayor parte de las resinas sintéticas se pueden procesar en equipos muy parecidos, que dan origen a las plantas de uso universal, en las que se utilizan equipos de un solo tipo.

1.2 RESINAS SINTETICAS Y EXPLOTACION FORESTAL

El producto forestal más utilizado dentro del campo de las resinas sintéticas es la brea, por lo que un productor de brea puede encontrar interesante instalar una planta de resinas para comercializar un producto de alto valor agregado como una resina en vez de la brea sin modificar con bajo valor agregado.

Además, como la planta de resinas sintéticas se puede hacer del tipo universal, se podrían hacer resinas sin brea para dar mayor versatilidad e independencia a la producción.

Para entender mejor la importancia que puede tener una planta de resinas sintéticas para un productor de brea, hay que revisar lo

que es breá partiendo desde la madera.

1.3 QUIMICA DE LA MADERA (2,11)

La mayor parte de la madera se utiliza como elemento estructural, y el resto de los usos dependen de la separación de los productos útiles, normalmente por procesos químicos.

Casi todos los compuestos orgánicos naturales se hallan presentes en la madera, pero la cantidad y dificultad al separarlos hace que la madera no pueda competir con otras fuentes de productos, como el petróleo. Sin embargo, la madera es la principal fuente de algunos productos como la pulpa de celulosa, resinas naturales, algunos solventes y otras sustancias, producto de la hidrólisis o destilación de la madera.

La madera es un producto natural complejo, muy difícil de definir químicamente, pues es el resultado de la formación y crecimiento de un organismo biológico. La composición química de la madera depende no solo del género del árbol, sino de muchos otros factores como medio ambiente, herencia genética individual, forma y tipo de almacenamiento, etc.

Como consecuencia, no se pueden separar los componentes individuales, por lo que se agrupan las sustancias similares clasificadas en la forma siguiente:

- I. Celulosa. Es el principal constituyente de las paredes celulares de la madera. Es un polímero de la d-glucosa, de muy alto peso molecular y muy cristalino. Constituye las fibras de que se hacen la pulpa y el papel.
- II. Hemicelulosa. Es un grupo de polisacáridos que se encuentran acompañando a la celulosa, que se forman a partir de la d-glucosa, d-manosa y otros sacáridos. La principal diferencia entre la celulosa y la hemicelulosa es que ésta es soluble en so-

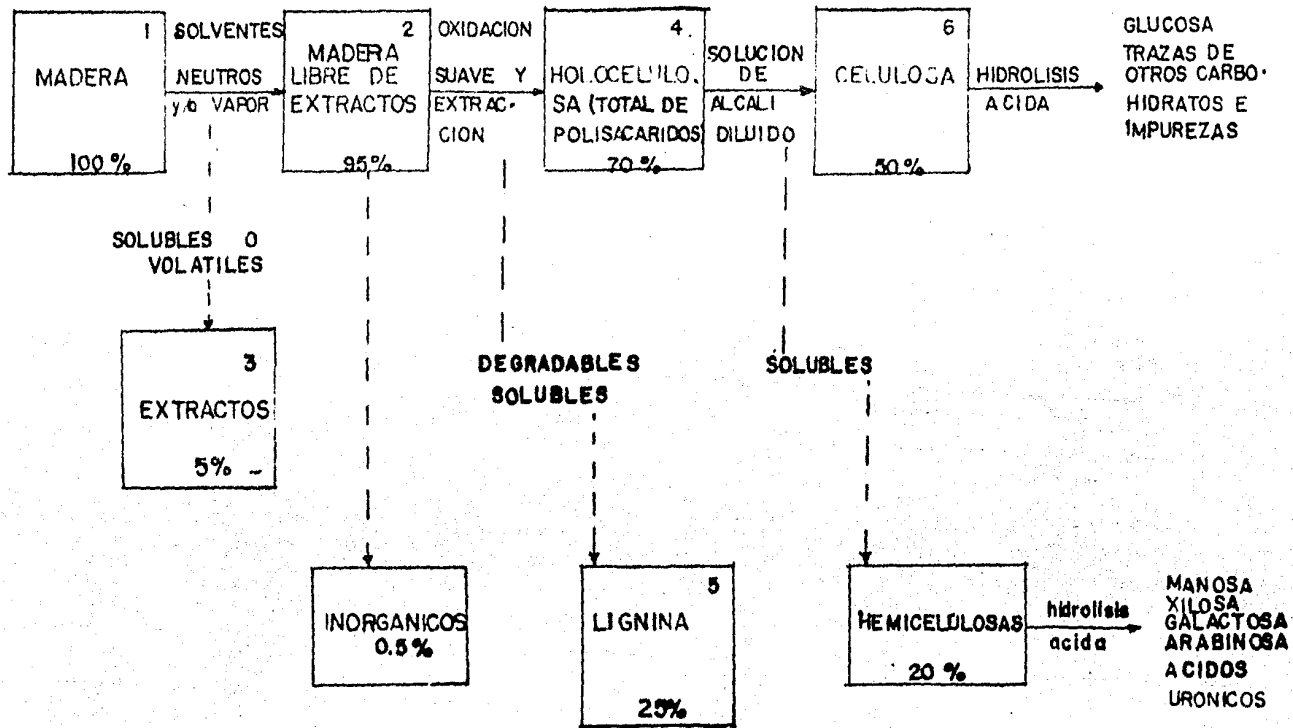


DIAGRAMA DE COMPONENTES DE LA MADERA

soluciones acuosas alcalinas, mientras que la celulosa es in soluble.

- III. Lignina. Corresponde a un complejo grupo de sustancias parcialmente aromáticas que actúan como cemento de las fibras de la madera. Es insoluble en agua y ácidos y parcialmente soluble en soluciones acuosas alcalinas, la lignina es el componente de la madera que ocasiona más problemas durante la fabricación de pulpa y papel. Su estructura no ha sido definida aún.
- IV. Sustancias Minerales. Todos los minerales presentes en la madera se encuentran en las cenizas. Los metales más frecuentes son calcio, potasio, magnesio, sodio, fierro, aluminio y magnesio, combinados como carbonatos, fosfatos, sulfatos, oxalatos y otros compuestos orgánicos; también es común encontrar sílice.
- V. Extractos y otros componentes. Esta fracción está compuesta de una variedad sorprendentemente grande de materiales que generalmente no están considerados como integrantes de la pared celular de la madera; frecuentemente afectan el valor y la utilidad de la madera como elemento estructural, y ocasionan numerosos problemas durante el pulpeo, como mayor consumo de reactivos, corrosión, incrustaciones, etc. Son solubles en agua o solventes neutros.

1.4 EXTRACTOS DE LA MADERA (2,3,11)

Los extractos forman del 3 al 8% del peso de la madera, pero no constituyen parte de la pared celular, sino que se alojan en cavidades de la madera.

Las clases más comunes de compuestos que se encuentran en los extractos son las siguientes: carbohidratos, ácidos grasos alifáticos, alcoholes monohídricos alifáticos y cíclicos, compues

terpenoides, compuestos fenólicos; otros compuestos, no tan comunes, son los alcoholes polihídricos cíclicos, aldehidos, hidrocarburos y alcoholoides. Todas estas especies varían de una especie a otra.

Los extractos más importantes económicamente se obtienen de las coníferas, en forma de materiales resinosos que consisten principalmente de oleoresinas y terpenos, de los que se obtienen la brea, el aguarrás y el aceite de pino. La resina sale del árbol como líquido viscoso, como resultado de una lesión en la corteza.

Los tres métodos comerciales más importantes para obtener brea y aguarrás son: resinación del árbol vivo; extracción con solventes de la madera; y como subproductos del proceso Kraft para obtención de pulpa de celulosa.

La resinación fué el primer método comercial; simplemente, consiste en hacer unas incisiones en forma de "V" en la corteza del árbol durante la temporada de recolección de resina. La resina se recoge en unos recipientes adecuados, se adelgaza con aguarrás, se permite que sedimente y se filtra. Luego se calienta a fuego directo o con vapor en un alambique, agregando un poco de agua para evitar sobrecalentamiento y carbonización en el producto; de esta forma se va destilando el material. El destilado se coloca en separadores y se conserva la parte superior que es el aguarrás, desechando la capa inferior que es agua; el aguarrás se puede secar con sal. El residuo en el alambique es la brea o colofina, que se puede filtrar para mejorar la calidad del producto.

La extracción con solventes de la madera permite obtener la brea y el aguarrás sin herir el árbol vivo; se obtiene una solución que se destila y maneja en la misma forma que la -

que se obtiene resinando el árbol vivo.

Del proceso Kraft se obtiene la brea y el aguarrás como dos sub-productos independientes. Al principio del proceso al ca lentar las astillas para la digestión, se desprenden vapores y gases; al condensar los vapores se obtiene, entre otros pro ductos el aguarrás. En otra sección del proceso se recupera la brea, en forma de jabón, al evaporar el llamado licor negro. Tanto la brea como el aguarrás obtenidos por este proceso re- quieren una purificación especial, pues se obtienen mezclas con compuestos de azufre que le dan muy mal olor.

1.5 AGUARRAS (2, 10, 11)

El aguarrás es un aceite esencial volátil, obtenido de las coníferas, en especial de los pinos.

Aunque la composición del aguarrás varía enormemente según la especie y el procesamiento, consiste principalmente de dos ter penos; alfa y beta pineno (hay algunas especies de árbol cuyo aguarrás consiste principalmente de 3-careno o de n-heptano); la diferencia entre los distintos tipos de aguarrás se debe principalmente a los constituyentes menores.

El alfa pineno es común a todos los tipos de aguarrás, y es el principal constituyente de la mayor parte de los productos comerciales. Los componentes secundarios del aguarrás son terpenos monocíclicos insaturados, en especial el dipenteno. También se encuentran trazas de números compuestos derivados de los an teriores, en forma de alcoholes y cetonas, siendo el más abu ndante el alfa-terpineol.

Las propiedades físicas y químicas del aguarrás dependen de la composición; por tanto, normalmente se comporta en forma similar al alfa-pineno, que no es sólo el componente más abundante, sino también uno de los más activos



ALFAPINENO



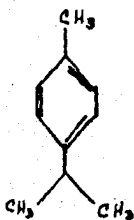
BETAPINENO



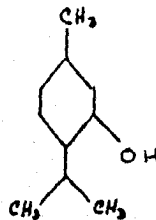
Δ-3 CARENO



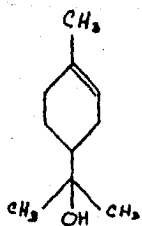
L LIMONENO



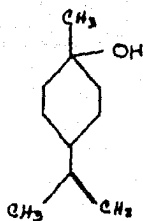
P CIMENO



MENTOL



ALFA TERPINEOL



BETA TERPINEOL

ALGUNOS
COMPONENTES DEL
AGUARRAS

El aguarrás se utiliza como solvente de pinturas y barnices; en la manufactura de aceite de pino, productos de limpieza y farmacéuticos, y en algunas resinas sintéticas.

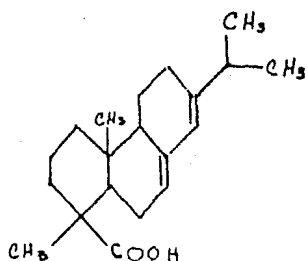
1.6 BREA. (2, 10, 11)

La brea, también llamada brea colofonia o simplemente colofonia es de composición variable, pero se considera que consta principalmente de ácido de los tipos abiético y pimárico, que son diterpenos oxidados y se encuentran en casi todos los tipos de brea. La diferencias entre los tipos de brea se deben a la cantidad de cada ácido, así como la cantidad y tipo de sus tancias que forman la fracción neutra.

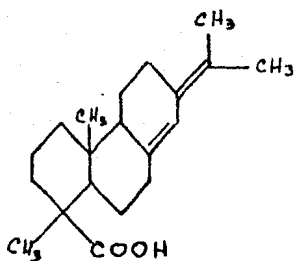
La fracción neutra está compuesta por ésteres formados por los ácidos de la fracción ácido, y ácidos grasos como linoleico, oleico, etc; la parte alcohólica del éster es casi desconocida. Esta fracción forma del 10 al 13% de la brea.

La fracción ácida (ácidos resínicos); consta de ácidos monocarboxílicos de fórmula molecular $C_{20}H_{30}O_2$, la mayor parte de las cuales tienen dos dobles enlaces, cuya localización define a los tipos abiético y pimárico. La fracción forma un 90% de la brea.

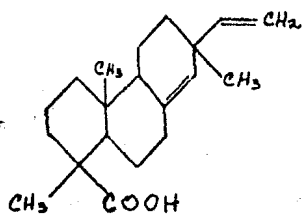
Sus usos principales son: como encolantes, en resinas sintéticas, aditivos para hule, tintas, barnices, adhesivos, etc.



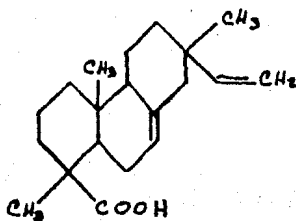
ACIDO ABIETICO



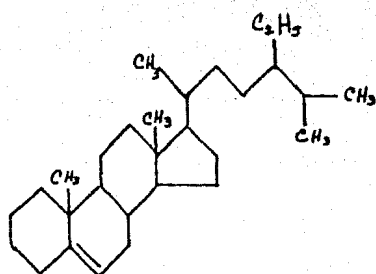
ACIDO NEOABIETICO



ACIDO PIMARICO



ACIDO ISOPIMARICO



β -SITOSTEROL

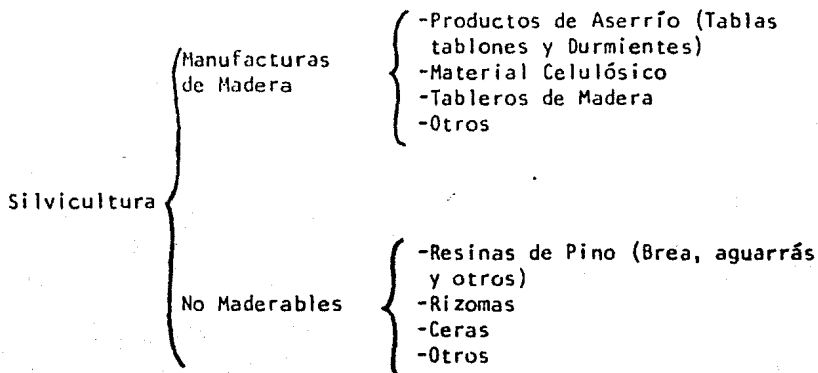
ALGUNOS
COMPONENTES DE
LA BREA

2. DESARROLLO Y USOS DE LA BREA Y EL AGUARRAS EN MEXICO

2.- DESARROLLO Y USOS DE LA BREA Y EL AGUARRAS EN MEXICO

2.1 INDUSTRIA DE LA RESINA EN MEXICO (17)

La explotación del bosque da origen a diferentes actividades y que se clasifican según el principal producto a obtener:



La producción forestal no maderable representa un 5% de la producción forestal total, y la inversión en plantas de resinas es menor al 1% de la inversión total de plantas del sector forestal (incluyendo plantas de celulosa), su importancia se debe al número de personas que dependen de ella: en el período 1970-1979 generó el 25% de los nuevos empleos del sector, y el aprovechamiento de la resina ocupa aproximadamente a 200 mil jefes de familia.

La extracción y procesamiento de la resina constituye para los trabajadores resineros una fuente permanente de ingresos y en algunos casos, un complemento a su presupuesto familiar como actividad adicional a otras de tipo agropecuario comercial.

De los 30 millones de hectáreas de bosques que posee nuestro país, se estima que 400 mil hectáreas constituyen la superficie resinada en los estados de Michoacán, Jalisco, México y Oaxaca. Además, la inadecuada resinación de los árboles ocasiona baja productividad de la mano de obra, así como pérdidas de producto y agotamiento de la capacidad de los bosques.

PRODUCCION FORESTAL NO MADERABLE POR PRINCIPALES PRODUCTOS 1975 - 1979
(TONELAJAS Y MILES DE PESOS)

PRODUCTO	1975		1976		1977		1978		1979	
	VOLUMEN	VALOR	VOLUMEN	VALOR	VOLUMEN	VALOR	VOLUMEN	VALOR	VOLUMEN	VALOR
TOTAL	102376	409269	29221	469195	87070	439334	23661	813026	70541	513254
RESINA	63370	108735	50662	237562	55954	196071	11634	232447	45378	211241
FINBA	10131	58153	8282	52014	7563	60234	6214	54802	5850	71459
OTROS	2259	33896	2892	51506	2830	56844	2580	54182	1895	35150
GUMAS	730	24666	747	31051	1075	53727	1354	96887	1049	102059
RIZOMAS	14538	53393	3003	11655	6868	34158	5707	39745	1685	14674
LITAJOS	11285	50226	14609	76637	12835	88500	17125	71553	14444	79628

Fuente: Dirección General de Información y Sistemas Forestales, S.F.F., S.A.R.H.

PRODUCCION ANUAL DE RESINA DE PINO EN LA REPUBLICA MEXICANA,
PORCENTAJE DE CONSUMO NACIONAL Y EXPORTACION 1970-1979

AÑO	PRODUCCION ANUAL DE RESINA	COEFICIENTES COLOFONIA 70% TON.	DESTILACION AGUARRAS 17% TON.	COLOFONIA CONSUMOS NAL. (%) EXP.	AGUARRAS CONSUMOS NAL. (%) EXP.
1970	58 300	40 810	9 911	45	30
1971	59 768	41 837	10 160	45	35
1972	63 469	44 442	10 793	47	40
1973	69 503	48 652	11 815	45	50
1974	70 143	49 100	11 924	50	65
1975	63 915	44 740	10 865	45	70
1976	56 207	39 344	9 555	45	95
1977	57 000	39 900	9 690	50	90
1978	59 500	41 650	10 115	60	95
1979	60 040	42 028	10 207	70	95

Fuente: Unión Nacional de Resinosos, A.C.

En las condiciones de suministro de materia prima y procesos de fabricación, los rendimientos de las plantas presentan grandes oscilaciones; el rendimiento de brea varía del 74% al 55%, y el aguarrás del 18% al 10%. En las mejores plantas, la destilación produce 70% de brea, 18% de aguarrás y 12% de impurezas (en 1965, la producción era 66.8% de brea, 16.83% de aguarrás y 16.34% de impurezas).

La producción de resinas no muestra tendencia al crecimiento por las razones ya mencionadas y algunas otras más; una parte de los problemas se pueden resolver a nivel general, coordinando actividades con los programas gubernamentales, pero a nivel individual, la transformación de la brea y el aguarrás en productos de mayor valor agregado representa una alternativa muy adecuada.

2.2 DERIVADOS DE LA BREA. (2,10,21)

La brea tiene muchos usos, en Brasil tiene más de 400 usos industriales. En México se usa para producir aceite, jabón, pintura, grasa para calzado, encolante para papel, en algunas resinas sintéticas, y para usos deportivos.

Hay varias preparaciones de encolantes para papel que incluyen brea: la más sencilla es la saponificación de la brea con sosa o carbonato de sodio. Uno de los mejores encolantes es el producto de reacción entre la brea y el anhídrido maléico.

El producto de la reacción entre la brea y el anhídrido maléico también puede reaccionar con alcoholes polihídricos, que dan por resultado resinas alquídicas que se utilizan en tintas y recubrimientos.

Otro producto importante es la goma éster, obtenida por la esterificación de la brea con glicerina. Se emplea como vehículo de molienda para pinturas y barnices, con buena resistencia al agua

y a la intemperie, secado rápido y película resistente. Si en vez de glicerina se emplea pentaeritritol, el producto obtenido es más resistente.

Saponificando brea con sales de metales pesados se obtienen resinas que se emplean como agentes secantes en pinturas y barnices.

Además, la brea, se emplea para modificar otros tipos de resinas, para hacerlas menos quebradizas, mejorar el secado, bajar el costo, y en algunos casos, mejora la solubilidad de la resina en hidrocarburos.

2.3 OTRAS RESINAS (21)

Existen varios tipos de resinas que se pueden preparar en la misma planta en que se modifica la brea, como las resinas alquídicas, las resinas fenol-formaldehído y las resinas acrílicas.

Algunas resinas alquídicas son el producto de la esterificación de un polialcohol con poliacido, proceso que se puede llevar a cabo en solución o fundiendo los reactivos, en el proceso de solventes la esterificación es más completa.

Las resinas obtenidas por la condensación de poliacidos y polialcoholes son quebradizas, difíciles de disolver y poco resistentes a la humedad; generalmente se introduce un compuesto monorreactivo, como un ácido graso, para formar una resina alquídica modificada, que es el tipo universalmente usado en la industria.

Entre los modificadores más comunes están la brea y los aceites secantes, que muchas veces son elegidos en función del costo y otras veces para dar una velocidad de secado conocida. Como ejemplo, podemos citar una resina empleada para obtener un esmalte

casero de color con secado de cuatro horas; 25% de anhídrido ftálico, 10% de brea, 52% de aceite de linaza y 13% de pentaeritritol

Estas resinas se emplean en tintas, pinturas, barnices, lacas, plastificantes y recubrimientos.

Las resinas fenol-formaldehído son el resultado de la condensación del fenol (o sus derivados) con el formaldehído (o algún aldehído o cetona), en presencia de catalizador. Modificando estas resinas con brea, ácidos grasos o ceras se logran productos solubles en aceites. Entre los usos que tienen las resinas fenol-formaldehído están: adhesivos, pulimentos, recubrimientos, esmaltes, objetos ornamentales y joyería de fantasía.

Las resinas acrílicas, que normalmente no se modifican con otros productos tienen muchos usos, según el monómero (o los comonómeros) empleados: pinturas, ceras de pisos, adhesivos, acabados para papel, etc.

2.4 AGUARRAS (2,10,11,17)

El principal uso del aguarrás es como solvente y adelgazador de pinturas y barnices; sin embargo los fabricantes de estos productos han sustituido el aguarrás por solventes petroquímicos más baratos, por lo que el consumidor final es el único que actualmente utiliza aguarrás.

Se utiliza aguarrás como adelgazador no solo por su poder solvente, sino porque acelera la oxidación de los aceites secantes, reduce la viscosidad del producto para aplicarlo convenientemente, reduce la tensión superficial para mojar y penetrar la madera.

Los usos del aguarrás como producto químico van en continuo aumento. El aguarrás y sus derivados se utilizan en resinas sintéticas, productos farmacéuticos, insecticidas, desinfectantes, aceites esenciales y otros constituyentes de perfumes, y en aditivos de petróleo.

También se aprovecha el poder solvente del aguarrás en usos que no son de mucho volumen: compuestos limpiadores, tintas de impresión, ceras y pulimentos para pisos, zapatos y cueros.

3. CALCULO Y DISEÑO DEL EQUIPO REQUERIDO

3.- CALCULO Y DISEÑO DEL EQUIPO REQUERIDO

3.1 PROCESOS DE TRANSFORMACION

El cálculo y diseño del equipo dependen del proceso de transformación, que en la planta se orientan hacia tres grupos de productos: aguarrás y sus derivados, brea y sus derivados y resinas sintéticas.

3.1.1 TRANSFORMACION DEL AGUARRAS. (2, 3, 10, 11)

La transformación del aguarrás se puede lograr de dos maneras: separando los constituyentes por destilación; o haciendo una reacción ya sea en el aguarrás o en un constituyente aislado.

En el primer caso, la destilación, se obtiene principalmente alfa-pineno, beta-pineno y dipenteno, que se emplean como solventes o como reactivos. La separación se puede realizar en una torre de destilación y efectuarse a presión atmosférica, o al vacío, para disminuir la temperatura de ebullición de la mezcla.

Por reacción se pueden obtener diversos productos como aceite de pino sintético, alfa-terpineol, camfeno y alcanfor.

El aceite de pino natural se obtiene por la destilación de la resina de pino: es la fracción que destila después del aguarrás, a 185-215°C; consta de varios alcoholes, principalmente alcoholes cíclicos terciarios, y si la destilación es muy eficiente, se puede obtener alfa-terpineol con una pureza de 95%. El aceite de pino sintético es una mezcla de alfa, beta y gamma-terpineol, de características muy similares al aceite natural, pero con olor más agradable que este último.

El aceite de pino sintético se obtiene hidratando alfa-pineno con agua en presencia de catalizador ácido, como el ácido fos-

fórico o el ácido oxálico. Como durante la reacción se produce dipenteno, no se utiliza alifapineno como reactivo, sino aguarrás y se hace una sola destilación al final de la reacción.

El aceite de pino se usa como espumante en la separación de minerales por flotación; en la industria textil se emplea como agente dispersante, humectante y para inhibir el crecimiento de bacterias (en fibras naturales). También se utiliza como solvente y bactericida en jabones y otros compuestos desinfectantes.

El alfaterpineol se utiliza también en perfumería, cuando tiene 90% o más de pureza.

Usando materiales ácidos se puede isomerizar el alifapineno a canfeno, y se puede oxidar hasta alcanfor; el alifapineno con ácido clorhídrico forma el clorhidrato de pineno, que huele a alcanfor. Estos productos se emplean en resinas sintéticas, insecticidas y para sintetizar otras sustancias que se emplean en farmacia y perfumería.

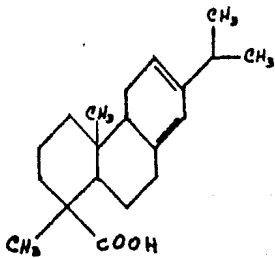
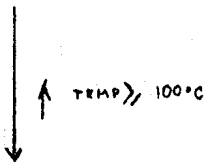
3.1.2. TRANSFORMACION DE LA BREA (2,3,10,11,21)

Uno de los derivados importantes de la brea es el producto de reacción entre ésta y el anhídrido maleico. En realidad, reacciona el ácido levopimérico, y se obtiene el aducto de la adición Diels-Alder, llamado aducto pimérico-maleico.

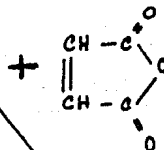
A la temperatura ambiente, el ácido levopimérico constituye una pequeña fracción de la brea; a temperaturas mayores de 100°C los ácidos de tipo abiético se isomerizan a levopimérico, y la reacción consume totalmente los ácidos de tipo abiético.

Normalmente se considera que un 50% de la brea corresponde a ácidos tipo abiético, que reaccionan con una cantidad equimolecular de anhídrido maleico. Para que la reacción se lleve a cabo en un tiempo razonable, unas 6 horas, la temperatura se man

ACIDOS DE TIPO ABIETICO Y PIMARICO

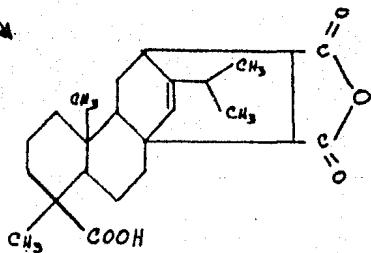


ACIDO
LEVOPIMARICO



ANHIDRIDO MALEICO

TEMP >> 110°C



ADUCTO
LEVOPIMARICO-MALEICO

ESQUEMA DE REACCION

tiene entre 150 y 200°C. La reacción de adición es exotérmica, por lo que al principio el reactor necesita calentamiento, después requiere enfriamiento, para completar la reacción se vuelve a necesitar calentamiento, y al final se enfría.

El producto anterior se pasa a un tanque de corte con sosa diluida para obtener un producto final con 50% de sólidos y pH de 10, o bien, se solidifica y se maneja como sólido; de ambas formas se utiliza como encolante de papeles de escritura.

También se puede hacer reaccionar el aducto pimárico-maleico con alcoholes polihídricos; la resina resultante, de tipo alquidálico, se utiliza en tintas y recubrimientos.

Por cuestión de costos, la mayor parte de las resinas se hacen con anhídrido ftálico en vez de anhídrido maleico. Por ejemplo, una resina se prepara calentando 520 Kg. de aceite de linaza y 130 Kg. de pentaeritritol, al llegar a 240°C se agregan 0.500 Kg. de litar girio; cuando una muestra del reactor sea soluble en dos partes de alcohol al 80%, se agregan 100 Kg. de brea y 250 Kg. de anhídrido ftálico. Se burbujea gas inerte a través de la resina y se calienta a 260°C, hasta llegar a la viscosidad del producto deseado, entonces se enfría a 210°C y se disuelve (se corta) con 700 Kg. de nafta. Agregando algunos aditivos se modifican las propiedades de las resinas, por ejemplo, con 0.06% de cobalto y 0.06% de plomo como metal, se aumenta la velocidad de secado.

Otro producto de la brea es la goma éster; por ejemplo, 1 000 Kg de brea, calentados a 220-230°C en atmósfera inerte, se les agrega 0.5 - 1% de acetato de calcio y 120 Kg. de glicerina; posteriormente se eleva la temperatura a 260-270°C hasta obtener el índice de acidez deseado. El producto se descarga en bandejas de enfriamiento o cuñetes. Ya se mencionó que la goma éster es vehículo de resi nas, y una resina para esmalte de pisos se obtiene con 22.7 partes de goma éster, otro tanto de bakelita, 88.8 partes de aceite de

china, 112.1 partes de gas nafta y 1.4 partes de naftenato de plomo al 24% (partes en peso), El procedimiento es agregar los reactivos, excepto gas nafta y calentar a 260°C; luego, enfriar a 200°C y cortar con la gas nafta. Posteriormente se agregan los aditivos para secado.

Los productos mencionados son ejemplos que dan idea de los reactivos y condiciones de reacción, pues las resinas que se pueden obtener a partir de brea son muy numerosas.

3.1.3 RESINAS SINTETICAS (21)

Las formulaciones de resinas sintéticas son muy variadas, algunas de ellas son modificadas con otras sustancias, un ejemplo de ello es la formulación de la resina de pentaeritritol y anhídrido ftálico mencionada en la sección anterior.

Una planta puede producir la resina, o comprarla y preparar el esmalte o la pintura deseada mezclando las resinas y aditivos adecuados.

3.2 EQUIPO REQUERIDO. (7, 10)

Las condiciones de operación de los productos pueden ser muy diferentes, pero los procesos tienen operaciones parecidas, por lo que el equipo requerido debe ser muy versátil. Los servicios auxiliares deben servir para toda la planta, aprovechando los que tiene la planta de resina natural.

3.2.1 PLANTA DE AGUARRAS (7, 10)

Para el tratamiento del aguarrás se utilizan dos operaciones principales: reacción y separación.

Las reacciones involucran líquidos de baja viscosidad, corrosivos, y en algunas ocasiones son dos líquidos inmiscibles, por lo que los reactores deben ser de material resistente a la corrosión, y

con buena agitación. Las temperaturas necesarias son moderadas, y la presión atmosférica, menores a 250°C.

La separación de los componentes del aguarrás, o de los productos de reacción, se lleva a cabo en una torre de destilación. Como la composición de los productos a separar es variable, el equipo debe operar en forma intermitente; la destilación se hace al vacío para evitar que alguna sustancia se descomponga a las temperaturas requeridas para la ebullición de ciertos compuestos. La torre de destilación requiere de un hervidor grande, pero que no necesita agitación. El sistema de vacío debe permitir presiones de operación de 50 mmHg absolutos.

Como las temperaturas de destilación al vacío son moderadas, el hervidor puede funcionar con vapor de baja presión; un sistema de vacío a base de eyectores también puede operar con vapor de baja presión.

También se precisa agua para condensar y enfriar los productos y tanques para almacenarlos.

3.2.2. PLANTA DE RESINAS (7, 10)

Cuando se diseña una planta, se desea flexibilidad y versatilidad, y un movimiento eficiente y seguro de los materiales a través de la planta. Los principales puntos a considerar al diseñar una planta son:

- a) Los Tanques de almacenamiento pueden estar bajo techo o no; dependiendo de los materiales que manejen. Es conveniente rodear el área de almacenamiento con un muro que actúe como dique e impida que la fuga de algún tanque se extienda por toda la planta.
- b) Se debe contar con bodega para almacenar los ingredientes sólidos; si la bodega se encuentra en un piso superior, los sólidos pueden ser pesados y descargados por tolvas al reactor.

- c) Los líquidos inflamables se deben dosificar con instrumentos adecuados de medición, y los líquidos no inflamables se dosifican con tanques de medición. Cuando se bombean solventes o monómeros muy volátiles, una fuga crea el peligro de incendio o explosión, por lo que es recomendable tener una zona específica para el manejo de líquidos inflamables, libre de cualquier fuente de ignición o chispa, utilizando equipo eléctrico a prueba de explosiones.
- d) Los reactores deben contar con agitador, rompedor de espuma, deflectores, disco de ruptura, registro de hombre, línea de carga de ingredientes líquidos, dispositivo para tomar muestras, línea de gas inerte y línea de descarga.
- e) Los componentes volátiles que se desprenden requieren que haya una columna de fraccionamientos con condensadores parcial y total.
- f) Puede ser necesario un absorbedor de gas para evitar la contaminación del aire.
- g) Un sistema de vacío aumentará la versatilidad del reactor.
- h) Los tanques disolventes deben ser seguros.
- i) Los equipos de filtración deben estar totalmente encerrados.
- j) Es preferible contar con controles y registradores automáticos de temperatura.
- k) Se necesitan almacenamientos para el producto terminado; es deseable que se pueda descargar en tambores o en carros tanque.
- l) También es necesario un laboratorio para comprobar la materia prima, el proceso y el producto terminado.
- m) El equipo para procesar resinas debe ser resistente a la corrosión.

Usar placa de acero inoxidable, o recubrimientos de éste, no es sólo una ventaja, sino una necesidad, porque además de su resistencia al calor y la corrosión, es químicamente inerte, prolonga la vida útil del equipo, permite obtener colores más claros en las resinas, y es más fácil de limpiar.

El equipo principal de la planta es el reactor, que para ser versátil debe operar tanto a vacío como bajo presión, en ciclos de calentamiento o enfriamiento; por lo tanto, se requieren sis

temas de vacío y de gases inertes, de calentamiento y de enfriamiento.

Según la resina que se va a producir, puede ser útil contar con un tanque de corte (para disolver la resina), así como con otros accesorios para separar, preparar y envasar el producto.

3.3 CALCULO Y DISEÑO DEL EQUIPO

3.3.1 REACTORES (1,7,9,13,15)

Considerando que el ciclo completo de reacción (desde cargar los reactivos hasta lavar el equipo) sea de 18 horas, se pueden obtener 1 000 toneladas mensuales de resinas con 3 reactores, cada uno con un volumen de reacción de 7.4 m^3 .

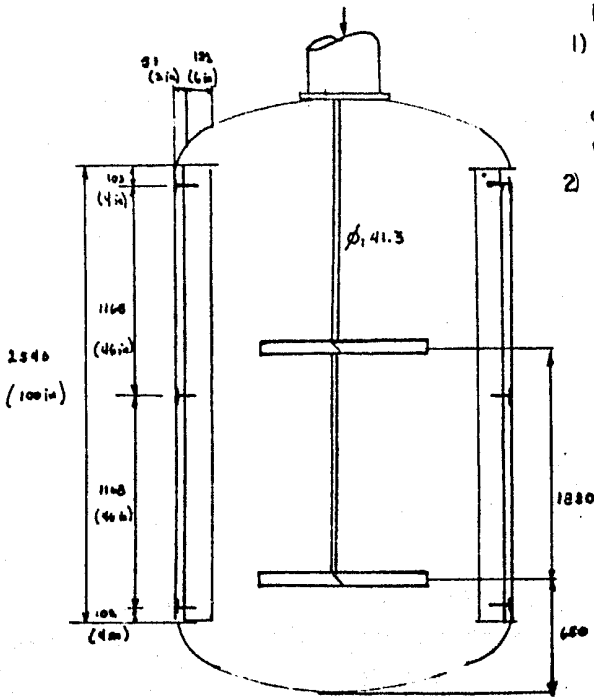
Las partes que están en contacto íntimo con reactivos y productos deben ser de acero inoxidable 316, no solo porque algunas sustancias son corrosivas o abrasivas, sino porque este material permite obtener colores más pálidos en las resinas, y alarga la vida del equipo.

La envolvente y tapas del reactor están sujetos a presión, tanto interna como externa, según lo requiera el proceso; como están en contacto con reactivos y productos, deben ser de acero inoxidable 316, que es un material caro. Esto conduce a una situación de compromiso: las paredes deben ser suficientemente gruesas como para resistir la presión, y delgadas para no entorpecer el intercambio de calor con la chaqueta y que el costo del equipo no sea muy elevado.

Ya sea, que el reactor trabaje a vacío o a presión, el medio de transferencia de calor que circula por la chaqueta causa una presión externa que puede ser de hasta 2.0 Kg/cm^2 manométricas.

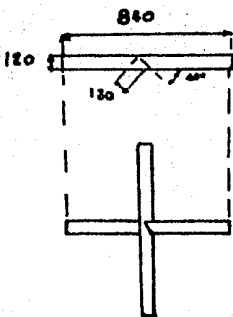
Para calcular el espesor de las diferentes partes del reactor usamos los criterios y ecuaciones del Código A.S.M.E., sección VIII.

CONEXION AL MOTOR

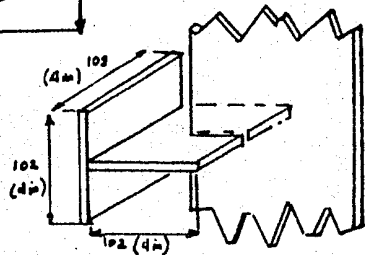


NOTAS:

- 1) Las aspas de los agitadores, los baffles y soportes se construyen de SS 316 de 6 mm de espesor
- 2) No se muestra el resto de los accesorios



DETALLE DE AGITADOR



DETALLE DE DEFLECTOR

FIG 1 REACTOR

Cada reactor está formado por una sección cilíndrica de 2540mm de altura y 1930mm de radio, con dos tapas toriesféricas. La chaqueta cubre el 90% de altura de la sección cilíndrica, y la tapa inferior totalmente.

La chaqueta se divide en seis secciones, que le sirven tanto para mejorar la transferencia de calor como para aumentar la resistencia de la envolvente interna. Para tener el máximo de resistencia en la envolvente interna, los anillos que separan las secciones de la chaqueta van soldados a ésta y a la envolvente interna.

La envolvente interna, con un espesor de 6mm (0.25 in), tiene una resistencia a la presión externa, según los párrafos UF - 28 a UG - 30 del Código A.S.M.E. sección VIII, de:

$$\frac{l}{D_o} = \frac{381 \text{ mm}}{1943 \text{ mm}} = 0.1961$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{1943 \text{ mm}}{6} = 324$$

Con estos valores, en la gráfica UHA-28.2 encontramos $B=692 \text{ Kg/cm}^2$ (9 300 psi), y la presión externa permisible es:

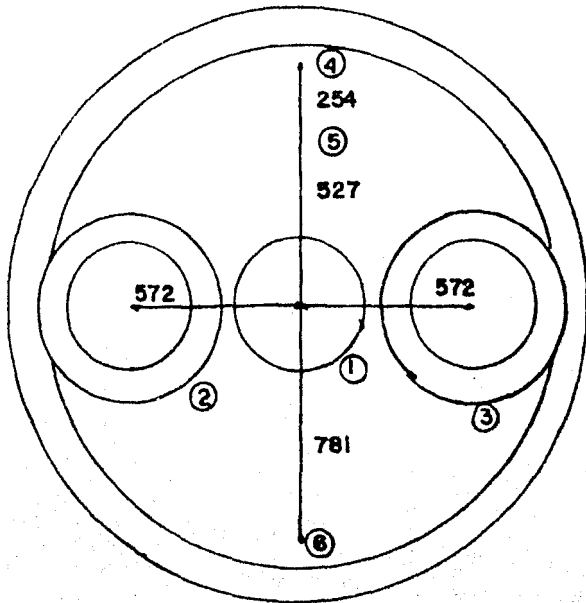
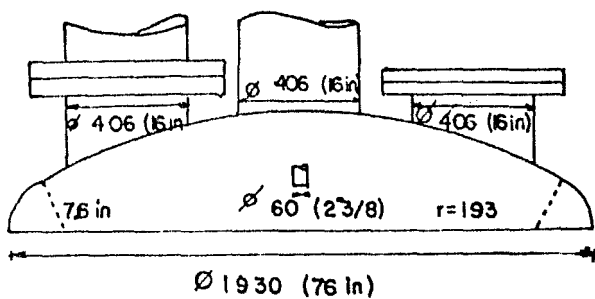
$$P_a = \frac{4}{3} \cdot \frac{B}{D_o/L} = \frac{4}{3} \cdot \frac{692 \text{ Kg/cm}^2}{324} = 2.85 \text{ Kg/cm}^2$$

Esta presión equivale a tener 2 Kg/cm^2 en la chaqueta y una presión interna absoluta de 136 mm Hg.

La tapa inferior debe resistir por lo menos la misma presión externa, y por sus dimensiones, el espesor debe ser de 13mm (0.50in). La resistencia para esta tapa, párrafo UG-33 del código, es:

$$\frac{L_1}{100t_h} = \frac{1930 \text{ mm}}{(100)(13 \text{ mm})} = 1.49; \quad \frac{L_1}{t_h} = 149$$

El valor leído en la gráfica UHA-28.2 es $B=517 \text{ Kg/cm}^2$ (7350 psi)



CONEXIONES

1. MOTOR
2. TORRE DE RECTIFICACION
3. REGISTRO DE HOMBRE
4. INERTE (BURBUJEADO)
5. INERTE (PRESIONAR)
6. TUBO DE MUESTREO

esc: 1:75

FIG 2 TAPA

$$P_a = \frac{B}{L/t_h} = \frac{517 \text{ Kg/cm}^2}{149} = 3.47 \text{ Kg/cm}^2$$

La tapa superior puede ser más delgada, pues va a resistir solamente la presión externa correspondiente al vacío interno, porque no está cubierta por la chaqueta; si la tapa tiene un espesor de 6mm (0.25in)

$$\frac{L_i}{100t_h} = \frac{1930\text{mm}}{(100)(6\text{mm})} = 3.04$$

$$\frac{L_i}{t_h} = 304$$

$$B = 353 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (5 000 psi)}$$

$$P_a = \frac{B}{L_i/t_h} = \frac{353 \text{ Kg/cm}^2}{304} = 1.15 \text{ Kg/cm}^2$$

Revisando las posibles aberturas para boquillas, de acuerdo al párrafo UG-37 en ninguno de ellas se necesitan refuerzos.

El reactor también puede estar sujeto a presión interna, por lo que es necesario revisar la resistencia de las diferentes partes. La envolvente del reactor tiene la siguiente resistencia (párrafos UG-27 y UA-1):

$$P = \frac{SEt}{Ro - 0.4t} = \frac{(1125 \text{ Kg/cm}^2)(0.7)(6\text{mm})}{(965\text{mm}) - (0.4)(6\text{mm})} = 5.20 \text{ Kg/cm}^2$$

La resistencia de las tapas, según los párrafos UG-32 y AU-4, es:

$$P = \frac{25Et}{LM + 0.2t} = \frac{(2)(1125 \text{ kg/cm}^2)(0.7)(6\text{mm})}{(1930\text{mm})(1.54) + (0.2)(0.6)} = 3.36 \text{ kg/cm}^2$$

Para la tapa superior, mientras que la inferior, por ser más gruesa, resiste.

$$P = \frac{2(1125 \text{ kg/cm}^2)(0.7)(13\text{mm})}{(1930\text{mm})(1.54) + (0.2)(13\text{mm})} = 6.72 \text{ kg/cm}^2$$

Como la presión interna no necesita ser mayor de 1.5kg/cm^2 , al revisar la necesidad de refuerzos en las boquillas, se encontró que ninguna requiere refuerzos.

En cuanto a la chaqueta, es de acero al carbón SA-283C, y no se toma tolerancia a la corrosión porque, como se verá más adelante el fluido que va por ella no es corrosivo.

La sección cilíndrica de la chaqueta resiste:

$$P = \frac{SEt}{Ro-0.4t} = \frac{(890\text{kg/cm}^2)(0.7)(6\text{mm})}{(1029\text{mm}) - (0.4)(6\text{mm})} = 3.85\text{kg/cm}^2$$

con una pared de 6mm (0.25in) de espesor; la sección toriesférica que cubre la tapa interior; también de 6mm (0.25in) de espesor, tiene una resistencia de:

$$P = \frac{2 SEt}{LM+0.2t} = \frac{(2)(890\text{kg/cm}^2)(0.7)(6\text{mm})}{(1981\text{mm})(1.54)+(0.2)(6\text{mm})} = 2.59\text{kg/cm}^2$$

En la chaqueta no se necesitan refuerzos en ninguna boquilla.

Tan importante como el diseño mecánico de las paredes es el diseño general del reactor, pues de esto depende la versatilidad del reactor. Además de la chaqueta, que ayuda a controlar la temperatura de la masa reaccionante, se necesita una torre de rectificación, sistemas de agitación, muestreo, inyección de gases inertes.

Durante el procesamiento de una resina sintética no es raro trabajar con sustancias volátiles; mediante una torre de rectificación y un condensador es posible manejar estas sustancias, ya sea regresándolas al reactor, o eliminándolas, según se requiera.

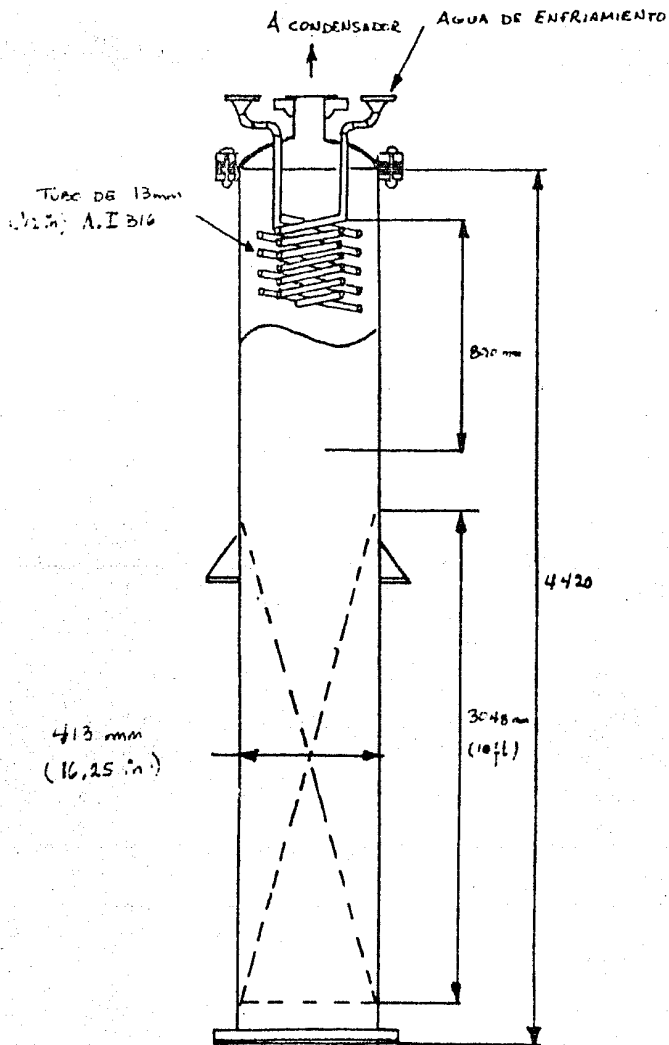


FIG 3 TORRE DE RECTIFICACION

La torre de rectificación tiene 3048mm(10ft) de altura de empaque silleta Intalox de 38mm (1.5in); una torre de este tipo opera como 5 platos teóricos en destilación, suficientes para lograr una efectiva separación de las sustancias comúnmente empleadas en la síntesis de polímeros.

En la parte superior de la torre, arriba del empaque, hay dos serpentines que actúan como condensadores parciales, proveyendo el re flujo de la torre.

Comúnmente, después de la torre de rectificación se cuenta con un condensador total y un sistema de decantación para separar los li quidos inmiscibles; según requiera el proceso, se puede recircular o descartar cualquiera. Este sistema permite mantener al mínimo las pérdidas de materiales volátiles, sin alargar el tiempo de ope ración.

La torre se construye de acero inoxidable 316, con un espesor de 3mm ($\frac{1}{8}$ in); como la torre opera a las mismas condiciones de presión y temperatura que el reactor, hay que revisar que el espesor sea adecuado.

La altura de la torre es 4.42m (14.5ft), con un diámetro de 413mm (16.25in), y debe trabajar a una presión absoluta de 30mmHg:

$$\frac{L}{D_o} = \frac{4.42 \times 1000}{413} = 10.71 \quad \frac{D_o}{t} = \frac{413}{3} = 130 \quad B = 66.8 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = \frac{4 \cdot 66.8}{3 \cdot 130} = 0.69 \text{ kg/cm}^2$$

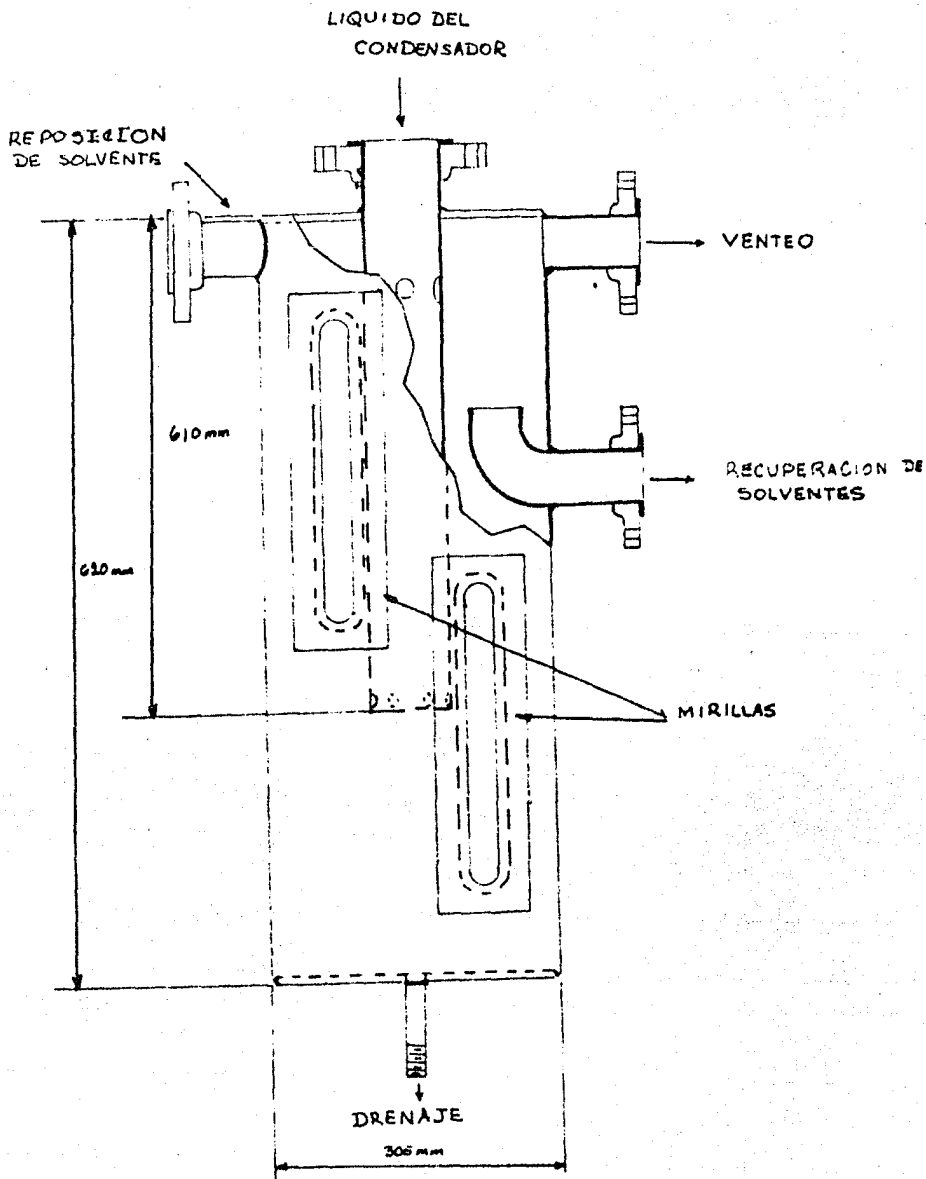


FIG 4 DECANTADOR

La resistencia de la torre es muy baja 0.69 kg/cm^2 de presión externa equivalen a 256 mmHg de presión absoluta; para aumentar la resistencia de la torre podemos utilizar una solera de $50 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ ($2 \text{ in} \times \frac{1}{8} \text{ in}$) a la mitad de ella:

$$\frac{L}{D_o} = \frac{2.21 \times 1000}{413} = 5.35 \quad \frac{D_o}{t} = 130 \quad B = 133.6 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = \frac{4 \times 133.6}{3 \times 130} = 1.37 \text{ kg/cm}^2$$

Este refuerzo es adecuado, permite mayor presión externa de la que habría con vacío total.

En la parte superior de la torre hay una tapa tori esférica que conduce los vapores al condensador total; también es de acero inoxidable 316 y 3 mm ($\frac{1}{8} \text{ in}$) de espesor. El radio de la tapa es del mismo tamaño que el diámetro de la torre, por lo que su resistencia a la presión externa es enorme:

$$\frac{L_1}{100th} = \frac{406}{100 \times 3} = 1.28 \quad \frac{L_1}{th} = 128 \quad B = 597.8 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = \frac{4 \times 597.8}{3 \times 128} = 6.2 \text{ kg/cm}^2$$

Para controlar el avance de la polimerización, es necesario tomar muestras de la mezcla reaccionante y analizarlas. Hay diferentes formas de tomar las muestras, pero una de las mejores es la siguiente: Se introduce en el reactor un tubo perforado, que entre hasta casi el fondo del reactor, y las perforaciones del tubo van desde la parte inferior del tubo hasta algunos centímetros sobre el nivel máximo de la mezcla de reacción.

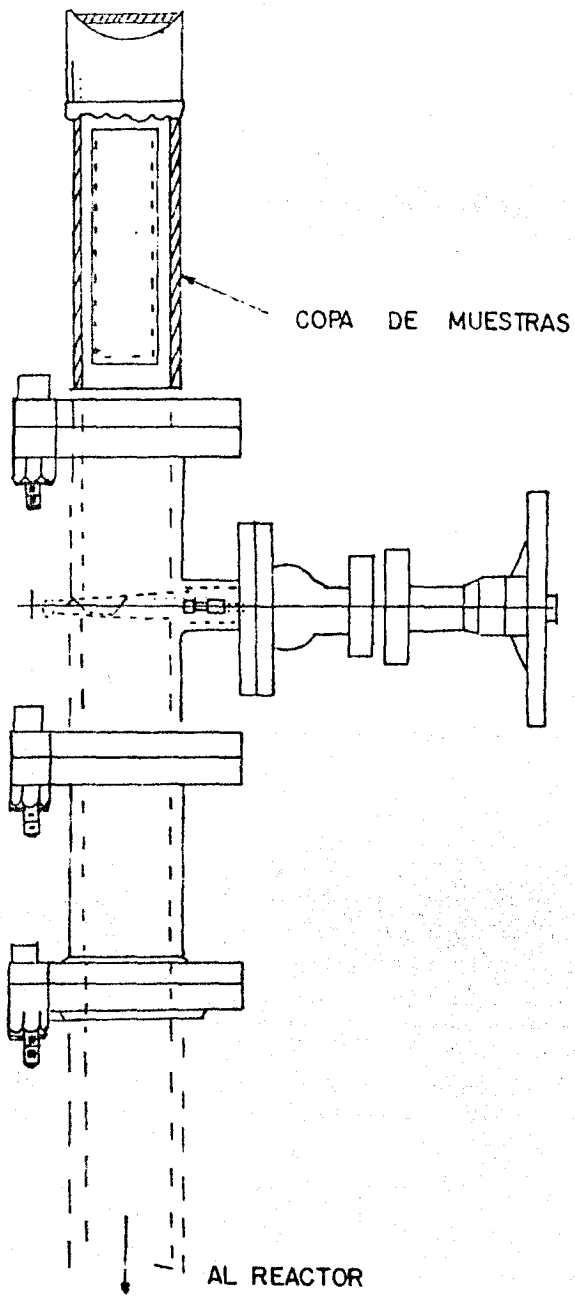


FIG 5

LLAVE DE MUESTRAS

El agitador se localiza verticalmente en el centro del reactor, y tiene dos propelas y un rompedor de espuma. Las propelas se encuentran a 650 y 1820 mm del fondo; cada propela consta de 4 aspas planas, inclinadas 45°. El rompedor de espuma es una tira metálica colocada en la parte superior de la flecha del agitador.

Además, dentro del reactor hay 4 deflectores (baffles) de 152 mm de ancho, que se extienden a todo lo largo del reactor y están separados 51 mm de la pared de éste. La función de los deflectores es evitar la formación de un vórtice (remolino), y crear corrientes de circulación que mejoran la agitación. Se deja un claro entre la envolvente y el deflector para que no se acumule material (especialmente cuando hay reactivos sólidos) que durante el calentamiento se carbonice y oscurezca la resina.

3.3.2 SISTEMA DE CALENTAMIENTO. (4,6,8,13,15,19,20)

El sistema de calentamiento debe ser capaz de elevar la temperatura del reactor hasta 300°C y mantener esta temperatura el tiempo que sea necesario. Se utiliza un sistema indirecto de calentamiento porque permite un buen control de temperatura, y además con este sistema se pueden calentar varios equipos con una unidad central de calentamiento (caldera), que se puede colocar en el lugar más

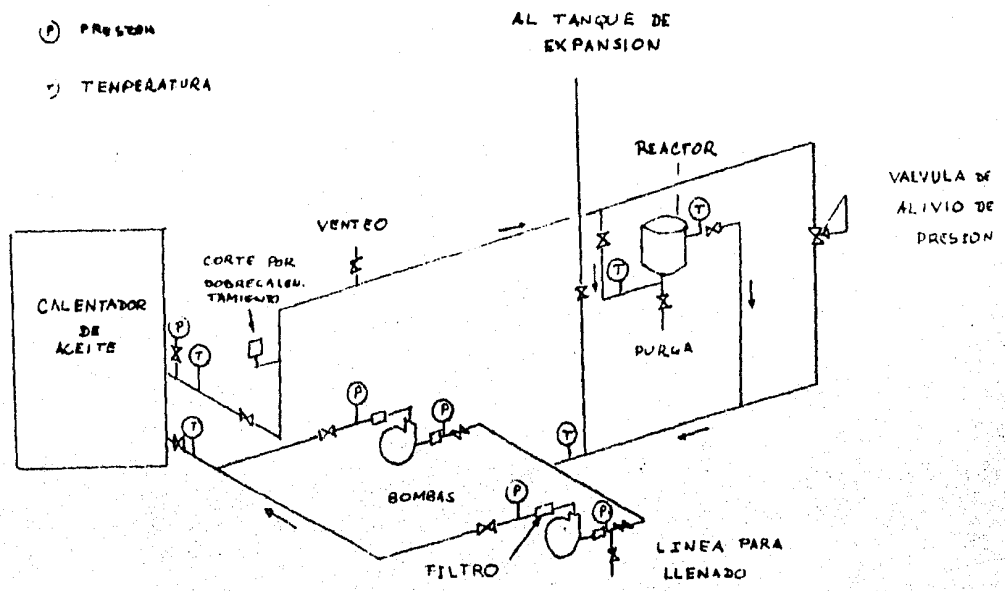


FIG 6 SISTEMA INDIRECTO DE CALENTAMIENTO

conveniente.

El medio de calentamiento de la caldera a los reactores es aceite mineral, que permite tener en las chaquetas de los reactores un líquido a baja presión, y que no es corrosivo. En cambio, para manejar vapor a temperaturas similares, la presión es muy alta y la chaqueta y la envolvente del reactor tendrían que ser sumamente gruesas (lo que dificultaría la transferencia de calor), y ambas de materiales inoxidables, para prevenir corrosión.

El diagrama de circulación de aceite muestra los elementos más importantes del sistema de calentamiento: el tanque de expansión, el sistema de bombeo de aceite, la caldera y el reactor.

El aceite mineral sufre una dilatación proporcional al aumento de temperatura, y la función del tanque de expansión es absorber el cambio de volumen del aceite dentro del sistema. El tanque se dimensiona para que el aceite frío ocupe una cuarta parte del volumen disponible, y el aceite caliente ocupe tres cuartas partes del volumen.

El aceite se oxida en presencia de aire a temperaturas superiores a 54°C , y como el tanque de expansión es el lugar donde hay mayor con

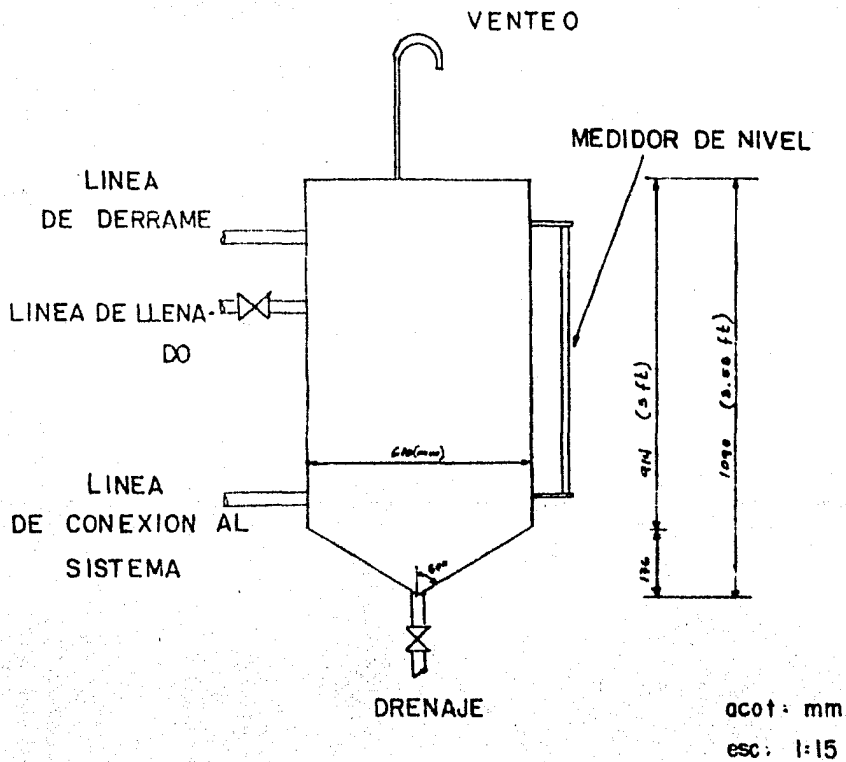


FIG 7 TANQUE DE EXPANSION

tacto entre aire y aceite, se deben tomar precauciones para evitar tanto que la temperatura del aceite suba, como para disminuir el contacto entre aire y aceite.

Para lograr esto último, se busca que el tanque tenga una relación de altura a diámetro grande, con objeto de disminuir el área de aceite expuesta al aire.

Para evitar que llegue aceite muy caliente al tanque, se deja sin aislar la tubería que une al tanque de expansión con el resto del sistema (y si es necesario, se pone una chaqueta con agua fría a esta tubería). Por otro lado, se utiliza tubo de diámetro pequeño, para evitar que suba aceite caliente por convección al tanque, ya que éste debe localizarse a mayor altura que cualquier otra parte del sistema. Las corrientes de convección también pueden reducirse colocando una válvula o una placa de orificio en el línea.

La línea que une al tanque de expansión con el resto del sistema se conecta al regreso del aceite en el circuito, con objeto de que esté en contacto con el aceite más frío del sistema.

El tanque debe contar con medidor de nivel, termómetro, una línea de ventilación en la parte superior, una purga en la parte inferior, una línea para reponer aceite, y una para permitir la salida

de aceite en caso de que suba mucho el nivel.

El movimiento del aceite en el circuito se realiza por medio de bombas diseñadas para manejar líquidos a altas temperaturas, porque la diferencia de densidad entre el aceite frío y el caliente no es capaz de producir circulación por convección natural.

La localización de las bombas debe ser tal que les permita manejar el aceite lo más frío posible, por lo que se colocan inmediatamente antes que el calentador; la succión debe quedar bajo presión positiva para evitar que entre aire al sistema por los sellos de la bomba, y la posición elevada del tanque de expansión conectado poco antes de la succión, ayuda a tener la presión positiva.

La tubería puede ser de cualquier material que resista las condiciones de operación, excepto cobre y sus aleaciones, porque promueven la oxidación del aceite. Los tubos de hasta una pulgada deben ser de cédula 80, los demás de una pulgada, de cédula 40 como mínimo.

El calentador es la unidad que tiene mayor efecto sobre el aceite, porque controla el calor que puede transferir, y además porque puede ocasionar carbonización en el aceite, lo que no sólo varía sus

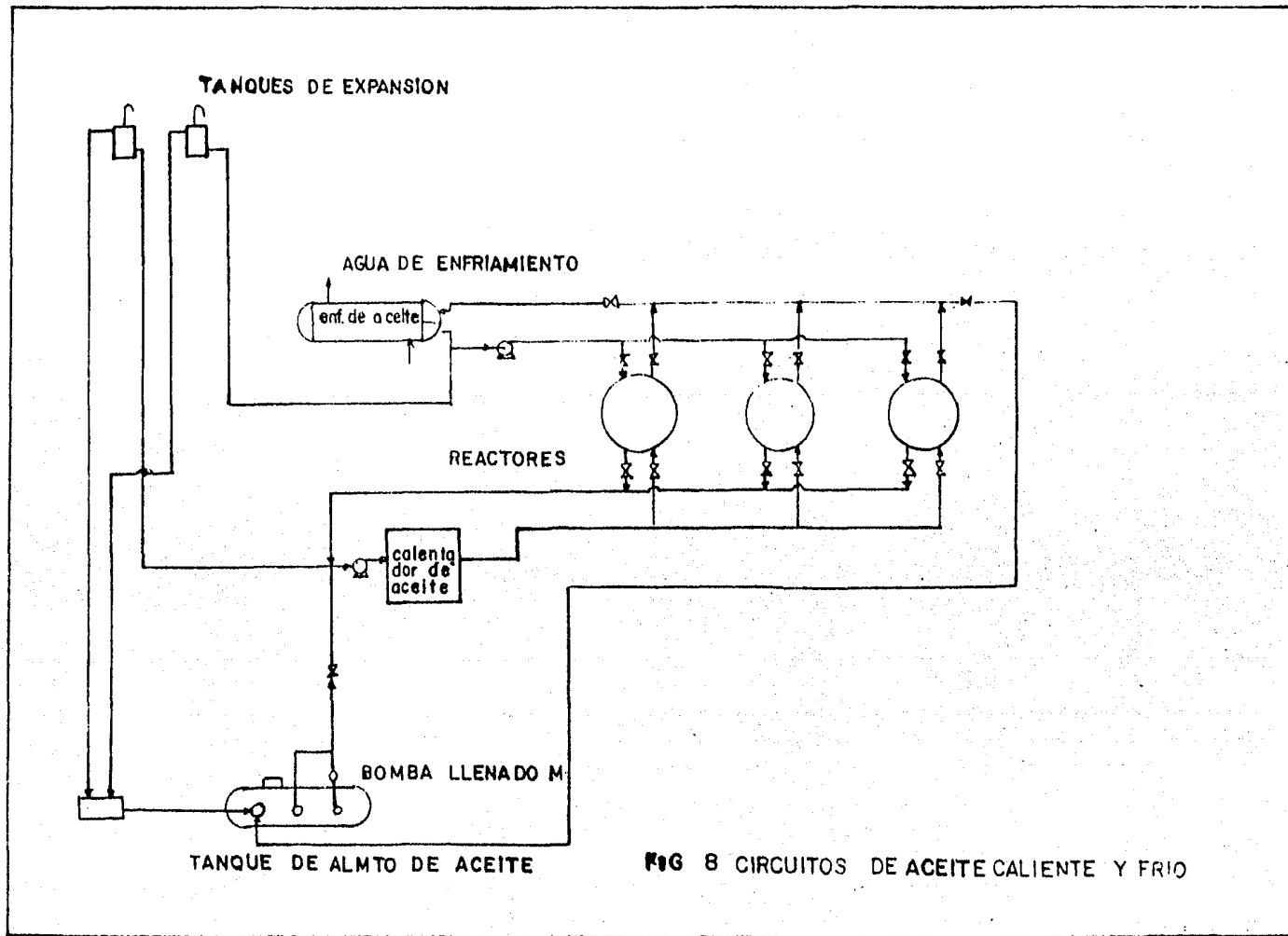


FIG 8 CIRCUITOS DE ACEITE CALIENTE Y FRIO

propiedades como agente de transferencia de calor, sino que puede causar fallas en los tubos del horno.

Para evitar la carbonización del aceite, debe mantenerse en circulación dentro del horno con flujo forzado, y controlar el calor que se le suministra en el rango de 68 000 a 108 000 kcal/(m² de área de transferencia de calor)/hr (equivalente a 25 a 40 000 BTU/ft²/hr). También debe evitarse que la temperatura del aceite pase de 330°C en cualquier momento, y hay que cuidar especialmente la temperatura de la película de fluido en la cara interna del tubo.

La selección de la caldera de calentamiento de aceite es una parte delicada, en la que pequeñas diferencias de comportamiento del sistema pueden reflejarse en grandes diferencias de equipo.

Para seleccionar la caldera, supongamos que el reactor se carga a su capacidad normal, 7.4m³, con materia prima de densidad promedio 1.1 kg/dm³, lo que hace M = 8 140 kg, cuya capacidad calorífica promedio es c = 0.6 cal/g°C, y se desea elevar la temperatura de la mezcla reaccionante desde 25°C hasta 280°C en $\theta = 3$ horas; el aceite de calentamiento trabaja a 300°C, con un flujo W = 26 163 kg/hr (aproximadamente 190 GPM), con una capacidad calorífica promedio C = 0.63 cal/g°C. Para los reactores descritos, el área de

transferencia de calor, A, es 16.72m^2 (180ft^2).

Con estos datos, podemos estimar un coeficiente promedio de transferencia de calor para el calentamiento en un tanque agitado, U, como sigue: la temperatura del medio de calentamiento es $T_1 = 300^\circ\text{C}$, la temperatura inicial de la mezcla de reacción es $t_1 = 25^\circ\text{C}$, y la final es $t_2 = 280^\circ\text{C}$. Las ecuaciones son:

$$\ln \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{WC}{Mc} \frac{[K_1 - 1]}{K_1} \theta$$

$$K_1 = \exp \left[\frac{UA}{WC} \right]$$

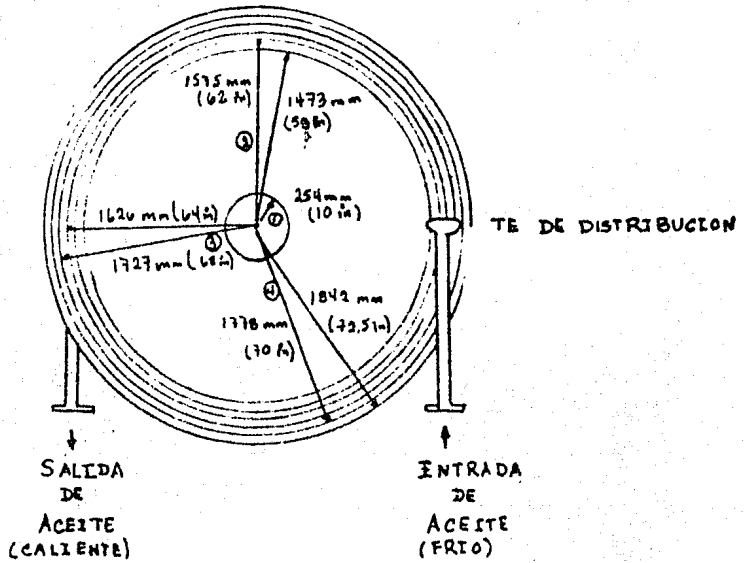
Resolviendo, resulta que $U = 286 \frac{\text{kcal}}{\text{hr}^\circ\text{Cm}^2}$ ($58.6 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$), que es un valor aceptable.

También podemos calcular la temperatura a la que el aceite de calentamiento sale de la chaqueta, T_2 , como:

$$T_2 = t_2 + \frac{T_1 - t_2}{K_1}$$

Con las 3 ecuaciones podemos calcular la temperatura de la mezcla

CALDERA DE ACEITE



- ① QUEMADOR
- ② SERPENTIN INTERNO
- ③ SERPENTIN EXTERNO
- ④ CHAQUETA DE AIRE

FIG 9

de reacción t_2 al tiempo θ , y la temperatura de salida del aceite T_2 . Ya con estos datos, podemos calcular la velocidad instantánea de transferencia de calor, como Q_1 : $Q_1 = (26\ 163\ \text{kg/hr}) (0.63\ \text{kcal/kg}^\circ\text{C}) (300 - T_2^\circ\text{C})$, en cal/seg. Al resolver, se ve que la velocidad varía desde 320 kcal/seg (más de 4.5 millones de BTU/hr) al inicio del calentamiento, hasta 25 kcal/seg (0.35 millones de BTU/hr) al final del calentamiento.

La caldera debe ser capaz de transferir una cantidad de calor adecuada a la planta en general, no solo a los reactores, por lo que su capacidad será un compromiso entre los valores máximo y mínimo señalados. Si consideramos una caldera de 140 kcal/seg (2.0 millones de BTU/hr), y resolvemos las ecuaciones, vemos que el calentamiento se llevará a cabo en 3.50 hrs., o sea, 30 minutos más, y la caldera opera a plena capacidad solo los primeros 5 minutos, y tardaría 3 horas. Por tanto, nos conviene una caldera de 140 kcal/seg, que es capaz de hacer adecuadamente el trabajo de calentamiento del reactor, y tiene capacidad de sobra para el resto de la planta (de acuerdo a la producción propuesta, la caldera estaría dedicada exclusivamente al calentamiento de reactores 4 horas al día, el resto del tiempo podría calentar otros equipos de la planta).

Para diseñar la caldera, hay que tomar en cuenta el combustible que

TEMPERATURA DEL MATERIAL
EN EL REACTOR, °C

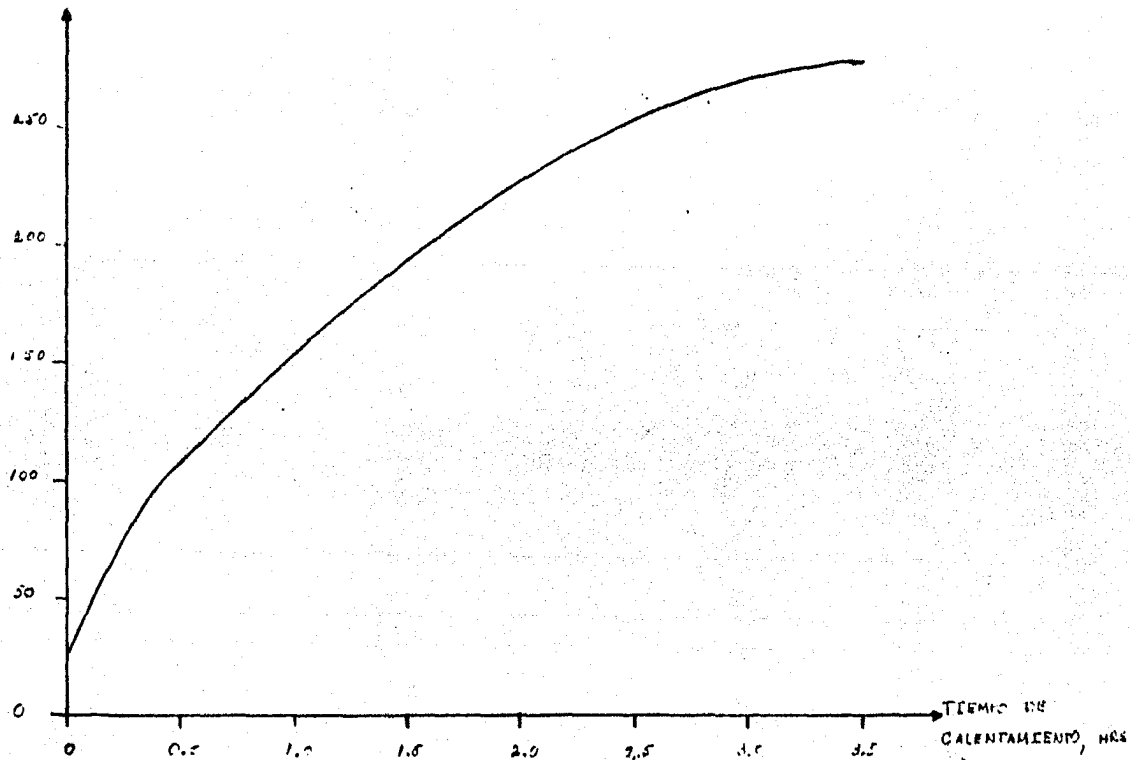


FIG 10 DIAGRAMA DE CALENTAMIENTO DEL REACTOR

se va a quemar, el flux de calor máximo permisible para el aceite, la máxima temperatura que se recomienda para éste, etc.

Por ejemplo, la máxima temperatura recomendada para aceites minerales de transferencia de calor es 330°C (625°F), por lo que ésta debe ser la máxima temperatura de la película de aceite dentro de la caldera. El cálculo de la temperatura de la película del aceite T_f , se lleva de acuerdo a la fórmula que relaciona la temperatura media del fluido T con el flux máximo recomendado F , y el coeficiente de transferencia de calor de la película h :

$$T_f = T + \frac{F}{h}$$

El valor de h depende de la temperatura del fluido y de la velocidad dentro del tubo (para un aceite dado); o sea, para el caso de temperatura máxima, depende principalmente de la velocidad. Como ya fijamos un valor de 26 163 kg/hr, la velocidad dependerá del número y diámetro de tubos. Por cuestión de flujo y área de transferencia de calor, conviene usar dos tubos en paralelo, de 51 mm (2 pulgadas) de diámetro nominal, BWG 12. Para tomar un pequeño margen de seguridad, haremos que el flujo sea de 10,000 kg/hr en vez de $26\ 163 \div 2 = 13\ 081.5$ kg/hr, y a 300°C, $h = 347$ cal/°Cseg m² (256 BTU/hr°F ft²), y el flux máximo recomendado es $F = 9418$ cal/m² seg (12500 BTU/hrft²).

$$T_f = 300 + \frac{9\ 418}{347} = 327^\circ\text{C}$$

Esta temperatura es menor al límite, por lo que las condiciones enunciadas son correctas.

Entre los criterios más importantes para diseñar el calentador de aceite tenemos:

- mantener el aceite con circulación positiva por medio de una bomba (la diferencia de densidad entre el aceite caliente y el frío no es suficiente para tener circulación por convección natural en el sistema);
- Procurar que la caída de presión en el equipo sea baja;
- No sobrepasar los límites máximos de temperatura ni flux;
- Evitar tener superficies grandes de materiales refractarios, pues conservan mucho calor, y en caso de un paro de emergencia del equipo, el aceite dentro de la caldera podría quemarse.

Los métodos disponibles para diseñar calderas requieren que se supon ga primero un equipo y calcular después su capacidad de calentamiento, modificando el equipo o algunas condiciones de proceso hasta lle gar a la capacidad deseada (método de prueba y error).

El equipo propuesto tiene un quemador central de combustible en la parte superior, una chaqueta de aire en la parte externa, que sirve para precalentar el aire de combustión a la vez que funciona como aislante; emplea diesel como combustible. El aceite a calentar circula por dos serpentines concéntricos, en paralelo e independientes entre sí, formados con tubo de 51mm (2 in) de diámetro exterior, espesor de pared BWG 12; el serpentín interno de 1.524m (5 ft) de diámetro y 1.829 m (6 ft) de altura,; el serpentín externo de 1.676 m (5.5 ft) de diámetro y 1.829 m (6 ft). La disposición de los serpentines hace que en el centro del serpentín interno se localiza el quemador, con lo que se convierte la zona de radiación, con los gases saliendo por la parte inferior y envolviendo al serpentín externo por ambos lados, en la zona de convección.

Ambas zonas se calculan por separado; la zona de radiación según el método de Lobo y Evans que muestra Kern en el Cap. 19 de su libro; y la zona de convección de acuerdo al método de diseño del Cap. 11 del libro de calderas de Babcock y Wilcox.

Para calcular la sección de radiación tenemos que hacer algunas suposiciones adicionales:

- eficiencia total del equipo, 80%;
- temperatura de la superficie absorbente de calor, $T_s = 750^{\circ}\text{F} = 399^{\circ}\text{C}$;
- pérdidas de calor, 2%

Como deseamos transferir 140 kcal/seg, (504 000 Kcal/hr) al aplicar el factor de eficiencia obtenemos $QF = 140 \text{ kcal/seg} / 0.80 = 175 \text{ kcal/seg}$ (630 000 Kcal/hr) que deben estar disponibles en la caldera; como empleamos diesel con un poder calorífico aproximado de 9 990 kcal/kg (18 000 BTU/Lb), la cantidad de combustible requerida es $175 \text{ kcal/seg} \times 3 600 \text{ seg/hr} / 9 990 \text{ kcal/kg} = 63.06 \text{ kg/hr}$ (138.9 Lb/hr).

En la gráfica de flujo de calor en la sección radiante buscamos la intersección entre el flux máximo permisible, 40,000 BTU/Hr ft² y la temperatura de la superficie absorbente de calor $TS = 750^\circ\text{F}$ y obtenemos $TG = 1 690^\circ\text{F} = 921^\circ\text{C}$ la temperatura de los gases de combustión a la salida de la sección de radiación.

Al salir los gases a alta temperatura, se pierde energía, QG :

$$QG = (63.06 \text{ kg/hr})(4650 \text{ kcal/kg}) = 292 997 \text{ kcal/hr} \text{ (1'162,686 BTU/hr)}$$

El calor que se pierde en el equipo es el 2 %:

$$QP = (0.02) (175 \text{ kcal/seg}) (3 600 \text{ seg/hr}) = 12 600 \text{ kcal/hr} \text{ (50 000 BTU/hr)}$$

El calor neto transferido es QN :

$$QN = QF - QG - QP = 630 000 - 292 997 - 12 600 = 324 403 \text{ kcal/hr} \text{ (1'287 314 BTU/hr)}$$

El área efectiva equivalente a plano frío es la proyección de los

tubos que rodean el quemador formando un cilindro:

$$\alpha A_{cp} = (\pi) (1.524\text{m}) (1.829\text{m}) = 8.7856 \text{ m}^2$$

El area de refractario es el círculo dentro del cilindro anterior, pero considerando tanto la tapa como la base:

$$A_r = (2) (\pi/4) (1.524 \text{ m})^2 = 3.6483 \text{ m}^2$$

La relación entre ambas áreas

$$A_r/\alpha A_{cp} = 3.6483 \text{ m}^2 / 8.7856 \text{ m}^2 = 0.416$$

La trayectoria media libre de la radiación L en un horno de estas proporciones es $L = (2/3) D = (2/3) (1.524 \text{ m}) = 1.016 = 3.333 \text{ ft}$

Cuando se quema diesel como combustible, con 20% de exceso de aire de combustión, los productos de combustión son entre otros, dióxido de carbono, un 11.37% mol; y agua, 11.78% mol; por tanto la presión parcial de estos compuestos son $p_{CO_2} = 0.1137 \text{ atm}$ y $p_{H_2O} = 0.1178 \text{ atm}$

Los siguientes parámetros son necesarios para seguir con los cálculos:

$$p_{CO_2} L = (0.1137 \text{ atm}) (3.333 \text{ ft}) = 0.379 \text{ atm ft}$$

$$p_{H_2O} L = (0.1178 \text{ atm}) (3.333 \text{ ft}) = 0.393 \text{ atm ft}$$

$$p_{CO_2} L + p_{H_2O} L = 0.772 \text{ atm ft}$$

$$\frac{p_{CO_2}}{p_{CO_2} + p_{H_2O}} = 0.4911$$

En las gráficas de transferencia de calor radiante que Kern presenta para CO₂ y H₂O encontramos:

$$q_{\text{CO}_2 \text{ TS}} = 390 \text{ BTU/hr ft}^2$$

$$q_{\text{CO}_2 \text{ TG}} = 4100 \text{ BTU/hr ft}^2$$

$$q_{\text{H}_2\text{O TS}} = 780 \text{ BTU/hr ft}^2$$

$$q_{\text{H}_2\text{O TG}} = 5050 \text{ BTU/hr ft}^2$$

La transferencia de calor como cuerpo negro es:

$$q_b \text{ TS} = 0.173 \left(\frac{460+750}{100} \right)^4 = 3708 \text{ BTU/hr ft}^2$$

$$q_b \text{ TG} = 0.173 \left(\frac{460 + 1690}{100} \right)^4 = 36966 \text{ BTU/hr. ft}^2$$

La emisividad del gas es

$$E = \frac{(4100 + 5050) - (390 + 780)}{36966 - 3708} \frac{(100-6)}{(100)} = 0.292$$

Con los valores de E y $Ar/\alpha A_{cp}$ buscamos el factor total de intercambio térmico para secciones radiantes, F , que resulta ser

$F = 0.355$ según la figura 19.15 del kern.

Con el calor neto transferido, el factor de intercambio y el aire equivalente a plano frío calculamos el flux:

$$\text{Flux} = \frac{Q_N}{A_{cp} F} = \frac{1'287,314 \text{ BTU/hr}}{(94.25 \text{ ft}^2) (0.355)} = 38475 \frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^2}$$

Este valor es parecido al que supusimos originalmente, y aceptamos el cálculo como está; en caso de ser muy diferente, deberíamos cambiar una de las suposiciones, como TS, y hacer nuevamente el cálculo, hasta que los fluxes supuesto y calculado sean similares.

Para el cálculo de la sección de convección necesitamos suponer la temperatura a la que sale el gas de la caldera, TGS, y le asignamos el valor de 366°C (690°F).

El gas que entra a esta sección es el que sale de la sección de radiación, y el calor que cede corresponde al enfriamiento de TG y TGS; la energía que llevan los gases a TGS es QGS:

$$QGS = (63.06 \text{ kg/hr}) (1683 \text{ Kcal/kg}) = 106\ 058 \text{ kcal/hr} (420\ 867 \text{ BTU/hr})$$

$$QC = 1\ 162\ 686 - 420\ 867 = 741\ 819 \text{ BTU/hr} (186\ 938 \text{ kcal/hr})$$

Considerando que el aceite de transferencia de calor trabaja entre 288°C (550°F) y 316°C (600°F), la diferencia media de temperaturas DTM la obtenemos como en el caso de un cambiador 1-2 en corriente paralela:

$$DTM = \frac{(1690 - 550) - (690 - 600)}{\ln \frac{(1690 - 550)}{(690 - 600)}} = 414^\circ \text{ F}$$

Por cada millón de BTU (252 000 kcal) obtenidos al quemar diesel, se producen 940 lb (427 kg) de gases de combustión, por lo que la

cantidad de gases producidos es:

$$(630\,000 \text{ kcal/hr}) (427 \text{ kg}/252\,000 \text{ kcal}) = 1067 \text{ kg/hr} (2\,350 \text{ lb/hr})$$

El área libre entre serpentines es:

$$AGI = \frac{\pi}{4} \left[\left(5.5 - \frac{2}{12}\right)^2 - \left(5 + \frac{2}{12}\right)^2 \right] = 1.374 \text{ ft}^2$$

El área libre entre el serpentín externo y la pared del horno es:

$$AGII = \frac{\pi}{4} \left[\left(5.5 + \frac{4}{12}\right)^2 - \left(5.5 + \frac{2}{12}\right)^2 \right] = 1.505 \text{ ft}^2$$

El área total por la que fluyen los gases de combustión es:

$$AG = AGI + AGII = 1.374 + 1.505 = 2.879 \text{ ft}^2$$

La masa velocidad de los gases:

$$WG/AG = (2\,350 \text{ lb/hr}) / (2.879 \text{ ft}^2) = 816 \text{ lb/hr ft}^2$$

La superficie total de los tubos que reciben calor es S_b , que podemos considerar como $S_b = S_{bI} + S_{bII}$; S_{bI} es el área de los tubos del serpentín interno que están en la sección de convección, y corresponde a la mitad del área total de dicho serpentín:

el serpentín tiene 36 vueltas (6 ft de altura/ 2 in del tubo)

$$S_{bI} = \left(\pi \times \frac{2}{12} \text{ ft}\right) \left(\pi \times 5 \text{ ft}\right) (36 \text{ vueltas}) (0.5) = 148 \text{ ft}^2$$

S_{bII} es el área total del serpentín externo:

$$S_{bII} = \left(\pi \times \frac{2}{12} \text{ ft}\right) \left(\pi \times 5.5 \text{ ft}\right) (36 \text{ vueltas}) = 326 \text{ ft}^2$$

$$S_b = 148 + 326 = 474 \text{ ft}^2$$

De la composición de los gases de combustión tenemos:

$$P_r = p_{CO_2} + p_{H_2O} = 0.1137 + 0.1178 = 0.2315 \text{ atm.}$$

Según la geometría de los serpentines, la distancia entre centros de tubos en dirección perpendicular al flujo de gases, S_1 , es 3 in; la distancia entre centros de tubo en dirección paralela al flujo de gases, S_{11} , es 2 in; y la relación de estas distancias al diámetro de los tubos es:

$$S_1/D = 3/2 = 1.5$$

$$S_{11}/D = 2/2 = 1.0$$

De la figura A obtenemos la relación $L/D = 0.087$, que multiplicada por el diámetro del tubo D nos da L^1

$$L^1 = (L^1/D) D = (0.087) (2 \text{ in}) = 0.173 \text{ in}$$

En la fig B leemos el valor de K , empleando el parámetro $PrL^1 = (0.2315 \text{ atm}) (0.173 \text{ in}) = 0.04 \text{ atm} \cdot \text{in}$; el valor leído es

$$K = 0.218$$

Con la temperatura media del aceite, T_s , y DTM , leemos el valor Ur^1 en la figura C:

$$T_s + (600 + 550)/2 = 575^\circ\text{F}$$

$$Ur^1 = 4.09 \text{ BTU/ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}$$

El coeficiente de transferencia de calor debido a la radiación U_r se obtiene multiplicando U_r^1 por K :

$$U_r = (U_r^1) (K) = (4.09) (0.218) = 0.892 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F}$$

El siguiente paso es calcular el coeficiente de transferencia de calor debido a la convección U_c ; primero estimaremos la temperatura de la película del gas sobre el tubo, T_f , que es:

$$T_f = t_{\text{entrada}} = t_{\text{salida}} = \text{DTM} = \frac{550 + 660 + 414}{2} = 782^\circ\text{F}$$

En la figura D encontramos que $K_{Re} = 2.17$; el número de Reynolds Re , se calcula como:

$$Re = (WG/AG) (K_{Re}) = (816) (2.17) = 1770$$

Con Re en la figura E se lee el factor de corrección

$$F_a = 0.876. \text{ En la figura F se lee } U_c^1 = 3.3 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F}$$

El valor U_c es:

$$U_c = (U_c^1) (F_a) = (3.3) (0.876) = 2.89 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F}$$

El coeficiente de transferencia de calor total es:

$$U = U_r = U_c = 0.892 + 2.89 = 3.782 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F}$$

El calor que acepta el sistema es:

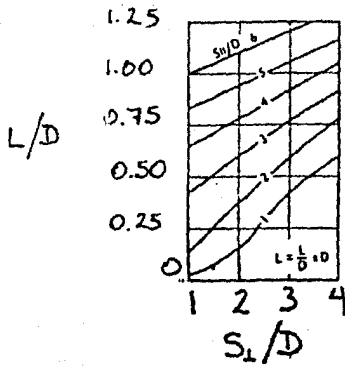


FIGURA A

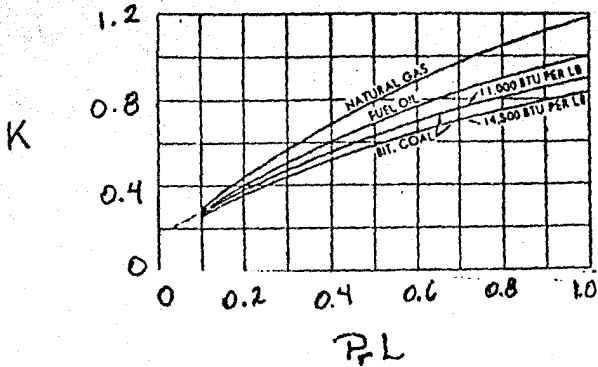


FIGURA B

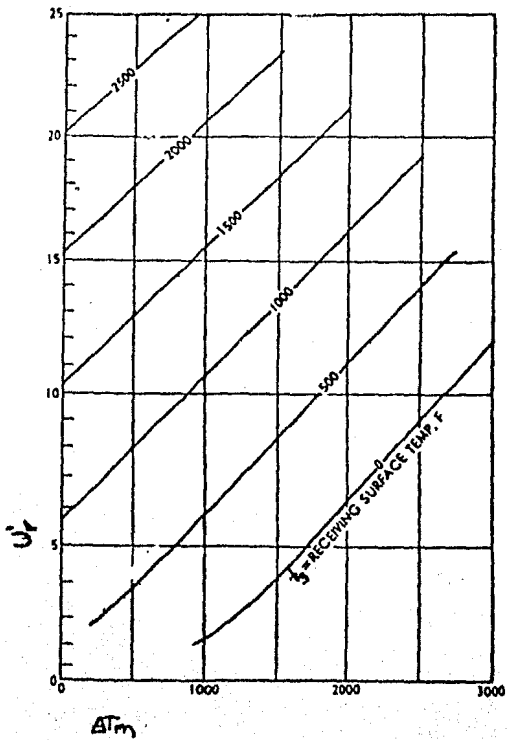


FIGURA C

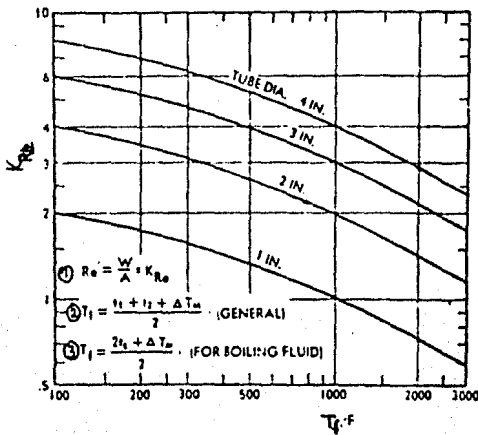


FIGURA D

$$① Re = \frac{W}{A} \times K_{Re}$$

$$② T_f = \frac{t_1 + t_2 + \Delta T_m}{2}$$

$$③ T_f = \frac{2t_s + \Delta T_m}{2}$$

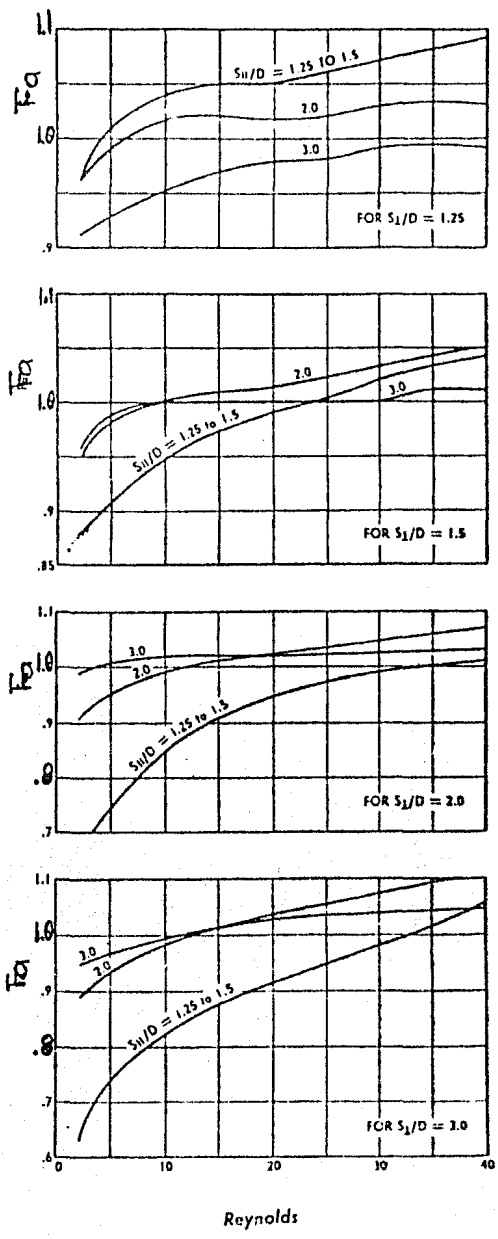


FIGURA I

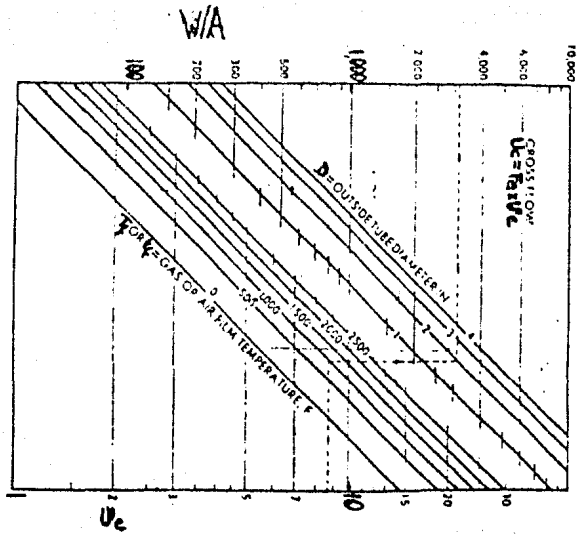


FIGURA F

$$QA = (3.782 \text{ BTU/ft}^2\text{hr}^{\circ}\text{F}) (474 \text{ ft}^2) (414^{\circ}\text{F}) = 742 \text{ 165 BTU/hr}$$

$$(187 \text{ 025 kcal/hr})$$

Como los calores cedido y aceptado (QC y QA) son iguales, el diseño es adecuado.

El calor que se transfiere en la caldera es:

Sección de Radiación:	324 403 kcal/hr
Sección de Convección:	<u>186 938 kcal/hr</u>
	511 341 kcal/hr (2 029 133 BTU/hr)

También podemos revisar que la sección de radiación sea la adecuada para la combustión; de los valores recomendados encontramos que para calcular el volumen de la cámara de combustión tenemos 10 BTU/seg ft^3 (89 kcal/seg m^3) si hay buena mezcla de combustible con aire de combustión, y 6 BTU/seg ft^3 (53 kcal/seg m^3) si la mezcla es mala o regular. Puesto que deben producirse 630 000 kcal/hr en la cámara de combustión, el volumen de ésta debe ser de 1.967 m^3 si la mezcla es buena, y 3.277 m^3 si no lo es. Por las dimensiones de la caldera, el volumen de la cámara de combustión es 3.117 m^3 , por lo que tenemos la necesidad de utilizar una boquilla de inyección de combustible que asegure buena mezcla.

Como ya mencionamos, se necesita una bomba para la circulación del aceite de calentamiento; esta bomba debe tener la potencia y la capacidad de mover suficiente líquido para la transmisión de calor requerido.

El calor que deseamos transferir es 504 000 kcal/hr, con aceite entre 288 y 316°C y el flujo requerido W es:

$$W = (0.688 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) (316 - 288^\circ\text{C}) = 504\,000 \text{ kcal/hr}$$

$$W = 26\,163 \text{ kg/hr}$$

Puesto que la densidad relativa es 0.610: $(26\,163 \text{ kg/hr}) / (0.610 \text{ Kg/lit})$ son 42 890 lt/hr (190 GPM)

La potencia de la bomba de circulación debe calcularse para mover aceite frío, que es más viscoso y denso que el aceite caliente. Dentro del horno, el flujo se divide en dos corrientes paralelas, de 21 445 lt/hr (95 GPM) cada uno, en tubo de 2 pulgadas; y después de la caldera usamos tubo de tres pulgadas (76 mm) cédula 40, para distribuir el aceite.

La longitud equivalente a tubería recta del serpentín exterior de la caldera es 62.5 m (205 ft), referido al tubo de 2 pulgadas, siendo

la caída de presión del aceite frío de 4.62 kg/cm^2 cada 100m, lo que hace 2.89 kg/cm^2 en la caldera. Para la parte recta y accesos podemos estimar 60m de longitud equivalente, y una caída de presión de 5.05 kg/cm^2 cada 100 m en la tubería de 3 pulgadas, siendo 3.03 kg/cm^2 en esta zona. La caída total es de 5.92 kg/cm^2 . La potencia de la bomba necesaria es 9.33 HP; pero cuando el aceite está caliente, la potencia requerida baja a 4.39 HP.

3.3.3 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO (8,16,18)

El Sistema de Enfriamiento consiste básicamente de una alberca la cual tiene dos espreados consecutivos: en el 1er. espreado se enfría parcialmente el agua caliente que viene del proceso y en el 2° toma el agua que se enfrió del primero. La razón de trabajarlo en consecutivo, es que una parte del ciclo cede mucho calor, y se necesitaría en ese momento un flujo de agua de enfriamiento muy grande trabajando en un rango de temperatura pequeño, y consecuentemente en otra parte del ciclo el flujo de agua sería muy bajo.

Para hacer más sencilla esta operación se propone mantener el flujo de agua constante y dejar que el rango varíe desde un máximo de 20°C hasta un mínimo de 3°C . Para el rango tan amplio que se manejaría, el mejor sistema de enfriamiento consiste en los dos espre-

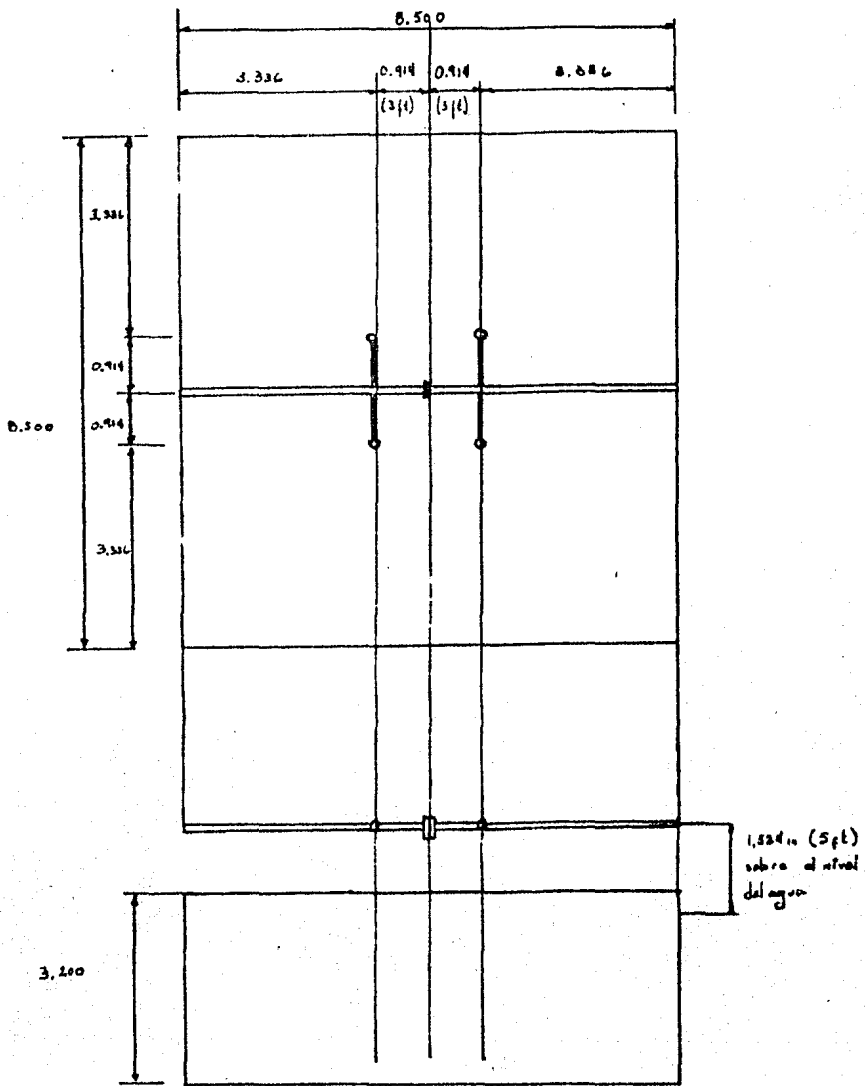
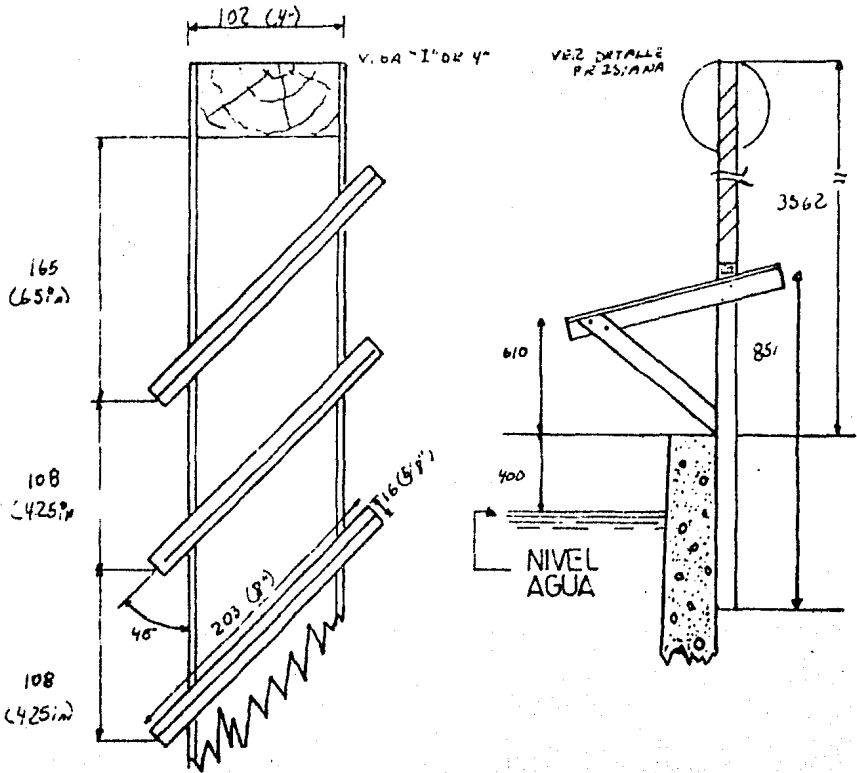
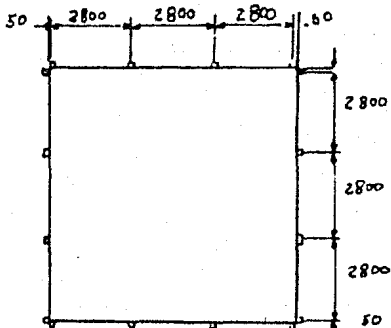


FIG II LOCALIZACION DE LAS BOQUILLAS EN LA ALBERCA

PERSIANAS



DETALLES PERSIANA



LOCALIZACION DE LAS VIGAS DE SOPORTE

FIG 12

dos consecutivos, en cambio si se utilizara una torre de enfriamiento trabajaría con muy baja eficiencia.

La alberca mide 8.30 X 6.80m, tiene 4 espreas, usando 2 para cada enfriamiento. Se tiene espreas de 2", que manejan 11,800 kg/hr (52 GPM) cada una, como existe posibilidad de pérdida de agua en cada espreado se recomienda tener una cortina alrededor de la alberca, para retener las gotas de agua que pueda arrastrar el viento.

La presión a la que deben trabajar las espreas depende de las condiciones del proceso tanto como de las atmosféricas; por ejemplo: , si hay mucho viento se prefiere baja presión para tener un chorro de agua grueso y evitar una pérdida de líquido por arrastre.

El agua de enfriamiento se usa para enfriar la resina, y para condensar y enfriar los productos de la destilación. En el primer caso el agua enfría el aceite de transferencia de calor en un intercambiador, pues si metemos agua fría a las chaquetas de los reactores podemos oxidar el aceite que haya quedado, y como la temperatura del reactor es muy alta, el agua puede evaporarse y ejercer mucha presión en el equipo.

Podemos enfriar la resina de los reactores de 280°C hasta 150°C en

ENFRIADOR DE ACEITE

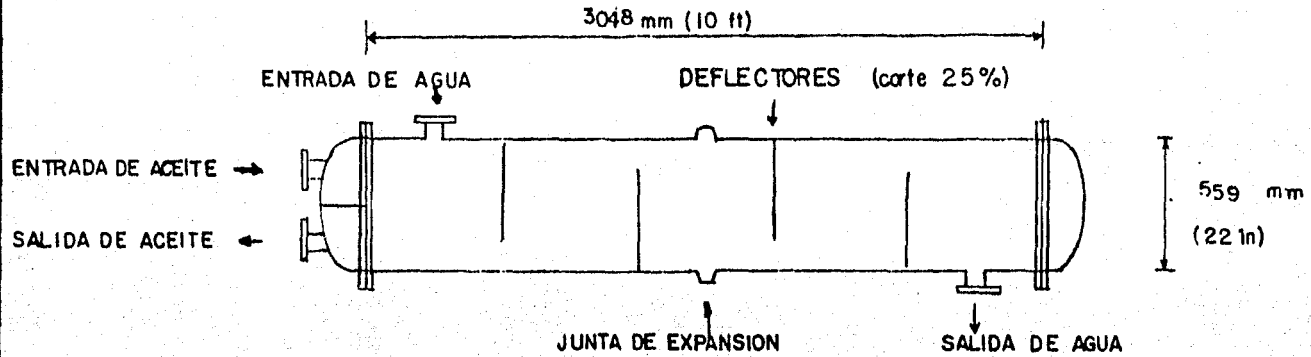


FIG 13

dos horas usando 22,720 kg/hr (100 GPM) de agua, con rango que varía entre 20 y 8°C. El aceite de transferencia de calor viene caliente de la chaqueta del reactor y pasa por el intercambiador que es enfriado con agua.

El intercambiador es el tipo de coraza y tubos con 1 paso en la coraza y 4 deflectores; dos pasos de 60 tubos cada uno siendo los tubos de 32mm (1¼") de diámetro exterior, BWG12, y 10 ft. de longitud.

La envolvente del cambiador de calor es de 559 mm (22 in) de diámetro, con un espesor de 3 mm ($\frac{1}{8}$ in), así como las tapas, que son Toriéféricas; todo el cambiador puede hacerse en acero al carbón SA-253-B.

La resistencia a la presión de la envolvente es:

$$p = \frac{SE t}{Ro - 0.4t} = \frac{(890 \text{ kg/cm}^2)(0.7)(0.3175)}{27.94 \text{ cm} - (0.4)(0.3175 \text{ cm})} = 7.11 \text{ kg/cm}^2$$

Las tapas toriéféricas tiene las siguientes proporciones:

L/r = 10 y L=D; la resistencia a la presión es:

$$p = \frac{2SEt}{LM + 0.2t} = \frac{(2)(890 \text{ kg/cm}^2)(0.7)(0.3175)}{(55.8 \text{ cm})(1.54) + (0.2)(0.3175 \text{ cm})} = 4.59 \text{ kg/cm}^2$$

Según el Código T.E.M.A., el espejo debe ser de 22.2 mm (7/8 in).

DETALLE DE ESPEJO

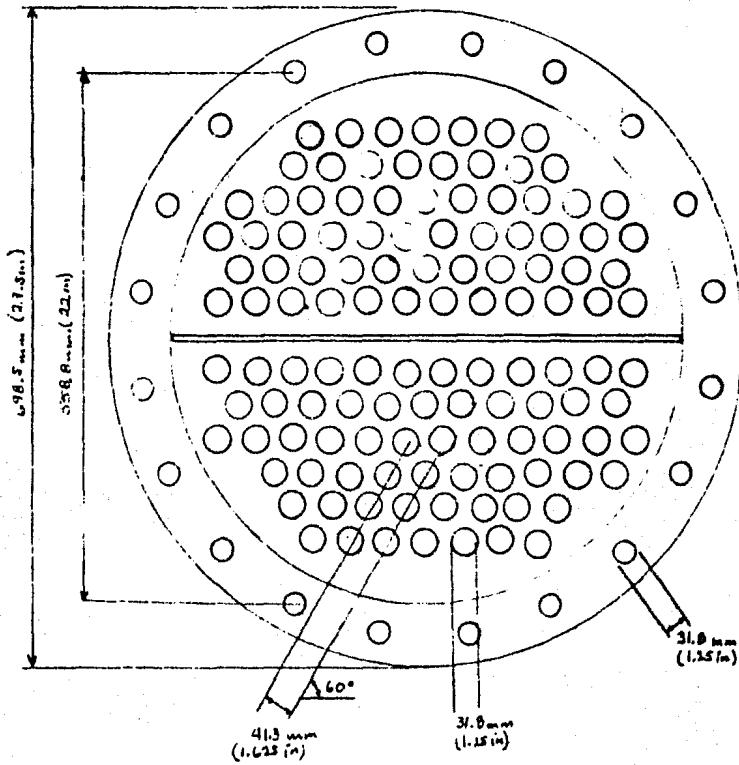


FIG 14

Como el aceite que va por dentro de los tubos está mucho más caliente que el agua que va por la envolvente, es posible que haya una fuerte diferencia de expansión entre ambos elementos, por lo que es recomendable que en la coraza haya una junta de expansión.

3.3.4 TORRE DE DESTILACION DE AGUARRAS: (1,5,8,9,10,12,15)

El aguarrás puede destilarse para obtener diferentes compuestos, como alfapineno, dipenteno, y aceite de pino natural, pero también puede usarse como materia prima para obtener aceite de pino artificial, que tiene mejor olor y más penetrante que el natural.

El aguarrás, compuesto principalmente de alfapineno, se oxida con ácido fosfórico o con una mezcla de ácido sulfúrico, agua y acetona, y se obtiene una mezcla que contiene alfapineno, dipenteno y varios terpineoles, en especial alfaterpineol; el primer compuesto se separa para volver a usarlo como materia prima, y los otros dos se separan para darles diversos usos.

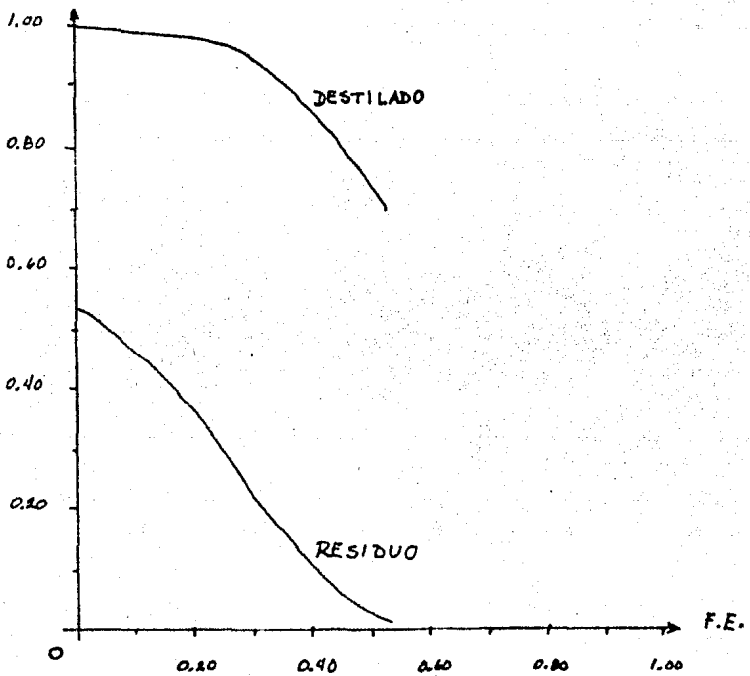
Podemos considerar que la mezcla que se obtiene contiene 35% de alfapineno, 30% de dipenteno y 35% de alfaterpineol. Como estos 3 productos tienen presiones de vapor muy diferentes, pueden

SEPARACION DE ACEITE DE PINO SINTETICO

PRIMERA ETAPA

CONSIDERANDO LA MEZCLA COMO ALFAPINENO Y DIPENTENO

FRACCION MOL DE ALFAPINENO



$$F.E. = \frac{\text{KG DE MEZCLA EVAPORADA}}{\text{KG DE MEZCLA ALIMENTADA}}$$

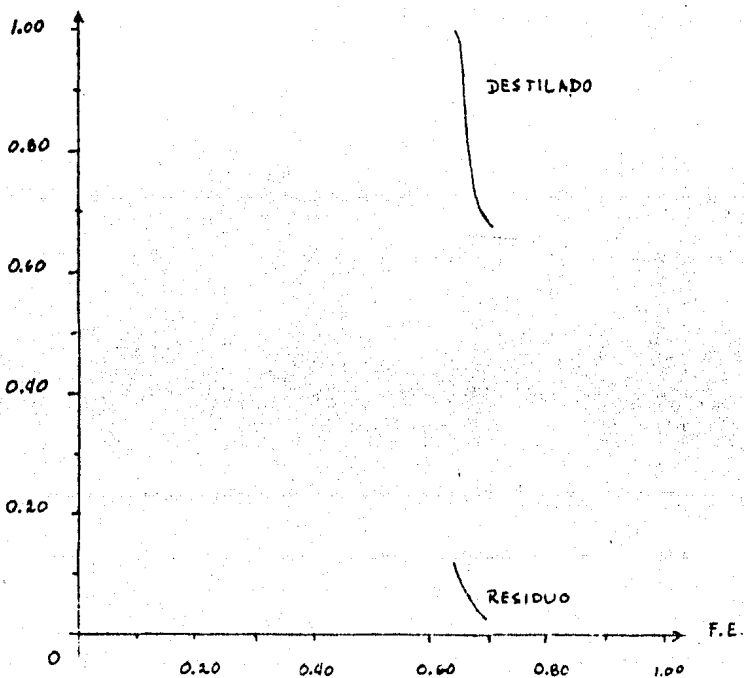
FIG 15

SEPARACION DE ACEITE DE PINO SINTETICO

SEGUNDA ETAPA:

CONSIDERANDO LA MEZCLA COMO DIPENTENO Y ALFATERPINEOL

FRACCION MOL DE DIPENTENO



$$F.E. = \frac{\text{KG DE MEZCLA EVAPORADA}}{\text{KG DE MEZCLA AUMENTADA}}$$

FIG 16

separarse por destilación al vacío para no degradar ninguno de los componentes.

La diferencia en los puntos de ebullición de los productos nos permite suponer que la destilación se lleva a cabo en dos etapas: en la primera separamos el alfapineno del dipenteno, sin intervenir el alfaterpineol; en la segunda etapa se separan el dipenteno del alfaterpineol.

El destilado de la primera etapa contiene 90% de alfapineno y 10% de dipenteno; el destilado de la segunda etapa contiene 15% de alfapineno, 82% de dipenteno y 3% de alfaterpineol; y el residuo sería de 5% de dipenteno y 95% de alfaterpineol. Con esta pureza, el residuo puede emplearse en perfumería; si modificamos las condiciones, podemos llegar a un residuo con 65% de alfaterpineol, apto para productos de limpieza.

La mejor forma de controlar los productos de destilación se consigue con un sistema intermitente (batch), pues no solo podemos cambiar la pureza de los destilados, sino que se asegura la calidad constante de los mismos aunque cambie la composición de la materia prima.

VISTA GENERAL DEL EQUIPO

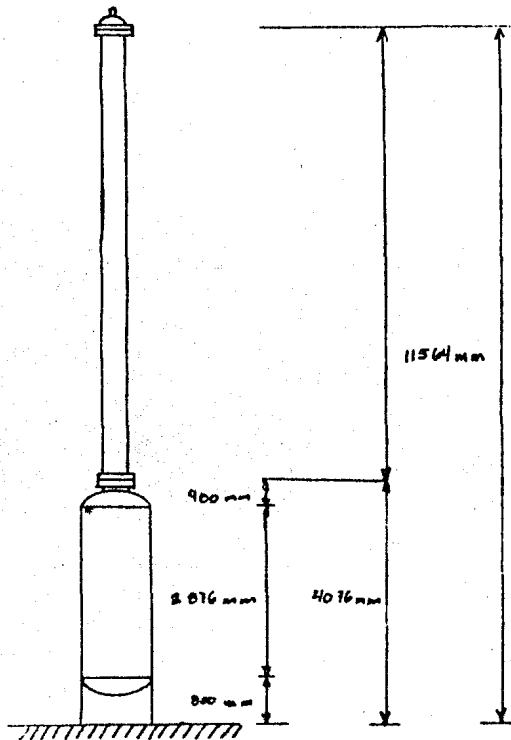


FIG 17

Para lograr una separación adecuada de los componentes, son suficientes 10 platos teóricos de destilación, que podemos lograr con empaque de silleta intalox de 38mm (1 ½ in), con una altura empacada de 6.10 m (20 ft); (Como norma se considera que el empaque propuesto tiene una altura equivalente a plato teórico de 2ft a presión de 1 atmósfera, pero al vacío la altura es menor).

Abajo de la torre se coloca el hervidor con el líquido a destilar. Por la altura de la torre, es conveniente analizar los esfuerzos adicionales a los producidos por la presión interna.

La destilacion puede lograrse a una presión absoluta de 140 mmHg, pero como factor de seguridad se considera que la presión de trabajo es 70mmHg.

Como la torre de destilación es muy alta, el factor crítico es la resistencia a la presión externa.

La sección más larga es la que contiene a las silletas, éstas no se consideran como refuerzos a la presión externa, por lo que tenemos que introducir refuerzos.

La torre tiene un diámetro externo de 406mm (16 in), construida en acero inoxidable 316, y la distancia L entre refuerzos es 3048mm

VISTA DEL HERVIDOR

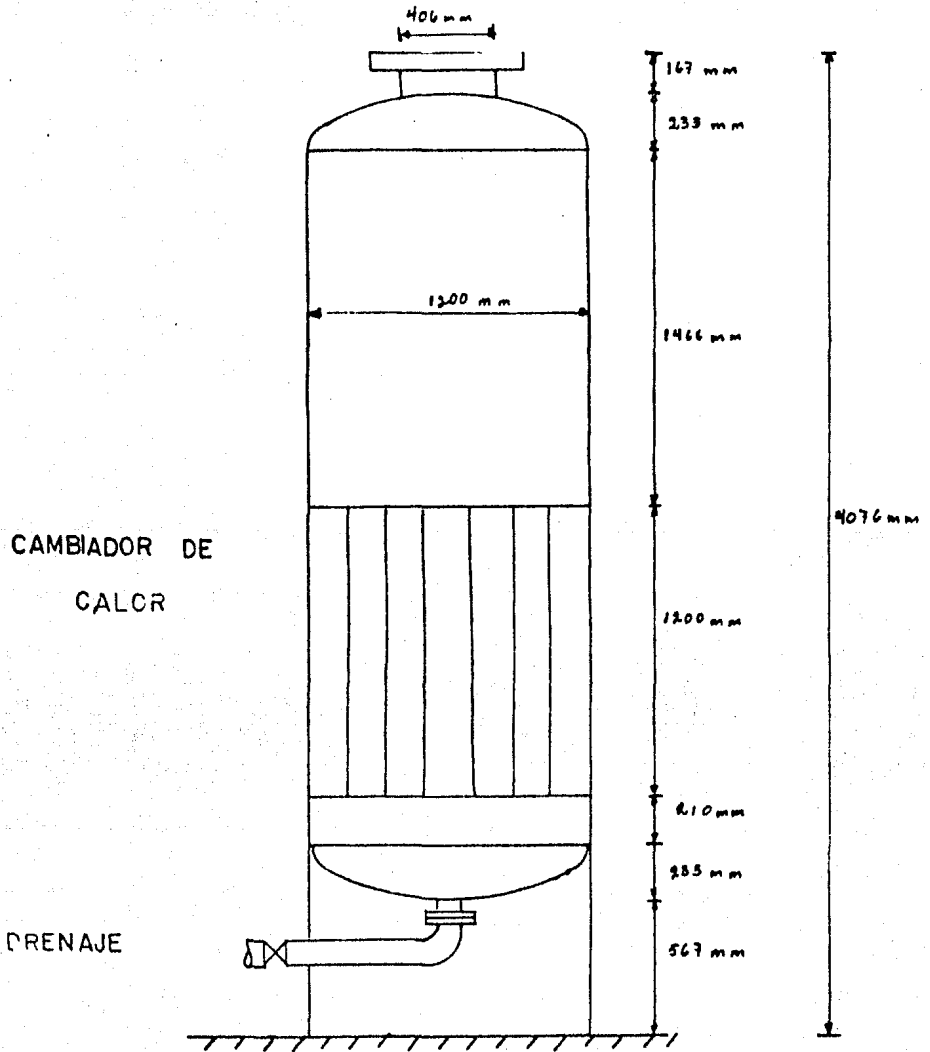


FIG 18

(10 ft), y el espesor de pared es 3mm (1/8 in)

$$\frac{L}{D_o} = \frac{3048 \text{ mm}}{406 \text{ mm}} = 7.5 \quad \frac{D_o}{t} = \frac{406 \text{ mm}}{3 \text{ mm}} = 128$$

El factor B vale 100 kg/cm^2 , y la presión externa que resiste es:

$$P_a = \frac{4}{3} \frac{100 \text{ kg/cm}^2}{128} = 1.04 \text{ kg/cm}^2, \text{ que equivalen a vacío absoluto.}$$

Este refuerzo, además lo podemos utilizar como soporte de un redistribuidor de líquido. El refuerzo es del tipo solera, de 51mm X 3mm (2in X 1/8 in). El área de la sección es

$$A_s = 1.6129 \text{ cm}^2, \text{ el momento de inercia } I = 3.4686 \text{ cm}^4$$

$$B = \frac{(1.04 \text{ kg/cm}^2)(40.6 \text{ cm})}{(0.3 \text{ cm}) + \frac{1.6129 \text{ cm}^2}{304.8 \text{ cm}}} = 130.9 \text{ kg/cm}^2$$

El factor A vale $A = 0.0015$

$$I_s = \frac{(40.6 \text{ cm})^2 (304.8 \text{ cm}) (0.3 \text{ cm} + 1.6129 \text{ cm}^2/304.8 \text{ cm}) (0.00015)}{14}$$

$$I_s = 1.7376 \text{ cm}^4$$

La solera es adecuada, pues el momento de inercia de la pieza I es mayor que el momento de inercia requerido I_s .

TORRE DE DESTILACION

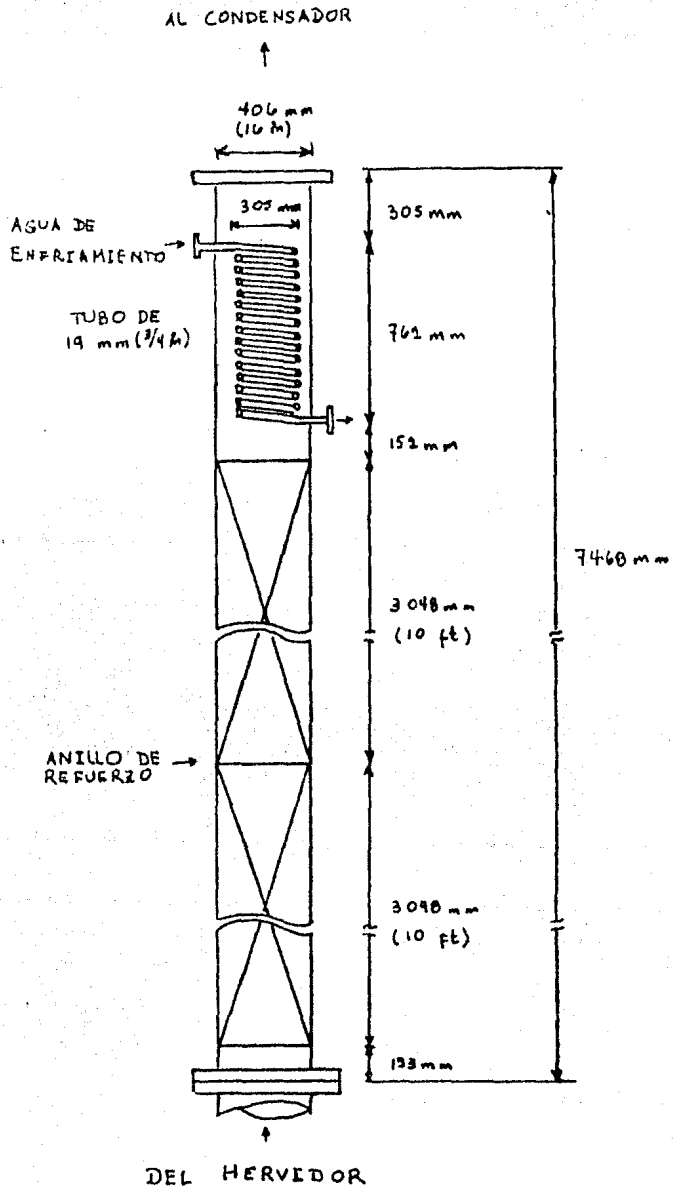


FIG 19

Si los tubos del serpentín que atraviesan la pared de la torre se sueldan a ésta, no hay necesidad de refuerzos adicionales a la pared de la torre.

Otra solera igual va en la parte superior del empaque; en el fondo, sosteniendo a las silletas, va un anillo con rejilla; entre ambos dan al resto de la torre la rigidez necesaria para resistir el vacío de la destilación.

El espesor requerido por la torre, para resistir la presión externa en la base es 0.89 mm, porque la zona entre refuerzo y brida mide únicamente 153 mm.

El período de vibración T de la torre depende de la altura total H (incluyendo el hervidor), el diámetro de la torre D , el peso W total, con líquido, y el espesor de la pared t . Si este período es mayor que el permisible, entonces la torre no debe construirse con esa geometría; como la torre incluye el hervidor, que es de mayor diámetro y espesor de pared, haremos un análisis con las condiciones más severas: que toda la altura del equipo tenga el espesor y el diámetro de la torre.

$$T = 1.983 \times 10^{-4} \frac{H^2}{D^2} \frac{WD}{Ht}$$

$$T = 1.983 \times 10^{-4} \frac{(11544 \text{ mm})^2}{(406.4 \text{ mm})^2} \frac{(2350 \text{ kg}) (406.4 \text{ mm})}{(11,544 \text{ mm}) (3.175 \text{ mm})} = 0.82 \text{ seg.}$$

El coeficiente sísmico C para una torre con este período es 0.098

El máximo período permisible T_a depende de la altura total, el coeficiente sísmico y la aceleración de la gravedad g:

$$T_a = 0.80 \frac{H}{Cg} = 0.80 \frac{11\,544 \text{ mm}}{(0.098) (9810 \text{ mm/seg}^2)} = 2.77 \text{ seg}$$

La vibración es aceptable.

En caso de sismo, el espesor t que se requiere en la base de la Torre, se puede calcular, introduciendo X , la distancia de la Tangente superior a la base de la torre; calculando primero el momento M_x :

$$M_x = \frac{CWX^2 (3H - X)}{3H^2} = \frac{(0.098) (2350\text{kg}) (7458 \text{ mm})^2 (3 (11544\text{mm}) - 7468\text{mm})}{3 (11544 \text{ mm})^2}$$

$$M_x = 872,700 \text{ kg} \cdot \text{mm}$$

$$t = \frac{M}{(D/2)^2 SE} = \frac{872,700 \text{ Kg} \cdot \text{mm}}{(40.64/2)^2 (890 \text{ kg/cm}^2) (0.7)} = 1.08 \text{ mm}$$

Considerando una velocidad de aire V_w de 22.1 m/s, la presión que ejerce el aire P_w es:

$$P_w = 6.1105 \times 10^{-6} V_w^2 = 6.1105 \times 10^{-6} (22.1 \text{ m/s})^2 = 0.00298 \text{ kg/cm}^2$$

El momento que ejerce esta presión lo calculamos con respecto a la altura h , que es la distancia del centro de gravedad de la torre a la base del equipo:

$$h = 4076 \text{ mm} + \frac{7468 \text{ mm}}{2} = 7810 \text{ mm}$$

$$M = P_w D H h = (0.00298 \text{ kg/cm}^2) (40.64 \text{ cm}) (7468 \text{ mm}) (781 \text{ cm}) =$$

$$M = 706\,360 \text{ kg} \cdot \text{mm}$$

$$t = \frac{M}{(D/2)^2 SE} = \frac{706\,360 \text{ kg} \cdot \text{mm}}{(40.64/2 \text{ cm})^2 (890 \text{ kg/cm}^2) (0.7)} = 0.9 \text{ mm}$$

Se supone que los esfuerzos causados por el viento y por el sismo no son simultáneos, así podemos considerar que el espesor requerido por presión externa se suma a uno u otro.

$$\text{Por peso } t = \frac{W}{D SE} = \frac{2\,350 \text{ kg}}{(40.64 \text{ cm}) (890 \text{ kg/cm}^2) (0.7)} = 0.30 \text{ mm}$$

En la operación normal, tenemos que sumar el efecto del viento a la presión externa y el peso $0.90 \text{ mm} + 0.89 \text{ mm} + 0.30 \text{ mm} = 2.09 \text{ mm}$, y la pared tiene 3.175 mm .

Si consideramos el caso del sismo: $1.08 \text{ mm} + 0.89 \text{ mm} + 0.30 \text{ mm} = 2.27 \text{ mm}$ y también es aceptable.

La tapa del hervidor es de 7.9 mm (5/16 in); la presión externa que resiste es:

$$\frac{L1}{100 \text{ th}} = \frac{1200 \text{ mm}}{(100)(7.9375\text{mm})} = 1.51 \quad \frac{L1}{\text{th}} = \frac{1200 \text{ mm}}{7.9375 \text{ mm}} = 1.51$$

$$B = 485.2 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = \frac{485.2 \text{ kg/cm}^2}{151} = 3.21 \text{ kg/cm}^2$$

El espesor requerido para resistir el vacío es 5.8 mm

Los momentos por viento y sismo los podemos considerar iguales para la base de la torre; por viento:

$$t = \frac{M}{R^2 \text{ SE}} = \frac{706 \ 360 \text{ kg} \cdot \text{mm}}{(20.32 \text{ cm})^2 (890 \text{ kg/cm}^2)(0.7)} = 0.90 \text{ mm}$$

Por sismo tenemos,

$$t = \frac{M}{R^2 \text{ SE}} = \frac{872.700 \text{ kg} \cdot \text{mm}}{(20.32 \text{ cm})^2 (890 \text{ kg/cm}^2)(0.7)} = 1.08 \text{ mm}$$

Por peso, $t = 0.30 \text{ mm}$

Considerando el viento: $5.8 \text{ mm} + 0.9 \text{ mm} + 0.3 \text{ mm} = 7 \text{ mm}$

Por sismo: $5.8 \text{ mm} + 1.08 \text{ mm} + 0.30 \text{ mm} = 7.18 \text{ mm}$

La tapa tiene suficiente resistencia.

La envolvente del hervidor también es de 7.9 mm (5/16 in); la presión externa que soporta:

$$\frac{L}{D_o} = \frac{1466 \text{ mm}}{1200 \text{ mm}} = 1.22$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{1,200 \text{ mm}}{7.9375} = 151$$

$$B = 542 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = \frac{4}{3} \frac{B}{D_o/t} = \frac{4 (542)}{3 (151)} = 4.78 \text{ kg/cm}^2$$

El espesor requerido por presión externa es 4.25 mm

La presión interna que soporta el hervidor es:

$$P = \frac{SE t}{R_o - 0.4t} = \frac{(890 \text{ kg/cm}^2) (0.7) (7.9375 \text{ mm})}{600 \text{ mm} - (0.4) (7.9375 \text{ mm})} = 8.29 \text{ kg/cm}^2$$

Si consideramos que el medio de calentamiento es aceite, no esperamos más de 1.5 kg/cm²:

$$t = \frac{PR_o}{SE + 0.4P} = \frac{(1.5 \text{ kg/cm}^2) (60 \text{ cm})}{(890 \text{ kg/cm}^2) (0.7) + (0.4) (1.5 \text{ kg/cm}^2)} = 1.44 \text{ mm}$$

La parte de la envolvente que queda por debajo de los espejos está bajo presión externa:

$$\frac{L}{D_o} = \frac{210 \text{ mm}}{1200 \text{ mm}} = 0.175$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{1200 \text{ mm}}{7.9375 \text{ mm}} = 151$$

$$B = 879 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = \frac{4}{3} \frac{(879)}{(151)} = 7.76 \text{ kg/cm}^2$$

El espesor requerido por presión externa es 1.77 mm.

Se tienen que investigar los efectos de sismo, viento y peso en la parte de la envolvente que está sobre los espejos de calentamiento (zona donde la presión externa hace trabajar más a dicha envolvente), y en el fondo del hervidor (zona donde todos los esfuerzos son máximos).

En la zona sobre los espejos, el momento ocasionado por sismo:

$$M_x = \frac{CWx^2 (3H-X)}{3 H^2} = \frac{(0.098) (4,450 \text{ kg}) (9,334 \text{ mm})^2 (3 \times 11544 - 9334 \text{ mm})}{3 (11,544 \text{ mm})^2}$$

$$M_x = 2'404,220 \text{ kg-mm}$$

$$t = \frac{M}{R^2 SE} = \frac{2'404,220 \text{ kg-mm}}{(60 \text{ cm})^2 (890 \text{ kg/cm}^2) (0.7)} = 0.34 \text{ mm}$$

El momento ocasionado por el viento es de 632,235 kg-mm, y el espesor de

$$t = \frac{632 \text{ 235 kg - mm}}{(60 \text{ cm})^2 (890 \text{ kg/cm}^2) (0.7)} = 0.09 \text{ mm}$$

Para resistir el peso requiere:

$$t = \frac{W}{D SE} = \frac{4,450 \text{ kg}}{(60 \text{ cm}) (890 \text{ kg/cm}^2) (0.7)} = 0.39 \text{ mm}$$

El espesor que requiere en caso de viento es: $4.25 + 0.09 + 0.39 = 4.73$ mm; en caso de sismo: $4.25 + 0.34 + 0.39 = 4.98$ mm; ambos valores calculados sobre los espejos.

En la parte inferior, donde se unen la tapa y la envoltura los esfuerzos son mayores

Por sismo, $M_x = 31,717,634$ kg-mm, y $t = 0.53$ mm;

por viento $M = 790,480$ kg-mm y $t = 0.11$ mm

El peso causa

$$t = \frac{W}{D \cdot SE} = \frac{5,500 \text{ kg}}{(60 \text{ cm}) (890 \text{ kg/cm}^2) (0.7)} = 0.47 \text{ mm}$$

En la zona inferior, la envoltura requiere, por sismo:

$$1.77 + 0.53 + 0.47 = 2.77 \text{ mm}; \text{ por viento : } 1.77 + 0.11 + 0.47 = 2.35 \text{ mm}$$

Arriba calculamos que el espesor requerido en la tapa para soportar la presión interna es de 5.8 mm; en la tapa inferior hay que sumar los otros espesores requeridos:

$$\text{Por sismo : } 5.80 + 0.53 + 0.47 = 6.8 \text{ mm}$$

$$\text{Por viento: } 5.8 + 0.11 + 0.47 = 6.38 \text{ mm}$$

Tanto la envolvente como la tapa inferior están bien con 7.9 (5/16 in).

3.3.5. TANQUE DE CORTE: (1,12,15)

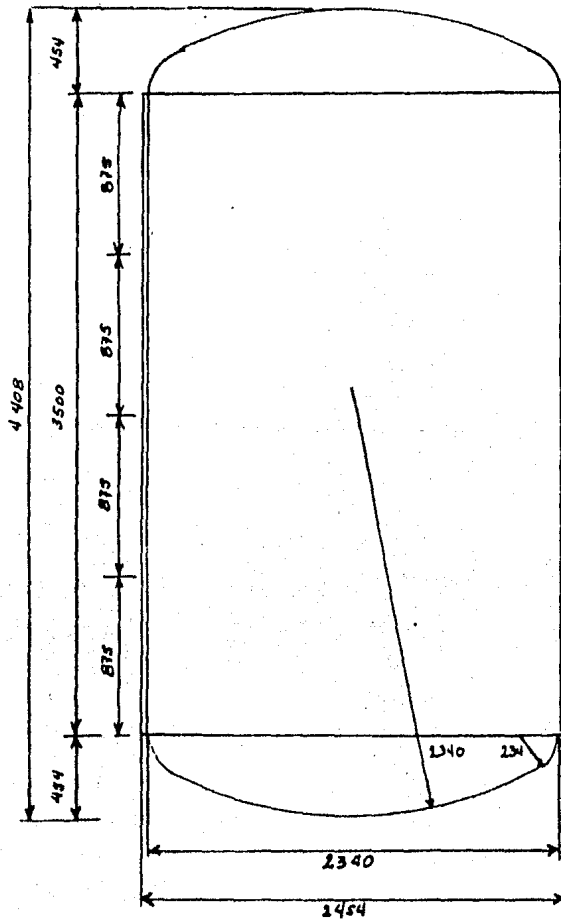
En el tanque de corte se disuelve la resina normalmente en una solución acuosa de sosa, a llegar a un contenido de sólidos de 50%.

La resina llega caliente (a unos 150°C) y además desprende calor de solución, por lo que se necesita dar enfriamiento con una chaqueta; además, se puede calentar nuevamente el líquido para disolver algo de resina que hubiera quedado sólida.

Puesto que la resina es corrosiva, pero las condiciones de presión y temperatura no son severas, es recomendable usar acero al carbón para la envolvente, y recubrirlo internamente de acero inoxidable. El código A.S.M.E. sugiere que en estas aplicaciones, se considere que solo el acero al carbón trabaja para resistir la presión, y el acero inoxidable es únicamente para dar resistencia a la corrosión.

La chaqueta trabaja a presión interna, y con 6 mm ($\frac{1}{4}$ in) de espesor resiste.

TANQUE DE CORTE



acot: mm

FIG 20

$$P = \frac{SEt}{Ro - 0.4t} = \frac{(890 \text{ kg/cm}^2) (0.7) (0.635 \text{ cm})}{(124 \text{ cm}) - (0.4 \times 0.635 \text{ cm})} = 3.20 \text{ kg/cm}^2$$

La presión estimada en la chaqueta de calentamiento es 1.5 kg/cm^2 por lo que el espesor es adecuado; además, no requiere refuerzos en ninguna de las penetraciones.

La envolvente interna se analiza sin tomar en cuenta el espesor de 3 mm (1/8 in) correspondiente al recubrimiento de acero inoxidable sino sólo con 9.5 mm (3/8 in) de acero al carbón. Puesto que la chaqueta se ha dividido en 4 secciones, y cada división va unida tanto a la chaqueta como a la envolvente, la longitud L se reduce de 3500 mm a 875 mm:

$$\frac{L}{Do} = \frac{875 \text{ mm}}{2365 \text{ mm}} = 0.37$$

$$\frac{Do}{t} = \frac{2365 \text{ mm}}{9.525 \text{ mm}} = 248$$

$$B = 640 \text{ kg/cm}^2$$

$$Pa = \frac{4 (640 \text{ kg/cm}^2)}{3 (248)} = 3.44 \text{ kg/cm}^2$$

Las tapas, como no trabajan ni a presión interna ni externa, pueden ser de espesor mucho menor, de 3 mm (1/8 in); la presión interna que pueden resistir es:

$$P = \frac{2 SEt}{LM + 0.2t} = \frac{(2) (890 \text{ kg/cm}^2) (0.7) (3.175 \text{ mm})}{(1.54) (2340 \text{ mm}) + (0.2) (3.175 \text{ mm})} = 1.10 \text{ kg/cm}^2$$

Tener en este tanque un agitador es necesario para disolver la resina.

3.3.6 SISTEMA DE VACIO. (15)

El vacío se necesita en la torre de destilación, para bajar el punto de ebullición de la mezcla, evitando así que se descomponga; y en los reactores, para eliminar vapores de solventes y subproductos. La presión absoluta que se necesita es de 140 mmHg, que se puede alcanzar con un solo eyector.

El eyector trabaja con vapor de 8 kg/cm^2 , que arrastra los gases del sistema, para bajar la presión. Para el servicio que se requiere, es conveniente poner el eyector después de los condensadores, y puede descargar a la atmósfera.

4. ASPECTOS ECONOMICOS

4. ASPECTOS ECONOMICOS.- (14,15)

4.1. INVERSION REQUERIDA:

La inversión requerida en un proyecto puede estimarse con diferentes grados de exactitud, dependiendo de la información y el tiempo disponible; para la inversión requerida en este caso se hace un estimado considerando un margen de error de $\pm 20\%$.

Al estimar el costo de los principales equipos se buscaron las alternativas más económicas (sin afectar las cualidades del equipo), por ejemplo:

- donde se requiere placa de acero inoxidable de un espesor mayor de 6.3 mm ($\frac{1}{4}$ "), se prefiere placa de acero al carbón con recubrimiento de acero inoxidable, como en la torre de destilación de aguarrás, los registros de hombre del reactor y en espejos de condensadores;
- en vez de especificar bridas de acero inoxidable, se utilizan bridas deslizables de acero al carbón y el cuello del tubo de acero inoxidable;
- las bridas de tamaño mayor a 152mm (6 in) se hacen de placa, y para tamaños menores, se escoge la más barata entre la fundida y la hecha de placa;
- solo se maquinan las caras de las piezas donde tal terminado sea imprescindible para el funcionamiento del equipo, y no donde solo sea para presentación o vista.

El costo estimado de los principales equipos, en septiembre de 1986, es:

<u>Equipo</u>	<u>Costo</u>
Reactores (3)	\$ 85'452,000.00
Condensadores Parciales de Reactores (3)	15'062,000.00
Caldera	7'928,000.00
Enfriador de Aceite	3'372,000.00
Torre Destilación de Aguarrás	34'342,000.00
Condensador total de T.D. Aguarrás	6'829,000.00
T o t a l	\$ 152'985,000.00

Considerando que la instalación de estos equipos sea del 50% del costo de ellos, la inversión se eleva a \$ 229'478,000.00

4.2 OTRAS CONSIDERACIONES ECONOMICAS

Una planta de resinas tipo universal puede producir diferentes productos, cada uno de los cuales tendrá diferentes costos, y contribuirá en forma diferente a la rentabilidad de la planta.

A manera de ejemplo podemos indicar que en la operación de un reactor que produzca encolante para papel a partir de brea y anhídrido maléico, como el que se describe en la sección --- 3.1.2., se obtiene producto por valor de \$ 2'950,000.00, y se consumen materias primas con valor de \$ 1'000,000.00 (precios de diciembre de 1985).

En cuanto al aguarrás, se vende a \$160/kg, mientras el alfa-pineno cuesta \$380/kg si no es muy puro (60%, conocido como grado técnico), o \$4,500.00 si es muy puro (90%, grado perfumería); el terpineol se cotiza a \$1,980/kg. Por cada tonelada de aguarrás tratado para obtener terpineol se obtienen hasta \$2'375,000.00, mientras la tonelada de aguarrás sin tratar vale \$160,000.00

Otro aspecto interesante es que la planta, por diseño, puede operar en secciones independientes. Con controles adecuados, puede trabajarse sin el enfriador de aceite, o con uno o dos reactores fuera de operación; o inclusive, sin hacer modificaciones al aguarrás. Un análisis técnico puede determinar que secciones pueden no ser necesarias para un producto específico.

De esta manera, puede hacerse un análisis técnico-económico que permita hacer funcionar la planta con menos equipos, y con menor inversión inicial, aunque se limite la versatilidad de la planta, mientras se consigue el financiamiento adecuado para completarla. Esta alternativa puede ser interesante para alguien que no cuente con los recursos necesarios para construir toda la planta, pero tiene suficiente para comenzar con una parte.

5. CONCLUSIONES

5.- CONCLUSIONES.

- a) Con un solo diseño, la planta propuesta no está limitada a producir un solo compuesto, sino que se puede utilizar para muchos productos distintos. Esta versatilidad facilita adaptarse a las necesidades del mercado rápidamente, sin grandes gastos o inversiones.
- b) Un ingeniero que diseñe y supervise la construcción de los equipos, puede lograr importantes ahorros, comparado con los costos que tiene los equipos 'de línea' de talleres o fábricas grandes; los ahorros se logran con las alternativas más económicas que no demeriten al equipo.
- c) Con la diferencia entre el precio de las materias primas y los productos que se muestran en el capítulo anterior, se ve la necesidad de transformar las materias primas en productos con mayor valor agregado, pues esto beneficia no solo al productor, sino a la sociedad en general. Es un hecho que los países que producen materias primas tienen niveles de vida más bajos que aquellos que producen productos de alto valor agregado.
- d) Hacer económicamente atractiva la explotación de la brea y el aguarrás sirve también para fomentar y racionalizar la producción forestal no maderable, y se vea como una actividad pro-

ductiva, y no como un complemento a las actividades agropecuarias.

- e) Con el nivel actual de los Ingenieros y Técnicos mexicanos, es posible diseñar una planta de resinas sintéticas, reduciendo al mínimo el equipo que se necesita importar.

Esto es muy importante para el desarrollo de un país, en especial en un momento como el actual, donde la sustitución de importaciones es sumamente necesaria.

- f) Con un análisis técnico-económico adecuado, se puede establecer un plan de inversiones que posponga la adquisición de algunos equipos, pues el diseño de la planta le permite trabajar por secciones independientes.

APENDICES

A P E N D I C E A

DIMENSIONAMIENTO DE LOS REACTORES

Para una planta, tener un solo reactor no es conveniente, porque cualquier problema en él detiene toda la producción; tener muchos reactores complica el control de las reacciones que en ellos se producen y aumentan el trabajo de operación y mantenimiento.

El compromiso es tener unos pocos reactores que puedan alcanzar las metas de producción sin aumentar mucho el trabajo. Para determinar el número de reactores, podemos establecer el tamaño de reactor que deseamos.

Podemos escoger un reactor fabricado de placas de acero de medidas comerciales, sin cortes adicionales; por ejemplo, usando dos placas de 4 ft. por 20 ft. (1.219m * 6.096m), y considerando dos tapas toriesféricas, cuya sección recta sea de unas 4 in (10.2 cm), el reactor tendría 100 in (2.540m) de altura y 76 in (1,930mm) de diámetro, que corresponden a un volumen $V = \pi * (1.93m/2)^2 * (2.54m) = 7.40m^3$, pero en el reactor solo se aprovecha el 90% de la altura del cilindro:

$0.90 * 7.4 = 6.7 m^3$. El volumen de la tapa toriesférica del reactor equivale aproximadamente a un tercio del volumen de un cilindro con esa altura y ese diámetro: $V = \frac{1}{3} * (0.6m) * \pi * (1.93m/2)^2 = 0.7m^3$. El volumen de reacción es $6.7 + 0.7 = 7.4 m^3$.

Si tomamos como referencia el producto de la brea con anhídrido maleico, el reactor puede completar un ciclo (carga, reacción, descarga, lavado) en 18 horas, y el producto tiene una densidad de 1.1 Kg/dm^3 , un reactor produce $(1.1 \text{ ton/m}^3)(7.4m^3/\text{ciclo})(30 \times 24 \text{ horas/mes}) / (18 \text{ horas/ciclo}) = 325.6 \text{ ton/mes}$; con 3 reactores son 977 ton/mes, prácticamente las mil toneladas mensuales.

SISTEMA DE AGITACION DE LOS REACTORES (22)

El sistema de agitación de un reactor debe mantener uniforme la concentración de cada reactivo en todo el volumen de reacción, y a la vez, - permitir un adecuado movimiento del fluido para tener un intercambio - de calor satisfactorio.

De entre los muchos sistemas que permiten lograr las condiciones anteriores, uno de los más comunes es emplear turbinas para agitar la masa en el reactor, puesto que realizan efectivamente casi cualquier operación de agitación, y manejan un amplio rango de viscosidades, especialmente aquellos encontrados en la industria química. Además, las turbinas se cuentan entre los sistemas de agitación menos caros.

El agitador va a diseñarse para trabajar en un fluido de 5,000cp de - viscosidad, con una densidad de 1.1 g/cm^3 , y una altura de líquido de 2,660 mm, contados desde la tapa inferior.

Como no contamos con datos experimentales previos, vamos a aplicar cri terios generales, como el método que indicamos como referencia 22.

Seleccionamos un agitador de turbina con las aspas inclinadas, que pro porciona flujo radial y axial, lo que ayuda al mezclado.

La relación entre el diámetro de la turbina y el diámetro del recipien te varía entre 0.6 y 0.3; escogemos el valor de 0.5, quedando (1930) $(0.5) = 965\text{mm}$ (38in).

El ancho del agitador es la octava parte del diámetro $965/8=120\text{mm}$.

Cuando la relación de la altura del líquido al diámetro del tanque es mayor que 1.3, se recomiendan dos turbinas, como tenemos $2,660/1930=1.37$, pondremos 2 turbinas, colocando la inferior a una altura igual a la tercera parte del diámetro del tanque $1930/3=643$, digamos 650mm; la altura a la que se coloca la turbina debe ser mayor al 30% de su diámetro $650/965 = 0.67$, está bien colocada. La turbina superior puede colocarse a dos terceras partes de la altura del líquido $(2)(2660/3=1770\text{mm})$; la altura de líquido sobre esta turbina no debe ser mayor que el diámetro de la turbina $2660 - 1770 = 890\text{mm}$, no hay problema de colocación.

Con fluidos de hasta 5,000 cp de viscosidad es necesario usar deflectores en el recipiente, siendo recomendable colocar 4 de ellos, separados 90° entre sí, y con un ancho aproximado de $1/12$ del diámetro del tanque, que escogemos sea 152mm (6in). El claro entre la pared del tanque y el deflector oscila entre 25mm (1in) y 76mm (3in); usamos un valor intermedio, 51mm (2in).

La distancia vertical sobre la que es efectiva una turbina en fluidos de 5,000cp es dos veces y media su diámetro. La separación entre las dos turbinas $(1770 - 650)/965 = 1.16$ es menor a este valor, por lo que la separación es adecuada.

Una vez que tenemos el arreglo general del sistema, encontramos que un agitador, en gua, con una disposición similar, requiera un motor de 10 HP si la turbina se mueve a razón de 84rpm. Como el fluido para el que diseñamos tiene viscosidad y densidad muy diferentes al agua, podemos encontrar un factor de corrección para estas diferencias.

Este factor, según la referencia, es el producto de la densidad relativa por el factor correspondiente a la viscosidad y resulta $(1.1)(1.5)=1.65$; según este valor, hay que quitar 1.5in al diámetro de la turbina, por cada pie de diámetro que tenga dicha turbina, para que se mantenga la

condición de motor 10HP a 84rpm: 965mm corresponde a 38in, (1.5in/ft) (38/12ft)=4.75in, 38-4.75=33.25in, aproximamos a 840mm, o sea 33.07in.

Al cambiar el diámetro de la turbina, sólo necesitamos reubicar la turbina superior para que no quede demasiado sumergida $2.660 - 840 = 1820\text{mm}$ desde el fondo de la tapa inferior. El espacio entre las dos turbinas es $(1820-650)/840 = 1.39$ veces el diámetro de la turbina, menor que la distancia vertical efectiva.

La relación entre la potencia P (en HP), la velocidad angular W (en radianos/min) y el momento de torsión MT (en Lbft) es $P = MtW/33,000$, donde $Mt = 33,000 P/W = (33,000) (10)/(2\pi) (84)$. $Mt = 625 \text{ Lbft}$.

El esfuerzo S (Lb/in^2) a que está sometida una flecha de radio r (in) cuando se le aplica un momento de torsión Mt' (lbin) es $S = Mt'r/l_p$, donde $l_p = \frac{2}{\pi} r^2$, y queda $S = 2Mt'/\pi r^3$.

El material de construcción del agitador debe cumplir con las especificaciones que indicamos para la envolvente del reactor, así que seleccionamos acero inoxidable 316, que también se empleará para los deflectores.

El acero inoxidable 316 tiene $S = 9,800 \text{ Lb/in}^2$, de ahí que la flecha tendrá un radio de

$$r = \left[\frac{2 Mt'}{\pi S} \right]^{1/3} = \left[\frac{(2)(625 \cdot 12)}{\pi (9,800)} \right]^{1/3} = 0.787 \text{ in}$$

El diámetro para la flecha será $1 \frac{5}{8} \text{ in} = 1.625 \text{ in} = 41.28 \text{ mm}$.

Puesto que el sistema va a trabajar disolviendo sólido en el fluido, es aconsejable que la parte inferior de la flecha lleve un soporte que impida desplazamientos laterales (no mostrado en los dibujos).

A P E N D I C E C

REPOSICION DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

Al esprear el agua de enfriamiento, que viene caliente, es necesario que una parte se evapore para que el resto del agua se enfríe y pueda ser utilizada nuevamente como medio de enfriamiento.

La cantidad de agua evaporada es proporcional a la energía que se necesita sacar del sistema, pues esta energía es la que calienta al agua de enfriamiento. Los principales usos del agua de enfriamiento son:

- i) enfriar la resina de los reactores hasta una temperatura que permita transferirla al tanque de corte; esto es; enfriar la resina de 280°C a 150°C;
- ii) una vez que la resina se ha disuelto en el tanque de corte, hay que enfriar el producto desde la temperatura en que se encuentre hasta una temperatura que permita manejarla y almacenarla, que viene siendo un enfriamiento de 70°C a 30°C;
- iii) Enfriar y condensar los productos de la torre de rectificación de aguarrás.

Estos conceptos suman unos $3 * 10^6$ kcal diarias, y si promediamos el calor latente de vaporización en 585 kcal/kg, la cantidad de agua que se evapora cada día es $3 * 10^6$ kcal/585 kcal/kg=5,130kg de agua.

Puesto que cada esprea maneja 11,800 kg/hr, en total se esprean 566,400kg diarios, y el agua evaporada representa $(5,130)(100)/566,400 = 0.9\%$ del agua que circula por las espreas.

La reposición total diaria incluye, además del concepto anterior, el agua que se pierde como gotas arrastradas por el aire; esta cantidad es variable que depende del funcionamiento de las espreas y la velocidad del viento.

6. BIBLIOGRAFIA

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

1. AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS.
A.S.M.E. Boiler and Pressure Vessel Code,
Section VIII: Rules for Construction of Unfired Pressure Vessels.
U.S.A., 1962, 2a. Ed.
2. BRITT, KENNETH W., Editor
Handbook of Pulp and Paper Technology
Van Nostrand Reinhold Co.,
1970, 2a. Ed.
3. CASEY, JAMES P.
Pulp and Paper Chemistry and Chemical Technology
Vol. 1: Pulping and Bleaching
Interscience Pub., U.S.A.
1960, 2a. Ed.
4. COLBURN AND HOUGEN
Ind. Eng. Chem. Vol. 22, p. 522, 1930.
5. CHEN, N.H.
Chem. Eng., Mar 9, 1959.
6. FRYLING, GLENN R., Editor
Combustion Engineering
Combustion Engineering, Inc., New York
1966, 1a. Ed. Revisada
7. HERCULES, INC.
Alkyd Report. Num 2.1.: Solvent Processing of Alkyd Resins.
8. KERN, DONALD Q.
Procesos de Transferencia de Calor.
C.E.C.S.A., México
1973
9. KING, C. JUDSON
Separation Processes
McGraw-Hill Book Co.
1981

10. KIRK OTHMER
11. MAC DONALD, RONALD G., Editor
Pulp and Paper Manufacture,
Vol 1: The Pulping of Wood
McGraw-Hill Book Co.,
1969, 2a. Ed.
12. MEGYESY, EUGENE F.
Pressure Vessel Handbook
Pressure Vessel Handbook Publishing Inc.
1975, 3a. Ed.
13. MOBIL RESEARCH AND DEVELOPMENT CORPORATION
Research Department
Heating with Mobiltherm
14. PETERS, MAX S. TIMMERHAUS, KLAUS D.
Plant Design and Economics for Chemical Engineers
McGraw-Hill Book Co.
1980, 3a. Ed.
15. PERRY, ROBERT H., CHILTON, CECIL H. Editores
Chemical Engineers Handbook
McGraw-Hill Book Co.
1973, 5a. Ed.
16. SCHUTTE AND KOERTING CO.
Recooling Spray Nozzle Systems.
Septiembre 1956
17. SECRETARIA DE AGRICULTURA Y RECURSOS HIDRAULICOS,
Subsecretaria Forestal y de la Fauna
Silvicultura Anuario 1979-1980
18. STANDARDS OF TABULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION
Tabular Exchanger Manufacturers Association, Inc.
New York. 1959, 4a. Ed.

19. THE BABCOCK AND WILCOX CO.
Steam; Its Generation and Use
U.S.A. 37a. Ed. 1955

20. TRINKS, W.
Industrial Furnaces, Vol.1
John Wiley and Sons, New York
1951, 4a. Ed.

21. VILLEGAS CH. LUIS YVES: BLANCO MATAS, ALBERTO
Tecnología de Pinturas y Recubrimientos Orgánicos
Editorial Química, S.A., México
1966

22. CASTO, LEO V.
Practical Tips on Designing Turbine-Mixer Systems
Chem. Eng. Jan. 10, 1972