

Resumen

El objetivo de este proyecto es el diseño de un reactor para la polimerización parcial de estireno integrado dentro de un proceso continuo de producción de poliestireno cristal.

El proyecto incluye el diseño mecánico de los diferentes elementos que componen el reactor, así como el estudio de la cinética de polimerización que tiene lugar en él. A continuación se presenta un estudio económico y de seguridad del sistema diseñado. Finalmente, se realiza una evaluación del impacto en el medio ambiente del sistema obtenido.

La metodología llevada a cabo para la realización de este proyecto consiste en el análisis de las necesidades tanto mecánicas como térmicas del reactor. Una vez definidas, se procede al diseño de cada uno de los elementos constituyentes de éste para que satisfagan estas condiciones. Con las características del diseño se procede a realizar los planos y las hojas de características de los componentes que lo integran.





Sumario

RESUMEN	1
SUMARIO	3
ÍNDICE DE FIGURAS	5
ÍNDICE DE TABLAS	6
1. GLOSARIO	7
2. PREFACIO	10
2.1. Origen del proyecto.....	10
2.2. Motivación.....	10
2.3. Requerimientos previos.....	10
3. INTRODUCCIÓN	11
3.1. Objetivos del proyecto.....	11
3.2. Alcance del proyecto.....	11
4. PROCESO DE POLIMERIZACIÓN	13
4.1. Introducción.....	13
4.2. Definición del proceso a estudio.....	14
4.3. Cinética de polimerización.....	15
5. AGITACIÓN	19
5.1. Introducción.....	19
5.2. Equipo de mezcla para líquidos.....	19
5.3. Selección del equipo de agitación.....	21
5.4. Dimensionado inicial del reactor.....	23
6. DISEÑO DE LOS COMPONENTES DEL REACTOR	25
6.1. Introducción.....	25
6.2. Selección de los materiales del agitador y del tanque.....	25
6.3. Agitador.....	26
6.4. Tanque.....	27
6.5. Sistema de transmisión de calor.....	28
6.6. Junta de estanqueidad.....	31
6.7. Motor.....	33
6.8. Reductor.....	33



6.9. Cojinetes de soporte	34
7. EVALUACIÓN ECONÓMICA _____	36
8. SEGURIDAD _____	39
9. IMPACTO MEDIOAMBIENTAL _____	41
CONCLUSIONES _____	43
AGRADECIMIENTOS _____	45
BIBLIOGRAFÍA _____	46
Referencias bibliográficas	46



Índice de figuras

Figura 5.1 Esquema de un tanque agitado _____	20
Figura 5.2 Diferentes tipos de agitador. _____	21
Figura 5.3 Agitador de doble cinta helicoidal doble. _____	22
Figura 5.4 Campo principal de flujo debido a un agitador de cinta helicoidal _____	22
Figura 5.5 Esquema del agitador helicoidal _____	23
Figura 6.1 Vista en detalle de un agitador de cinta helicoidal _____	26
Figura 6.2 Esquema del tanque a diseñar _____	28
Figura 6.3 Sección de una camisa con deflectores helicoidales _____	29
Figura 6.4 Esquema de un condensador de un solo paso _____	30
Figura 6.5 Esquema del montaje de una prensaestopa _____	32



Índice de tablas

Tabla 6-1 Hoja especificaciones camisa de calor _____	31
Tabla 6-2 Hoja de especificaciones condensador _____	31
Tabla 6-3 Hoja de especificaciones prensaestopa _____	32
Tabla 6-4 Especificaciones motor _____	33
Tabla 6-5 Hoja de especificaciones del reductor _____	34
Tabla 6-6 Hoja de especificaciones de los rodamientos _____	34
Tabla 7-1 Hoja de resultados de costes de los equipos _____	36
Tabla 7-2 Hoja de resultados de costes de fabricación _____	37



1. Glosario

[A]	concentración del reactivo A de la reacción [mol·L ⁻¹]
[B]	concentración del reactivo B de la reacción [mol·L ⁻¹]
[L]	concentración del reactivo L de la reacción [mol·L ⁻¹]
[M]	concentración del monómero de estireno [mol·L ⁻¹]
[R·]	concentración de todas las cadenas activas presentes en el reactor [mol·L ⁻¹]
A	anualidad o la parte de los beneficios de la empresa destinados a amortizar el coste del equipo [€]
B	anchura del cojinete [m]; beneficios [€·año ⁻¹]
C	carga dinámica del cojinete [N]
c	distancia entre agitador y pared del reactor [m]
C ₀	carga estática del cojinete [N]
d	diámetro externo del agitador [m]; diámetro interno del cojinete [m]
D	diámetro interno del reactor [m]; diámetro externo del cojinete [m]
F	coste del equipo [€]
h	altura del agitador [m]
I	ingresos [€·año ⁻¹]
i	tipo de actualización
IIE	índice de incendio y explosión
J	inercia del motor [kg·m ²]
k	constante de la velocidad de reacción
k _i	constante de velocidad de iniciación [L ² ·mol ⁻² ·s ⁻¹]
k _p	constante de velocidad de propagación [L·mol ⁻¹ ·s ⁻¹]



k_t	constante de velocidad de terminación [$L \cdot mol^{-1} \cdot s^{-1}$]
L	longitud de los tubos del condensador [m]
M_a	par de arranque [Nm]
M_{eq}	momento o par equivalente máximo en el reductor [Nm]
M_{max}	par máximo [Nm]
M_n	par nominal [Nm]
MPDO	máximos días probables perdidos [días]
$MPPD_e$	máximo daño probable efectivo [€]
n	número de años
N	número de tubos en el condensador
n	velocidad de giro [min^{-1}]
n_e	velocidad de giro a la entrada [min^{-1}]
N_R	número de hélices
p	paso de la hélice del agitador [m]
P	potencia [W]
PM_A	peso molecular del estireno [$g \cdot mol^{-1}$]
Q_{camisa}	potencia térmica evacuada por la camisa [W]
Q_{total}	potencia térmica a evacuar del reactor [W]
$R_{exposic}$	radio de exposición [m]
r_p	velocidad de reacción de propagación [$mol \cdot L^{-1} \cdot s^{-1}$]
r_{pol}	velocidad de polimerización [$mol \cdot L^{-1} \cdot s^{-1}$]
T	temperatura [K]
w	anchura de la cinta helicoidal [m]



w_{pr}	masa relativa de poliestireno en el reactor respecto la de masa de estireno en él
X_A	grado de conversión de estireno
α	orden de reacción de A
β	orden de reacción de B
δ_A	coeficiente de expansión
λ	orden de reacción de L
$\mu_{estireno}$	viscosidad del estireno [Pa·s/cP]
$\mu_{producto}$	viscosidad de la mezcla estireno-poliestireno en el reactor [Pa·s/cP]
ρ_A	densidad del estireno [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]
ω	velocidad angular [min^{-1}]



2. Prefacio

2.1. Origen del proyecto

El proyecto surge de la búsqueda de procesos en la industria actual donde los conocimientos tanto mecánicos como químicos fueran necesarios para su diseño; una de las ramas donde estas dos disciplinas se combinan es la de reactores agitados.

2.2. Motivación

La motivación principal que me ha llevado a realizar este proyecto ha sido mi interés en aplicar en procesos químicos los conocimientos de ingeniería adquiridos tanto en mis estudios mecánicos en la carrera de Ingeniería Industrial como los estudios en la carrera de Ingeniería Química.

2.3. Requerimientos previos

Para la realización de este proyecto es necesario tener una base de conocimientos sobre cinética química, cinética de reactores y seguridad industrial así como también sobre diseño de elementos mecánicos, resistencia a la fatiga y motores eléctricos. Esto se debe a la convergencia de estas disciplinas.



3. Introducción

3.1. Objetivos del proyecto

El objetivo principal del proyecto es el diseño de un reactor agitado así como de su equipo auxiliar más relevante para procesar estireno y producir poliestireno.

Las líneas principales que se pretenden en este proyecto son:

- Estudio de la reacción de polimerización del estireno
- Dimensionado del agitador del reactor así como la selección de su material de construcción
- Dimensionado del tanque del reactor así como la selección de su material de construcción
- Dimensionado de los equipos de refrigeración necesarios para el correcto funcionamiento del reactor
- Selección del accionamiento del agitador: motor y reductor
- Selección de los elementos mecánicos auxiliares del reactor
- Realización de una evaluación económica inicial del sistema
- Estudio de los riesgos que presenta la instalación
- Evaluación del impacto medioambiental del proceso

3.2. Alcance del proyecto

Debido a la magnitud del proyecto, muchos de los diseños realizados no han sido tan profundos como se hubiera deseado. No obstante, se han querido considerar todos los aspectos relacionados necesarios para disponer de un esbozo aproximado del reactor.



4. Proceso de polimerización

4.1. Introducción

Los polímeros son macromoléculas constituidas por la unión de moléculas más pequeñas, las cuales reciben el nombre de monómeros. Este proceso de unión recibe el nombre de polimerización.

Esta reacción de polimerización no es única sino que difiere según el número de monómeros diferentes que se combinan y su modo de unión. En general, se distinguen dos grandes tipos de polimerización:

- Policondensación o polimerización escalonada: unión de uno o dos grupos diferentes de monómeros mediante la reacción de sus grupos funcionales, eliminando una molécula pequeña como agua, HCl, etc. Este proceso de crecimiento del polímero es lento puesto que inicialmente reaccionan todos los monómeros entre sí para dar dímeros y trímeros para a continuación ir aumentando la longitud de cadena.
- Poliadicción o polimerización en cadena: unión entre un único tipo de monómeros mediante la interacción de sus grupos funcionales sin pérdida de átomo o molécula alguna. Este proceso es relativamente rápido y presenta diferentes etapas; principalmente, éstas son: iniciación, propagación y terminación

Mediante el proceso de poliadicción se obtienen un gran número de polímeros de enormes aplicaciones; por lo tanto, es necesario conocer las características de las etapas que la componen. Estas etapas son, principalmente:

- Iniciación: en esta etapa se forma, por reacción de un catalizador, ácido con una unidad monomérica o bien mediante energía sobre el monómero, un centro activo capaz de propagarse y generar la cadena polimérica.
- Propagación: consiste en el crecimiento de la cadena de la molécula polimérica mediante la unión entre sí de monómeros.
- Terminación: el crecimiento de cadena puede terminar por varios caminos; por un lado, los extremos activos de dos cadenas que se propagan pueden reaccionar formando una molécula no reactiva; o bien, el extremo activo de un cadena puede reaccionar con un iniciador u otra especie química que tiene un enlace activo simple.



- Transferencia de cadena: la transferencia de un radical desde una cadena polimérica en crecimiento puede ocurrir mediante diferentes mecanismos: por transferencia del centro activo entre una cadena en crecimiento y un monómero, por transferencia del centro activo entre una cadena en crecimiento y otra especie en disolución diferente al monómero, o bien por transferencia del centro activo entre una cadena en crecimiento y una molécula de disolvente.

Por otro lado, las reacciones de poliadición se pueden clasificar según el método de obtención del polímero:

- Polimerización en masa: el monómero y el iniciador se mezclan en un reactor. La reacción es exotérmica, hecho que puede crear problemas de evaporación del monómero o la rotura de las cadenas poliméricas.
- Polimerización en suspensión: el monómero se dispersa en el agua mediante agitación, añadiendo a continuación el iniciador, soluble en el monómero. Mediante este proceso, se forman esferas o perlas poliméricas.
- Polimerización en emulsión: proceso similar que la polimerización en suspensión, pero el iniciador no es soluble en el monómero de modo que se añade un agente emulsificante para generar miscelas que contengan los dos componentes.
- Polimerización en disolución: el monómero y el iniciador se disuelven en un disolvente no reactivo que reduce la velocidad de reacción y así controlar el calor generado.

4.2. Definición del proceso a estudio

Dentro de los productos obtenidos por polimerización en cadena se encuentra el estireno. Este se obtiene principalmente por polimerización de radicales libres en masa.

Normalmente, la mayoría de sistemas de polimerización en cadena por radicales libres, la etapa de iniciación se genera a partir de un iniciador añadido a la mezcla del monómero. No obstante, este tipo de poliadición también puede iniciarse a partir del mismo monómero en condiciones energéticas, a temperaturas importantes.

El término de iniciación mediante este mecanismo es relativamente bajo respecto al primer método. Sin embargo, el estireno presenta un rango de iniciación térmica importante a temperaturas superiores a los 100°C.



De hecho, no es necesario el uso de iniciadores en su proceso de polimerización a altas temperaturas puesto que el rango de iniciación térmica es suficientemente elevado para obtener un proceso industrial viable.

Por este motivo, se selecciona una temperatura de reacción de 150°C para el diseño del proceso.

Por otro lado, uno de los principales inconvenientes que presenta su producción es que el producto final presenta una gran viscosidad (puede llegar a superar los 150 Pa·s) así como también su reacción de polimerización genera una gran cantidad de energía (aproximadamente del orden de $70\text{kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$). Esto conlleva a que su proceso de polimerización se divida en diferentes etapas de modo que se obtengan diseños para sus reactores más acordes a las necesidades de la polimerización que se produce en ellos. Igualmente, la eliminación del calor generado puede ser gestionada de un modo más eficiente.

Básicamente, la polimerización en cadena del estireno se divide en dos reactores: en el primero, el monómero reacciona hasta llegar a un 45% de conversión total; mientras que en el segundo, se continúa su polimerización hasta prácticamente el 100%.

En el anexo A se desarrolla con profundidad la estructura del proceso así como las condiciones del reactor a diseñar.

4.3. Cinética de polimerización

Una vez definidas las condiciones de trabajo del reactor, se procede a evaluar la cinética de la polimerización en el reactor.

Iniciación

El elemento de iniciación de la polimerización del estireno es la temperatura. Justo antes de entrar en el tanque, el caudal de este compuesto se calienta hasta los 150°C, temperatura de diseño para el reactor. De modo que se inicia la polimerización justo al entrar en el tanque. La reacción que se produce entre dos monómeros de estireno, que inicia el proceso, recibe el nombre de reacción Diels-Alder.

Propagación

Los centros activos formados en la etapa anterior reaccionan con otros monómeros de estireno, generando cadenas de poliestireno.

Terminación



Básicamente, se produce mediante la reacción de dos cadenas activas que se combinan formando una única cadena.

Transferencia de cadena

Se generan nuevos centros activos a partir de la reacción de una cadena activa con el producto no activo de la etapa de iniciación.

Cada una de estas etapas viene caracterizada por su velocidad de reacción r . para numerosas reacciones, la ecuación de velocidad tiene la forma:

$$r = k[A]^\alpha \cdot [B]^\beta \cdot \dots \cdot [L]^\lambda$$

Donde k , α , β , ..., λ son parámetros constantes independientes de las concentraciones y del tiempo, mientras $[A]$, $[B]$, ..., $[L]$ son las concentraciones de los reactivos de la reacción. Las expresiones de estas ecuaciones vienen definidas en el anexo B.

La velocidad de la reacción de polimerización se asocia a la velocidad de reacción en la etapa de propagación de ésta.

$$r_p = k_p [M] [R \cdot] \quad (\text{Ec.4-1})$$

Donde $[R \cdot] = \sum_{n=1}^{\infty} [R_n \cdot]$, suma de todas las cadenas activas presentes en el reactor.

Es necesario conocer esta variable puesto que de ella depende el caudal de entrada y el volumen del reactor. Como en este caso se determina inicialmente el volumen del reactor $[10\text{m}^3]$, se obtiene el caudal de entrada de estireno al reactor.

Si bien se da la ecuación de velocidad (Ec. 4-1) de esta etapa, conociendo los datos de sus coeficientes, no pasa lo mismo con las concentraciones de los componentes involucrados. Al definir el proceso como un proceso continuo, las concentraciones de los diferentes elementos intermedios (cadenas activas principalmente) que se presentan en el reactor se mantienen prácticamente constantes. Por lo tanto, se puede aplicar la aproximación del proceso al estado estacionario: la velocidad de aparición de las moléculas activas es igual a la velocidad con la que desaparecen.

Aplicando esta hipótesis, la ecuación (Ec. 4-1) se reduce a:

$$r_{pol} = \left(\frac{2k_i k_p^2}{k_t} \right)^{\frac{1}{2}} [M]^{\frac{5}{2}} \quad (\text{Ec.4-2})$$



De la ecuación (Ec. 4-2) se conocen los valores de las constantes de velocidad de iniciación k_i , de propagación k_p y de terminación k_t . Por lo tanto, únicamente falta determinar la concentración de estireno $[M]$.

Para ello, cabe tener presente el tipo de reactor que se presenta en el problema. El reactor es un reactor en estado estacionario, pues el proceso es continuo; por lo tanto, no hay acumulación en su interior y las concentraciones de los productos a la salida son las mismas que las concentraciones de éstos dentro del reactor.

Por lo tanto, sabiendo que el grado de conversión a la salida del reactor es del 45%, se puede obtener el valor de la concentración de estireno a partir de la ecuación (Ec. 4-3):

$$[M] = C_A = \frac{\rho_A (1 - X_A)}{PM_A (1 + \delta_A X_A)} \quad (\text{Ec. 4-3})$$

Donde ρ_A es la densidad del estireno, PM_A , su peso molecular, δ_A , el coeficiente de expansión y X_A , el grado de conversión.

Estos parámetros son conocidos, por lo que se obtiene:

$$[M] = 4.59 \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1}$$

De este modo, se aplica la ecuación (Ec. 4-2) para obtener la velocidad de polimerización:

$$r_{pol} = 5.43 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{L} \cdot \text{s}}$$

Finalmente, se calcula la viscosidad del producto dentro del reactor, pues es un parámetro necesario para diseñar la parte mecánica de éste. Se aplica la ecuación siguiente:

$$\frac{\left(\frac{\mu_{\text{producto}}}{\mu_{\text{estireno}}} - 1 \right)}{w_{pr}} = 109 \cdot 0.7 \exp \left\{ \frac{2079 w_{pr} (1.09 \cdot 0.7 + 1)}{T} \right\} \quad (\text{Ec.4-4})$$

Donde μ_{producto} es la viscosidad de la mezcla estireno-poliestireno en el reactor, w_{pr} es la masa relativa de poliestireno en el reactor respecto la de masa de estireno en él, y T , la temperatura.

La masa relativa se conoce, pues se ha definido el grado de conversión en el reactor. Además la viscosidad del estireno se extrae de bibliografía. Por lo tanto, la viscosidad del producto queda:



$$\mu_{\text{producto}} = 16442.1cP$$

Este valor se aproxima a 17000cP para los cálculos posteriores.

En el anexo B se desarrollan los cálculos de la cinética de polimerización del poliestireno, así como los cálculos de los parámetros de viscosidad del producto dentro del reactor.



5. Agitación

5.1. Introducción

En la industria existen numerosas operaciones de mezcla cuyos procesos involucran tanto cambios físicos como químicos. La mezcla es una característica fundamental para muchos procesos en la industria alimentaria, farmacéutica, papelera, plástica o cerámica, entre otras.

Existen en la industria actual un gran número de funciones para las que es necesaria agitación en un proceso:

- Mezcla de líquidos miscibles
- Contacto entre líquidos inmiscibles
- Procesos de emulsión para producir productos estables
- Suspensión de partículas sólidas en líquidos de baja viscosidad
- Dispersión de sólidos finos en líquidos de alta viscosidad
- Dispersión de gases en líquidos
- Contacto gas-sólido-líquido en reacciones químicas catalíticas

No obstante, existen pocos científicos e ingenieros que tengan conocimientos suficientes sobre este fenómeno para realizar diseños apropiados. Además, no existen códigos ni normativas estandarizadas relacionadas con la agitación.

En este apartado, se definen el tipo de agitador necesario para el problema planteado así como sus dimensiones y variables más características.

5.2. Equipo de mezcla para líquidos

Existe un amplio abanico de equipos para agitación disponibles, hecho que refleja la enorme variedad de necesidades para mezclar en la industria.

Uno de estos equipos más importantes lo constituye los tanques agitados mecánicamente (Figura 5.1). Sus componentes principales son:



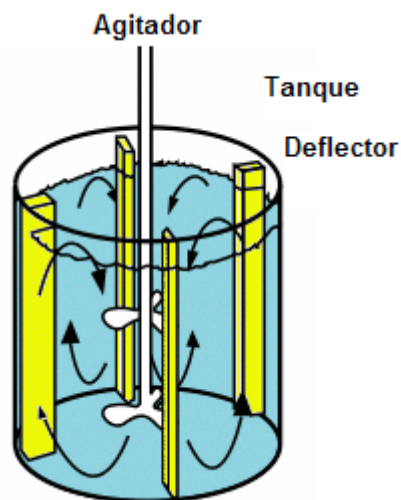


Figura 5.1 Esquema de un tanque agitado

- Tanque: es el recipiente donde se produce la mezcla. Normalmente son cilíndricos apoyados verticalmente
- Deflectores: elementos soldados dentro del tanque que evitan la aparición de vórtices en las zonas próximas a la pared de éste.
- Agitador: es el elemento que propiamente genera la mezcla mediante su movimiento rotativo. Existen un gran número de agitadores diferentes (Figura 5.2), tales como las turbinas, los agitadores axiales, de palas, de ancla, de cinta helicoidal o los de husillo helicoidal.



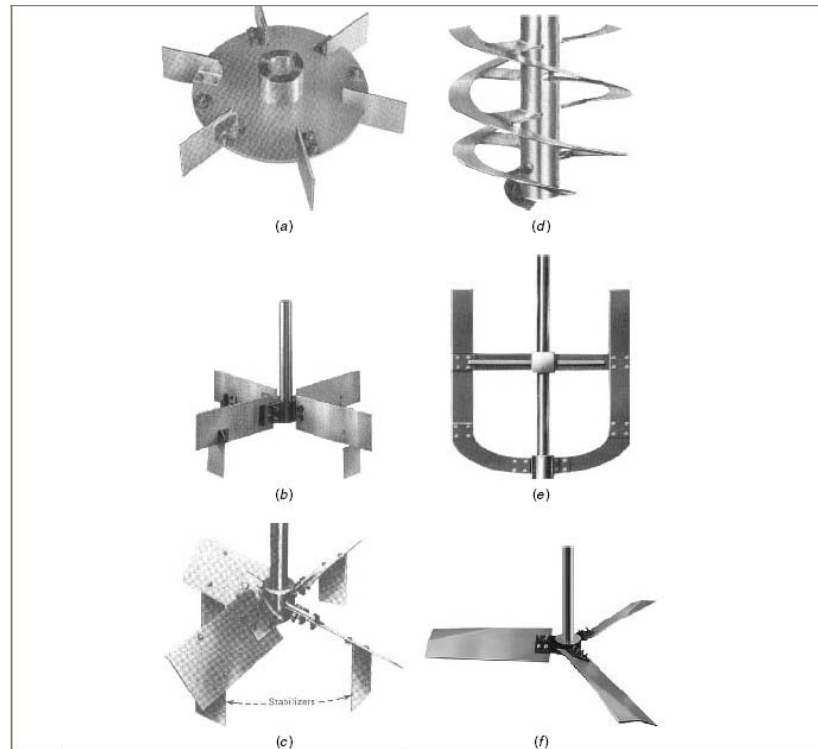


Figura 5.2 Diferentes tipos de agitador.

El agitador se monta normalmente en posición vertical en el centro del tanque. El rango de aplicación de cada uno de los diferentes agitadores depende de manera importante de la viscosidad del líquido a mezclar.

De modo que los agitadores axiales, turbinas y los agitadores de palas se utilizan en sistemas de baja viscosidad operando a altas velocidades. Las turbinas se emplean principalmente en la dispersión de gases en líquidos. Los agitadores axiales son utilizados en aplicaciones de baja viscosidad y normalmente son aplicados en posición horizontal o en ángulo en el líquido.

Para aplicaciones de alta viscosidad, los agitadores de ancla, de cinta helicoidal y de husillo helicoidal adquieren una importancia relevante.

5.3. Selección del equipo de agitación

A partir de la viscosidad que se produce en el interior del reactor ($17\text{Pa}\cdot\text{s}$), así como el volumen del tanque (10m^3), se escoge el tipo de agitador del equipo.



Para este caso, se elige un agitador de doble cinta helicoidal (Figura 5.3). Este tipo de agitar es reconocido como uno de los mejores agitadores para fluidos de alta viscosidad y en funcionamiento laminar. Además, es uno de los más eficientes.



Figura 5.3 Agitador de doble cinta helicoidal doble.

El agitador de doble cinta helicoidal es bueno para la transferencia de calor y para la mezcla de líquidos. La eficacia en aplicaciones de transmisión de calor es el doble que otros agitadores como el de ancla, y para la homogenización, entre 5 y 10 veces mayor, factores que pueden reducir los costes de operación y el tiempo de proceso. Ello se debe principalmente al movimiento que genera al fluido en su rotación (Figura 5.4).

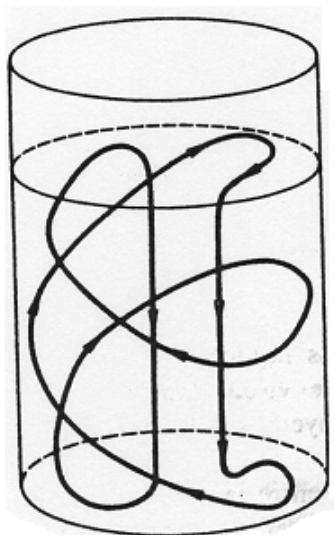


Figura 5.4 Campo principal de flujo debido a un agitador de cinta helicoidal



5.4. Dimensionado inicial del reactor

Una vez seleccionado el tipo de agitador, se procede a la determinación de los parámetros y dimensiones principales del reactor.

Primeramente, para definir las dimensiones del tanque, se escogen una de las diferentes relaciones dimensionales que se presentan en el experimento publicado [C-1]; concretamente, se eligen las relaciones del agitador tipo C (agitador de doble cinta helicoidal). A partir de ellas, se calculan las dimensiones (Figura 5.5) para obtener un volumen de reactor de 10m^3 , obteniendo:

$$D = 2.32\text{m}$$

$$d = 2.116\text{m}$$

$$p = 2.116\text{m}$$

$$h = 2.108\text{m}$$

$$c = 0.1026\text{m}$$

$$w = 0.2055\text{m}$$

$$N_R = 2$$

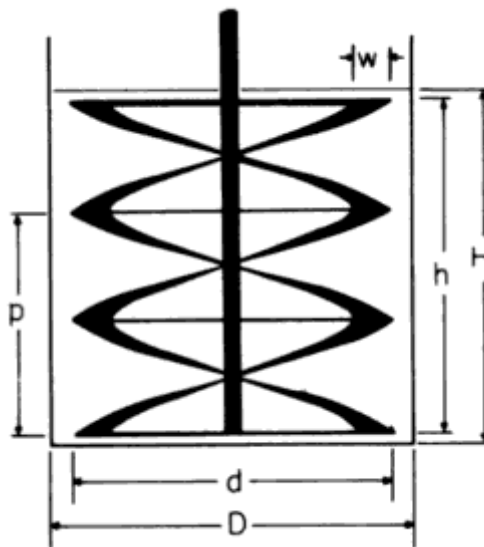


Figura 5.5 Esquema del agitador helicoidal



A continuación, se determina la velocidad de giro del agitador. Ésta se extrae de una tabla (ver anexo C) donde se aconsejan velocidades de giro de acuerdo con la escala de agitación y el volumen del tanque.

La escala de agitación mide la intensidad de mezcla. Sus valores están comprendidos entre 1 y 10, donde 1 es un valor para agitación suave, mientras que 10 se considera agitación violenta. Esta escala de agitación se obtiene a partir de la relación entre la capacidad de bombeo del agitador y la sección del tanque.

Para este caso, se escoge una escala de 8. Igualmente, de entre las posibles velocidades orientativas se escoge aquella cuyo valor lineal en su extremo (tip speed) no exceda de los límites aconsejados.

De este modo, se elige el valor:

$$\omega = 56 \text{min}^{-1}$$

A partir de la velocidad angular, la viscosidad del producto y las dimensiones del reactor, se determina la potencia del agitador, mediante una fórmula de potencia para este tipo de agitadores, obteniendo:

$$P=43.7\text{kW}$$

En el anexo C se desarrollan los cálculos para obtener las dimensiones del reactor, la velocidad de giro y la potencia del agitador.



6. Diseño de los componentes del reactor

6.1. Introducción

Una vez determinados los parámetros característicos del reactor se procede con el cálculo de las dimensiones de cada uno de sus componentes. Se inicia este proceso con el agitador helicoidal; a continuación, se diseña el tanque del reactor y se sigue con los intercambiadores de calor. Finalmente, se dimensionan los diferentes elementos mecánicos del reactor: la junta de estanqueidad, el motor, el reductor y los cojinetes de soporte de todo el conjunto mecánico.

Previamente a este diseño y dimensionado de los diferentes componentes, se procede a la selección de los materiales para la fabricación del agitador y del tanque.

En este capítulo se presentan la metodología y las hojas de características de cada componente. Cada uno de ellos ha sido diseñado de acuerdo a los principios básicos de la ingeniería y sus cálculos han sido recogidos en los anexos del proyecto.

6.2. Selección de los materiales del agitador y del tanque

En este procedimiento se han tenido en cuenta las condiciones de operación del reactor, los componentes del caudal de entrada y los productos que se generan en el reactor.

Principalmente afectan dos condiciones a esta selección: la corrosión y los procesos de soldadura.

El reactor se alimenta de un caudal de estireno que presenta ciertas impurezas como cloruros, peróxidos o sulfuros. Estos compuestos pueden corroer el material tanto del agitador como del tanque. Por otro lado, también presenta corrosión ambiental (humedad).

Igualmente, las uniones de los diferentes elementos tanto del agitador como del tanque se producen por soldadura, de modo que el material de fabricación no ha de debilitarse por este factor. Además, el agitador presenta mayor zona de soldadura por superficie que el tanque.

Por todo ello, se escogen los materiales siguientes:

- Agitador: acero inoxidable AISI 316 (UNE F-3534)



- Tanque: acero inoxidable AISI 316Ti (UNE F-3535)

En el anexo D se profundiza en este procedimiento.

6.3. Agitador

Para diseñar el agitador, se descompone el componente en sus elementos básicos: la cinta helicoidal, el eje y las barras de unión entre eje y hélice (Figura 6.1)

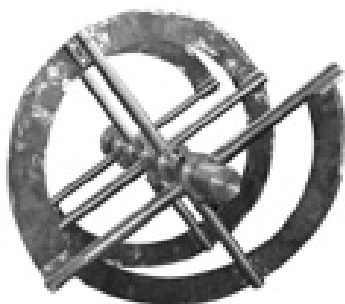


Figura 6.1 Vista en detalle de un agitador de cinta helicoidal

Cabe decir que el cálculo es aproximado pues el comportamiento de un fluido en este tipo de condiciones es complicado. En el anexo E se presentan en detalle los cálculos y procedimientos para este componente.

Primeramente, se define la posición de las barras de unión sobre el eje: se dispone una barra de unión cada 90° de giro de la hélice.

Se definen las fuerzas que actúan sobre cada uno de los componentes del agitador: éstas están compuestas por la fuerza hidrodinámica, el peso, la fuerza de empuje así como también las fuerzas de reacción de los elementos de unión al estudiado.

A partir de aquí, el cálculo es diferente para cada uno de los elementos del agitador.

Para el diseño de las dos cintas helicoidales únicamente cabe calcular su grosor pues sus otras dimensiones como el diámetro exterior, paso o anchura han sido determinados en el capítulo anterior; por lo tanto, se itera el grosor de la hélice para cumplir con los criterios de resistencia.

El cálculo de la hélice se basa en considerar las uniones con las barras de unión como uniones empotradas. Se aplican las ecuaciones de la estática así como el segundo teorema de Castigliano para obtener tanto las reacciones de las barras como la sección crítica de la hélice.



Aplicando el teorema de Von Mises, se dimensionan las hélices para soportar las tensiones máximas en la sección crítica.

El dimensionado de las barras de unión requiere el cálculo de las reacciones sobre la hélice. A partir de ellas y de las fuerzas sobre ellas, se calculan sus dimensiones, se definen las barras de sección rectangular, a partir de su sección crítica y el teorema de Von Mises. Se calculan las dimensiones para todas. En este procedimiento se supone un valor de diámetro del eje con el fin de determinar la longitud de la barra. Este valor es el valor inicial para el dimensionado del eje.

Finalmente, se dimensiona el eje. A partir de las reacciones de las barras sobre éste, además de las fuerzas externas, se comprueba el valor inicial de diámetro del eje. También se considera la potencia determinada en el punto anterior para realizar esta comprobación. Se determina el diámetro mínimo que permita soportar estas condiciones.

Una vez dimensionado el eje, se procede a calcular su vida a fatiga.

Para finalizar el diseño del agitador, se introduce un acoplador rígido en el eje dentro del tanque, para permitir las posibles reparaciones sobre el éste sin necesidad de desmontar la totalidad del reactor.

Recogiendo todas estas dimensiones, se obtiene el plano del agitador (Plano I).

6.4. Tanque

El diseño del tanque se realiza conforme a la normativa norteamericana ASME para el diseño de recipientes a presión. El tanque consta de tres partes (Figura 6.2): recipiente cilíndrico, fondo superior y fondo inferior.



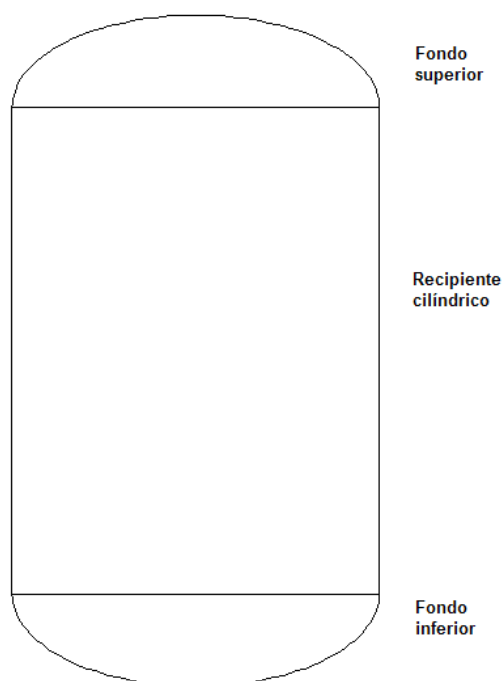


Figura 6.2 Esquema del tanque a diseñar

En el anexo F se profundizan los cálculos del dimensionado de los diferentes componentes del tanque.

El recipiente cilíndrico presenta las dimensiones propuestas en el punto 5.3. Se determina su espesor de pared a partir de la presión interna de trabajo y de la presión atmosférica externa.

Los fondos del recipiente se eligen torisféricos y se dimensionan de acuerdo a la norma DIN 28011. Por lo tanto, únicamente cabe calcular su espesor. Para ellos, la presión interna se define como la presión de trabajo dentro del reactor pero en la determinación de la presión externa, debe considerarse el peso de todo el reactor así como la superficie real de los fondos de acuerdo con las aberturas que presentan los fondos.

A partir de estos resultados, se presentan las dimensiones del tanque en el plano II.

6.5. Sistema de transmisión de calor

Una de las condiciones más importantes en el reactor es la de mantener la temperatura de trabajo constante. El proceso de polimerización, no obstante, genera una energía de reacción que debe ser evacuada.

Por lo tanto, se calcula la potencia térmica a calcular.



$$Q_{\text{total}} = 330.75\text{kW}$$

A partir de ella, se diseña el sistema de refrigeración del reactor. En el anexo G se presentan en profundidad los cálculos utilizados para llevar a cabo este diseño.

El líquido de refrigeración se considera agua.

El componente básico de este sistema comprende una camisa de calor. Primeramente se define esta camisa como una camisa con deflectores helicoidales (Figura 6.3), donde el líquido de refrigeración recorre todo el volumen de la camisa siguiendo los deflectores en forma de hélice. En esta camisa no todo el líquido enfría el tanque sino que existe una porción de éste que se escapa por la abertura existente entre deflector y pared externa de la camisa.

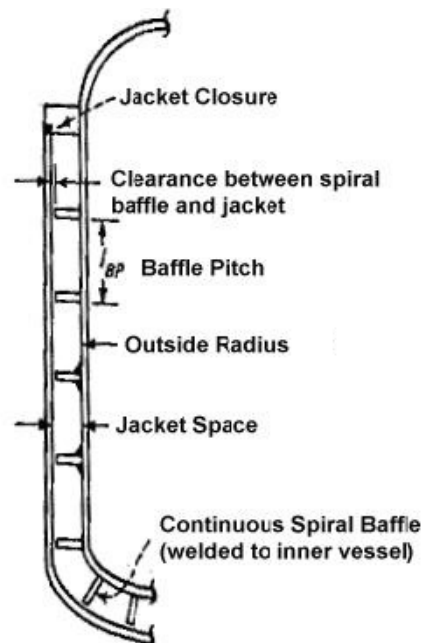


Figura 6.3 Sección de una camisa con deflectores helicoidales

A continuación se calcula el coeficiente de transmisión global U [$\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$], puesto que se conoce el área de contacto de la camisa, y se determina la potencia máxima de refrigeración de la camisa.

Se observa que esta potencia vale:

$$Q_{\text{camisa}} = 247.46\text{kW}$$

Por lo tanto, es necesario otro dispositivo adicional para evacuar calor. Este dispositivo consiste en un condensador (Figura 6.4).



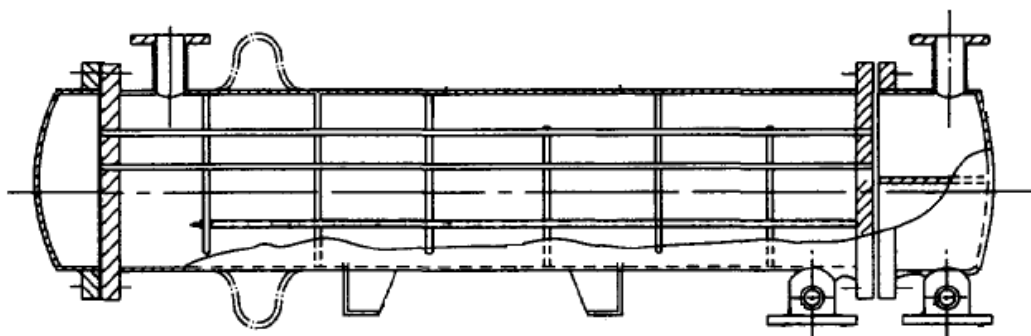


Figura 6.4 Esquema de un condensador de un solo paso

Para el diseño del condensador, cabe tener presente que el volumen gaseoso del reactor presenta tanto estireno en forma de vapor como nitrógeno, agente inerte para evitar atmósferas explosivas o inflamables. El nitrógeno es un gas no condensable por lo que se evalúa este efecto en la determinación del coeficiente global de transmisión de calor del condensador.

En el diseño del condensador, se definen como condición inicial las propiedades del líquido refrigerante, las dimensiones transversales de los tubos del condensador y la potencia a evacuar, la diferencia de potencia entre la reacción y la que evacua la camisa de calor. Por lo tanto, se determina su coeficiente global de transmisión de calor U y se calculan el número de tubos y su longitud. Se obtiene:

$$L=1\text{m}$$

$$N=10$$

Por otro lado, se instalan un 50% más de tubos en el condensador ($N=15$) con el fin de tener una mayor capacidad de evacuar calor en caso de emergencia.

De este modo las hojas de características principales de estos dos componentes se presentan en las tablas siguientes:

Camisa de intercambio de calor anular con deflectores	
Parámetro	Valor
Coeficiente global de transmisión [$\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$]	100
Superficie de intercambio [m^2]	20



Agua refrigerante [$\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$]	0.0086
Anchura [m]	0.065
Paso [m]	0.11
Material de construcción	AISI 316Ti

Tabla 6-1 Hoja especificaciones camisa de calor

Condensador de carcasa y tubos de un paso	
Parámetro	Valor
Coefficiente global de transmisión [$\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$]	620
Superficie de intercambio [m^2]	1.57
Caudal de entrada [$\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$]	0.287
Agua refrigerante [$\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$]	0.0086
Número de tubos	15
Diámetro externo tubos [mm]	33.4
Diámetro interno tubos [mm]	27.86
Número de tubos	15
Longitud de tubos [m]	1
Material de construcción	AISI 316Ti

Tabla 6-2 Hoja de especificaciones condensador

6.6. Junta de estanqueidad

La junta de estanqueidad se selecciona a partir de las condiciones de trabajo del reactor, en especial, la temperatura de operación (150°C) y la presión interna del tanque (2atm). De



entre los diferentes tipos de juntas posibles se escogen las prensaestopas debido a su simplicidad y gran extensión de aplicación.

A partir de ello, se selecciona su material de fabricación y su sistema de refrigeración.

Finalmente, se determina la potencia perdida por la fricción de la junta con el eje, valor que se añade a la potencia necesitada por el agitador.

A continuación se presenta la hoja de especificaciones de la prensaestopa seleccionada (Figura 6.5).

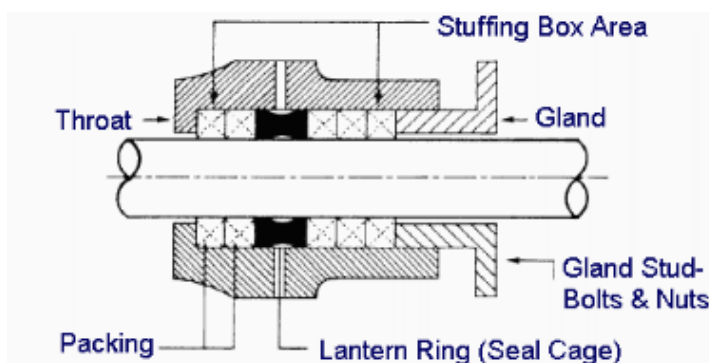


Figura 6.5 Esquema del montaje de una prensaestopa

Prensaestopa	
Parámetro	Valor
Material de construcción	Grafito expandido
Anchura cordón [mm]	15
Longitud de enrollamiento [mm]	100
Presión de empaquetamiento [atm]	4
Factor de fricción	0.1

Tabla 6-3 Hoja de especificaciones prensaestopa

En el anexo H se profundiza en los cálculos y metodología empleados para la selección de la junta de estanqueidad.



6.7. Motor

Para seleccionar el motor, el parámetro fundamental es la potencia necesaria para mover el agitador y compensar las pérdidas provocadas por la junta de estanqueidad. Cabe también tener en cuenta el rendimiento de transmisión del reductor, el cual aún no ha sido calculado pero que genera pérdidas de potencia. Este rendimiento se escoge de 0.95.

Así pues, la potencia a proporcionar por el motor es:

$$P = 46\text{kW}$$

En cuanto al tipo de motor se elige que sea un motor eléctrico de inducción trifásico a prueba de chispas, debido al carácter inflamable de los compuestos dentro del reactor así como sus posibles fugas, con una velocidad de sincronismo de 1500min^{-1} .

Su hoja de especificaciones se muestra a continuación:

Referencia	Potencia [kW]	n [min^{-1}]	M_n [Nm]	$\frac{M_a}{M_n}$	$\frac{M_{\max}}{M_n}$	J [$\text{kg}\cdot\text{m}^2$]	Peso [kg]
M3GP 280 SMB	55	990	531	2.7	2.6	2.2	645

Tabla 6-4 Especificaciones motor

En el anexo I se presentan todos los cálculos llevados a cabo para seleccionar el motor del reactor.

6.8. Reductor

A continuación se dimensiona el reductor. Éste es el elemento que adapta el par y la velocidad de giro del motor al par y velocidad de giro diseñados para el agitador. Se escoge un reductor de ejes paralelos de engranajes helicoidales.

Para su dimensionado, se parte de las características del motor y las necesidades del agitador. Se calcula su relación de reducción a partir de igualar las potencias del motor y del agitador en la gráfica par-velocidad de giro.

Esta relación queda:



$i = 17.9$

Para seleccionar un reductor de catálogo es necesario tener presente el par máximo de funcionamiento.

El reductor seleccionado presenta la hoja de características siguiente:

Referencia	n_e [min^{-1}]	i	M_{eq} [Nm]	P [kW]
F 90 3_17.9	1400	17.9	11300	97

Tabla 6-5 Hoja de especificaciones del reductor

En el anexo J se presentan los cálculos para la selección del reductor del catálogo.

6.9. Cojinetes de soporte

Los cojinetes comprenden el elemento de soporte del sistema mecánico sobre el tanque. Se escogen cojinetes de rodamientos debido a que presentan una menor fricción y soportan cargas axiales y radiales combinadas.

El criterio que se emplea para su selección es el número de horas que pueden trabajar sin tener que cambiarlos. Se procede a su cálculo tanto en estado estacionario como dinámico. Se iteran entre los diferentes tipos de rodamientos que existen, iniciando esta iteración con los rodamientos rígidos de bolas. Éstos presentan ya una vida aceptable para el proceso, de modo que se seleccionan.

Su hoja de características se presenta a continuación:

Dimensiones principales [mm]			Capacidad de carga [N]		Límite de velocidad [min^{-1}]	Masa [kg]	Designación
d	D	B	C	C_0	Lubricación grasa	-	-
120	215	40	112000	100000	2800	5,15	6224

Tabla 6-6 Hoja de especificaciones de los rodamientos



En el anexo K se presentan todos los cálculos realizados para llevar a cabo su selección.



7. Evaluación económica

Una vez definidas las dimensiones de los diferentes componentes del sistema a diseñar, se procede al cálculo de su coste aproximado. Para ello, este estudio se basa en datos extraídos de [13].

Se obtiene la siguiente tabla de costes:

Costes del equipo [€]	
Componente	Coste [€]
Tanque de procesado	302153
Camisa de transferencia de calor	55624
Agitador	6114
Reductor de engranajes	120300
Motor	15107
Condensador	9971
Contingencia	76391
Honorarios	15278
Desarrollo del lugar	30047
Edificios auxiliares	24038
Capital extra	126197
Costes totales	781222

Tabla 7-1 Hoja de resultados de costes de los equipos



Por otro lado, se quiere determinar el tiempo necesario para amortizar estos costes del equipo; por ello, se calculan los costes totales de fabricación en todo el proceso.

Se considera que la planta trabaja 45 semanas al año, 6 días por semana y 24 horas al día, para aquellos cálculos donde el tiempo de trabajo sea importante.

Se obtiene la tabla siguiente:

Costes de fabricación [€año⁻¹]	
Concepto	Coste [€]
Materias primas	9059211
Mano de obra	206015
Productos auxiliares	370265
Mantenimiento	47332
Suministros de operación	7100
Costes de laboratorio	30902
Gastos indirectos	122609
Costes de impuestos y seguro	15627
Gastos administrativos	30902
Costes de investigación y desarrollo y de distribución y venta	129914
Costes totales	10055213

Tabla 7-2 Hoja de resultados de costes de fabricación

Finalmente cabe tener en cuenta los ingresos por la venta del poliestireno producido, que son:

$$I = 12078947 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$



De este modo, los beneficios al año se obtienen de la resta a los ingresos los costes totales de fabricación, hecho que da como resultado:

$$B = 2023735 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

A partir de estos cálculos, se realiza el balance económico; se desea conocer el periodo de amortización del equipo instalado, sabiendo que se dedica un 10% de los beneficios a ello y que se considera un valor nulo al final de vida.

Se aplica la ecuación de anualidad:

$$A = F \cdot \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (\text{Ec. 7-1})$$

Donde A es la anualidad o la parte de los beneficios de la empresa destinados a amortizar el coste del equipo [€], F, el coste del equipo [€], i, el tipo de actualización, y n, el número de años.

El tipo de actualización se considera la tasa de inflación y vale el 3%. Por lo tanto, el número de años necesarios para amortizar el equipo son:

$$0.1 \cdot 2023735 \text{€} = 781222 \text{€} \cdot \frac{0.03 \cdot (1+0.03)^n}{(1+0.03)^n - 1}$$

$$n = 4.2 \text{ años} = 5 \text{ años}$$

Se necesitan 5 años para amortizar la etapa diseñada del proceso.



8. Seguridad

Otro de los aspectos de gran relevancia en el diseño de una etapa de un proceso o, en sí, un proceso completo, es llevar a cabo un análisis de riesgos de la instalación.

El primer paso consiste en analizar las fichas de seguridad de los compuestos que intervienen en éste. En este caso, se analizan las fichas de seguridad tanto del estireno como del poliestireno.

En las condiciones de operación del reactor, 150°C y 2atm de presión interna, es necesario introducir medidas de seguridad debido principalmente al carácter explosivo e inflamable de estos dos compuestos; un escape de vapor de estireno del reactor podría generar una atmósfera explosiva con el aire.

Se instalan las medidas de seguridad principales para los posibles peligros durante el funcionamiento del reactor.

Primeramente, se realiza una conexión al tierra del reactor, con el fin de evitar la generación de cargas electrostáticas. También se selecciona el equipo eléctrico, en especial el motor, a prueba de explosiones y de chispas. Igualmente, se inertiza el volumen gaseoso del tanque con nitrógeno, así como también se instala un equipo de detección de vapor de estireno y de ventilación. Al ser un reactor a presión, se instalan válvulas de seguridad y se realiza un drenaje alrededor de éste para conducir las posibles fugas de producto líquido a una piscina a tal fin.

Por otro lado, se instalan equipos de extinción en el recinto y se entrena al personal en actuaciones de emergencia y en el uso del equipo de protección personal.

A partir de la determinación de las medidas principales de seguridad de la instalación, se calcula el Índice de Incendio y Explosión. Éste permite cuantificar el nivel de riesgo, el área de exposición, el coste económico del posible accidente, los máximos días probables de indisponibilidad o el daño derivado de la pérdida de producción.

Para llevar a cabo la determinación de este índice, se necesitan conocer tanto las medidas de seguridad como el presupuesto de la instalación, dos parámetros ya definidos con anterioridad.

Se procede, por lo tanto, al cálculo del Índice de Incendio y Explosión. Se obtiene el valor:

$$\text{IIE} = 163$$



Como el rango aproximado de este Índice es entre 1 (riesgo mínimo) a 200 (máximo riesgo), se puede deducir que el proceso comprende un gran peligro para toda el establecimiento.

A partir del Índice de Incendio y Explosión, se determina el radio de exposición, el cual es de:

$$R_{\text{exposicion}} (IIE = 163) = 41.5m$$

Se calcula también el máximo daño probable efectivo (MPPD_{efectivo}):

$$\text{MPPD}_{\text{efectivo}} = 543230\text{€}$$

Finalmente, se determinan los máximos días probables perdidos (MPDO) debido al accidente ocurrido

$$\text{MPDO} (543230) = 10 \text{ a } 32 \text{ días}$$

Para finalizar el análisis de seguridad de la etapa diseñada, es necesario realizar el análisis HAZOP (Hazard and Operability Analysis) o análisis de peligros y operabilidad, una técnica para la identificación, evaluación cualitativa y prevención del riesgo potencial y de los problemas de operación a partir del funcionamiento incorrecto del sistema en estudio.

Sus tablas se presentan en el anexo M, así como mayor información sobre la evaluación de seguridad realizada.



9. Impacto medioambiental

Existe una serie de aspectos en la línea de producción de poliestireno que hay que tener presente debido a su posible impacto ambiental.

Primeramente, el estireno es un producto potencialmente contaminante, si bien suele ser de poca persistencia en cualquiera de los medios en que esté presente; el estireno se descompone con relativa velocidad en el medio. Asimismo, presenta una gran volatilidad. Sin embargo, la exposición a este compuesto puede generar grandes problemas de salud; el estireno es un elemento que queda atrapado en los organismos que lo ingieran o lo respiren. Las situaciones que se presentan en el proceso explicado son principalmente dos, en situación normal: la posible contaminación del agua que se emplea en refrigerar directamente el poliestireno antes de pasar por la cortadora, donde el agua puede arrastrar restos de estireno sin polimerizar, y las posibles oberturas de las válvulas de presión del reactor estudiado en el momento en que la presión interna supere la nominal.

En casos extraordinarios, también cabe tener en cuenta las posibles fugas de productos por deterioro del equipo u otro tipo de accidentes.

En segundo lugar, es necesario hablar del poliestireno. Es un producto sintético no biodegradable cuya incineración puede generar sustancias tóxicas. No obstante, al ser un material termoplástico, puede moldearse numerosas veces, permite su reutilización. Los posibles casos de contaminación por poliestireno que se puedan producir en el proceso suelen generarse en el arranque del proceso, cuando el primer poliestireno que se obtenga no sea el 100% del estireno polimerizado sino que, debido al transitorio que se produce en la línea, el compuesto final de la línea sea una mezcla de estireno y poliestireno. Por ello, cabe tener presente el tratamiento de residuos sólidos para este caso.

Para más información sobre el impacto del estireno y del poliestireno, se consulta el anexo N

También cabe mencionar el posible impacto del agua de refrigeración. Ésta se emplea en las dos etapas de polimerización y provoca un aumento de su temperatura importante, de unos cuantos grados, por lo que si el agua se extrae de un río o arroyo, la devolución de este caudal puede generar un aumento de la temperatura general del ecosistema, lo que puede alterar de manera significativa las comunidades de plantas y la fauna existentes.

Finalmente, es necesario tener presente los compuestos que se empleen para la limpieza del reactor y condensador, para eliminar restos de estireno y poliestireno en el momento de finalización del funcionamiento de la línea al final de la semana. Para eliminar el poliestireno, se emplea un desengrasante con texapon como principio activo, así como dióxido de cloro o



lejía diluida al 0.1% en agua. El estireno se puede limpiar con agua corriente. Estos líquidos con restos de compuesto tanto monomérico como polimérico deben ser tratados y no verterlos directamente, pues comprenden un foco de contaminación importante.



Conclusiones

Primeramente, con el diseño y la selección de los componentes del reactor se han cumplido los objetivos marcados al inicio del proyecto. Se han diseñado cada uno de los elementos necesarios para realizar la polimerización parcial del estireno, así como su evaluación económica y en materia de seguridad.

Mediante este proyecto se han aplicado los diferentes conocimientos adquiridos en las dos carreras realizadas y se ha comprobado cómo dos ramas ingenieriles (mecánica y química) se complementan y se combinan en un mismo trabajo.

Uno de los aspectos más relevantes que he adquirido con este proyecto es el criterio de selección, básico para todo ingeniero, el cual se consigue con la experiencia. Si bien al ser aún un estudiante, esta experiencia es imposible, se ha sustituido por esfuerzo y entrega a la realización del proyecto, discerniendo si los resultados obtenidos mediante los cálculos y métodos utilizados eran coherentes con lo que se realizaba; también este criterio se aplica en la selección de elementos de catálogos comerciales.

Por otro lado, cabe mencionar el esfuerzo y la capacidad de búsqueda bibliográfica desarrollada para resolver los problemas planteados en este proyecto, cuyos conocimientos eran básicos al final de mis estudios pero que se han visto ampliados para solucionarlos.

Hay que tener en cuenta que el diseño mecánico del agitador ha sido aproximado, por lo que se debe comprobar su correcto funcionamiento mediante el uso de herramientas más sólidas en materia de dinámica de fluidos, tales como los elementos finitos.

También es necesario, para completar el proyecto a nivel industrial, su aplicación en una planta piloto para asegurar su funcionamiento. Así, una vez realizadas las comprobaciones oportunas, se llevaría este sistema a la planta industrial real.

Finalmente, cabe destacar que el diseño de un reactor como el realizado no es un trabajo exclusivamente químico, cinética de reacciones, sino que son necesarios conocimientos de otros muchos campos, como la mecánica, la transferencia de calor, la seguridad, etc. Para conseguir realizar un boceto de este sistema; es decir, el diseño de reactores es una tarea multidisciplinar.



Agradecimientos

Primeramente, me gustaría agradecer a mi tutor del proyecto, el profesor Francesc Recasens, su apoyo tanto moral como técnico así como su guía para llevar a cabo este proyecto. Sin él, este proyecto nunca hubiera visto la luz.

Igualmente, debo dar las gracias al ingeniero mecánico Esteve Comas, actual ingeniero en la empresa Hewlett-Packard en Sant Cugat del Vallés, por sus brillantes ideas, consejos y tutela, durante mi estancia en esta empresa, para el conseguir llevar a buen puerto el diseño mecánico del agitador.

Finalmente, debo mencionar también a mi familia, en especial a mi hermana Elisabet por sus consejos sobretodo en la redacción de este proyecto, y a mis amigos por su apoyo incondicional.



Bibliografía

Referencias bibliográficas

- [1] WUNSCH, J.R., *Polystyrene*. iSmither Rapra, 2000, p. 5-28.
- [2] MEYERS, ROBERT A. *Handbook of petrochemicals production processes* McGraw-Hill Professional, 2004 p.11.3-11.34.
- [3] BILLMEYER, FRED W. *Ciencia de los polímeros*. Reverté 1978, p. 409-437
- [4] AVERY, H. E., ORDAX, FRANCISCO A., SENENT, SALVADOR *Cinética química básica y mecanismos de reacción* Reverté 1982, p.87-109
- [5] LEVENSPIEL, OCTAVE, *Ingeniería de las reacciones químicas* Reverté 2000, p107-179.
- [6] SEYMOUR, RAIMOND B., CARRRAHER, CHARLES E. *Introducción a la química de los polímeros* Reverté 1996, p. 321-361.
- [7] MEYER, THIERRY, KEURENTJES, JOS *Handbook of Polymer Reaction Engineering*. Vol. 1, 2005, p. 153-213. WILEY-VCH.
- [8] RASE, HOWARD F. *Chemical Reactor Design for Process Plants*, Vol.2 (Case Studies), 1970, p. 5-12 , John Wiley & Sons.
- [9] GERHART, P., GROSS, R., HOCHSTEIN, J. *Fundamentos de mecánica de fluidos* 1995 p. 649-731, Addison-Wesley Iberoamericana.
- [10] ROARK, RAYMOND J., YOUNG, WARREN G. *Formulas for Stress and Strain* 1975 p. 209-286, McGraw-Hill International Student Edition
- [11] RIBA ROMEVA, CARLES *Disseny de màquines IV: Selecció de materials 1* 2005 p. 47-135, Edicions UPC.
- [12] Mc KETTA, JOHN J., Mc KETTA, JOHN H. JR. *Heat Transfer Design Methods* CRC Press 1991, p. 370-500
- [13] ULRICH, GAEL D. *A guide to chemical engineering process design and economics* John Wiley & Sons 1984, p. 259-403



[14] CASAL, JOAQUIM, MOTIEL, HELENA, PLANAS, EULÀLIA, VÍLCHEZ, JUAN A.
Análisis del riesgo en instalaciones industriales Edicions UPC, 2001 p. 15-78

[15] Styrene Producers Association www.styrenemonomer.org [9 de abril de 2009]

