

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.

RECUPERACION DE ESTIRENO EN
LA FABRICACION DE LATEX

T E S I S

Que para obtener el título de :

INGENIERO QUIMICO

Presenta :

JOSE LUIS CASILLAS ZEPEDA

MEXICO, D. F.

1969.

187



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 esta 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.

RECUPERACION DE ESTIRENO EN LA FABRICACION DE LATEX

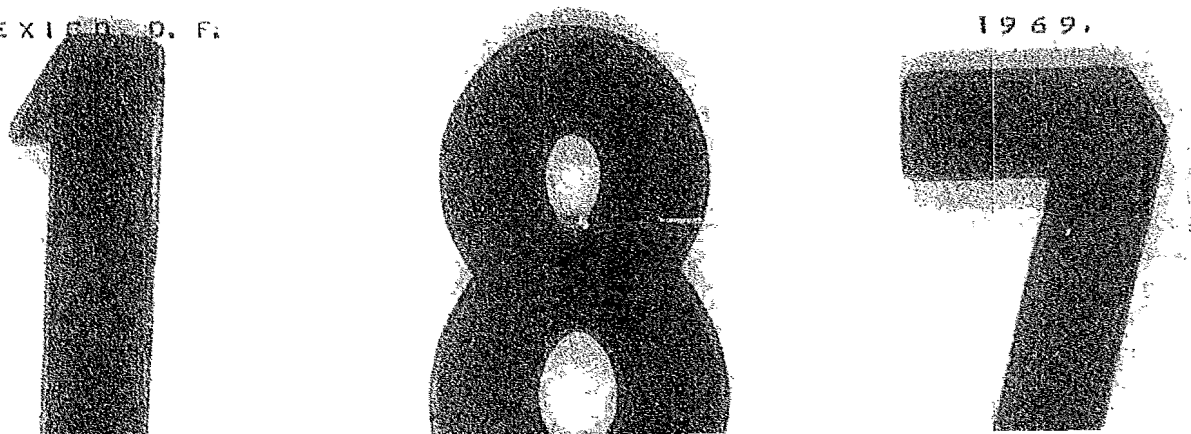
TESIS

Que para obtener el título de :
INGENIERO QUIMICO

Presenta :
JOSE LUIS CASILLAS ZEPEDA

MEXICO, D. F.

1969.



INTRODUCCION

En la industria del latex sintético existe una operación de suma importancia tanto desde el punto de vista económico como desde el de calidad del producto terminado; siendo esta operación la de Recuperación de Monómeros.

Uno de los objetivos de este estudio es establecer una comparación entre los métodos intermitente y continuo en la recuperación del estireno, diseñando exclusivamente el equipo necesario para la recuperación continua; para ello se tomarán como base de cálculos el equipo y la capacidad para el sistema intermitente, los cuales son conocidos. Debido a que la recuperación es sólo una operación secundaria es, por lo tanto, difícil hacer un balance económico completo entre estos sistemas, por lo que dicho balance se hará tomando en cuenta, primero, el costo del equipo fundamental y, luego, ciertos porcentajes del equipo común a la manufactura del latex y a la recuperación del estireno.

Sin embargo, el principal objetivo de este trabajo no es precisamente establecer cuál método es el más económico, sino más bien hacer hincapié sobre las características del latex que influyen en los métodos del diseño y selección del equipo para la recuperación del estireno. El latex sintético, que tiene aún presente el estireno remanente de la reacción, tiene una conducta de fluido no-newtoniano, afectando, por esto, los métodos tradicionales del diseño de tubería, bombas, agitación e instrumentación; además, en la condensación del estireno recuperado se presenta el caso de una condensación de líquidos inmiscibles, lo cual afecta los métodos para calcular el área necesaria de transmisión de calor, ya que los coeficientes de película tienen que calcularse mediante el empleo de ecuaciones empíricas desarrolladas para el sistema específico estireno-vapor de agua. Por otro lado, el diseño de la columna de desabsorción sigue el método de cálculo de plato por plato tomando en consideración factores tales como la velocidad de alimentación del vapor de arrastre, la razón de libras de estireno presente a libras de polímero, etc., que afectan la velocidad de transferencia de masa.

Siendo, hasta cierto punto, la manufactura del latex un campo poco desarrollado en nuestro país, en el Capítulo I se explicará el proceso de

elaboración enfocada, primero, bajo un aspecto químico y, después, orientado hacia el aspecto técnico.

En el Capítulo II se hace una reconciliación del equipo necesario, variables de proceso, condiciones de operación y materiales de construcción para los sistemas de recuperación intermitente y continuo.

En el Capítulo III, se aprovecha el Estudio de Mercados proporcionado por la Compañía Hecistol, S.A. para determinar la capacidad del equipo por diseñar.

En el Capítulo IV, se diseña el equipo necesario para una recuperación continua, tomando como base la capacidad determinada en el Capítulo III.

En el Capítulo V se describe la instrumentación necesaria para la operación continua.

En el Capítulo VI, se describe el equipo necesario para la misma capacidad mediante una recuperación intermitente.

En el Capítulo VII, se determina la inversión total para ambos procesos y se hace un balance económico, orientado para determinar el factor de costo de operación por libra de estireno recuperado.

Y, finalmente, se establecen las conclusiones del estudio.

A mi padre con amor y agradecimiento
porque sin su impulso, consejos y guía
no hubiera sido posible culminar esta
etapa de mi vida.

A mi madre en recuerdo.

A mis hermanos Rosa, Ramón y María.

A Elena por la ayuda
immercedida que siempre
me ha brindado.

A mis hijos con todo mi
amor para que en el fu-
turo sea un ejemplo que
aspiere siempre a superar.

INTRODUCCION

| | | | |
|----------|-----|----|--|
| CAPITULO | I | -- | FABRICACION DE LATEX. |
| CAPITULO | II | -- | RECUPERACION DE ESTIRENO. |
| CAPITULO | III | -- | DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DEL EQUIPO. |
| CAPITULO | IV | -- | DISEÑO DEL EQUIPO PARA RECUPERACION CONTINUA. |
| CAPITULO | V | -- | INSTRUMENTACION. |
| CAPITULO | VI | -- | EQUIPO NECESARIO PARA RECUPERACION INTERMITENTE. |
| CAPITULO | VII | -- | BALANCE ECONOMICO. |

CONCLUSIONES.

BIBLIOGRAFIA.

RESIDENTE: Prof. Julio ...
TITULAR: Prof. Antonio ...
SUSTENTANTE: Prof. Fernando ...
Asesor del Tema: Prof. Roberto ...
Asesor del Tema: Prof. Asolfo ...

LUGAR DONDE SE DESARROLLA EL TEMA: Cia. Bonifati, S.A.

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE: José Luis Casillas Zapata.

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA: Quím. Julio Torán Z.

CAPITULO J.

FABRICACION DE LATEX

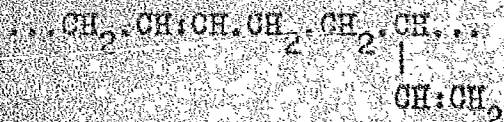
- A) MANUFACTURA DEL LATEX ESTIRENO-BUTADIENO.
- B) PROBLEMAS DE LA ESTRUCTURA DEL POLIMERO.
- C) RECETA ORIGINAL ADOPTADA PARA FABRICAR LATEX SS-R.
- D) MECANISMO DE LA POLIMERIZACION.
- E) ASPECTO TECNICO DE LA FABRICACION DEL LATEX.

A) MANUFACTURA DEL LATEX ESTIRENO-BUTADIENO

El latex estireno-butadieno, conocido como SB-R (Styrene-Butadiene Rubber), se produce mediante la reacción de una emulsión acuosa de butadieno y estireno en presencia de una solución de jabón, iniciadores de la polimerización y reguladores para formar un polímero de alto peso molecular con propiedades elásticas. Esta reacción se lleva a cabo a una temperatura de 50°C y a una presión de 45-60 psig, hasta una conversión del 72% y finalizada en este punto por la adición de una sustancia química, conocida como finalizador. La emulsión de latex con el exceso de monómeros presente se somete, primero, a una evaporación súbita para eliminar el butadieno no reaccionado y, después, a una destilación por arrastre con vapor para eliminar el estireno sin reaccionar.

B) PROBLEMAS DE LA ESTRUCTURA DEL POLÍMERO

En la polimerización de dienos conjugados, los modos posibles de unión de las unidades monómeras son muy numerosos; más aún que en la polimerización de monómeros vinílicos. Mientras que un monómero vinílico, $-XCH=CH_2$, se polimeriza por una simple unión cabeza-cola, para dar una estructura regular y lineal de la forma $\dots XCH_2-CH_2-XCH_2-CH_2 \dots$; un monómero dieno, tal como el butadieno, $CH_2=CH:CH=CH_2$, forma unidades 1,4 y 1,2



y todavía como mayor complicación, en las unidades 1,4 existen las configuraciones cis y trans. De donde se puede ver que la polimerización del butadieno es de hecho una copolimerización.

Uniones en Cruz y Ramificadas en la Polimerización de Dienos.

En la polimerización de monómeros vinílicos desaparecen todas las dobles ligaduras de los monómeros y el polímero resultante es saturado, cosa que no sucede en la polimerización del butadieno, ya que el polímero retiene una doble ligadura por unidad monómera, lo que aumenta la complejidad del fenómeno. Esta insaturación tiene la desventaja de que durante la polimerización facilita la formación de uniones en cruz y ramificadas, con el correspondiente incremento en la irregularidad estructural de las

moléculas polímeras.

La polimerización en emulsión se inicia en las micelas del emulsi-
ficante, de donde las partículas del polímero son transportadas a la fase
acuosa; después de que aproximadamente el 13% de los monómeros se convier-
te en polímero, ya no se forman nuevas partículas y toda la polimeriza-
ción posterior se efectúa en las partículas ya existentes. Según avanza
la conversión de monómero a polímero, aumenta la razón de polímero a monó-
mero y se hace mayor, a su vez, la oportunidad de que crezcan nuevas cade-
nas de polímero encima de las cadenas ya formadas, originando, de este mo-
do, enlaces ramificados o enlaces en cruz.

Si una cadena creciente, X', se autotermina extrayendo hidrógeno --
de una molécula de polímero ya formada,



el polímero se convierte en un radical libre, encima del cual se formará
un enlace ramificado o puede combinarse con otra cadena creciente en una
reacción de terminación para formar una rama.

Si una cadena creciente se autotermina, adicionando a la doble li-
gadura una molécula de polímero ya existente,



el polímero se convierte en un radical libre con una rama, encima de la --
cual se formará un enlace en cruz.

En la polimerización en emulsión el punto en el que toma una nota-
ble extensión la reacción de enlaces en cruz se conoce como punto gel, --
que es aquel en el que algo de polímero se vuelve insoluble; éste es un --
punto crítico en la polimerización ya que más adelante de él se incremen-
ta rápidamente la insolubilidad del latex y se vuelve menos plástico. De-
bido a estas complicaciones, en la práctica, la conversión de monómero a
polímero no es total. En la manufactura del SB-R, la reacción de polime-
rización se detiene en 72% de conversión.

De acuerdo con todo lo anterior, es necesario incorporar equipo pa-
ra la recuperación del butadieno y del estireno que quedan sin reaccionar.

C) RECETA ORIGINAL ADOPTADA PARA FABRICAR LATEX SB-R

Si se lleva a cabo la polimerización de una mezcla en masa de estireno y butadieno, en la proporción que indica la receta de manufactura del latex SB-R, calentando únicamente sin catalizador, se requiere un promedio aproximado de 5 meses a 55°C. para obtener la polimerización total, obteniéndose un producto insoluble y no plástico, que se desmorona cuando se trabaja en un molino de hule. Trabajando en emulsión, principalmente en presencia de catalizadores o iniciadores apropiados se obtiene una polimerización mucho más rápida. En Alemania, donde se usó comercialmente por primera vez la técnica de la emulsión para la producción de hule sintético, el período de reacción de la polimerización fue de 25-30 horas, en un rango de temperaturas de 45-50°C.

En la receta originalmente adoptada en los Estados Unidos para la manufactura del SB-R en emulsión, el tiempo requerido para la polimerización fue de 12 horas a 50°C., empleando como catalizador una pequeña proporción de persulfato de potasio ($K_2S_2O_8$) soluble en agua. Posteriormente se incluyó una pequeña proporción de un "modificador", n-dodecil mercaptano, obteniéndose un polímero plástico y regular, procesable en un molino.

La receta usada en la fabricación del SB-R y que casi ha permanecido inalterada desde el comienzo del programa del hule sintético, es la siguiente:

| | partes por 100 partes de monómeros totales. |
|-----------------------|--|
| Butadieno (100% base) | 71+0.5' |
| Estireno (100% base) | 29+0.5' |
| Dodecil mercaptano | 0.5" |
| Persulfato de potasio | 0.23 |
| Jabón (base seca) | 4.3 |
| Agua | 180 |
| | <hr/> |
| TOTAL | 285.03 |

Solución de Finalizador^{***}

| | |
|------------------|-------------|
| Hidroquinona | 0.080 |
| Sulfito de sodio | 0.008 |
| Agua | 1.60 a 3.20 |

^{*} La razón de carga de los monómeros está ajustada para que el producto tenga un contenido de estireno combinado de 23.5%.

^{**} La cantidad de modificador sólo es aproximada. Se ajusta para dar un producto con una Viscosidad Mooney específica.

^{***} Se adiciona al reactor para finalizar la polimerización.

D) MECANISMO DE LA POLIMERIZACIÓN

La polimerización en emulsión está determinada por tres etapas fundamentales: (1) formación de radicales libres e iniciación de las cadenas, (2) propagación de las cadenas y transferencia de las mismas, y (3) terminación de las cadenas.

Iniciación por Radicales Libres.

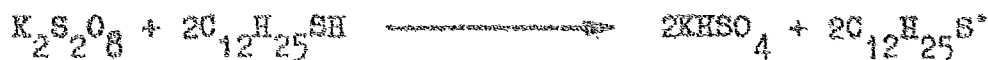
En este proceso el iniciador o catalizador se descompone térmicamente para producir radicales libres. Esta descomposición sucede por una división homolítica de la ligadura O-O para dar radicales libres del tipo

KS₂O₄

La producción de radicales libres es endotérmica. Para iniciar la polimerización se puede usar cualquier proceso mediante el cual se pueda suministrar energía a moléculas aceptoras de la misma, en una forma tal que dé como resultado la formación de radicales libres del grado requerido de actividad.

Las propiedades del producto final son muy independientes del tipo de agente iniciador empleado, ya que los fragmentos de los radicales libres que inducen la polimerización comprenden sólo una pequeña parte de las moléculas resultantes y no ejercen mayor efecto.

Generalmente se acepta la siguiente reacción de óxido-reducción para iniciar la polimerización:

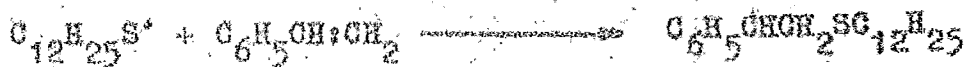


esto origina la formación de los radicales libres mercaptano y bisulfato de potasio.

Propagación de las Cadenas.

Una vez formados los radicales libres en presencia de monómeros se inicia una reacción en cadena. El radical libre se adiciona a la doble ligadura produciendo un nuevo radical libre. Ya formada una cadena radical libre, sucesivas moléculas de monómeros se adicionan, propagando así la cadena.

La primera etapa en la creación de una molécula de polímero es la reacción entre un radical libre y una molécula de monómero:



el producto de esta reacción es un nuevo radical libre que reacciona con otra molécula de monómero, dando, en sucesión, dímero, trímero, etc., hasta el producto elastómero final de alto peso molecular.

Después de la adición original los radicales libres atacan a la doble ligadura de cualesquiera de las unidades monómeras del butadieno, o por el lado vinílico pueden producir estructuras en cruz o ramificadas. Además, la insaturación residual pueda saturarse por reacción con ligaduras insaturadas similares en moléculas adyacentes, produciendo estructuras en cruz. El único medio definitivamente conocido para variar las proporciones de las distintas formas de dienos que intervienen en la reacción durante la etapa de propagación es cambiando la temperatura. Empleando una temperatura menor, tal como la que se emplea en la manufactura del hule frío, se reduce un poco la proporción del 1,2-, pero, más importante, se aumenta considerablemente la proporción de las unidades 1,4-, incrementándose así la regularidad de la cadena polímera. Una vez que se formó un radical libre monómero, el modo de propagación de la polimerización es esencialmente el mismo, siempre y cuando otras condiciones, tales como la temperatura, sean las mismas. Es decir, una vez formado el radical libre del monómero, la naturaleza del radical iniciador no influye en la forma de propagación de la cadena polímera.

Para controlar el peso molecular del polímero se utilizan agentes transferentes de cadenas, que son sustancias capaces de detener la propa-

gación absorbiendo la energía del radical libre. Esto se lleva a cabo por la transferencia de un átomo de hidrógeno entre la cadena y el agente transferente. El nuevo radical así formado pueda iniciar y propagar otra cadena polimérica.

La etapa de propagación de las cadenas tiene una importancia práctica porque las propiedades finales del producto están determinadas por lo que sucede durante este proceso.

Terminación de las Cadenas.

Los mecanismos más importantes para detener la polimerización son: la terminación mutua y la transferencia de cadenas.

La terminación mutua o acople de radicales libres de polímero sucede cuando dos cadenas crecientes reaccionan entre sí:



La transferencia de cadenas procede de acuerdo a la siguiente ecuación:



En la ausencia del modificador mercaptano, la reacción (1), que da productos de alto peso molecular, es, indudablemente, el modo más prevalente de terminación. La reacción (2) indica que si el modificador está presente en la iniciación de la reacción, su presencia no cambiará la velocidad de polimerización, pero influirá notablemente en el peso molecular y, por lo tanto, en las propiedades plásticas del elastómero. Tales agentes transferentes de cadenas se emplean para obtener elastómeros sintéticos que posean propiedades plásticas adecuadas.

La finalización de la reacción por la adición del finalizador, hidroquinona, también es una terminación por transferencia de cadenas. Esta sustancia se agrega en el punto cuando el 72% de los monómeros se ha convertido en polímero. Si el radical libre formado por una transferencia de cadenas es tan reactivo como el radical monómero, no hay efecto sobre la cinética de la reacción. El único efecto es acortar la longitud de la cadena polimérica. Ahora bien, si la sustancia transferente de cadenas forma un radical no reactivo, entonces la velocidad de polimerización

se reduce. Las sustancias que formen tales radicales libres se conocen como inhibidores. La hidroquinona forma radicales libres de este tipo, que son no reactivos por estar estabilizados por resonancia.

Modificadores.

Desde un punto de vista práctico, un modificador es una sustancia que hace posible la obtención de un producto plástico, procesable y soluble; en una polimerización sin modificador se obtiene un copolímero inprocesable. El modificador ejerce una función doble: es un iniciador y un agente transferente de cadenas. Cuando se usa, el sistema iniciado con persulfato se vuelve lo suficientemente rápido para ser práctico y, además, se puede controlar la plasticidad del producto y ajustarla a un rango apropiado. A medida que se incrementa la conversión, aumenta la viscosidad Mooney del producto y alcanza un máximo a una conversión de aproximadamente 72%. A mayores conversiones se forma una gel insoluble y decrece la viscosidad del copolímero residual soluble. Es evidente que el modificador ejerce una función predominante de reducir el peso molecular medio del producto actuando como agente transferente de cadenas.

E) ASPECTO TÉCNICO DE LA FABRICACION DEL LATEX

1.- Areas de Proceso.

La planta de fabricación del latex SR-R se divide en cuatro áreas básicas:

- I - Tanques de almacenamiento para estireno y butadieno.
- II - Preparación de reactivos y reactores.
- III - Recuperación de los monómeros sin reaccionar.
- IV - Envasado.

I - Area de Almacén de los Monómeros.

El estireno y el butadieno son altamente reactivos, por lo que su manejo y almacén necesitan medidas de precaución para obtener seguridad y eficiencia.

El butadieno es capaz de polimerizarse con la formación de hidrocarburos de alto peso molecular, variando en consistencia desde un fluido

viscoso hasta una masa elástica y, en algunos casos, hasta un sólido resinoso.

El inhibidor usado para la estabilización de los dos monómeros es el para-terbutil catecol (p-TBC).

Puesto que el butadieno es un gas a temperaturas y presiones normales (p.ab. -4.5°C) debe embarcarse y almacenarse en recipientes a presión. Las plantas de copolímero tienen tanques de acero horizontales a presión para el almacén del butadieno.

El butadieno se puede manejar satisfactoriamente con bombas convencionales de acción positiva, diseñadas para servicio de gas licuado en la industria del petróleo.

Antes de usar el butadieno se le elimina el inhibidor, lavándolo, primero, con una solución de sosa cáustica al 20% en una torre empacada con anillos Raschig y, después, en otra torre similar con agua para eliminar la sosa y la sal de sodio del terbutil arrastrados.

Los tanques de almacén de los dos monómeros están provistos con equipo auxiliar para la adición extra de inhibidor, si se hace necesario. Los tanques tienen cierta elevación para proporcionar un cabezal líquido de presión positiva en la bomba de transferencia.

Todo el equipo que contiene butadieno está provisto con válvulas de seguridad.

II - Área de Preparación de Reactivos y Reactores.

Tanto la preparación de los reactivos y la operación de los reactores son operaciones intermitentes.

a) Solución de Jabón.

La solución de jabón se prepara con jabón seco desmenuzado con agua tratada en tanques de acero inoxidable, provistos con agitadores del tipo de propela. La solución se calienta antes de cargarla al reactor, pero la temperatura no debe exceder de 75°C . El pH se ajusta a un valor de 10 adicionando sosa cáustica o ácido graso, según como sea necesario.

b) Solución de Catalizador.

La solución de catalizador se prepara con agua tratada en un recipiente de acero inoxidable No. 316, con agitador del tipo propela. Si se calienta, la temperatura no debe exceder de 60°C.

c) Solución de Finalizador.

La solución de finalizador se prepara con agua tratada en equipo de acero inoxidable. Como esta solución se carga al reactor cuando la conversión llega a 72% y se encuentra presionado, la carga se lleva a cabo usando nitrógeno como gas inerte presionante.

d) Solución de Modificador.

La solución del modificador se prepara disolviendo en estireno una cantidad exactamente pesada.

Todo el equipo para cargar todos los ingredientes al reactor (bombas, tubería, etc.) debe ser de acero inoxidable para prevenir corrosión y contaminación.

1.- Operación del Reactor.

Los reactores son recipientes de acero inoxidable, diseñados para una presión de trabajo de 125 psig y equipados con agitadores del tipo Brumagin modificado.

Para obtener un producto uniforme, es necesario controlar la temperatura de reacción dentro de ciertos límites fijados. La polimerización del butadieno y estireno desarrolla un considerable calor de reacción que se elimina a través de chaquetas por donde circula agua. La temperatura correcta del lote se mantiene mediante carga automática de agua o vapor, como sea necesario. Existe una bomba de circulación para incrementar la velocidad de transferencia del calor. Cada reactor tiene un controlador-registrador, actuando en cascada, de la temperatura y un registrador de presión. El bulbo de control de la temperatura está localizado en la sección del fondo del recipiente.

El butadieno, el estireno, la solución de jabón y el agua se cargan al reactor a través de medidores separados. Todos los ingredientes -

se agregan en orden sucesivo, con la agitación funcionando, empezando por el agua de sello y terminando con el catalizador. Para que la mezcla inicial alcance la temperatura de polimerización apropiada, se ajustan las temperaturas del agua y de las soluciones antes de cargarlas. La emulsión de monómeros se polimeriza con agitación constante, a una temperatura entre 48.5 y 50°C hasta obtener la conversión apropiada. La temperatura de polimerización se controla automáticamente dentro de un intervalo de $\pm 0.25^\circ\text{C}$ de la temperatura deseada.

La presión al inicio de la reacción es aproximadamente de 80 psig, pero debido a la conversión del butadieno a polímero durante el curso de la reacción, la presión cae gradualmente hasta alcanzar 15 psig a la conversión deseada. Cuando se alcanza el nivel específico de la reacción, se adiciona el finalizador para destruir el catalizador residual y detener la polimerización. En este momento la conversión de los monómeros debe ser de 72% y la viscosidad esperada de 50 puntos pooney.

El latex aún desabsorbir se transfiere desde los reactores a tres tanques de mezcla. Estos tanques son de fierro al carbón, tienen agitadores de turbina y sirven como recipientes de almacenamiento intermedio para el latex antes de mandarlo al área de recuperación. Cada tanque de mezcla es de tamaño suficiente para aceptar la carga de dos reactores y, además, con 1/3 de espacio para posible espuma. Hay también tanques adicionales para almacenar las cargas que no alcanzaron los requerimientos de conversión o viscosidad o son anormales en algún otro aspecto.

2.- Transferencia de Calor.

Para determinar el tamaño de la tubería y las características de la bomba de circulación, se usan cálculos convencionales de flujo de fluidos en el diseño del sistema de circulación en la chaqueta del reactor. El sistema de circulación debe planearse para evitar la cavitación de la bomba por efecto de la inyección de vapor de calentamiento. Si se usa agua muy caliente, es preferible localizar el inyector de vapor en el lado de la descarga de la bomba. Para obtener una mejor respuesta de la temperatura, debe mantenerse circulando una cantidad mínima de agua y la velocidad de circulación debe ser relativamente alta. Debe darse un mínimo de 100 gpm por cada 1000 gal de capacidad del reactor.

La eliminación del calor de reacción, se pueda efectuar por dos métodos: reactor con chaqueta o reactor con chaqueta y condensador de reflujo. Se prefiere el segundo método por varios motivos: a) el área de la chaqueta está limitada por las dimensiones del recipiente, mientras que el área del condensador es ilimitada y, b) en un sistema de reflujo se obtienen temperaturas de reacción más uniformes.

El que la chaqueta sea basta por sí misma para eliminar adecuadamente el calor de reacción depende en gran extensión de la velocidad de polimerización, la cantidad de agitación y propiedades físicas de la emulsión, tales como la viscosidad, el calor específico y la conductividad térmica. La mayoría de los sistemas emulsio-batido, se manejan satisfactoriamente únicamente con chaqueta.

3.- Agitación.

La agitación no debe ser violenta, pues una gran turbulencia puede romper la emulsión, separando la capa monomera de la fase acuosa. El grado de agitación es una de las variables que influye en la activación del modificador. Una agitación insuficiente provoca una baja velocidad de polimerización y una modificación inadecuada. Sin embargo, si la agitación es excesiva se acelera el agotamiento del modificador y el proceso de modificación se vuelve insuficiente. No obstante, se puede usar una menor cantidad de modificador para obtener la plasticidad deseada si se disminuye la agitación. El hecho es que el requerimiento de modificador es afectado por la velocidad periférica del agitador, lo cual se debe, probablemente, a que con menores velocidades se forman partículas más grandes en la fase orgánica, con la correspondiente menor superficie y, por lo tanto, un menor requerimiento de modificador. La agitación óptima depende de factores tales como el tamaño y forma del reactor, el diseño y velocidad de la proplela y de propiedades físicas de la masa líquida, principalmente la viscosidad.

4.- Instrumentación.

La instrumentación consiste de un controlador-registrador de un modo de la temperatura de la carga, que actúa en cascada con un controlador registrador de dos modos de la temperatura del agua de enfriamiento a la

entrada y a la salida de la chaqueta. El controlador principal registra la temperatura del lote y cualquier desviación de $\pm 0.25^{\circ}\text{C}$ del punto de control manda una señal que puede ir de 3 a 15 lb de presión de aire al controlador esclavo, el cual, a su vez, según la señal recibida, manda una señal de presión que puede ser de 3 a 9 lb a la válvula reguladora de admisión de agua de enfriamiento, que es normalmente abierta y a una señal de 3 lb está totalmente abierta y a otra de 9 lb, totalmente cerrada; o de 9 a 15 lb a la válvula reguladora de admisión de vapor, la cual es normalmente cerrada, que con una señal de 9 lb está totalmente cerrada y a una señal de 15 lb, totalmente abierta.

5.- Instrumentos de Seguridad.

El diseño general de una planta productora de latex SB-R, debe ser el de una planta típica que maneja sustancias altamente volátiles, inflamables y peligrosas. Asimismo, debe instalarse equipo de emergencia adecuado para manejar el calor de reacción de la polimerización.

Uno de los puntos más críticos es el reactor mismo, que debe tener relevos adecuados de la presión. Es conveniente instalar discos de ruptura o una combinación de discos y válvulas de seguridad. Los discos de ruptura deben especificarse de preferencia a la menor presión práctica, la cual, a su vez, debe ser menor que la presión de diseño del reactor. El mantenimiento de las válvulas de relevo es difícil, aunque se protejan con los discos de ruptura, para prevenir taponeo en los asientos con coágulo, porque sucede que ahora el polímero se fija debajo de los discos de ruptura. El remedio más simple es introducir el agente reductor para terminar la polimerización a través de una abertura inmediatamente debajo del disco de ruptura.

No sólo es importante relevar la presión excesiva del reactor, sino también dirigir el contenido, descargándolo a un punto donde no origine mayor peligro. Para cubrir este propósito es adecuado usar tanques sobrediseñados que deben estar convenientemente venteados hasta un punto alto donde los vapores puedan disiparse con seguridad a la atmósfera.

6.- Materiales de Construcción.

En la selección de los materiales de construcción del equipo en

contacto con la emulsión deben tenerse en cuenta dos consideraciones: 1) corrosión y degradación del equipo, y 2) contaminación del latex por el material de construcción. Por ejemplo: trazas de cobre y manganeso son fuertes promotores de la oxidación del latex y, por lo tanto, deben evitarse.

Los tanques de preparación, mezcla y almacén deben construirse de acero inoxidable, así como las tuberías y válvulas para manejar los ingredientes cargados al reactor. Si las condiciones corrosivas no son muy severas es apropiado el acero inoxidable tipo 304, pero cuando la contaminación con hierro debe mantenerse al mínimo, se prefiere el tipo 316.

En los reactores se usa mucho el acero forrado de vidrio o el acero inoxidable. La corrosión usualmente no es un factor importante, pero la contaminación y la facilidad de limpieza sí lo son. El acero inoxidable, a pesar de que es más caro que el vidrio, es más duradero, por lo que se le prefiere.

III - Área de Recuperación.

En esta área se recuperan los monómeros no reaccionados. El butadieno mediante una destilación por evaporación súbita, mientras que el estireno mediante una destilación por arrastre con vapor a baja presión.

IV - Área de Envasado.

Aquí se efectúan los ajustes finales de pH, porcentaje de sólidos y ppm de formol en tanques de fierro colado, con agitadores de turbina. Envasando después el latex líquido en tambores metálicos con recubrimiento fenólico.

CAPITULO II

RECUPERACION DE ESTIRENO.

A) DESTILACION INTERMITENTE.

- 1.- Descripción del Proceso.
- 2.- Agitación.
- 3.- Instrumentación.

B) DESTILACION CONTINUA.

- 1.- Descripción del Proceso.
- 2.- Problemas del Diseño de la Columna.

C) GENERALIDADES.

- 1.- Introducción.
- 2.- Destilación.
- 3.- Transferencia de Calor.
- 4.- Transferencia de Fluidos.
- 5.- Determinación de las Especificaciones del Producto.

A) DESTILACION INTERMITENTE

1.- Descripción del Proceso.

La recuperación del estireno sin reaccionar pueda llevarse a cabo mediante dos métodos: a) Recuperación Intermitente y b) Recuperación Continua.

La fig. 1 es un diagrama de flujo del proceso intermitente.

Una carga determinada de latex, con un contenido de estireno sin reaccionar (la cantidad de latex y su respectivo contenido de estireno se fijaran en el Capítulo III), se transfiere mediante una bomba centrífuga desde el área de los reactores o desde el área de los tanques de mezcla dentro del destilador. Antes de la transferencia inicial, se levanta vacío en el sistema hasta alcanzar una presión absoluta de 85 mm Hg; alcanzada esta presión, se inicia la admisión del latex en el destilador. Una vez que se aceptó la carga completa, se inicia la agitación y se adiciona vapor a 15 psig, para eliminar el estireno mediante un arrastre con vapor. Por la parte superior del destilador sale una mezcla de vapores de agua y estireno con pequeñas cantidades de latex y espuma que son arrastrados hasta un tambor rompespumas con mamparas diagonales alternadas que golpean y abaten al latex y a la espuma regresando al destilador por una tubería de retorno. Los vapores, libres de partículas, ascienden hasta un condensador, enfriado con agua, condensando por el lado de los tubos. El estireno y el agua, fluyen por gravedad, pasando primero por un tambor con mamparas diagonales alternadas, donde son abatidos y obligados a fluir por una pierna barométrica hasta un tanque decantador de estireno, en el que se separan las capas inmiscibles de los dos líquidos, recuperándose el estireno en el segundo tanque, desde donde se bombea, mediante una bomba centrífuga, hasta el área de los reactores, ahí se mezcla con estireno fresco para usarlo nuevamente. Este tanque tiene un sistema de recirculación para adicionar y disolver el inhibidor que se adiciona.

El segundo tambor con mamparas está conectado por la parte superior a un sistema de eyectores de vapor de agua de dos etapas, capaz de obtener una presión de succión de 50 mmHg abs., manejando la cantidad necesaria de los vapores para hacer posible la destilación a temperaturas tan bajas como 48°C y para mantener 85 mmHg abs. en todo el sistema de

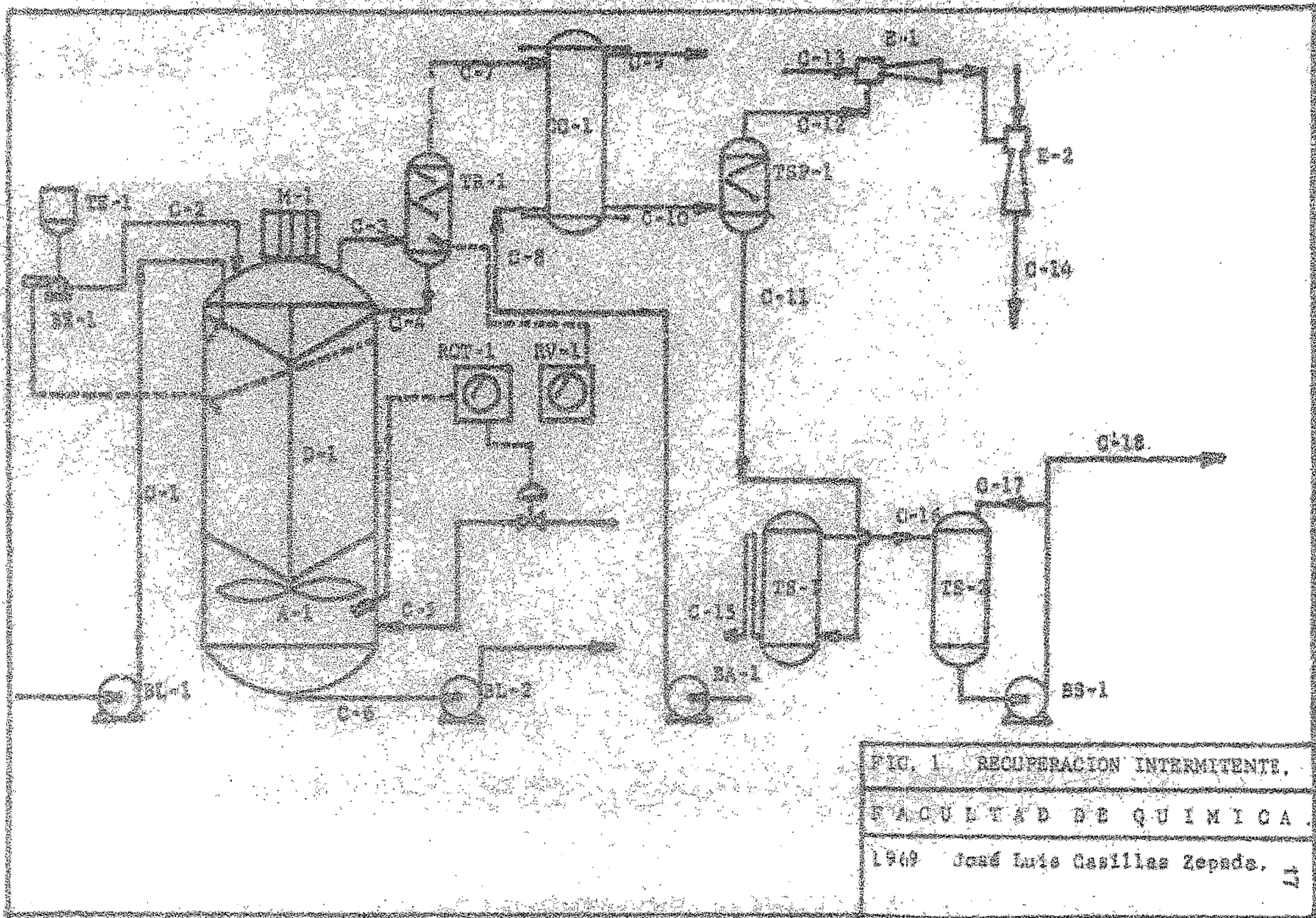


FIG. 1. RECUPERACION INTERMITENTE.
 FACULTAD DE QUIMICA.
 1969 José Luis Casillas Zepeda. 17

EQUIPO:

- D-1: Destilador.
- M-1: Motor y reductor del sistema de agitación.
- A-1: Agitador.
- TR-1: Tambor rompespumas.
- CC-1: Condensador.
- TS-1: Tambor separador.
- E-1 y E-2: Sistema de eyectores en dos pasos.
- TD-1: Tanque decantador de estireno.
- TE-2: Tanque acumulador de estireno.
- BL-1: Bomba de alimentación de latex.
- BL-2: Bomba de descarga de latex.
- BA-1: Bomba de agua de enfriamiento al condensador.
- BE-1: Bomba de descarga y recirculación del estireno.

INSTRUMENTACION:

- RCT-1: Registrador-controlador de temperatura.
- RV-1: Registrador de vacío.
- VH-1: Valvula reguladora del flujo de vapor de arrastre.
- CF-1: Celda fotoeléctrica para el control de la espuma.
- BA-1: Bomba de alimentación del antiespumante.
- TA-1: Tanque del antiespumante.

CORRIENTES:

- C-1: Alimentación del latex.
- C-2: Alimentación del antiespumante.
- C-3: Descarga de vapores de agua y estireno junto con partículas de latex y jabón.
- C-4: Retorno al destilador del latex y el jabón abatidos en el tambor rompespumas.
- C-5: Alimentación del vapor de arrastre.
- C-6: Descarga del latex desabsorbido.
- C-7: Entrada al condensador de los vapores de agua y estireno.
- C-8: Entrada al condensador del agua de enfriamiento.
- C-9: Salida del agua de enfriamiento rumbo a la torre de enfriamiento.
- C-10: Descarga del condensador del agua y del estireno condensados.
- C-11: Salida del condensado del tambor separador.
- C-12: Salida del tambor separador de los gases no condensables.
- C-13: Inyección de vapor de agua al sistema de eyectores.
- C-14: Descarga de los eyectores hacia la fosa de condensados.
- C-15: Eliminación del agua del tanque decantador de estireno.
- C-16: Flujo de estireno hacia el tanque acumulador.
- C-17: Recirculación de estireno.
- C-18: Flujo de estireno hacia los tanques de mezcla para usarlo nuevamente.

recuperación.

La velocidad de alimentación del latex al destilador debe controlarse para mantener el vacío adecuado y de este modo reducir la espuma. Para lograr este propósito, debe disminuirse la turbulencia, lo cual se ayuda instalando un gran colador del tipo de canasta en la línea de alimentación y acondicionando un pedazo de tubo en forma de cuchara, de modo que el latex entrante pegue en las paredes del recipiente y corra hacia abajo dentro del líquido con pequeña turbulencia, ayudando así a disminuir la cantidad de espuma.

En un período aproximado de 15 horas, se disminuye el contenido de estireno residual en el latex a 0.1% al inicio del proceso se destilan aproximadamente 4 lb de vapor de arrastre por libra de estireno y cuando el contenido de éste se aproxima a 0.1% se destilan varios cientos de libras de vapor de agua por libra de estireno.

Una fase importante en la operación es el uso de sustancias químicas antiespumantes para abatir la espuma, facilitando la operación y evitando que la emulsión se arrastre por el sistema de condensación. Estas sustancias son ácidos grasos de alto peso molecular, como la cera candelilla y el antiespumante Dow A. Se adicionan cantidades específicas, pues un exceso es perjudicial para las aplicaciones del latex, sobre todo cuando su uso implica la obtención de una película uniforme; para ello se instala un alimentador químico que adiciona la sustancia por la parte superior del destilador, logrando así el rompimiento de la espuma.

Después que se completa el proceso de recuperación, el latex se transfiere hacia los tanques de envasado.

En el diseño del equipo de recuperación deben tomarse en cuenta las propiedades del latex. Es necesario un espacio para la espuma en el destilador, y las tuberías del líquido no pueden calcularse por los medios usuales para el flujo de fluidos, puesto que hay que dar una tolerancia para la coagulación gradual. Las líneas para los vapores deben sobredimensionarse por la misma razón.

2.- Agitación.

La agitación debe servir para dos propósitos: (1) proporcionar su-

ficiente fuerza de corte para obtener una dispersión adecuada de las gotas del monómero en la fase acuosa y, (2) dar suficiente movimiento a la masa líquida para garantizar una buena difusión del vapor de arrastre, porque de no ser así, se obtendrían zonas de sobrecalentamiento, originando una acción de secado sobre las partículas de latex, con la consecuente coagulación.

Para el sistema BB-R, es satisfactorio el agitador de aapas. Se requiere una agitación moderada, porque una excesiva turbulencia puede originar partículas de tamaño muy fino, con el correspondiente incremento del área de las partículas causando que la cantidad de emulsificante sea inadecuada, con la consiguiente reducción de la estabilidad mecánica, lo cual, a su vez, puede causar una excesiva formación de grumos. Aproximadamente deben administrarse de 3 a 5 caballos de fuerza (hp) de agitación por cada 1000 gal de volumen de latex en el destilador. Es necesario instalar mamparas verticales a las paredes del recipiente con una extensión de 6 a 12 pulg, provocando con ellas remolinos y mejorando, también, el movimiento del líquido de abajo hacia arriba. El agitador gira a 105 rpm y emplea 3 hojas con dimensiones de 9 pulg x 29 pulg y en un arreglo de 45°.

3.- Instrumentación.

La destilación se controla manteniendo una temperatura constante en el latex, usando un controlador de temperatura que regula la velocidad de admisión del vapor. La espuma se reduce y la operación se hace más eficiente usando un controlador del flujo de vapor. Aunque es necesario hacer limpiezas periódicas al termopozo para eliminar los coágulos formados.

La temperatura de la carga, la cantidad de espuma y el sostenimiento del vacío son los controles más importantes. El bulbo de la temperatura debe estar localizado apropiadamente, fuera de puntos muertos y en un área de buena circulación. El registrador-controlador de la temperatura, cuando detecta un cambio en la temperatura de la carga que sale del rango establecido, manda una señal de 3 a 15 lb de presión de aire de instrumentos, según la desviación, hacia el registrador-controlador del flujo del vapor, el cual, a su vez, manda otra señal de 3 a 15 lb, de acuerdo a la

señal recibida, hacia la válvula reguladora, que es normalmente cerrada.

También se tiene un registrador de vacío. Cuando hay fallas de vapor a los eyectores y el vacío disminuye se suspende la entrada del vapor mientras dura el abatimiento del vacío; cuando éste se restablece, se reanuda la inyección del vapor.

La espuma se controla mediante un alimentador químico, que consiste en un pequeño tanque, que contiene la cantidad específica del antiespumante, conectado a una pequeña bomba, que alimenta el antiespumante al destilador para abatir la espuma. El funcionamiento es el siguiente: desde la parte superior del destilador parte un haz luminoso que incide sobre una celda fotoeléctrica, colocada a la altura máxima permisible para la espuma. Mientras la espuma permanece abajo de este límite, el haz llega a la celda de una manera continua y el circuito que acciona la bomba de alimentación permanece abierto; si la espuma asciende hasta cubrir la celda, se interrumpe la incidencia del rayo sobre la celda, cerrándose inmediatamente el circuito eléctrico que pone en funcionamiento a la bomba. Cuando se abate la espuma y nuevamente el haz luminoso llega ininterrumpidamente a la celda se abre el circuito y la bomba se detiene.

B) DESTILACION CONTINUA

1.- Descripción del Proceso.

La fig. 2 es un diagrama de flujo del proceso.

La recuperación continua del estireno sin reaccionar se lleva a cabo bombeando mediante una bomba centrífuga el latex hacia la cima de una columna de desabsorción, donde el latex desciende a través de unos platos perforados en contracorriente con vapor que fluye hacia arriba, arrastrando al estireno.

Los vapores que salen de la columna, contienen agua, estireno y pequeñas cantidades de latex y espuma, que pasan a través de un tambor rompesumas, donde se eliminan las partículas de latex y espuma y se regresan a la columna. La corriente fluye después hasta un condensador de vacío, enfriado con agua, donde se condensan los vapores. Los líquidos fluyen a un tambor separador y, después, a través de una pierna barométrica,

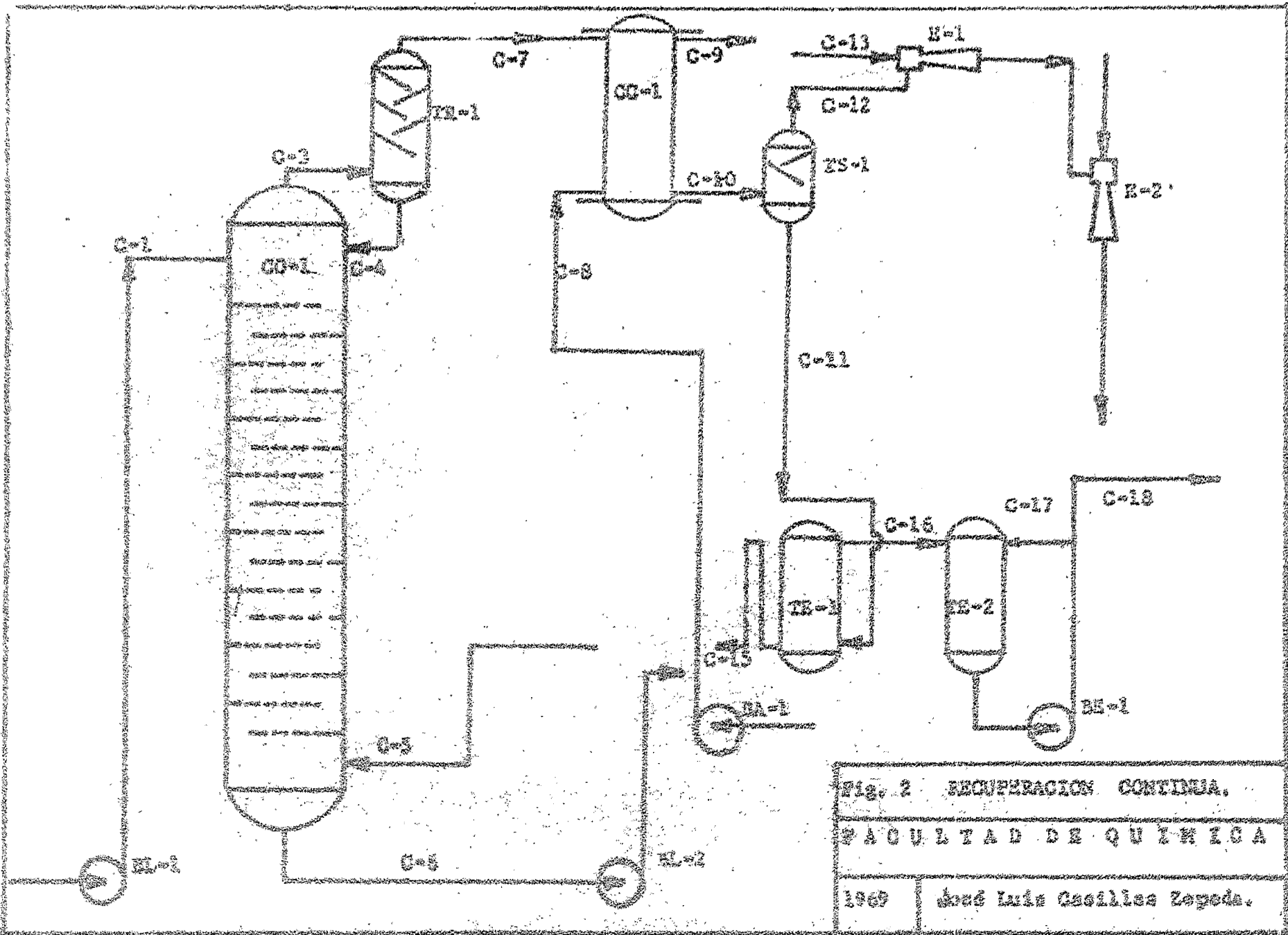


Fig. 2 RECUPERACION CONTINUA.
 FACULTAD DE QUIMICA
 1969 José Luis Caellas Zepeda.

hasta un decantador. El estireno recuperado fluye del decantador al interior de un acumulador, donde se agrega el inhibidor y luego se bombea al tanque medidor, se mezcla con estireno fresco y se usa nuevamente.

El agua que condensa con el estireno, se decanta, pero aun contiene una apreciable cantidad de estireno disuelto y ocluido (arriba de 0.1%). Este estireno se puede recuperar sometiendo el agua a un arrastre con vapor en una columna empacada conectada al sistema de vacío. Sin embargo, dicha instalación solo es económica en una planta de grandes volúmenes de producción, al cual no es el caso presente.

Finalmente, el latex que abandona la columna se bombea hacia los tanques de envasado.

2.- Problemas de Diseño de la Columna.

Los factores que deben tenerse en cuenta en el diseño de la columna, son:

- a) Espacio de espuma necesario en la parte superior de la columna y espacio entre platos en relación a la velocidad de flujo del vapor.
- b) Tamaño y arreglo de las perforaciones en los platos, requeridos para una recuperación efectiva del estireno y para una caída de presión mínima en la columna.
- c) Profundidad necesaria de latex sobre los platos para mantener un sello líquido y dar tiempo al estireno para difundir del latex hacia el vapor.
- d) Elección del material para los platos para reducir a un mínimo el taponamiento y facilitar la limpieza.
- e) Tipo de vertederos y método de sello de los platos para reducir el taponamiento.
- f) Temperaturas y presiones de operación más efectivas.
- g) Método de adición del vapor a la columna.
- h) Método de obtención de vapor sobrecalentado para reducir a un mínimo la coagulación en la columna.

Toda la experiencia acumulada de las plantas productoras de latex SB-R ha dado respuesta a los problemas anteriores. Una gran cantidad de pruebas se hicieron en los Estados Unidos, en todas las escalas, para lle

gar a las características de la columna que a continuación se detallan.

La columna de arrastre tiene platos de hierro esmaltado con porcelana, especificación Araco No. 11, siendo las perforaciones de $3/16$ pulg. sobre un arreglo triangular de $5/8$ pulg. La columna opera a 60-100 mmHg de presión absoluta en la parte superior y a 100-150 mmHg abs. en el fondo. Se usan vertederos de 2 pulg para mantener un sello líquido apropiado sobre los platos.

La caída de presión permisible es de 4.5 mmHg como máximo en cada plato. El espacio entre platos recomendable es de 24 pulg. Se aconseja poner un espacio libre superior equivalente a 3 platos e inferior equivalente a 2 platos.

Los platos están diseñados para obtener un flujo cruzado, usando vertederos rectangulares, siendo la longitud de la esclusa de 0.6 veces el diámetro de la columna.

La columna debe diseñarse para una presión de trabajo de 15 psig y vacío total. Los platos perforados esmaltados son muy efectivos para reducir al mínimo la acumulación de coágulos y hacen posible eliminar el coágulo acumulado con un mínimo de esfuerzo.

Los problemas de la columna de arrastre, usualmente son de tres tipos básicos:

- 1) Control de espuma, el cual afecta directamente la velocidad de arrastre del estireno.
- 2) Coagulación ascendente, que determina el tiempo de operación de la columna a velocidades económicas de arrastre antes de ponerla fuera de servicio para la limpieza.
- 3) Eficiencia de arrastre, que es importante desde el punto de vista de calidad y costo.

Aunque el problema de la espuma en la operación intermitente se combate con eficiencia mediante el uso de antiespumantes, en la operación continua se puede resolver sin usarlos, mediante otros métodos: manteniendo el pH del latex entre 8.8 y 9.0 hay menos espuma que cuando se desabsorbe a un pH mayor. La velocidad de adición del vapor tiene una conexión directa con la cantidad de espuma. Mucha experimentación se ha he-

cho para encontrar la velocidad óptima para un arrastre eficiente con una cantidad de espuma tolerable a la velocidad deseada. Esta velocidad se encontró para ser de 9.5 lb de vapor por lb de estireno recuperado.

La formación de coágulos que tapa los agujeros de los platos y limita la vida de la columna entre limpiezas es mayor en los tres primeros platos superiores y en los dos últimos platos del fondo que en los restantes platos de la columna. Así se observa que la evaporación súbita de grandes cantidades de estireno en el latex entrante y la evaporación del agua del latex por el sobrecalentamiento residual en el vapor de arrastre y la floculación inducida contribuyen a la formación de coágulos. El servicio de la columna está limitado por la extensión del taponeo de los platos del fondo. La operación se continúa normalmente hasta que la caída de presión a través de la columna resulta en un incremento de la temperatura del latex a 150°F. La experimentación ha demostrado que vapor saturado a 15 psig alimentado directamente para fines de arrastre, resulta en una vida de la columna de sólo unos cuantos cientos de horas. Con un vapor de arrastre apropiadamente desobrecalentado se alcanzan períodos de operación de la columna de 3,000 horas o más. Por lo tanto, es necesario instalar equipo para desobrecalentar. Instalando una chaqueta de agua en la línea de alimentación del vapor, se obtiene esencialmente un vapor desobrecalentado que entra por el fondo de la columna a aproximadamente 150°F y 150 mmHg. Se obtiene una mayor reducción de la espuma introduciendo el vapor a través de un anillo atomizador, lo cual permite una mezcla más íntima entre el latex y el vapor.

Estas consideraciones tienden a mejorar la eficiencia de recuperación. Se ha visto que se obtiene el mejor arrastre a la menor presión absoluta práctica. A las menores presiones y temperaturas de equilibrio, el latex tiene la menor formación de espuma y se reduce al mínimo la formación de poliestireno. La destilación óptima se obtiene cuando la presión absoluta en la parte superior de la columna es de 80 mmHg o menor. Los platos no deben tener mamparas de espuma.

Puesto que la bomba de descarga opera a presiones reducidas requiere de un medio que impida el flujo de retorno en caso de falla de la bomba. Las válvulas check estandar se ensucian y son inoperantes en servicio de latex en un corto período. Se puede usar satisfactoriamente un

anillo de sello.

C) GENERALIDADES

1.- Introducción.

En esta sección se describen las consideraciones de diseño que deben tenerse en cuenta debido a la naturaleza especial del latex en cada uno de los procesos unitarios involucrados en el sistema de recuperación: transferencia de masa, de fluidos y de calor.

Varias propiedades del latex afectan grandemente el diseño y operación del equipo de recuperación. El jabón hace que el latex forme espuma y lo hace violentamente cuando se somete repentinamente a presiones reducidas. Sobre la superficie del latex se forman espuma y coágulos (aglomeración de partículas de polímero) cuando se evapora agua de ella, debido a la acción de secado sobre las partículas, a menos que se use agitación para mantenerlas húmedas. También se forman coágulos cuando se adiciona vapor sobrecalentado. Calentando el latex a más de 150°F, antes o mientras se recupera el estireno, el estireno residual tiende a polimerizarse cambiando notablemente las propiedades finales. No obstante el latex exhibe buenas propiedades de estabilidad térmica entre su punto de congelamiento y 150-160°F.

Propiedades Físicas.

Para un mismo contenido de polímero, la densidad es una función de la temperatura y de la cantidad de estireno sin reaccionar. La densidad se incrementa linealmente a una razón de 0.0014 g/cm³ por cada 1% de estireno presente. Arriba de 25°C, la densidad del latex sin desabsorber y desabsorbido decrece linealmente con la temperatura, la razón de decremento para el latex sin arrastre es de 0.0006 g/cm³ y para el latex con arrastre es de 0.0004 g/cm³.

La viscosidad es una función del contenido de polímero, de la temperatura y de la cantidad presente de monómero no reaccionado. Se presenta un cambio en la viscosidad de 12 poises a 10°C a 4 poises a 65°C. Una disminución en el contenido de polímero resulta en una disminución de la viscosidad en la desabsorción, aún pensando que ocurre un incremento en -

el porcentaje del contenido de sólidos.

El estireno tiene un punto de ebullición de 145.1°C , consecuentemente su almacenación no ofrece problemas particulares debido a volatilización. El estireno sin inhibir se polimeriza lentamente a temperaturas de verano para formar polímeros resinosos, por lo que la cantidad necesaria de inhibidor para estabilizarlo es de sólo 20 ppm.

Las mezclas de estireno se preparan mezclando estireno fresco con recuperado y ajustando la pureza al nivel deseado. Las mezclas se agitan por medio de una bomba de recirculación. Puesto que la estabilización del estireno se logra con una pequeña cantidad de inhibidor, no es necesario eliminarlo antes de usar la mezcla.

Las bombas para el estireno son de tipo estandar (centrífugas o de acción positiva). Siempre es recomendable usar glándulas con empaques profundos y deben evitarse cobre y aleaciones de cobre en conexiones y partes del sistema de almacenamiento o transporte en contacto con el monómero o sus vapores. Acero al carbón o fierro colado son satisfactorios para almacenar, manejar y bombear al estireno.

2.- Destilación.

La destilación de arrastre con vapor para eliminar el exceso de estireno obedece las leyes de una destilación con vapor. A medida que disminuye el contenido de monómero la velocidad de arrastre se convierte en dependiente de la velocidad de difusión del monómero a través de las partículas del polímero, en las cuales está disuelto. Varios factores, incluyendo solubilidad, tamaño de partícula y composición del copolímero, determinan esta velocidad de difusión. Las emulsiones SE-R se llevan hasta el punto donde la velocidad de eliminación del monómero por arrastre se establece por una combinación de las velocidades del vapor de destilación y de difusión. La velocidad neta para un sistema particular se determina por experimentación en el laboratorio o en planta piloto. En la operación deben evitarse altas temperaturas o excesivo tiempo de ocupación de equipo a temperaturas moderadas, ya que la mayoría de las emulsiones tienden a desestabilizarse.

3.- Transferencia de Calor.

En el condensador las temperaturas diferenciales en los vapores condensantes no son grandes, por lo tanto, no ocurren excesivos esfuerzos a la tensión en los tubos y en la chaqueta, de donde, no es necesario poner juntas de expansión y cabezas flotantes, aunque es deseable hacerlo. Los vapores deben ser condensados en los tubos. Este no es el arreglo más eficiente para la transmisión del calor, ya que se obtiene una capacidad mayor en 25 al 50% condensando por el lado de la chaqueta. Sin embargo, es recomendable hacerlo porque no hay áreas estacionarias donde pueda formarse y acumularse el poliestireno, se tiene buen drenaje, fácil limpieza y fácil inspección, además permite un apreciable subenfriamiento del condensado. Los tubos se prefieren de 3/4 a 1 pulg y deben usarse mamparas en el lado de la chaqueta. En condensadores verticales, los tubos deben nivelarse a la lámina superior de ensamble de todos los tubos para prevenir acumulación de monóxido. La conexión del agua de salida debe localizarse tan cerca como sea posible a la lámina anterior para eliminar bolsas de aire.

4.- Transferencia de Flúidos.

En flujo de flúidos el latex desabsorbido se comporta igual que un flúido normal o newtoniano y en los cálculos de diseño puede usarse la ecuación ordinaria para flujo de flúidos. El latex sin desabsorber, definitivamente exhibe propiedades pseudoplásticas o no-newtonianas y entonces deben usarse ecuaciones modificadas de Hagen-Poiseuille para el flujo laminar y de Fanning para el flujo turbulento.

Se dice que un flúido es no-newtoniano cuando tiene un valor de la viscosidad a una velocidad de corte dada, digamos la que tiene un agitador o una bomba; si se varía la velocidad de corte, entonces también varía la viscosidad, esto es, que a otro valor de la velocidad de corte se tiene otro valor de la viscosidad a la misma temperatura y la diferencia entre los dos valores puede ser muy grande. Un sistema pseudoplástico significa que la viscosidad aparente disminuye a medida que aumenta la velocidad de corte. Dilatancia es lo inverso. Lo anterior es estudiado por la Reología, que es el estudio de la deformación y flujo de la materia.

Es difícil diseñar las bombas si sólo se conoce un valor de la viscosidad a la temperatura de operación. La viscosidad de la emulsión siempre debe informarse a dos o más valores muy diferentes de velocidad de corte a la misma temperatura para dar una idea del grado de desviación de la conducta newtoniana. Así, el latex muestra unas viscosidades aparentes de 1500 cp a 1000 seg^{-1} de velocidad de corte y 25000 cp a 1 seg^{-1} , ambas a 50°C . Esta consideración también afecta al diseño de la agitación, tubería y cualquier otro equipo en contacto con el fluido en movimiento.

Una excesiva agitación mecánica en el latex durante el bombeo causará la formación de grumos, debido al factor de estabilidad mecánica, por lo tanto, deben usarse bombas que produzcan una cantidad mínima de agitación. Las bombas de diafragma, controladas por volantes de velocidad variable, trabajan satisfactoriamente, excepto que es excesiva la ruptura del diafragma, causando contaminación del latex con el aceite resultante de esta ruptura. Además, las gotas del aceite lubricante sirven como núcleos para la formación de coágulos. De la experiencia se ha establecido que para bombear el latex SB-R, pueden usarse satisfactoriamente bombas centrífugas de amplio claro, con un interior liso, libre de bolsas y equipadas con impulsor abierto; es necesario el uso de un axillo latex na sellado con agua en la glándula empaquetada; debe ponerse, además es ventajoso, una línea de succión de gran tamaño y un plato removible para limpieza manual. En general, las bombas centrífugas funcionan mejor que cualquier otro tipo a través de todo el sistema, debido, sobre todo, a su acción poco turbulenta y a su movimiento lento, que son necesarios para evitar la ruptura de la emulsión y a la consecuente formación de grumos. Además, requieren menor mantenimiento en relación a las otras bombas y queda eliminado el problema de la contaminación del latex.

Para manejar el estireno recuperado, las bombas de pistón de desplazamiento positivo no son muy satisfactorias, porque la pequeña cantidad de agua colúda tiende a causar que las válvulas se peguen y es difícil prevenir el terrame del monómero alrededor de los pistones. Además, la capacidad de estas bombas desciende gradualmente a medida que envejecen y el mantenimiento se vuelve demasiado alto. Las bombas centrífugas equipadas con sellos metálicos pueden manejar al estireno sin sufrir los

problemas anteriores. También, puesto que las bombas centrífugas descargan a una presión constante, la ruptura de los discos de ruptura, debido a la acción de flexión de las bombas de pistón, ha quedado eliminada.

El latex estacionario rápidamente se coagula, probablemente debido a la acción de desestabilizadores físicos o químicos o en partes del sistema en los que hay monómero presente para continuar la polimerización. Esta característica hace aconsejarse eliminar todas las secciones de tuberías sin usar, by-passes y equipo de repuesto poco usado. En general, las tuberías que se mantienen completamente llenas y en servicio continuo no son fuentes de problemas. Sin embargo, se originan tapones por oclusión de coágulos, estancamiento y nivel fluctuante. En lugares donde la tubería se llena y vacía alternativamente o en la que ocurre formación de polímero, es satisfactorio poner tubos de acero. En estos lugares la acumulación forma al tubo mas o menos de un modo uniforme y es más tenaz por naturaleza. Quemarlos es el único método expedito encontrado hasta la fecha para eliminar este material.

Generalizando, las principales dificultades que se encuentran en el proceso, son: (1) formación de polímero en varias partes del equipo, y (2) la coagulación en el latex. Para disminuir estos problemas, el diseño y la selección del equipo deben incorporar las siguientes características: (1) todas las superficies en contacto con el latex deben ser físicamente lisas y químicamente resistentes; (2) el equipo debe diseñarse sin rebases o estrechamientos donde pueda ocurrir estancamiento o acumulación, p.ej., la válvula de globo usual contiene un receso entre el ámbolo y el cuerpo dentro de los anillos de sello y ahí puede haber acumulación y coagulación del latex; (3) los estrechamientos que no se llenan en operación normal, tales como líneas de instrumentos o válvulas de relevo deben estar provistos con sistemas de purga; y, (4) toda la tubería y equipo no absolutamente esenciales para la operación, deben eliminarse.

5.- Determinación de las Especificaciones del Producto.

La principal especificación que se determina al latex desabsorbido es el Número de Estireno, que es el porcentaje de estireno residual en el latex; dicho porcentaje tiene un valor máximo permisible de 0.1. En una desabsorción intermitente se hace la determinación tomando una muestra

cada hora; la operación se da por terminada cuando el número de estireno es igual o menor de 0.1%. En la desabsorción continua, la determinación se hace sobre una muestra tomada de la descarga de la columna.

El método es el siguiente:

- 1) A una muestra pesada de latex se le agrega metanol, efectuando después una destilación por arrastre.
- 2) El condensado, que es una mezcla de estireno y metanol, se recibe en un recipiente, donde se agrega ácido clorhídrico al 5% para acidular la mezcla, a continuación se agrega una cantidad medida de solución 0.1N de bromo. La cantidad de solución de bromo está en exceso. Se efectúa la reacción de adición de una mol de bromo en la doble ligadura del grupo vinílico por mol de estireno.
- 3) Se agrega una cantidad medida de ioduro de potasio al 10%. El bromo remanente de la reacción del inciso (2), reacciona dejando en libertad al iodo, el cual
- 4) Se titula con una solución 0.1N de tiosulfato de sodio, usando almidón como indicador, hasta desaparición del color azul.

CAPITULO III

DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DEL EQUIPO

- a) CONSUMO NACIONAL.
- b) PRINCIPALES USOS EN MEXICO.
- c) CAPACIDAD.

A) CONSUMO NACIONAL

Hasta hace apenas cuatro años todos los látex que se consumían en México eran de importación, siendo los Estados Unidos el principal proveedor. No obstante, en la actualidad casi la totalidad de este consumo se fabrica en el país. Gracias al decidido esfuerzo de las compañías privadas y a las facilidades que el Gobierno otorga en beneficio del desarrollo de esta industria derivada de la Petroquímica, es el aspecto de que los dos monómeros se obtienen como productos derivados del petróleo y, considerando la nobleza del producto y la gran demanda por sus múltiples aplicaciones, no es extraño considerar una demanda creciente sobre una base muy sólida.

Los datos que a continuación se detallan fueron proporcionados por la compañía Basistol, S.A., lugar donde se hizo este trabajo, la cual, mediante un estudio realizado por el Departamento de Ventas y por el Departamento de Desarrollo Industrial, estimó los siguientes volúmenes de consumo:

| AÑO | CONSUMO EN TON. EN BASE BRCA | INCREMENTO |
|------|---------------------------------|------------|
| 1966 | 673 | |
| 1967 | 750 | 11.3% |
| 1968 | 828 | 10.1% |
| 1969 | 976 | 17.9% |
| 1970 | 1072 | 10.0% |
| 1971 | 1164 | 8.3% |
| 1972 | 1248 | 7.0% |
| 1973 | 1390 | 11.2% |

Los datos de los años 1966 a 68, son datos reales de consumo. Se puede notar un ligero descenso en el incremento anual de consumo, lo cual es natural cuando se toma una base estimativa, que siempre debe estar del lado conservador, pues de este modo se pueden prevenir contingencias, que de otra manera serían insalvables.

Sin embargo, el aumento global de 1973 con respecto a 1966 es del 107%, demostrando así la fuerte potencialidad del producto, ya que en el transcurso de sólo 7 años, prácticamente se duplica el consumo, conside-

rando, además, que se han instalado y se instalarán más plantas productoras de látices iguales o semejantes.

Hay que aclarar que los datos anteriores no corresponden a la totalidad de los látices que fabrica Hevisol, cuya producción es mucho mayor. Estas cantidades corresponden a aquellos látices susceptibles de desabsorberse en una columna de platos perforados, ya que no todos ellos se pueden trabajar en una columna. Puesto que la finalidad de este estudio es diseñar una columna de desabsorción, no se tomaron en cuenta los volúmenes de consumo de los látices que se les puede eliminar el exceso de estireno únicamente mediante una operación intermitente. Las características que hacen imposible la desabsorción en columna, son: alto contenido de aglidos, excesiva viscosidad y contenidos contaminantes.

B) PRINCIPALES USOS EN MEXICO

La gran variedad de usos de los látices SE-R, obedece a que cambiando las proporciones de los ingredientes cargados al reactor, es posible, obtener un gran número de látices con propiedades diferentes, teniendo aplicaciones en industrias muy distintas entre sí. Fundamentalmente, los principales ingredientes de los látices son siempre los mismos, sólo varían la proporción de carga, la temperatura de reacción y el grado de conversión.

La proporción de cada ingrediente afecta en una gran extensión las características finales del producto, p.ej., si se varía la razón de estireno a butadieno, el producto presenta características más acentuadas de resina a medida que aumenta la relación, e inversamente, si disminuye la relación se incrementan las propiedades elastómeras del producto. Por otro lado, el jabón actúa como emulsificante, determinando el tamaño de partícula en la reacción y, con esto, la velocidad de reacción, ya que ésta depende del área de contacto de las partículas. Si es excesiva la cantidad de emulsificante se obtiene una partícula pequeña, alterando las características finales, ya que pensando en dos látices que guarden las mismas características de proporción de carga de todos los ingredientes — excepto la del jabón, que la reacción proceda a temperaturas iguales y tengan el mismo grado de conversión, las propiedades finales de los dos productos serán diferentes, debido exclusivamente a las diferentes veloci-

dades de reacción. La cantidad de modificador es una de las variables más críticas en el sentido de cómo afecta a las propiedades elastómeras del producto. Una gran cantidad implica un latex de bajo peso molecular, blando y poco elástico; a su vez, una pequeña cantidad de modificador da lugar a un producto de alto peso molecular, duro y resinoso. No sólo lo anterior sino que basta una pequeña variación del contenido del modificador para obtener productos de características diferentes. El modo en cómo afectan cambios en la temperatura y en el grado de conversión se explican en el capítulo I.

Las principales aplicaciones de los látices SB-N, son impregnación de papel, recubrimientos de cueros, aglomeración de fibras, fabricación de gomas de mascar, recubrimientos de telas, fabricación de adhesivos, impregnación de cuerdas para llantas, fabricación de hule espuma, de cueros artificiales, de respaldos para tapetes de alfombras, de tapetes y alfombras, aglomeración de corcho, obtención de pinturas impermeabilizantes, fabricación de bandas de hule, de artículos de hule como guantes, botas, impermeabilizantes, etc.

C) CAPACIDAD

Considerando la gran variedad de látices, la labor de diseño sería sumamente compleja e interminable, por lo que para llevarla a cabo se tomarán las propiedades de aquel latex que en el volumen de demanda tiene la mayor proporción. La capacidad del equipo se fijará para cubrir el estimado de consumo para 1973.

Base de Cálculos:

- 1,390 Ton/año en base seca producidas.
- 41.0 Porcentaje de contenido de sólidos.
- 3,400 Ton/año en base húmeda producidas.
- 7.3 Toneladas totales cargadas al reactor.
- 1.19 Toneladas de estireno cargadas al reactor.
- 1.6 Toneladas de butadieno cargadas al reactor.
- 70 Porcentaje de conversión.
- 0.357 Toneladas de estireno sin reaccionar por carga al reactor.
- 0.480 Toneladas de butadieno sin reaccionar por carga al reactor.

CAPITULO IV

DISEÑO DEL EQUIPO PARA RECUPERACION CONTINUA

A) DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESABSORCION.

- 1.- Desarrollo Matemático.
- 2.- Balance de Material.
- 3.- Cálculo del Número de Platos.
- 4.- Altura de la Columna.
- 5.- Diámetro de la Columna.
- 6.- Caída de Presión en los Platos.

B) DISEÑO DEL CONDENSADOR.

- 1.- Introducción.
- 2.- Balance Total de Calor.
- 3.- Cálculo del Area de Transmisión de Calor.

C) TRANSFERENCIA DE FLUIDOS.

- 1.- Teoría.
- 2.- Cálculo de la Potencia de la Bomba de Alimentación.

D) EQUIPO COMPLEMENTARIO.

0.837 Toneladas de estireno y butadieno sin reaccionar por carga al reactor.

6.463 Toneladas en base húmeda de latex líquido de monómeros por carga.

0.1 Porcentaje de estireno remanente en el latex desabsorbido.

0.006 Toneladas de estireno sin recuperar por carga.

0.351 Toneladas de estireno recuperado por carga.

18, = $0.351 \times \frac{3,400}{6,463}$ = Ton/año de estireno recuperado.

Por lo tanto, el diseño será para equipo capaz de recuperar 185 -
Ton/año de estireno.

A) DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESABSORCIÓN

El latex cargado a la columna es una emulsión acuosa de partículas de polímero que contienen al monómero disuelto. El vapor de agua se difunde a través de la emulsión arrastrando al estireno de las partículas sólidas del polímero. La transferencia del estireno de las partículas del polímero a las burbujas ascendentes del vapor es un proceso difusional, pero complicado por varios factores característicos de la emulsión. De la superficie de las partículas de polímero al cuerpo principal de la corriente de vapor se puede aplicar la teoría de la película, pero existe incertidumbre en cuál área debe tomarse en las ecuaciones de velocidad. Parece que hay dos posibilidades límites: el área misma de las partículas de polímero y el área de las burbujas del vapor. Como es muy difícil estimar el área del vapor, es necesario usar el área de las partículas del polímero.

Para una altura diferencial, la ecuación de difusión es:

$$dn_s = ka(p_s^+ - p_s)Sdh \quad (1)$$

donde:

n_s = velocidad molar de flujo del estireno en la corriente de vapor a la altura h .

k = coeficiente de velocidad.

a = área efectiva a través de la cual se efectúa la difusión por unidad de volumen de carga.

p_s^+ y p_s = presiones del estireno en el equilibrio y actual, respectivamente.

S = área transversal de la columna.

El problema es integrar la ecuación (1) para obtener la velocidad total de eliminación del estireno a cualquier tiempo. La concentración del estireno en las burbujas se incrementa continuamente a medida que las burbujas ascienden atravesando los platos. La variación de p_s debe tomarse en cuenta en la integración de la ec. (1). En cualquier punto de la columna y por la ley de Dalton.

$$p_s = \frac{n_s P}{n_s + n_w} \quad (2)$$

donde:

P = presión total.

n_w = velocidad molar de flujo del vapor de agua en la corriente del vapor.

Mediante un balance de energía y asumiendo operación adiabática y despreciando los efectos de calor sensible y calor de mezclado:

$$n_w = R_w - n_s \frac{L_s}{L_w} \quad (3)$$

donde:

R_w = velocidad molar de alimentación del vapor a la columna.

L_s y L_w = calores latentes de vaporización del estireno y del agua, respectivamente.

Sustituyendo en la ec. (2) el valor de n_w dado por la ec. (3), queda:

$$p_s = \frac{n_s P}{R_w + n_s (1 - L_s/L_w)} \quad (4)$$

Debido a que el calor latente molar de vaporización del estireno es aproximadamente igual al del agua, el segundo término del denominador de la ec. (4) es despreciable comparado con R_w y puede eliminarse. Aún más, la eliminación de este término se justifica tomando en cuenta que n_s es muy pequeño comparado con R_w . Aunque los calores latentes varían con la temperatura, la razón cambia muy poco dentro del rango cubierto en la columna. Considérese el caso de una temperatura de 55°C, que es la temperatura en el fondo de la columna; $L_w = 10,250$ cal/g mole y $L_s = 10,245$ cal/g mole. De aquí que L_s/L_w tiene un valor que prácticamente es 1, por lo que la ec. (4) puede escribirse:

$$p_s = \frac{n_s P}{R_w} \quad (5)$$

Diferenciando la ec. (5) y despejando a dn_s , se obtiene:

$$dn_s = \frac{R_w}{P} dp_s \quad (6)$$

Sustituyendo este valor de dn_s en la ec. (1), se obtiene una ecuación integrable:

$$\frac{R}{F} \times \frac{dn_s}{(p_s^+ - p_s^-)} = k S S dh \quad (7)$$

Integrando esta ecuación entre los límites p_{s1}^- y p_{s1}^+ y h_1 y h_2 , se llega a:

$$\ln \frac{p_s^+ - p_{s1}^-}{p_s^- - p_{s1}^-} = \frac{F}{R} k S \Delta h \quad (8)$$

Haciendo $S \Delta h = V$, el volumen de latex que pasa por un plato en la unidad de tiempo, es decir, la alimentación a la columna y considerando que el volumen total no cambia apreciablemente durante la operación,

Debido a que no hay un mejor procedimiento, el término del área, a , se asume proporcional al área de las partículas sólidas del polímero en la emulsión de latex y esta área, a su vez, será proporcional a la potencia $2/3$ del volumen de las partículas sólidas. Las partículas sólidas contienen polímero y monómero ocluido. Asumiendo que los volúmenes del polímero y del estireno son aditivos, se obtiene la siguiente ecuación:

$$a = \frac{(V_p + V_s)^{2/3}}{V} k' \quad (9)$$

donde:

k' = constante de proporcionalidad.

V_p y V_s = volúmenes de polímero y estireno en la carga, respectivamente.

Combinando las ecuaciones (5), (8) y (9), se obtiene finalmente:

$$\Delta n_{s1} = \frac{e^y - 1}{e^y} \left(\frac{R}{F} p_{s1}^+ - n_{s1}^- \right) \quad (10)$$

donde:

e = base de los logaritmos neperianos.

$$y = \frac{FP(V_p + V_s)^{2/3}}{R W}$$

$K = kR^2$

P_{si}^+ = presión de estireno en equilibrio con el latex que abandona el plato i , mmHg.

n_{si} = contenido de estireno en lbmol/hr en la corriente de vapor que pasa a través en el plato i .

Δn_{si} = incremento del contenido de estireno de la corriente de vapor al pasar por el plato i , lbmol/hr.

La eq. (10) se usará para calcular el incremento del contenido de estireno en la corriente de vapor de plato a plato. El número de platos teóricos es igual a aquellos en los que la suma de los incrementos parciales sea igual o mayor a los lbmol de estireno que deben eliminarse por hora.

Los datos disponibles para efectuar los cálculos son las presiones del estireno en el equilibrio en función de las lbmol de estireno por pie cúbico de latex libre de estireno a una presión absoluta de 100 mmHg y a una temperatura de 50°C. Y los valores de K en función de R_w y en función de W_s/W_p , donde W_s = libras de estireno en la emulsión y W_p = libras de polímero en la emulsión.

| P_s^+ , mmHg | C_s $\frac{\text{lbmol de estireno}}{\text{pie}^3 \text{ latex libre estir.}}$ | P_s^+ | C_s |
|----------------|--|---------|-------|
| 0 | 0 | 6.05 | 0.017 |
| 1.80 | 0.001 | 6.40 | 0.019 |
| 3.15 | 0.003 | 6.65 | 0.021 |
| 3.80 | 0.005 | 6.85 | 0.023 |
| 4.30 | 0.007 | 7.15 | 0.025 |
| 4.80 | 0.009 | 7.30 | 0.027 |
| 5.20 | 0.011 | 7.55 | 0.029 |
| 5.50 | 0.013 | | |
| 5.85 | 0.015 | | |

| V_g/W_p | K | V_g/W_p | K |
|-----------|---------|-----------|---------|
| 0.001 | 0.00281 | 0.070 | 0.00390 |
| 0.005 | 0.00290 | 0.080 | 0.00406 |
| 0.010 | 0.00301 | 0.090 | 0.00427 |
| 0.020 | 0.00323 | 0.100 | 0.00450 |
| 0.030 | 0.00340 | 0.110 | 0.00473 |
| 0.040 | 0.00354 | 0.120 | 0.00495 |
| 0.050 | 0.00366 | 0.130 | 0.00517 |
| 0.060 | 0.00378 | | |

$$R_w = 30 \text{ lbmol/hr}; \quad t = 50^\circ\text{C}; \quad P = 100 \text{ mmHg.}$$

Para obtener los valores de K a cualquier valor de R_w , se grafican los valores anteriores en una gráfica cuyo abscisa sea R_w y la ordenada K, tomando como parámetros los valores de V_g/W_p y prolongando una recta para cada valor de V_g/W_p hasta el origen a modo que a $R_w = 0$, $K = 0$ para cualquier valor de V_g/W_p .

Los datos anteriores fueron proporcionados por la Compañía Resistol, S.A.

2.- Balances de Material.

a) Descarga del latex.

El latex que sale de la columna contiene 0.1% en peso de estireno sin recuperari

$$3,400 \times \frac{0.001}{0.99} = 3.4 \text{ Ton/año de estireno no recuperado.}$$

Por lo tanto, la descarga consiste de una mezcla que contiene 3396.6 Ton/año de latex libre de estireno y de 3.4 Ton/año de estireno.

Considerando una operación continua con un año de 300 días laborales con 24 horas cada uno, se tiene:

$$3,396.6 \frac{\text{Ton}}{\text{año}} \times \frac{\text{año}}{300 \text{ días}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ hr}} \times \frac{2200 \text{ lb}}{\text{Ton}} = 1,039 \text{ lb/hr de latex libre de estireno.}$$

$$\frac{3.4 \times 2200}{300 \times 24} = 1.04 \text{ lb/hr de estireno no recuperado.}$$

b) Alimentación de Latex.

Se alimentan

3,396 Ton/año ó 1,039 lb/hr de latex libre de monomero, y
 $185 \times 3.4 = 188.4$ Ton/año de estireno sin reaccionar.

$$\frac{188.4 \times 2,200}{100 \times 24} = 57.7 \text{ lb/hr de estireno alimentado junto con el latex.}$$

c) Alimentación del Vapor de Arrastre.

La alimentación del Vapor debe estar en la razon de 9.5 lb vapor/
 lb de estireno removido.

Se eliminan:

$$\frac{185 \times 2,200}{100 \times 24} = 56.66 \text{ lb/hr de estireno.}$$

de donde, se alimentan

$$56.66 \times 9.5 = 539 \text{ lb/hr de vapor de arrastre.}$$

d) Descarga de la Mezcla de Vapores.

539.00 lb/hr de vapor de agua.

$$+ \frac{56.66 \text{ lb/hr de vapor de estireno}}{595.66 \text{ lb/hr de mezcla de vapores.}}$$

1.- Cálculo del Número de Platos.

El cálculo del número de platos teóricos se hace sumando las lb/hr
 de estireno eliminadas en cada plato y tomando aquel número de platos en
 los cuales se eliminan 56.66 lb/hr de estireno.

Si se considera un plato i cualquiera: la corriente de vapor que
 llega a él contiene $n_{si} - 1$ lbmol de estireno y R_w lbmol de vapor de agua,
 poniéndose en contacto con el flujo de latex que inunda dicho plato y con
 tiene $W_{si} + 1$ lb de estireno. El vapor que abandona el plato i , contiene
 n_{si} lbmol de estireno y está en equilibrio con el líquido que desciende
 al plato inferior y contiene W_{si} lb de estireno. En este plato se desab-
 sorbe del latex una cantidad de estireno igual a $n_{si} - n_{si-1} = \Delta n_{si}$
 lbmol/hr. Hasta el plato i se ha eliminado un total de

$$n_{si} = \sum_1^i \Delta n_{si} = n_{si-1} + \Delta n_{si} \text{ lbmol/hr}$$

La fórmula que se emplea es:

$$\Delta n_{si} = \frac{v}{v_p} \left(\frac{R}{P} n_{si} - n_{si-1} \right)$$

$$v = \frac{P}{R} \left(v_p + v_w \right)^{2/3}$$

Datos:

densidad del estireno a 50°C = 54.9 lb/pie³ = constante.

densidad del polimero a 50°C = 53.75 lb/pie³ = constante.

densidad de la emulsión a 50°C = 60.6 lb/pie³ = constante.

El latex alimentado a la columna tiene la siguiente composición:

| Constituyente | % en peso |
|---------------------|-------------|
| polimero | 37.2 |
| jabón | 1.0 |
| sólidos inorgánicos | 0.8 |
| agua | 53.74 |
| estireno | <u>5.26</u> |
| TOTAL | 100.00 |

porcentaje del contenido de sólidos = 41.0

R_w = 30 lbmol/hr = constante.

P = 120 mmHg (aproximadamente la media entre las presiones en la cima y en el fondo de la columna) = constante.

W_p = 0.372 x 1,039 = 390 lb de polimero/hr = constante.

V_p = 390 x (1/53.75) = 7.26 pie³ de las partículas sólidas de polimero = constante.

V_L = 1,039 x (1/60.6) = 17.14 pie³ de latex libre de estireno = constante.

R_w/P = 30/120 = 0.25 lbmol/hr mmHg = constante.

P/R_w = 120/30 = 4.0 mmHg hr/lbmol = constante.

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| I | 1.0400 | 2.4740 | 4.8240 | 6.3240 | 12.884 | 18.324 | 24.664 | 32.004 | 41.264 |
| II | 0.0100 | 0.0238 | 0.0464 | 0.0800 | 0.1239 | 0.1762 | 0.2371 | 0.3076 | 0.3967 |
| III | 0.0006 | 0.0014 | 0.0027 | 0.0047 | 0.0072 | 0.0103 | 0.0138 | 0.0179 | 0.0231 |
| IV | 1.3000 | 2.1000 | 3.0000 | 3.8000 | 4.4000 | 5.0000 | 5.6000 | 6.2100 | 6.8700 |
| V | 0.0190 | 0.0451 | 0.0860 | 0.1518 | 0.2345 | 0.3340 | 0.4500 | 0.5840 | 0.7560 |
| VI | 0.0027 | 0.0063 | 0.0124 | 0.0213 | 0.0330 | 0.0470 | 0.0650 | 0.0821 | 0.1058 |
| VII | 28.400 | 29.200 | 30.800 | 32.600 | 34.400 | 36.300 | 38.300 | 40.900 | 44.300 |
| VIII | 7.2790 | 7.3250 | 7.3480 | 7.4118 | 7.4945 | 7.5940 | 7.7100 | 7.8440 | 8.0120 |
| IX | 3.7560 | 3.7650 | 3.7800 | 3.8020 | 3.8300 | 3.8635 | 3.9030 | 3.9480 | 4.0040 |
| X | 0.0426 | 0.0440 | 0.0466 | 0.0496 | 0.0526 | 0.0561 | 0.0597 | 0.0646 | 0.0749 |
| XI | 1.0435 | 1.0450 | 1.0476 | 1.0508 | 1.0540 | 1.0580 | 1.0615 | 1.0669 | 1.0778 |
| XII | 0.0416 | 0.0430 | 0.0456 | 0.0483 | 0.0511 | 0.0549 | 0.0580 | 0.0627 | 0.0721 |
| XIII | 0.3250 | 0.5260 | 0.7500 | 0.9500 | 1.1000 | 1.2500 | 1.4000 | 1.5520 | 1.7180 |
| XIV | 0.3250 | 0.5162 | 0.7136 | 0.8800 | 0.9861 | 1.0638 | 1.1729 | 1.2544 | 1.3313 |
| XV | 0.0139 | 0.0220 | 0.0325 | 0.0425 | 0.0505 | 0.0596 | 0.0681 | 0.0787 | 0.0960 |
| XVI | 1.4050 | 2.2900 | 3.3800 | 4.4200 | 5.2500 | 6.2000 | 7.0900 | 8.1900 | 9.9900 |
| XVII | 2.4450 | 4.7640 | 8.2040 | 12.744 | 18.134 | 24.524 | 31.754 | 40.194 | 51.254 |
| XVIII | 0.0063 | 0.0122 | 0.0210 | 0.0327 | 0.0466 | 0.0630 | 0.0815 | 0.1030 | 0.1313 |
| XIX | 0.0045 | 0.0092 | 0.0167 | 0.0270 | 0.0398 | 0.0550 | 0.0732 | 0.0925 | 0.1185 |
| XX | 28.800 | 30.000 | 31.800 | 33.500 | 35.400 | 37.300 | 39.500 | 43.200 | 49.200 |
| XXI | 0.0446 | 0.0870 | 0.1434 | 0.2320 | 0.3510 | 0.4470 | 0.5800 | 0.7340 | 0.9350 |
| XXII | 0.0318 | 0.0660 | 0.1187 | 0.1919 | 0.2827 | 0.3900 | 0.5100 | 0.6590 | 0.8430 |
| XXIII | 7.2918 | 7.3260 | 7.3787 | 7.4519 | 7.5427 | 7.6500 | 7.7700 | 7.9190 | 8.1030 |
| XXIV | 3.7603 | 3.7720 | 3.7880 | 3.8150 | 3.8460 | 3.8830 | 3.9230 | 3.9730 | 4.0340 |
| XXV | 0.0433 | 0.0452 | 0.0482 | 0.0511 | 0.0545 | 0.0579 | 0.0620 | 0.0686 | 0.0794 |
| XXVI | 1.0442 | 1.0462 | 1.0494 | 1.0525 | 1.0560 | 1.0595 | 1.0640 | 1.0710 | 1.0828 |
| XXVII | 0.0423 | 0.0441 | 0.0471 | 0.0496 | 0.0530 | 0.0561 | 0.0601 | 0.0651 | 0.0764 |
| XXVIII | 0.0136 | 0.0226 | 0.0336 | 0.0439 | 0.0523 | 0.0609 | 0.0705 | 0.0891 | 0.1018 |
| XXIX | 1.4340 | 2.3500 | 3.5000 | 4.5600 | 5.4400 | 6.3400 | 7.3400 | 9.2600 | 10.590 |
| XXX | 0.0138 | 0.0364 | 0.0700 | 0.1139 | 0.1662 | 0.2271 | 0.2976 | 0.3867 | 0.4855 |
| XXXI | 1.4340 | 3.7840 | 7.2840 | 11.844 | 17.284 | 23.628 | 30.964 | 40.224 | 50.814 |

La aplicación de la tabla anterior, donde se hizo el cálculo del número de platos teóricos necesarios para eliminar 56.66 lb/hr de estireno, es la siguiente:

Los números arábigos de cada columna corresponden a los platos de la columna.

Los números romanos de las hileras tienen el siguiente significado:

Hilera I:

V_{si} : lbs libras de estireno en la corriente de latex que abandona el plato $i = W_{si} + \Delta W_{si}$

Hilera II:

$lbaol_{si}$: libras mol de estireno en la corriente de latex que abandona el plato $i = W_{si}/104 = lbaol_{si} + \Delta lbaol_{si}$

Hilera III:

c_{si} : lbaol/pie³ concentración de estireno en la corriente de latex que abandona el plato $i = lbaol_{si}$ de estireno por pie cúbico de latex libre de estireno = $lbaol_{si}/17.14$

Hilera IV:

P_{si} : mmHg: presión de estireno en equilibrio con la corriente de latex que abandona el plato $i = f(c_{si})$.

Hilera V:

V_{si} : pie³: pie³ cúbicos de estireno en la corriente de latex que abandona el plato $i = W_{si}/54.9$

Hilera VI:

$(W_s/W_p)_i$: razón de libras de estireno a libras de polímero en la corriente de latex que abandona el plato $i = W_{si}/390$

Hilera VII:

$K_1 \times 10^4$: constante de la ec. (10), lbaol/hr pie² mmHg = $f(W_s/W_p, R_v)$.

Hilera VIII:

$(V_p + V_{si})$, pie³: suma de los volúmenes de polímero y estireno en

la corriente de emulsion que abandona el plato i = $(7.26 + V_{s1})$

Hilera IX:

$$(V_p + V_{s1})^{2/3} \cdot \text{pies}^2 = (7.26 + V_{s1})^{2/3}$$

Hilera X:

$$Y_1, \text{ adimensional} = (P/R_w)K(V_p + V_{s1})^{2/3} = 4K(7.26 + V_{s1})^{2/3}$$

Hilera XI:

$$e_1, \text{ adimensional} = e \cdot 4K(7.26 + V_{s1})^{2/3}$$

Hilera XII:

$$\frac{P}{e_1} = 1, \text{ adimensional.}$$

Hilera XIII:

$$(R_w/P)p_{s1}^+ \text{ lbmol/hr} = 0.25p_{s1}^+$$

Hilera XIV:

$$(R_w/P)p_{s1}^+ - n_{s1} = 1, \text{ lbmol/hr.}$$

Hilera XV:

$$\Delta n_{s1}, \text{ lbmol/hr: estireno eliminado en el plato i} = (e^{Y_1} - 1)/e^{Y_1} \left(\frac{R_w}{P} p_{s1}^+ - n_{s1} - 1 \right)$$

Hilera XVI:

$$\Delta C_1, \text{ lb/hr: estireno eliminado en el plato i} = 104 \Delta n_{s1}$$

Debido a que K es una función de R_w y W_s/W_p , no debe tomarse K al valor de $(W_s/W_p)_i$, es decir, no debe tomarse al valor de W_{s1} en la corriente que abandona el plato i, sino que debe tomarse a un valor medio de la razón (W_s/W_p) de la corriente que entra en el plato i y de la corriente que sale del plato i. También el valor de V_s debe ser un valor medio del volumen de estireno en las dos corrientes. Los cálculos correspondientes a las hileras que siguen, toman en cuenta estas consideraciones para corregir a Δn_{s1} .

Hilera XVII:

$$W_{s1} + 1, \text{ lb/hr: contenido de estireno en la corriente que entra al}$$

$$\text{plato } i = W_{si} + \Delta G_i$$

Hilera XVIII:

$$\left(\frac{W_s}{W_p}\right)_{i+1} : \text{razón en la corriente que entra al plato } i.$$

Hilera XIX:

$$\left(\frac{W_s}{W_p}\right)_{sim} : \text{razón media entre las dos corrientes.}$$

Hilera XX:

$$K_{im} \times 10^4 : \text{valor medio de } K = f \left[R_w, \left(\frac{W_s}{W_p}\right)_{sim} \right]$$

Hilera XXI:

$$V_{si+1} : \text{volumen de estireno en la corriente que entra al plato}$$

$$i = W_{si} \times \sqrt{54.9}$$

Hilera XXII:

$$V_{sim} : \text{valor medio del volumen de estireno en las dos corrientes.}$$

Hilera XXIII:

$$V_p + V_{sim} = 7.26 + V_{sim}$$

Hilera XXIV:

$$\left(V_p + V_{sim}\right)^{2/3}$$

Hilera XXV:

$$y_{im} = 4K_{im} \left(7.26 + V_{sim}\right)^{2/3}$$

Hilera XXVI:

$$\frac{y_{im}}{e}$$

Hilera XXVII:

$$\left(\frac{y_{im}}{e} - 1\right) / e^{y_{im}}$$

Hilera XXVIII:

$$\Delta n_{si} = \text{producto de la hilera XXVII por la hilera XIV, lbmol/hr de estireno que se eliminan en el plato } i.$$

Hilera XXIX:

$$\begin{aligned} \Delta G_{si} &= \text{lb/hr de estireno que se eliminan en el plato } i = \\ &= 104 \times \Delta n_{si}. \end{aligned}$$

Hilera XIX:

$$n_{s1} = \text{lbmol/hr de estireno que se han eliminado hasta el plato } i =$$

$$= \sum_1^i \Delta n_{s1}.$$

Hilera XXI:

$$G_{s1} = \text{lb/hr de estireno que se han eliminado hasta el plato } i =$$

$$= \sum_1^i \Delta G_{s1}.$$

De los cálculos hechos se ve que hasta el plato 9 se han eliminado un total de 50.814 lb/hr de estireno y en la forma como va aumentando la cantidad que se elimina en cada plato, se puede predecir que en el plato 10 se eliminarán entre 11 y 12 lb/hr de estireno, de donde, sumando esta cantidad a la ya eliminada, se ve que son necesarios 10 platos teóricos.

4.- Altura de la Columna.

La distancia entre platos recomendada por The Latex International es de 24 pulg. Este espacio entre platos permite a un hombre trabajar en operaciones de limpieza, facilitando así el mantenimiento.

Bajo las condiciones de operación es normal obtener eficiencias de desabsorción del 65%.

Número de platos teóricos = 10.

Número de platos reales $10/0.65 = 15.4$, es decir, 16 platos.

Altura requerida para los platos:

$$h = (N - 1)24 = 15 \times 24 = 360 \text{ pulg} = 30 \text{ piés.}$$

donde:

h = altura requerida para los platos.

N = número de platos.

Claro en la parte superior de la columna = 6 piés (equivalente a tres platos).

Claro en la parte inferior de la columna = 4 piés (equivalente a dos platos).

$$\text{Altura total} = 30 + 6 + 4 = 40 \text{ piés.}$$

15. Densidad del vapor

La densidad del vapor se calcula a partir de la ecuación de estado de los gases ideales:

donde:

ρ_v = densidad del vapor

$$\rho_v = \frac{P_v}{RT} = \frac{1036.7}{(1036.7)(0.594)} = 19.56 \text{ lb/lbmol.}$$

$$\text{Densidad del líquido} = \rho_L$$

$$\rho_L \text{ del acetona} = 49.4 \text{ lb/pié}^3.$$

$$\rho_L \text{ del agua} = 62.7 \text{ lb/pié}^3.$$

$$\rho_L = (1036.7)(62.7) + (0.7)(1036.7)(49.4) = 60.41$$

$$\text{Densidad del vapor} = \rho_v$$

Aplicando la ley de los gases perfectos, un lbmol ocupa 359 pié^3 .

$$V_1 = 359 \text{ pié}^3$$

$$P_1 = 760 \text{ mmHg.}$$

$$T_1 = 273^\circ\text{K.}$$

$$V_2 = ?$$

$$P_2 = 80 \text{ mmHg.}$$

$$T_2 = 321^\circ\text{K}$$

$$V_2 = 359 \times (760/80) \times (321/273) = 4010 \text{ pié}^3/\text{lbmol.}$$

$$\rho_v = 19.56/4010 = 0.0049 \text{ lb/pié}^3.$$

La fórmula que se usa, es la siguiente:

$$W/a = K(\rho_v)^{1/2}(\rho_L - \rho_v)^{1/2}.$$

donde:

W = carga de vapor = 595.66 lb/hr.

a = área transversal de flujo, pié^2 .

K = constante = $360 = f(\text{espacio entre platos, presión de operación y cantidad de espuma})$. Leída en la fig. 16-13, curva 7 (Petroleum Refinery Engineering, H.L. Nelson) para operaciones a vacío, formación excesiva de espuma y un espacio entre platos de 24 pulg.

5.- Diámetro de la Columna.

El diámetro se calcula en base a la velocidad disponible del vapor.

a) En la cima:

Peso molecular del vapor:

$$(30/30.545) \times 18 + (0.545/30.545) \times 104 = 19.66 \text{ lb/lbmol.}$$

$$\text{Densidad del líquido} = \rho_L$$

$$\text{Densidad del estireno a } 48^\circ\text{C} = 55.1 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{Densidad del latex a } 48^\circ\text{C} = 60.7 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_L = (1039/1096.7) \times 60.7 + (57.7/1096.7) \times 55.1 = 60.41$$

$$\text{Densidad del vapor} = \rho_V$$

Aplicando la ley de los gases perfectos, en CMPT una lbmol ocupa 359 pies³.

$$V_1 = 359 \text{ pies}^3$$

$$P_1 = 760 \text{ mmHg.}$$

$$T_1 = 273^\circ\text{K.}$$

$$V_2 = ?$$

$$P_2 = 80 \text{ mmHg.}$$

$$T_2 = 321^\circ\text{K}$$

$$V_2 = 359 \times (760/80) \times (321/273) = 4010 \text{ pies}^3/\text{lbmol.}$$

$$\rho_V = 19.66/4010 = 0.0049 \text{ lb/pie}^3.$$

La fórmula que se usa, es la siguiente:

$$W/a = K (\rho_V)^{1/2} (\rho_L - \rho_V)^{1/2}$$

donde:

W = carga de vapor = 595.66 lb/hr.

a = área transversal de flujo, pies².

K = constante = 360 = f(espacio entre platos, presión de operación y cantidad de espuma). Leída en la fig. 16-13, curva 7 (Petroleum Refinery Engineering. H.L. Nelson) para operaciones a vacío, formación excesiva de espuma y un espacio entre platos de 24 pulg.

$$\frac{W}{a} = 360(0.0049)^{1/2}(60.41 - 0.0049)^{1/2} = 195.2$$

de donde:

$$a = \frac{W}{195.2} = \frac{595.66}{195.2} = 3.05 \text{ piés}^2.$$

Esta área corresponde a una velocidad lineal de

$$\frac{30.545 \times 4010}{3.05 \times 3600} = 11.11 \text{ piés/seg.}$$

Sin embargo, bajo las condiciones de operación y tomando en cuenta el espacio entre platos, la velocidad lineal recomendada es de 5-8 piés/seg. Por otro lado, se aconseja considerar únicamente el 60% del valor de W/a . Tomando el 60% de este valor, queda

$$a = \frac{3.05}{0.60} = 5.09 \text{ piés}^2.$$

lo cual corresponde a una velocidad lineal de

$$\frac{30.545 \times 4010}{5.09 \times 3600} = 6.67 \text{ piés/seg.}$$

valor que queda comprendido entre los valores recomendados para la velocidad lineal.

De acuerdo con lo anterior, el área transversal de la columna, considerando la velocidad disponible del vapor en la cima, se tomará igual a 5.09 piés^2 , que corresponde a un diámetro de:

$$D = (5.09/0.785)^{1/2} = 2.55 \text{ piés.}$$

b) En el Fondo de la Columna.

peso molecular del vapor = 18 (vapor de agua).

densidad del líquido = 60.5 lb/pié^3 (densidad del latex a 55°C).

Densidad del vapor:

$$V_1 = 359 \text{ piés}^3.$$

$$P_1 = 760 \text{ mmHg.}$$

$$T_1 = 273^\circ\text{K.}$$

$$V_2 = ?$$

$$P_2 = 150 \text{ mmHg.}$$

$$T_2 = 328^\circ\text{K.}$$

$$V_2 = 559 \times \frac{750}{150} \times \frac{128}{273} = 2180 \text{ piés}^3/\text{lbmol.}$$

de densidad

$$\rho_v = \frac{18}{2180} = 0.00826 \text{ lb/pié}^3$$

aplicando la fórmula para W/a:

$$W = 539 \text{ lb/hr.}$$

$$\frac{W}{a} = 360(0.00826)^{1/2}(60.5 - 0.00826)^{1/2} = 254.2$$

Tomando el 60%

$$\frac{W}{a} = 254.2 \times 0.60 = 152.6$$

$$a = \frac{539}{152.6} = 3.53 \text{ piés}^2$$

que corresponde a una velocidad lineal de

$$\frac{18 \times 2180}{3.53 \times 3600} = 5.15 \text{ piés/seg.}$$

valor que está de acuerdo con los valores recomendados.

El diámetro en el fondo de la columna, es de

$$D = (3.53/0.785)^{1/2} = 2.12 \text{ piés.}$$

Por lo tanto, el diámetro límite está en la cima, tomándose de 2.5 piés para toda la columna.

6.- Diseño del plato.

Los vertederos son segmentos de la torre, de los llamados rectangulares de flujo cruzado.

La fig. 3 es un dibujo de la columna mostrando la distribución de los platos.

a) Volumen del Vertedero.

Algo de vapor se ocluye en el líquido a medida que éste entra en el vertedero, por lo que debe haber un tiempo suficiente de residencia en el vertedero para permitir que escape dicho vapor. Para la desabsorción del latex, debido a la gran cantidad de espuma, un tiempo de residencia de 15 seg, obtenido de la razón del volumen del vertedero a la velocidad de flujo del líquido descendente, es suficiente para eliminar el vapor -

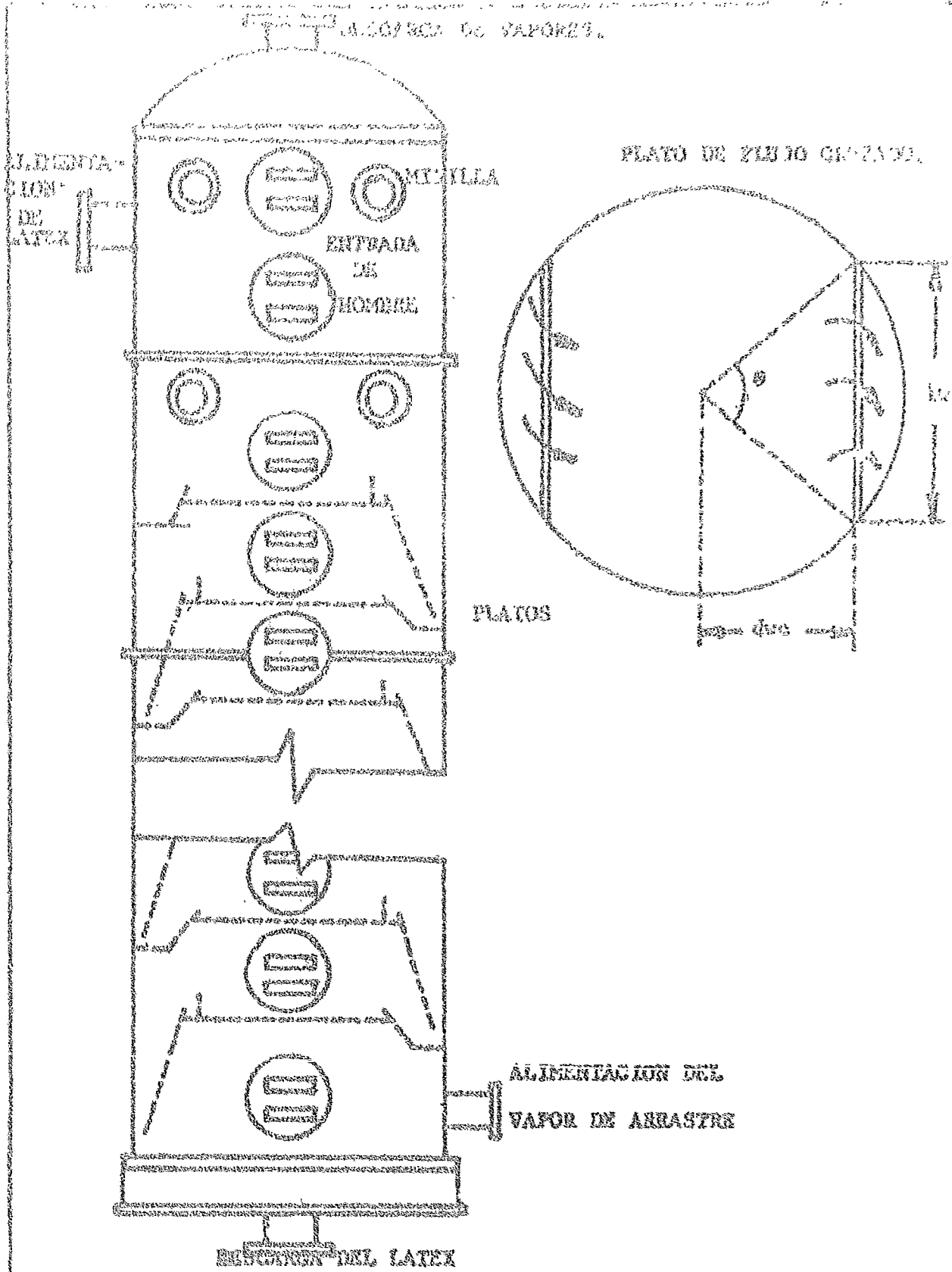


FIG. 3 COLUMNA DE DESABSORCION.
 FACULTAD DE QUIMICA.
 1969 José Luis Casillas Zapata.

ocluído:

$$15 = \frac{\text{volumen del vertedero}}{\text{velocidad de flujo}}$$

$$\text{velocidad de flujo} = \frac{1096.7}{60.41 \times 3600} = 0.00505 \text{ piés}^3/\text{seg.}$$

$$\text{volumen del vertedero} = 15 \times 0.00505 = 0.07575 \text{ piés}^3.$$

b) Área transversal de los Vertederos.

La longitud de la esclusa, l_w , debe tomarse como 0.6 veces el diámetro de la columna, de donde

$$l_w = 0.6D = 0.6 \times 2.5 = 1.5 \text{ piés.}$$

Distancia perpendicular de la esclusa al centro de la torre =

$$= d_{wo} = \left[(D/2)^2 - (l_w/2)^2 \right]^{1/2} = \left[(2.5/2)^2 - (1.5/2)^2 \right]^{1/2} = 1$$

Si θ designa el ángulo en grados subtendido por la esclusa hacia el centro de la columna

$$l_w = D \text{sen} \theta / 2$$

$$\text{sen} \theta / 2 = l_w / D = 0.6$$

$$\theta / 2 = \text{arc sen } 0.6 = 36.85^\circ$$

$$\theta = 73.7^\circ$$

El área transversal del vertedero, es de

$$\frac{D^2 \theta}{1440} - \frac{l_w l_w}{2} = \frac{3.14(2.5)^2 73.7}{1440} - \frac{1.5 \times 1.0}{2} = 0.254 \text{ piés}^2.$$

El área de los dos vertederos, es de

$$0.254 \times 2 = 0.508 \text{ piés}^2$$

Siendo el área transversal total de

$$a = 0.785D^2 = 4.91 \text{ piés}^2$$

queda un área de

$$4.91 - 0.508 = 4.402 \text{ piés}^2$$

para distribuir los agujeros.

c) Tamaño y Número de las Perforaciones.

En la desabsorción del estireno las perforaciones más usuales tienen un diámetro de 3/16 pulg en un arreglo triangular de 5/8 pulg. El uso de agujeros más pequeños es más caro y mejora muy poco la eficiencia

de contacto.

Es práctica razonable asumir un área para los agujeros del 1% del área resultante de restar del área total de la columna el área de los vapores.

$$\text{área de las perforaciones} = 0.15 \times 4.402 = 0.66 \text{ piés}^2$$

$$\text{Número de perforaciones} = 0.66 / 0.000192 = 3440.$$

donde 0.000192 es el área de una perforación en piés cuadrados.

7.- Caída de Presión en los Platos.

La caída de presión perceptible del vapor al pasar por un plato, es de $(150 - 80) / 16 = 4.38$ mmHg/plato.

La caída de presión (h_T), que sufre el vapor al pasar por el plato, consiste de la pérdida de cabezal en los agujeros (h_o) más el cabezal hidrostático sobre los agujeros (h_v)

$$h_T = h_o + h_v$$

Cálculo de h_o

h_o se calcula mediante la ecuación del coeficiente de descarga:

$$h_o = 0.166 \left(\frac{u_o}{c_o} \right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)$$

donde:

h_o = caída de presión en plato seco, pulg de líquido claro.

u_o = velocidad del vapor a través de las perforaciones del plato, basada en columna seca, piés/seg.

c_o = coeficiente de descarga = f(% de área perforada y relación de espesor del plato al diámetro de un agujero).

ρ_v = densidad media del vapor = 0.00658 lb/pié³.

ρ_l = densidad media del líquido = 60.45 lb/pié³.

Para hierro esmaltado No. 11 (material de construcción de los platos), se recomienda una relación de espesor de plato a diámetro del agujero de 0.43, para agujeros con diámetro de 3/16 pulg. Con el dato ante-

... ..

$$u_o = 0.71$$

... ..

En la parte de la columna se tiene un flujo de vapor = 10,510 lbmol/hr x 4000 piés³/lbmol = 42040 piés³/hr.

... ..

... ..

... ..

... ..

$$u_o = \frac{24000}{(0.66 \times 3600)} = 99.5 \text{ piés}^2/\text{hr}$$

$$h_w = 0.18C \left(\frac{19.5}{0.71} \right)^2 = \frac{0.00668}{60.45} = 0.0515 \text{ pulg.} = 0.0043 \text{ piés.}$$

Cálculo de h_v

$$h_v = h_w + h_{ow} + 0.5h_g$$

donde:

h_w = altura de la esclusa de salida = 2 pulg.

h_{ow} = altura del líquido sobre la esclusa de salida, pulg.

h_g = altura del líquido sobre h_{ow} , pulg.

$$h_{ow} = 0.48 \left(\frac{Q}{l_w} \right)^{2/3}$$

donde:

Q = flujo del líquido, gpm.

l_w = longitud de la esclusa de salida = 1.5 x 12 = 18 pulg.

$$Q = 1068.4 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{piés}^3}{60.45 \text{ lb}} \times \frac{7.48 \text{ gal}}{\text{piés}^3 \text{ cúb.}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 2.2 \text{ gpm.}$$

$$h_{ow} = 0.48 \left(\frac{2.2}{18} \right)^{2/3} = 0.1182 \text{ pulg.}$$

$h_g = f(Q/l_w, L_L)$ = longitud de la trayectoria del líquido).

$L_L = 2d_w = 2 \text{ piés.}$

$$\frac{Q}{I_w} = \frac{2.2}{18} = 0.122$$

Con los valores anteriores se obtiene

$$h_g = 0.2 \text{ pulg.}$$

leído en la fig. 11-5 del libro Distillation.

$$h_v = 2.0 + 0.1182 + 0.1 = 2.2182 \text{ pulg} = 0.1847 \text{ pies.}$$

$$h_{TP} = 0.00446 + 0.184 = 0.1891 \text{ pies de líquido.}$$

La caída de presión (ΔP_T), en mmHg, es de

$$\Delta P_T = \frac{h_{TP} \int L}{144} \times \frac{E}{E_c} \times 51.7 = \frac{0.1891 \times 60.45}{144} \times 51.7 = 4.12 \text{ mmHg.}$$

Este valor queda dentro del límite permisible.

8.- Cabeza de Líquido en el Vertedero.

Si la cabeza de líquido en el vertedero es mayor que el espacio entre platos más la altura del vertedero, puede ocurrir un flujo de retorno o inundación del plato superior. En el diseño la altura del líquido en el vertedero debe ser menor del 50% del espacio entre platos.

$$H = h_w + h_{ow} + h_g + h_d + h_T$$

donde:

H = cabeza de líquido en el vertedero, que está compuesta por cinco cabezas individuales.

h_w = altura de la esclusa = 2 pulg.

h_{ow} = altura de la cresta sobre el vertedero = 0.1182 pulg.

h_g = gradiente líquido = 0.2 pulg.

h_d = cabeza de líquido equivalente a la resistencia al flujo en el vertedero y al paso del fluido desde el vertedero hasta el plato.

h_T = cabeza de líquido a través de la cual el gas debe vencer cuando pasa al siguiente plato superior, asumiendo que en platos adyacentes existe la misma caída de presión = 2.2777 pulg.

$$h_d = 0.019 \left(-\frac{q}{h_d} \right)^2$$

donde:

A_d = área transversal efectiva en el vertedero = (longitud de la esclusa) x (altura entre el vertedero y el plato) = 18 x 1.5 = 27 pulg.².

$$h_d = 0.019 \left(-\frac{2.2}{27} \right)^2 = 0.0013 \text{ pulg.}$$

$$H = 2.0 + 0.1182 + 0.2 + 0.0013 + 2.2717 = 4.59 \text{ pulg.}$$

Valor que está muy por debajo del valor límite de 13 pulg, porque hay que dar un buen margen de seguridad para la posible espuma.

9.- Especificaciones Finales.

De acuerdo a los cálculos anteriores, la columna tiene las siguientes características:

a) Corrientes de Flujo.

La alimentación por la cima de la columna es de 1096.7 lb/hr, correspondiendo 1039 lb a latex libre de estireno y 57.7 lb a estireno; por el fondo se alimentan 539 lb/hr de vapor de arrastre. La descarga por la cima es de 595.66 lb/hr, de las cuales 539 lb son del vapor de arrastre y 56.66 lb del estireno recuperado; por el fondo se descargan 1040.04 lb/hr, de una mezcla de 1039 lb de latex libre de estireno y de 1.04 lb de estireno no recuperado.

b) Condiciones de Operación y Propiedades de las Corrientes.

Cima de la Columna:

- flujo de vapor 30.545 lbmol/hr.
- peso molecular del vapor 19.66 lb/lbmol.
- temperatura 48°C.
- presión 80 mmHg abs.
- densidad del líquido 60.41 lb/pié cúb.
- densidad del vapor 0.0049 lb/pié cúb.

Fondo de la Columna:

- flujo de vapor 30 lbmol/hr.
- peso molecular del vapor 18 lb/lbmol.
- temperatura 55°C.

presión 150 mmHg abs.

densidad del líquido 62.5 lb/pié cúb.

densidad del vapor 0.00826 lb/pié cúb.

c) Materiales de Construcción.

La columna es de acero al carbón, y los platos son de hierro recubierto con porcelana, especificación No. 11 Arco.

d) Dimensiones de la Columna.

La columna tiene un diámetro interno de 2.5 piés, correspondiendo a un área transversal de 4.91 piés cuadrados. Utiliza 16 platos, con un espacio entre platos de 24 pulg y una altura total de 40 piés.

e) Características de los Platos.

Se usan vertederos rectangulares de flujo cruzado. Siendo el volumen del vertedero de 0.07575 piés cúb.; el área transversal de 0.251 piés cuad. La longitud de la occlusa es de 1.5 piés. La distancia perpendicular de la occlusa al centro de la columna es de 1 pié. La altura de la occlusa de salida es de 2 pulg.

El diámetro de las perforaciones es de 3/16 pulg en un arreglo triangular de 5/8 pulg. El área neta de las perforaciones es el 15% del área de los platos e igual a 0.66 piés cuad. El plato tiene 3440 perforaciones.

f) Caída de Presión.

La caída de presión por plato es de 4.12 mmHg y el cabezal de líquido en el vertedero es de 4.59 pulg.

B) DISEÑO DEL CONDENSADOR

1.- Introducción.

Aplicando la regla de las fases a la condensación de dos líquidos inmiscibles, tales como el estireno y el agua:

$$F = C - P + 2$$

donde:

F = número de grados de libertad.

C = número de componentes individuales en el sistema = 2 (estireno y agua).

P = número de fases = 3 (dos fases líquidas inmiscibles en el condensado y una fase vapor).

$$F = 2 - 3 + 2 = 1 \text{ grado de libertad.}$$

Con un sólo grado de libertad, seleccionando la presión de operación, el sistema queda completamente fijado. Por lo tanto, la temperatura corresponderá a la presión y la condensación es isotérmica.

La condensación de líquidos inmiscibles es muy común en la destilación por arrastre con vapor. La introducción del vapor permite que parte de la presión total de operación en la columna sea contribuida por el vapor, de modo que la mezcla de estireno y latex no sea calentada a altas temperaturas para llevar a cabo la desabsorción. De este modo y sin recurrir a altos vacíos se puede obtener una mayor separación entre el estireno y el latex, mezcla que hierve a un rango mayor de temperatura que a la que se lleva a cabo la destilación.

El vapor de agua es el único vapor puro que se conoce que condensa en forma de gota. La condensación en forma de gota también ocurre cuando varias sustancias condensan simultáneamente, como es el caso de una mezcla de líquidos inmiscibles.

El espesor de la película es una función de la velocidad de drenaje, la cual varía con la desviación de la superficie desde una posición vertical. Para una superficie vertical el espesor de la película se incrementa desde la cima hacia el fondo. Por esta razón el coeficiente de condensación para un vapor que condensa sobre una superficie vertical decrece desde la cima hasta el fondo y para obtener un coeficiente adecuado la altura de la superficie no debe ser muy grande.

En los cálculos se hicieron las siguientes consideraciones:

- 1.- El vapor cede calor sensible hasta llegar al punto de saturación. Luego, al condensar, cede únicamente calor latente.
- 2.- El descenso de la película de condensado se hace bajo régimen laminar y el calor se transfiere por conducción a través de la película.

- 3.- Las propiedades físicas del condensado se tomaron a la temperatura media de la película, la cual se asumió para tener un espesor constante a lo largo de todo el tubo.
- 4.- La temperatura de la pared en cada zona se consideró constante.
- 5.- El condensador se dividió en tres zonas: a) Primera zona, la mezcla de vapores se enfría, sin condensación, hasta la temperatura de saturación; b) Segunda zona, se efectúa la condensación de la mezcla de vapores en la razón de las presiones parciales de los componentes, y c) Tercera zona, se condensa el resto del vapor de agua sobre una película de estireno de espesor constante.
- 6.- Se asume que la película de condensado está constituida únicamente por el componente orgánico.
- 7.- En la condensación del estireno y del agua, se obtiene condensación en forma de gota, lo cual hace que se aleje de la relación de Nusselt. En la condensación de vapores de líquidos inmiscibles un componente de preferencia moja la pared y condensa en forma de película; el otro condensa en forma de gota sobre la película del primero. Se hace la consideración usual de que en las mezclas con vapor de agua es el componente orgánico el que forma la película continua.
- 8.- La velocidad de transferencia de calor a través del condensado se tomó como igual a la velocidad de calor ganado por el agua de enfriamiento. No se aplican correcciones para el calor transferido a través del aislante térmico.
- 9.- El espesor de la película es uniforme en todo el perímetro del tubo a cualquier altura. No obstante, esto sólo es cierto en tubos cortos, ya que en tubos largos ocurre canaleo o ruptura de la película, incrementándose el coeficiente promedio.
- 10.- Para el cálculo del coeficiente de película en la zona II se usó la ecuación propuesta por A.D. Edward, C.F. Bonilla y M.T. Cicchelli:

$$h_m \left(\frac{\mu_f}{k_f^3 \rho_f^2} \right)^{1/3} = 0.96 \left(\frac{\Delta T}{\mu_f} \right)^{-0.15}$$

La cual, según sus valores: "sólo es una ecuación empírica para la correlación de estireno-agua y, probablemente, no tiene valor teórico; no obstante es una magnífica correlación para la condensación de estireno y agua".

El primer paso para el diseño es suponer un condensador específico de acuerdo a los estándares comerciales y mediante el cálculo ver si se ajusta al área necesaria de transmisión de calor.

Se considerará un condensador de acero al carbón, vertical, con 239 tubos 16BWG de 3/4 pulg de diámetro externo, de 8 pies de longitud, en arreglo triangular de 15/16 pulg, en chaqueta de 17 1/4 pulg de diámetro interno, de un paso en los tubos y en la chaqueta; con membranas (baffles) segmentadas en un 25% y una distancia entre membranas igual a la media aritmética de la distancia máxima (igual al diámetro interno de la chaqueta) y la distancia mínima (igual a 1/5 del diámetro interno de la chaqueta), siendo este valor igual a 10.35 pulg. Se considerará también que el agua de enfriamiento circula en contracorriente y entra a 59°F (15°C) y sale a 86°F (30°C).

El considerar el anterior condensador específico, se hace sobre la base de dos orificios previos de afinación (que no se incluyen) semejantes al que a continuación se desarrolla.

Los vapores que entran al condensador tienen la siguiente composición:

| <u>componente</u> | <u>lb/hr</u> | <u>lbmol/hr</u> |
|-------------------|--------------|-----------------|
| agua | 539.00 | 30.000 |
| estireno | <u>56.66</u> | <u>0.545</u> |
| TOTAL | 595.66 | 30.545 |

y lo hacen a una presión de 80 mmHg abs. y a una temperatura de 113.4°F (43°C).

Siendo inmiscibles el estireno y el agua, sus vapores condensan en razón de sus presiones de vapor a 113.4°F. A esta temperatura, las presiones del vapor de agua y del estireno son de 87.2 y 23 mmHg, respectivamente; la suma es igual a 110.2 mmHg, que es mayor que 80 mm, se trata, entonces, de un vapor sobrecalentado; por lo tanto, debe enfriarse prime-

re basta una temperatura en la cual se cumpla que la suma de las presiones de vapor sea igual a 50 mmHg. Dicha temperatura se encuentra por tanteo y es de 103.5°F (42.5°C), donde las presiones de los vapores de agua y estireno son de 63 y 17 mmHg, respectivamente.

De donde, la zona I del condensador es aquella donde se enfrían los vapores desde 118.4 hasta 103.5°F.

Después del enfriamiento procede la condensación de la mezcla en razón de sus presiones de vapor a 103.5°F.

Se condensan

$$\frac{17}{63} = 0.27 \text{ lbmol estireno/lbmol agua.}$$

De donde, el vapor de agua condensado, es de

$$\frac{0.545}{0.27} = 2.02 \text{ lbmol/hr} = 36.4 \text{ lb/hr.}$$

Por lo tanto, en la zona II se condensan 56.66 lb/hr de estireno y 36.4 lb/hr de agua.

Por último, ocurre la condensación del resto del vapor de agua (502.6 lb/hr) en la zona III.

2.- Balance Total de Calor.

$$Q_T = q_1 + q_2 + q_3$$

donde:

Q_T = calor total transferido, Btu/hr.

q_1 = " transferido en la zona I, Btu/hr.

q_2 = " " " " " II, "

q_3 = " " " " " III, "

$$q_1 = W \overline{C_p} (t_2 - t_1)$$

donde:

W = libras totales de mezcla = 595.66 lb/hr.

$\overline{C_p}$ = calor específico de la mezcla a la temperatura media (113.45°F), Btu/lb°F.

Cálculo del $\overline{C_p}$.

Hougen y Watson estipulan que la variación del C_p a bajas presiones es despreciable y puede tomarse con bastante exactitud el C_p calculado a 1 atm.

Los C_p para el estireno y para el vapor de agua, a 1 atm y 113.45°F, son de 0.45 y 0.2717 Btu/lb°F, respectivamente.

$$\overline{C_p} = \frac{56.66}{595.66} \times 0.45 + \frac{539}{595.66} \times 0.2717 = 0.307$$

$$q_1 = 595.66 \times 0.307(118.4 - 108.5)$$

$$q_1 = 1710 \text{ Btu/hr}$$

$$q_2 = W_B \lambda_B + W_W \lambda_W$$

donde:

W_B = estireno condensado = 56.66 lb/hr.

λ_B = calor latente de vaporización del estireno a 108.5°F = 213 Btu/lb.

W_W = vapor de agua condensado en la zona II = 36.4 lb/hr.

λ_W = calor latente de vaporización del agua a 108.5°F = 1032 Btu/lb.

λ_B se calculó mediante la fórmula:

$$\frac{\lambda_2}{\lambda_1} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38}$$

donde:

λ_1 = calor latente de vaporización a la temperatura normal de ebullición = 184.6 Btu/lb.

$$T_{r1} = \frac{T_b}{T_c} \quad T_{r2} = \frac{T}{T_c}$$

T_b = temperatura normal de ebullición = 418°K.

T_c = temperatura crítica = 642°K.

T = temperatura de cálculo = 315.5°K.

$$q_2 = 56.66 \times 213 + 36.4 \times 1032$$

$$q_2 = 49\ 630 \text{ Btu/hr.}$$

$$q_3 = W_w \lambda_w$$

W_w = vapor de agua condensado en la zona III = 502.6 lb/hr.

$$q_3 = 502.6 \times 1032$$

$$q_3 = 519\ 000 \text{ Btu/hr.}$$

Por lo tanto el calor total transferido, es de

$$Q_T = 570\ 390 \text{ Btu/hr.}$$

Calculo de la Cantidad de Agua de Enfriamiento.

$$Q_T = W_a C_p (T_2 - T_1)$$

donde:

W_a = agua de enfriamiento que circula por la chaqueta del condensador =
= ?

C_p = calor especifico del agua = 1.0 Btu/lb°F.

T_2 = temperatura de salida del agua, 86°F.

T_1 = temperatura de entrada del agua, 59°F.

$$W_a = \frac{570\ 390}{27} = 21\ 100 \text{ lb/hr}$$

3.- Cálculo del Area de Transmisión.

Es necesario calcular la temperatura a la que el agua de enfriamiento entra en esta zona (Zona I).

$$q_1 = W_a C_p (T_2 - T_1)$$

T_1 = temperatura del agua al entrar a la Zona I.

$$T_1 = T_2 - \frac{q_1}{W_a C_p}$$

$$T_1 = 86 - \frac{1.710}{21 \cdot 100} = 85.92^\circ\text{F}$$

siendo muy pequeña la diferencia, se asumirá que el agua entra y sale a la misma temperatura.

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta t_{ml}$$

U_1 = coeficiente total de transmisión de calor, Btu/hr.pie².°F.

A_1 = área de transferencia, pies cuadrados.

Δt_{ml} = diferencia media logarítmica de temperaturas, °F.

$$\frac{1}{U_1} = \frac{1}{h_{10}} + \frac{1}{h_o} + R_{di} + R_{do}$$

Para todo el condensador, se tomarán valores de $R_{di} = 0.009$ y de $R_{do} = 0.003$. R_{di} tiene un valor alto para tomar en cuenta la posible polimerización del estireno sobre las paredes del tubo.

Cálculo de h_o (lado de la chaqueta).

$$h_o = j_H \frac{K}{De} \left(\frac{C_p \mu}{K} \right)^{1/3} \Phi_B \quad \Phi_B = \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0.14}$$

j_H = $f(Re)$.

K = conductividad térmica del agua, Btu/hr.pie.°F.

De = diámetro equivalente, pies.

C_p = calor específico del agua, Btu/lb.°F.

μ = viscosidad del agua, lb/hr.pie.

μ_p = viscosidad del agua a la temperatura de la pared.

Todos los datos de gráficas y dimensiones de equipo se tomaron del libro Process Heat Transfer de D.Q. Kern.

Kern recomienda que si ninguno de los fluidos es muy viscoso en la terminal fría, digamos, no mayor de 1.0 cp y si el rango de temperaturas no excede 50 a 100°F y si la diferencia de temperaturas es menor de 50°F, las medias aritméticas de T_1 y T_2 y t_1 y t_2 pueden usarse en lugar de las temperaturas calóricas, T_o y t_o , para evaluar las propiedades físicas. - Por lo tanto, las propiedades del agua se tomarán a la temperatura media

de entrada y salida (86°F).

Propiedades del agua a 86°F.

$$K = 0.356, G_p = 1.0 \text{ y } \mu = 2.06.$$

$$Re_s = \frac{D_o G_s}{\mu}$$

donde:

Re_s = número de Reynolds del lado de la chaqueta.

D_o = $(4 \times \text{área de flujo axial}) / (12 \times \text{perímetro mojado})$. Para tubos de 3/4 pulg en arreglo triangular de 15/16 pulg, $D_o = 0.046$ pies.

G_s = masa velocidad = W/a_s , lb/hr.pie² cuadr.

W = flujo de agua = 21 100 lb/hr.

a_s = área de flujo a través del haz de tubos =

$$= D.I. \times G' \times \frac{B}{144P_{tr}}, \text{ pies cuadr.}$$

D.I. = diámetro interno de la chaqueta = 17.25 pulg.

B = distancia entre numpares = 10.35 pulg.

P_{tr} = arreglo triangular = 15/16 pulg.

G' = claro entre dos tubos adyacentes, pulg. Se puede calcular mediante su definición: "la distancia más corta entre dos tubos adyacentes" y la de arreglo triangular: "la distancia más corta de centro a centro entre dos tubos adyacentes". De donde, $G' = 15/16 - 3/4 = 3/16$ pulg.

$$a_s = 17.25(3/16) \times \frac{10.35}{144(15/16)} = 0.248 \text{ pies cuadr.}$$

$$G_s = \frac{21100}{0.248} = 85100 \text{ lb/hr.pie}^2 \text{ cuadr.}$$

$$Re_s = \frac{0.046 \times 85100}{2.06} = 1900 \text{ flujo laminar.}$$

$$j_H = 23$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 23 \times \frac{0.356}{0.046} \times \left(\frac{1.0 \times 2.06}{0.356} \right)^{1/3} = 320$$

Cálculo de h_{10} (lado de los tubos).

En esta zona no hay condensación, por lo que no es necesario calcular t_f (temperatura de la película líquida de condensado) y las propiedades de los vapores se tomarán a la temperatura media aritmética, 113.4°F .

$$Re = \frac{Dv}{\mu_m}$$

D = diámetro interno de los tubos = 0.0518 pies.

v = masa velocidad = W/a_t , lb/hr. pie² cuadr.

W = flujo de vapor = 595.66 lb/hr.

a_t = área de flujo a través de los tubos =
= $0.302 \times 239 \times (1/144) = 0.502$ pie² cuadr.

v = $595.66/0.502 = 1189$ lb/hr. pie² cuadr.

μ_m = viscosidad de la mezcla a 113.4°F .

$$\mu_a = 0.01082 \quad \mu_w = 0.0252$$

$\mu_m = 0.01082 \times 0.095 + 0.0252 \times 0.905 = 0.0238$ lb/hr. pie² cuadr.

$$Re = \frac{0.0518 \times 1189}{0.0238} = 2585 \text{ región de transición.}$$

En esta zona y en la laminar es necesario conocer la relación L/D . De los cálculos hechos anteriormente, se sabe que el área necesaria en la zona I es aproximadamente 40 pie² cuadr., por lo que teniendo 239 tubos y un área por pie lineal de 0.1963, la longitud L es de $40/239 \times 0.1963 = 0.853$ pies. De donde, $L/D = 0.853/0.0518 = 16.4$:

$$j_H = 10.2$$

$$\frac{h_1}{\Phi_t} = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \mu_m}{k} \right)^{1/3} \quad \Phi_t = \left(\frac{\mu_m}{\mu_p} \right)^{0.14}$$

$C_p = 0.307$, $k_a = 0.0073$, $k_w = 0.012$

k = conductividad térmica de la mezcla a 113.4°F .

$$= 0.0073 \times 0.095 + 0.012 \times 0.905 = 0.0116 \text{ Btu/hr pie } ^\circ\text{F.}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 10.2 \frac{0.0116}{0.0518} \left(\frac{0.307 + 0.0238}{0.016} \right)^{1/3} = 1.96$$

Para gases no se hace la corrección por ϕ_t , por lo que

$$h_i = 1.96$$

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

DE = diámetro externo de los tubos = 0.75 pulg.

$$h_{io} = 1.96 \frac{0.62}{0.75} = 1.62$$

En esta zona, la fuerza controlante está del lado de los tubos.

La temperatura de pared se calcula mediante la siguiente ecuación, que corresponde al proceso del fluido caliente por el lado de los tubos:

$$t_p = t_a + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_v - t_a)$$

t_a = temperatura media del agua = 86°F.

T_v = temperatura media del vapor = 113.4°F.

$$t_p = 86 + \frac{1.62}{1.62 + 320} (113.4 - 86) = 86.138^\circ\text{F.}$$

que es prácticamente igual a t_a , por lo que no se hace corrección a h_o por ϕ_s .

$$\frac{1}{U_1} = \frac{1}{320} + \frac{1}{1.62} + 0.009 + 0.003 = 0.632$$

$$U_1 = 1.58$$

$$\Delta t_{ml} = \frac{(118.4 - 86) - (108.5 - 86)}{2.3 \log \frac{118.4 - 86}{108.5 - 86}} = 27.1^\circ\text{F}$$

$$A_1 = \frac{1710}{1.58 \times 27.1}$$

$$A_1 = 40 \text{ piés cuad.}$$

b) Zona II

$$Q_2 = \dot{V}_a C_p (T_I - T_{II}).$$

$$T_I = 85.92^\circ\text{F}$$

T_{II} = temperatura del agua al entrar a la zona II.

$$T_{II} = 85.92 - \frac{49680}{21100} = 33.57^\circ\text{F}$$

$$q_{II} = U_2 A_2 \Delta t_{m2}$$

Cálculo de h_o .

Las propiedades del agua se tomarán a la temperatura media - - - (84.74°F).

$$\mu_a = 2.07$$

$$Re_B = \frac{0.046785100}{2.07} = 1890$$

$$j_H = 23$$

La variación de la temperatura media en la zona II con respecto a la zona I es de sólo 1.26°F, por lo que la variación en las propiedades del agua puede despreciarse y siendo iguales los valores de j_H en las dos zonas, se puede tomar el mismo valor de $h_o/\Phi_B = 320$.

Cálculo de h_{io} .

La ecuación que se usará para el cálculo de h_i , es la siguiente:

$$h_i \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_{fg}^2} \right)^{1/3} = 0.96 \left(\frac{\Gamma}{\mu_f} \right)^{-0.15}$$

donde:

Γ = razón de condensación de la mezcla por perímetro unitario, lb/pié.

Y las otras literales tienen el significado usual, en unidades consistentes. El subíndice f representa la temperatura de la película. Las propiedades se toman únicamente para el estireno.

t_f como primera aproximación se considerará como la media aritmética de la temperatura de pared (t_p) y la temperatura isotérmica de condensación (t_c).

$$31 \quad t_p = (108.5 + 84.74)/2 = 96.62^\circ\text{F} \quad \text{y} \quad t_c = 108.5^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{96.62 + 108.5}{2} = 102.56^\circ\text{F}$$

$$\Gamma = \frac{W}{3.14 D_o N}$$

donde:

W = razón de condensación para todos los tubos = 93.04 lb/hr.

D_o = diámetro externo del tubo = 0.75 pulg.

N = número de tubos = 239.

$$\Gamma = \frac{93.04 \times 12}{0.75 \times 239 \times 3.1416} = 1.98 \text{ lb/perímetro unitario.}$$

$$\mu_f = 1.43, \quad k_f = 0.0874, \quad \rho_f = 56$$

$$\left(\frac{\Gamma}{\mu_f} \right)^{-0.15} = \left(\frac{1.98}{1.43} \right)^{-0.15} = 0.954$$

$$g = 4.18 \times 10^8 \text{ pies/hr}^2.$$

$$\left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3} \left[\frac{(1.43)^2}{(0.0874)^3 \times (56)^2 \times 4.18 \times 10^8} \right]^{1/3} = 1.33 \times 10^{-3}$$

$$h_i = \frac{0.96 \times 0.954}{1.33 \times 10^{-3}} = 6.87$$

$$h_{io} = 6.87 \times \frac{0.62}{0.75} = 5.68 \frac{\text{Btu}}{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Cálculo de t_p .

$$t_p = 84.74 + \frac{568}{568 + 320} (108.5 - 84.74) = 99.94^\circ\text{F}.$$

Corrección de h_o .

$$\mu_p = 1.79 \text{ lb/hr pie}.$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \phi_s$$

$$T_p = (108.5 - 59) \times 0.1$$

$$T_p = 49.65 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Calculo de t_f

$$t_f = \frac{99.99 + 108.5}{2} = 104.22^\circ\text{F}$$

Se diferencia entre la t_p propuesta y la t_f calculada en la zona II de 54.57°F . Por lo tanto, es preciso despreciar la variación de los t_{f2} valores y el estudio se realiza a temperatura de 104.22°F .

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{115} + \frac{1}{300} + 0.009 + 0.003 = 0.01677$$

$$U_p = 59.7$$

En esta zona la fuerza controlante es el factor de contaminación del lado de los tubos.

$$\Delta t_{m2} = \frac{(108.5 - 85.92) - (108.5 - 83.57)}{2.3 \log \frac{108.5 - 85.92}{108.5 - 83.57}} = 13.5^\circ\text{F}$$

$$A_2 = \frac{49680}{59.7 \times 23.8} = 35 \text{ piés cuadrados.}$$

c) Zona III.

$$q_3 = W_s C_p (T_{II} - T_I)$$

$$T_{II} = 83.57^\circ\text{F}$$

$$T_I = 59^\circ\text{F}$$

Cálculo de h_g .

Las propiedades del agua se tomarán a la temperatura media (71.28°F).

$$\mu = 2.42, \quad k = 0.349, \quad C_p = 1.0$$

$$Re_g = \frac{0.046 \times 85100}{2.42} = 1615$$

$$j_g = 21$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección en la zona I es de $h = 100 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$, y el coeficiente de transferencia de calor por radiación es de $h_r = 10 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$. El coeficiente de transferencia de calor por convección en la zona II es de $h = 100 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$, y el coeficiente de transferencia de calor por radiación es de $h_r = 10 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$. El coeficiente de transferencia de calor por convección en la zona III es de $h = 100 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$, y el coeficiente de transferencia de calor por radiación es de $h_r = 10 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$.

El coeficiente de transferencia de calor por convección en la zona IV es de $h = 100 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$, y el coeficiente de transferencia de calor por radiación es de $h_r = 10 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$. El coeficiente de transferencia de calor por convección en la zona V es de $h = 100 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$, y el coeficiente de transferencia de calor por radiación es de $h_r = 10 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$.

$$\frac{1.0 \times 10^6}{(1.0)^2 \times 3.1416} = 2.0000 \times 10^6 \text{ pies}^2/\text{pie}^2$$

Se requiere encontrar la longitud del tubo donde se produce la evaporación del agua. Para las condiciones dadas, el número de Nusselt es de 75 para un tubo de 1/4" de diámetro, como el número de Nusselt es de 75 para un tubo de 1/4" de diámetro, el número de Nusselt es de 75 para un tubo de 1/4" de diámetro. El número de Nusselt es de 75 para un tubo de 1/4" de diámetro. El número de Nusselt es de 75 para un tubo de 1/4" de diámetro.

$$\frac{75}{239 \times 0.1963} = 1.6 \text{ pies.}$$

La longitud para la zona III es de $L = 1.6 + 0.4 \text{ pies}$, la longitud total del tubo

$$6.4 \times 0.302 \times (1/144) = 0.0134 \text{ pies}^3/\text{tubo.}$$

volumen del tubo sin estireno

$$0.0134 - 0.00424 = 0.00916 \text{ pies}^3 \text{ cúb.}$$

$$\text{diámetro} = \left(\frac{4.0 \times 0.00916}{6.4 \times 3.1416} \right)^{1/2} = 0.0427 \text{ pies} = 0.512 \text{ pulg.}$$

El diámetro interno del tubo es de 0.52 pulg.; de donde, el espesor de la película de estireno, es de

$$\frac{0.620 - 0.512}{2} = 0.054 \text{ pulg.}$$

Es necesario conocer este espesor de película para calcular su temperatura y usarla para el cálculo de t_p .

$$h_o = 29 \frac{0.349}{0.046} \left(\frac{1.0 \times 2.42}{0.349} \right)^{1/3} \phi_s = 302 \phi_s$$

Cálculo de h_{io}

En esta zona se considerará que el estireno condensado en la zona II desciende por los tubos formando una película de espesor uniforme, determinado por el número de tubos, diámetro y longitud de los mismos y por la cantidad de estireno condensado. Sobre esta película condensa el vapor de agua remanente.

número de tubos = 239.

estireno condensado = 56.66 lb/hr.

Volumen de estireno en cada tubo:

$$\frac{56.66}{239 \times 56} = 0.00424 \text{ piés cúb./tubo.}$$

Es necesario conocer la longitud del tubo donde se efectúa la condensación del resto del vapor de agua. Para las zonas I y II se necesita un área de 75 piés cuad.; como el número de tubos es de 239 y la superficie externa por 1 pié lineal de tubo es de 0.1963 piés cuad., entonces la longitud para estas zonas es de

$$\frac{75}{239 \times 0.1963} = 1.6 \text{ piés.}$$

La longitud para la zona III es de $8 - 1.6 = 6.4$ piés.

volumen total del tubo:

$$6.4 \times 0.302 \times (1/144) = 0.0134 \text{ piés cúb./tubo.}$$

volumen del tubo sin estireno:

$$0.0134 - 0.00424 = 0.00916 \text{ piés cúb.}$$

$$\text{diámetro} = \left(\frac{4.0 \times 0.00916}{6.4 \times 3.1416} \right)^{1/2} = 0.0427 \text{ piés} = 0.512 \text{ pulg.}$$

El diámetro interno del tubo es de 0.62 pulg; de donde, el espesor de la película de estireno, es de

$$\frac{0.620 - 0.512}{2} = 0.054 \text{ pulg.}$$

Es necesario conocer este espesor de película para calcular su temperatura y usarla para el cálculo de t_f .

Se considerará, inicialmente, a t_p igual a 97°F ; se escogió este valor, mayor que t_p en la zona II, porque es menor la temperatura media del agua y porque, además, existe la película de estireno.

Cálculo de t_1 (temperatura de la superficie de la película).

El valor que se transmite por conducción a través de la película, es

$$q = \frac{2\pi \cdot 3.1416 \cdot k_a (t_1 - t_p)}{2.3 \log \frac{D_o}{D_i}}$$

donde:

$$q = \text{calor transferido, Btu/pie lineal} = \frac{51900}{6.4 \times 239} = 339$$

$$k_a = \text{conductividad térmica a } 102.5^\circ\text{F} = 0.0874 \text{ Btu/hr pie } ^\circ\text{F}$$

$$D_o = \text{diámetro interno del tubo} = 0.620 \text{ pulg.}$$

$$D_i = \text{diámetro del tubo sin estireno} = 0.512 \text{ pulg.}$$

$$t_1 = \frac{2.3 q}{2\pi \cdot 3.1416 \cdot k_a} \log \frac{D_o}{D_i} + t_p$$

$$t_1 = 102^\circ\text{F}$$

t_p se considerará igual a la media aritmética entre t_1 y T_v (105.25°F).

Para condensación de vapores puros sobre planos verticales, la teoría de Nusselt indica usar la ecuación:

$$h_i \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f g} \right)^{1/3} = 1.47 \left(\frac{A \Gamma}{\mu_c} \right)^{-1/3}$$

$$\mu_f = 1.694, \quad k_f = 0.365, \quad \rho_f = 62.5$$

$$\Gamma = \frac{W}{3.1416 D_o N}$$

$$\Gamma = \frac{502.6 \times 12}{0.75 \times 239 \times 3.1416} = 11.2 \text{ lb/perímetro}$$

Se considerará, inicialmente, a t_p igual a 97°F ; se escogió este valor por ser que t_p en la zona II, porque es menor la temperatura media del agua T porque, además, existe la película de estireno.

Cálculo de t_1 (temperatura de la superficie de la película).

El valor que se transmite por conducción a través de la película, es

$$q = \frac{2\pi \cdot 3.1416 \cdot k_s (t_1 - t_0)}{D \cdot 2.3 \log \frac{D_0}{D_1}}$$

donde:

$$q = \text{calor transferido, Btu/pie lineal} = \frac{51900}{6.4 \times 239} = 319$$

$$k_s = \text{conductividad térmica a } 102.5^\circ\text{F} = 0.0874 \text{ Btu/hr pie } ^\circ\text{F}$$

$$D_0 = \text{diámetro interno del tubo} = 0.620 \text{ pulg.}$$

$$D_1 = \text{diámetro del tubo sin estireno} = 0.512 \text{ pulg.}$$

$$t_1 = \frac{2.3 q}{2\pi \cdot 3.1416 \cdot k_s} \log \frac{D_0}{D_1} + t_p$$

$$t_1 = 102^\circ\text{F}$$

t_p se considerará igual a la media aritmética entre t_1 y T_v (105.25°F).

Para condensación de vapores puros sobre planos verticales, la teoría de Nusselt indica usar la ecuación:

$$h_1 \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3} = 1.47 \left(\frac{A \Gamma}{\mu_f} \right)^{-1/3}$$

$$\mu_f = 1.694; \quad k_f = 0.365; \quad \rho_f = 62.5$$

$$\Gamma = \frac{W}{3.1416 D_0 N}$$

$$\Gamma = \frac{502.6 \pm 12}{0.75 \times 239 \pm 3.1416} = 11.2 \text{ lb/perímetro}$$

$$\left(\frac{AD}{\mu_r}\right)^{-1/3} = \left(\frac{4 \times 11.2}{1.694}\right)^{-1/3} = 0.335$$

$$\left(\frac{A_r^2}{R_r^2 \rho_r e}\right)^{1/3} = \left[\frac{(1.694)^2}{(0.365)^2 (62.5)^2 \cdot 4.18 \times 10^6}\right]^{1/3} = 3.32 \times 10^{-4}$$

$$h_i = \frac{1.47 \times 0.335 \times 10^4}{3.32} = 1480$$

$$h_{10} = \frac{0.512}{0.75} \times 1480 = 1010$$

Aquí se considera el diámetro del tubo disminuido en el espesor de la película de estireno.

Cálculo de t_p .

$$t_p = 71.28 + \frac{1010}{1010 + 302} (105.5 - 71.28) = 97.58^\circ\text{F.}$$

Corrección de h_o .

$$\mu_a = 1.765 (97.6^\circ\text{F}).$$

$$h_o = 302 \left(\frac{2.42}{1.765}\right)^{0.14} = 316$$

A h_{10} no se le hace corrección, ya que la t_p propuesta es muy próxima a la t_p calculada.

$$\frac{1}{U_3} = \frac{1}{h_{10}} + \frac{1}{h_o} + R_{di} + R_{do} + \frac{l_m 2.3D_o}{2k_g} \log \frac{D_o}{D_i}$$

donde el último término del segundo miembro es la resistencia debida a la película de estireno y donde:

l_m = espesor medio de la película de estireno = $0.054/12 = 0.0045$ pies.

D_i' = diámetro del tubo descontado el espesor de la película = 0.0427 pies.

$$\frac{1}{U_3} = \frac{1}{1010} + \frac{1}{302} + 0.009 + 0.003 + \frac{0.0045 \times 2.3 \times 0.0625}{2 \times 0.0874} \log \frac{0.75}{0.512}$$

$$\frac{1}{U_3} = 0.01691$$

$$U_3 = 58$$

$$\Delta T = \frac{(108.5 - 83.57) - (108.5 - 59)}{2.3 \log \frac{108.5 - 83.57}{108.5 - 59}} = 35.9^\circ\text{F}$$

$$A_3 = \frac{519,000}{58 \times 35.9}$$

$$A_3 = 249 \text{ piés cuad.}$$

Sumando los valores de las áreas parciales, se obtiene el área total necesaria de transmisión de calor.

$$A_T = A_1 + A_2 + A_3$$

$$A_T = 40 + 35 + 249$$

$$A_T = 324 \text{ piés cuad.}$$

El número necesario de tubos, es de

$$\frac{324}{8 \times 0.1963} = 206 \text{ tubos.}$$

De los condensadores comerciales de un paso en tubos y chaqueta, - con tubos de $\frac{3}{4}$ pulg en arreglo triangular de $\frac{5}{16}$ pulg que se aproximan a los requerimientos del condensador calculado, están los dos siguientes:

| | |
|--------------------------------------|------------------------|
| 10.- Diámetro externo de la chaqueta | 15 $\frac{1}{4}$ pulg. |
| Número de tubos | 170 |
| 20.- Diámetro externo de la chaqueta | 17 $\frac{1}{4}$ pulg. |
| Número de tubos | 239 |

Teniendo el primero sólo 170 tubos el área es menor que la requerida, según el cálculo. Por lo tanto, el segundo de ellos será el que se seleccione para la operación.

C) TRANSFERENCIA DE FLUIDOS

Definición de Fluido.- Un fluido es una sustancia que se deforma continuamente cuando se somete a una fuerza de corte F/A .

$$F = \mu A \frac{U}{t}$$

donde:

F = fuerza aplicada a dos láminas paralelas de fluido, necesaria para que haya un deslizamiento de una con respecto a la otra, (F).

A = área de las láminas paralelas de fluido, (L^2).

U = velocidad de deslizamiento, (LT^{-1}).

t = distancia entre las láminas, (L).

μ = constante de proporcionalidad, ($MT^{-1}L^{-1}$).

$$(1) \quad \frac{F}{A} = \mu \frac{U}{t} \quad \frac{U}{t} = \text{velocidad de corte.}$$

Existe una proporcionalidad entre la fuerza de corte y la velocidad de corte. Este factor de proporcionalidad se llama viscosidad del fluido y la ecuación (1) es la ley de Newton de la viscosidad.

Los fluidos pueden clasificarse en newtonianos y no-newtonianos. En los primeros existe una relación lineal entre la fuerza de corte aplicada y la velocidad de deformación resultante (μ constante). En los segundos no existe tal relación lineal, es decir, a cada relación de la fuerza de corte y la velocidad de deformación existe un valor definido de la viscosidad. El latex se clasifica como fluido no-newtoniano.

Siempre que se transfiera latex por una tubería es recomendable hacerlo bajo un régimen laminar, esto se debe a que en flujos turbulentos se corre el riesgo de perderse la estabilidad mecánica de la emulsión, rompiéndose ésta y separándose las dos fases. Cuando se hacen pruebas de bombeo a altas velocidades, a recirculación continua y a altos números de Reynolds rápidamente disminuye la estabilidad mecánica y crecen capas de

hule sólido sobre las paredes del tubo, teniendo como consecuencia un gran incremento en el factor de fricción, este incremento tiene el más serio efecto en un atascamiento completo de la bomba por el hule depositado sobre el impulsor. Además, existe un diámetro mínimo de la tubería, para poder absorber el ensuciamiento progresivo de las paredes que van disminuyendo de diámetro efectivo debido a las capas progresivas de hule depositadas, haciendo un efecto apreciable de rugosidad durante el flujo; ya que aun en flujo laminar existe ruptura de la emulsión; lo anterior tiene como consecuencia limpiezas periódicas de la tubería, siendo la más eficiente y rápida la de desmontarla y quemarla. El diámetro recomendado es de 4 pulg. Entre mayor sea el diámetro el efecto de pared se hace despreciable.

La naturaleza pseudoplasticidad del latex SB-B está demostrada para depender casi completamente en el efecto del exceso de monómero, probablemente como un resultado del esponjamiento de las partículas individuales de polímero en la presencia del estireno.

Métodos de Cálculos.

a) Región Laminar.

Para un latex de un grado de pseudoplasticidad menor de 1, las relaciones de flujo en la región laminar para cualquier tubo comercial pueden calcularse satisfactoriamente usando las ecuaciones de Hagen-Poiseuille o de Fanning, si se usa μ_0 (viscosidad límite a corte cero). Para látices más altamente pseudoplásticos puede usarse esta misma aproximación para tubos de diámetro interno mayor de 1 pulg. Cuando se aplica a tubos más pequeños, el error del método está del lado seguro y puede, por lo tanto, aplicarse a todos los tamaños comerciales de tubería y a látices de todos los grados de pseudoplasticidad, si no se requiere una gran exactitud.

Si se desea una mayor exactitud, se puede usar el siguiente método, que será el que se aplique en el presente trabajo, para tubos de cualquier diámetro y para látices de grado de pseudoplasticidad mayor o menor que la unidad.

Si se conoce el diagrama completo (fig. 4) de fuerza de corte vs.

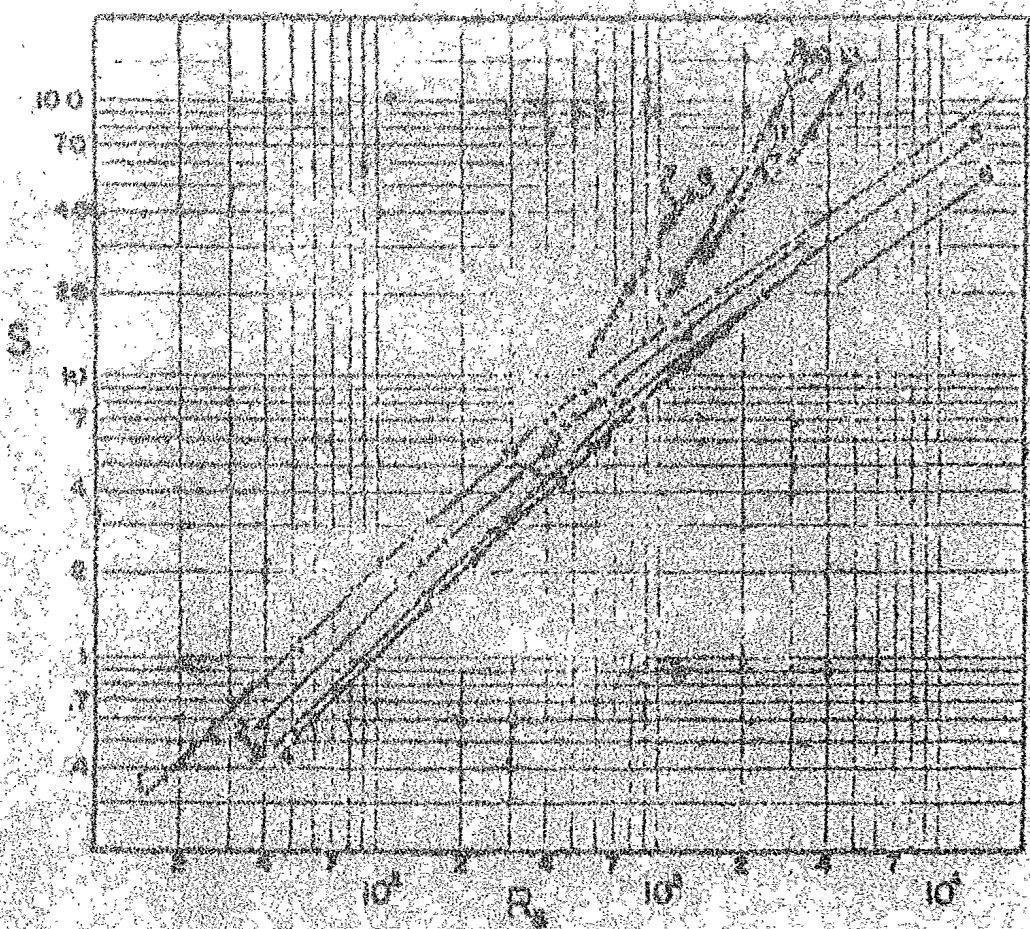


FIG. 4 FUERZA DE CORTE vs. VELOCIDAD DE CORTE.

Material - Latex sin desabsorber.

| CURVA | PUNTOS | APARATO DE FLUJO | REGION DE FLUJO | TEMP. °C |
|-------|--------|--------------------|-----------------|----------|
| 1 | X | Tubos | Viscoso | 25°C |
| 2 | o | Tubos | Viscoso | 25-27°C |
| 3 | 0 | Tubos | Viscoso | 47-50°C |
| 4 | + | Tubos | Viscoso | 45-48°C |
| 5 | | Viscosimetro | Viscoso | 25°C |
| 6 | | Viscosimetro | Viscoso | 50°C |
| 7 | Xo | Tubos (1 1/4 pulg) | Turbulento | 25°C |
| 8 | +0 | Tubos (1 pulg) | Turbulento | alta |
| 9 | Xo | Tubos (5 pulg) | turbulento | ambiente |
| 10 | +0 | Tubos (4 pulg) | turbulento | alta |
| 11 | o | Tubos (3 pulg) | turbulento | ambiente |
| 12 | 0 | Tubos (1 1/2 pulg) | turbulento | alta |
| 13 | o | tubos (3/4 pulg) | turbulento | ambiente |
| 14 | 0 | Tubos (5/8 pulg) | turbulento | alta |

velocidad de corte, a la temperatura deseada, los cálculos pueden hacerse más fácilmente mediante el uso directo de esta gráfica, ya que la caída de presión es una función directa de la fuerza de corte y la velocidad de flujo es una función simple de la velocidad de corte:

$$S = \frac{\sum \Delta P R}{2H} \quad (2)$$

$$R_s = \frac{4V}{3.1416R^3} = \frac{4v}{R} \quad (3)$$

donde:

S = fuerza de corte en la pared, lb_f/pié cuadr.

H = longitud total del tubo, tomando en cuenta la longitud real de la tubería más la longitud equivalente debida a accesorios, tales como codos, válvulas, etc., piés.

$\sum \Delta P$ = caída de presión, lb_f/pié cuadr.

R = radio del tubo, piés.

V = velocidad de flujo en volumen, piés cúb./seg.

v = velocidad lineal, piés/seg.

b) Región Turbulenta.

Se recomienda el uso de la ecuación de Fanning y la gráfica del factor de fricción vs. número de Reynolds, empleando μ_{∞} (viscosidad límite a corte infinito) en el cálculo del Reynolds. Cualquiera de las gráficas o de las relaciones analíticas entre el factor de fricción y el Re pueden usarse. Las relaciones basadas en tubería rugosa o aproximaciones del lado seguro se prefieren para tomar en cuenta la adherencia a las paredes del tubo.

En la ausencia de un conocimiento completo de las relaciones entre la fuerza y la velocidad de corte y si se conocen las dos viscosidades límites, éstas pueden emplearse en el cálculo de flujo en tubos comerciales de cualquier tamaño, lo cual estará del lado seguro.

1.- Usando la viscosidad a corte cero en el cálculo de un Re aparente, determinar si el flujo es laminar o turbulento. Si el Re aparente es menor

de 2100, el flujo puede asumirse laminar.

2.- Para el flujo laminar, calcular las relaciones entre las dimensiones del tubo, caída de presión y velocidad de flujo empleando la viscosidad a corte cero en la ecuación de Hagen-Poiseuille o en la de Fanning.

3.- Para flujo turbulento, calcular las relaciones de flujo empleando la viscosidad límite a corte infinito y la ecuación de Fanning. Cualesquiera de las gráficas o relaciones analíticas entre el factor de fricción y el Reynolds pueden usarse, de preferencia basándose en tubo rugoso o en valores con margen de seguridad.

Conceptos de μ_0 y μ_{∞} .

En un diagrama de fuerza de corte vs. velocidad de corte, partiendo del origen, la tangente a la curva trazada representa la viscosidad límite a corte cero, o sea, la viscosidad que el fluido tendría si tuviera un comportamiento newtoniano.

Teóricamente toda estructura de un sistema reológico puede eliminarse si el sistema pudiera medirse a una velocidad de corte infinitamente grande. En este punto, los sistemas que poseen varias características estructurales pueden evaluarse sobre una base comparable. La viscosidad límite a corte infinito se ha definido como el punto donde a un sistema reológico se le elimina toda estructura.

2.- Cálculo de la Potencia de la Bomba de Alimentación.

Aplicando el teorema de Bernoulli:

$$W_0 = \Delta Z + \Delta \left(\frac{v^2}{2 \alpha \epsilon_0} \right) + \frac{\Delta p}{\rho} + \sum F$$

donde:

Z = distancia vertical sobre un plano arbitrario escogido, piés.

v = velocidad lineal promedio, piés/seg.

α = constante = 0.5 para flujo laminar y 1 para flujo turbulento.

p = presión absoluta, lb_f/pié cuad.

$\sum F$ = energía mecánica perdida debido a la fricción, piés-lb_f/lb_m

ρ = densidad del fluido, lb_m /pie³ cub.

W_o = trabajo mecánico impartido al sistema desde una fuente externa, lb_f -pie/ lb_m .

Primero se calcula si el flujo es turbulento o laminar mediante el Re y usando la viscosidad a corte cero a 50°C, la cual tiene un valor de 57.5 cp (0.0385 lb /pie-seg.).

El tubo más adecuado para el flujo de latex a bajas velocidades de flujo es el de 4 pulg ódula 40.

$$DI = 4.026 \times (1/12) = 0.3356 \text{ (diámetro interno).}$$

$$v = 1096.7 \text{ lb/hr} \times \text{pies cub.}/60.4 \text{ lb} \times 1 \text{ hr}/60 \text{ seg} \times 4/3.14(0.3356)^2 \text{ pies cuad.} = 3.42 \text{ pies/seg.}$$

$$Re = \frac{0.3356 \times 3.42 \times 60.4}{0.0385} = 1300 \text{ laminar}$$

Sabiendo que el flujo es laminar, se calcula la caída de presión originada por fricción usando el diagrama de fuerza de corte vs. velocidad de corte:

$$\bar{N}_s = \frac{4v}{R} = \frac{4 \times 3.42}{0.1678} = 81.6 \text{ 1/seg.}$$

con este valor de \bar{N}_s se lee en la gráfica el valor correspondiente de S :

$$S = 0.91 \text{ lb}_f/\text{pie}^2 \text{ cuad.}$$

Aplicando la ec. (2) para calcular las pérdidas por fricción:

Cálculo de N :

Los tramos de tubería son 15 pies de longitud horizontal y 40 pies de longitud vertical (altura de la columna), más el equivalente a tres codos de 90° (diám. 4 pulg), que es de 5.9 pies, más el equivalente a tres válvulas (diám. 4 pulg), que se considerarán 1/2 abiertas, que es de 49 pies, más un 10% por efecto de un colador y los aparatos de control:

$$N = (15 + 40 + 5.9 + 49) \times 1.1 = 121 \text{ pies.}$$

$$\Sigma F = \frac{0.91 \times 2 \times 121}{0.167 \times 60.4} = 21.8 \text{ lb}_f\text{-pie}/\text{lb}_m$$

Si se considera el punto 1 en el tramo de tubería antes de la succión de la bomba y el punto 2 en la tubería justamente en la descarga dentro de la columna:

$$\Delta z = 40 \text{ pies.}$$

$$v_1 = v_2$$

$P_1 = 220 \text{ mmHg}$ (presión a la que el latex sale del sistema de recuperación del butadieno).

$P_2 = 80 \text{ mmHg}$.

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1}{60.4} (80 - 220) \frac{2115.2}{760} = -6.5 \text{ pies.}$$

$$W_o = 21.8 + 40 - 6.5 = 55.3 \text{ lb}_f\text{-pie/lb}_m$$

Si se considera, como es usual, una eficiencia de la bomba del 40%, los hp requeridos para el motor, son:

$$\text{hp (motor)} = 55.3 \frac{\text{lb}_f\text{-pie}}{\text{lb}_m} \times \frac{50 \text{ gal/hr}}{550 \text{ lb}_f\text{-pie}} \times 1096.7 \frac{\text{lb}_m}{\text{hr}} \times \frac{\text{hr}}{3600 \text{ seg}} \times \frac{1}{0.4} = 0.34$$

Por lo tanto, un motor de 0.5 hp es adecuado.

D) EQUIPO COMPLEMENTARIO

El diseño del equipo complementario no se hará, considerando únicamente que los cálculos de diseño son los usuales. Sólo se especificará el equipo en lo que respecta al material de construcción y capacidad.

1.- Tambores Romespumas.

a) Tambor romespumas con retorno a la columna.

Tanque de acero al carbón, diseñado a vacío total, con paredes de espesor de 3/16 pulg. Es usual calcular el volumen en base al flujo del vapor en piés cúb./seg a las condiciones de operación.

Flujo molar = 30.545 lbmol/hr.
 P = 30 mmHg.
 T = 43°C.

$$30.545 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} \times 359 \frac{\text{pies}^3 \text{ cub.}}{\text{lbmol}} \times \frac{\text{hr}}{3600 \text{ seg}} \times \frac{760}{60} \times \frac{321}{273} = 35 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}}$$

De donde el volumen del tanque es de 35 pies cúbicos.

Este tanque tiene entrada de hombre, para poder efectuar limpiezas. Lleva mamparas diagonales alternadas, asentadas en 25% y espaciadas a 6 pulg una de la otra. La primera mampara se coloca arriba exactamente de la entrada de hombre y el espacio que queda entre esta mampara y el fondo del tanque debe ser suficiente para que un hombre pueda trabajar. Relación de longitud de la parte recta a diámetro igual a 2:1. Con las tapas soldadas al cuerpo.

b) Tambor conectado al sistema de eyectores.

Tanque de acero al carbón, diseñado a vacío total, con las tapas soldadas al cuerpo. Espesor: 3/16 pulg. Para calcular el volumen, se toma como base el flujo del condensado en pies cúb por hora:

$$\frac{339 \text{ lb pie}^3 \text{ cub.}}{\text{hr} \times 62.4 \text{ lb}} \times \frac{16.7 \text{ lb pie}^3 \text{ cub.}}{\text{hr} \times 54.8 \text{ lb}} = 9.68 \text{ pies cub./hr.}$$

Siendo, entonces, el volumen de 10 pies cúbicos. Este tambor lleva también mamparas diagonales alternadas. Los líquidos condensados entran por el fondo del tanque.

2.- Sistema de Eyectores.

Considerando que el sistema de vacío absorberá solamente gases no condensables, se podrá disponer de dos eyectores en serie, cuyo consumo aproximado es de 100 lb/hr de vapor a 100 lb/pulg. cuad.

3.- Tanques Decantador y Acumulador de Matireno.

Ambos tanques tienen las mismas características. Son de acero al carbón, diseñados a presión atmosférica. El primero con tubería en forma de cuello de ganso, para eliminar el agua y el segundo con un sistema de recirculación.

El volumen es suficiente para aceptar las condensaciones de 1000 gal en 24 horas.

$$\frac{539}{62.4} \pi r^2 + \frac{56.7}{30.4} \pi r^2 = 75 \text{ piés cúb.}$$

Seo tanques verticales con una relación de longitud radio, $L/D = 2.5$; espesor de $3/16$ pulg; las tapas soldadas al cuerpo.

a) Bombas.

1) Bomba de descarga del 1.º piso.

Bomba centrífuga, con motor a prueba de explosión, con una potencia de 0.5 hp.

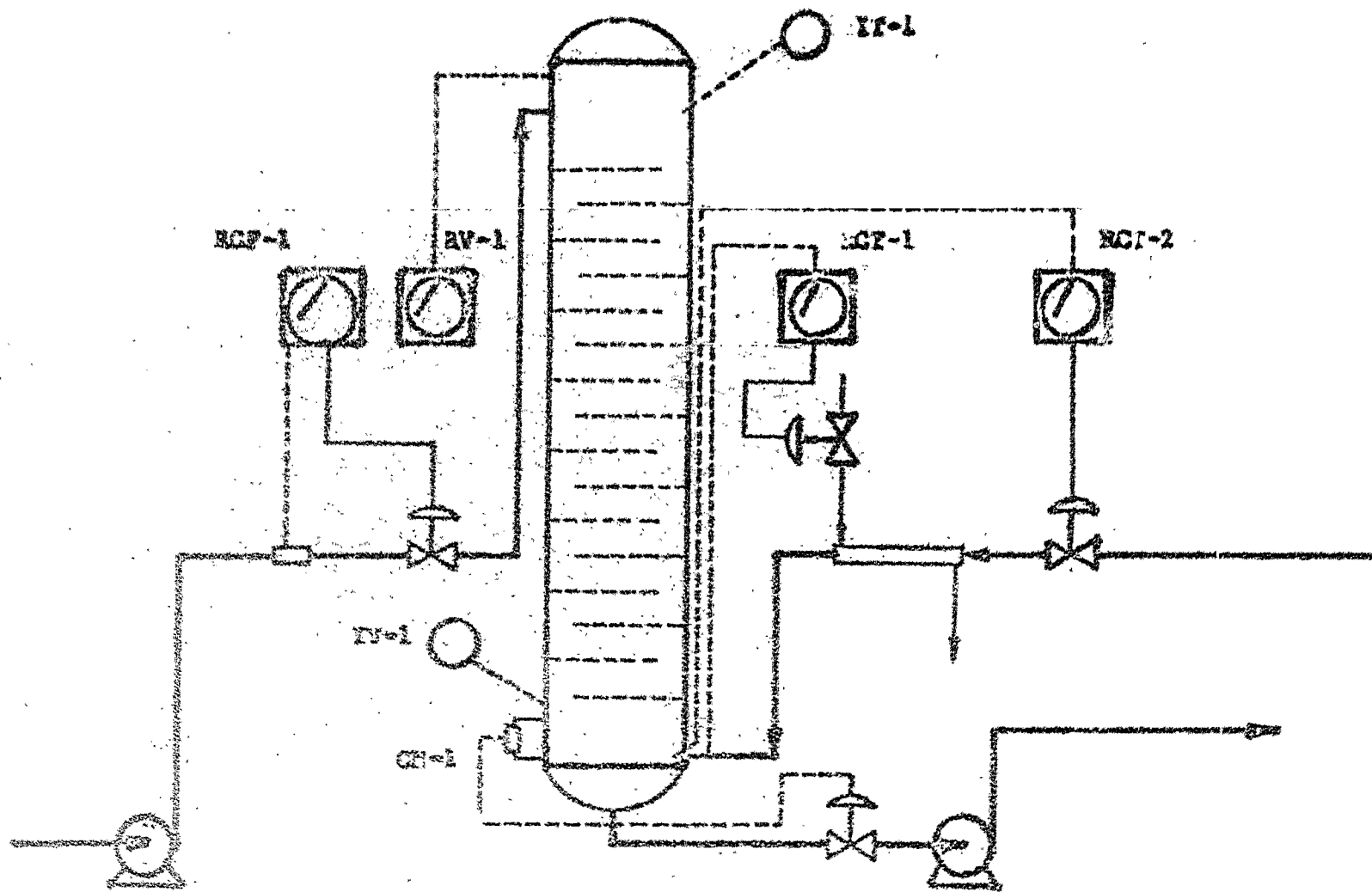
2) Bomba de estireno recuperado.

Bomba centrífuga, con motor a prueba de explosión, con una potencia de 0.5 hp.

c) Bomba de agua de enfriamiento al condensador.

Bomba centrífuga, con motor de 5 hp.

Las características de las bombas se detallan en el Cap. A o E.



INSTALACION EN EL
 FIG. 5 PROCESO CONTINUO.
 FACULTAD DE QUIMICA
 1969 José Luis Castiella Zepeda.

La Fig. 5 es un diagrama de flujo con la instrumentación necesaria en el proceso continuo.

A continuación se explican cada uno de los instrumentos de control del proceso.

RCP-1.

Registrador controlador de flujo del latex alimentado a la columna.

Función: mantener una alimentación constante de latex de 1096.7 - 10/hrs.

Elemento primario: medidor electromagnético de flujo.

Medio de transmisión: conductor eléctrico.

Registro: gráfica circular con una plumilla. Rotación mecánica de 24 horas.

Control: proporcional y flotante con posicionador de la válvula de control. Señal neumática del error.

Acción: al aumentar la variable medida (flujo), disminuye la presión de la señal neumática correctiva.

Elemento final de control: válvula de diafragma, utilizando neopreno como material del diafragma.

Instalación: el medidor sobre la línea de latex, después de la descarga de la bomba de alimentación. El registro en el tablero de control. El elemento final de control sobre la misma línea.

Explicación: la razón de este control es evitar cambios en el flujo de latex. Una disminución del flujo causaría un sobrecalentamiento del latex, sobre todo en los platos superiores, originando la formación de grumos y el consecuente taponeo de los platos. Un aumento del flujo, aumentaría la inundación de los platos, incrementando, a su vez, la caída de presión de los vapores y disminuyendo el tiempo de residencia del latex en los vertederos.

El medidor detecta el flujo, mandando una fem proporcional al flujo hasta el registrador-controlador, el cual, a su vez, manda una señal neumática, proporcional a la desviación detectada del punto de control, -

que abrirá o cerrará de acuerdo a la señal recibida; esta válvula es normalmente cerrada.

En un control de flujo no existe capacidad de almacenamiento y cualquier cambio repentino en el flujo debe corregirse inmediatamente por el mecanismo de control, de aquí que el control sea del tipo proporcional y flotante.

Los instrumentos convencionales de medición de flujo basados en la presión diferencial (Venturi, medidor de orificio) requieren recipientes de sello o purgas para prevenir la acumulación de latex. El medidor electromagnético no tiene restricciones, por lo que sólo tiene la acumulación que tendría un tubo del mismo diámetro. Aún más, este medidor tolera pequeños depósitos sobre las paredes del elemento sensible sin que se afecte seriamente la exactitud de la medición; además, tiene una respuesta muy rápida.

Principio del Medidor Electromagnético.

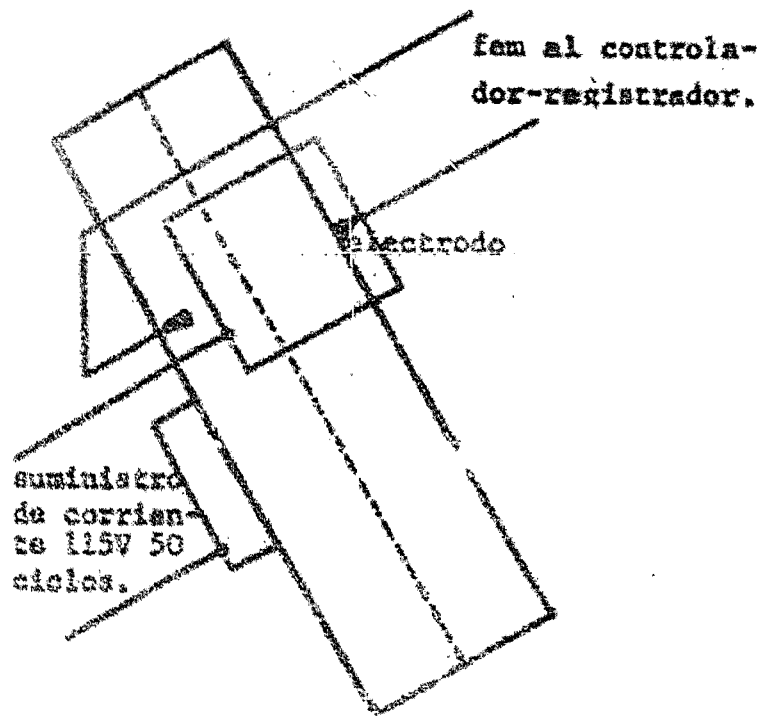
La operación está basada en la ley de Faraday de la inducción electromagnética; el voltaje inducido en un conductor de una longitud determinada, moviéndose a través de un campo magnético, es proporcional a la velocidad del conductor. El voltaje se genera en un plano perpendicular a la velocidad del conductor y al campo magnético.

El transmisor de flujo (fig. 6), consiste de un tubo magnético de acero inoxidable tipo 304, con una línea eléctrica aislada en el interior del tubo, un electromagneto, el cual induce un campo magnético uniforme a través del tubo y dos electrodos metálicos montados al ras de la superficie interna y en contacto con el latex fluyendo. El latex es por sí mismo el conductor que se mueve a través del campo magnético. La longitud del conductor es la distancia de un electrodo al otro, esto es, el diámetro del tubo.

RCT-1.

Registrador controlador de la temperatura del vapor de arrastre.

Función: mantener una temperatura constante de 150°F en el vapor de arrastre que se alimenta a la columna.



MEDIDOR ELECTROMAGNETICO DE FLUJO

CONTROLADOR DE NIVEL

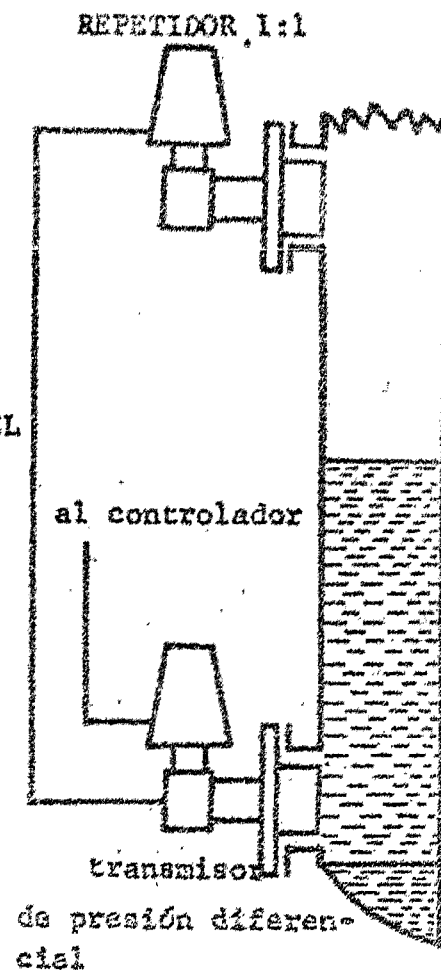


FIG. 6 INSTRUMENTACION EN EL PROCESO CONTINUO.
 FACULTAD DE QUIMICA
 1969 José Luis Casillas Zepeda.

Elemento primario: bulbo de medición de la temperatura, de acero inoxidable, lleno de líquido que actúa en base a su presión de vapor.

Medio de transmisión: tubo de capilar con diámetro externo de 0.068 pulg.

Registro: gráfica circular con una plumilla. Rotación mecánica de 24 horas.

Control: proporcional y flotante. Señal neumática del error.

Acción: al aumentar la variable medida (temperatura) disminuye la presión de la señal neumática correctiva.

Elemento final de control: válvula de diafragma de acero inoxidable.

Explicación: debido a que es necesario obtener un vapor al que se le ha eliminado el sobrecalentamiento, para que entre a la columna a una temperatura de 150°F, pues en caso de ser mayor la temperatura se formaría una gran cantidad de grumos en los últimos platos del fondo de la columna, limitando la vida de operación entre limpiezas, se instala sobre la tubería del vapor una chaqueta de un paso por donde circula agua (fig. 5).

El bulbo detecta la temperatura del vapor, mandando la señal en forma de presión de vapor del líquido con que está lleno el bulbo hasta el registrador-controlador, el cual, a su vez, manda una señal neumática hasta la válvula de control del agua de enfriamiento que circula por la chaqueta, la cual abrirá o cerrará de acuerdo a la señal recibida; esta válvula es normalmente abierta.

CN-1.

Controlador de nivel del latex en el domo de la columna.

Función: mantener un nivel constante.

Elemento primario: transmisor de presión diferencial, con diafragma extendido de neopreno.

Medio de transmisión: línea de aire.

Registro: ninguno.

Control: proporcional, Señal neumática del error.

Acción: al aumentar la variable medida (nivel) aumenta la presión de la señal neumática correctiva.

Elemento final de control: válvula de diafragma de neopreno.

Explicación: para evitar que el domo se llene, provocando un flujo de retorno, o que se vacíe, originando taponeos sobre todo en la bomba de descarga.

El método usual es la medida del cabezal hidráulico dentro de la columna. Este método se aplica cuando la densidad del latex permanece constante.

Cuando se controla el nivel, el detector no debe tener movimiento en l. J. partes que están en contacto con el latex o cavidades que pueden ser puntos de acumulación de grumos.

El elemento primario de medición es un transmisor de presión diferencial con un diafragma extendido. El aparato se instala de modo que el diafragma quede al ras de la pared de la columna, eliminando así cavidades que pueden ser una fuente potencial de taponeo con la acumulación continua de grumos.

La acumulación de latex sobre el diafragma no es mayor que la que hay sobre las paredes de la columna. Aún esto puede reducirse al mínimo cubriendo la superficie del diafragma con teflon. Puesto que el transmisor es básicamente un instrumento de balanceo de fuerzas (el movimiento del diafragma es de sólo unas milésimas de pulgada), la acumulación del polímero sobre el diafragma no afecta la exactitud de la medición, ya que la presión hidráulica se transmite a través del polímero.

El lado de baja presión de la unidad debe estar expuesto a la presión de vapor del espacio de vapor. Para evitar taponeo en la línea de compensación de la presión de vapor, debe ponerse un repetidor de presión en la razón 1:1 en el espacio del vapor (fig. 6). Este aparato también debe montarse al ras de la pared. El repetidor, con un gran diafragma, detecta la presión de vapor en la columna y manda una señal de aire idéntica a la presión del lado del proceso.

El medidor detecta la presión diferencial originada por el nivel, mandando la señal al controlador; éste recibe la señal y manda otra señal

neumáticos, por lo que en la desviación detectada, hasta la válvula de control, la acción es neumáticamente cerrada.

200.2.

Objetivo: controlar la temperatura en el fondo de la columna.

Función: mantener una temperatura constante de 150°F en el lateral que desciende del último plato del fondo de la columna.

Elemento primario: bulbo de medición de la temperatura, de acero inoxidable, lleno de líquido que actúa en base a su presión de vapor.

Medio de Transmisión: capilar, con diámetro externo de 0,068 pulg.

Registro: gráfica circular con una plumilla. Rotación mecánica de 24 horas.

Control: proporcional y flotante. Señal neumática del error.

Acción: al aumentar la variable medida (temperatura) disminuye la señal neumática del error.

Elemento final de control: válvula de diafragma de acero inoxidable.

Explicación: esta temperatura es de suma importancia en la operación de la columna, ya que es una función de la temperatura y de la cantidad de vapor de arrastre, la cual debe mantenerse en la relación apropiada con respecto al estirado recuperado para obtener la mejor eficiencia de arrastre.

El bulbo detecta la temperatura y a cualquier desviación fuera del punto de control, el controlador manda una señal correctiva que abre o cierra la válvula de control, regulando el flujo del vapor de arrastre. Esta válvula es normalmente cerrada (fig. 5).

IV-1.

Registrador de vacío en la cima de la columna.

Función: indicar y registrar el vacío de operación en la cima.

Elemento primario: transmisor de presión diferencial con diafragma extendido de neopreno.

Medio de Transmisión: línea de aire.

Registro: gráfica circular con una pluma. Rotación mecánica de 24 horas.

Explicación: la función de este registro es proporcionar los datos suficientes para la operación adecuada de la columna, ya que el vacío determina en gran extensión la velocidad de arrastre.

La detección del vacío no presenta serios problemas, excepto el que puede que pueda ocurrir por los grumos. De donde, que el elemento sensible de la presión no debe tener cavidades. Los métodos recomendados son semejantes a los descritos en el control del nivel. Para el registro deben usarse elementos del tipo de fuelle. Como transmisor se usa un diafragma extendido de presión diferencial, poniendo al lado de baja presión a un vacío de referencia. La instalación es similar a la del medidor de nivel.

IT-1 e IT-1.

Indicador de la temperatura en la cima de la columna.

Esta variable basta indicarla para tener una referencia de la operación.

Indicador de vacío en el domo de la columna.

Su indicación es una medida de la caída de presión en la columna y, por lo tanto, de la extensión del taponeo en los platos.

CAPITULO VI

EQUIPO NECESARIO PARA UNA RECUPERACION INTERMITENTE

- A) BALANCE DE MATERIAL.
- B) DISTRIBUCION DE TIEMPOS.
- C) EQUIPO NECESARIO.
- D) DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El valor de β para el sistema de recuperación de la capacidad normal de una unidad de capacidad normal y otra unidad de capacidad normal, es de 1.46, esto es:

$$\beta = \frac{10700}{7300} = 1.46$$

De acuerdo al resultado anterior podría pensarse en la instalación

de una unidad de capacidad normal y otra unidad de capacidad normal. Sin embargo, una adaptación tal no es recomendable porque no existe intercambiabilidad de equipo y porque implica la desabserción de unidades de carga, complicando la operación, sobre todo, si se toma en cuenta que la mayoría de las cargas provienen directamente de los reactores.

Por lo tanto, se tomará un valor de dos instalaciones. El número de capacidad normal para la recuperación intermitente.

Cada instalación consta del siguiente equipo:

- a) Bomba de alimentación.
- b) Destilador.
- c) Tubos reemplazables.
- d) Condensador.
- e) Tubo separador.
- f) Sistema de ejectores de doble efecto.
- g) Tanques decantador y acumulador de estireno.
- h) Bomba de resaca.
- i) Bomba de agua de enfriamiento al condensador y j) Bomba de estireno.

No obstante, con el objeto de reducir la cantidad de equipo y, a su vez, la inversión fija, se considerará que con tres bombas para el latex es suficiente, combinándolas de acuerdo a la operación que se ejecuta en cada destilador, para ello es necesario tener una red de tuberías que intercomunique los dos sistemas. Además, es suficiente considerar únicamente dos tanques para el estireno recuperado, instalados en la tubería necesaria para conectarlos a los dos sistemas. Es lo que se muestra en el diagrama de flujo del equipo de recuperación de capacidad. Así mismo, el sistema de recuperación de capacidad

uoración.

c) EQUIPO NECESARIO

Tomando como base un año de 300 días, se tiene un tiempo disponible para un destilador de $300 \times 24 = 7200$ horas.

Por otro lado, son necesarios 525 ciclos con una duración de 20 hz/ciclo, entonces se necesita un tiempo total de

$$525 \times 20 = 10500 \text{ horas.}$$

El número de destiladores, es de

$$\frac{10500}{7200} = 1.46$$

De acuerdo al resultado anterior podría pensarse en la instalación de una unidad de capacidad normal y otra unidad de media capacidad. Sin embargo, una adaptación tal no es recomendable porque no existe intercambiabilidad de equipo y porque implica la desabsorción de mitades de cargas, complicando la operación, sobre todo, si se toma en cuenta que la mayoría de las cargas provienen directamente de los reactores.

Por lo tanto, se tomará un valor de dos instalaciones. Siendo ambas de capacidad normal para la recuperación intermitente.

Cada instalación consta del siguiente equipo:

- a) Bomba de alimentación.
- b) Destilador.
- c) Tambor rompespumas.
- d) Condensador.
- e) Tambor separador.
- f) Sistema de eyectores de doble efecto.
- g) Tanques decantador y acumulador de estireno.
- h) Bomba de descarga.
- i) Bomba de agua de enfriamiento al condensador y
- j) Bomba de estireno.

No obstante, con el objeto de reducir la cantidad de equipo y, a su vez, la inversión fija, se considerará que con tres bombas para el latex es suficiente, combinándolas de acuerdo a la operación que se ejecute en cada destilador, para ello es necesario tener una red de tuberías que intercomunique los dos sistemas. Además, es suficiente considerar únicamente dos tanques para el estireno recuperado, instalando la tubería necesaria para conectarlos a los dos sistemas. En lo que respecta al resto del equipo si tiene que ser doble. Además, los sistemas de eyectores es-

tarán intercomunicados, eficientando así la operación.

D) DESCRIPCION DEL EQUIPO

a) Bomba de alimentación.

Bomba centrífuga, con motor a prueba de explosión y una potencia de 5 hp, capaz de alimentar $6.82 \times 2200 / 1.25 = 12000$ lb/hr de latex sin desabsorber. Diseñada considerando que el latex sin desabsorber tiene una conducta no-newtoniana.

b) Destilador.

Tanque vertical de acero al carbón, diseñado a vacío total, con paredes de espesor de 5/16 pulg. Soldada la parte recta con las tapas. Con entrada de hombre en la tapa superior y en un costado, justo donde comienza la parte recta. Con un volumen igual a tres veces el volumen de la carga, con objeto de tener 2/3 del volumen total para absorber la posible espuma. Con agitador de propela, motor de 5 hp y un reductor de velocidad. Relación de la longitud de la parte recta a diámetro de 2:1.

$$\text{volumen} = \frac{6.82 \times 2200 \times 3}{60.5} = 750 \text{ piés cúb.}$$

c) Tambor romespumas.

Tanque vertical de acero al carbón, diseñado a vacío total, con paredes de espesor de 3/16 pulg. Soldada la parte recta con las tapas. Relación de la parte recta a diámetro de 2:1. Con entrada de hombre y tubería de retorno al destilador. Con mamparas diagonales alternadas. Con un volumen igual a 0.25 veces el volumen del destilador.

$$\text{volumen} = 190 \text{ piés cúb.}$$

d) Condensador.

Condensador vertical de acero al carbón con 847 tubos 16 BWG, de 3/4 pulg de diámetro externo, de 8 piés de longitud, en arreglo triangular de 15/16 pulg, con chaqueta de 31 pulg de diámetro interno, de un paso en los tubos y en la chaqueta; con mamparas segmentadas en un 25%.

e) Tambor separador.

Tanque vertical de acero al carbón, diseñado a vacío total, con 2a redes de 3/16 pulg de espesor, con un volumen igual a 50 piés cúb.; con mamparas diagonales alternadas. Con una relación de L/D igual a 2:1. Soldada la parte recta con las tapas.

f) Sistema de eyectores de doble efecto.

Con un consumo de vapor de aproximadamente 60 lb/hr de vapor de 100 lb/pulg. cuad.

g) Tanques decantador y acumulador de estireno.

Tanques verticales, de acero al carbón, con paredes de 3/16 pulg de espesor. Diseñados a presión atmosférica. Con un volumen de 240 piés cúb. cada uno. Soldada la parte recta a las tapas y con una relación de L/D igual a 2:1.

h) Bomba de descarga.

Igual a la bomba de alimentación.

i) Bomba de agua de enfriamiento al condensador.

Bomba centrífuga con motor de 5 hp.

j) Bomba de estireno.

Bomba centrífuga de acero al carbón, con un motor de 0.5 hp.

Las características de las bombas están detalladas en el Capítulo

II.

CAPITULO VII

BALANCE ECONOMICO

A) RECUPERACION CONTINUA

I - INVERSION TOTAL

- 1.- Activo Fijo.
- 2.- Activo Diferido.
- 3.- Activo Circulante.

II - COSTO DE RECUPERACION.

- 1.- Costos Directos.
- 2.- Costos Indirectos.
- 3.- Costos Fijos.

B) RECUPERACION INTERMITENTE.

I - INVERSION TOTAL.

- 1.- Activo Fijo.
- 2.- Activo Diferido.
- 3.- Activo Circulante.

II - COSTOS DE RECUPERACION.

- 1.- Costos Directos.
- 2.- Costos Indirectos.
- 3.- Costos Fijos.

A) RECUPERACION CONTINUA

I. - INVERSION TOTAL.

1. - Activo Fijo.

a) Costo del Equipo.

La mayor parte se obtuvo mediante cotizaciones y el resto se estimó, usando métodos recomendados por Wilbrandt y Dryden.

Bombas de alimentación y descarga, con motores,

3 000 pesos c/u

16 000

Columna de Desabsorción

220 000

Tambor rompespumas

5 000

Condensador

38 000

Tanques decantador y acumulador de estireno,

6 000 pesos c/u

12 000

Bombas de estireno, con motor

7 000

Bomba de agua de enfriamiento, con motor

13 000

Sistema de eyectores

25 000

336 000

COSTO DEL EQUIPO

336 000

b) Instalación.

Se obtiene mediante porcentajes del costo del equipo.

Bombas, 10% del costo: 36000×0.10

3 600

Tanques, 20% del costo: 17000×0.20

3 400

Condensador, 40% del costo: 38000×0.40

15 200

Columna, 25% del costo: 220000×0.25

55 000

Sistema de eyectores, 10% del costo: 25000×0.10

2 500

Costo de la Instalación

79 700

COSTO DEL EQUIPO INSTALADO

415 700

c) Costos en Función del Equipo Instalado.

Aislante, 3%: 415700×0.03

12 500

Instrumentación, 20%: 415700×0.20

83 100

| | |
|--|----------------|
| Tubería (incluyendo válvulas, uniones, codos, etc.), 20%: 415700x0.20 | 83 100 |
| Edificio (incluyendo cimentación, pavimentación, banquetas, calles, etc.), 20%: 415700x0.20 | 83 100 |
| Terreno, se estimó en 250 m ² la superficie necesaria y considerando que el precio por m ² es de 150 pesos | 37 500 |
| Imprevistos, 10%: 415700x0.10 | <u>41 600</u> |
| TOTAL A | 156 800 |

Más 25% del total A por concepto de caldera, torre de enfriamiento, compresora para aire de instrumentos, planta eléctrica de emergencia, subestación, auxiliares (garrucha, montacargas, etc.), equipo de laboratorio, bodegas, oficinas, tanques de almacenamiento de latex desabsorbido y sin desabsorber, porque siendo la recuperación sólo una operación secundaria en la manufactura del latex, de este equipo se ocupa solamente una parte de su capacidad: 756800x0.25

194 200

TOTAL ACTIVO FIJO

- a) Activo circulante.
- b) Costo del diseño de la planta. Se necesitara como parte del activo fijo: 941000x0.10
- c) Gastos de arranque.
 - Manc. de obra (1 mes), un operador de 1a. por turno, con un sueldo mensual de 2100 pesos
 - Mantenimiento (1 mes), se necesita un operador de 1a. por turno. Sueldo: 2100 pesos
 - Combustible (1 mes), se consideró como el 20% del costo del combustible total consumido por la planta
 - Energía eléctrica (1 mes), se consideró como el 20% de la energía eléctrica total consumida por la planta

Supervisión (1 mes), un jefe de turno por turno, con sueldo mensual de 4000 pesos. Se considera el 25%

4 000

Otros gastos (Administración, materias primas para pruebas, licencias, escrituras, etc.), se estimó en 20% de los gastos anteriores

24 500

TOTAL ACTIVO DIFERIDO 146 900

3.- Activo Circulante.

Refacciones y Materiales diversos, se estimó en 3% del activo fijo: 946000×0.03

28 400

Los conceptos de Caja y Bancos, Inventario de Materia Prima, Inventario de Producto Terminado, Cuentas por Cobrar, Material en Proceso, se estimaron en 10% del activo fijo: 946000×0.10

94 600

TOTAL ACTIVO CIRCULANTE 123 000

| | |
|------------------------|-------------------------|
| Activo Fijo | 946 000 |
| Activo Diferido | 146 900 |
| Activo Circulante | <u>123 000</u> |
| INVERSION TOTAL | 1 215 900 pesos. |

II - COSTO DE RECUPERACION.

Bases: 1 mes de operación.

1.- Costos Directos.

| | |
|---|--------------|
| a) Materias Primas.- No existe este renglón. | |
| b) Combustible.- La planta consume 48 000 lb/mes de diesel para la caldera; considerando que el 20% del vapor producido se utiliza en el sistema de recuperación y siendo el precio del combustible de 0.35 pesos/lb, el costo es de $48000 \times 0.35 \times 0.20$ | 3 400 |
| c) Energía Eléctrica.- La planta consume 71 500 Kw-hr/mes; haciendo la misma consideración del 20% a 0.25 pesos/kw-hr, $71500 \times 0.25 \times 0.20$ | 3 600 |
| d) Agua.- Se consume poca agua. El agua del condensador se recircula a la torre de enfriamiento, - por lo que prácticamente no se obtiene error - si no se considera. | |
| e) Mano de Obra.- Se trabajarán tres turnos. 4 operadores de la columna. Sueldo mensual: 2 100 pesos c/u | 8 400 |
| 4 técnicos del Laboratorio de Control. Sueldo: 2 100 pesos c/u. Sólo se considera el 20% | 1 700 |
| Más 30% de prestaciones | 5 500 |
| f) Mantenimiento. 4% anual sobre el activo fijo: $946000 \times 0.04 / 12$ | <u>3 200</u> |
| TOTAL COSTOS DIRECTOS | 34 200 |

2.- Costos Indirectos.

a) Supervisión y Administración.

| | |
|---|-------|
| 4 supervisores de turno. Sueldo 4 000 pesos - c/u. Sólo se considera el 25% | 4 000 |
|---|-------|

De los conceptos que a continuación se listan sólo se considera el 10%

| | |
|---|--------------|
| Jefe de Mantenimiento. Sueldo 5 000 pesos | 500 |
| Jefe de Laboratorio. Sueldo 5 000 pesos | 500 |
| 4 vigilantes de turno. Sueldo 1600 pesos o/u | 600 |
| 3 ayudantes (Contabilidad, compras, etc.); 6 000 pesos | 600 |
| Contador. Sueldo 5 000 pesos | 500 |
| Gerente de Producción. Sueldo 2 000 pesos | 200 |
| Jefe de Producción. Sueldo 5 000 pesos | 500 |
| 3 Secretarías. 5 000 pesos | 600 |
| Más 30% de prestaciones | <u>2 600</u> |
| TOTAL COSTOS INDIRECTOS. | 11 200 |

3.- Costos Fijos.

| | |
|--|------------|
| a) Depreciación. Se consideró un plazo de 10 años de depreciar el activo fijo y amortizar el ac- tivo diferido: $1092900/10 \times 12$ | 9 100 |
| b) Seguros. El costo se usó sobre la base del 1% anual sobre el activo fijo: $946000 \times 0.01/12$ | <u>800</u> |
| TOTAL COSTOS FIJOS | 9 900 |

| | |
|-------------------|--------------|
| Costos Directos | 34 200 |
| Costos Indirectos | 11 200 |
| Costos Fijos | <u>9 900</u> |

COSTO MENSUAL DE RECUPERACION 55 300 pesos.

Al año se recuperan 185 ton, por lo que el costo en pesos por li-
bra de estireno, es de:

$$\frac{55\ 300 \times 12}{185 \times 2\ 200} = 1.53 \text{ pesos/lb de estireno recuperado.}$$

B) RECUPERACION INTERMEDIARIA

I - INVERSION TOTAL.

1.- Activo Fijo

a) Costo del Equipo.

| | |
|--|--------------|
| Bombas de alimentación o descarga, con motores (3) 28 000 pesos c/u | 84 000 |
| Destilador, con sistema de agitación (2) 60 000 pesos c/u | 120 000 |
| Tambor romespumas (2), 12 000 pesos c/u | 24 000 |
| Condensador (2), 82 000 pesos c/u | 164 000 |
| Sistema de eyectores (2), 19 000 pesos c/u | 38 000 |
| Tanques decantador y acumulador de estireno, 8 000 pe sos c/u | 16 000 |
| Bomba de agua de enfriamiento, con motor (2), 13 000 pesos c/u | 26 000 |
| Bomba de estireno, con motor, (1) | <u>7 000</u> |
| Costo del Equipo | 479 000 |

b) Instalación. Porcientos del costo del equipo.

| | |
|---------------------------|--------------|
| Bombas, 10% | 11 700 |
| Tanques, 20% | 32 000 |
| Condensadores, 40% | 65 600 |
| Sistema de eyectores, 10% | <u>3 800</u> |
| Costo de Instalación | 113 100 |

Costo del equipo instalado 592 100

c) Costos en función del equipo instalado.

| | |
|--|---------------|
| Aislante, 5% | 29 600 |
| Instrumentación, 5% | 29 600 |
| Tubería, 30% | 177 600 |
| Edificio, 20% | 118 400 |
| Terreno, 300 m ² a 150 pesos/m ² | 45 000 |
| Imprevistos, 10% | <u>59 200</u> |
| | 459 400 |

TOTAL A

1 051 500

Más 25% del Total A por concepto de caldera, etc. 262 500

TOTAL ACTIVO FIJO

1 314 000

2.- Activo Diferido.

a.) Costo del diseño de la planta. Se considerará como un 5% del activo fijo 65 700

b.) Gastos de Arranque:

Mano de obra (1 mes), se necesita un operador de destiladores por turno y por destilador, con un sueldo mensual de 1 600 pesos 12 000

Un ayudante para los dos destiladores por turno, con sueldo de 1 100 pesos 4 400

Mantenimiento (1 mes), operador de mantenimiento por turno, con sueldo de 2 100 pesos 8 400

Combustible (1 mes), se considerará el 30% del costo del combustible total 5 000

Energía eléctrica (1 mes), se estima en 30% del costo de la energía eléctrica total 5 400

Supervisión (1 mes), un jefe de turno por turno, con sueldo mensual de 4 000 pesos. 25% 4 000

Otros gastos (Administración, etc.), 25% de los gastos anteriores 26 400

TOTAL ACTIVO DIFERIDO

132 100

c.- Activo Circulante.

Refacciones y Materiales Diversos, 3% del activo fijo 39 400

Cajas y Bancos, Inventario de Materie Prima, etc. 10% del activo fijo 131 400

TOTAL ACTIVO CIRCULANTE

170 800

| | |
|-------------------|----------------|
| Activo Fijo | 1 314 400 |
| Activo Diferido | 132 100 |
| Activo Circulante | <u>170 800</u> |
| INVERSION TOTAL | 1 617 300 |

II - COSTO DE RECUPERACION.

Base: 1 mes de operación.

1.- Costos Directos.

| | |
|---|---------|
| a) Materia Prima. No existe este concepto. | |
| b) Combustible. 30% del consumo total | 5 000 |
| c) Energía Eléctrica. 30% del consumo total | 5 400 |
| d) Agua. No se toma en cuenta. | |
| e) Mano de obra. Se trabajarán tres turnos. | |
| 8 operadores de destiladores. Sueldo | |
| 1 600 pesos c/u | 12 800 |
| 4 ayudantes de destiladores. Sueldo | |
| 1 100 pesos c/u | 4 400 |
| 4 operadores de mantenimiento. Sueldo | |
| 2 100 pesos c/u | 8 400 |
| 4 técnicos de laboratorio. Sueldo 2 100 | |
| pesos c/u. 20% del sueldo | 1 700 |
| Más 20% de prestaciones | 5 700 |
| f) Mantenimiento. 5% anual sobre el activo fijo | 65 700 |
| TOTAL COSTOS DIRECTOS | 120 300 |

2.- Costos Indirectos.

Igual que en la Recuperación Continua 11 200

3.- Costos Fijos.

a) Depreciación. Se le da un mes para depreciar el activo fijo y amortizar el activo diferido

| | | |
|---|-------------------------------|---------------|
| b) Seguros: 1% sobre el activo fijo por año | | <u>1 100</u> |
| | TOTAL COSTOS FIJOS | 13 200 |
| | Costos Directos | 50 300 |
| | Costos Indirectos | 11 200 |
| | Costos Fijos | <u>13 200</u> |
| | COSTO MENSUAL DE RECUPERACION | 74 700 |

Costo en pesos por libra de estireno recuperado:

$$\frac{74\,700 \times 12}{185 \times 2\,200} = 2.20 \text{ pesos/lb de estireno recuperado.}$$

CONCLUSIONES

Al operar en forma continua, durante un día de 24 hr se utiliza un equipo de proceso más pequeño y menos caro; la operación se lleva a cabo en una forma más económica y es más fácil de vigilar mediante la instrumentación automática. De esta forma la inversión de capital, los costos fijos y la mano de obra son menores. Los costos de operación se reducen y se uniforman con las características físicas del producto. Los volúmenes manejados de agua, vapor y latex en la unidad de proceso son menores.

Para una misma producción, la inversión total de capital es 15% menor en el proceso continuo. Además, se reduce el costo de recuperación de un 57 pesos/lb de estireno recuperado, lo que significa un ahorro de 200 000 pesos/año.

No obstante, a pesar de todas las ventajas del proceso continuo, la operación intermitente tiene un lugar definido en las fábricas productoras de látices SB-R.

No es factible recuperar en columna de platos el estireno de látices inestables, altos sólidos o alta viscosidad, los cuales sólo pueden recuperarse en equipo intermitente. El diseño intermitente, por naturaleza, se presta mejor para plantas que producen una gran variedad de látices. Este hecho es importante, puesto que actualmente hay gran demanda de látices sintéticos con esas características.

BIBLIOGRAPHY

- Lack, A.L.
Emulsion Polymerization.
Chem. Eng. Prog., 1, 1966, pag. 35-43
- Lewis, E.J.
Engineering Aspects of Emulsion Polymerization.
Ind. and Eng. Chem. Vol. 49, No. 11, Nov. 1957, pag. 1117-1121
- Bouillon, Ch.F., and Eisenberg, A.A.
Heat Transfer to Boiling Styrene and Butadiene and their Polymerization.
Ind. and Eng. Chem. Vol. 40, No. 6, Jun. 1948, pag. 1111-1117
- Bliss, J.D.
Sieve Tray Design. Part I.
Chem. Eng. Jun. 31, 1967, pag. 105-115.
Sieve Tray Design. Part II.
Aug. 20, 1967, pag. 137-146.
- Edwards, D.A., Bouillon, Ch.F., and Michelli, N.T.
Condensation of Water, Styrene, and Butadiene Vapors.
Ind. and Eng. Chem. Vol. 40, No. 6, Jun. 1948, pag. 1107-1110
- Gellner, O.
Emulsion Polymerization.
Chem. Eng. Aug. 1, 1966, pag. 74-76.
- Grundy, L.A., Heriz, G.W., and Fanning, R.J.
An Electromagnetic Flow Meter in Latex Service.
Ind. and Eng. Chem. Vol. 47, No. 12, Dec. 1955, pag. 2115-26
- Hengstbeck, R.J.
Distillation Principles and Design Procedures.
Reinhold Publishing Corporation, N.Y., U.S.A. 1964.
- Holland, P.A. and Champman, J.P.
Centrifugal Pumps.
Chem. Eng. Jul. 4, 1966, pag. 91-112.
- Hougen, O.A., Watson, K.M., and Ragatz, S.L.
Chemical Process Principles. Part. I.
John Wiley & Sons, Inc. N.Y., U.S.A. Second Edition, 1959
- Johnson, L.C. and Otto, E.C.
Monomer Recovery.
Chem. Eng. Progr. Vol. 43, 1949, pag. 409-16.
- Kern, D.Q.
Process Heat Transfer.
McGraw-Hill Book Company, Inc. N.Y., U.S.A. 1950

Ward, R.E., *Plastics, Cellulose and Acetals*, J.D. King of North Carolina, Winston and Salem, N.C. and Eng. Chem. Vol. 49, No. 11, Nov. 1957, pp. 170-171.

Ward, R.E., *Plastics, Cellulose and Acetals*, J.D. King of North Carolina, Winston and Salem, N.C. and Eng. Chem. Vol. 49, No. 11, Nov. 1957, pp. 170-171.

Ward, R.E. and Chittigo, D. *Acetals*, *Plastics*, Vol. 49, No. 11, Nov. 1957, pp. 170-171.

Ward, R.E., *Plastics, Cellulose and Acetals*, J.D. King of North Carolina, Winston and Salem, N.C. and Eng. Chem. Vol. 49, No. 11, Nov. 1957, pp. 170-171.

Ward, R.E., Davidson, J.D.G., and Joverno, W.R. *Operating Sulfur Polymerization Equipment Fouled by Sulfuric Acid*, *Ind. and Eng. Chem.*, Vol. 45, No. 9, Sep. 1953, pp. 187-191.

Ward, W.R. *GR-S Latex Processing Equipment*, *Chem. Eng. Progr.*, Vol. 49, 1949, pp. 40-46.

Ward, J.H. *Chemical Engineering Handbook*, McGraw-Hill Book Company, Inc. Tokyo, Japan, Fourth Edition, 1963.

Waters, R.S. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill Book Company, Inc. N.Y., U.S.A. 1955.

Ward, R.E. and Bureau, M.H. *Project Engineering of Process Plants*, John Wiley & Sons, Inc. N.Y., U.S.A. Third Edition, 1963.

Ward, R.E. *Industrial Instruments for Measurement and Control*, McGraw-Hill Book Company, Inc. First Edition, N.Y., U.S.A. 1955.

Ward, R.E. *Low Temperature Manufacture of Chemical Rubber*, *Ind. and Eng. Chem.*, Vol. 40, No. 5, May, 1948, pp. 757-761.

Ward, R.E. and Pigford, R.L. *Absorption and Extraction*, McGraw-Hill Book Company, Inc. Second Edition, N.Y., U.S.A. 1953.

Ward, R.E. *GR-S Latex Process*, *Trans. Am. Inst. of Chem. Eng.*, Vol. 42, 1946, pp. 111-112.

Stell, B.C., Clackwell, J.C., and Henry, P.J.
Concentrating GR-S Latex by a Continuous Column.
Ind. and Eng. Chem. Vol. 49, No. 11, Nov. 1957. Pag. 1835-37.

Van Ness, H.C., Dwyer, D.D., and Slobbe, W.H.
Simultaneous Stripping of Styrene and Methanol from Synthetic Rubber
Latex,
Ind. and Eng. Chem. Vol. 49, No. 8, Aug. 1957. Pag. 1271-76.

Vilbrandt, P.O. y Dryden, Ch. E.
Ingeniería Química del Diseño de Plantas Industriales.
Editorial Orijalbo, S.A. 1a. Edición en Español. Méx., D.F. 1963.

Whitby, G.S., Davis, C.C., and Dunbrook, R.F.
Synthetic Rubber.
John Wiley & Sons, Inc. N.Y., U.S.A. 1th. Edition. 1954.

Winding, C.C., Deumann, C.P., and Kranich, W.L.
Flow of Non-Newtonians Fluids.
Chem. Eng. Progr. Vol. 43, No. 11, Nov. 1947. Pag. 613-22.