

00568



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

POSGRADO DE INGENIERÍA

PROPUESTA PARA INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN DE POLIESTIRENO DE UN PROCESO EN SUSPENSIÓN

TESIS

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

(INGENIERÍA Y ADMINISTRACIÓN DE PROYECTOS)

PRESENTA

ING. OSCAR VIDAL ARGUETA PERLA

TUTOR: Dr. CONSTANTINO ÁLVAREZ FUSTER

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo recepcional.  
NOMBRE: Argueta Perla Oscar Vidal  
FECHA: 9 de agosto de 2005  
FIRMA: [Signature]



MÉXICO, D. F.

2005

m 346673



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis 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.

## JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE	M. en C. ALEJANDRO ANAYA DURAND
SECRETARIO	M. en C. LETICIA LOZANO RÍOS
VOCAL	M. en C. JORGE LUIS AGUILAR GONZÁLEZ
1er SUPLENTE	Dr. EDUARDO VIVALDO LIMA
2° SUPLENTE	M. en A. FERNANDO JOSÉ BÁEZ RAMOS

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA

FACULTAD DE QUÍMICA UNAM

TUTOR	DR. CONSTANTINO ÁLVAREZ FUSTER
SUSTENTANTE	I.Q. OSCAR VIDAL ARGUETA PERLA

## **DEDICATORIAS**

### **A Dios**

Por todas las bendiciones que siempre me ha dado en todos los aspectos de mi vida y darme la oportunidad de terminar una etapa más de mi vida.

### **A mi madre**

Por ser una excelente persona, quien siempre me ha dado todo su amor, comprensión y consejos, los cuales siempre me han ayudado a salir adelante, tanto en mi vida personal como profesional.

Por todo lo que me has dado, te dedico con mucho cariño esta tesis.

### **A mi hermana**

Quien de alguna manera me ha motivado a alcanzar mis metas.

### **A mis sobrinos**

Karina, Karen y Miguel. Por ser la alegría de la familia.

### **Al Ing. José Antonio Ortiz Ramírez**

Por su amistad que siempre me ha brindado, sus consejos, y por compartir su experiencia y enseñanzas, las cuales me han ayudado en mi vida personal y profesional.

### **Al Dr. Julio Landgrave<sup>†</sup>**

Por sus consejos y ayuda brindada para realización de esta tesis y por haberme ayudado a ser parte de esta maestría. Sinceramente, muchas gracias, donde quiera que este.

### **A Antonio Luis Reyes**

Por compartir tantos momentos y ser una persona que siempre me ha brindado su amistad y ayuda, las cuales siempre tendré presente en mi vida.

### **A Carlos López Ortiz**

Por su amistad que siempre me ha brindado y ayuda en todo momento.

## **AGRADECIMIENTOS**

### **A Dios**

Por todas las cosas maravillosa que siempre me ha dado y por ayudarme siempre a alcanzar todas mis metas.

### **A mi madre**

Por su amor y apoyo incondicional que siempre me ha brindado en toda mi vida.

### **Al Ing. José Antonio Ortiz Ramírez**

Por su valiosa asesoría y apoyarme en la realización del presente trabajo.

Sinceramente. ¡Mil gracias!

### **Al Dr. Constantino Álvarez Fuster**

Por el apoyo brindado durante la realización del presente trabajo.

### **A los integrantes de mi jurado**

Por sus consejos y aportaciones que enriquecieron el trabajo, así como el interés mostrado durante la revisión del mismo.

### **A Antonio Luis Reyes**

Por haberme ayudado en la realización de este trabajo así como consejos para la mejora del mismo.

### **A la Universidad Nacional Autónoma de México**

Por formar parte de la máxima casa de estudios, de la cual recibí mi profesión y grandes momentos inolvidables de mi vida.

	Página
<b>INTRODUCCIÓN</b>	7
<b>CAPÍTULO 1 ANTECEDENTES</b>	9
1.1 Polimerización en suspensión.	10
1.2 Importancia del mezclado en la polimerización en suspensión.	12
1.3 Procedimientos de escalación.	12
1.4 Distribución de tamaños de partícula.	13
1.4.1 Reología de las gotas.	13
1.4.2 Agente de suspensión y estabilizadores.	14
1.4.3 Rompimiento y coalescencia de gotas.	14
<b>CAPÍTULO 2 INGENIERÍA CONCEPTUAL</b>	16
2.1 Propuesta para incrementar la capacidad de producción de poliestireno.	17
2.2 El proceso en suspensión empleado para producir poliestireno.	18
2.3 Agentes de suspensión.	19
2.4 Iniciadores para polimerización.	19
2.5 Propiedades físicas.	20
2.6 Temperatura y velocidad de reacción.	20
2.7 Descripción de los diagramas de bloques de proceso de producción de poliestireno de propósitos generales, medio impacto y alto impacto.	20
2.8 Descripción del proceso actual.	24
2.9 Preparación de la alimentación.	27
2.10 Reactor y áreas de lavado.	28
2.11 Lista de equipo de la planta productora de poliestireno por lotes.	29
2.12 Descripción de la planta productora de poliestireno por lotes.	32
2.13 Cálculos de la nueva capacidad de producción de poliestireno.	33
<b>CAPÍTULO 3 INGENIERÍA BÁSICA</b>	36
3.1 Ingeniería básica del proceso de producción de poliestireno.	37
3.2 Descripción del proceso de la planta de poliestireno con la nueva capacidad de producción.	38
3.3 Balance de materia de producción de poliestireno de propósitos generales.	41
3.3.1 Entrada al tanque de aditivos D-201.	42

3.3.2 Salida del tanque de aditivos D-201.	43
3.3.3 Entrada al reactor de polimerización R-301/R-301A.	43
3.3.4 Salida del reactor de polimerización R-301/R-301A.	44
3.3.5 Entrada al tanque de lavado D-301/D-302/D-303.	45
3.3.6 Salida del tanque de lavado D-301/D-302/D-303.	46
3.3.7 Entrada a la centrífuga S-401.	46
3.3.8 Salida de la centrífuga S-401 y entrada al secador Dr-401/Dr-403.	46
3.3.9 Salida del secador Dr-401/Dr-403.	47
3.3.10 Entrada al extrusor Ext-501.	48
3.3.11 Salida del extrusor Ext-501.	48
3.3.12 Empacado.	48
3.4 Balance de materia de producción de poliestireno de medio impacto.	49
3.4.1 Entrada al tanque de aditivos D-201.	49
3.4.2 Salida del tanque de aditivos D-201.	50
3.4.3 Entrada al tanque disolvente de polibutadieno D-203.	51
3.4.4 Salida del tanque disolvente de polibutadieno D-203.	52
3.4.5 Entrada al reactor de polimerización R-302/R-302A.	52
3.4.6 Salida del reactor de polimerización R-302/R-302A.	53
3.4.7 Entrada al tanque de lavado D-301/D-302/D-303.	54
3.5 Balance de materia de producción de poliestireno de alto impacto.	55
3.5.1 Entrada al tanque de aditivos D-201.	55
3.5.2 Salida del tanque de aditivos D-201.	56
3.5.3 Entrada al tanque disolvente de polibutadieno D-203.	57
3.5.4 Salida del tanque disolvente de polibutadieno D-203.	58
3.5.5 Entrada al reactor de polimerización R-303/R-303A.	58
3.5.6 Salida del reactor de polimerización R-303/R-303A.	59
3.5.7 Entrada al tanque de lavado D-301/D-302/D-303.	60
3.6 Desfasamiento de los reactores de polimerización.	61
3.7 Revisión de los equipos existentes de la planta de poliestireno con la nueva capacidad de producción.	70
3.7.1 Tanques de almacenamiento de estireno D-101 a D-103.	71
3.7.2 Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico D-401.	71
3.7.3 Centrífugas S-401 y S-402.	72
3.7.4 Secadores Dr-401 y Dr-402.	72

3.7.5 Intercambiadores de calor de aire E-401 y E-402.	77
3.7.6 Filtros de aire Fi-401 y Fi-402 para los intercambiadores de calor de aire E-401 y E-402.	79
3.7.7 Filtros bolsa Fi-403 y Fi-404.	80
3.7.8 Extrusores Ext-501 a Ext-509.	80
3.7.9 Recipientes de alimentación D-510 a D-518.	81
3.7.10 Recipientes de alimentación D-519 a D-527.	82
3.7.11 Tanques de almacenamiento D-620 a D-624.	82
3.7.12 Cortadores Cu-501 a Cu-509.	83
3.7.13 Empacadora Bg-601.	83
3.7.14 Bomba P-414 y P-415.	83
3.7.15 Bombas P-312 a P-314.	84
3.7.16 Bombas P-401 a P-403.	84
3.7.17 Bomba P-406 a P-408.	84
3.7.18 Ventiladores B-401 a B-403.	85
3.8 Requerimiento de servicios auxiliares.	86
3.8.1 Baños de agua D-501 a D-509.	86
3.8.2 Requerimiento de vapor para el intercambiador de calor E-201.	86
3.8.3 Requerimiento de vapor para el intercambiador de calor E-403.	87
3.8.4 Requerimiento de agua de precalentamiento para los reactores.	88
3.8.5 Requerimiento de gas natural.	90
3.8.6 Requerimiento de potencia.	91
3.9 Equipos nuevos para cubrir con la nueva capacidad de producción.	91
<b>CAPÍTULO 4 FILOSOFÍA DE OPERACIÓN</b>	<b>94</b>
4.1 Filosofía de operación.	95
4.1.1 Arranque de la planta.	95
4.1.2 Operación normal.	97
4.1.3 Paro programado y paro de emergencia.	98
<b>CAPÍTULO 5 EVALUACIÓN ECONÓMICA</b>	<b>99</b>
5.1 Inversión total.	100
5.2 Estimado de la inversión total.	100
5.2.1 Método de porcentajes.	100



5.3 Estudio financiero.	101
5.3.1 Estado de resultados.	102
5.4 Evaluación del proyecto.	103
5.4.1 Valor presente neto.	103
5.4.2 Tasa interna de retorno.	103
5.4.3 Periodo de recuperación.	103
5.5 Estimado de costos de equipos.	103
5.5.1 Costo de los reactores R-301A, R-302A y R-303A.	106
5.5.2 Costo de los agitadores Ag-301A, Ag-302A y Ag-303A.	106
5.5.3 Costo del tanque de almacenamiento de estireno D-104.	106
5.5.4 Costo del secador rotatorio Dr-403.	107
5.5.5 Costo del intercambiador de calor de aire E-403.	107
5.5.6 Costo de la bomba P-404.	107
5.5.7 Cálculo de la inversión total empleando el método de porcentajes.	108
5.6 Cálculo de los ingresos de poliestireno.	111
5.7 Costo de materias primas para producir poliestireno de propósitos generales al año.	114
5.8 Costo de materias primas para producir poliestireno de medio impacto al año.	114
5.9 Costo de materias primas para producir poliestireno de alto impacto al año.	115
5.10 Cálculo de costos fijos.	117
5.11 Cálculo de costos variables.	118
5.12 Cálculo del valor presente neto.	121
5.13 Cálculo de la tasa interna de retorno.	121
<b>CONCLUSIONES</b>	123
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	127

## ÍNDICE DE FIGURAS, TABLAS Y DIAGRAMAS

	Página
<b>Figura 1.</b> Diagrama de bloques de proceso para obtener poliestireno de propósitos generales.	21
<b>Figura 2.</b> Diagrama de bloques de proceso para obtener poliestireno de medio impacto.	22
<b>Figura 3.</b> Diagrama de bloques de proceso para obtener poliestireno de alto impacto	23
<b>Tabla 1.</b> Formulaciones típicas usadas para el proceso en suspensión de poliestireno por lotes.	19
<b>Tabla 2.</b> Resultados de la nueva capacidad de producción de poliestireno (lb/año).	34
<b>Tabla 3.</b> Simbología empleada en el diagrama de flujo de proceso (DFP).	37
<b>Tabla 4.</b> Claves para las áreas.	38
<b>Tabla 5.</b> Programación de la operación de los reactores de producción de poliestireno de propósitos generales.	64
<b>Tabla 6.</b> Programación de la operación de los reactores de producción de poliestireno de medio impacto.	66
<b>Tabla 7.</b> Programación de la operación de los reactores de producción de poliestireno de alto impacto.	68
<b>Tabla 8.</b> Requerimientos de vapor de proceso (lb/hr).	90
<b>Tabla 9.</b> Requerimientos de agua de proceso (lb/hr).	90
<b>Tabla 10.</b> Requerimientos de potencia.	91
<b>Tabla 11.</b> Equipos requeridos para la nueva capacidad de producción de poliestireno.	92
<b>Tabla 12.</b> Estimado de costos de inversión de capital.	101
<b>Tabla 13.</b> Estado de resultados.	102
<b>Tabla 14.</b> Costos de los equipos existentes de la planta de poliestireno en dólares.	105
<b>Tabla 15.</b> Inversión total requerida para la nueva capacidad de la planta de poliestireno, dada en dólares.	109
<b>Tabla 16.</b> Precios de poliestireno dados en pesos por libra (Moneda Nacional).	112
<b>Tabla 17.</b> Ingresos de venta de poliestireno dados en pesos por año (Moneda Nacional).	113
<b>Tabla 18.</b> Costos de las materias primas para producir poliestireno, dados en pesos por libra (Moneda Nacional).	113
<b>Tabla 19.</b> Costos de las materias primas para producir poliestireno de propósitos generales, dados en pesos por año (Moneda Nacional).	116

---

---

<b>Tabla 20.</b> Costos de las materias primas para producir poliestireno de medio impacto, dados en pesos por año (Moneda Nacional).	116
<b>Tabla 21.</b> Costos de las materias primas para producir poliestireno de alto impacto, dados en pesos por año (Moneda Nacional).	117
<b>Tabla 22.</b> Costos fijos y variables dados en pesos por año (Moneda Nacional).	120
<b>Tabla 23.</b> Estado de resultados dados en pesos por año (Moneda Nacional).	120
<b>Tabla 24.</b> Resultados de incremento de capacidad de producción, de inversión requerida y tasa interna de retorno.	124
<b>Diagrama 1.</b> Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de poliestireno, con capacidad de 150,000,000.00 lb/año.	35
<b>Diagrama 2.</b> Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de poliestireno, con la nueva capacidad de producción de 183,330,000.00 lb/año..	93



# INTRODUCCIÓN

## INTRODUCCIÓN

En la industria química existen procesos que operan en forma continua y otros en forma intermitente. La razón por la que unos operan de un modo u otro se debe, entre otros aspectos, a la tecnología disponible y a la cantidad de producto que se desea obtener. Un ejemplo de ellos es la producción de poliestireno, que se puede obtener de cualquiera de las formas mencionadas previamente.

En particular, en la producción de poliestireno, se analizará el caso de aumentar la capacidad de producción de 150,000,000 de libras al año a 183,330,000 libras al año, es decir un 22.22% adicional, debido a que la mayoría de los equipos de la planta están sobrediseñados.

Para llevar a cabo esto, se parte de información existente de una planta productora de poliestireno en suspensión.

La planta existente opera por lotes, mediante el proceso en suspensión, es decir, se cargan todas las materias primas necesarias para obtener el poliestireno deseado, reaccionando en 4.5, 5 ó 5.5 horas, dependiendo del tipo de poliestireno que se desea obtener. Los tipos de poliestireno que produce esta planta son poliestireno de propósitos generales, poliestireno de medio impacto y poliestireno de alto impacto [1].

La parte principal a revisar es la sección de los reactores. Para ello, se hace una revisión de información bibliográfica acerca de este proceso, para determinar la manera de incrementar la capacidad de producción, aprovechando la mayor parte de la infraestructura que tiene la planta.

Con base en lo anterior, el presente trabajo de tesis tiene el objetivo que se menciona a continuación, a partir de la hipótesis que se indica en el párrafo subsiguiente.

### OBJETIVO

Aplicar la estrategia mediante la realización de la ingeniería de proceso necesaria, para incrementar 22.22% la capacidad de una planta de producción de poliestireno por el proceso en suspensión.

### HIPÓTESIS

Es posible incrementar la capacidad de producción de poliestireno, de una planta que opera por lotes, aprovechando la mayor parte del equipo existente, con modificaciones mínimas en la infraestructura actual y una flexibilidad de operación adecuada, con una tasa interna de retorno aceptable.



# CAPÍTULO 1

---

## ANTECEDENTES

Este capítulo está basado en los artículos de Vivaldo-Lima, E.; Wood, P.E.; Hamielec, A.E. [2] y Yuan et al. [3].

### 1.1 Polimerización en suspensión.

El término polimerización en suspensión describe un proceso en el cual un monómero, relativamente insoluble en el agua es disperso como gotas, las cuales están bajo una fuerte agitación, para producir partículas de polímero como una fase sólida dispersa. Se emplean iniciadores solubles en el monómero líquido en estos procesos de polimerización.

La principal ventaja en la polimerización en suspensión es la formación de una dispersión de gotas de monómero en la fase acuosa, con coalescencia controlada de esas gotas durante el proceso de polimerización. La tensión interfacial, el grado de agitación y el diseño del agitador/reactor gobiernan la dispersión de las gotas del monómero, típicamente con diámetros en el rango de 10  $\mu\text{m}$  a 2 mm. La presencia de agentes de suspensión (estabilizadores) evita la coalescencia de las gotas del monómero y la adhesión de partículas parcialmente polimerizadas durante el curso de la polimerización, de tal forma que los sólidos puedan ser producidos de la misma forma esférica, en la cual el monómero fue disperso en la fase acuosa.

El reactor es normalmente un tanque agitado. La fase del monómero está sujeta a fluctuaciones de presión turbulenta o a esfuerzos viscosos, lo cual provoca que se rompan en gotas pequeñas, las cuales toman una forma esférica bajo la influencia de la tensión interfacial. Esas gotas están bajo constante colisión (velocidad de colisión  $\geq 1 \text{ s}^{-1}$ ), con algunas de las colisiones dan como resultado, coalescencia. Eventualmente, se establece un equilibrio dinámico, conduciendo a un tamaño de partícula estacionario. En algunos casos, un dispersante apropiado puede ser usado para inducir la formación de una película protectora en la superficie de la gota.

La parte más importante en la operación de la polimerización en suspensión es el control de la distribución de tamaños de partícula. El tamaño de las partículas dependerá del tipo de monómero, el cambio en la viscosidad de la fase dispersa con el tiempo, el tipo y concentración del estabilizador y las condiciones de agitación en el reactor. La morfología es una característica importante para la aplicación del polímero, particularmente en los casos de poliestireno expansible, resinas de intercambio iónico y poli(cloruro de vinilo).

La polimerización en suspensión tiene las siguientes ventajas comparadas con otros procesos de polimerización (masa, solución y emulsión): fácil remoción del calor y temperatura, baja viscosidad de la fase dispersa, bajos niveles de impurezas del producto (comparado con el proceso en emulsión); bajos costos de separación (comparado con el proceso en emulsión); y forma de la partícula del producto final. Por otro lado, entre las desventajas de la polimerización en suspensión una de ellas es la baja productividad para la misma capacidad del reactor (comparado con el proceso en masa), problemas de aguas residuales; deposición de polímero en las paredes del reactor, baffles, agitadores y otras superficies, operabilidad de procesos continuos no comerciales hasta ahora, y dificultad para producir composición homogénea, en el caso de copolímeros, durante la polimerización en suspensión por lotes [3].

Un número importante de resinas comerciales se fabrican por polimerización en suspensión, (incluyendo policloruro de vinilo) y copolímeros, resinas de estireno (poliestireno de propósitos generales, poliestireno expansible (EPS), poliestireno de alto impacto (HIPS), poli (estireno-acrilonitrilo (SAN), poli(acrilonitrilo-butadieno-estireno) (ABS), resinas de intercambio iónicos de estireno), poli (metacrilato de metilo) y copolímeros, y poli (acetato de vinilo) [3].

Hasta ahora no se conoce ningún proceso de polimerización en suspensión que opere en forma continua, que sea empleado en una escala comercial, aunque han sido llevados a cabo a nivel laboratorio y de planta piloto.

Algunos de los problemas con la polimerización en suspensión continua, son la deposición de polímero en las paredes del reactor durante la polimerización, la cual afecta la transferencia de calor a través de la chaqueta del reactor, deposición del monómero viscoso, partículas de polímero en las tuberías y bombas, y dificultad para alcanzar altas conversiones [2,3].

El paso de escalar un reactor de una planta piloto a una escala industrial es aún una cuestión de mucho empirismo donde se requiere de mucho tiempo y costosos estudios experimentales. Okufi et al. [4] concluyeron que la similaridad geométrica, la cinemática, dinámica, química y térmica no puede llevarse a cabo simultáneamente en un procedimiento de escalación.

Aunque la polimerización en suspensión ha sido estudiada ampliamente por más de 50 años, la situación actual es que su conocimiento es todavía limitado, puesto que se requiere de mucho esfuerzo experimental y conocimiento empírico para diseñar nuevas resinas y escalar su producción de reactores de planta piloto a reactores de nivel industrial. Los puntos menos desarrollados en la polimerización en suspensión están relacionados al cambio del comportamiento reológico de la masa que reacciona durante la polimerización, el flujo no homogéneo caracterizado por distribuciones no homogéneas de disipación de energía dentro del reactor, a las relaciones entre ellas y a la cinética



de polimerización, con el fenómeno ruptura/coalescencia que finalmente determina la distribución de tamaños de partícula.

## **1.2 Importancia del mezclado en la polimerización en suspensión.**

Desde hace tiempo se sabe que algunos de los factores que tienen influencia en la distribución de tamaños de partícula en la polimerización en suspensión son la geometría y el tamaño del recipiente, tipo de agitador, diámetro del agitador (relativo a las dimensiones del reactor), espacio libre del agitador, presencia o ausencia de internos (tales como baffles).

## **1.3 Procedimientos de escalación.**

El tamaño de la gota en un reactor de polimerización es influenciado por fluctuación turbulenta, tensión interfacial, esfuerzos viscosos debido a la deformación de la gota y fuerzas de adhesión. Una lista de correlaciones propuestas para propósitos de escalación, los cuales consideran los efectos de estas propuestas, se incluyen en el artículo de Yuan et al. [3]. Oldshue et al. [5] estudio con la diferencia entre el comportamiento entre reactores de tanque agitado de planta piloto y de plantas a nivel industrial, concluyendo que es necesario sensibilizar la planta piloto usando técnicas no geométricas para obtener el tiempo de mezclado, tiempo de circulación y otros fenómenos que se aproximan con lo que está sucediendo en una planta a escala industrial. A menos que esto se haga Oldshue et al. [5] advirtieron, que el efecto de las variables de reacción química y polimerización puede desaparecer completamente en el laboratorio y en una planta piloto, así mismo le podría suceder a un reactor de gran tamaño.

Villalobos [6] desarrolló un procedimiento para escalar hacia abajo y hacia arriba reactores de polimerización en suspensión, los cuales implican el establecer un compromiso entre incrementar (disminuir) la concentración del estabilizador y disminuir (incrementar) la relación monómero-agua cuando se requiere escalar hacia abajo (arriba). La razón por la que estas condiciones físicas cambian es debido a que la relación de área relativa por unidad de volumen disminuye marcadamente conforme el volumen del reactor se incrementa.

Özkaya et al. [7] desarrollaron una correlación semiempírica dependiente de la fórmula que relaciona el tamaño de la partícula del cloruro de polivinilo (PVC), obtenido en suspensión, para las propiedades geométricas e interfaciales y la velocidad de agitación del sistema.

No hay una regla simple o procedimiento para escalar reactores de polimerización en suspensión hacia arriba o hacia abajo. De hecho no hay una regla simple para escalar en la mayoría de las situaciones de mezclado.

#### **1.4 Distribución de tamaños de partícula.**

En la polimerización en suspensión el tamaño de partícula se determina principalmente por la velocidad del agitador y su diseño, y por el sistema de suspensión que se usa. En otras palabras el grado de turbulencia y la tensión interfacial entre las gotas del monómero y el agua controlan el tamaño de partícula.

En la polimerización en suspensión existen fenómenos fisicoquímicos que se requieren controlar para lograr un polímero con cierto tamaño de partícula. Estos fenómenos son, la reología de las gotas, agentes de suspensión o estabilizadores, campo de flujo, rompimiento y coalescencia de gotas. Estos fenómenos se describen a continuación.

##### **1.4.1 Reología de las gotas.**

Cuando una gota viscosa es suspendida en una fase continua, a régimen turbulento, las fuerzas asociadas con dicha fase (fuerzas inerciales y viscosas) actúan sobre toda la superficie de la gota, induciéndola a deformarse. Debido a la deformación experimentada, se crean esfuerzos viscosos y presiones dinámicas dentro de la gota, los cuales, junto con las fuerzas superficiales inducidas por la tensión interfacial, actúan para contrarrestar la deformación y estabilizar a la gota. Cuando la viscosidad de la gota es apreciable, los esfuerzos viscosos son mayores que los superficiales, por lo que la estabilidad de la gota estará determinada por sus propiedades reológicas; por el contrario, cuando la viscosidad es baja (menor que 10 cp) la estabilidad estará determinada por la tensión interfacial. Si tanto los esfuerzos viscosos como los superficiales son del mismo orden de magnitud, la estabilidad dependerá de ambos. De lo anterior se aprecia que la distribución de tamaños de partícula de equilibrio, en este caso para una dispersión líquido-líquido, se alcanzará cuando las fuerzas externas sean contrarrestadas por las fuerzas cohesivas.

### 1.4.2 Agente de suspensión y estabilizadores.

Si se lleva a efecto una polimerización bajo condiciones uniformes de agitación, sin añadir agente de suspensión, la viscosidad de las gotas aumenta con la conversión, disminuyendo la tendencia de coalescencia pero también disminuye la redispersión (ruptura). Esto provoca un aumento del tamaño de las gotas y puede ocasionar aglomeramientos de las mismas, antes de que la viscosidad sea lo suficientemente grande como para evitar la coalescencia de partículas. Es por ello que las polimerizaciones en suspensión sin agentes de suspensión no son de utilidad comercial [8].

Los agentes de suspensión que detienen la coalescencia en las polimerizaciones en suspensión son de dos tipos: (a) polímeros orgánicos solubles en agua, frecuentemente llamados “coloides protectores” y (b) materiales inorgánicos insolubles en agua, finamente divididos. Estos últimos son efectivos únicamente cuando se encuentran presentes en las películas superficiales entre el agua y las gotas de monómero. La frecuencia de coalescencia entre gotas rodeadas por películas de agua con agente de suspensión es menor que en el caso de colisiones entre gotas que carecen de dichos agentes protectores.

Ciertos estudios sobre el mecanismo de acción de los “coloides protectores” han demostrado que la viscosidad en la fase de las películas circundantes es mucho mayor en presencia de agentes de suspensión. Los agentes de suspensión solubles parecen formar una capa protectora, la cual conserva separadas a las gotas y obstaculiza la coalescencia. Dicho de otra manera, la función de un agente de suspensión es rodear a la gota de monómero, la cual está dispersa en agua debido a la agitación, con una capa monomolecular; ésto obstruye la coalescencia entre dos gotas que chocan, pero también inhibe la ruptura de éstas. En un sistema de suspensión que ha perdido su capacidad de suspensión, la aglomeración se da muy rápido, ocurriendo una separación de fases, estireno en la fase ligera y agua en la fase pesada. No obstante, si ésto sucede en las primeras etapas de la polimerización es posible redistribuir el monómero al reiniciar la agitación, reestableciendo la suspensión.

### 1.4.3 Rompimiento y coalescencia de gotas.

Si dos líquidos inmiscibles se agitan, se forma una dispersión en la cual ocurren ruptura y coalescencia de gotas en forma simultánea. Si la agitación se prolonga por tiempo suficiente, se obtiene un equilibrio dinámico entre ruptura y coalescencia. El tamaño promedio de las gotas en equilibrio dependerá de las condiciones de agitación, las cuales afectan la dispersión de varias formas:

- a) las gotas se rompen en regiones de alto esfuerzo cortante, cerca de las hojas del agitador.
- b) la velocidad turbulenta y las variaciones de presión en la superficie de una sola gota pueden causar ruptura;
- c) el flujo turbulento puede acelerar o disminuir la coalescencia de gotas.

En una dispersión agitada, la rapidez de coalescencia de gotas puede acelerarse o retardarse por medio de turbulencia, dependiendo de las propiedades físicas de los constituyentes del sistema.

Las fluctuaciones de velocidad incrementan la rapidez de colisiones entre gotas e incrementan, por tanto, la oportunidad de coalescencia. Sin embargo, es bien sabido que solo una pequeña fracción de las colisiones origina coalescencia.

La efectividad en la prevención de coalescencia depende del diámetro de partícula, ya que las fuerzas de adhesión y las inerciales son funciones de éste. El diámetro mínimo para el cual la energía debida a fluctuaciones de velocidad es igual a la energía de adhesión, depende de la intensidad de agitación y de las propiedades físicas de los constituyentes.


La agitación mecánica somete a las gotas de monómero a un arrastre viscoso que provoca una elongación hasta adquirir una forma de hilo y una posterior degeneración en gotas más pequeñas.

En una suspensión mecánica simple (una suspensión estabilizada únicamente por agitación), bajo una rapidez total de corte constante, el equilibrio dinámico se alcanza rápidamente.

Cabe mencionar que el fenómeno de ruptura-coalescencia de gotas en una polimerización en suspensión resulta complicado, en su formulación matemática, debido al aumento de la viscosidad con el avance de reacción.

Un concepto importante para el entendimiento y control del proceso de polimerización en suspensión es el de "Punto de Identificación de partícula" (PIP). Este punto es el grado de conversión (porcentaje) después del cual las partículas mantienen su "identidad" por el resto de la polimerización; es decir, cuando ya no hay cambios perceptibles en la distribución de tamaños de partícula.

Aunque la polimerización en suspensión se ha estudiado por más de 50 años, el problema principal al que se enfrentan los productores e investigadores con sus procesos es en el control de tamaño de partícula el cual hasta ahora resulta ser un problema no resuelto. Esta situación no debe de sorprender si se toma en cuenta la complejidad del fenómeno (cinética de polimerización, comportamiento reológico del polímero/ partículas del monómero, propiedades interfaciales, estabilidad de la suspensión).



# CAPÍTULO 2

---

## INGENIERÍA CONCEPTUAL

Para el desarrollo del presente capítulo se tomo como base, información de los capítulos 2, 3 y 4 "Site selection", "The scope" y "Process design and safety" respectivamente [1].

## 2.1 Propuesta para incrementar la capacidad de producción de poliestireno.

Una de las alternativas para incrementar la capacidad de producción de poliestireno fue la de analizar la factibilidad de que el proceso de producción de poliestireno en suspensión fuera continuo, pero con base en la información dada en el capítulo 1, resulta que hasta ahora no es posible, ya que se presentan una serie de problemas como son, la aglomeración de partículas, adherencia de estireno a las paredes del reactor y de la tubería.

También del capítulo 1 se sabe que es posible escalar reactores de polimerización en suspensión, sin embargo, para ello se requiere de hacer experimentación para determinar que variable tendría que cambiar, dichas variables son relación monómero/agua, la concentración del estabilizador o la agitación. El realizar todo esto es para tener una cierta distribución de tamaños de partículas, tal que si no se logra el producto en si cambia.

Es bien conocido que todo esto lleva mucho tiempo y para lograrlo, se requiere de investigación experimental o la elaboración de modelos matemáticos basados en primeros principios, los cuales resultan ser muy complejos.

Por estas razones es que para incrementar la capacidad de producción de la planta, se propone el de adicionar un reactor igual al existente. Dicho en otras palabras, el hacer esto implica el tener las mismas condiciones de operación que tiene el reactor existente, logrando tener el mismo producto, sin que sus propiedades se vean alteradas. Dicha propuesta asegura el tener la misma agitación, la misma relación de materias primas, tal como se muestra en los diagramas de bloques mostrados en las figuras 1,2 y 3. [1], así como los mismos tiempos de reacción.

Dicha propuesta para incrementar la capacidad de poliestireno, nos conduce a operar los reactores de una manera desfasada, de tal manera que se tenga a la salida del tanque de lavado un flujo continuo de producción de poliestireno.

Dado que la mayoría de los equipos principales están sobrediseñados, el interés de incrementar la capacidad de producción de poliestireno, es la de aprovechar la infraestructura actual, con cambios mínimos en el proceso actual.

Para lograr dicho objetivo se toma información existente de la planta de poliestireno en la cual se tienen la descripción del proceso, el diagrama de flujo de proceso, el balance de materia y también información de los equipos existentes. Para comprender mejor las características de este proceso, a continuación se describen aspectos tecnológicos del proceso en suspensión con la que fue diseñada esta planta.

## 2.2 El proceso en suspensión empleado para producir poliestireno.

Existen muchas maneras de hacer poliestireno usando el proceso en suspensión. La manera de producirlo es por lotes ya que hasta ahora no ha sido posible obtenerlo mediante una forma continua, por las razones técnicas descritas en el capítulo 1. Para este caso se usa un esquema por lotes. En el proceso en suspensión un número de pequeñas gotas de estireno de 0.15-0.50 mm de diámetro son suspendidas en agua. La reacción ocurre dentro de las gotas. Para ayudar en el tamaño de las gotas se usan un agente de suspensión y para mantenerlas a ese tamaño se usa un agente estabilizador.

Church [9] da la siguiente información general acerca del proceso en suspensión. Algunos agentes típicos de suspensión son metil celulosa y ácidos poli acrílicos. (Smith [10] además de estos lista alcohol polivinílico, poliestireno sulfonado y polivinil pirolidona). Su concentración en la suspensión está entre 0.01 y 0.5 por ciento del monómero cargado. Los agentes estabilizantes son a menudo inorgánicos insolubles tales como carbonato de calcio, fosfatos de calcio o arcilla bentonita.

(Smith [10] además lista sulfato de bario, oxalato de calcio e hidróxido de aluminio). Estas están presentes en cantidades más pequeñas. Estos están presentes en cantidades más pequeñas que los agentes de suspensión. Los iniciadores son normalmente peróxidos. Los más comunes son benzofos, diacetilos, lauroilos, caproilos y ter-butílos. Su concentración varía de 0.1 a 0.5 por ciento del monómero cargado. La relación a medio dispersante está entre 10 y 40 por ciento. Las partes por cada 100 partes de monómero que son típicas están dadas en la tabla 1 junto con la temperatura y el ciclo de reacción. Anderson [11] establece los tiempos de reacción los cuales varían de 6 a 20 horas dependiendo del producto deseado.

Obviamente más de una receta o fórmula es exitosa. Ninguno revelará sus condiciones de mezcla o de reacción. Por esta razón es que para este caso de estudio se tomó un compromiso entre las dos mezclas de la tabla 1.

**Tabla 1.** Formulaciones típicas usadas para el proceso en suspensión de poliestireno por lotes.

	<u>Partes</u>	
	Smith <sup>a</sup>	Church <sup>b</sup>
Estireno	100	100
Agua	400	68
Fosfato de calcio	0.2	
Fosfato tricálcico		0.77
Metil celulosa	0.5	
Dodecilbencensulfonato de sodio		0.00256
Peróxido de diacetilo	0.3	
Peróxido de benzoilo		0.204
Temperatura de reacción (°F)	194°	190-200°
Ciclo de reacción (horas)	6.5	3-4

<sup>a</sup> W. M. Smith, *Manufacture of plastics*, Reihold, New York 1964, p.410.

<sup>b</sup> J. M. Church, *Suspension polymerization*, *Chemical Engineering*, Aug. 1, 1966, p.79.

### 2.3 Agentes de suspensión.

Este proceso requiere de fosfato tricálcico y para mantenerlas a un determinado tamaño se usa como agente estabilizante el dodecilbencensulfonato de sodio.

### 2.4 Iniciadores para polimerización.

Los iniciadores que se emplean en general para iniciar la polimerización, son principalmente los peróxidos, los cuales pueden ser: benzoílos, diacetilo, lauroílo, caproílo, y peróxidos de terbutilo. Para este proceso en particular se emplea el peróxido de benzoilo [BPO].



## 2.5 Propiedades físicas.

Las propiedades físicas de los polímeros tales como la porosidad, densidad y peso molecular dependen de muchos factores tales como: la composición del sistema de suspensión, del tipo y cantidad de agentes estabilizantes, el grado de agitación, la relación del monómero al medio de suspensión, el tipo y calidad del iniciador, temperatura, presión y presencia de impurezas.

La cantidad necesaria del iniciador depende de la reactividad del monómero y del grado de polimerización deseado.

## 2.6 Temperatura y velocidad de reacción.

En la mayoría de las reacciones de polimerización la temperatura es la variable más crítica a ser controlada. El grado de polimerización es una función directa de la temperatura así como la configuración o estructura del polímero. Si la temperatura es demasiado alta, se tiene un polímero de bajo peso molecular y como consecuencia un poliestireno de baja calidad.

En este proceso, la reacción se lleva a cabo a una temperatura de 194 °F.

Esta polimerización es por adición, la cual consta de tres etapas las cuales son, iniciación, propagación y terminación. En la etapa de iniciación cuando se generan radicales libres en presencia de un monómero vinílico, el radical se adiciona al doble enlace con la producción de otro radical; en la etapa de propagación, la cadena radical formada en la etapa de iniciación, es capaz de adicionar monómeros sucesivos para propagar dicha cadena. Por último en la etapa de terminación, la propagación podría continuar hasta que el suministro de monómero se agotase. La etapa de terminación puede tener lugar de dos formas combinación o acoplamiento ó desproporción. Dado que estructura del estireno no presenta impedimento estérico, se tiene una cadena polimérica de gran tamaño, por lo que el grado de polimerización es grande [12].

## 2.7 Descripción de los diagramas de bloques de proceso de producción de poliestireno de propósitos generales, medio impacto y alto impacto.

Los diagramas de bloques de proceso muestran la relación de materias primas requeridas para producir una libra de poliestireno. También se muestran los tiempos de carga y descarga así como la temperatura de polimerización. Toda esta información se da en las figuras 1,2 y 3 respectivamente [1].

Figura 1. Diagrama de bloques de proceso para obtener poliestireno de propósitos generales [1].

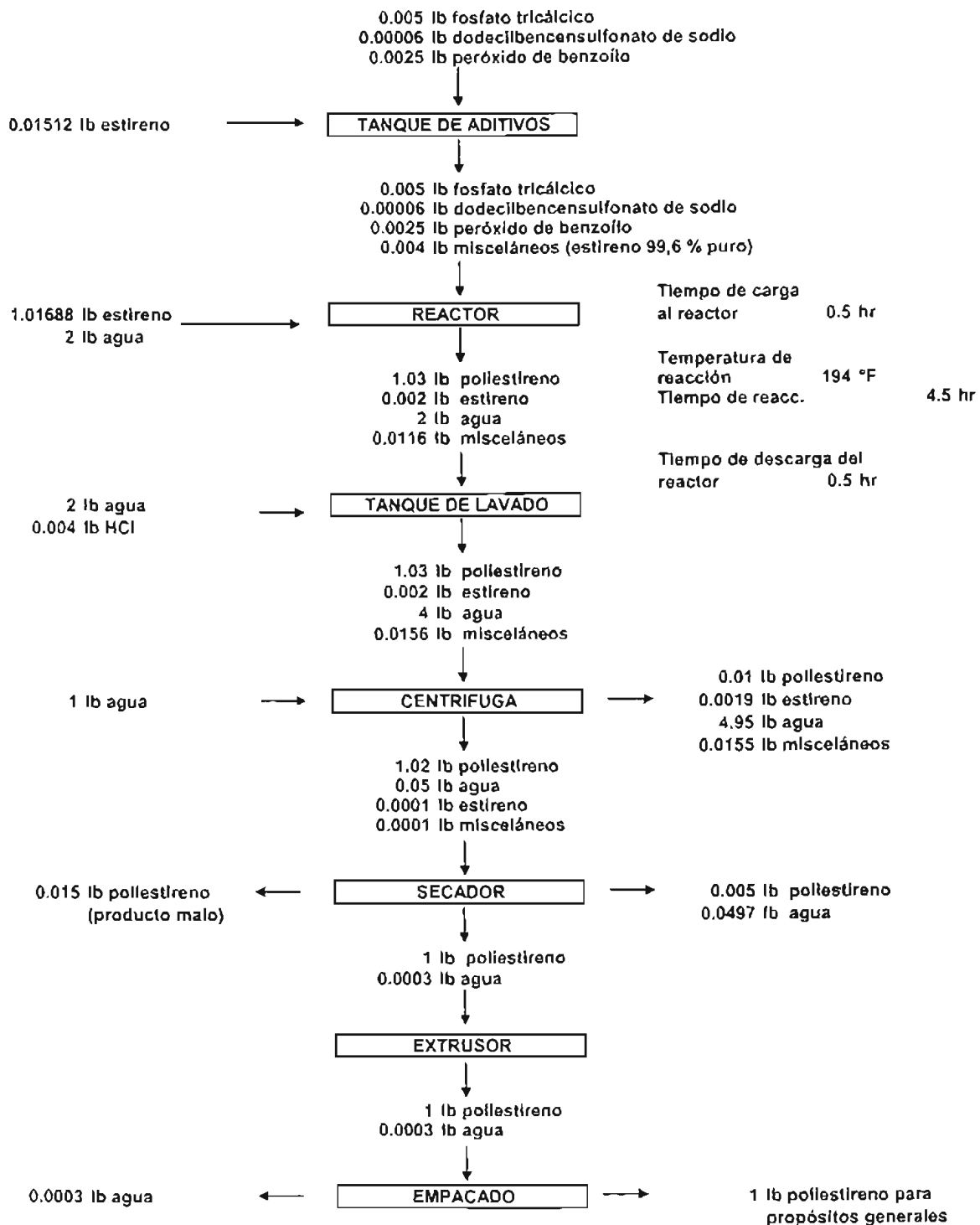
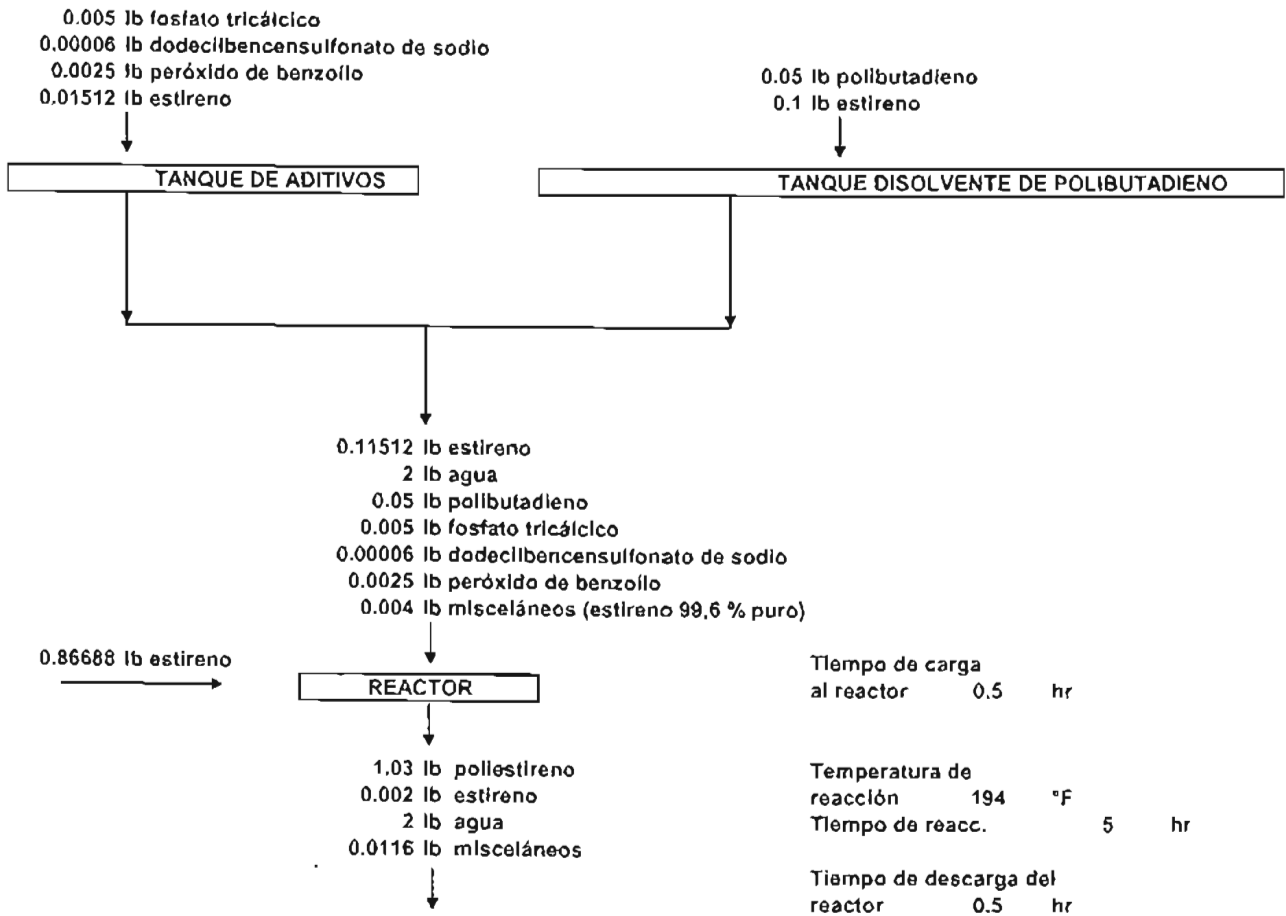
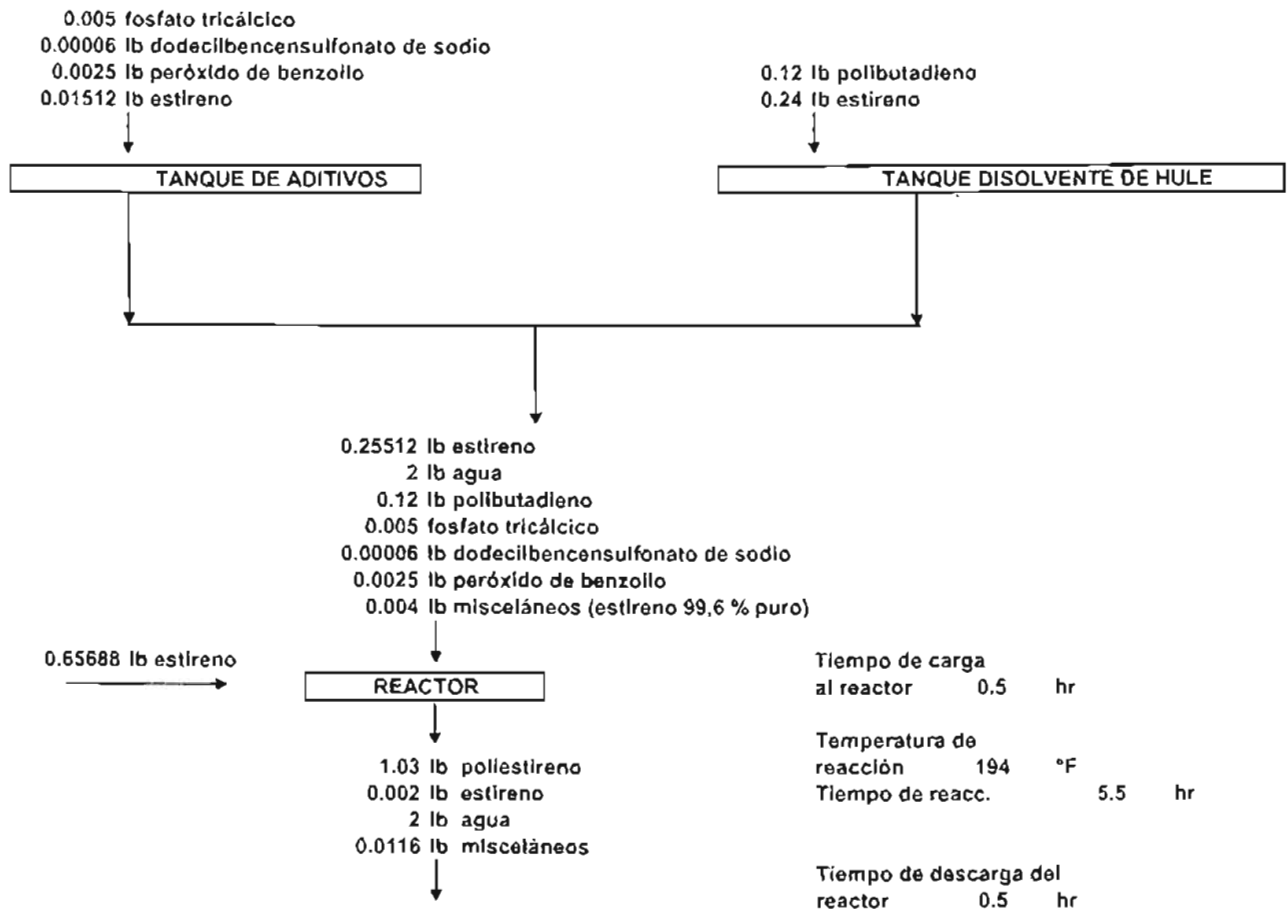


Figura 2. Diagrama de bloques de proceso para obtener poliestireno de medio impacto [1].



NOTA: LOS BALANCES UNITARIOS PARA LOS EQUIPOS SUBSECUENTES SON IGUALES AL BALANCE DE PROPOSITOS GENERALES

Figura 3. Diagrama de bloques de proceso para obtener poliestireno de alto impacto [1].



NOTA: LOS BALANCES UNITARIOS PARA LOS EQUIPOS SUBSECUENTES SON IGUALES AL BALANCE DE PROPOSITOS GENERALES

De los diagramas anteriores se puede observar que únicamente se modifican las proporciones de estireno y polibutadieno que se alimentan al reactor, cuando se producen poliestireno de propósitos generales, medio impacto y alto impacto, así como los tiempos de reacción para cada uno de ellos. Para la producción de poliestireno de medio y alto impacto, se usa hule (polibutadieno), en la polimerización de estireno, para formar una dispersión de hule (capturado en poliestireno) en una matriz de poliestireno. Estas partículas de hule, responsables de la resistencia al impacto, son las que absorben energía al golpear el material.

Los balances unitarios, después del reactor, son idénticos para cada uno de los tipos de poliestireno mencionados anteriormente.

La sección del proceso por lotes incluye la preparación de los aditivos y la carga al reactor. La descarga del reactor necesita pasar por una etapa de lavado con ácido clorhídrico y posteriormente de la remoción de agua empleando una centrífuga.

Para lograr las especificaciones del extrusor, en cuanto a agua se refiere, es necesario alimentar la descarga de la centrífuga a un secador con aire.

El efluente del secador se alimenta al extrusor el cual, además de generar los "fideos" y enfriarlos con agua desionizada, los alimenta a la cortadora para dar el tamaño de partícula especificada.

El producto se envía a los sistemas de empaquetado para su almacenamiento posterior.

A continuación se muestra la descripción del proceso para la producción de poliestireno de propósitos generales, medio impacto y alto impacto.

## 2.8 Descripción del proceso actual.

El proceso consiste en la producción de 3 tipos de poliestireno, a partir de estireno, poliestireno de propósitos generales (P.E.P.G.), poliestireno de mediano impacto (P.E.M.I.), y poliestireno de alto impacto (P.E.A.I.), agua desmineralizada (que funciona como el medio de suspensión), así como agentes químicos estabilizantes como el fosfato tricálcico, y dodecilsulfonato de sodio, un iniciador en este caso peróxido de benzoilo, así como ácido clorhídrico para la neutralización de fosfatos y polibutadieno para la producción de poliestireno de mediano y alto impacto en diferentes proporciones.

El estireno es recibido en barco y es descargado al tanque de almacenamiento D-101 mediante las bombas de descarga P-101 y P-102. La salida del tanque D-101 es de tres corrientes y cada una de ellas se describe a continuación.

La primera corriente mediante la bomba de descarga P-105, transporta el estireno al tanque mezclador de aditivos D-201 desde el tanque de almacenamiento de estireno D-101, en donde se mezcla con los aditivos que son transportados desde el almacén con el montacargas Tr-604.

En el tanque D-201 el agitador Ag-201 mezcla el estireno con los aditivos (fosfato tricálcico, dodecibencensulfonato de sodio y peróxido de benzoilo), y una vez lograda una mezcla homogénea se descarga a cualquiera de los tres reactores de polimerización R-301, R-302 y R-303, dependiendo de cual de los tres tipos de polímeros se estén produciendo.

La segunda corriente de estireno es transportada por las bombas de descarga P-103 y P-104 desde el tanque de almacenamiento de estireno D-101 a cualquiera de los tres reactores de polimerización R-301, R-302 o R-303, después de pasar a través del intercambiador de calor de estireno E-201, donde se incrementa la temperatura desde 77 °F hasta 194 °F; la transferencia de calor se realiza por medio de vapor de baja presión.

La tercera corriente de estireno mediante la bomba P-106, transporta estireno al tanque disolvente de polibutadieno D-203 (únicamente cuando se produce poliestireno de medio ó alto impacto). La descarga de este, se manda a los reactores de polimerización R-302 ó R-303.

El agua que se emplea para la reacción proviene de los enfriadores con agua D-501 a D-509 y es enviada mediante las bombas P-201 a P-210 a los tanques D-205 y D-206 en donde se precalienta por contacto directo con vapor para posteriormente alimentarse a los reactores R-301, R-302 y R-303.

El agua desionizada se obtiene empleando una planta desmineralizadora, la cual no será descrita por estar fuera de los límites de batería.

Los tres reactores R-301, R-302 y R-303 cuentan con una chaqueta, por donde se hace circular vapor o agua de enfriamiento, para controlar la temperatura de reacción, una vez iniciada ésta. Una vez terminada la reacción, la carga pasa inmediatamente a los tanques de lavado D-301 D-302 y D-303, empleando para mezclar los agitadores Ag-309, Ag-310 y Ag-311, respectivamente. A estos mismos tanques se alimenta el ácido clorhídrico, mediante las bombas P-414 y P-415 desde el tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico D-401 a los tanques de lavado mencionados. También a estos tanques se alimenta agua desmineralizada mediante las bombas P-312, P-313 y P-314.

El ácido clorhídrico se carga al tanque de almacenamiento D-401, mediante las bomba P-412 y P-413.

De los tanques de lavado D-301, D-302 y D-303 el poliestireno se bombea a las centrífugas S-401 y S-402 mediante las bombas P-401, P-402 y P-403; a dicha centrífuga también se le suministra agua desionizada mediante las bombas P-406, P-407 y P-408.

De las centrífugas S-401 y S-402 salen dos corrientes, una de ellas lleva poliestireno, estireno que no reaccionó, agua y misceláneos; todo esto es mandado a un sistema de tratamiento de agua residual. La otra corriente transporta el producto principal el cual es enviado a los secadores rotatorios Dr-401 ó Dr-402. También ingresa una corriente de aire caliente a 300 °F, después de pasar por el intercambiador de calor E-401 ó E-402.

Del secador salen dos corrientes, una de aire que arrastra el agua y una pequeña porción de poliestireno, y la otra que transporta poliestireno que pasa por las válvulas rotatorias RV-501 a RV-502.

La corriente de aire que sale del secador, se alimenta a los filtros Fi-403 y Fi-404 y la descarga de éstos se envía al lavador de aire mediante los ventiladores B-401, B-402 y B-403.

La corriente de producto principal que sale del secador es transportada mediante un sistema neumático hacia los ciclones CY-501 a CY-509, para circular posteriormente, a través de las válvulas rotatorias RV-503 a RV-511, hacia los tanques D-510 a D-518, los cuales alimentan hacia los extrusores Ext-501 a Ext-509.

El aire del sistema neumático sale por la parte superior de los ciclones CY-501 a CY-509, mediante los ventiladores de tiro inducido B-501 y B-502, después de pasar por los filtros Fi-503 y Fi-504.

El poliestireno que sale de los extrusores Ext-501 a Ext-509 pasa a los enfriadores con agua D-501 a D-509 y posteriormente es enviado a las cortadoras Cu-501 a Cu-509, respectivamente.

Una vez cortado el poliestireno, se envía a los tanques de almacenamiento D-519 a D-527, para enviarse posteriormente mediante el sistema de transporte neumático hacia los tanques de almacenamiento D-636 y D-637, la descarga de éstos se regula con la válvula rotatoria RV-601. Para transportar el poliestireno se hace pasar una corriente de aire mediante los ventiladores B-601 y B-602, los cuales arrastrarán el producto hasta los tanques de almacenamiento para prueba D-620 a D-624 mediante el transportador de tornillo CV-604.

De los tanques de almacenamiento para prueba D-620 a D-624 sale el poliestireno pasando por la válvula rotatoria RV-613, para ser conducido por aire mediante los ventiladores de tiro inducido B-603 y B-604 a los tanques de almacenamiento D-634 y D-635. El aire que sale de estos tanques se envía al filtro Fi-605.

El poliestireno sale de los tanques de almacenamiento D-634 y D-635, pasando por las válvulas rotatorias RV-602, y por los transportadores de tornillo CV-605 y CV-606, para ser llevado a los tanques de almacenamiento del producto a granel, D-601 a D-610.

De los tanques de almacenamiento D-601 a D-610, el poliestireno sale pasando por la válvula RV-603 hasta llegar al sistema neumático. El poliestireno es transportado por aire mediante los ventiladores de tiro forzado B-605 y B-606 hacia los tanques de almacenamiento D-625, D-626, D-627, D-628, D-629 y D-630.

De los tanques de almacenamiento D-625 y D-626 sale poliestireno, para ser enviado al tanque de almacenamiento D-611, para luego pasar a la unidad automática de embolsado Bg-601.

El contenido de los tanques D-627 y D-630, sale para ser enviado al tanque de almacenamiento D-612, para después mandarse a la estación de llenado de tanques receptores de producto terminado.

De los tanques de almacenamiento D-628 y D-629, sale poliestireno para enviarse al tanque de almacenamiento D-613. El contenido de este tanque se manda a la estación de llenado de cajas Cr-601.

Todo el poliestireno contenido en la unidad automática de embolsado Bg-601, en la estación de llenado de tanques Dm-601 y en la estación de llenado de cajas Cr-601, después de ser pesado en las básculas W-601 y W-602, se envía al almacén mediante el montacargas Tr-605.

Por último, el poliestireno restante se envía a los tanques D-632 y D-614 para cargar los carros de ferrocarril con el producto a granel. Para cargar los camiones con el mismo producto se emplean los tanques D-633 y D-619.

**La secuencia del proceso puede ser que no sea la más adecuada, sin embargo se describe como se muestra en el capítulo 4 “Process design and safety” [1].**

A continuación en los puntos 2.9 y 2.10 se mencionan algunos aspectos de este proceso importantes necesarios para un mejor entendimiento de este proceso [1].

## **2.9 Preparación de la alimentación.**

Para reducir el ciclo de los reactores el estireno y el agua se precalientan. Las temperaturas de las corrientes de entrada se fijan con el fin de obtener la temperatura de reacción deseada.

El agua que entra al reactor se precalienta a 95 °C . Esto se hace mezclando vapor y agua directamente. Esto es conocido como sparging ya que no hay una barrera entre los dos fluidos, es la manera más efectiva y directa para transferir. El agua que entran a los reactores y a las calderas vienen de la misma fuente, puesto que sus costos y su pureza son similares.



La masa de estireno se calienta a 85 °C antes de ser cargado. Esto se hace en un intercambiador de calor de doble tubo el cual esta arriba del reactor. Para que no haya polimerización en el reactor o en las tuberías del sistema, no hay obstrucciones entre este intercambiador de calor y los reactores.

El iniciador, el polibutadieno, el estabilizador y el agente de suspensión se premezclan en estireno y se descargan por gravedad dentro de los reactores. Esta mezcla no se calienta ya que podría polimerizar.

### **2.10 Reactor y áreas de lavado.**

La clave para una exitosa producción de poliestireno es la reacción. La relación de materiales a ser usados se tomaron de la literatura , de la tabla 1.

Se asume que el 99.8 por ciento del estireno reacciona, esto puede ser llevado a cabo usando un promedio de las temperaturas y ciclos dados en la tabla 1.

El agua que se usa para remover el agente de suspensión y estabilizante. Una búsqueda en la literatura no revela la cantidad de agua que debe ser adicionada al lavador. Para determinar la cantidad de agua se debe de realizar una prueba en un laboratorio. Mientras tanto se asume que 2 libras de agua deben se añadidas por cada libra de producto. (Esto es la misma cantidad que se añade al reactor). Se adiciona suficiente ácido clorhídrico para reaccionar con el fosfato tricálcico y hacer un producto soluble. Este ácido reaccionará con cualquier peroxido remanente. Sin embargo casi todo el peróxido reaccionará o se descompondrá, ya que su tiempo de vida media es de 2.1 hr a 85 °C [13].

El lavado podría hacerse en el reactor o en tanques separados. En el esquema propuesto se hace en tanques separados. Estos tanques de lavado también suministran la alimentación al sistema de purificación continuo. Un sistema de purificación continuo es usado porque normalmente es más barato que un proceso por lotes.

## 2.11 Lista de equipo de la planta productora de poliestireno por lotes.

A continuación se muestra la lista de equipo de la planta de poliestireno.

CLAVE DE EQUIPO	CANTIDAD DE EQUIPO	DESCRIPCIÓN DE EQUIPO
Ag-201	1	Agitador para el tanque D-201, acero inoxidable, < 1 hp.
Ag-203	1	Agitador para el tanque D-203 acero inoxidable, < 1 hp.
Ag-301 a Ag-303	3	Agitadores para los reactores R-301, R-302 y R-303, 230 hp Tipo ancla, 40 rpm, de acero inoxidable.
Ag-309 a Ag-311	3	Agitadores para los tanques de lavado D-301, D-302 y D-303. Tipo hélice, 100 hp, hecho de acero inoxidable.
BD-101	1	Barcaza de 215 ft de longitud, 20 pies de ancho.
Bg-601	1	Unidad automática de empacado, 9 bolsas/min.
B-401 a B-403	3	Soplador, BHP=20.
B-501 & B-502	2	Soplador, BHP=8.4.
B-601 & B-602	2	Soplador, BHP=15.
B-603 & B-604	2	Soplador, BHP=40.
B-605 & B-606	2	Soplador, BHP=125.
Cu-201	1	Cortador de polibutadieno 4,000 lb/hr.
Cu-501 a Cu-509	9	Cuchillo cortador de precisión, 2 ft de filo, 60 hp.
Cv-601	1	Transportador para tanques, 30 ft longitud, 20 in. ancho.
Cv-602	1	Transportador para cajas, 30 ft longitud, 40 in. ancho.
CV-603	1	Sistema de transportación neumático. 2000 ft.
CV-604	1	Transportador de tornillo, L=70 ft, D=10 in., 18,050 lb/hr, 2 hp.
CV-605 & CV-606	2	Transportador de tornillo, L=60 ft, D=12 in., 36,000 lb/hr, 3 hp.
CV-607	1	Transportador de tornillo, L=150 ft, D=12 in., 36,000 lb/hr, 6 hp.
CY-501 a CY-509	9	Separador ciclónico, capacidad 706 ft <sup>3</sup> /min.
Cr-601	1	Estación de llenado de cajas.
D-101 a D-103	3	Tanque de almacenamiento de estireno de 429,000 gal. D=45 ft, L=36 ft, de acero cubierto con epóxido.
D-201	1	Tanque mezclador de aditivos, de 250 gal, de acero inoxidable.
D-203	1	Tanque disolvente de hule, enchaquetado, hecho de acero inoxidable 3,300 gal. D=6.5 ft y L=13 ft

D-301 a D-303	3	Tanque de lavado, aislado, V=41,000 gal., D=15 ft, L=30 ft de acero inoxidable.
D-401	1	Tanque de almacenamiento de HCl, D=11.5 ft, L=23 ft, de acero inoxidable.
Dr-401 y Dr-402	2	Secador de acero al carbón, aislado, D=6.5 ft, L=38 ft
D-501 a D-509	9	Baño de agua L=5 ft, H=2 ft, A=2 ft, de aluminio.
D-510 a D-518	9	Almacén para la alimentación al extrusor, D=4.5 ft, L=9 ft, de aluminio.
D-519 a D-527	9	Recipiente de almacenamiento de proceso, D=2.8 ft, L=5.6 ft, de aluminio.
D-620 a D-624	5	Almacén para pruebas, D=11.5 ft, L=26 ft, de aluminio.
D-601 a D-610	10	Almacén del producto a granel, saltador cónico, D=27 ft, L=41 ft, de aluminio.
D-611	1	Almacén para empacado, D=8.5 ft, L=17 ft, de aluminio.
D-612	1	Almacén para tanques, D=8.5 ft, L=8.5 ft, de aluminio.
D-613	1	Tanque de almacenamiento para alimentar la empacadora de cajas, D=8.5 ft, L=8.5 ft, de aluminio.
D-614 a D-619	6	Almacén de bultos para embarque, D=11.5 ft, L=65 ft, aluminio
D-801	1	Tanque de purga 21,700 gal, de acero al carbón.
D-205 & D-206	2	Tanque de almacenamiento de agua caliente D=11.5 ft, L=18 ft, de aluminio.
D-305	1	Tanque de agua de lavado; D=11.5 ft, L=18.75 ft, V=14,600 gal; de aluminio.
D-701	1	Tanque de agua desionizada, D=L=38 ft, de aluminio.
D-702	1	Tanque de agua de emergencia, de acero. D=L=40 ft.
D-703	1	Tanque de agua de enfriamiento, de acero. D=L=25 ft.
Dm-601	1	Estación de llenado de recipientes.
D-625 a D-637	13	Tanque receptor, D=5 ft, L=8 ft, de acero al carbón..
E-201 a E-203	3	Cambiador de calor de tubos, de acero inoxidable. P=200 psig, área=287 ft <sup>2</sup> .
E-401 & E-402	2	Cambiador de calor de aire, de acero al carbón. P=200 psig, área=2810 ft <sup>2</sup> .
Ext-501 a Ext-509	9	Extrusor D=8 in. L=16 ft, 225 hp, de acero inoxidable.
Fi-401 y Fi-402	2	Filtro de aire, 3,600 in <sup>2</sup> .

Fi-403 y Fi-404	2	Filtro bolsa, 6,000 ft <sup>2</sup> para procesar 8,100 ft <sup>3</sup> /min.
Fi-501 & Fi-502	2	Filtro de aire de 400 in <sup>2</sup> .
Fi-503 & Fi-504	2	Filtro Bolsa, 450 ft <sup>2</sup> , capacidad 706 ft <sup>3</sup> /min.
Fi-601	1	Filtro de aire, con un área de 800 in <sup>2</sup> .
Fi-602	1	Filtro de aire, con un área de 1,200 in <sup>2</sup> .
Fi-603	1	Filtro de aire, con un área de 2,400 in <sup>2</sup> .
Fi-604	1	Filtro Bolsa, 900 ft <sup>2</sup> , capacidad 1,375 ft <sup>3</sup> /min.
Fi-605	1	Filtro Bolsa, 1,800 ft <sup>2</sup> , capacidad 1,800 ft <sup>3</sup> /min.
Fi-606	1	Filtro Bolsa, 3,600 ft <sup>2</sup> , capacidad 3,600 ft <sup>3</sup> /min.
P-101 & P-102	2	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=38, 1,200 gal/min.
P-103 & P-104	2	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=13, 300 gal/min.
P-105 & P-106	2	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=2.4, 50 gal/min.
P-201 a P-210	10	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=5.4, 100 gal/min.
P-312 a P-314	3	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=15, 800 gal/min.
P-315 & P-316	2	Bomba centrífuga, de acero ductil. BHP=4, 140 gal/min.
P-401 a P-403	3	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=2, 100 gal/min. Requiere de un motor de velocidad variable.
P-406 a P-408	3	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=1, 22 gal/min.
P-409 a P-411	3	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=0.45, 22 gal/min.
P-412 & P-413	2	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=2.4, 133 gal/min.
P-414 & P-415	2	Bomba centrífuga, de acero dúctil. BHP=0.17, 4.3 gal/min.
R-301 a R-303	3	Reactor, enchaquetado, V=27,000 gal, D=13.3 ft, L=26.6 ft, de acero inoxidable.
RV-601	1	Válvula rotatoria de 12 pulgadas, de acero inoxidable.
RV-602	1	Válvula rotatoria de 15 pulgadas, de acero inoxidable.
RV-501 a RV-511	11	Válvula rotatoria de 10 pulgadas, de acero inoxidable.
S-401 y S-402	2	Centrífuga de transportador helicoidal, diámetro de taza =32 pulgadas, motor de 60 hp.
Vf-601 a Vf-633	33	Alimentador vibratorio de sólidos a tanques de almacenamiento.
W-601	1	Bascula para recipientes.
W-602	1	Bascula para cajas.

**NOTA:** Las siguientes bombas son de relevo P-104, P-202, P-314, P-316, P-403, P-408, P-411, P-413 y P-415.

### 2.12 Descripción de la planta productora de poliestireno por lotes.

La planta productora de poliestireno tiene una capacidad de producción de 150,000,000 libras de poliestireno al año de las cuales el 60 % es de poliestireno de propósitos generales, 20 % es de medio impacto y 20 % es de alto impacto [1].

Los diagramas de bloques del proceso se muestran en las figuras 1, 2 y 3, los cuales nos indican la secuencia de transformación de las materias primas hasta el producto terminado, para la producción de poliestireno de propósitos generales, medio impacto y alto impacto. Es importante señalar que la diferencia en el proceso para cada tipo de poliestireno se da únicamente en la cantidad de estireno, la cantidad de polibutadieno y al tiempo de reacción.

Con base en esta información se tiene el diagrama de flujo de proceso para cada una de las secciones de la planta de poliestireno desde el suministro de materia primas hasta la salida del producto. El diagrama de flujo de proceso se muestra al final de este capítulo "Diagrama 1. Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de poliestireno, con capacidad de 150,000,000.00 lb/año". En el presente trabajo se parte de esta información para llevar a cabo los cálculos de la nueva capacidad de producción.

### 2.13 Cálculos de la nueva capacidad de producción de poliestireno.

El incremento propuesto en la nueva producción de poliestireno, con respecto a la capacidad actual de producción, es de 22.22 % para los tres tipos de poliestireno.

$$150,000,000 \frac{\text{lb P.E.}}{\text{año}} \times 0.6 = 90,000,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}$$

$$\frac{90,000,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.6 \times 0.94863} = 18,050.54 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

Considerando el incremento del 22.22% se tiene una nueva capacidad de producción la cual se calcula a continuación:

$$90,000,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} \times 1.2222 = 109,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}$$

$$\frac{109,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.6 \times 0.94863} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

Para el caso de poliestireno de medio impacto y de alto impacto se hace de la misma manera, los resultados se muestran a continuación:

Para el caso de poliestireno de medio impacto, la capacidad de producción es la siguiente:

$$150,000,000 \frac{\text{lb P.E.}}{\text{año}} \times 0.2 = 30,000,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}}$$

$$\frac{30,000,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.2 \times 0.94863} = 18,050.54 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{hr}}$$

$$30,000,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 1.2222 = 36,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}}$$

$$\frac{36,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.2 \times 0.94863} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{hr}}$$

Para el caso de poliestireno de alto impacto la capacidad de producción es la siguiente:

$$150,000,000 \frac{\text{lb P.E.}}{\text{año}} \times 0.2 = 30,000,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}}$$

$$\frac{30,000,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.2 \times 0.94863} = 18,050.54 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{hr}}$$

$$30,000,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}} \times 1.2222 = 36,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}}$$

$$\frac{36,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.2 \times 0.94863} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{hr}}$$

**Tabla 2.** Resultados de la nueva capacidad de producción de poliestireno (lb/año).

	P.E.P.G.	P.E.M.I.	P.E.A.I.
Capacidad de producción actual	90,000,000	30,000,000	30,000,000
Incremento a la capacidad actual	19,998,000	6,666,000	6,666,000
Nueva capacidad de producción	109,998,000	36,666,000	36,666,000







# CAPÍTULO 3

---

## INGENIERÍA BÁSICA

### 3.1 Ingeniería básica del proceso de producción de poliestireno.

Con base en la información dada del capítulo 2 se procede a generar el balance de materia y el diagrama de flujo de proceso de producción de poliestireno, considerando ya la nueva capacidad de producción, en el que se muestran todos los equipos dentro de los límites de batería, así como la recepción de las materias primas hasta el empaqueo final del producto. El diagrama de flujo de proceso se muestra en la parte final de este capítulo.

Con base en el diagrama de flujo de proceso de producción de poliestireno por lotes y a la descripción de este proceso, se procede a desarrollar la ingeniería básica. Con el propósito de comprender mejor la descripción del proceso, a continuación se presenta la nomenclatura usada para identificar los equipos que integran el proceso.

Para el desarrollo del presente capítulo se tomo como base, información del capítulo 5 "Equipment List" y "Energy and utility balances and personnel needs" [1].

**Tabla 3.** Simbología empleada en el diagrama de flujo de proceso (DFP) [1].

Nomenclatura del diagrama de flujo de proceso (DFP)	Significado de la nomenclatura del diagrama de flujo de proceso (DFP)
Ag	Agitador
ATM	Atmósfera
B	Ventilador
Bg	Empacador de bolsas
CY	Ciclón
Cr	Estación de llenado de tanques
Cu	Cortador
AE	Agua de enfriamiento
AD	Agua desionizada
D	Tanque
Dr	Secador
Dm	Estación de llenado de recipientes
E	Intercambiador de calor
Ext	Extrusor
Fi	Filtro
P	Bomba
R	Reactor
RV	Válvula Rotatoria
S	Separador (centrífuga en este caso)
Vap	Vapor saturado
Tr	Montacargas
Ar	Agua de desecho
STA	Sistema de tratamiento de agua

**Tabla 4** Claves para las áreas [1].

Clave	Área
100	Recepción y materias primas
200	Preparación de la alimentación
300	Reactores
400	Purificación del producto
500	Producto terminado
600	Almacenamiento y tubería
700	Servicios
800	Misceláneos

### 3.2 Descripción del proceso de la planta de poliestireno con la nueva capacidad de producción.

El proceso consiste en la producción de 3 tipos de poliestireno, a partir de estireno: poliestireno de propósitos generales (P.E.P.G.), poliestireno de mediano impacto (P.E.M.I.) y poliestireno de alto impacto (P.E.A.I.), usando además del monómero y el polibutadieno, agua desmineralizada (que funciona como el medio de suspensión), así como agentes químicos estabilizantes como el fosfato tricálcico, y dodecilbencensulfonato de sodio, un iniciador en este caso peróxido de benzoílo, así como ácido clorhídrico para la neutralización de fosfatos y polibutadieno para la producción de poliestireno de mediano y alto impacto en diferentes proporciones.

El estireno es recibido en barco y es descargado al tanque de almacenamiento D-101 mediante las bombas de descarga P-101 y P-102. La salida del tanque D-101 es de tres corrientes y cada una de ellas se describe a continuación.

La primera corriente mediante la bomba de descarga P-105, transporta el estireno al tanque mezclador de aditivos D-201 desde el tanque de almacenamiento de estireno D-101, en donde se mezcla con los aditivos que son transportados desde el almacén con el montacargas Tr-604.

En el tanque D-201 el agitador Ag-201 mezcla el estireno con los aditivos (fosfato tricálcico, dodecilbencensulfonato de sodio y peróxido de benzoílo), y una vez lograda una mezcla homogénea se descarga a cualquiera de los seis reactores de polimerización R-301, R-301A, R-302, R-302A, R-303, R-303A, dependiendo de cual de los tres tipos de polímeros se estén produciendo.

La segunda corriente de estireno es transportada por las bombas P-103 y P-104 (Relevo) desde el tanque de almacenamiento de estireno D-101 a cualquiera de los reactores de polimerización, después de pasar a través de los intercambiadores de calor de estireno E-201, donde se incrementa la temperatura desde 77 °F hasta 194 °F. La transferencia de calor se realiza por medio de vapor de baja presión.

La tercera corriente de estireno mediante la bomba P-106, transporta estireno al tanque disolvente de polibutadieno D-203 (únicamente cuando se produce poliestireno de medio ó alto impacto). La descarga de este, se manda a los reactores de polimerización R-302, R-302A, R-303, ó R-303A.

El agua que se emplea para la reacción proviene de los enfriadores con agua D-501 a D-509 y es enviada mediante las bombas P-201 a P-210 a los tanques D-205 y D-206 en donde se precalienta por contacto directo con vapor para posteriormente alimentarse a los reactores R-301, R-301A, R-302, R-302A, R-303 ó R-303A.

El agua desionizada se obtiene empleando una planta desmineralizadora, la cual no será descrita en esta sección por estar fuera de los límites de batería.

Los seis reactores R-301, R-301A, R-302, R-302A, R-303 y R-303A cuentan con una chaqueta, por donde se hace circular vapor o agua de enfriamiento, para controlar la temperatura de reacción, una vez iniciada ésta. Una vez terminada la reacción la carga pasa inmediatamente a los tanques de lavado D-301, D-302 y D-303, empleando para mezclar los agitadores Ag-309, Ag-310 y Ag-311, respectivamente. A estos mismos tanques se alimenta el ácido clorhídrico, mediante las bombas P-414 y P-415 (Relevo) desde el tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico D-401 a los tanques de lavado mencionados. También a estos tanques se alimenta agua desmineralizada mediante las bombas P-312, P-313 y P-314 (Relevo).

El ácido clorhídrico se carga al tanque de almacenamiento D-401, mediante las bomba P-412 y P-413 (Relevo).

De los tanques de lavado D-301, D-302 y D-303 el poliestireno se bombea a las centrifugas S-401 y S-402 mediante las bombas P-401, P-402, P-403 y P-404 (Relevo); a dicha centrifuga también se le suministra agua desionizada mediante las bombas P-406, P-407 y P-408 (Relevo).

De las centrifugas S-401 y S-402 salen dos corrientes, una de ellas lleva poliestireno, estireno que no reaccionó, agua y misceláneos; todo ésto es mandado a un sistema de tratamiento de agua residual. La otra corriente transporta el producto principal, el cual es enviado a los secadores rotatorios Dr-401, Dr-403 y Dr-402 (Relevo). También ingresa una corriente de aire caliente a 300 °F, después de pasar por los intercambiadores de calor de aire E-401, E-403 y E-402 (Relevo).

De los secadores salen dos corrientes, una de aire que arrastra el agua y una pequeña porción de poliestireno, y la otra que transporta poliestireno que pasa por las válvulas rotatorias RV-501 a RV-502.

La corriente de aire que sale del secador, se alimenta a los filtros Fi-403 y Fi-404 y la descarga de éstos se envía al lavador de aire mediante los ventiladores B-401, B-402 y B-403.

La corriente de producto principal que sale del secador es transportada mediante un sistema neumático hacia los ciclones CY-501 a CY-509, para circular posteriormente, a través de las válvulas rotatorias RV-503 a RV-511, hacia los tanques D-510 a D-518, los cuales alimentan hacia los extrusores Ext-501 a Ext-509.

El aire del sistema neumático sale por la parte superior de los ciclones CY-501 a CY-509, mediante los ventiladores de tiro inducido B-501 y B-502, después de pasar por los filtros Fi-503 y Fi-504.

El poliestireno que sale de los extrusores Ext-501 a Ext-509 pasa a los enfriadores con agua D-501 a D-509 y posteriormente es enviado a las cortadoras Cu-501 a Cu-509, respectivamente.

Una vez cortado el poliestireno, se envía a los tanques de almacenamiento D-519 a D-527, para enviarse posteriormente mediante el sistema de transporte neumático hacia los tanques de almacenamiento D-636 y D-637; la descarga de éstos se regula con la válvula rotatoria RV-601.

Para transportar el poliestireno se hace pasar una corriente de aire mediante los ventiladores B-601 y B-602, los cuales arrastrarán el producto hasta los tanques de almacenamiento para prueba D-620 a D-624, mediante el transportador de tornillo CV-604.

De los tanques de almacenamiento para prueba D-620 a D-624 sale el poliestireno pasando por la válvula rotatoria RV-613, para ser conducido por aire mediante los ventiladores de tiro inducido B-603 y B-604 a los tanques de almacenamiento D-634 y D-635. El aire que sale de estos tanques se envía al filtro Fi-605.

El poliestireno sale de los tanques de almacenamiento D-634 y D-635, pasando por las válvulas rotatorias RV-602, y por los transportadores de tornillo CV-605 y CV-606, para ser llevado a los tanques de almacenamiento del producto a granel D-601 a D-610.

De los tanques de almacenamiento D-601 a D-610, el poliestireno sale pasando por la válvula RV-603 hasta llegar al sistema neumático. El poliestireno es transportado por aire mediante los ventiladores de tiro forzado B-605 y B-606 hacia los tanques de almacenamiento D-625, D-626, D-627, D-628, D-629 y D-630.

De los tanques de almacenamiento D-625 y D-626 sale poliestireno, para ser enviado al tanque de almacenamiento D-611, para luego pasar a la unidad automática de embolsado Bg-601.

El contenido de los tanques D-627 y D-630, sale para ser enviado al tanque de almacenamiento D-612, para después mandarse a la estación de llenado de tanques receptores de producto terminado.

De los tanques de almacenamiento D-628 y D-629, sale poliestireno para enviarse al tanque de almacenamiento D-613. El contenido de este tanque se manda a la estación de llenado de cajas Cr-601.

Todo el poliestireno contenido en la unidad automática de embolsado Bg-601, en la estación de llenado de tanques Dm-601 y en la estación de llenado de cajas Cr-601, después de ser pesado en las básculas W-601 y W-602, se envía al almacén mediante el montacargas Tr-605.

Por último, el poliestireno restante se envía a los tanques D-632 y D-614 para cargar los carros de ferrocarril con el producto a granel. Para cargar los camiones con el mismo producto se emplean los tanques D-633 y D-619.

### 3.3 Balance de materia de producción de poliestireno de propósitos generales.

Con base en el incremento deseado del 22.22 % adicional se tiene la nueva producción de poliestireno el cual se calcula a continuación:

$$150,000,000 \frac{\text{lb P.E.}}{\text{año}} \times 0.6 = 90,000,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}$$

$$90,000,000 \frac{\text{lb}}{\text{año}} \times 1.2222 = 109,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}$$

$$\frac{109,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.6 \times 0.94863} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

Con base en la nueva producción de poliestireno por hora, se procede a elaborar el balance de materia, para ello se requiere de la relación estequiométrica de materias primas y producto, los cuales se presentan en el las figuras 1, 2 y 3, presentadas el capítulo 2. Los balances de materia se muestran a continuación.

### 3.3.1 Entrada al tanque de aditivos D-201.

1.032 lb estireno + 2 lb agua + 0.005 lb fosfato tricálcico + 0.00006 lb dodecilbencensulfonato +  
0.0025 lb peróxido de benzoílo + 0.004 lb Misceláneos = 3.04356 lb mezcla

$$\frac{0.005 \text{ lb fosfato tricálcico}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}$$

$$\frac{268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 1,608.30 \frac{\text{lb fosfato tricálcico}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.00006 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla}$$

= 3.22 lb dodecilbencensulfonato de sodio

$$\frac{3.22 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 19.32 \frac{\text{lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.0025 \text{ lb peróxido de benzoílo}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 134.02 \text{ lb peróxido de benzoílo}$$

$$\frac{134.02 \text{ lb peróxido de benzoílo}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 804.12 \frac{\text{lb peróxido de benzoílo}}{\text{hr}}$$

$$2 \times (268.05 + 3.22 + 134.02) = 810.58 \text{ lb de estireno}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{\frac{2.7 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 18,012.89 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{54,514.47 \text{ lb estireno} + 810.58 \text{ lb estireno}} \times \frac{0.004 \text{ lb misceláneos}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} =$$

$$= 3.14 \text{ lb misceláneos}$$

$$\frac{3.14 \text{ lb misceláneos}}{\frac{2.7 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 69.78 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.3.2 Salida del tanque de aditivos D-201.

$$\frac{268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}}{0.5 \text{ hr}} = 536.10 \frac{\text{lb fosfato tricálcico}}{\text{hr}}$$

$$\frac{3.22 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{0.5} = 6.44 \frac{\text{lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\text{hr}}$$

$$\frac{804.12 \text{ lb peróxido de benzoilo}}{0.5 \text{ hr}} = 1,608.24 \frac{\text{lb peróxido de benzoilo}}{\text{hr}}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{0.5 \text{ hr}} = 1,621.16 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{3.14 \text{ lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 6.28 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.3.3 Entrada al reactor de polimerización R-301/R-301A.

Los flujos de salida del tanque de aditivos, son los mismos que entran al reactor de polimerización más los flujos de estireno, misceláneos y agua que se muestran a continuación.



$$\frac{1.032 \text{ lb estireno}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} - 810.58 \text{ lb estireno} = 54,514.47 \text{ lb estireno}$$

$$\frac{54,514.47 \text{ lb estireno}}{\frac{5 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 654,173.64 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,219.10 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,219.09 \text{ lb agua}}{0.5 \text{ hr}} = 214,438.20 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{54,514.47}{810.58 + 54,514.47} \times \frac{0.004 \text{ lb misceláneos}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 211.30 \text{ lb misceláneos}$$

$$\frac{211.30 \text{ lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 422.60 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.3.4 Salida del reactor de polimerización R-301/R-301A.

$$\frac{1.03 \text{ lb poliestireno}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 55,217.11 \text{ lb poliestireno}$$

$$\frac{55,217.11 \text{ lb poliestireno}}{0.5 \text{ hr}} = 110,434.22 \frac{\text{lb poliestireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.002 \text{ lb estireno}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107.22 \text{ lb estireno}$$

$$\frac{107.22 \text{ lb estireno}}{0.5 \text{ hr}} = 214.44 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,217.69 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,217.69 \text{ lb agua}}{0.5 \text{ hr}} = 214,435.38 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.0116 \text{ lb misceláneos}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 621.86 \text{ lb misceláneos}$$

$$\frac{621.86 \text{ lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 1,243.73 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.3.5 Entrada al tanque de lavado D-301/D-302/D-303.

Los flujos de salida del reactor entran al tanque de lavado, más los flujos de agua y ácido clorhídrico los cuales son los siguientes:

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,217.69 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,217.69 \text{ lb agua}}{\frac{16.1 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 399,569.03 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.004 \text{ lb ácido}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 214.44 \text{ lb ácido}$$

$$\frac{214.44 \text{ lb ácido}}{\frac{5.22 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 2,464.83 \frac{\text{lb ácido}}{\text{hr}}$$

**3.3.6 Salida del tanque de lavado D-301/D-302/D-303.**

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 1.03 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 22,723.21 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.002 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 44.12 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 4 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 88,245.48 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0156 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 344.16 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

**3.3.7 Entrada a la centrífuga S-401.**

Los flujos de entrada a la centrífuga, son los de salida del tanque de lavado, más el siguiente flujo de agua

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 22,061.37 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

**3.3.8 Salida de la centrífuga S-401 y entrada al secador Dr-401/Dr-403.**

La salida de la centrífuga tiene dos derivaciones, una que es la que entra al secador y otra que es el agua de desecho. A continuación se muestran las corrientes que salen de la centrífuga para posteriormente entrar al secador.

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 1.02 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 22,502.60 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0001 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 2.21 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.05 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 1103.07 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0001 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 2.21 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

El agua de desecho de salida de la centrífuga se muestra a continuación:

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.01 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 220.61 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0019 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 41.92 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 4.95 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 109,203.78 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0155 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 341.95 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.3.9 Salida del secador Dr-401/Dr-403.

Los siguientes flujos son los que salen del secador y entran al extrusor.

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0003 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 6.62 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

El poliestireno que entra al secador contiene una gran cantidad de agua, la cual se remueve, más una pequeña cantidad de poliestireno.

Los flujos de agua más poliestireno son los siguientes:

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0497 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 1,096.45 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times \left( 0.005 + 0.015 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} \right) = 441.23 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

### 3.3.10 Entrada al extrusor Ext-501.

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0003 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 6.62 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

### 3.3.11 Salida del extrusor Ext-501.

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0003 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 6.62 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

### 3.3.12 Empacado.

Esta es la etapa final del proceso de poliestireno. El flujo de poliestireno que se empaqueta es el siguiente:

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

### 3.4 Balance de materia de producción de poliestireno de medio impacto.

La nueva producción de poliestireno de medio impacto es la siguiente:

$$30,000,000 \frac{\text{lb}}{\text{año}} \times 1.2222 = 36,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}}$$

$$\frac{36,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.20 \times 0.94863} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{hr}}$$

Con base en la nueva producción de poliestireno por hora se tiene el balance de materia, el cual se muestra a continuación.

#### 3.4.1 Entrada al tanque de aditivos D-201.

$$\frac{0.005 \text{ lb fosfato tricálcico}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}$$

$$\frac{268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 1,608.30 \frac{\text{lb fosfato tricálcico}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.00006 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla}$$

$$= 3.22 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}$$

$$\frac{3.22 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 19.32 \frac{\text{lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.0025 \text{ lb peróxido de benzoilo}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 134.02 \text{ lb peróxido de benzoilo}$$

$$\frac{134.02 \text{ lb peróxido de benzoilo}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 804.12 \frac{\text{lb peróxido de benzoilo}}{\text{hr}}$$

$$2 \times (268.05 + 3.22 + 134.02) = 810.58 \text{ lb de estireno}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{\frac{2.7 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 18,012.89 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{46,473.05 \text{ lb estireno} + 810.58 \text{ lb estireno}} \times \frac{0.004 \text{ lb misceláneos}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} =$$

$$= 3.68 \text{ lb misceláneos}$$

$$\frac{3.68 \text{ lb misceláneos}}{\frac{2.7 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 81.78 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.4.2 Salida del tanque de aditivos D-201.

$$\frac{268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}}{0.5 \text{ hr}} = 536.10 \frac{\text{lb fosfato tricálcico}}{\text{hr}}$$

$$\frac{3.22 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{0.5} = 6.44 \frac{\text{lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\text{hr}}$$

$$\frac{804.12 \text{ lb peróxido de benzoilo}}{0.5 \text{ hr}} = 1,608.24 \frac{\text{lb peróxido de benzoilo}}{\text{hr}}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{0.5 \text{ hr}} = 1,621.16 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{3.68 \text{ lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 7.36 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.4.3 Entrada al tanque disolvente de polibutadieno D-203.

$$\frac{0.05 \text{ lb polibutadieno}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 2,680.48 \text{ lb polibutadieno}$$

Considerando que el Cu-201 corta a una velocidad de  $2,000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

$$\frac{2,680.48 \text{ lb polibutadieno}}{2,000 \frac{\text{lb polibutadieno}}{\text{hr}}} = 1.34 \text{ hr}$$

$$\frac{2,680.48 \text{ lb polibutadieno}}{1.34 \text{ hr}} = 2,000.36 \frac{\text{lb polibutadieno}}{\text{hr}}$$

$$2,680.48 \text{ lb polibutadieno} \times \frac{2 \text{ lb estireno}}{\text{lb polibutadieno}} = 5,360.96 \text{ lb estireno}$$

$$\frac{5,360.96 \text{ lb estireno}}{\frac{14.30 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 22,493.54 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{5,360.96 \text{ lb estireno}}{810.58 \text{ lb estireno}} \times 3.68 \text{ lb misceláneos} = 24.34 \text{ lb misceláneos}$$



$$\frac{24.34 \text{ lb misceláneos}}{\frac{14.30 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 102.13 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

#### 3.4.4 Salida del tanque disolvente de polibutadieno D-203.

$$\frac{2,680.48 \text{ lb polibutadieno}}{0.5 \text{ hr}} = 5,360.96 \frac{\text{lb polibutadieno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{5,360.96 \text{ lb estireno}}{0.5 \text{ hr}} = 10,721.92 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{24.34 \text{ lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 48.68 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

#### 3.4.5 Entrada al reactor de polimerización R-302/R-302A.

$$\frac{0.86688 \text{ lb estireno}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 46,473.05 \text{ lb estireno}$$

$$\frac{46,473.05 \text{ lb estireno}}{\frac{21.7 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 128,496.91 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,219.10 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,219.10 \text{ lb agua}}{0.5 \text{ hr}} = 214,438.20 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{46,473.05 \text{ lb estireno}}{810.58 \text{ lb estireno}} \times 3.68 \text{ lb misceláneos} = 210.99 \text{ lb misceláneos}$$

$$\frac{210.99 \text{ lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 421.98 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.4.6 Salida del reactor de polimerización R-302/R-302A.

$$\frac{1.03 \text{ lb poliestireno}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 55,217.11 \text{ lb poliestireno}$$

$$\frac{55,217.11 \text{ lb poliestireno}}{0.5 \text{ hr}} = 110,434.22 \frac{\text{lb poliestireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.002 \text{ lb estireno}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107.22 \text{ lb estireno}$$

$$\frac{107.22 \text{ lb estireno}}{0.5 \text{ hr}} = 214.44 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,217.69 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,217.69 \text{ lb agua}}{0.5 \text{ hr}} = 214,435.38 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.0116 \text{ lb misceláneos}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 621.86 \text{ lb misceláneos}$$

$$621.86 \frac{\text{lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 1,243.73 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.4.7 Entrada al tanque de lavado D-301/D-302/D-303.

Los flujos de salida del reactor entran al tanque de lavado, más los flujos de agua y ácido clorhídrico, los cuales son los siguientes:

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.04366 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,217.69 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,217.69 \text{ lb agua}}{\frac{16.1 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 399,569.03 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.004 \text{ lb ácido}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 214.44 \text{ lb ácido}$$

$$\frac{214.44 \text{ lb ácido}}{\frac{5.22 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 2,464.83 \frac{\text{lb ácido}}{\text{hr}}$$

### 3.5 Balance de materia de producción de poliestireno de alto impacto.

La producción anual de poliestireno de alto impacto es de 30,000,000 libras.

La nueva producción de poliestireno de alto impacto considerando el incremento del 22.22 % es la siguiente:

$$30,000,000 \frac{\text{lb}}{\text{año}} \times 1.2222 = 36,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}}$$

$$\frac{36,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}}}{365 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 0.20 \times 0.94863} = 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{hr}}$$

Con base a la producción de poliestireno por hora se tiene el balance, el cual se muestra a continuación.

#### 3.5.1 Entrada al tanque de aditivos D-201.

$$\frac{0.005 \text{ lb fosfato tricálcico}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}$$

$$\frac{268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 1,608.30 \frac{\text{lb fosfato tricálcico}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.00006 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla}$$

$$= 3.22 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}$$

$$\frac{3.22 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 19.32 \frac{\text{lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.0025 \text{ lb peróxido de benzoílo}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 134.02 \text{ lb peróxido de benzoílo}$$

$$\frac{134.02 \text{ lb peróxido de benzoílo}}{\frac{10 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 804.12 \frac{\text{lb peróxido de benzoílo}}{\text{hr}}$$

$$2 \times (268.05 + 3.22 + 134.02) = 810.58 \text{ lb de estireno}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{\frac{2.7 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 18,012.89 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{35,215.04 \text{ lb estireno} + 810.58 \text{ lb estireno}} \times \frac{0.004 \text{ lb misceláneos}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} =$$

4.82 lb misceláneos

$$\frac{4.82 \text{ lb misceláneos}}{\frac{2.7 \text{ min}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}}} = 107.11 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.5.2 Salida del tanque de aditivos D-201.

$$\frac{268.05 \text{ lb fosfato tricálcico}}{0.5 \text{ hr}} = 536.10 \frac{\text{lb fosfato tricálcico}}{\text{hr}}$$

$$\frac{3.22 \text{ lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{0.5} = 6.44 \frac{\text{lb dodecilbencensulfonato de sodio}}{\text{hr}}$$

$$\frac{804.12 \text{ lb peróxido de benzoílo}}{0.5 \text{ hr}} = 1,608.24 \frac{\text{lb peróxido de benzoílo}}{\text{hr}}$$

$$\frac{810.58 \text{ lb estireno}}{0.5 \text{ hr}} = 1,621.16 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{4.82 \text{ lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 9.64 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.5.3 Entrada al tanque disolvente de polibutadieno D-203.

$$\frac{0.12 \text{ lb polibutadieno}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 6,433.15 \text{ lb polibutadieno}$$

Considerando que el Cu-201 corta a una velocidad de  $2,000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

$$\frac{6,433.15 \text{ lb polibutadieno}}{2,000 \frac{\text{lb polibutadieno}}{\text{hr}}} = 3.21 \text{ hr}$$

$$\frac{6,433.15 \text{ lb polibutadieno}}{3.21 \text{ hr}} = 2,004.09 \frac{\text{lb polibutadieno}}{\text{hr}}$$

$$2 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb polibutadieno}} \times 6,433.15 \text{ lb polibutadieno} = 12,866.30 \text{ lb estireno}$$

$$\frac{12,866.30 \text{ lb estireno}}{\frac{34.33 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 22,486.98 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{12,866.30 \text{ lb estireno}}{810.58 \text{ lb estireno}} \times 4.82 \text{ lb misceláneos} = 76.51 \text{ lb misceláneos}$$

$$\frac{76.51 \text{ lb misceláneos}}{\frac{34.33 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 133.72 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.5.4 Salida del tanque disolvente de polibutadieno D-203.

$$\frac{6,433.15 \text{ lb polibutadieno}}{0.5 \text{ hr}} = 12,866.30 \frac{\text{lb polibutadieno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{12,866.30 \text{ lb estireno}}{0.5} = 25,732.60 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{76.51 \text{ lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 153.02 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.5.5 Entrada al reactor de polimerización R-303/R-303A.

$$\frac{0.65688 \text{ lb estireno}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 35,215.04 \text{ lb estireno}$$

$$\frac{35,215.04 \text{ lb estireno}}{\frac{16.48 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 128,210.10 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.04356 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,219.10 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,219.10 \text{ lb agua}}{0.5 \text{ hr}} = 214,438.20 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{35,215.04 \text{ lb estireno}}{810.58 \text{ lb estireno}} \times 4.82 \text{ lb misceláneos} = 209.40 \text{ lb misceláneos}$$

$$\frac{209.40 \text{ lb misceláneos}}{\frac{16.48 \text{ min}}{\frac{60 \text{ min}}{\text{hr}}}} = 762.38 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

### 3.5.6 Salida del reactor de polimerización R-303/R-303A.

$$\frac{1.03 \text{ lb poliestireno}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 55,217.11 \text{ lb poliestireno}$$

$$\frac{55,217.11 \text{ lb poliestireno}}{0.5 \text{ hr}} = 110,434.22 \frac{\text{lb poliestireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.002 \text{ lb estireno}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107.22 \text{ lb estireno}$$

$$107.22 \frac{\text{lb estireno}}{0.5 \text{ hr}} = 214.44 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,217.69 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,217.69 \text{ lb agua}}{0.5 \text{ hr}} = 214,435.38 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.0116 \text{ lb misceláneos}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 621.86 \text{ lb misceláneos}$$

$$621.86 \frac{\text{lb misceláneos}}{0.5 \text{ hr}} = 1,243.73 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$



**3.5.7 Entrada al tanque de lavado D-301/D-302/D-303.**

$$\frac{2 \text{ lb agua}}{3.04366 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 107,217.69 \text{ lb agua}$$

$$\frac{107,217.69 \text{ lb agua}}{\frac{16.1 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 399,569.03 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$\frac{0.004 \text{ lb ácido}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} \times 163,163.88 \text{ lb mezcla} = 214.44 \text{ lb ácido}$$

$$\frac{214.44 \text{ lb ácido}}{\frac{5.22 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 2,464.83 \frac{\text{lb ácido}}{\text{hr}}$$

### 3.6 Desfasamiento de los reactores de polimerización.

Con los reactores adicionales propuestos, se pretende el ponerlos a operar de una manera desfasada, es decir se carga un reactor, se espera hasta que la carga reacciona y después se descarga al tanque de lavado, mientras se prepara otro reactor y se programa de tal manera que cuando el tanque de lavado está por terminar de vaciarse, dicho reactor comienza a descargar al tanque de lavado, logrando tener a la salida de tanque de lavado un flujo continuo.

Los resultados del desfasamiento de los reactores se muestran a continuación.

Para los tres casos el procedimiento es el mismo, el procedimiento se describe a continuación

- 1.-A la 0.00 horas se comienza a cargar el reactor de poliestireno, la cual dura 0.5 horas.
- 2.-Una vez que el reactor tiene la materia prima para la producción de un lote, la reacción comienza a darse.
- 3.-El tiempo de reacción se da en 4.5 horas para el caso de poliestireno de propósitos generales, 5 horas para el caso de poliestireno de medio impacto y 5.5 horas para el caso de poliestireno de alto impacto.
- 4.-Cuando se termina la reacción se descarga el reactor al tanque de lavado, en 0.5 horas.
- 5.-A la salida del tanque de lavado se comienza a descargar hasta que el tanque de lavado tenga un cierto nivel, y a ese tiempo se comienza a preparar el otro lote con el reactor adicional, y se repiten los pasos 1 y 2.
- 5.-Conforme avanza el tiempo, el tanque de lavado comienza a tener más capacidad, de tal manera que cuando éste llega a un nivel mínimo, ya está listo para recibir el siguiente lote.
- 6.-Comienza la descarga del segundo lote al tanque de lavado en 0.5 horas, y el tanque de lavado mantiene un flujo a la salida continuo. De esta manera se aprovechan los tiempos muertos y se incrementa la capacidad de producción de poliestireno.

Los cálculos de esta operación se muestran a continuación.

Los reactores de polimerización deben ser lavados después de cierto periodo de tiempo, para que no exista contaminación del polímero, así como incrustaciones en el equipo, y por consiguiente una disminución en la transferencia de calor.

Masa de material en el reactor = 163,163.83 lb

Entrada al tanque de lavado 1.03 lb poliestireno + 0.002 lb estireno + 2 lb agua + 0.0116 lb misceláneos

Relación de mezcla = 3.0436 lb

$$\text{Fracción masa de poliestireno} = \frac{1.030 \text{ lb poliestireno}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} = 0.33841503$$

$$\text{Fracción masa de poliestireno} = \frac{1.030 \text{ lb poliestireno}}{3.0436 \text{ lb mezcla}} = 0.33841503$$

Cantidad de agua requerida para el tanque de lavado

$$= \frac{0.33841503 \times 163,163.88 \text{ lb mezcla}}{1.030 \text{ lb poliestireno}} \times 2 \text{ lb agua} = 107,217.69 \text{ lb agua}$$

Por cada libra de poliestireno en el tanque de lavado se requiere 0.004 lb de ácido clorhídrico

$$= \frac{0.33841503 \times 163,163.88 \text{ lb mezcla}}{1.030 \text{ lb poliestireno}} \times 0.004 \text{ lb de ácido clorhídrico} = 214.44 \text{ lb ácido clorhídrico}$$

Masa total de mezcla en el tanque de lavado = Masa de material en el reactor + Masa de agua + Masa de ácido clorhídrico.

$$= 163,163.88 + 107,217.69 + 214.44 \text{ lb de ácido clorhídrico} = 270,596.01 \text{ lb de mezcla total}$$

Flujo de mezcla a la salida del reactor

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 1.03 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 22,723.21 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.002 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 44.12 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 4 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 88,245.48 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.0156 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 344.16 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

Flujo de mezcla a la salida del tanque de lavado

$$= 22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} + 44.12 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}} + 88,245.48 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}} + 344.16 \frac{\text{lb misceláneos}}{\text{hr}}$$

$$= 111,356.97 \frac{\text{lb mezcla}}{\text{hr}}$$

Para lograr un flujo constante a la salida, se propone cargar los tanques de lavado sin descargarlos hasta que se tenga lista la carga del reactor R-301A, para asegurarse que a la salida se tenga un flujo constante.

Ejemplo

$$163,163.88 \text{ lb mezcla} \times 3 = 489,491.64 \text{ lb mezcla}$$

$$270,596.01 \text{ lb mezcla} - 111,356.97 \text{ lb mezcla} = 159,239.04 \text{ lb}$$

$$159,239.04 \text{ lb mezcla} - 111,356.97 \text{ lb mezcla} = 47,882.07 \text{ lb mezcla}$$

El tanque de lavado D-302 comienza a vaciarse después de que el tanque de lavado D-301 se vacía.

$$270,596.01 \text{ lb mezcla} + 47,882.07 \text{ lb mezcla} - 111,356.97 \text{ lb mezcla} = 207,121.11 \text{ lb mezcla}$$

$$207,121.11 \text{ lb mezcla} - 111,356.97 \text{ lb mezcla} = 95,764.14 \text{ lb mezcla}$$

La carga del reactor R-301A, se descarga al tanque de lavado D-301 y se procede a descargarse así como se describió anteriormente.

Los resultados se muestran en las siguientes tablas.

**Tabla 5.** Programación de la operación de los reactores de producción de poliestireno de propósitos generales.

Tiempo (hr)	Masa del reactor R-301 (lb)	Masa del reactor R-301A (lb)	Masa del tanque de lavado D-301 (lb)	Salida del tanque de lavado D-301 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-302 (lb)	Salida del tanque de lavado D-302 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-303 (lb)	Salida del tanque de lavado D-303 (lb/hr)
0	INICIA LA CARGA							
0.5	TERMINA LA CARGA							
1	REACCIÓN							
1.5	REACCIÓN							
2	REACCIÓN							
2.5	REACCIÓN	INICIA LA CARGA						
3	REACCIÓN	TERMINA LA CARGA						
3.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
4	REACCIÓN	REACCIÓN						
4.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
5	489,491.65	REACCIÓN						
5.5		REACCIÓN						
6	INICIA LA CARGA	REACCIÓN						
6.5	TERMINA LA CARGA	REACCIÓN						
7	REACCIÓN	REACCIÓN						
7.5	REACCIÓN	163,163.88						
8	REACCIÓN							
8.5	REACCIÓN		159,239.04	111,356.97				
9	REACCIÓN							
9.5	REACCIÓN		47,882.07	111,356.97				
10	REACCIÓN				270,596.01			
10.5	REACCIÓN	INICIA LA CARGA	163,163.88		207,121.11	111,356.97		
11	163,163.88	TERMINA LA CARGA						
11.5		REACCIÓN			95,764.14	111,356.97		
12		REACCIÓN	270,596.01					

Continuación de la tabla 5.

Tiempo (hr)	Masa del reactor R-301 (lb)	Masa del reactor R-301A (lb)	Masa del tanque de lavado D-301 (lb)	Salida del tanque de lavado D-301 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-302 (lb)	Salida del tanque de lavado D-302 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-303 (lb)	Salida del tanque de lavado D-303 (lb/hr)
12.5	INICIA LA CARGA	REACCIÓN			163,163.88			
13	TERMINA LA CARGA	REACCIÓN						
13.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
14	REACCIÓN	REACCIÓN						
14.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
15	REACCIÓN	REACCIÓN					270,596.01	
15.5	REACCIÓN	163,163.88					191,528.28	111,356.97
16	REACCIÓN							
16.5	REACCIÓN						80,171.31	111,356.97
17	REACCIÓN				270,596.01			
17.5	163,163.88				239,410.35	111,356.97		
18							163,163.88	
18.5					159,239.04	111,356.97		
19								
19.5					47,882.07	111,356.97		
20			270,596.01					
20.5			207,121.11	111,356.97				
21								
21.5			95,764.14	111,356.97				
22							270,596.01	
22.5							255,003.18	111,356.97
23								
23.5							143,646.21	111,356.97
24								
24.5							32,289.24	111,356.97

**Tabla 6.** Programación de la operación de los reactores de producción de poliestireno medio impacto.

Tiempo (hr)	Masa del reactor R-302 (lb)	Masa del reactor R-302A (lb)	Masa del tanque de lavado D-301 (lb)	Salida del tanque de lavado D-301 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-302 (lb)	Salida del tanque de lavado D-302 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-303 (lb)	Salida del tanque de lavado D-303 (lb/hr)
0	INICIA LA CARGA							
0.5	TERMINA LA CARGA							
1	REACCIÓN							
1.5	REACCIÓN							
2	REACCIÓN							
2.5	REACCIÓN	INICIA LA CARGA						
3	REACCIÓN	TERMINA LA CARGA						
3.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
4	REACCIÓN	REACCIÓN						
4.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
5	REACCIÓN	REACCIÓN						
5.5	489,491.65	REACCIÓN						
6	INICIA LA CARGA	REACCIÓN	163,163.88		163,163.88		163,163.88	
6.5	TERMINA LA CARGA	REACCIÓN						
7	REACCIÓN	REACCIÓN	270,596.01					
7.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
8	REACCIÓN	163,163.88	159,239.04	111,356.97				
8.5	REACCIÓN							
9	REACCIÓN		47,882.07	111,356.97				
9.5	REACCIÓN				270,596.01			
10	REACCIÓN	INICIA LA CARGA	163,163.88		207,121.11	111,356.97		
10.5	REACCIÓN	TERMINA LA CARGA						
11	REACCIÓN	REACCIÓN			95,764.14	111,356.97		
11.5	163,163.88	REACCIÓN					270,596.01	
12	INICIA LA CARGA	REACCIÓN			163,163.88		255,003.18	111,356.97

Continuación tabla 6.

Tiempo (hr)	Masa del reactor R-302 (lb)	Masa del reactor R-302A (lb)	Masa del tanque de lavado D-301 (lb)	Salida del tanque de lavado D-301 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-302 (lb)	Salida del tanque de lavado D-302 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-303 (lb)	Salida del tanque de lavado D-303 (lb/hr)
12.5	TERMINA LA CARGA	REACCIÓN						
13	REACCIÓN	REACCIÓN					143,646.21	111,356.97
13.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
14	REACCIÓN	REACCIÓN					32,289.04	111,356.97
14.5	REACCIÓN	REACCIÓN	270,596.01					
15	REACCIÓN	REACCIÓN	191,528.28	111,356.97				
15.5	REACCIÓN	163,163.88						
16	REACCIÓN		80,171.31	111,356.97			163,163.88	
16.5	REACCIÓN				270,596.01			
17	REACCIÓN				239,410.35	111,356.97		
17.5	163,163.88							
18			163,163.88		128,053.38	111,356.97		
18.5								
19					16,696.41	111,356.97		
19.5							270,596.01	
20							175,935.45	111,356.97
20.5								
21							64,578.48	111,356.97
21.5			270,596.01					
22			223,817.52	111,356.97				
22.5								
23			112,460.55	111,356.97				
23.5								
24			1,103.58	111,356.97				



**Tabla 7.** Programación de la operación de los reactores de producción de poliestireno de alto impacto.

Tiempo (hr)	Masa del reactor R-303 (lb)	Masa del reactor R-303A (lb)	Masa del tanque de lavado D-301 (lb)	Salida del tanque de lavado D-301 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-302 (lb)	Salida del tanque de lavado D-302 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-303 (lb)	Salida del tanque de lavado D-303 (lb/hr)
0	INICIA LA CARGA							
0.5	TERMINA LA CARGA							
1	REACCIÓN							
1.5	REACCIÓN							
2	REACCIÓN							
2.5	REACCIÓN	INICIA LA CARGA						
3	REACCIÓN	TERMINA LA CARGA						
3.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
4	REACCIÓN	REACCIÓN						
4.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
5	REACCIÓN	REACCIÓN						
5.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
6	489,491.65	REACCIÓN						
6.5	INICIA LA CARGA	REACCIÓN	163,163.88		163,163.88		163,163.88	
7	TERMINA LA CARGA	REACCIÓN						
7.5	REACCIÓN	REACCIÓN	270,596.01					
8	REACCIÓN	REACCIÓN	159,239.04	111,356.97				
8.5	REACCIÓN	163,163.88						
9	REACCIÓN		47,882.07	111,356.97				
9.5	REACCIÓN							
10	REACCIÓN	INICIA LA CARGA	163,163.88		159,239.04	111,356.97		
10.5	REACCIÓN	TERMINA LA CARGA						
11	REACCIÓN	REACCIÓN			47,882.07	111,356.97		
11.5	REACCIÓN	REACCIÓN					270,596.01	
12	REACCIÓN	REACCIÓN					207,121.11	111,356.97

Continuación de la tabla 7.

Tiempo (hr)	Masa del reactor R-303 (lb)	Masa del reactor R-303A (lb)	Masa del tanque de lavado D-301 (lb)	Salida del tanque de lavado D-301 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-302 (lb)	Salida del tanque de lavado D-302 (lb/hr)	Masa del tanque de lavado D-303 (lb)	Salida del tanque de lavado D-303 (lb/hr)
12.5	163,163.88	REACCIÓN						
13	INICIA LA CARGA	REACCIÓN			163,163.88		95,764.14	111,356.97
13.5	TERMINA LA CARGA	REACCIÓN	270,596.01					
14	REACCIÓN	REACCIÓN	255,003.18	111,356.97				
14.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
15	REACCIÓN	REACCIÓN	143,646.21	111,356.97				
15.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
16	REACCIÓN	163,163.88	32,289.24	111,356.97				
16.5	REACCIÓN	INICIA LA CARGA			270,596.01		163,163.88	
17	REACCIÓN	TERMINA LA CARGA			191,528.28	111,356.97		
17.5	REACCIÓN	REACCIÓN						
18	REACCIÓN	REACCIÓN			80,171.31	111,356.97		
18.5	REACCIÓN	REACCIÓN					270,596.01	
19	163,163.88	REACCIÓN					239,410.35	111,356.97
19.5		REACCIÓN	163,163.88					
20		REACCIÓN					128,053.38	111,356.97
20.5		REACCIÓN						
21		REACCIÓN					16,696.41	
21.5		REACCIÓN	270,596.01					
22		REACCIÓN	175,935.45	111,356.97				
22.5		163,163.88						
23			64,578.48	111,356.97	270,596.01			
23.5								
24					159,239.04	111,356.97		

### 3.7 Revisión de los equipos existentes de la planta de poliestireno con la nueva capacidad de producción.

A continuación se muestra una serie de memorias de cálculo para verificar si con el incremento en la nueva producción de poliestireno se requiere adicionar algún equipo. Cabe señalar que la planta fue diseñada para contemplar una expansión en el futuro, lo que significa que la mayoría de los equipos están sobre diseñados. Para la revisión de la capacidad de los equipos, se hacen una serie de memorias de cálculo, con datos de proceso y reglas heurísticas, tal como fue diseñada.

La sección que no requiere una revisión es hasta el reactor, debido a que el proceso es por lotes, excepto los tanques de almacenamiento de estireno, ya que se debe revisar si con los tanques de almacenamiento existentes son suficientes para cubrir con la nueva capacidad de producción.

Para la revisión de los equipos existentes se toma como base las condiciones de proceso del proceso, reglas heurísticas, datos de los equipos y la nueva capacidad de producción. A continuación se muestra el desarrollo:

La cantidad de poliestireno de propósitos generales producido es de  $109,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}$ .

Las libras de poliestireno producidas por hora son:

$$22,061.37 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Las propiedades del estireno son las siguientes:

$$\text{densidad} = 56.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} @ 20^\circ\text{C} [1]$$

$$\text{viscosidad} = 0.763 \text{ cp} @ 20^\circ\text{C} [1]$$

$$\text{capacidad calorífica} = 0.4039 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} @ 20^\circ\text{C} [1]$$

Las propiedades de poliestireno:

$$\text{densidad} = 65.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} [1]$$

$$\text{capacidad calorífica} = 0.32 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} [1]$$

$$\text{conductividad térmica} = 0.058-0.080 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^\circ\text{F}} [1]$$

### 3.7.1 Tanques de almacenamiento de estireno D-101 a D-103.

La capacidad de almacenamiento de estireno esta dada para un alcance de 17 días.

$$17 \text{ días} \times \frac{22,061.37 \text{ lb}}{\text{hr}} \times \frac{24 \text{ hr}}{\text{día}} \left[ \left( \frac{1.032 \text{ lb estireno}}{\text{lb P.E.P.G.}} \times \frac{0.60 \text{ lb P.E.P.G.}}{\text{lb P.E.P.G.}} \right) + \left( \frac{0.982 \text{ lb estireno}}{\text{lb P.E.M.I.}} \times \frac{0.20 \text{ lb P.E.M.I.}}{\text{lb P.E.M.I.}} \right) + \left( \frac{0.912 \text{ lb estireno}}{\text{lb P.E.A.I.}} \times \frac{0.20 \text{ lb P.E.A.I.}}{\text{lb P.E.A.I.}} \right) \right] = 8,983,036.88 \text{ lb de estireno}$$

El volumen de unidades de almacenamiento de estireno es:

$$V = \frac{8,983,036.88 \text{ lb}}{\left( 56.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right) \times 0.90} = 177,285.12 \text{ ft}^3 = 1,326,092.68 \text{ gal}$$

Actualmente se tienen en la planta de poliestireno tres tanques que tienen una capacidad de almacenamiento de 429,000 galones, diámetro=45 ft y Longitud=36 ft, cada uno.

El volumen de las unidades de almacenamiento de estireno existente es de 1,084,993 galones.

Se concluye que se requiere adicionar un tanque de almacenamiento de estireno de las mismas dimensiones que existen actualmente, para cubrir los requerimientos de la nueva demanda de estireno.

### 3.7.2 Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico D-401.

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times \frac{24 \text{ hr}}{\text{día}} \times 0.004 \frac{\text{lb HCl}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 2,117.89 \frac{\text{lb HCl}}{\text{hr}}$$

Las libras de HCl en un carro tanque son las siguientes:

$$8,000 \text{ gal} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{7.48 \text{ gal}} \times 1.14 \times 62.4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0.279 = 21,226.68 \text{ lb HCl}$$

$$\frac{21,226.68 \text{ lb HCl}}{2,117.89 \frac{\text{lb HCl}}{\text{día}}} = 10 \text{ días}$$

Actualmente se tiene una capacidad de almacenamiento para 12.25 días, pero con la nueva capacidad de producción se tiene ácido clorhídrico para 10 días. El camión que suministra el ácido

clorhídrico tarda en llegar a la planta un día por lo que se concluye que no se requiere adicionar otro tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico.

### 3.7.3 Centrifugas S-401 y S-402.

La elección de una centrifuga fue hecha revisando los criterios de Charles M. Ambler [1].

En una polimerización en la suspensión, el tamaño promedio de la partícula oscila entre 50 y 100 micrones de diámetro.

Actualmente existen dos centrifugas de 32 pulgadas de diámetro las cuales pueden manejar cada una de 3 a 10 toneladas de sólidos y 250 galones de agua por minuto Dichas centrifugas tiene un motor de 60 hp.

El flujo de líquido volumétrico es de

$$250 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ft}^3}{7.48 \text{gal}} \times 62.4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{60 \text{min}}{\text{hr}} = 125,133.70 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

El flujo de agua con la capacidad nueva es de 88,245.48 lb/hr.

Con base en la información anterior se concluye que no se requiere adicionar más centrifugas ni cambiarlas. Las centrifugas siguen operando de la misma manera, es decir una en operación y la otra de relevo.

### 3.7.4 Secadores Dr-401 y Dr-402.

En la planta de poliestireno existen dos secadores rotatorios usados para remover el agua. El cuidado que se tiene es que el polímero no exceda 185°F, o el calor afectará las propiedades de éste. Por lo tanto este secador es seleccionado de acuerdo a la temperatura de salida del aire.

El aire entrará a 300°F. Se asume que los sólidos entran alrededor de 70°F y salen a alrededor de 175°F. Para verificar si se requiere adicionar más secadores se usan las siguientes ecuaciones [1].

$$V = \frac{Q_t}{U_a \Delta t_m} \quad U_a = \frac{20 G^{0.16}}{D}$$

Donde:

$$Q_t = \text{energía total transferida, } \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$U_a = \text{Coeficiente volumétrico de transferencia de calor, } \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$\Delta t_m$  = temperatura logarítmica media entre los gases calientes y material, °F

G = masa velocidad de aire,  $\frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$

D = el diámetro del secador, ft

V = volumen de secador, ft<sup>3</sup>

$$Q_1 \sim 1.020 \frac{\text{lb.P.S.}}{\text{lb Pdt}} \left( \frac{22,061.37 \text{ lb}}{2 \text{ hr}} \right) \times \left( 0.32 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \right) (175^\circ\text{F} - 70^\circ\text{F}) + 0.05 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb Pdt}} \times \left( \frac{22,061.37 \text{ lb}}{2 \text{ hr}} \right) \times$$

$$\left( 1,140 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} - 38 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right) = 985,834.83 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\Delta t_m \sim \frac{(300 - 70) - (185 - 175)}{\ln \frac{230}{10}} = 70^\circ\text{F}$$

La velocidad mínima del aire es fijada por el tamaño de la partícula. Una velocidad de flujo de 1000 lb/hr ft<sup>2</sup> es adecuada para partículas de 420 micrones.

$$m = \frac{Q_1}{C_p \Delta t_1}$$

Donde:

$$C_p = \text{la capacidad calorífica de aire} = 0.237 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$\Delta t_1$  = diferencia entre la temperatura de entrada y de salida del secador

$$Q_1 = \text{Calor transferido en el secador} = 985,834.47 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$m = \frac{985,834.83 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{\left( 0.237 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \right) (300 - 185^\circ\text{F})} = 36,170.79 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr}}$$

Agregar un 10 por ciento por posibles pérdidas de calor.

$$\text{Flujo másico} = 1.1 \times 36,170.79 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr}} = 39,787.87 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr}}$$

Si la masa velocidad es de  $1000 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$ , entonces

$$\text{Área de secador} = \frac{39,787.87 \frac{\text{lb}}{\text{aire}}}{1000 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}} = 39.79 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área del secador} = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\text{Diámetro de secador} = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(39.79)}{3.1416}} = 7.12 \text{ ft}$$

$$\text{Diámetro de secador} = 7.12 \text{ ft}$$

$$V = \frac{985,834.83 \times 7.12}{20 \times (1000)^{0.16} \times 70} = 1,660.18 \text{ ft}^3$$

$$V = 1,660.18 = \frac{\pi D^2 L}{4}$$

$$L = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$L = 41.70 \text{ ft}$$

Con base en los resultados mostrados previamente, se concluye que las dimensiones del secador para la nueva capacidad de producción son más grandes que las que tienen el secador actual.

Las dimensiones de los secadores existentes son las siguientes:

Diámetro=6.5 ft y Longitud=38 ft

Es por eso que se propone dimensionar otro secador para la nueva capacidad de producción, para que pueda operar sin problemas.

$$22,061.37 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} - 18,050.35 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} = 4,011.02 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$$

El tamaño se estima de la siguiente manera:

$$V = \frac{Q_t}{U_a \Delta t_m} \quad U_a = \frac{20 G^{0.16}}{D}$$

Donde:

$$Q_t = \text{energía total transferida, } \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$U_a = \text{Coeficiente volumétrico de transferencia de calor, } \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$\Delta t_m$  = temperatura logarítmica media entre los gases calientes y material,  $^\circ\text{F}$

$$G = \text{masa velocidad de aire, } \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

D = el diámetro del secador, ft

V = volumen de secador,  $\text{ft}^3$

$$Q_t \sim 1.020 \frac{\text{lb.P.S.}}{\text{lb Pdt}} \left( \frac{4,011.02 \text{ lb}}{2 \text{ hr}} \right) \times \left( 0.32 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \right) (175^\circ\text{F} - 70^\circ\text{F}) + 0.05 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb Pdt}} \times \left( \frac{4,011.02 \text{ lb}}{2 \text{ hr}} \right) \times$$

$$\left( 1,140 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} - 38 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right) = 179,236.44 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\Delta t_m \sim \frac{(300 - 70) - (185 - 175)}{\ln \frac{230}{10}} = 70^\circ\text{F}$$

La velocidad mínima del aire es fijada por el tamaño de la partícula. Una velocidad de flujo de 1000

$\frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$  es adecuada para partículas de 420 micrones.

$$m = \frac{Q_t}{C_p \Delta t}$$



Donde:

$$C_p = \text{la capacidad calorífica de aire} = 0.237 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$\Delta_t$  = diferencia entre la temperatura de entrada y de salida del secador

$$Q_1 = \text{Calor transferido en el secador} = 179,236.44 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$m = \frac{179,236.44 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{\left(0.237 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}\right)(300 - 185^\circ\text{F})} = 6,576.28 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr}}$$

Agregar un 10 por ciento por posibles pérdidas de calor.

$$\text{Flujo másico} = 1.1 \times 6,576.28 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr}} = 7,233.91 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr}}$$

Si la masa velocidad es de  $1000 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$ , entonces,

$$\text{Área de secador} = \frac{7,233.91 \frac{\text{lb}}{\text{aire}}}{1000 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}} = 7.23 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área del secador} = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\text{Diámetro de secador} = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(7.23)}{3.1416}} = 3.03 \text{ ft}$$

$$\text{Diámetro de secador} = 3.03 \text{ ft}$$

$$V = \frac{179,236.44 \times 3.03}{20 \times (1000)^{0.16} \times 70} = 128.45 \text{ ft}^3$$

$$V = 128.45 = \frac{\pi D^2 L}{4}$$

$$L = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$L = 17.81 \text{ ft}$$

La solución propuesta es el de operar el secador rotatorio Dr-401 y otro secador rotario con las dimensiones previamente calculadas.

### 3.7.5 Intercambiadores de calor de aire E-401 y E-402.

La cantidad de aire requerida se calcula de la siguiente manera:

$$Q_A = m_a \times C_p \times \Delta t_a$$

donde  $m_a$  = flujo de aire

$$m_a = 39,787.87 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$C_p = \text{Capacidad calorífica de aire} = 0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$\Delta t_a$  = Diferencia de temperatura entre el aire de salida y el aire de entrada.

$$\Delta t_a = 300^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F} = 268^\circ\text{F}$$

$$Q_A = 39,787.87 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 268^\circ\text{F} = 2,665,787.29 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Asumir un 10 % en pérdidas de calor

El área del intercambiador de calor se calcula de la siguiente manera:

$$A = \frac{Q_A}{U_A \Delta t_a}$$

donde

$U_A$  = coeficiente global de transferencia de calor

$\Delta t_a$  = Diferencia de temperatura media logarítmica

$$\Delta t_a = \Delta t_a = \frac{(365 - 32) - (365 - 300)}{\ln\left(\frac{333}{65}\right)} = 164.42^\circ\text{F}$$

$$U_A = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}}$$

$$h_o = \text{coeficiente de transferencia de calor de vapor condensado} = 2,000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}} \quad [1]$$

$$h_i = \text{coeficiente de transferencia de calor de aire} = 5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}} \quad [1]$$

$$U_A = \frac{1}{\frac{1}{2,000} + \frac{1}{5}} = 5.0 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}}$$

$$A = \frac{2,665,787.29 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}} \times 164.42^\circ\text{F}} = 3,242.66 \text{ ft}^2$$

$$\text{Cantidad de vapor requerido} = \frac{2,665,787.29}{857} = 3,110.60 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Los intercambiadores de calor de aire están diseñados con un área de 2,810 ft<sup>2</sup>, lo cual significa que no es suficiente para la nueva capacidad por lo que se propone calcular un nuevo intercambiador de calor para satisfacer la demanda.

$$Q_A = m_a \times C_p \times \Delta t_a$$

donde  $m_a$  = flujo de aire

$$m_a = 7,233.91 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\Delta t_a = 300^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F} = 268^\circ\text{F}$$

$$Q_A = 7,233.91 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 268^\circ\text{F} = 484,671.97 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Asumir un 10 % en pérdidas de calor

El área del intercambiador de calor se calcula de la siguiente manera:

$$A = \frac{Q_A}{U_A \Delta t_a}$$

$$\Delta t_a = \frac{(365 - 32) - (365 - 300)}{\ln\left(\frac{333}{65}\right)} = 164.42^\circ\text{F}$$

$$U_A = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}}$$

$$U_A = \frac{1}{\frac{1}{2,000} + \frac{1}{5}} = 5.0 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}}$$

$$A = \frac{484,671.97 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}} \times 164.42^\circ\text{F}} = 589.55 \text{ ft}^2$$

La solución propuesta es el de adicionar un nuevo intercambiador de calor que tenga un área de 589.55 ft<sup>2</sup>.

### 3.7.6 Filtros de aire Fi-401 y Fi-402 para los intercambiadores de calor de aire E-401 y E-402.

Por efectividad, la velocidad del aire no puede ser muy grande. El tamaño es determinado usando

$$\text{velocidad de } 350 \frac{\text{ft}}{\text{min}}$$

ESTA TESIS NO SALE  
DE LA BIBLIOTECA

$$\text{Flujo Volumétrico} = \frac{39,787.87 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0.0750 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 530,504.93 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} = 8,841.75 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

$$\text{Área de superficie de filtro} = \frac{8,841.75 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}}{350 \frac{\text{ft}}{\text{min}}} = 25.26 \text{ft}^2$$

Los filtros de aire existentes tienen áreas de 3640 in<sup>2</sup> equivalente a 25.28 ft<sup>2</sup>, el área calculada para el nuevo filtro es de 25.26 ft<sup>2</sup>.

Con base a los resultados calculados se concluye que no se requiere adicionar otro filtro.

### 3.7.7 Filtros bolsa Fi-403 y Fi-404.

Para este filtro se requiere 1 ft<sup>3</sup> de área de superficie por cada 2  $\frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$  de aire

$$\text{Área de superficie de filtro} = \frac{8,841.75 \text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ft}^2}{2 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}} \times \frac{647 \text{°F}}{530 \text{°F}} = 5,396.80 \text{ft}^2$$

Este filtro bolsa esta diseñado para un área de 6,000 ft<sup>2</sup>, por lo que se concluye que no se requiere adicionar otro.

### 3.7.8 Extrusores Ext-501 a Ext-509.

Con el incremento en la producción de poliestireno de propósitos generales se verifica si se requiere adicionar otro extrusor o no.

La potencia requerida por el extrusor es  $P = 5.3 \times 10^{-4} rC$  (Te-80)

Donde:

P = es la potencia dada en hp

C = calor específico promedio, incluye calor de fusión,  $\frac{\text{BTU}}{\text{lb} \text{°F}}$

r = flujo másico,  $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

$T_e$  =temperatura de fusión, °F

Para poliestireno de alto impacto,  $C = \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$

La temperatura a la entrada es dada a continuación:

poliestireno regular	390-410 °F
medio impacto	375-390 °F
alto impacto	365-380 °F

Usando la temperatura más alta

$$P = 5.3 \times 10^{-4} \times 2,451.26 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.40 \times (410 - 80)^\circ\text{F} = 171.49 \text{ hp}$$

Los extrusores existentes están diseñados con un 25 % de sobre diseño, por lo que se concluye que no es necesario adicionar más extrusores ya que los que están actualmente cada uno puede tener una potencia máxima de 195 hp [1].

### 3.7.9 Recipientes de alimentación D-510 a D-518.

Una capacidad de almacenamiento de 2 horas antes de cada extrusor se especifica.

La densidad del poliestireno es alrededor de  $35.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

Si la longitud es igual a 2 veces el diámetro entonces el diámetro será de 4.5 ft y la longitud será de 9 ft.

$$\text{Volumen} = 2,451.26 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{1}{0.85} \times \frac{2 \text{ hr}}{35.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 162.47 \text{ ft}^3$$

$$L = 2D$$

$$V = \frac{\pi D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} \qquad D = \sqrt[3]{\frac{2(162.47)}{3.1416}} = 4.69$$

$$D = 4.69 \text{ ft}$$

$$L = 2D = 2(4.69) = 9.39 \text{ ft}$$

Si la longitud es igual al diámetro dos veces, entonces el diámetro es de 4.69 ft y la longitud es de 9.39 ft. Prácticamente las dimensiones nuevas son las mismas que tienen estos equipos por lo que se concluye que no se requiere adicionar más equipos.

### 3.7.10 Recipientes de alimentación D-519 a D-527.

Se asume una capacidad de almacenamiento de media hora por cada recipiente. Éste es un cuarto del volumen del D-510.

El volumen es de  $40.62 \text{ ft}^3$ , el diámetro 2.8 ft, y la altura 5.6 ft

$$L = 2D$$

$$V = \frac{\pi D^3}{2} \quad D^3 = \frac{2V}{\pi} \quad D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2(40.62)}{\pi}} \quad D = 2.96 \text{ ft}$$

$$L = 2D \quad L = 2(2.96) = 5.91 \text{ ft}$$

Con base a las dimensiones calculadas se concluye que no se requiere adicionar más recipientes, ya que los existentes tienen las siguientes dimensiones:

$$D = 3 \text{ ft y } L = 6 \text{ ft.}$$

### 3.7.11 Tanques de almacenamiento D-620 a D-624.

Asuma que un día de almacenamiento es suficiente para probar.

$$\text{Volumen de almacenamiento} = \frac{22,061.37 \text{ lb}}{0.9} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} \times \frac{1}{35.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 16,571.92 \text{ ft}^3$$

La longitud de cada silo se calcula de la siguiente manera

$$L = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$L = \frac{4 \times \left( \frac{16,571.92 \text{ ft}^3}{5 \text{ silos}} \right)}{3.1416 \times (11.5)^2} = 31.91 \text{ ft}$$

Longitud total de todos los silos es igual a  $31.91 \text{ ft} \times 5 \text{ silos} = 159.55 \text{ ft}$

La longitud actual de todos los silos es de 160 ft.

Se concluye que no se requiere adicionar otro tanque

### 3.7.12 Cortadores Cu-501 a Cu-509.

La velocidad del producto es de  $2,451.26 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$  en cada extrusor.

Actualmente existen 9 extrusores que procesan como máximo hasta  $2,500.00 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}}$ , lo cual significa que son suficientes para la nueva capacidad.

### 3.7.13 Empacadora Bg-601.

$$\text{Capacidad de la empacadora} = \frac{168}{35} \times 22,061.37 \times 0.30 = 31,768.37 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Considerando que una bolsa pesa 55 lb, se determina la cantidad de bolsas que puede empacar de la siguiente manera.

$$31,768.37 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ bolsa}}{55.1 \text{ lb}} = 9.61 \frac{\text{bolsas}}{\text{min}}$$

La empacadora actual puede dar un total hasta  $10 \frac{\text{bolsas}}{\text{min}}$

Con la empacadora actual es suficiente para satisfacer la demanda

### 3.7.14 Bombas P-414 y P-415.

$$\frac{214.44 \text{ lb ácido}}{\frac{5.22 \text{ min}}{60 \text{ min}}} = 2,464.83 \frac{\text{lb ácido}}{\text{hr}}$$



$$2,464.83 \frac{\text{lb ácido}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{71.4 \text{ lb ácido}} \times \frac{7.48 \text{ gal}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 4.30 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

Estas bombas están diseñadas para manejar una capacidad máxima de  $4.30 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$

Por lo que se concluye que no se requiere adicionar otra bomba

### 3.7.15 Bombas P-312 a P-314.

$$\frac{107,217.69 \text{ lb agua}}{\frac{16 \text{ min}}{60 \text{ min}} \text{ hr}} = 357,392.30 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}}$$

$$357,392.30 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{62.4 \text{ lb agua}} \times \frac{7.48 \text{ gal}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 714.02 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

Las bombas están diseñadas para una capacidad de  $800 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$ .

Por lo tanto no se requiere adicionar otra bomba.

### 3.7.16 Bombas P-401 a P-403.

$$111,356.97 \frac{\text{lb mezcla}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{62.4 \text{ lb mezcla}} \times 7.48 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 222.48 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

El flujo de diseño de cada una de las bombas es de  $92 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$ . Si se ponen en operación tres bombas se puede tener este flujo de mezcla a la salida del tanque de lavado.

Por criterio de operación de la planta se propone el adicionar otra bomba de relevo, por si por alguna razón las bombas salgan fuera de operación.

### 3.7.17 Bombas P-406 a P-408.

$$22,061.37 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{62.4 \text{ lb}} \times 7.48 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 44.08 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

El flujo de diseño de cada una de las bombas es de  $22 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$ , lo cual significa que no se requiere cambiar las bombas por otras ni adicionar ninguna otra.

### 3.7.18 Ventiladores B-401 a B-403.

El flujo de aire que sale del secador es  $39,787.87 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr}}$

densidad del aire a  $91^\circ\text{F}$  ( $551^\circ\text{R}$ ) =  $0.0808 \times \frac{492}{551} = 0.0721 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}$

Flujo de aire =  $39,787.87 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr}} \times \frac{1\text{ft}^3}{0.0721 \text{lb}_m} \times \frac{1\text{hr}}{3,600 \text{seg}} = 153.29 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$

Caída de presión en el filtro de aire =  $0.74 \text{ in H}_2\text{O}$

Caída de presión a través del secador =  $4.44 \text{ in H}_2\text{O}$

Caída de presión a través del intercambiador de calor y tubería =  $5.92 \text{ in H}_2\text{O}$

Caída de presión a través del filtro bolsa =  $4.44 \text{ in H}_2\text{O}$

Caída de presión total =  $15.54 \text{ in H}_2\text{O}$

Caída de presión total =  $15.54 \text{ in H}_2\text{O} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \times \frac{0.433 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2}}{1\text{ftH}_2\text{O}} = 0.56 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2}$

Cambios en energía cinética =  $\frac{V^2}{2g_c} = \frac{(75)^2}{64.4} = 87.34 \frac{\text{lb}_f \text{ ft}}{\text{lb}_m}$

Potencia teórica =  $0.262 \times Fva \times \Delta P$

Potencia teórica =  $0.262 \times 153.29 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}} \times \left( 0.56 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2} + 0.0438 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2} \right) = 24.25$

Potencia al freno =  $\frac{24.25}{0.70} = 34.64 \text{ bhp}$

Potencia requerida =  $\frac{34.64}{0.89} \times \frac{0.746 \text{ kw}}{\text{hp}} = 29 \text{ kw}$

Los ventiladores tienen un diseño de 20 bhp, para la nueva capacidad se requieren 36.64 bhp. La solución propuesta es el de poner en operación dos ventiladores mientras que el tercero sea de relevo.

### 3.8 Requerimiento de servicios auxiliares.

Considerando el incremento de producción de poliestireno se tiene un consumo en los servicios de agua, gas natural, vapor, energía eléctrica y agua de enfriamiento.

Para fines de evaluación económica solo se considera lo que se incrementa de producción de poliestireno, lo que equivale a un cierto consumo en los servicios auxiliares.

#### 3.8.1 Baños de agua D-501 a D-509.

Cantidad de calor a ser removido por el agua

$$Q = m \times C_p \Delta t$$

$$Q = 4,011.02 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 0.32 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (400 - 150)^\circ\text{F} = 320,881.60 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{En invierno el agua necesaria es} = \frac{320,881.60 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{1.0 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (100 - 32)^\circ\text{F}} = 4,718.85 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\text{En verano el agua necesaria es} = \frac{320,881.60 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{1.0 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (100 - 85)^\circ\text{F}} = 21,392.11 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

#### 3.8.2 Requerimiento de vapor para el intercambiador de calor E-201.

El consumo de vapor de estos intercambiadores se calcula de la siguiente manera:

$$\text{El flujo promedio de vapor es} = \frac{m_s C_p \Delta t_s}{\lambda}$$

Donde:

$$\lambda = \text{calor latente de vaporización} = 857 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$\Delta t_s = (200 - 32) = 168^\circ\text{F}$$

$m_s$  = Flujo de estireno a través del intercambiador de calor

$$\left( 1.032 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb P.E.P.G.}} \times 4,011.02 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \right) - 60.65 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}} = 4,078.02 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}}$$

El flujo promedio de vapor por hora en invierno es = 
$$\frac{4,078.02 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}} \times 0.43 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 168^\circ\text{F}}{857 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}}$$

El flujo promedio de vapor en invierno es  $343.75 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

El consumo de vapor en verano es se muestra a continuación

$$\Delta t_s = (200 - 85) = 115^\circ\text{F}$$

El flujo promedio de vapor por hora en verano es = 
$$\frac{4,078.02 \frac{\text{lb estireno}}{\text{hr}} \times 0.43 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 115^\circ\text{F}}{857 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}}$$

El flujo promedio de vapor en verano es  $235.31 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

### 3.8.3 Requerimiento de vapor para el intercambiador de calor E-403.

Las cantidades de vapor requerido para el intercambiador de calor se presentan a continuación:

$$Q_A = m_a \times C_p \times \Delta t_a$$

donde  $m_a$  = flujo de aire

$$m_a = 7,233.91 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\Delta t_a = 300^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F} = 268^\circ\text{F}$$

$$Q_A = 7,233.91 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 268^\circ\text{F} = 484,671.97 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{Cantidad de vapor requerido en invierno} = \frac{484,671.97}{857} = 565.54 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

El requerimiento de vapor para el verano es el siguiente:

$$Q_A = m_a \times C_p \times \Delta t_a$$

donde  $m_a$  = flujo de aire

$$m_a = 7,233.91 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\Delta t_a = 300^\circ\text{F} - 85^\circ\text{F} = 215^\circ\text{F}$$

$$Q_A = 7,233.91 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 215^\circ\text{F} = 388,822.66 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{Cantidad de vapor requerido en verano} = \frac{388,822.66}{857} = 453.70 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

### 3.8.4 Requerimiento de agua de precalentamiento para los reactores.

El agua viene de los baños de agua D-501 a D-509 junto con el vapor condensado del intercambiador de calor de aire y el intercambiador de calor de estireno.

Cantidad de agua suministrada por los intercambiadores de calor de aire = 1,131.08 lb/hr.

$$\text{Exceso de energía suministrada por esta agua} = 1,131.08 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times (\Delta H_A)$$

donde  $(\Delta H_A)$  = cambio de entalpía de agua entre 365 y 200°F

$$(337 - 168) = 169 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$Q = 1,131.08 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 169 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 191,152.52 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{Cantidad de agua suministrada por los intercambiadores de calor de estireno} = 343.75 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\text{Exceso de energía suministrada por esta agua} = 343.75 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 169 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 58,093.75 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Cantidad de agua disponible de los baños de agua =  $4,718.85 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

Cantidad de agua requerida:

$$= 4,011.02 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{hr}} \times 2 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb P.E.P.G.}} - 1,131.08 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} - 343.75 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} - 4,718.85 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 1,828.36 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Si X= libras de vapor requerida

Cantidad de energía requerida

$$= 4,718.85 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (200 - 100)^\circ\text{F} - 191,152.52 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} - 58,093.75 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} + (1,828.36 - X)(200 - 40)^\circ\text{F}$$

$$= 222,638.73 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} + (1,828.36 - X)(160)^\circ\text{F}$$

$$515,176.33 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} - 160X = \Delta H_s X$$

donde  $\Delta H_s X$  = cambio de entalpía de vapor

$$(1193 - 168) = 1,025 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$515,176.33 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} = \Delta H_s X + 160X$$

$$515,176.33 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} = 1,025X + 160X$$

$$X = \frac{515,176.33 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{1,185 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}} = 434.75 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Cantidad de agua necesaria del intercambiador iónico =  $1,828.36 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} - 434.75 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 1,393.61 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

**Tabla 8.** Requerimientos de vapor de proceso (lb/hr).

Propósito	Verano	Invierno
Para calentar estireno	235.31	343.75
Para calentar agua	243.09	434.75
Para calentar aire	453.70	1,131.08
Total	932.10	1,909.58

**Tabla 9.** Requerimientos de agua de proceso (lb/hr).

Propósito	Verano	Invierno
Baños de agua	21,392.11	4,718.85
Vapor	932.10	1,909.58
Reactores	0	1,393.61
Total	22,324.21	8,022.04

### 3.8.5 Requerimiento de gas natural.

El gas natural se emplea para obtener vapor de las calderas. Se asume que la eficiencia térmica es de 80 por ciento.

$$\text{Numero de BTU requerido} = 1,160 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \times 1,420.84 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 1,648,174.40 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{Cantidad de gas requerido} = \frac{1,648,174.40 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{0.80 \times 1,050 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3}} = 1,962.11 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}}$$

$$\text{Cantidad de gas requerido} = 1,962.11 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} \times 8,310 \frac{\text{hr}}{\text{año}} = 16,305,153.89 \frac{\text{ft}^3}{\text{año}}$$

### 3.8.6 Requerimiento de potencia.

La potencia que requieren los equipos adicionales se muestran en la siguiente tabla

**Tabla 10.** Requerimientos de potencia.

Equipo	Potencia (KW)
Agitadores de los reactores R-301A a R-303A	171.35
Bomba P-404	1.78
Secador rotatorio	18
Total de potencia	191.13

### 3.9 Equipos nuevos para cubrir con la nueva capacidad de producción.

En la tabla 11 se presentan los equipos que se requieren adicionar para que con la nueva capacidad de producción se pueda operar la planta con sus respectivas dimensiones.

Se adiciona un reactor de polimerización igual al existente, es decir que tenga las mismas dimensiones y las mismas condiciones de operación

El secador rotatorio, el tanque de almacenamiento de estireno, la bomba de alimentación a la centrifuga S-401 y el intercambiador de calor de aire adicionales, se requieren para poder operar con el nuevo incremento adicional a la capacidad de producción actual.



Tabla 11. Equipos requeridos para la nueva capacidad de producción de poliestireno.

Nombre del equipo	Clave de equipo	Datos del equipo
Reactor de polimerización de poliestireno de propósitos generales	R-301A	D=13.3 7ft y L=26.6 ft V=27,000.00 gal, de acero inoxidable.
Reactor de polimerización de poliestireno de mediano impacto	R-302A	D=13.3 7ft y L=26.6 ft V=27,000.00 gal, de acero inoxidable.
Reactor de polimerización de poliestireno de alto impacto	R-303A	D=13.3 7ft y L=26.6 ft V=27,000 gal, de acero inoxidable.
Agitador para el reactor de polimerización R-301A	Ag-301A	Agitador de 230 hp, tipo ancla, de 40 rpm, de acero Inoxidable.
Agitador para el reactor de polimerización R-302A	Ag-302A	Agitador de 230 hp, tipo ancla, de 40 rpm, de acero Inoxidable.
Agitador para el reactor de polimerización R-303A	Ag-303A	Agitador de 230 hp, tipo ancla, de 40 rpm, de acero Inoxidable.
Tanque de almacenamiento de estireno	D-101	D=45 ft y L=36 ft. V=429,000 gal.
Secador rotatorio	Dr-403	D=3.03 ft y L=17.81ft Área del secador=7.23 ft <sup>2</sup> . Material acero al carbón.
Intercambiador de calor de aire	E-403	Área de 589.55 ft <sup>2</sup> de acero al carbón.
Bomba de alimentación a la centrifuga S-401	P-404	Flujo másico 46,000 lb/hr, 92 gal/min.





# CAPÍTULO 4

---

## FILOSOFÍA DE OPERACIÓN

## 4.1 Filosofía de operación.

Para la filosofía de operación se considerarán tres aspectos básicos:

Arranque de la planta

Operación normal

Paro programado y paro de emergencia

En esta filosofía de operación no se hace referencia a las bombas de relevo, sin embargo en todos los casos para la operación de la planta se deberán considerar estos equipos cuando se requieran.

En la lista de equipo se indican cuales son dichos equipos de relevo.

### 4.1.1 Arranque de la planta.

Para arrancar la planta se deberán haber seguido todos los procedimientos de preparación para el arranque de cada uno de los equipos que integran el proceso y se deberán seguir los pasos descritos a continuación:

- A. Adicionar el fosfato tricálcico sólido, y el dodecilsulfonato de sodio sólido y el peróxido de benzoílo, al tanque mezclador de aditivos D-201.
- B. Mediante las bombas P-105 y P-106 cargar el estireno necesario al tanque D-201 con la primera bomba y al tanque D-203 con la segunda.
- C. Preparar la mezcla mediante el agitador Ag-201 y una vez preparada alimentar dicha mezcla al reactor R-301, R-301A, R-302, R-302A, R-303 ó R-303A, dependiendo de cual sea el equipo que este operando, en media hora. Simultáneamente, cuando se este produciendo poliestireno de medio ó alto impacto, preparar la mezcla de polibutadieno y estireno mediante el Agitador Ag-203 y una vez preparada alimentar dicha mezcla, al reactor, R-302, R-302A, R-303 ó R-303A, dependiendo de cual sea el equipo que este operando, en media hora.
- D. Cuando se inicie la alimentación de aditivos al reactor, simultáneamente arrancar la bomba P-103 e iniciar el suministro de vapor al cambiador de calor E-201, E-202 ó E-203, dependiendo de cual sea el equipo que este operando, para alimentar el estireno a dicho reactor.
- E. Mediante la bomba P-501, cuando se inicie la carga de aditivos al tanque D-201, alimentar agua a los enfriadores D-501 y arrancar las bombas P-201, para alimentar agua al tanque D-205 o D-206.

- F. Iniciar la alimentación de vapor al tanque D-205 o D-206 cuando se inicie la operación de la bomba P-201.
- G. Cuando el vapor y el agua ingresen al tanque D-205 o D-206 iniciar la alimentación de la mezcla (agua caliente desionizada), al reactor mediante la bomba P-301. La carga deberá hacerse también en media hora.
- H. Una vez cargado el reactor con todas sus materias primas se cierra y se inicia la reacción. La fase de iniciación deberá durar media hora y tomando en cuenta que la reacción es exotérmica la temperatura se deberá controlar durante 4 horas a 194 °F, empleando agua de enfriamiento en la chaqueta del reactor. En caso de que la temperatura de reacción disminuya, se deberá alimentar vapor para mantenerla controlada
- I. Monitorear la conversión, tomando muestras cada hora para corroborar que después de cuatro horas y media de iniciada la reacción se logró obtener el poliestireno de propósitos generales, medio impacto o alto impacto dentro de las especificaciones requeridas.
- J. Una vez concluido el paso anterior, iniciar la descarga del reactor hacia el tanque de lavado D-301 o D-302 o D-303, dependiendo de cual esté operando. La descarga deberá realizarse en media hora.
- K. Simultáneamente con la descarga del reactor, iniciar la alimentación de la solución de ácido clorhídrico al tanque D-301, D-302 o D-303, mediante la bomba P-414, lo cual también deberá llevarse a cabo en media hora. También se deberá arrancar la bomba P-315 para alimentar agua desionizada hacia el tanque D-305 y posteriormente mediante la bomba P-312 alimentar dicha agua al tanque D-301 en un lapso de media hora.
- L. A partir del tanque D-301 o D-302 ó D-303, la operación de la planta es a régimen permanente por lo que se iniciará la operación de la bomba P-401 para alimentar la descarga del tanque D-301, D-302 ó D-303 hacia la centrifuga S-401 ó S-402.
- M. Simultáneamente con el arranque de la bomba P-401 se debe de arrancar la bomba P-406 para alimentar agua desionizada hacia la centrifuga S-401 ó S-402.
- N. El agua separada en la centrifuga se enviará a la disposición de desechos y el producto principal se alimentará por gravedad al secador DR-401.
- O. Cuando se inicie la alimentación de producto al secador DR-401 ó DR-402 también se deberá de alimentar aire caliente al mismo por lo que se deberá arrancar

oportunamente el ventilador B-401 o B-402 o B-403 y suministrar vapor al cambiador de calor E-401 o E-402.

- P. Cuando se arranque el ventilador B-401 o B-402 o B-403 también se deberá arrancar el ventilador B-501 o B-502 para transportar el producto que sale del secador hacia el ciclón CY-501 o CY-502 o CY-503 o CY-504 o CY-505 o CY-506 o CY-507 o CY-508 o CY-509.
- Q. Iniciar la descarga del poliestireno de los recipientes CY-501 a CY-509 hacia el tanque D-510 , mediante la válvula rotatoria RV-503, para poder alimentar a los extrusores EXT-501, los cuales se deberán arrancar de acuerdo con el procedimiento establecido por el fabricante.
- R. Una vez que se inicie la obtención de producto extruído se inicia la operación de la cortadora CU-501, para posteriormente enviar el producto cortado mediante el sistema de transportación neumática hacia el empaquetado y/o envasado correspondiente.

#### 4.1.2 Operación normal.

Cuando se haya realizado el arranque completo de los equipos en forma manual y la capacidad de la planta se haya estabilizado, se pasará la planta a control automático. No se debe olvidar que hasta el reactor el proceso es por lotes por lo que en esta sección de la planta varias de las etapas se realizarán manualmente.

Se instalarán alarmas de nivel e indicadores en los tanques de suministro de estireno y en los tanques de suministro de ácido clorhídrico.

En las líneas donde se encuentran localizadas las bombas P-105, P-106 y P-414 se instalarán totalizadores de flujo para garantizar el suministro en las cantidades establecidas por el proceso. La temperatura del estireno a la salida del calentador E-201 se controlará mediante la regulación del vapor alimentado a dicho equipo.

El agua necesaria en el reactor se controlará mediante totalizadores de flujo instalados a la descarga de la bomba P-301 y la temperatura de dicha corriente se controlará regulando el suministro de vapor hacia los tanques D-205 y D-206.

La temperatura en el reactor se controlará mediante una instrumentación adecuada, regulando el suministro de agua de enfriamiento hacia la chaqueta del mismo.

El agua necesaria en los tanques de lavado D-301 D-302 y D-303 se controlará mediante un totalizador de flujo instalado a la descarga de la bomba P-312.

La operación de la centrifuga se controlará mediante un dispositivo que mida la velocidad de la flecha entre el motor y el equipo correspondiente.

La operación del secador se controlará midiendo la temperatura de descarga del mismo y regulando el suministro de vapor a los calentadores E-401 y E-402. A su vez esta temperatura se controlará a través del motor de velocidad variable que accionan los ventiladores B-401 B-402 y B-403.

Por último, la operación de los extrusores Ext-501 a Ext-509 se hará controlando la velocidad del accionador del mismo haciendo interactuar este control con la operación de las cortadoras Cu-501 a Cu-509. La temperatura en el enfriador por contacto directo D-501 a D-509 se hará regulando el suministro de agua a la descarga de las bombas P-501 a P-510.

#### **4.1.3 Paro programado y paro de emergencia.**

Para llevar a cabo el paro normal de la planta únicamente se requiere descargar los reactores hacia los tanques de lavado correspondiente, ya que por ningún motivo los reactores deberán contener producto cuando ésto suceda. Se suspenderá el suministro de poliestireno hacia la centrifuga y se deberá procesar completamente la descarga de la centrifuga hasta la cortadoras Cu-501 a Cu-509.

Mediante el sistema de transportación neumática el producto se deberá enviar hacia el sistema de empaçado correspondiente. El suministro de vapor deberá suspenderse y el suministro de agua de enfriamiento deberá continuar hasta que se suspenda la descarga de producto de los extrusores Ext-501 a Ext-509.

Una vez que todo el poliestireno haya sido enviado al sistema de empaque se deberán parar todos los ventiladores.



# CAPÍTULO 5

---

## EVALUACIÓN ECONÓMICA



## 5.1 Inversión total.

Con base en los resultados dados en el capítulo 3, se propone hacer la evaluación económica del proyecto, para determinar si es factible o no incrementar la capacidad de producción. La evaluación económica de esta modificación al proceso actual de producción de poliestireno, se hace considerando solo el incremento adicional de producción.

Para realizar la evaluación económica, se debe efectuar una estimación del costo de los equipos y todos los costos que intervienen. La inversión total incluye la inversión fija y la inversión de capital de trabajo. El tiempo de planeación es de diez años debido a que el periodo de recuperación de la inversión para una planta química es de cinco a siete años.

Para fines prácticos en el presente trabajo, se hace un estimado de inversión que varía en un  $\pm 30\%$ , lo cual nos da la suficiente información para concluir si el proyecto es rentable o no.

## 5.2 Estimado de la inversión total.

La inversión total es el capital necesario para instalar el equipo de proceso con todos los auxiliares necesarios para la operación de una planta. Algunos ejemplos típicos de los costos que se incluyen bajo este concepto son, tubería, instrumentación, aislamiento, cimentación preparación de terreno etc.

La inversión fija se calcula mediante el método de porcentajes. En este método se emplean distintos porcentajes que se multiplican por el costo del equipo. En la tabla 12 se muestran estos conceptos con sus respectivos porcentajes.

### 5.2.1 Método de porcentajes.

Esta técnica de estimación de costo, se usa generalmente para obtener un orden de magnitud de costo, recordando que el costo, se usa generalmente para obtener un orden de magnitud de costo, recordando que el costo de una planta de proceso puede ser obtenido, multiplicando el costo del equipo base por un factor para aproximar la inversión de capital. Estos factores varían dependiendo de la planta de proceso. Los porcentajes dados en la tabla 12. indica la aproximación que tienen estos tipos de plantas de procesos. Para evaluar la inversión se usa este método porque aplica para plantas de proceso que manejan fluidos sólido-líquido.

El empleo de este método se utiliza después de la estimación de costos de los equipos.

Tabla 12. Estimado de costos de inversión de capital <sup>a</sup> [14].

Conceptos		Porcentaje de costos del equipo Planta de proceso (sólido-líquido)
Adquisición del equipo (incluye fabricación de equipo y maquinaria de proceso)	A	100
Adquisición del equipo e instalación	B	39
Instrumentación y control	C	13
Tubería (instalada)	D	31
Electricidad (instalada)	E	10
Levantamiento (incluyendo servicios)	F	29
<b>Costo directo (A+B+C+D+E+F)</b>	<b>G</b>	<b>222</b>
Ingeniería y supervisión	H	32
Gastos de construcción	I	34
<b>Costo indirectos (H+I)</b>	<b>J</b>	<b>66</b>
<b>Costos directos + costos indirectos (G+J)</b>	<b>K</b>	<b>288</b>
Honorarios a contratistas	L	18
Contingencias	M	36
<b>Inversión de capital (K+L+M)</b>	<b>N</b>	<b>342</b>

<sup>a</sup> Peters Max S. Timmerhaus Klaus D. *Plant design and economics for chemical engineers* 3<sup>a</sup> edición McGraw-Hill Book Company, pp. 180.

### 5.3 Estudio financiero

Los estudios financieros son documentos que contienen la información financiera básica de cualquier empresa. Lo que se obtiene es la rentabilidad de los recursos utilizados para el proyecto.

Los estados financieros tienen como finalidad, tomar una decisión, ya sea, de aceptar o rechazar el proyecto.

### 5.3.1 Estado de resultados

Un estado de resultados o de pérdidas y ganancias, es una herramienta contable que refleja cómo ha sido el desempeño económico de la actividad de cualquier empresa productora de bienes o servicios, al cabo de un ejercicio o período contable, generalmente un año. El desempeño económico de la actividad empresarial se puede expresar en términos de dinero, de tal forma que si existe una determinada ganancia monetaria se puede hablar de un buen desempeño, pero si hay pérdidas económicas al cabo de un ejercicio de operación, se hablará de un mal desempeño de la empresa.

En términos generales, un estado de resultados es la diferencia que hay entre los ingresos que tiene la empresa, menos todos los costos en que incurre, incluyendo el pago de impuestos y el reparto de utilidades a los trabajadores. Como un estado de resultados tiene implicaciones fiscales, tanto los ingresos como los costos que se registren deben tener como base la Ley del impuesto sobre la renta vigente.

También es posible elaborar un estado de resultados proyectado o pro forma, en donde se anotan los resultados económicos que se considera puede suceder tomando como base una serie de pronósticos sobre la actividad de la empresa. Este estado de resultados proforma sirve para evaluar diferentes alternativas de acción, ya sea seleccionar la mejor inversión, el mejor plan de financiamiento, etc.

Tabla 13. Estado de resultados

Estado de resultados
+ Ingresos totales
- Costos totales de producción
= Utilidad bruta
- Gastos de venta
- Gastos de administración
= Utilidad de operación
- Impuesto sobre la renta 34 %
- Reparto de utilidades a los trabajadores 10 %
= Utilidad neta
+ Depreciación
= Flujo de efectivo

## 5.4 Evaluación del proyecto.

Para la evaluación económica de los proyectos industriales existen diversos métodos que difieren básicamente en las formas de considerar los flujos netos de efectivo, para calcular, ya sea la rentabilidad, o el tiempo de recuperación de la inversión.

Los métodos empleados en este trabajo son el método del valor presente neto, la tasa interna de retorno y el período de recuperación que se aplican directamente al flujo neto de efectivo.

### 5.4.1 Valor presente neto.

El valor presente neto es el valor que se obtiene al calcular para cada año el capital que se debe tener para obtener beneficios, mostrado por los flujos netos de efectivo que se dan en la vida del proyecto a un costo de oportunidad dado.

### 5.4.2 Tasa interna de retorno.

La tasa interna es la tasa (i) que hace que los flujos de efectivo sean igual a la inversión inicial. Dicho de otra manera es la i que hace que la suma de los flujos de efectivo sean igual a la inversión inicial [15].

### 5.4.3 Período de recuperación.

El período de recuperación de la inversión es el tiempo en el cual se recupera la inversión, sin tomar en cuenta el valor del dinero en el tiempo.

## 5.5 Estimado de costos de equipos.

El costo de los nuevos equipos se hace en algunos casos, con factores de escalación para equipos de proceso, empleando la siguiente fórmula:

$$\frac{\text{COSTO 2}}{\text{COSTO 1}} = \left[ \frac{\text{CAPACIDAD 2}}{\text{CAPACIDAD 1}} \right]^R$$

donde

COSTO 2=Costo nuevo del equipo

COSTO 1=Costo conocido del equipo

CAPACIDAD 2=Capacidad nueva

CAPACIDAD 1=Capacidad conocida

R=Factor de escalación de cada equipo

Índice de Marshall & Swift de 1987 = 813.60 [1].

Considerando una inflación anual del 5 % y el índice de costo de equipo de Marshall & Swift del año 2002 de 1,104.20, se tiene el índice estimado para el 2005, el cual se estima de la siguiente manera.

$$(1+0.05)^n$$

donde n=numero de años

$$(1+0.05)^3=1.1576$$

$$\text{Índice estimado para el 2005} = 1,104.20 + (1,104.20 \times 0.011576) = 1,116.98$$

Para la elaboración del estimado de inversión de los equipos, se toma como base, los costos de los equipos dados en la tabla 14. Estos costos se actualizan mediante Índices de Marshall & Swift, para obtener costos aproximados de los equipos requeridos para cubrir con la nueva capacidad de producción propuesta.

Los costos de los equipos se tomaron del capítulo 9 "Cost Estimation" [1].

Tabla 14. Costos de los equipos existentes de la planta de poliestireno en dólares [1].

Nombre del equipo	Clave de equipo	Dimensiones y características principales	Costo en el año 1987 (USD)
Reactor de polimerización	R-301	D=13.3 ft y L=26.6 ft V=27,000 gal de acero inoxidable	121,000
Agitador para el reactor	Ag-301	Agitador de 230 hp, tipo ancla, de acero inoxidable de 40 rpm.	16,000
Tanque de almacenamiento de estireno	D-101	D=45 ft y L=36 ft	200,000
Secador rotatorio	Dr-401	D=6.5 ft y L=38 ft y área de 33 ft <sup>2</sup> de acero al carbón	180,000
Bomba centrífuga	P-401	BHP=2, 100 gal/min	3,400
Intercambiador de calor de aire	E-401	P=200 psi y área de 2,810 ft <sup>2</sup>	50,000

Con base en la información de la tabla 14, se calculan los costos de los equipos requeridos para la nueva capacidad de producción de poliestireno, de la siguiente manera:

### 5.5.1 Costo de los reactores R301A, R-302A y R-303A.

$$\text{COSTO NUEVO} = \frac{\text{INDICE NUEVO}}{\text{INDICE CONOCIDO}} \times \text{COSTO CONOCIDO}$$

$$\text{Costo del reactor en el año 2005} = \left( \frac{1,116.98}{813.60} \right) \times 121,000 = 166,119.20 \text{ USD c/u.}$$

$$\text{Costo de los reactores en el año 2005} = 166,119.20 \text{ USD} \times 3 = 498,357.60 \text{ USD}$$

### 5.5.2 Costo de los agitadores Ag-301A, Ag-302A y Ag-303A.

Con base al nuevo índice y a la siguiente ecuación de indexación de equipos se calcula el costo del agitador.

$$\text{COSTO NUEVO} = \frac{\text{INDICE NUEVO}}{\text{INDICE CONOCIDO}} \times \text{COSTO CONOCIDO}$$

$$\text{Costo del agitador en el año 2005} = \left( \frac{1,116.98}{813.60} \right) \times 16,000 \text{ USD} = 21,966.18 \text{ USD c/u.}$$

$$\text{Costo de los agitadores en el año 2005} = 21,666.18 \text{ USD} \times 3 = 65,898.53 \text{ USD}$$

### 5.5.3 Costo del tanque de almacenamiento de estireno D-104.

$$\text{COSTO NUEVO} = \frac{\text{INDICE NUEVO}}{\text{INDICE CONOCIDO}} \times \text{COSTO CONOCIDO}$$

$$\text{COSTO NUEVO} = \frac{1,116.98}{813.6} \times 200,000 = 274,577.19 \text{ USD}$$

**5.5.4 Costo del secador rotatorio Dr-403.**

Costo del secador rotatorio en 1987 = 22,447.45 USD

$$\text{Costo del secador rotatorio en el año 2005} = \left( \frac{1,116.98}{813.60} \right) \times 22,447.45 = 30,753.00 \text{ USD}$$

**5.5.5 Costo del intercambiador de calor de aire E-403.**

Costo del intercambiador de calor de aire en 1987 =  $232 \times (589.55)^{0.67} = 16,662.37 \text{ USD}$

$$\text{Costo del intercambiador de calor en el año 2005} = \left( \frac{1,116.98}{813.60} \right) \times 16,662.37 = 22,875.53 \text{ USD}$$

Con base en el costo de los equipos y a los factores de la tabla 12 se procede a calcular la inversión total, la cual se muestra en la tabla 15.

**5.5.6 Costo de la bomba P-404.**

$$\text{COSTO NUEVO} = \frac{\text{INDICE NUEVO}}{\text{INDICE CONOCIDO}} \times \text{COSTO CONOCIDO}$$

$$\text{Costo del intercambiador de calor en el año 2005} = \left( \frac{1,116.98}{813.60} \right) \times 3,400 = 4,667.81 \text{ USD}$$



### 5.5.7 Cálculo de la inversión total empleando el método de porcentajes.

Con los costos estimados de los equipos se procede a calcular la inversión total requerida, para lo cual se requiere la estimación de otros conceptos necesarios a considerar para obtener la inversión total. En la tabla 12 se presentan algunos porcentajes típicos.

Para ilustrar el uso de esta tabla se presentan los cálculos para los reactores de polimerización, los cuales se presentan a continuación:

Lo primero que se requiere son los costos de los reactores de polimerización, tal como se muestran en la página 106, una vez teniendo el costos base de los equipos se procede a calcular el resto de los conceptos dados en la tabla 12.

Costo base del equipo = 498,357.60 USD

Adquisición del equipo e instalación =  $498,357.60 \times 0.39 = 194,359.46$  USD

Instrumentación y control =  $498,357.60 \times 0.13 = 64,786.49$  USD

Tubería instalada =  $498,357.60 \times 0.31 = 154,490.85$  USD

Electricidad (instalada) =  $498,357.60 \times 0.10 = 49,835.76$  USD

Levantamiento (incluyendo servicios) =  $498,357.60 \times 0.29 = 144,523.70$  USD

**Costo directo** =  $498,357.60 \times 2.22 = 1,106,353.86$  USD

Ingeniería y supervisión =  $498,357.60 \times 0.32 = 159,474.43$  USD

Gastos de construcción =  $498,357.60 \times 0.34 = 169,441.58$  USD

**Costos indirectos** =  $498,357.60 \times 0.66 = 328,916.01$  USD

**Costos directos + Costos indirectos** =  $498,357.60 \times 2.88 = 1,435,269.88$  USD

Honorarios del contratista =  $498,357.60 \times 0.18 = 89,704.37$  USD

Contingencias =  $498,357.60 \times 0.36 = 179,408.73$  USD

**Inversión de capital total** =  $498,357.60 \times 3.42 = 1,704,382.98$  USD

Se hace lo mismo para cada uno de los equipos, los resultados de la inversión total se presentan en la tabla 15.

Tabla 15. Inversión total requerida para la nueva capacidad de la planta de poliestireno, dada en dólares.

Equipo	Costo base del equipo	Adquisición del equipo e instalación	Instrumentación y control	Tubería (instalada)	Electricidad (instalada)	Construcción (incluyendo servicios)	Costo directo
R-301A a R-303A	498,357.60	194,359.46	64,786.49	154,490.85	49,835.76	144,523.70	1,106,353.86
Ag-301A a Ag-303A	65,898.53	25,700.42	8,566.81	20,428.54	6,589.85	19,110.57	146,294.73
D-104	274,577.19	107,085.10	35,695.03	85,118.93	27,457.72	79,627.38	609,561.36
Dr-403	30,753.00	11,993.67	3,997.89	9,533.43	3,075.30	8,918.37	68,271.66
E-403	22,875.53	8,921.46	2,973.82	7,091.42	2,287.55	6,633.90	50,783.68
P-404	4,667.81	1,820.45	606.82	1,447.02	466.78	1,353.67	10,362.54

Continuación de la tabla 15

Equipo	Ingeniería y supervisión	Gastos de construcción	Costo indirecto	Total de costos directos + indirectos	Honorarios del contratista
R-301A a R-303A	159,474.43	169,441.58	328,916.01	1,435,269.88	89,704.37
Ag-301 a Ag-303A	21,087.53	22,405.50	43,493.03	189,787.75	11,861.73
D-104	87,864.70	93,356.24	181,220.94	790,782.30	49,423.89
Dr-403	9,840.96	10,456.02	20,296.98	88,568.64	5,535.54
E-403	7,320.17	7,777.68	15,097.85	65,881.54	4,117.60
P-404	1,493.70	1,587.06	3,080.76	13,443.30	840.21

Continuación de la tabla 15

Equipo	Contingencia	Total de honorarios	Total de la inversión
R-301A a R-303A	179,408.73	269,113.10	1,704,382.98
Ag-301A a Ag-303A	23,723.47	35,585.20	225,372.96
D-104	98,847.79	148,271.68	939,053.98
Dr-403	11,071.08	16,606.62	105,175.26
E-403	8,235.19	12,352.79	78,234.32
P-404	1,680.41	2,520.62	15,963.92
Total de la inversión dada en USD			<b>3,068,183.42</b>

Con base en información de precios de poliestireno, de materias primas, de luz, gas natural y agua desmineralizada se calculan los ingresos de poliestireno y los costos de producción.

### 5.6 Cálculo de los ingresos de poliestireno.

En tabla 2 se definió el incremento de la nueva capacidad de producción, para los tres tipos de poliestireno que se producen:

Para la evaluación económica se considera solo el incremento el cual se calcula a continuación:

$$109,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} - 90,000,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} = 19,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}}$$

$$36,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} - 30,000,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} = 6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}}$$

$$36,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} - 30,000,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} = 6,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}}$$

Para la estimación de los precios del poliestireno, se tomó como base información de los indicadores operativos de la industria petroquímica, para estimar los precios del poliestireno, los cuales se muestran en la tabla 16.

Lo mismo se hace con las materias primas.

**Tabla 16.** Precios de poliestireno dados en pesos por libra (Moneda Nacional).

Año	Precio de poliestireno de propósitos generales	Precio de poliestireno de medio impacto	Precio de poliestireno de alto impacto
2005	4.26	4.25	5.54
2006	4.26	4.25	5.54
2007	4.26	4.25	5.54
2008	4.26	4.25	5.54
2009	4.26	4.25	5.54
2010	4.26	4.25	5.54
2011	4.26	4.25	5.54
2012	4.26	4.25	5.54
2013	4.26	4.25	5.54
2014	4.26	4.25	5.54

Los cálculos de los ingresos de poliestireno de propósitos generales se presentan a continuación:

$$19,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} \times 4.26 \frac{\text{pesos}}{\text{lb P.E.P.G.}} = 85,191,480 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 4.25 \frac{\text{pesos}}{\text{lb P.E.M.I.}} = 28,330,500 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 5.54 \frac{\text{pesos}}{\text{lb P.E.A.I.}} = 36,929,640 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

Se hace lo mismo para todos los años y los resultados se presentan en la tabla 17.

**Tabla 17.** Ingresos de venta de poliestireno dados en pesos por año (Moneda Nacional).

Año	Ingresos de poliestireno de propósitos generales	Ingresos de poliestireno de medio impacto	Ingresos de poliestireno de alto impacto
2005	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2006	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2007	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2008	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2009	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2010	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2011	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2012	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2013	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00
2014	85,191,480.00	28,330,500.00	36,929,640.00

**Tabla 18.** Costos de las materias primas para producir poliestireno, dados en pesos por libra (Moneda Nacional).

Año	Estireno	Peróxido de benzoilo	Fosfato tricálcico	Dodecilb.	Ácido clorhídrico	Polibut.	Agua desmineralizada
2,005	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,006	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,007	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,008	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,009	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,010	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,011	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,012	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,013	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101
2,014	3.39	8.20	0.46	4.88	1.96	4.07	0.0101

### 5.7 Costo de materias primas para producir poliestireno de propósitos generales al año.

$$19,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} \times 1.032 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb P.E.P.G.}} \times 3.39 \frac{\text{pesos}}{\text{lb estireno}} = 69,962,603.04 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$19,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} \times 0.0025 \frac{\text{lb peróxido}}{\text{lb P.E.P.G.}} \times 8.20 \frac{\text{pesos}}{\text{lb peróxido}} = 409,959.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$19,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} \times 0.00006 \frac{\text{lb dodecilb.}}{\text{lb P.E.P.G.}} \times 4.87 \frac{\text{pesos}}{\text{lb dodecilb.}} = 5,843.42 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$19,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} \times 0.005 \frac{\text{lb fosfato tricálcico}}{\text{lb P.E.P.G.}} \times 0.46 \frac{\text{pesos}}{\text{lb fosfato}} = 45,995.40 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$19,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} \times 0.004 \frac{\text{lb HCl}}{\text{lb P.E.P.G.}} \times 1.96 \frac{\text{pesos}}{\text{lb HCl.}} = 156,784.32 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$19,998,000 \frac{\text{lb P.E.P.G.}}{\text{año}} \times 5 \frac{\text{lb desmin.}}{\text{lb P.E.P.G.}} \times 0.0101 \frac{\text{pesos}}{\text{lb agua desmin.}} = 1,009,899.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

### 5.8 Costo de materias primas para producir poliestireno de medio impacto al año.

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 0.982 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb P.E.M.I.}} \times 3.39 \frac{\text{pesos}}{\text{lb estireno}} = 22,190,980.68 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 0.05 \frac{\text{lb polibutadieno}}{\text{lb P.E.M.I.}} \times 4.07 \frac{\text{pesos}}{\text{lb polibutadieno}} = 1,356,531.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 0.0025 \frac{\text{lb peróxido}}{\text{lb P.E.M.I.}} \times 8.20 \frac{\text{pesos}}{\text{lb peróxido}} = 136,653.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 0.00006 \frac{\text{lb dodecilb.}}{\text{lb P.E.M.I.}} \times 4.87 \frac{\text{pesos}}{\text{lb dodecilb.}} = 1,947.81 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 0.004 \frac{\text{lb HCl}}{\text{lb P.E.M.I.}} \times 1.96 \frac{\text{pesos}}{\text{lb HCl.}} = 52,261.44 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 0.005 \frac{\text{lb fosfato tricálcico}}{\text{lb P.E.M.I.}} \times 0.46 \frac{\text{pesos}}{\text{lb fosfato}} = 15,331.80 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.M.I.}}{\text{año}} \times 5 \frac{\text{lb agua desmin.}}{\text{lb P.E.M.I.}} \times 0.0101 \frac{\text{pesos}}{\text{lb agua desmin.}} = 336,633.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

### 5.9 Costo de materias primas para producir poliestireno de alto impacto al año.

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}} \times 0.912 \frac{\text{lb estireno}}{\text{lb P.E.A.I.}} \times 3.39 \frac{\text{pesos}}{\text{lb estireno}} = 20,609,138.88 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}} \times 0.12 \frac{\text{lb polibutadieno}}{\text{lb P.E.A.I.}} \times 4.07 \frac{\text{pesos}}{\text{lb polibutadieno}} = 3,255,674.40 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}} \times 0.0025 \frac{\text{lb peróxido}}{\text{lb P.E.A.I.}} \times 8.20 \frac{\text{pesos}}{\text{lb peróxido}} = 136,653.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}} \times 0.00006 \frac{\text{lb dodecilb.}}{\text{lb P.E.A.I.}} \times 4.87 \frac{\text{pesos}}{\text{lb dodecilb.}} = 1,947.81 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}} \times 0.005 \frac{\text{lb fosfatotricálcico}}{\text{lb P.E.A.I.}} \times 0.46 \frac{\text{pesos}}{\text{lb fosfato tricálcico}} = 15,331.80 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}} \times 0.004 \frac{\text{lb HCl}}{\text{lb P.E.A.I.}} \times 1.96 \frac{\text{pesos}}{\text{lb HCl.}} = 52,261.44 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$6,666,000 \frac{\text{lb P.E.A.I.}}{\text{año}} \times 5 \frac{\text{lb agua desmin.}}{\text{lb P.E.A.I.}} \times 0.0101 \frac{\text{pesos}}{\text{lb agua desmin.}} = 336,633.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

En este ejemplo se hizo solo para el año 2005, se hace lo mismo para todos los años siguientes hasta el año 2014, los resultados se presentan en las tablas 19, 20 y 21.



**Tabla 19.** Costos de las materias primas para producir poliestireno de propósitos generales, dados en pesos por año (Moneda Nacional).

Año	Estireno	Peróxido de benzoílo	Fosfato tricálcico	Dodecilb.	Ácido Clorhídrico	Agua desmineralizada.
2005	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2006	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2007	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2008	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2009	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2010	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2011	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2012	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2013	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899
2014	69,962,603	409,959	45,995	5,843	156,784	1,009,899

**Tabla 20.** Costos de las materias primas para producir poliestireno de medio impacto, dados en pesos por año (Moneda Nacional).

Año	Estireno	Peróxido de benzoílo	Fosfato tricálcico	Dodec.	Ácido clorhídrico	Agua desminer.	Polibutad.
2005	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2006	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2007	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2008	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2009	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2010	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2011	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2012	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2013	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531
2014	22,190,981	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	1,356,531

**Tabla 21.** Costos de las materias primas para producir poliestireno de alto impacto, dados en pesos por año (Moneda Nacional).

Año	Estireno	Peróxido de benzoilo	Fosfato tricálcico	Dodec.	Ácido clorhídrico	Agua desminer.	Polibut.
2005	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2006	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2007	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2008	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2009	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2010	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2011	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2012	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2013	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674
2014	20,609,139	136,653	15,332	1,948	52,261	336,633	3,255,674

### 5.10 Cálculo de costos fijos.

El costo total de los equipos es de 897,129.66 dólares, este dato sale de sumar el rubro costo base del equipo dado en la tabla 15.

Con base en este dato se calcula la depreciación, para ello se toma un 10% anual.

$$897,129.66 \text{ dólares} \times 11.16 \frac{\text{pesos}}{\text{dólar}} = 10,011,967 \text{ pesos}$$

$$10,011,967 \text{ pesos} \times 0.10 = 1,001,197 \text{ pesos}$$

Dado que es muy poco el incremento adicional a la capacidad de producción, se considera un requerimiento de personal adicional estimado.

Para el área de reactores se sugiere la contratación de dos ingenieros de proceso con un salario de 10,000 pesos/mes c/u. y dos obreros con un sueldo de, 5000 pesos/mes c/u.

Para el área de producción, un ingeniero, con un salario total de 10,000 pesos y dos obreros con un salario de 5,000 pesos/mes c/u.

Para el área de almacén se consideran dos obreros, con un salario total de 5,000 pesos c/u.

$$\text{Salario total cada ingeniero: } 10,000 \frac{\text{pesos}}{\text{mes}} \times 1.4 = 14,000 \frac{\text{pesos}}{\text{mes}} \times 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} = 168,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$\text{Salario total para los 3 ingenieros } 168,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} \times 3 = 504,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$\text{Salario total por cada obrero: } 5,000 \frac{\text{pesos}}{\text{mes}} \times 1.4 = 7,000 \frac{\text{pesos}}{\text{mes}} \times 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} = 84,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$\text{Salario total para los seis obreros: } 84,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} \times 6 = 504,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$\text{Total de mano de obra } 504,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 504,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} = 1,008,000 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

### 5.11 Cálculo de costos variables.

Total de materias primas para el caso de poliestireno de propósitos generales

$$69,962,603.04 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 409,959.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 5,843.42 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 45,995.40 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 156,784.32 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} +$$

$$+ 1,009,899 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} = 71,591,084.18 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

Total de materias primas para el caso de poliestireno de medio impacto

$$22,190,980.68 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 1,356,531.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 136,653.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 1,947.81 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 52,261.44 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$+ 15,331.80 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 336,633.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} = 24,090,338.73 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

Total de materias primas para el caso de poliestireno de alto impacto

$$20,609,138.88 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 3,255,674.40 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 136,653.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 1947.81 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 15,331.80 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

$$+ 52,261.44 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} + 336,633.00 \frac{\text{pesos}}{\text{año}} = 24,407,640.33 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

-

Para los gastos de administración se considera un 5% de la utilidad bruta.

Para los gastos de venta se considera un 10% de la utilidad bruta

Costo del gas natural:

$$1,648,174.40 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \times 8,310 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \times 9.00 \frac{\text{dolares}}{1,000,000 \text{BTU}} \times \frac{11.16 \text{ pesos}}{\text{dolar}} = 1,375,659.31 \text{ pesos}$$

Costo de electricidad:

$$191.13 \frac{\text{kw}}{\text{hr}} \times 0.73 \frac{\text{pesos}}{\text{kw}} \times 8,310 \frac{\text{hr}}{\text{año}} = 1,159,451.92 \text{ pesos}$$

Costo del agua:

$$22,324.21 \frac{\text{lb agua}}{\text{hr}} \times 8,310 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \times 0.0101 \frac{\text{pesos}}{\text{lb}} = 1,873,693.27 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$$

Tabla 22. Costos fijos y variables dados en pesos por año (Moneda Nacional).

	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
MANO DE OBRA	1,008,000	1,008,000	1,008,000	1,008,000	1,008,000	1,008,000	1,008,000	1,008,000	1,008,000	1,008,000
DEPRECIACIÓN	1,001,197	1,001,197	1,001,197	1,001,197	1,001,197	1,001,197	1,001,197	1,001,197	1,001,197	1,001,197
COSTOS FIJOS	2,009,197	2,009,197	2,009,197	2,009,197	2,009,197	2,009,197	2,009,197	2,009,197	2,009,197	2,009,197
MATERIA PRIMA	120,089,063	120,089,063	120,089,063	120,089,063	120,089,063	120,089,063	120,089,063	120,089,063	120,089,063	120,089,063
GAS NATURAL	1,375,659	1,375,659	1,375,659	1,375,659	1,375,659	1,375,659	1,375,659	1,375,659	1,375,659	1,375,659
AGUA	1,873,693	1,873,693	1,873,693	1,873,693	1,873,693	1,873,693	1,873,693	1,873,693	1,873,693	1,873,693
LUZ	1,159,452	1,159,452	1,159,452	1,159,452	1,159,452	1,159,452	1,159,452	1,159,452	1,159,452	1,159,452
COSTOS VARIABLES	124,497,867	124,497,867	124,497,867	124,497,867	124,497,867	124,497,867	124,497,867	124,497,867	124,497,867	124,497,867
TOTAL DE COSTOS	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064

Tabla 23. Estado de resultados dados en pesos por año (Moneda Nacional).

	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
VOLUMEN DE POLIESTIRENO	33,330,000	33,330,000	33,330,000	33,330,000	33,330,000	33,330,000	33,330,000	33,330,000	33,330,000	33,330,000
INGRESOS	150,451,620	150,451,620	150,451,620	150,451,620	150,451,620	150,451,620	150,451,620	150,451,620	150,451,620	150,451,620
COSTOS DE PRODUCCIÓN	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064	126,507,064
UTILIDAD BRUTA	23,944,556	23,944,556	23,944,556	23,944,556	23,944,556	23,944,556	23,944,556	23,944,556	23,944,556	23,944,556
GASTOS DE ADMINISTRACIÓN	1,197,228	1,197,228	1,197,228	1,197,228	1,197,228	1,197,228	1,197,228	1,197,228	1,197,228	1,197,228
GASTOS DE VENTA	2,394,456	2,394,456	2,394,456	2,394,456	2,394,456	2,394,456	2,394,456	2,394,456	2,394,456	2,394,456
GASTOS DE OPERACIÓN	3,591,684	3,591,684	3,591,684	3,591,684	3,591,684	3,591,684	3,591,684	3,591,684	3,591,684	3,591,684
UTILIDAD DE OPERACIÓN	20,352,872	20,352,872	20,352,872	20,352,872	20,352,872	20,352,872	20,352,872	20,352,872	20,352,872	20,352,872
IMPUESTO SOBRE LA RENTA 34 %	6,919,976	6,919,976	6,919,976	6,919,976	6,919,976	6,919,976	6,919,976	6,919,976	6,919,976	6,919,976
R.U.T. 10 %	2,035,287	2,035,287	2,035,287	2,035,287	2,035,287	2,035,287	2,035,287	2,035,287	2,035,287	2,035,287
UTILIDAD NETA	11,397,609	11,397,609	11,397,609	11,397,609	11,397,609	11,397,609	11,397,609	11,397,609	11,397,609	11,397,609
FLUJO DE EFECTIVO	12,398,806	12,398,806	12,398,806	12,398,806	12,398,806	12,398,806	12,398,806	12,398,806	12,398,806	12,398,806

### 5.12 Cálculo del valor presente neto.

Para el cálculo del valor presente neto se requiere de los flujos de efectivo y de la inversión total.

La inversión total es de 27,884,297 dólares.

Utilizando la paridad de 11.16 pesos/dólar

$$3,068,183.42 \text{ dólares} \times \frac{11.16 \text{ pesos}}{\text{dólar}} = 34,240,927 \text{ pesos}$$

En toda inversión se toma como punto de comparación una tasa de referencia, es decir nuestro costo de oportunidad, esto con la finalidad de decidir que hacer si se tienen los 34,240,927 pesos. Invertir en el proyecto o bien invertir el dinero en algún banco que nos de un mayor interés, comparado con el que nos daría el proyecto.

Para este caso nuestro costo de oportunidad será el de los cetes, el cual esta aproximadamente en 10%.

$$VPN = \sum_{j=0}^n \frac{F_j}{(1+i)^j}$$

$$VPN = \frac{-34,240,927}{(1+0.10)^0} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^1} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^2} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^3} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^4} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^5} +$$

$$\frac{12,398,806}{(1+0.10)^6} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^7} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^8} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^9} + \frac{12,398,806}{(1+0.10)^{10}}$$

$$VPN = 27,884,297 \text{ pesos}$$

### 5.13 Cálculo de la tasa interna de retorno.

$$VPN = 0 = \sum_{j=0}^n \frac{F_j}{(1+i)^j}$$

$$VPN = 0 = \frac{-34,240,927}{(1+i)^0} + \frac{12,398,806}{(1+i)^1} + \frac{12,398,806}{(1+i)^2} + \frac{12,398,806}{(1+i)^3} + \frac{12,398,806}{(1+i)^4} + \frac{12,398,806}{(1+i)^5} +$$

$$\frac{12,398,806}{(1+i)^6} + \frac{12,398,806}{(1+i)^7} + \frac{12,398,806}{(1+i)^8} + \frac{12,398,806}{(1+i)^9} + \frac{12,398,806}{(1+i)^{10}}$$

$$TIR = 34\%$$

Con base en la tasa interna de retorno calculada y a nuestro costo de oportunidad, se concluye que es mejor invertir en el proyecto que en cualquier banco, ya que la tasa interna es mayor que nuestro costo de oportunidad.

Cabe señalar que este estimado de inversión es a un nivel básico, si se quiere tener un estimado más preciso, se tendría que desarrollar la ingeniería de detalle.

La ingeniería de detalle se refiere no solo a la ingeniería de proceso, sino también a las disciplinas de ingeniería civil, mecánica, tubería, eléctrica e instrumentación.

Los documentos elaborados por cada una de estas disciplinas conducen a obtener el volumen de obra, en este documento se detalla todas las características de los equipos y/o materiales requeridos para llevar a cabo el proyecto.

Para los fines del presente trabajo, todos los cálculos se realizaron con base en estimación de equipos mediante técnicas de escalación, costos reportados en literatura, así como estimados de inversión típicos de plantas químicas. Los precios del poliestireno y los costos de las materias primas fueron a precios constantes, es decir no se toma la inflación en cada año.



# CONCLUSIONES

---



Con base en la hipótesis planteada, se concluye que sí es posible incrementar la capacidad de producción de poliestireno de un proceso en suspensión aprovechando la mayor parte del equipo existente, mediante la adición de reactores iguales a los existentes, es decir reactores que tengan el mismo tamaño, misma agitación, misma relación de materias primas.

Realizando ésto, se tiene la certeza de tener a la salida del proceso, el mismo producto sin que se vea alterada alguna característica del polímero.

Los resultados obtenidos a partir del desarrollo del presente trabajo, se presentan en la tabla 24, donde se muestra la capacidad actual de producción para los tres tipos de poliestireno, la nueva capacidad de producción propuesta, la inversión requerida y la tasa interna de retorno.

**Tabla 24.** Resultados del incremento de capacidad de producción de poliestireno, de inversión requerida y tasa interna de retorno.

Producto	Producción Actual	Incremento de producción	Total de la producción de poliestireno (lb/año.)	Inversión requerida USD	Tasa interna de retorno
Poliestireno de propósitos generales P.E.P.G.	90,000,000	19,998,000	109,998,000	3,068,183.42	34%
Poliestireno de medio impacto P.E.M.I.	30,000,000	6,666,000	36,666,000		
Poliestireno de alto impacto. P.E.A.I.	30,000,000	6,666,000	36,666,000		

El resultado para esta propuesta de incremento de capacidad de producción, es de 183,330,000.00 lb/año, con una inversión aproximada de 3,068,183.42 dólares (34,240,927 pesos) y una tasa interna de retorno de 34%, aprovechando la mayor cantidad de equipo disponible así como la infraestructura. El periodo de recuperación es aproximadamente de 2.8 años.

Este incremento de la capacidad de producción se logra a través de una investigación del proceso en suspensión para conocer aspectos técnicos así como la operación de los reactores.

La manera de operar los reactores para un proceso en suspensión, siempre tiene que ser en paralelo, desfasando los lotes, es decir primero un reactor y después de cierto tiempo el otro, asegurando que a la descarga del tanque de lavado se tenga un flujo constante.

Normalmente cuando se diseñan plantas se contemplan expansiones futuras, es por ello que la mayoría de los ingenieros sobrediseñan un poco los equipos así como la infraestructura, es decir contemplan un poco más de espacio por si en algún momento dado tienen que adicionar más equipo ó simplemente construir algún edificio.

En este proceso fue necesario adicionar algunos equipos. En la sección de reacción se adicionó un tanque de almacenamiento de estireno, ya que se debe tener más estireno disponible para cubrir con la nueva demanda de poliestireno.

Aunque los reactores adicionales están muy sobrados para la nueva capacidad resulta que hacer ésto es rentable porque se aprovechan los equipos ya existentes, por lo que resulta tener una tasa de retorno aceptable.

Al principio se pensó que para incrementar la capacidad de producción sería posible transformar el proceso en suspensión a continuo, pero como se puede apreciar en el capítulo 1, donde se da una descripción del proceso en suspensión, se vio que hasta ahora no es posible, debido a que la estabilidad de la dispersión se pierde al pasar la carga de un reactor a otro, dando como resultado una aglomeración de partículas de estireno adheridos a las paredes de la tubería y del reactor.

Cuando se desee incrementar la capacidad de producción de una planta de producción de procesos en suspensión, existen las siguientes alternativas:

- 1) Adicionando un reactor igual al existente, es decir un reactor que tenga las mismas condiciones de operación con la finalidad de asegurarse de obtener el mismo producto, sin tener la menor duda de que se obtenga un producto con las mismas características al que se está produciendo actualmente.
- 2) Rediseñando el reactor o reactores mediante procedimientos de escalación, ya sea "hacia arriba" o "hacia abajo", dependiendo de la cantidad de producción deseada a obtener, mencionados en el capítulo 1, por investigadores en el área del proceso en suspensión. Estos procedimientos conducen a hacer una serie de experimentos para ver que parámetros se

tendrían que cambiar, los cuales pueden ser la relación monómero/agua, la concentración del estabilizador o la rapidez de agitación.

Hasta ahora no se puede escalar de una manera geométrica los reactores de polimerización, ya que al hacerlo cambia la distribución de tamaños de partícula, lo que significa obtener un polímero diferente al que se está produciendo. Por esta situación es que los investigadores han desarrollado estos procedimientos de escalación.

Es importante mencionar que cuando se desee incrementar la capacidad de producción de alguna planta, se debe de realizar una búsqueda de información bibliográfica del proceso, para determinar cual ó cuales pueden ser las rutas para incrementar la capacidad de producción.

El objetivo del presente trabajo se desarrollo satisfactoriamente y la hipótesis planteada se acepta.



# BIBLIOGRAFÍA

---

## BIBLIOGRAFÍA

## REFERENCIAS CITADAS

1. Bassel, W. D. *Preliminary Chemical Engineering Plant Design* 2ª ed. Van Nostrand Reinhold, New York, USA, 1990, 572 pp.
2. Vivaldo-Lima, E.; Wood, P. E.; Hamielec, A.E. "An updated Review on Suspension Polymerization". *Industrial & Engineering Chemistry Research* 1997, 36, pp. 939-965.
3. Yuan, H.G.; Kalfas, G.; Ray, W.H. "Suspension Polymerization". *J. Macromol. Sci., Rev. Macromol. Chem. Phys.* 1991, C31 (2&3), pp. 215-299.
4. Okufi, S.; Pérez de Ortiz, E.S.; Sawistowski, H. "Scale-up of liquid-liquid dispersions in stirred tanks". *Can. J. Chem. Eng.* 1990, 68, pp. 400-406.
5. Oldshue, J. Y.; Mechler, D. O.; Grinnell, D. W. "Fluid Mixing Variables in Suspension and Emulsion Polymerization". *Chem. Eng. Prog.* 1982, 78, pp. 68-74.
6. Villalobos, M.A. "Suspension polymerization of styrene through bifunctional initiators". M.E. Thesis, Department of Chemical Engineering, McMaster University, Hamilton, Ontario, Canada, 1989.
7. Özkaya, N.; Erbay, E.; Bilgic, T.; Savaşçı, Ö.T. "Agitation scale-up model for the suspension polymerization of vinyl chloride". *Angew. Makromol. Chem.* 1993, 211 (3649), pp. 35-51.
8. Munzer, M.; Trommsdorff, E. "Polymerization in suspension". In *Polymerization processes*; Schildknecht, C.E., Skeist, I., Eds.; Wiley: New York, 1977; pp. 106.
9. Church, J. M. "Suspension polymerization". *Chemical Engineering*. Aug. 1, 1966, pp. 79-82.
10. Smith, W. M. *Manufacture of plastics*. Reinhold, New York, 1964, pp. 21, 424, 435.

11. Anderson, E. V., R. Brown, and C. E. Belton. "Styrene-Crude oil to polymer". *Industrial and Engineering Chemistry*. July 1960, 52, pp. 550-556.
12. Bilmeyer, Jr. F.W. *Ciencia de los polímeros* 2a edición, Reverté S.A., 1978, pp. 287-288.
13. Mageli, O. L., and J. R. Kolcznski. "Organic peroxides". *Industrial and Engineering Chemistry*. March. 1966, pp. 25-32.
14. Peters Max S. Timmerhaus Klauss D. *Plant design and economics for chemical engineers* 3a edición, McGraw-Hill Book Company, 180 pp.
15. Baca U. G. *Fundamentos de Ingeniería económica* 1a.edición, México, McGraw-Hill/Interamericana de México, S.A. de C.V., 1994, pp. 305.

#### REFERENCIAS CONSULTADAS

- Anuario Estadístico Petroquímica 1999. 1a. Edición Secretaría de Energía, México DF, 2000, 246 pp.
- Anuario Estadístico Petroquímica 2001. 1a. Edición Secretaría de Energía, México DF, 2002, 246 pp.
- Ambler, C. M. "Centrifuge separation". *Chemical Engineering*. Feb. 15, 1971, pp.55-62.
- Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 2a ed. Vol.19. Wiley, New York, 1969, p.56.
- Perry R. H., *Perry Manual del ingeniero Químico*, 6a ed., México, McGraw-Hill, 1992, Tomo I, sec.3, p.41.
- Perry R. H., *Perry Manual del ingeniero Químico*, 6a ed., México, McGraw-Hill, 1992, Tomo V, Sec. 20 pp. 19-20.
- McCabe, W., and J. C. Smith. *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill, New York, 1967, pp.316.