

1- INTRODUCCIÓN

1.1- *CONSIDERACIONES PREVIAS*

Para realizar los cálculos es necesario conocer las propiedades de las mezclas, a partir de los componentes puros. Consideramos que la mezcla es una media ponderada en masas(directa o inversa) de los componentes puros.

1.2- *NOTACIÓN*

AM	Aceite mineral
AO	Antioxidante
AT	Aceite térmico
AR	Agua de refrigeración
DI	Dímeros
EB	Etilbenceno
ES	Estireno
ES*	Estireno + impurezas
EZ	Estearato de zinc
HIPS	Poliestireno de alto impacto
IM	Impurezas
PB	Polibutadieno
PS	Poliestireno
PS*	Poliestireno + dímeros + trímeros
TR	Trímeros
MR	Monómero residual

2- BALANCE

2.1- *CONSIDERACIONES PREVIAS*

La producción horaria de la planta es constante.

La producción anual requerida es de 50000 Tm/año.

La composición del producto final es :

$$w (PB) = 0.080$$

$$w (AM) = 0.045$$

$$w (AO) = 775 \text{ ppm.}$$

$$w (EZ) = 200 \text{ ppm.}$$

$$w (MR) = 400 \text{ ppm.}$$

$$w (PS^*) = 0.8736$$

La hipótesis de resolución las iremos introduciendo con la resolución de los cálculos.

2.2- *RESOLUCIÓN DEL BALANCE*

2.2.1- *PRODUCCIÓN HORARIA. ACABADO.*

La producción horaria (P_h) será:

$$P_h = (5000 \text{ tonelada/año}) \times (1 \text{ año}/345 \text{ días}) \times (1 \text{ día}/24 \text{ horas}) \times (1000 \text{ Kg}/1 \text{ Tonelada}) = 6038.65 \text{ Kg/hora}$$

A continuación iremos deduciendo las ecuaciones para cada tramo de corriente, ayudándonos de balances de materia.

Corriente 24,m (i,24)

Sustituyendo los valores de composición finales dados multiplicando por la producción horaria se obtiene:

$$m (PB,24) = 0.080 \times 6038.65 \text{ Kg/hora} = 483.1 \text{ Kg/h}$$

$$m (AM,24) = 0.045 \times 6038.65 \text{ Kg/hora} = 271.7 \text{ Kg/h}$$

$$m (AO,24) = 775 \times 6038.65 \text{ Kg/hora} = 4.7 \text{ Kg/h}$$

$$m (EZ,24) = 200 \times 6038.65 \text{ Kg/hora} = 1.2 \text{ Kg/h}$$

$$m (MR,24) = 400 \times 6038.65 \text{ Kg/hora} = 2.4 \text{ Kg/h}$$

$$m (PS^*,24) = 0.8736 \times 6038.65 \text{ Kg/hora} = 5275.5 \text{ Kg/h}$$

Corriente 6,m (i,6)

Corresponde a una corriente única de EZ para obtener el producto final, entonces será:

$$M(6) = m(EZ,6) = m(EZ,24)$$

Como se conoce el valor de m (EZ,24), sustituyendo su valor obtenemos:

$$M(6) = m(EZ,6) = 1.2 \text{ Kg/h}$$

Corriente 23, m(i,23)

Antes de añadir lubricante, será:

$$m(i,23) = m(i,24) \quad I \neq EZ$$

Sustituyendo los valores determinados anteriormente tendremos:

$$w(PB,23) = 483.1 \text{ Kg/h}$$

$$w(AM,23) = 271.7 \text{ Kg/h}$$

$$w(AO,23) = 4.7 \text{ Kg/h}$$

$$w(MR,23) = 2.4 \text{ Kg/h}$$

$$w(PS^*,23) = 5275.5 \text{ Kg/h}$$

Corriente 21, m (i,21) polímero fundido

Considerando que en el tamiz se eliminan el polvo y las rebabas producidos en el cortador; y que representan un 0.75 % del polímero fundido formado, la cantidad de cada componente necesaria para obtener los parámetros definidos en los apartados anteriores será:

$$m(PB,21) = (483.1 \text{ Kg/h}) / (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 486.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(AM,21) = (271.7 \text{ Kg/h}) / (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 273.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(AO,21) = (4.7 \text{ Kg/h}) / (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 4.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(MR,21) = (2.4 \text{ Kg/h}) / (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 2.4 \text{ Kg/h}$$

$$m(PS^*,21) = (5275.5 \text{ Kg/h}) / (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 5315.4 \text{ Kg/h}$$

Corriente 22, m (i,22)

Corresponde al HIPS que no ha eliminado completamente los palos ni el polvo del tamiz. Haciendo un balance de masa obtenemos:

$$m(i,21) = m(i,22) + m(i,23)$$

$$m(i,22) = m(i,21) - m(i,23)$$

sustituyendo:

$$m(PB,22) = 486.8 \text{ Kg/h} - 483.1 \text{ Kg/h} = 3.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(AM,22) = 273.8 \text{ Kg/h} - 271.1 \text{ Kg/h} = 2.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(AO,22) = 4.7 \text{ Kg/h} - 4.7 \text{ Kg/h} = 0$$

$$m(MR,22) = 2.4 \text{ Kg/h} - 2.4 \text{ Kg/h} = 0$$

$$m(PS^*,22) = 5315.4 \text{ Kg/h} - 5275.5 \text{ Kg/h} = 39.9 \text{ Kg/h}$$

2.2.2- DESVOLATILIZACIÓN

El cálculo de las corrientes 11, 12, 19, 20 y 21 se realiza mediante un proceso iterativo (ver tabla 1 al final de los anexos).

Corriente C1 : m (i,20) supuesto

En la primera iteración suponemos $m(i,20) = 0$, quedando:

$$m(i,19) = m(i,20) + m(i,21)$$

de donde:

$$m(i,19) = m(i,21)$$

En las siguientes iteraciones el valor de $m(i,20)$ es recalculado:

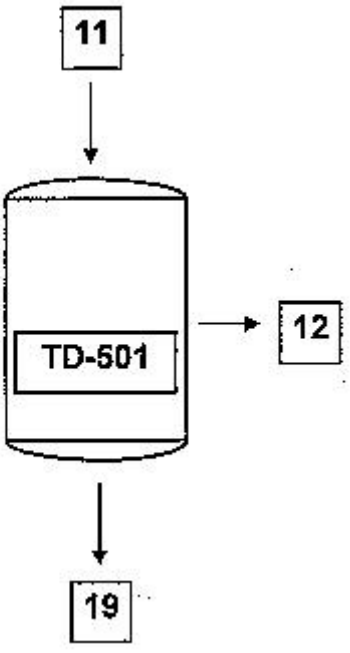
Corriente C2 : m (i,21) impuesto

El valor es el calculado en el apartado 2.2.1.

Para el monómero residual en la primera iteración se supone $m(ES,21) = m(MR,21) = 2.1 \text{ Kg/h}$ y $m(EB,21) = 0.3$. En las siguientes iteraciones los valores son recalculados.

Corriente C3 : m (i,19)

Haciendo un balance de masas en el desvolatilizador TD-501 se obtiene

	$m(i,11) = m(i,19) + m(i,12) \quad (1)$ $m(i,19) = m(i,20) + m(i,21) \quad (2)$ <p>de donde conocemos $m(i,20)$ y $m(i,21)$</p> $m(ES,19) = 4.9 + 2.1 = 7.0 \text{ Kg/h}$ $m(EB,19) = 0.8 + 0.3 = 1.1 \text{ Kg/h}$ $m(PS,19) = 0.1 + 5315.4 = 5315.5 \text{ Kg/h}$ $m(PB,19) = 0 + 486.6 = 486.6 \text{ Kg/h}$ $m(AM,19) = 0.3 + 273.8 = 274.1 \text{ Kg/h}$ $m(AO,19) = 0 + 4.7 = 4.7 \text{ Kg/h}$
---	---

Corriente C4 : $m(DI,12)$ y $m(TR,12)$

Se suponen los valores de $m(DI,12) = 8.9 \text{ Kg/h}$ y $m(TR,12) = 6.8 \text{ Kg/h}$

En el desvolatilizador TD-501 el balance de masa para el poliestireno

En la primera iteración se suponen los valores de DI y TR nulos, en las siguientes se recalculan los valores.

Corriente C5 : $m(i,11)$

A) Realizando balance de materia para el PS en el desvolatilizador TD-501:

$$m(PS^*,11) = m(PS^*,12) + m(PS^*,19) \quad \text{①}$$

El valor de $m(PS^*,19)$ es el calculado en C3

$$m(PS^*,19) = 0.1 + 5315.4 = 5315.5 \text{ Kg/h}$$

Para calcular $m(PS^*,12)$ partimos de la hipótesis de que en el desvolatilizador en estudio, TD-501, el PS^* que volatiliza está compuesto únicamente por DI y TRI, así pues:

$$m(PS^*,12) = m(DI,12) + m(TR,12)$$

sustituyendo:

$$m(PS^*,12) = 8.9 + 6.8 = 15.7 \text{ Kg/h}$$

luego sustituyendo en ❶ :

$$m(PS^*,11) = m(PS^*,12) + m(PS^*,19) = 15.7 + 531.5 = 5331.1 \text{ Kg/h}$$

B) los valores de $m(DI,12)$ y $m(TR,12)$ se obtiene a partir de C4

$$m(DI,11) = m(PS^*,11) \cdot w(DI,11)$$

$$m(TR,11) = m(PS^*,11) \cdot w(TR,11)$$

suponiendo que la cantidad de Di a la salida de RE-401 es de 0.2% del total del PS formado y que la cantidad de TR es del 0.5 % del total de PS formado; sustituyendo queda:

$$m(DI,11) = m(PS^*,11) \cdot 0.2 \cdot 10^{-2}$$

$$m(TR,11) = m(PS^*,11) \cdot 0.5 \cdot 10^{-2}$$

sustituyendo:

$$m(DI,11) = 5331.1 \cdot 0.2 \cdot 10^{-2} = 10.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(TR,11) = 5331.1 \cdot 0.5 \cdot 10^{-2} = 26.7 \text{ Kg/h}$$

C) Conociendo $m(PS^*,11)$, $m(DI,11)$ y $m(TR,11)$ podemos calcular $m(PS,11)$:

$$m(PS,11) = m(PS^*,11) - m(DI,11) - m(TR,11)$$

luego:

$$m(PS,11) = 5331.1 - 10.7 - 26.7 = 5293.7 \text{ Kg/h}$$

D) Sabiendo además que el AO no volatiliza en los tanques TD-501 y TD-502

realizando un balance de materia para el AO obtenemos:

$$m(AO,11) = m(AO,21) = 4.7 \text{ Kg/h}$$

E) De la misma manera para el PB:

$$m(PB,11) = m(PB,21) = 486.6 \text{ Kg/h}$$

F) Sabiendo que en el TD-501 volatiliza un 10 % del AM que entra por balances obtenemos:

$$m(AM,11) = m(AO,19) / 0.9$$

sustituyendo:

$$m(AM,11) = 274.1 / 0.9 = 304.6 \text{ Kg/h}$$

G) También se puede calcular el ES^* sabiendo que a la salida del reactor RE-401 ha polimerizado el 70% del ES. (En la etapa de propagación la polimerización se da uniéndose el monómero a una cadena de poliestireno).

Luego:

$$m(PS^*,11) = 0.7 [m(ES^*,11) + m(PS^*,11)]$$

aislando $m(ES^*,11)$:

$$m(ES^*,11) = 0.3 \, m(PS,11) / 0.7$$

sustituyendo:

$$m(ES^*,11) = (0.3 \cdot 5331.1) / 0.7 = 2284.8 \text{ Kg/h}$$

H) Conociendo que el contenido de EB del reactor RE-401 es del 6% en masa se puede decir que:

$$m(EB,11) = 0.06 \cdot m(i,11)$$

donde:

$i = PS^*, ES^*, AM, AO, PB, EB$.

$$\text{Aïslando } m(EB,11) = \Sigma (0.06 \cdot m(i,11)) / 0.94$$

Donde:

$I = PS^*, ES^*, AM, AO, PB$

Sustituyendo:

$$m(EB,11) = [0.06 \cdot (486.8 + 5331.2 + 2284.8 + 304.6 + 4.7)] / 0.94 = 536.9 \text{ Kg/h}$$

Corriente C6 $w(i,11)$

La fracción másica por componente a la salida del RE-401 es:

$$w(i,11) = m(i,11) / M(11)$$

Fracción másica (adimensional)	$w(i,11) = m(i,11) / M(11)$
$w(ES^*,11)$	0.255
$w(EB,11)$	0.060
$w(PS^*,11)$	0.596
$w(PS,11)$	0.592
$w(DI,11)$	0.001
$w(TR,11)$	0.003
$w(PB,11)$	0.054
$w(AM,11)$	0.034
$w(AO,11)$	0.001
Total	1.000

Siendo los valores de $m(i,11)$ y $M(11)$ los obtenidos en C%.

Corriente 7, m(i,12)

A) *Realizando balance de materia par el ES* en el desvolatilizador TD-501*

$$m(ES^*,11) = m(ES^*,12) + m(ES^*,19)$$

aislando $m(ES^*,12)$

$$m(ES^*,12) = m(ES^*,11) - m(ES^*,19)$$

luego:

$$m(ES^*,12) = 2284.8 \text{ Kg/h} - 7 \text{ Kg/h} = 2277.8 \text{ Kg/h}$$

válido para el primer valor de la iteración, luego será recalculado.

B) *Realizando balance de materia para el EB en el desvolatilizador TD-501:*

$$m(EB,12) = m(EB,11) - m(EB,19)$$

Sustituyendo:

$$m(EB,12) = 536.9 - 1.1 = 535.8 \text{ Kg/h}$$

válido para el primer valor de la iteración, luego será el recalculado.

C) *Para $m(DI,12)$ y $m(TR,12)$, se utilizan los valores supuestos en C4; es decir:*

$$m(DI,12) = 8.9 \text{ Kg/h}$$

$$m(TR,12) = 6.8 \text{ Kg/h}$$

D) *Realizando balance de materia para el AM en el desvolatilizador TD-501:*

$$m(AM,12) = m(AM,11) - m(AM,19)$$

sustituyendo:

$$m(AM,12) = 304.6 - 274.1 = 30.5 \text{ Kg/h}$$

válido para el primer valor de la iteración, luego será el recalculado.

E) *Para el cálculo de $m(PS,12)$ partimos de la hipótesis de que en los desvolatilizadores TD-501 y TD-502 el PS que volatiliza está compuesto únicamente por DI y TR:*

Luego:

$$M(PS,12) = 0$$

Corriente C8, n(i,12)

El caudal molar que volatiliza en el TD-501 es, para cada componente:

$$n(i,12) = m(i,12) / PM(i)$$

siendo los valores de $m(i,12)$ los calculados en C7.

Caudal molar $n(i,12)$	$n(i,12)=m(i,12)/PM(i)$
$n(ES^*,12)$	2187 mol/h
$n(EB,12)$	5047 mol/h
$n(PS^*,12)$	0
$n(PS,12)$	0
$n(DI,12)$	43 mol/h
$n(TR,12)$	22 mol/h
$n(PB,12)$	0
$n(AM,12)$	184 mol/h
$n(AO,12)$	0
TOTAL	27165 mol/h

Corriente C9, fracción molar $y(i,12)$

La fracción molar en cada componente en la corriente 12 es:

$$y(i,12)=n(i,12)/N(12)$$

siendo los valores de $n(i,12)$ y $N(12)$ los obtenidos anteriormente:

Fracción molar $y(i,12)$	$y(i,12)=n(i,12)/N(12)$
$y(ES^*,12)$	0.805
$y(EB,12)$	0.185
$y(PS^*,12)$	0
$y(PS,12)$	0
$y(DI,12)$	0.002
$y(TR,12)$	0.001
$y(PB,12)$	0
$y(AM,12)$	0.007
$y(AO,12)$	0
TOTAL	1.000

Corriente C19, $w(i,19)$

La fracción en masa de volátiles que son arrastrados con el polímero en el desvolatilizador TD-501 siendo la fuente de alimentación $w(i,11)$ es, para ES^* , EB, DI, TR :

$$w(i,19) = [y(i,12) / K_{d1,i} \cdot P_{v1}] \cdot P_{T,TD-501} + [K_{d2,i} \cdot w(I,11)]$$

donde:

$K_{d1,i}$ = constante de desvolatilización D1 para el compuesto “i”

P_{v1} = presión del vapor del compuesto “i” de la mezcla.

$P_{T,TD-501}$ = presión de trabajo de 20 mmHg a 230 °C.

$K_{d2,i}$ = constante de desvolatilización D2 para el compuesto “i”

$w(I,11)$ = fracción másica del compuesto “i” en la corriente 11 (valor conocido)

$y(i,12)$ = fracción molar del compuesto “i” en la corriente 12 (valor conocido)

Corriente C11, m(i,19)

A) *Haciendo balance de masas en TD-501, podemos recalcular la masa de volátiles arrastrados con el polímero (ES*, EB, DI, TR)*

$$m(i,19) = w(i,19) \cdot [M(11) - M(12)]$$

siendo $w(I,19)$, $M(11)$ y $M(12)$ valores conocidos.

$$m(ES^*,19) = 1.15 \cdot 10^{-3} (8949 - 2859) = 7.0035 = 7.00 \text{ Kg/h}$$

$$m(EB,19) = 1.81 \cdot 10^{-4} (8949 - 2859) = 1.10229 = 1.10 \text{ Kg/h}$$

$$m(DI,19) = 2.90 \cdot 10^{-4} (8949 - 2859) = 1.7661 = 1.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(TR,19) = 3.26 \cdot 10^{-3} (8949 - 2859) = 19.8534 = 19.9 \text{ Kg/h}$$

B) *Haciendo balance de masas para el AO y sabiendo que éste no volatiliza en los tanques TD-501/2:*

$$m(AO,19) = m(AO,21) = 4.7 \text{ Kg/h.}$$

C) *Haciendo balance de masas para el PB y sabiendo que éste no volatiliza en los tanques TD-501/2:*

$$m(PB,19) = m(PB,21) = 486.8 \text{ Kg/h.}$$

D) *Sabiendo que en el TD-502 se volatiliza un 1 % al AM que entra:*

$$m(AM,19) = m(AM,21) / 0.999 = 274.1 \text{ Kg/h.}$$

E) *Haciendo balance de masas para el PS en el tanque TD-501 y sabiendo que en los desvolatilizadores TD-501/2 el PS que volatiliza está compuesto únicamente por DI y TR:*

$$m(i,19) = m(ES^*,19) + m(EB,19) + m(PS^*,19) + m(PS,19) + m(DI,19) + m(TR,19) + m(PB,19) + m(AM,19) = 6089.2 \text{ Kg/h}$$

Corriente 12, w(i,19)

La fracción másica de cada componente a la salida del desvolatilizador TD-501:

$$w(i,19) = m(i,19) / M(19)$$

Fracción másica w(i,19)	$w(i,19) = m(i,19) / M(19)$
w (ES*,11)	0.001
w (EB,11)	0.000
w (PS*,11)	0.873
w (PS,11)	0.869
w (DI,11)	0.000
w (TR,11)	0.003
w (PB,11)	0.080
w (AM,11)	0.045
w (AO,11)	0.001
Total	1.000

Corriente 13, n(i,20)

El caudal molar que volatiliza en el TD-502 es, para cada componente:

$$n(i,20) = m(i,20) / M(i)$$

siendo los valores m(i,20) los supuestos en C1.

Caudal molar n(i,19)	$w(i,19) = m(i,19) / M(19)$
n (ES*,20)	47.0
n (EB,20)	7.5
n (PS*,20)	
n (PS,20)	
n (DI,20)	43
n (TR,20)	22
n (PB,20)	
n (AM,20)	184
n (AO,20)	
Total	56.8 mol/h

Corriente 14 , y(i,20)

La fracción molar de cada componente es:

$$y(i,20) = n(i,20) / N(20)$$

siendo n(i,20) y N(20) valores conocidos.

Fracción molar y(i,20)	y(i,20) = n(i,20) / N(20)
y(ES*,12)	0.828
y(EB,12)	0.133
y(PS*,12)	
y(PS,12)	
y(DI,12)	0.006
y(TR,12)	0.001
y(PB,12)	
y(AM,12)	0.032
y(AO,12)	
TOTAL	1.000 (adimensional)

Corriente 21, w(i,21)

La fracción en masa de volátiles que son arrastrados con el polímero en el desvolatilizador TD-502 es:

$$w(i,21) = [y(i,20) / K_{d1,i} \cdot P_{v1}] \cdot P_{T,TD-501} + [K_{d2,i} \cdot w(i,19)]$$

donde:

i=ES*, EB, DI, TR.

Sabemos que la misión del desvolatilizador TD-502 es extraer del polímero los volátiles no eliminados con el primer desvolatilizador; para dejar el producto con una concentración de monómero residual de 400 ppm.

Opera a una temperatura de 230 °C.

Corriente 16, m(i,21)

A)Haciendo balance de masa para ES*, EB, DI, TR tenemos:

$$m(i,21) = w(i,21) \cdot [M(19) - M(20)]$$

luego:

$$m(ES^*,21) = 3.54 \cdot 10^{-4} (6089.2 - 6.1) = 2.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(EB,21) = 4.79 \cdot 10^{-5} (6089.2 - 6.1) = 0.3 \text{ Kg/h}$$

$$m(DI,21) = 2.71 \cdot 10^{-4} (6089.2 - 6.1) = 1.6 \text{ Kg/h}$$

$$m(TR,21) = 3.26 \cdot 10^{-3} (6089.2 - 6.1) = 19.8 \text{ Kg/h}$$

$$B)m(PS,21)$$

Haciendo balance de masas en el TD-502 y sabiendo que en TD-502 (como en TD-501) el PS* que volatiliza está compuesto únicamente de DI y TR :

$$m(PS,21) = m(PS,19)$$

luego:

$$m(PS,21) = 5293.9 \text{ Kg/h}$$

$$C)m(PS^*,21)$$

Haciendo balance de masas en el TD-502 y sabiendo que en TD-502 (como en TD-501) el PS* que volatiliza está compuesto únicamente de DI y TR :

$$m(PS^*,21) = m(PS,21) + m(DI,21) + m(TR,21)$$

luego:

$$m(PS^*,21) = 5293.9 \text{ Kg/h} + 1.6 \text{ Kg/h} + 19.8 \text{ Kg/h} = 5315.3 \text{ Kg/h.}$$

Corriente 17, m(i,12)

Realizando un balance de masa para el desvolatilizador TD-502:

$$m(i,20) = m(i,19) - m(i,21)$$

siendo m(i,19) y m(i,21) valores ya conocidos obtendremos los mismos valores ya recalculados.

(ver tabla 1 al final de los anexos)

A partir de estos valores podemos conocer los correspondientes a m(i,22), m(i,23), m(i,24) para ES*, EB, DI, TR.

Corriente 23, m(i,23)

Sabien que :

$$m(i,23) = m(i,21) / (1 - K_1)$$

y donde $K_1 = 0.75 \cdot 10^{-2}$ porque en el tamiz se eliminan el polvo y los palos producidos en el contador (un 0.75 % del polímero formado).

$$m(ES^*,23) = 2.1 \cdot (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 2.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(EB,23) = 0.3 \cdot (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 0.3 \text{ Kg/h}$$

$$m(PS,23) = 5293.9 \cdot (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 5254.2 \text{ Kg/h}$$

$$m(DI,23) = 1.7 \cdot (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 1.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(TR,23) = 19.9 \cdot (1 - 0.75 \cdot 10^{-2}) = 19.9 \text{ Kg/h}$$

Corriente 22, m(i,22)

Volviendo al balance de masas:

$$m(i,22) = m(i,21) - m(i,23)$$

$$m(ES^*,22) = 2.1 - 2.1 = 0 \text{ Kg/h}$$

$$m(EB,22) = 0.3 - 0.3 = 0 \text{ Kg/h}$$

$$m(PS,22) = 5293.9 - 5254.2 = 39.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(DI,22) = 1.7 - 1.7 = 0 \text{ Kg/h}$$

$$m(TR,22) = 19.9 - 19.7 = 0.2 \text{ Kg/h}$$

Corriente 24, m(i,24)

Volviendo al balance de masas:

$$m(i,23) = m(i,24)$$

$$m(ES^*,24) = 2.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(EB,24) = 0.3 \text{ Kg/h}$$

$$m(PS,24) = 5254.2 \text{ Kg/h}$$

$$m(DI,24) = 1.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(TR,24) = 19.9 \text{ Kg/h}$$

*2.2.3- PURGA, RECICLADO Y ALIMENTACIÓN*Corriente 13, m(i,13)

La alimentación a la columna TS-501 la conforman los gases procedentes del desvolatilizador TD-501 y el condensado del desvolatilizador TD-502.

Realizando balance de masa.

$$m(i,13) = m(i,12) + m(i,20)$$

Siendo m(i,12) y m(i,20) valores ya calculados. Sustituyendo:

$$m(ES^*,13) = m(ES^*,12) + m(ES^*,20) = 2277.8 + 4.9 = 2282.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(EB,13) = m(EB,12) + m(EB,20) = 535.8 + 0.8 = 536.6 \text{ Kg/h}$$

$$m(PS^*,13) = m(PS^*,12) + m(PS^*,20) = 15.7 + 0.1 = 15.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(DI,13) = m(DI,12) + m(DI,20) = 8.9 + 0.1 = 9.0 \text{ Kg/h}$$

$$m(TR,13) = m(TR,12) + m(TR,20) = 6.8 + 0.0 = 6.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(AM,13) = m(AM,12) + m(AM,20) = 30.5 + 0.3 = 30.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(PS,13) = m(PS,12) + m(PS,20) = 0 + 0 = 0 \text{ Kg/h}$$

$$m(PB,13) = m(PB,12) + m(PB,20) = 0 + 0 = 0 \text{ Kg/h}$$

$$m(AO,13) = m(AO,12) + m(AO,20) = 0 + 0 = 0 \text{ Kg/h}$$

Cálculo de las impurezas del ES

Un 3.75 % del ES* que sale del reactor RE-401 son impurezas (IM). Una cantidad mayor de impurezas podría generar la aparición de puntos negros en el producto final.

Por lo tanto de esto se deduce que un 3.755 de las corrientes a partir de l RE-401 (corrientes. 11, 12, 13, 19, 20, 21, 22, 23 y 24) son impurezas. Por lo tanto:

$$m(IM,k) = m(ES^*,j) \cdot 3.75 \cdot 10^{-2}$$

siendo k = 11, 12, 13, 19, 20, 21, 22, 23 y 24.

Es decir:

$$M(ES,k) = m(ES^*,k) - m(IM,k)$$

siendo k = 11, 12, 13, 19, 20, 21, 22, 23 y 24.

Sustituyendo:

$$m(IM,11) = 2284.4 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 85.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,12) = 2277.8 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 85.4 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,13) = 2282.7 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 85.6 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,19) = 7.0 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 0.3 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,20) = 4.9 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 0.2 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,21) = 2.1 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 0.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,22) = 0 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 0 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,23) = 2.13 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 0.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,24) = 2.13 \cdot 3.75 \cdot 10^{-2} = 0.1 \text{ Kg/h}$$

luego:

$$m(ES,11) = 2284.8 - 85 = 2199.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,12) = 2277.8 - 85,4 = 2192.4 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,13) = 2282.7 - 85.6 = 2197.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,19) = 7.0 - 0.3 = 6.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,20) = 4.9 - 0.2 = 4.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,21) = 2.1 - 0.1 = 2.0 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,22) = 0 - 0 = 0 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,23) = 2.1 - 0.1 = 2.0 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,24) = 2.1 - 0.1 = 2.0 \text{ Kg/h}$$

NOTA: Vamos a seguir haciendo el análisis por compuestos:

Estireno

$$m(ES,18)$$

Sabiendo que en la purga de la columna TS-501 se elimina un 1% del ES de entrada podemos decir:

$$m(ES,18) = 0.01 \cdot m(ES,13)$$

sustituyendo valores [$m(ES,13)$ lo conocemos]:

$$m(ES,18) = 0.01 \cdot 2197,1 = 22.0 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,16)$$

Realizando un balance de masas en TS-501:

$$m(ES,13) = m(ES,16) + m(ES,18)$$

$$m(ES,16) = m(ES,13) - m(ES,18)$$

sustituyendo valores calculados:

$$m(ES,16) = 2197.1 - 22.0 = 2175.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,2)$$

El balance total de materia para el estireno será atendiendo al propio estireno no reaccionante y el estireno que reacciona para formar el poliestireno, los dímeros y trímeros.

Sabiendo que todos los DI y TR que entran en la columna TS-501 son eliminados en la purga, por lo tanto $m(PS^*,18) = m(PS^*,13) = 15.8 \text{ Kg/h}$

$$m(ES,2) = m(ES,18) + m(ES,22) + m(ES,24) + m(PS^*,18) + m(PS^*,22) + m(PS^*,24) = 22.0 + 0 + 2.0 + 15.8 + 39.9 + 5275.5 = 5355.3 \text{ Kg/h}$$

Podemos deducir también $M(2)$ sabiendo que el estireno alimentado contiene 375 ppm de impurezas (IM) y 575 ppm de EB.

Luego:

$$M(2) = M(ES) = [m(ES,2) / (1 - (325 - 575) \cdot 10^{-6})] = 5360.1 \text{ Kg/h}$$

Etilbenceno

$$M(EB,18)$$

Sabiendo que en la purga de la columna se elimina un 0.6% del EB que entra en la misma.

$$m(EB,18) = 0.006 \cdot m(EB,13)$$

luego:

$$m(EB,18) = 0.006 \cdot 536.6 = 3.2 \text{ Kg/h}$$

Realizando un balance de materia para el EB en la columna TS-501 resulta:

$$m(\text{EB},13) = m(\text{EB},16) + m(\text{EB},18)$$

$$m(\text{EB},16) = m(\text{EB},13) - m(\text{EB},18)$$

sustituyendo valores:

$$m(\text{EB},16) = 536.6 - 3.2 = 533.4 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{EB},2)$$

Sabiendo (hipótesis) de que el estireno alimentado contiene 575 ppm de EB:

$$m(\text{EB},2) = M(2) \cdot 575 \cdot 10^{-6} = 5360.1 \cdot 572 \cdot 10^{-6} = 3.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{EB},5)$$

Para calcularlo realizamos el balance global de materia para el EB:

$$M(\text{EB},5) = m(\text{EB},18) + m(\text{EB},22) + m(\text{EB},23) - m(\text{EB},2) = 3.2 + 0 + 0.3 - 3.1 = 0.4 \text{ Kg/h}$$

Impurezas

$$m(\text{IM},2)$$

Sabiendo (hipótesis) de que el estireno alimentado contiene 375 ppm de IM, podemos deducir:

$$m(\text{IM}) = M(2) \cdot 325 \cdot 10^{-6}$$

sustituyendo (las impurezas correspondientes al estireno):

$$m(\text{IM},2) = 5360.1 \cdot 325 \cdot 10^{-6} = 1.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{IM},18)$$

Sabiendo que la concentración de impurezas es constante a lo largo del proceso, por balance de masas:

$$m(\text{IM},2) = m(\text{IM},18) + m(\text{IM},22) + m(\text{IM},24)$$

$$m(\text{IM},18) = m(\text{IM},2) - m(\text{IM},22) - m(\text{IM},24)$$

sustituyendo:

$$m(\text{IM},18) = 1.7 - 0 - 0.1 = 1.6 \text{ Kg/h}$$

Aceite mineral

$$m(\text{AM},16)$$

Se recicla al 9% del AM que entra en la columna TS-501. El resto es eliminado en la purga:

Luego:

$$m(\text{AM},16) = 0.09 \cdot m(\text{AM},13) = 0.09 \cdot 30.8 = 2.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{AM},18)$$

Realizando balance de masas:

$$m(\text{AM},13) = m(\text{AM},18) + m(\text{AM},16)$$

$$m(\text{AM},18) = m(\text{AM},13) - m(\text{AM},16)$$

sustituyendo hallaremos la cantidad de AM que se elimina en la purga:

$$m(\text{AM},18) = 30.8 - 2.8 = 28.0 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{AM},4)$$

Haciendo balance de materia global para el AM obtenemos:

$$m(\text{AM},4) = m(\text{AM},18) + m(\text{AM},22) + m(\text{AM},24)$$

sustituyendo:

$$m(\text{AM},4) = 28+2.1+271.7 = 301.8 \text{ Kg/h}$$

Polibutadieno

Realizando un balance de materia general obtenemos:

$$m(\text{PB},1) = m(\text{PB},22) + m(\text{PB},24)$$

sustituyendo valores:

$$m(\text{PB},1) = 3.7+483.1 = 486.8 \text{ Kg/h}$$

Antioxidante

Realizando un balance de materia general obtenemos:

$$m(\text{AO},3) = m(\text{AO},22) + m(\text{AO},24)$$

sustituyendo valores:

$$m(\text{AO},3) = 0+4.7 = 4.7 \text{ Kg/h}$$

2.2.4- PREPOLIMERIZACIÓN

Corriente C7, m(i,7)

Realizando un balance de materia en el tanque TD-201:

$$m(i,1) = m(i,1) + m(i,2) + m(i,3)$$

Sustituyendo valores:

$$m(\text{ES},7) = 0+5355.7+0=5355.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{IM},7) = 0+1.7+0= 1.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{EB},7) = 0+0+0= 0 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{PB},7) = 486.8+0+0= 486.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(\text{AO},7) = 0+0+4.7= 4.7 \text{ Kg/h}$$

Corriente C9, m(i,9)

$$m(PS^*,9)$$

Para que ocurra la inversión de fase es necesario que la cantidad de PS* sea dos o tres veces la cantidad de PB, por lo que es suficiente que polimerice un 25% del ES. Se supone que a la salida del RE-301 hay una conversión del 30% con lo que se asegura la posibilidad de inversión en el prepolymerizador:

$$m(PS^*,9) = 0.3 \cdot m(ES,7)$$

sustituyendo:

$$m(PS^*,9) = 0.3 \cdot 5355.7 = 1606.6 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,9)$$

Realizando balance de masas para el ES del RE-301 obtenemos;

$$m(ES,9) = m(ES,7) - m(PS^*,9)$$

sustituyendo:

$$m(ES,9) = 5355.7 - 1606.6 = 3748.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(i,9)$$

Realizando balance de materia obtenemos:

$$m(i,4) + m(i,7) = m(i,9)$$

siendo: i= IM, EB, PB, AM, AO

luego sustituyendo:

$$m(IM,9) = 0 + 1.7 = 1.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(EB,9) = 0 + 3.1 = 3.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(PB,9) = 0 + 486.9 = 486.9 \text{ Kg/h}$$

$$m(AM,9) = 301.8 + 0 = 301.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(AO,9) = 0 + 4.7 = 4.7 \text{ Kg/h}$$

(Ver tabla 2 al final de los anejos)

3- DEPÓSITOS DE ALMACENAJE

3.1- DEPÓSITOS DE ESTIRENO TA-101 A/B)

3.1.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

La cantidad máxima de estireno almacenada es la que la planta consume en 10 días.

La temperatura de almacenaje se supone de 20°C (temperatura ambiente) y la presión del tanque de 1 atmósfera.

El recipiente es de acero inoxidable 410, resistente a la corrosión. Está calorifugado con lana mineral (20mm) para que por la radiación solar no aumente la temperatura del estireno y éste polimerice.

El depósito tiene dimensiones cilíndricas, con fondo interior plano, estando dispuesto verticalmente.

3.1.2- DIMENSIONADO DEL TANQUE

A) **Volumen**

La cantidad de estireno consumida en 10 días:

$$M(ES) = M(2) \text{ Kg/h} \cdot (24 \text{ h} / 1 \text{ día}) \cdot 10 \text{ días}$$

Sustituyendo:

$$M(ES) = 5360.1 \text{ Kg/h} \cdot (24 \text{ h} / 1 \text{ día}) \cdot 10 \text{ días} = 1286424 \text{ Kg}$$

El volumen ocupado por este estireno es :

$$V(ES) = M(ES) / \delta(ES) = 1286424 \text{ Kg} / 907 \text{ Kg/ m}^3 = 1418 \text{ m}^3$$

El dato de la densidad es tomado a 20 °C.

El volumen de los dos depósitos es un 20 % superior a la cantidad de estireno a almacenar:

$$V_T = (V(ES) \cdot 1.2) / 2 = (1418 \text{ m}^3 \cdot 1.2) / 2 = 850 \text{ m}^3$$

B) **Diámetro**

El volumen de cada depósito teniendo en cuenta de que el fondo interior es plano ($V_F = 0$) :

$$V_C = (\pi/4) \cdot D^2 \cdot H_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot H_C$$

Se supone que la altura del cuerpo del tanque es 1.4 veces el diámetro del mismo.

Luego:

$$H_C = 1.4 \cdot D$$

Sustituyendo:

$$V_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot 1.4 \cdot D = 0.7854 \cdot 1.4 \cdot D^3 = 1.1 \cdot D^3$$

Según valor teórico calculado anteriormente:

$$V_C = 1.1 \cdot D^3 = 850 \text{ m}^3$$

$$D^3 = 772.73 \text{ m}^3$$

$$D = (772.73 \text{ m}^3)^{1/3} = 9.2 \text{ m.}$$

C) Altura

Sustituyendo en la fórmula supuesta anteriormente:

$$H_C = 1.4 \cdot D$$

Quedará:

$$H_C = 1.4 \cdot 9.2 \text{ m} = 12.88 \text{ m} = 12.9 \text{ m}$$

D) Espesor

Para calcular el espesor se utiliza la fórmula dada por el código API-ASME :

$$t = \frac{P_M \cdot D}{(S_C \cdot E_F / 2) - P_M} + t_C$$

P_M = presión manométrica de trabajo.

S_C = esfuerzo de cedencia

E_F = eficacia soldadura

T_c = sobrepeso debido a la corrosión

Suponiendo:

$$E_F = 0.8 \quad \text{y} \quad t_c = 2 \text{ mm.}$$

Sabemos:

$$S_C = 2.25 \cdot 10^7 \text{ Kg/m}^3 \quad \text{y} \quad D = 9200 \text{ mm.}$$

P_M = se calcula donde es máxima, en el fondo del tanque, suponiendo que éste está completamente lleno:

$$P_M = H_C \cdot \delta_{ES} = 12.9 \cdot 907 = 11700.3 \text{ Kg/m}^3$$

Sustituyendo, definitivamente obtendremos:

$$t = (11700 \cdot 9200) / (2.25 \cdot 10^7 \cdot 0.8 / 2) - 11700.3 + 2 = 13.98 \text{ mm}$$

Se construye con un espesor de $t=14 \text{ mm}$.

3.2- DEPÓSITO DE ACEITE MINERAL (TA-102)

3.2.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

Diseñado para que su capacidad sea la suficiente para contener la cantidad de lubricante interno necesario que la planta consume en 10 días.

La temperatura de almacenaje es de 20°C y la presión la atmosférica.

Cuerpo cilíndrico, fondo interior plano, disposición vertical y está construido en acero inoxidable 410.

3.2.2- DIMENSIONADO DEL TANQUE

A) Volumen

La cantidad de AM consumida en 10 días:

$$M(AM) = m(AM,4) \text{ Kg/h} \cdot 24 \text{ h/ 1 día} \cdot 10 \text{ días}$$

Sustituyendo:

$$M(AM) = 301.8 \text{ Kg/h} \cdot 24 \text{ h/ 1 día} \cdot 10 \text{ días} = 72.432 \text{ Kg}$$

El volumen ocupado por este aceite es:

$$V(AM) = M(AM) / \delta(AM) = 72432 \text{ Kg} / 1060 \text{ Kg/ m}^3 = 68.3 \text{ m}^3$$

El dato de la densidad es tomado a 20 °C.

El volumen de los dos depósitos es un 20 % superior a la cantidad de aceite mineral a almacenar:

$$V_T = (V(AM) \cdot 1.2) = (68.3 \text{ m}^3 \cdot 1.2) = 82.0 \text{ m}^3$$

B) Diámetro

El volumen de cada depósito teniendo en cuenta de que el fondo interior es plano ($V_F = 0$):

$$V_C = (\pi/4) \cdot D^2 \cdot H_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot H_C$$

Se supone que la altura del cuerpo del tanque es 1.8 veces el diámetro del mismo.

Luego:

$$H_C = 1.8 \cdot D$$

Sustituyendo:

$$V_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot 1.8 \cdot D = 0.7854 \cdot 1.8 \cdot D^3 = 1.414 \cdot D^3$$

Según valor teórico calculado anteriormente:

$$V_C = 1.414 \cdot D^3 = 82.0 \text{ m}^3$$

$$D^3 = 58 \text{ m}^3$$

$$D = (58 \text{ m}^3)^{1/3} = 3.87 \text{ m.}$$

El tanque se construye con un diámetro de 3.9 m = 3900 mm.

C) Altura

Sustituyendo en la fórmula supuesta anteriormente:

$$H_C = 1.8 \cdot D$$

Quedará:

$$H_C = 1.8 \cdot 3.87 \text{ m} = 6.84 \text{ m}$$

El tanque se construye con una altura de 6.9 m = 6900 mm

D) Espesor

Para calcular el espesor se utiliza la fórmula dada por el código API-ASME :

$$t = \frac{P_M \cdot D}{(S_C \cdot E_F / 2) - P_M} + t_C$$

P_M = presión manométrica de trabajo.

S_C = esfuerzo de cedencia

E_F = eficacia soldadura

T_c = sobrepeso debido a la corrosión

Suponiendo:

$$E_F = 0.8 \quad \text{y} \quad t_c = 2 \text{ mm.}$$

Sabemos:

$$S_C = 2.25 \cdot 10^7 \text{ Kg/m}^3 \quad \text{y} \quad D = 3900 \text{ mm.}$$

P_M = se calcula donde es máxima, en el fondo del tanque, suponiendo que éste está completamente lleno:

$$P_M = H_C \cdot \delta_{ES} = 6.9 \cdot 1060 = 7314 \text{ Kg/m}^3$$

Sustituyendo, definitivamente obtendremos:

$$t = (7314 \cdot 3900) / [(2.25 \cdot 10^7 \cdot 0.8 / 2) - 7314] + 2 = 13.98 \text{ mm}$$

Se construye con un espesor de $t=6 \text{ mm}$.

3.2- DEPÓSITO DE ETILBENCENO (TA-103)

3.2.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

Consumo de etilbenceno pequeño pero necesario para inundar los reactores en caso de situación crítica.

La temperatura de almacenaje es de 20°C y la presión la atmosférica.

El recipiente se construye en acero inoxidable 410, resistente a la corrosión. Cuerpo cilíndrico, fondo inferior plano y posición vertical.

3.2.2- DIMENSIONADO DEL TANQUE

A) Volumen

La cantidad de etilbenceno necesaria para inundar los reactores es del 20% del volumen de los tanques RE-301 y RE-401. El depósito se calcula para disponer de un 25 % de dicho volumen:

$$V(EB) = 0.25 \cdot (V_{RE-301} + V_{RE-401})$$

Los valores de V_{RE-301} y V_{RE-401} están calculados en los apartados 5.1.4 y 6.1.5 respectivamente. Luego sustituyendo:

$$V(EB) = 0.25 \cdot (46.3 + 53.7) = 25.0 \text{ m}^3$$

El dato de la densidad es tomado a 20 °C.

El volumen de los dos depósitos es un 20 % superior a la cantidad de etilbenceno a almacenar:

$$V_T = (V(EB) \cdot 1.2) = (25.0 \text{ m}^3 \cdot 1.2) = 30.0 \text{ m}^3$$

B) Diámetro

El volumen de cada depósito teniendo en cuenta de que el fondo interior es plano ($V_F = 0$):

$$V_C = (\pi/4) \cdot D^2 \cdot H_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot H_C$$

Se supone que la altura del cuerpo del tanque es 1.8 veces el diámetro del mismo.

Luego:

$$H_C = 1.8 \cdot D$$

Sustituyendo:

$$V_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot 1.8 \cdot D = 0.7854 \cdot 1.8 \cdot D^3 = 1.414 \cdot D^3$$

Según valor teórico calculado anteriormente:

$$V_C = 1.414 \cdot D^3 = 30.0 \text{ m}^3$$

$$D^3 = 21.2 \text{ m}^3$$

$$D = (21.2 \text{ m}^3)^{1/3} = 2.77 \text{ m.}$$

El tanque se construye con un diámetro de 2.8 m = 2800 mm.

C) Altura

Sustituyendo en la fórmula supuesta anteriormente:

$$H_C = 1.8 \cdot D$$

Quedará:

$$H_C = 1.8 \cdot 2.8 \text{ m} = 5.04 \text{ m}$$

El tanque se construye con una altura de 5 m= 5000 mm

D) Espesor

Para calcular el espesor se utiliza la fórmula dada por el código API-ASME :

$$t = \frac{P_M \cdot D}{(S_C \cdot E_F / 2) - P_M} + t_C$$

P_M = presión manométrica de trabajo.

S_C = esfuerzo de cedencia

E_F = eficacia soldadura

T_c = sobrepeso debido a la corrosión

Suponiendo:

$$E_F = 0.8 \quad \text{y} \quad t_c = 2 \text{ mm.}$$

Sabemos:

$$S_C = 2.25 \cdot 10^7 \text{ Kg/m}^3 \quad \text{y} \quad D = 2800 \text{ mm.}$$

P_M = se calcula donde es máxima, en el fondo del tanque, suponiendo que éste está completamente lleno:

$$P_M = H_C \cdot \delta_{ES} = 5.0 \cdot 868 = 4340 \text{ Kg/m}^3$$

Sustituyendo, definitivamente obtendremos:

$$t = (4340 \cdot 2800) / [(2.25 \cdot 10^7 \cdot 0.8 / 2) - 4340] + 2 = 3.35 \text{ mm}$$

Se construye con un espesor de $t=4 \text{ mm}$.

4. PREPARACIÓN DE LA ALIMENTACIÓN

4.1- TANQUE DISOLVEDOR POLIBUTADIENO (TM-201)

4.1.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

Misión del tanque TM-201: Preparar la disolución de polibutadieno en estireno necesaria para laimentar el proceso y disolver el antioxidante.

Se hace trabajar en discontinuo porque el INTENTE-50 A tiene un tiempo máximo de disolución de 4 horas (lo que hace complicado que el tanque trabaje de forma continua).

Los tiempos de carga y descarga del recipiente son de 1 hora.

Presión de trabajo: atmosférica.

Temperatura: 20°C

Recipiente construido en acero inoxidable 410, resistente a la corrosión, forma cilíndrica, fondo superior plano y posición vertical.

4.1.2. DIMENSIONADO

A) Volumen

Suponiendo el volumen teórico un 20% al volumen de carga a introducir en el tanque:

$$V_T = 1.2 \cdot V_{(CA)}$$

El volumen se calcula:

$$V_{(CA)} = \frac{M_{(CA)}}{\delta_{(M7)}}$$

Para calcular $M_{(CA)}$ se parte del balance de masa en el tanque TM-201, luego:

$$M_{(CA)} = M_{(ES)} + M_{(PB)} + M_{(AO)}$$

Teniendo en cuenta el tiempo de carga y descarga y el de disolución del INTENTE-5 A, consideramos que la masa necesaria para cada componente que se introduce sea la consumida por la planta en 6 horas.

Entonces:

$$M_{(ES)} = M(2) \cdot 6 \quad M_{(PB)} = M(1) \cdot 6 \quad M_{(AO)} = M(3) \cdot 6$$

Siendo valores conocidos los sustituimos.

$$M_{(ES)} = 5360.1 \text{ Kg/h} \cdot 6 \text{ h} = 32161 \text{ Kg}$$

$$M_{(PB)} = 486.6 \text{ Kg/h} \cdot 6 \text{ h} = 2921 \text{ Kg}$$

$$M_{(AO)} = 4.7 \text{ Kg/h} \cdot 6 \text{ h} = 28 \text{ Kg}$$

Ahora podemos calcular $M_{(CA)}$:

$$M_{(CA)} = 3216 \text{ Kg} + 2921 \text{ Kg} + 28 \text{ Kg} = 3511 \text{ Kg}$$

La densidad de la mezcla a 20 °C se puede calcular como:

$$\delta_{(M7)} = \text{INV} [(W_{ES}/\delta_{(ES)}) + (W_{PB}/\delta_{(PB)}) + (W_{AO}/\delta_{(AO)})]$$

siendo las densidades y la fracción en masa respectivas a esta temperatura:

$$W_{ES} = 0.916 \quad \delta_{(ES)} = 907 \text{ Kg/m}^3$$

$$W_{PB} = 0.083 \quad \delta_{(PB)} = 920 \text{ Kg/m}^3$$

$$W_{AO} = 0.001 \quad \delta_{(AO)} = 1150 \text{ Kg/m}^3$$

$$\delta_{(M7)} = 908 \text{ Kg/m}^3$$

Para calcular el volumen teórico sustituimos:

$$V_T = 1.2 \cdot V_{(CA)} = 46.4 \text{ m}^3$$

B) Diámetro

El volumen de cada depósito teniendo en cuenta de que el fondo interior es plano ($V_F = 0$) :

$$V_C = (\pi/4) \cdot D^2 \cdot H_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot H_C$$

Se supone que la altura del cuerpo del tanque es 1.4 veces el diámetro del mismo.

Luego:

$$H_C = 1.5 \cdot D$$

Sustituyendo:

$$V_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D = 0.7854 \cdot 1.5 \cdot D^3 = 1.18 \cdot D^3$$

Según valor teórico calculado anteriormente:

$$V_C = 1.18 \cdot D^3 = 46.4 \text{ m}^3$$

$$D^3 = 39.9 \text{ m}^3$$

$$D = (39.9 \text{ m}^3)^{1/3} = 3.4 \text{ m.}$$

El tanque se construye con un diámetro de 3.4 m = 3400 mm.

C) Altura

Sustituyendo en la fórmula supuesta anteriormente:

$$H_C = 1.5 \cdot D$$

Quedará:

$$H_C = 1.5 \cdot 3.4 \text{ m} = 5.1 \text{ m}$$

El tanque se construye con una altura de 5.1 m = 5100 mm.

D) Espesor

Para calcular el espesor se utiliza la fórmula dada por el código API-ASME :

$$t = \frac{P_M \cdot D}{(S_C \cdot E_F / 2) - P_M} + t_C$$

P_M = presión manométrica de trabajo.

S_C = esfuerzo de cedencia

E_F = eficacia soldadura

T_c = sobrepeso debido a la corrosión

Suponiendo:

$E_F = 0.8$ y $t_c = 2$ mm.

Sabemos:

$S_C = 2.25 \cdot 10^7$ Kg/m³ y $D = 3400$ mm.

P_M = se calcula donde es máxima, en el fondo del tanque, suponiendo que éste está completamente lleno:

$P_M = H_C \cdot \delta_{M7} = 5.1 \cdot 908 = 4630.8$ Kg/m³

Sustituyendo, definitivamente obtendremos:

$t = (4630.8 \cdot 3400) / (2.25 \cdot 10^7 \cdot 0.8 / 2) - 4630.8 + 2 = 3.75$ mm

se construye con un espesor de $t = 4$ mm

4.2- AGITADOR TANQUE DISOLVEDOR DE POLIBUTADIENO (AG-201)

4.2.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

Misión del tanque disolvedor polibutadieno : evitar que los compuestos más pesados (polibutadieno y antiooidantes) se depositen en el fondo.

Sistema de agitación : turbina de 6 palas, girando a 75 rpm gracias a un motor.

Turbina y deflectores contruidos en acero inoxidable 410.

4.2.2- DIMENSIONADO TURBINA Y DEFLECTORES

Calcularemos las dimensiones de la turbina y deflectores aplicando ley de semejanzas mecánica.

Las dimensiones de la turbina (obtenidos por catálogos) son:

$D_{TUR} = 1000 \text{ mm}$	Diámetro turbina
$D_{EJE} = 100 \text{ mm}$	Diámetro eje agitador
$X_{PA} = 125 \text{ mm}$	Anchura palas
$Y_{FI-AG} = 1000 \text{ mm}$	Distancia entro fondo interior y parte inferior agitador

Las dimensiones de los deflectores (obtenidos por catálogos) supuestas son.

X_{DEF}	Anchura deflectores tanques agitados
H_{DEF}	Altura deflectores tanques agitados

4.3- DEPOSITO SOLUCION POLIBUTADIENO (TI-201)

4.3.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

Misión: contener la solución de polibutadieno y estireno preparada en el disolvedor discontinuo TM-201 para alimentar el proceso de forma continua.

Diseñado con una capacidad suficiente para contener 1.2 cargas del tanque TM-201

Presión de trabajo la atmosférica y a 20°C de temperatura.

El recipiente se construye en acero inoxidable 410, resistente a la corrosión. Cuerpo cilíndrico, fondo inferior plano y posición vertical. Calorifugado con lana mineral (espesor 20 mm).

4.3.2- DIMENSIONADO DEL TANQUE

A) Volumen

Se supone capacidad del tanque en un 20 % superior al volumen máximo ocupado por la solución:

$$V_T = 1.2 \cdot V_{SO}$$

El volumen máximo de la solución y conocido el valor de $V_{(CA)} = 38.7 \text{ m}^3$ será:

$$V_{SO} = 1.2 \cdot V_{(CA)} = 46.4 \text{ m}^3$$

Por lo tanto:

$$V_T = 1.2 \cdot V_{SO} = 46.4 \cdot 1.2 = 55.7 \text{ m}^3$$

B) Diámetro

El volumen de cada depósito teniendo en cuenta de que el fondo interior es plano ($V_F = 0$) :

$$V_C = (\pi/4) \cdot D^2 \cdot H_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot H_C$$

Se supone que la altura del cuerpo del tanque es 1.4 veces el diámetro del mismo.

Luego:

$$H_C = 1.8 \cdot D$$

Sustituyendo:

$$V_C = 0.7854 \cdot D^2 \cdot 1.8 \cdot D = 0.7854 \cdot 1.8 \cdot D^3 = 1.414 \cdot D^3$$

Según valor teórico calculado anteriormente:

$$V_C = 1.414 \cdot D^3 = 55.7 \text{ m}^3$$

$$D^3 = 39.4 \text{ m}^3$$

$$D = (39.4 \text{ m}^3)^{1/3} = 3.4 \text{ m.}$$

El tanque se construye con un diámetro de 3.4 m = 3400 mm.

E) Altura

Sustituyendo en la fórmula supuesta anteriormente:

$$H_C = 1.8 \cdot D$$

Quedará:

$$H_C = 1.8 \cdot 3.4 \text{ m} = 6.12 \text{ m}$$

El tanque se construye con una altura de 6.12 m = 6120 mm.

F) Espesor

Para calcular el espesor se utiliza la fórmula dada por el código API-ASME :

$$t = \frac{P_M \cdot D}{(S_C \cdot E_F / 2) - P_M} + t_C$$

P_M = presión manométrica de trabajo.

S_C = esfuerzo de cedencia

E_F = eficacia soldadura

T_c = sobrepeso debido a la corrosión

Suponiendo:

$$E_F = 0.8 \quad \text{y} \quad t_c = 2 \text{ mm.}$$

Sabemos:

$$S_C = 2.25 \cdot 10^7 \text{ Kg/m}^3 \quad \text{y} \quad D = 3400 \text{ mm.}$$

P_M = se calcula donde es máxima, en el fondo del tanque, suponiendo que éste está completamente lleno:

$$P_M = H_C \cdot \delta_{M7} = 6.12 \cdot 908 = 5557 \text{ Kg/m}^3$$

Sustituyendo, definitivamente obtendremos:

$$t = (5557 \cdot 3400) / (2.25 \cdot 10^7 \cdot 0.8 / 2) - 5557 + 2 = 4.1 \text{ mm}$$

se construye con un espesor de $t = 5 \text{ mm}$

4.4- PRECALENTADOR ALIMENTACION (CA-201)

4.4.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

Misión: Precalentar la solución alimentada al reactor RE-301 hasta 60°C, para que no afecte a la temperatura de la masa reaccionante.

El fluido frío es la solución de polibutadieno y antioxidante en estireno. Como fluido calefactor se utiliza aceite térmico.

Está en acero inoxidable, dispuesto verticalmente y calorifugado con lana mineral para que la temperatura de la pared exterior no sobrepase los 45 °C.

Se considera que la solución fluye a una presión en la entrada de 2 Kg/m².

Las temperaturas de entrada, de salida y media, para ambos fluidos son:

$$T_{F1} = 20^\circ\text{C} = 293 \text{ K} \quad T_{C1} = 100^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$T_{F2} = 60^\circ\text{C} = 333 \text{ K} \quad T_{C2} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$T_{F3} = 40^\circ\text{C} = 313 \text{ K} \quad T_{C3} = 95^\circ\text{C} = 368 \text{ K}$$

Se suponen tubos de:

$$L=2440\text{m}, \quad \Phi_{\text{ext}} = 19.1 \text{ mm} = (3/4)''$$

$$\text{Calibre} = 16\text{BWG} \quad P_t = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Y según tabla 3: } \Phi_{\text{int}} = 15.8 \text{ mm} = 0.62''$$

4.4.2- BALANCE DE CALOR

A) calor intercambiado

El calor intercambiado es igual al calor cedido al fluido frío:

$$Q = M(7) \cdot C_{pm7(T_{fm})} \cdot (T_{F2} - T_{F1})$$

Siendo:

$$M(7) = 5846.9 \text{ Kg/h} = 1.62 \text{ Kg/s}$$

$$C_{pm7(313K)} = 1750 \text{ JK/Kg}$$

Sustituyendo:

$$Q = 1.62 \cdot 1750 \cdot (333-293) = 113400 \text{ w}$$

B) aceite térmico necesario

Realizando un balance de calor para el aceite térmico encontraremos su caudal másico.

$$Q = m_{AT} \cdot C_{AT(T_{cm})} \cdot (T_{C1} - T_{C2})$$

Siendo:

$$C_{AT(368)} = 1757 \text{ KJ/Kg}$$

Luego:

$$113400 = m_{AT} \cdot 1757 \cdot (373-363) \quad m_{AT} = 6.45 \text{ Kg/s}$$

C) Diferencia verdadera de temperatura

La diferencia verdadera de temperatura en los intercambiadores de paso múltiple la

(ΔT_m) se calcula mediante:

$$(\Delta T_m) = MDLT \cdot F_T$$

siendo:

MDLT = media logarítmica diferencia temperatura

F_T = factor de corrección para MDLT (1 paso en la coraza, 2 ó más pasos en los tubos).

Se calcula con tablas.

$$MDLT = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_{C1} - T_{F2}) - (T_{C2} - T_{F1})}{\ln \frac{(T_{C1} - T_{F2})}{(T_{C2} - T_{F1})}} = \frac{(373 - 333) - (363 - 293)}{\ln \frac{(373 - 333)}{(363 - 293)}} = 53,6K$$

F_T se calcula gráficamente mediante el valor de los parámetros:

$$r = \frac{(T_{C1} - T_{C2})}{(T_{F2} - T_{F1})} = \frac{373 - 363}{333 - 293} = 0,25$$

$$s = \frac{(T_{F2} - T_{F1})}{(T_{C1} - T_{F1})} = \frac{333 - 293}{373 - 293} = 0,5$$

luego llevando estos valores a la figura 1 e interpolando nos da un valor de F_T :

$$F_T = 0.975$$

Sustituyendo:

$$C = 53.6 \cdot 0.975 = 52 \text{ K}$$

C) Número de tubos

El área de intercambio y el número de tubos son:

$$Q = U_m \cdot A_m \cdot (\Delta T_m)$$

$$N_t = \frac{A_m}{\pi L_1 \Phi_{ext}}$$

donde:

U_m = coeficiente integral de transmisión de calor

A_m = área de intercambio

(ΔT_m) = diferencia de temperaturas

Φ_{ext} = diámetro exterior tubos

L_1 = longitud de los tubos

Se supone $U_m = 170 \text{ WK/m}^2$; por lo que:

$$A_m = Q_m / (U_m \cdot \Delta T) = 134000 / (170 \cdot 52) = 12.83 \text{ m}^2$$

$$N_t = 12.83 / (2.44 \pi \cdot 19.1 \cdot 10^{-3}) = 88 \text{ tubos}$$

Según la tabla 3 para la disposición de los espejos de tubos (cuenta de tubos) para arreglo en cuadro, para un $\Phi_{ext} = (3/4)''$ y arreglo en cuadro de 1'', se puede coger un intercambiador con:

$$N_t = 108 \quad n_t = 6 \quad \Phi_{int} = 387.4 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Donde:

N_t = número de pasos en los tubos

El U_m = coeficiente integral de transmisión de calor y el A_m = área de intercambio (de transferencia supuesta) recalculados se pueden obtener aislando U_m y A_m de las ecuaciones anteriores.

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L_t \cdot \Phi_{ext} = 108 \cdot \pi \cdot 2.44 \cdot 19.1 \cdot 10^{-3} = 15.8 \text{ m}^2$$

$$U_m = Q / (A_m \cdot (\Delta T_m)) = 134000 / (15.8 \cdot 52) = 138 \text{ WK/m}^2$$

A continuación calculamos el número de mamparas (deflectores) con la fórmula:

$$N = (L/B) - 1$$

Donde:

L = longitud del tubo

B = espaciamiento entre mamparas

Sustituyendo:

$$N = (2.44/0.2) - 1 = 11$$

D)Cálculo del área de flujo por los tubos

Mediante la fórmula:

$$a_t = N_t \pi / 4 n_t (\phi_{int})^2$$

Donde:

N_t = número de tubos

a_t = área de flujo por los tubos

n_t = número de pasos

sustituyendo:

$$a_t = 108 \cdot \pi (15.8 \cdot 10^{-3})^2 / (4 \cdot 6) = 3.53 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

F)Cálculo del número de Reynols en los tubos

Necesitamos saber:

$$G_t = M / a_t \quad M = \text{masa de fluido (aceite térmico) / tiempo}$$

Sustituyendo:

$$G_t = 6.45 \text{ Kg/s} / 3.53 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 = 1827.2 \text{ Kgs/m}^2$$

Siendo:

$$Re_t = (\phi_{int} / \mu) \cdot G_t$$

Donde $\mu = \mu_{AT} = 0.00105 \text{ Kgs/m}$ y sustituyendo:

$$Re_t = (15.8 \cdot 10^{-3} / 0.00105) \cdot 1827.2 = 27492$$

G)Cálculo del coeficiente interno

Se obtiene a partir de la fórmula:

$$(h_i \phi_{int}) / k = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.33} [\mu / \mu_s]^{0.14}$$

donde:

μ = viscosidad a la temperatura media del fluido

Aunque en este caso también se puede clacular según la figura 3; obteniéndose un valor aproximado de:

$$J_{HT} = 86$$

Servirá para en el apartado (I) calcular el coeficiente interno de transferencia de calor en los tubos intercambiador.

H)Cálculo del factor de fricción por los tubos

Con el número de Reynolds se obtiene el factor de fricción f_D mediante la figura 5 f_D está en $\text{ft}^2/\text{pulg}^2$, para obtener factores adimensionales dicho valor deberá multiplicarse por 144.

$$F_D = 0.00025 \cdot 144 = 0.036$$

I)Cálculo del coeficiente de transferencia de calor para fluidos referido al interior de los tubos (h_i)

Se utiliza la expresión:

$$h_{i0} = h_i \times \frac{\phi_{\text{int tubos}}}{\phi_{\text{extubos}}}$$

siendo:

h_{i0} = coeficiente de transferencia de calor para fluido referido a h_i .

H_i = coeficiente de transferencia de calor para fluido interior tubos de intercambiadores.

$$h_i = j_{Ht} \times \left(\frac{k}{\phi_{\text{int tubos}}} \right) \times \left[\left(\frac{c_p \times \mu}{k} \right) \right]^{1/3} \times \phi_t$$

siendo:

k = conductividad

$k = k_{AT} (T_{CM}) = 0.129 \text{ WK/m}$

μ = viscosidad

$\mu = \mu_{AT} (T_{CM}) = 0.00105 \text{ JK/Kg}$

C_p = calor específico

$C_p = C_{pAT} (T_{CM}) = 1765 \text{ JK/Kg}$

ϕ = factor corrector viscosidad fluido en interior de los tubos intercambiador.

Dividiendo las expresiones descritas anteriormente por ϕ_t y sustituyendo valores ya conocidos:

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi_t} &= j_{Ht} \times \left(\frac{k}{\phi_{\text{int tubos}}} \right) \times \left[\left(\frac{c_p \times \mu}{k} \right) \right]^{1/3} = 86 \times \left(\frac{0,129}{15,8 \cdot 10^{-3}} \right) \times \left[\left(\frac{1765 \times 0,00105}{0,129} \right) \right]^{1/3} = \\ &= 1707 \text{ wK/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i \times \frac{\phi_{\text{int tubos}}}{\phi_{\text{extubos}}}}{\phi_t} = 1707 \times \frac{15,8 \cdot 10^{-3}}{19,1 \cdot 10^{-3}} = 1411 \text{ wk/m}^2$$

J)Cálculo de transferencia de calor para fluido exterior tubos de intercambiadores (h_o)

Análogamente al cálculo de h_{i0} =

$$h_0 = j_{Ht} \times \left(\frac{\kappa}{De_s} \right) \times \left[\left(\frac{C_p \times \mu}{\kappa} \right) \right]^{1/3} \times \phi_s$$

donde:

De_s = diámetro equivalente de rozamiento de la coraza

ϕ_s = factor corrector viscosidad fluido exterior tubos.

Se debe calcular también:

a) espacio entre los tubos (L'_t), siendo L_t el paso en los tubos.

$$(L'_t) = L_t - \phi_{\text{extubos}}$$

b) área de flujo de la coraza:

$$a_s = \frac{\phi_{i_{\text{coraza}}} \cdot L_t \cdot B}{L_t}$$

c) velocidad másica en la coraza:

$$G_s = \frac{M(7)}{a_s}$$

d) número de Reynolds lado de la coraza:

$$Re_s = \frac{De_s \cdot G_s}{\mu}$$

siendo:

k = conductividad

$$k = k_{AT}(T_{CM}) = 0.160 \text{ WK/m}$$

μ = viscosidad

$$\mu = \mu_{AT}(T_{CM}) = 0.149 \text{ JK/Kg}$$

C_p = calor específico

$$C_p = C_{pAT}(T_{CM}) = 1750 \text{ JK/Kg}$$

De_s = diámetro equivalente de rozamiento de la coraza. Se determina fráficamente (figura 4), en el cual para $\phi_{\text{ext}} = (3/4)''$ y $L_t = 1''$ con arreglo en cuadro: $De_s = 0.95 \text{ "}$ = $24.1 \cdot 10^{-3} \text{ m}$.

Sustituyendo valores conocidos en las ecuaciones epresadas:

$$(l'_t) = l_t - \phi_{\text{extubos}} = 0,0254 - 19,1 \cdot 10^{-3} = 6,3 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$a_s = \frac{\phi_{i_{\text{coraza}}} \times l_t \times B}{l_t} = \frac{387,4 \cdot 10^{-3} \times 6,3 \cdot 10^{-3} \times 0,2}{25,4 \cdot 10^{-3}} = 1,92 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

$$G_s = \frac{M(7)}{a_s} = \frac{1,62}{1,92 \cdot 10^{-2}} = 84,4 \text{ kgs/m}^2$$

$$Re_s = \frac{De_s \times G_s}{\mu} = \frac{24,1 \cdot 10^{-3} \times 84,4}{0,149} = 13,7$$

Interpolando para la figura 5 obtenemos un vlaor factor de transferencia de calor para coraza de $j_{HS} = 2.2$ (aprox.)

Dividiendo por ϕ_s :

$$\frac{h_o}{\phi_s} = j_{HT} \times \left(\frac{\kappa}{\phi_{exts}} \right) \times \left[\left(\frac{Cp \times \mu}{\kappa} \right) \right]^{1/3} = 2,2 \times \left(\frac{0,160}{24 \cdot 10^{-3}} \right) \times \left[\left(\frac{1750 \times 0,149}{0,160} \right) \right]^{1/3} =$$

$$= 172 \text{ wk/m}^2$$

K) Cálculo de los factores correctores de viscosidad

Las fórmulas a aplicar son:

$$\phi_t = \frac{[\mu_{AT}(T_{CM})]}{[\mu_{AT}(T_w)]^{0,14}}$$

$$\phi_s = \frac{[\mu_{m7}(T_{FM})]}{[\mu_{m7}(T_w)]^{0,14}}$$

siendo T_w = temperatura de pared de los tubos y su cálculo:

$$T_w = T_{FM} + \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_{i0}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} \times (T_{CM} - T_{FM})$$

sustituyendo valores conocidos:

$$T_w = 313 + \frac{1411}{1411 + 172} \times (368 - 313) = 362 \text{ k}$$

Las viscosidades a aplicar en las fórmulas són:

$$\mu_{AT}(T_{CM}) = 0.00105 \text{ Kgs/m}$$

$$\mu_{AT}(T_w) = 0.00115 \text{ Kgs/m}$$

$$\mu_{m7}(T_{FM}) = 0.149 \text{ Kgs/m}$$

$$\mu_{m7}(T_{CM}) > 0.149 \text{ Kgs/m}$$

Luego sustituyendo:

$$\phi_i = \frac{[\mu_{AT}(T_{CM})]}{[\mu_{AT}(T_W)]^{0.14}} = \frac{0,00105}{(0,00115)^{0.14}} = 0,976$$

$$\phi_s = \frac{[\mu_{m7}(T_{FM})]}{[\mu_{m7}(T_W)]^{0.14}} = \frac{0,149}{(> 0,149)^{0.14}} \approx 1$$

por lo que a partir de el área de flujo de la coraza:

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i \times \frac{\phi_{\text{intubos}}}{\phi_{\text{extubos}}}}{\phi_t} = 1411 \text{ wk/m}^2$$

$$h_{i0} = 1377 \text{ wk/m}^2$$

y a partir de la velocidad másica:

$$\frac{h_0}{\phi_s} = j_{HT} \times \left(\frac{\kappa}{\phi_{\text{extS}}} \right) \times \left[\left(\frac{C_p \times \mu}{\kappa} \right) \right]^{1/3} = 172 \text{ wk/m}^2$$

$$h_0 = 172 \text{ wk/m}^2$$

L)Cálculo de pérdidas de carga en coraza y tubos

L.1) Pérdida de carga en los tubos

$$\Delta P_t = \frac{f \times (G_t)^2 \times L_t \times n_t}{2 \times g \times \phi_{\text{int}} \times \delta \times \phi_t} = \frac{0,029 \times (1827)^2 \times 2,44 \times 6}{2 \times 9,81 \times 15,8 \cdot 10^{-3} \times 1005 \times 0,976} = 4675 \text{ kg/m}^2$$

siendo:

$$\delta = \delta_{AT}(T_{CM}) = 1005 \text{ Kg/m}^3$$

$f = 0.029$ para un número de Reynolds=27673

L2)Pérdida de carga en la coraza

$$\Delta P_s = \frac{f \times (G_s)^2 \times \phi_{\text{coraza}} \times (N+1)}{2 \times g \times De_s \times \delta \times \phi_s} = \frac{4,32 \times (84,4)^2 \times 387,4 \cdot 10^{-3} \times (11+1)}{2 \times 9,81 \times 24,1 \cdot 10^{-3} \times 892 \times 1} = 339 \text{ kg/m}^2$$

siendo:

$$\delta = \delta_{m7}(T_{CM}) = 892 \text{ Kg/m}^3$$

$f = 4.32$ para un número de Reynolds=13.6

5- PREPOLIMERIZACIÓN

5.1- PREPOLIMERIZADOR

5.1.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

En el prepolimerizador es donde se logra una conversión del 30% con una temperatura de trabajo de 120°C (393K). Manteniéndose constante la temperatura gracias a la condensación de los vapores que se forman en él. (Se considera que el vapor está compuesto únicamente de estireno.)

Para el cálculo de las fracciones en peso de la fase líquida se considera que el etilbenceno y las impurezas forman parte del estireno; mientras que el antioxidante lo hace del poliestireno.

Se supone una pérdida de carga en el condensador (CO-301) de 0.02 Kg/cm².

Reactor construido en acero inoxidable 410, dispuesto verticalmente, aislado con lana mineral (para lograr que la temperatura no sobrepase los 60°C = 333K). Posee además una chaqueta de calefacción por la que circula aceite térmico a 100 °C.

5.1.2-PRESIÓN DE TRABAJO

La presión de trabajo del prepolimerizador se puede calcular a partir de la expresión:

$$P_T = \zeta_{ES} \times P^*_{ES}$$

donde:

ξ = actividad del estireno en la mezcla.

P^*_{ES} = presión de vapor del estireno a la temperatura de trabajo (393K) = 0.494 bar.

5.1.3- CÁLCULO DE LA ACTIVIDAD DEL ESTIRENO EN LA MEZCLA

Las fórmulas utilizadas son:

$$\zeta_{ES} = \phi_{ES} \times \text{EXP} \left[\phi_P \times \left((\chi_{ES,P} \times \phi_P) + 1 \right) \right]$$

$$\phi_{ES} = w_{ES} \times \left(\frac{\delta_m}{\delta_{ES}} \right)$$

$$\phi_P = 1 - \phi_{ES}$$

siendo:

$\chi_{ES,P}$ = parámetro de interacción de Flory-Huggins entre el estireno y el polímero.

δ_m = densidad de la mezcla a 393 K.

δ_{ES} = densidad del estireno a 393 K.

w_{ES} = fracción máscia del estireno en la corriente determinada.

Sus valores son:

$$\chi_{ES,P} = 0.34$$

$$\delta_m = 875 \text{ Kg/m}^3$$

$$\delta_{ES} = 815 \text{ Kg/m}^3$$

$$w_{ES} = 0.610$$

sustituyendo en las ecuaciones:

$$\phi_{ES} = w_{ES} \times \left(\frac{\delta_m}{\delta_{ES}} \right) = 0,610 \times \left(\frac{875}{815} \right) = 0,655$$

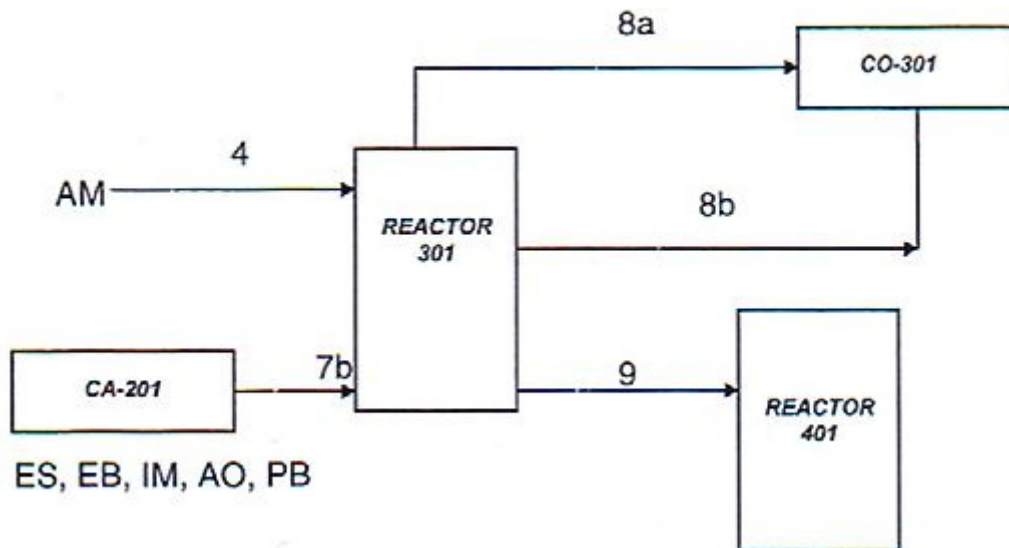
$$\phi_P = 1 - \phi_{ES} = 1 - 0,655 = 0,345$$

$$\zeta_{ES} = \phi_{ES} \times \text{EXP} \left[\phi_P \times ((\chi_{ES,P} \times \phi_P) + 1) \right] = 0,655 \times \text{EXP} [0,345((0,34 \times 0,345) + 1)] = 0,963$$

Entonces el valor de la presión de trabajo será:

$$P_T = \zeta_{ES} \times P_{ES}^* = 0,963 \times 0,494 = 0,48 \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ Pa}}{1 \text{ bar}} \times \frac{1 \text{ mmHg}}{133.3 \text{ Pa}} = 360 \text{ mmHg} = 0,48 \text{ kg/m}^2$$

5.1.4- BALANCE DE CALOR



Para hacer el balance de calor conviene seguir el esquema:

Partiendo de la base $Q = mc_p \Delta T$

$$\begin{aligned}
 & \left[\left(m(\text{AM}, 4) \times C_{p,\text{AM}} \left(\frac{T_4 + T_9}{2} \right) \times (T_4 - T_9) \right) \right] + \left[\left(m(\text{ES}, 7) \times C_{p,\text{ES}} \left(\frac{T_{7b} + T_9}{2} \right) \times (T_{7b} - T_9) \right) \right] \\
 & + \left[\left(m(\text{EB}, 7) \times C_{p,\text{EB}} \left(\frac{T_{7b} + T_9}{2} \right) \times (T_{7b} - T_9) \right) \right] + \left[\left(m(\text{IM}, 7) \times C_{p,\text{IM}} \left(\frac{T_{7b} + T_9}{2} \right) \times (T_{7b} - T_9) \right) \right] \\
 & + \left[\left(m(\text{AO}, 7) \times C_{p,\text{AO}} \left(\frac{T_{7b} + T_9}{2} \right) \times (T_{7b} - T_9) \right) \right] + \left[\left(m(\text{PB}, 7) \times C_{p,\text{PB}} \left(\frac{T_{7b} + 370}{2} \right) \times (370 - T_9) \right) \right] \\
 & + (-\Delta E_{\text{PB}}^{\text{F}}(370\text{K})) + \left[\left(m(\text{PS}', 9) \times (-\Delta E_{\text{POL}}(T_9)) \right) \right] + \left[\left(m(\text{ES}, 8) \times C_{p,\text{ES}}^{\text{V}} \left(\frac{T_{8a} + T_{\text{DM}}^{\text{C}}}{2} \right) \times (T_{8a} - T_{\text{DM}}^{\text{C}}) \right) \right] \\
 & + (-\Delta E_{\text{ES}}^{\text{V}}(T_{\text{DM}}^{\text{C}})) + \left[\left(C_{p,\text{ES}} \left(\frac{T_{\text{DM}}^{\text{C}} + T_{8b}}{2} \right) \times (T_{\text{DM}}^{\text{C}} - T_{8b}) \right) \right] = 0
 \end{aligned}$$

Ecuación para deducir el valor de $m(\text{ES}, 8)$ ❶

Donde:

$\Delta E_{\text{PB}}^{\text{F}}$ = incremento de entalpía de fusión del polibutadieno a 370K.

ΔE_{POL} = incremento de entalpía de polimerización.

$\Delta E_{\text{ES}}^{\text{V}}$ = incremento de entalpía de vaporización del estireno. (El condensador CO-301 aspira el estireno vaporizado y lo condensa para devolverlo finalmente al prepolimerizador).

T_{DM}^{C} = temperatura media a la que se produce la condensación del estireno vapor.

$$T_{DM}^C = [(T_{8a}^C + T_{8b}^C)/2]$$

$$T_{8a}^C = 392 \text{ K}$$

$$T_{8b}^C = 390 \text{ K}$$

Luego:

$$T_{DM}^C = 391 \text{ K}$$

Conocemos algunos datos como:

$$m(AM,4) = 301.8 \text{ Kg/h}$$

$$m(EB,7) = 3.1 \text{ Kg/h}$$

$$m(AO,7) = 4.716 \text{ Kg/h}$$

$$m(PS^*,7) = 1606.6 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,7) = 5355.3 \text{ Kg/h}$$

$$m(IM,7) = 1.7 \text{ Kg/h}$$

$$m(PB,4) = 486.8 \text{ Kg/h}$$

$$T_4 = 293 \text{ K}$$

$$T_9 = 393 \text{ K}$$

$$T_{7b} = 333 \text{ K}$$

$$T_{8a} = 393 \text{ K}$$

$$T_{8b} = 390 \text{ K}$$

$$T_{DM}^C = 391 \text{ K}$$

Los calores específicos serán para las temperaturas precisadas, los determinados por las siguientes expresiones:

$$C_{p,AM} = 742.7 + 2.757 T$$

$$C_{p,ES} = -1.320 \cdot 10^3 + 2.267 \cdot 10 T - 5.983 \cdot 10^{-2} T^2 + 6.000 \cdot 10^{-5} T^3$$

$$C_{p,EB} = -2.0637 \cdot 10^2 + 1.134 \cdot 10 T - 3.017 \cdot 10^{-2} T^2 + 3.200 \cdot 10^{-5} T^3$$

$$C_{p,IM} = 2111 \text{ JK/Kg}$$

$$C_{p,AO} = 1407 \text{ JK/Kg}$$

$$C_{p,PB} = 1630 + [1 + 3 \cdot 10^{-3} (T-298)] \quad T < 370 \text{ K}$$

$$C_{p,PB} = 1890 + [1 + 1.2 \cdot 10^{-3} (T-298)] \quad T > 370 \text{ K}$$

$$C_{p,ES}^V = 40.172 \cdot [-5.968 + 1.435 \cdot 10^{-1} T - 9.150 \cdot 10^{-5} T^2 + 2.203 \cdot 10^{-8} T^3]$$

Luego sustituyendo valores:

$$C_{p,AM} (343 \text{ K}) = 742.7 + 2.757 \cdot 343 = 1688 \text{ J/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_{p,ES} (343) = -1.320 \cdot 10^2 + 2.267 \cdot 10 \cdot (343) - 5.983 \cdot 10^{-2} (343)^2 + 6.000 \cdot 10^{-5} (343)^3 = 1838 \text{ J/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_{p,IM} (343 \text{ K}) = 2111 \text{ J/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_{p,AO} (343 \text{ K}) = 1407 \text{ J/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_{p,PB} (332 \text{ K}) = 1630 \cdot [1 + 3 \cdot 1 \cdot 10^{-3} (332-298)] = 1802 \text{ J/Kg} \cdot \text{K} \quad T < 370 \text{ K}$$

$$C_{p,PB}(382\text{ K}) = 1890 \cdot [1 + 1.2 \cdot 10^{-3}(382-298)] = 2081 \text{ J/Kg}\cdot\text{K}$$

$$C_{p,ES}^V(392) = 40.172 \cdot [-5.968 + 1.435 \cdot 10^{-1}(392) - 9.150 \cdot 10^{-5}(392)^2 + 2.203 \cdot 10^{-8}(392)^3] = 1509 \text{ J/Kg}\cdot\text{K}$$

Entalpía de vaporización del estireno monómero:

$$\Delta E_{POL} = -644770 + 1303.3 T - 9.26 T^2 + 1.98 \cdot 10^{-2} T^3 - 0.15 \cdot 10^{-4} T^4$$

luego si la vaporización del estireno se produce a 393 K.

$$\Delta E_{POL}(393) = -644770 + 1303.3 (393) - 9.26 (393)^2 + 1.98 \cdot 10^{-2} (393)^3 - 0.15 \cdot 10^{-4} (393)^4 = -712453 \text{ J/Kg}$$

Entalpías de vaporización:

$$\Delta E_{ES} = 354.34 \cdot 10^3 [(642-T/642-418)]^{0.38}$$

Luego para T=391K

$$\Delta E_{ES} = 370000.2 \text{ J/Kg}$$

Y como dato:

$$\Delta E_{PB}^V(370\text{K}) = 77353 \text{ J/Kg}$$

Si sustituimos todos los valores en la ecuación ❶ el valor será:

$$m(ES,8) = 1038 \text{ Kg/h}$$

5.1.5- VOLUMEN DE LA MASA REACCIONANTE

El volumen de la masa reaccionante en el prepolimerizador será:

$$V_{RE-301} = \frac{m(PS^*,9)}{r_{RQ} \cdot PM(ES)}$$

Donde:

r_{RQ} = velocidad de reacción

Como hemos visto en la memoria la r_{RQ} es función de la concentración del monómero y de diferentes constantes cinéticas. La concentración de monómero en el prepolimerizador la podemos calcular:

$$[M] = [m(ES,9)/PM(ES)] / [M(9)/\delta_{M9}]$$

Siendo:

$$m(ES,9) = 3746.7 \text{ Kg/h}$$

$$M(9) = 6153.4 \text{ Kg/h}$$

$$PM(ES) = 104.15 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/mol}$$

$$\delta_{M9} = 874 \text{ Kg/m}^3$$

La masa de estireno monómero reaccionante será:

$$[M] = 5.11 \text{ mol/l}$$

Como ha quedado explicado en la memoria cinética de las reacciones de polimerización obedecen a las ecuaciones:

$$r_p = (d[M]/dt) = K_p[M][RM]^*$$

la concentración de radicales de cadena

$$[RM]^* = (K_d f / K_t)^{1/2} [I]^{1/2}$$

quedando una ecuación del orden:

$$r_p = K_p[M](K_d f / K_t)^{1/2} \cdot [I]^{1/2} = \dots = K_1[I]^{1/2}[M]$$

En el caso de que no se utiliza iniciador la reacción quedará:

$$r_p = [K_{I,T}/K_T]^{1/2} \cdot [M]^{5/2}$$

siendo:

$K_{I,T}$ = constante de iniciación térmica

K_p = constante de propagación

K_T = constante de terminación

Y sus valores para una temperatura de 393 K y una conversión del 30%.

$$K_{I,T} = 6.02 \cdot 10^{-11} \text{ l}^2/\text{s} \cdot \text{mol}$$

$$K_p = 1110 \text{ l/s} \cdot \text{mol}$$

$$K_T = 3.05 \cdot 10^7 \text{ l/s} \cdot \text{mol}$$

Sustituyendo nos da un valor aproximado para la velocidad de reacción:

$$r_p = [K_{I,T}/K_T]^{1/2} \cdot [M]^{5/2} = 1110 \cdot [6.02 \cdot 10^{-11} / 3.05 \cdot 10^7] \cdot (5.11)^{5/2} = 9.3 \cdot 10^{-5} \text{ mol/l} \cdot \text{s}$$

Sustituyendo los valores calculados:

$$V_{RE-301} = \frac{m(PS^*, 9)}{r_{RQ} \cdot PM(ES)}$$

$$V_{RE-301} = (0.446 / (9.3 \cdot 10^{-5} \cdot 104.15 \cdot 10^{-3})) = 46046.1 \text{ l} = 46.1 \text{ m}^3$$

5.1.6-DIMENSIONADO

A) Volumen teórico

Se considera superior en un 40% al volumen de la masa reaccionante:

$$V_T = 1.4 V_{RE-301} = 1.4 \cdot 46.1 = 64.54 \text{ m}^3$$

B) Diámetro

Sin considerar los fondos superior ni inferior del recipiente podemos deducir.

$$V_C = (\pi \cdot D^2 \cdot H_C / 4) = 0.79 \cdot D^2 \cdot H_C$$

Suponiendo que la altura del cilindro reactor es 1.6 veces el diámetro del mismo:

$$H_C = 1.6 \cdot D$$

El volumen será:

$$V_c = 0.79 \cdot D^2 \cdot H_c = 1.264 \cdot D^3$$

Y para un volumen teórico de $V_c = 64.54 \text{ m}^3$ nos quedará:

$$64.54 = 1.264 \cdot D^3$$

$$D = (51.1)^{1/3} = 3.7 \text{ m} = 3700 \text{ mm}$$

C) Altura

Sustituyendo en la expresión supuesta:

$$H_c = 1.6 \cdot D$$

$$H_c = 1.6 \cdot 3.7 = 5.92 \text{ m} = 5920 \text{ mm}$$

5.2- CONDENSADOR PROPILIMERIZADOR (CO-301)

5.2.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

Misión condensador (CO-301): condensar el estireno que se vaporiza en el RE-301 para mantener constante la temperatura del reactor.

Es un intercambiador de paso único, por el que fluye el fluido caliente (estireno a condensar), y con un número par de pasos en los tubos, donde circula el fluido frío.

Construido en acero inoxidable 410 y aislado con lana mineral, para mantener la temperatura exterior a 333 K (60°C)

El estireno entra sobrecalentado a 393 K y empieza a condensar a 392 K, para salir a 390 K. Para los cálculos del intercambiador se consideran las temperaturas de 392 K y 390 K.

Las temperaturas de entrada, salida y media serán:

$T_{C1} = 119^\circ\text{C} = 392 \text{ K}$	$T_{F1} = 23^\circ\text{C} = 296 \text{ K}$
$T_{C2} = 117^\circ\text{C} = 390 \text{ K}$	$T_{F2} = 29^\circ\text{C} = 302 \text{ K}$
$T_{CM} = 118^\circ\text{C} = 391 \text{ K}$	$T_{FM} = 26^\circ\text{C} = 299 \text{ K}$

Se suponen tubos de:

$$L = 1220 \text{ mm} \quad \phi_{\text{ext}} = 19.1 \text{ mm} = (3/4)''$$

$$\text{Calibre} = 16 \text{ BWG} \quad I_t = 1'' = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Y según tabla 3} = \phi_{\text{int}} = 0.62'' = 15.8 \text{ mm}$$

5.2.2- Balance de calor

A) Calor intercambiado

El calor intercambiado es igual al calor cedido al fluido frío:

$$Q = m(\text{ES}, 8) \cdot x$$

$$X[(Cp_{\text{ES}}^v(T_{8a} + T_{CM}/2) \cdot (T_{8a} - T_{CM})) + [\Delta E_{\text{ES}}^v(T_{CM})] + [Cp_{\text{ES}}(T_{CM} + T_{C2}/2) \cdot (T_{CM} - T_{C2})]]$$

Siendo:

$$C_{p_{ES}}(392\text{ K}) = 1509\text{ J/KgK}$$

$$C_{p_{ES}}(391\text{ K}) = 1982\text{ J/KgK}$$

$$\Delta E_{ES}^v(391\text{ K}) = 370084\text{ J/Kg}$$

$$m(ES,8) = 1038\text{ Kg/h} = 0.288\text{ m/s}$$

sustituyendo:

$$Q = 0.288 \cdot [(1509 \cdot (392 - 391)) + [370084] + [1982 \cdot (299 - 301)]] = 105303.34\text{ w}$$

B) Agua de refrigeración necesaria

Realizando un balance de calor para el agua de refrigeración encontraremos su caudal másico.

$$Q = m_{AR} \cdot C_{AR}(T_{FM}) \cdot (T_{F2} - T_{F1})$$

Siendo:

$$C_{AR}(299\text{ K}) = 4180\text{ J/KgK}$$

Luego:

$$105303.34\text{ W} = m_{AR} \cdot 4180\text{ J/KgK} \cdot (302\text{ K} - 296\text{ K})$$

$$m_{AR} = 4.2\text{ Kg/s}$$

C) Diferencia verdadera de temperatura

La diferencia verdadera de temperatura en los intercambiadores de paso múltiple la (ΔT_m) se calcula mediante:

$$\Delta T_m = MDLT \cdot F_T$$

siendo:

MDLT = media logarítmica diferencia de temperaturas

F_T = factor de corrección para MDLT (1 paso en la coraza, 2 ó más pasos en los tubos).

Se calcula con tablas.

$$MDLT = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_{C1} - T_{F2}) - (T_{C2} - T_{F1})}{\ln \frac{(T_{C1} - T_{F2})}{(T_{C2} - T_{F1})}} = \frac{(392 - 302) - (390 - 296)}{\ln \frac{(392 - 302)}{(390 - 296)}} = 92\text{ K}$$

F_T se calcula gráficamente mediante el valor de los parámetros:

$$r = \frac{(T_{C1} - T_{C2})}{(T_{F2} - T_{F1})} = \frac{392 - 390}{302 - 296} = 0,33$$

$$s = \frac{(T_{F2} - T_{F1})}{(T_{C1} - T_{F1})} = \frac{302 - 296}{392 - 296} = 0,0625$$

luego llevando estos valores a la figura 1 e interpolando nos da un valor de F_T :

$$F_T \cong 1$$

Sustituyendo:

$$\Delta T_m = 92 \text{ K} \cdot 1 = 92 \text{ K}$$

D) Número de tubos

El área de intercambio y el número de tubos son:

$$Q = U_m \cdot A_m \cdot (\Delta T_m)$$

$$N_t = A_m / (\pi \cdot L_t \cdot \phi_{\text{ext}})$$

Donde:

U_m = coeficiente integral de transmisión de calor

A_m = área de intercambio

ΔT_m = diferencia de temperaturas

ϕ_{ext} = diámetro exterior de tubos

L_t = longitud de los tubos

Se supone $U_m = 700 \text{ WK/m}^2$; por lo que:

$$A_m = Q_m / (U_m \cdot \Delta T) = 105303.34 / (700 \cdot 92) = 1.64 \text{ m}^2$$

$$N_t = 1.64 / (1.22\pi \cdot 19.1 \cdot 10^{-3}) = 22.4 = 23 \text{ tubos}$$

Según tabla 4 para la disposición de los espejos de tubos (cuenta de tubos) para arreglo en cuadro, para un $\phi_{\text{ext}} = (3/4)''$ y arreglo en cuadro de 1'', se puede coger un intercambiador con:

$$N_t = 26 \qquad n_t = 2 \qquad \phi_{\text{int}} = 8'' = 203.2 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Donde:

N_t = número de pasos en los tubos

El U_m = coeficiente integral de transmisión de calor y el A_m = área de intercambio (de transferencia supuesta) recalculados se pueden obtener aislando U_m y A_m de la ecuaciones anteriores:

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L_t \cdot \phi_{\text{ext}} = 26 \cdot \pi \cdot 1.22 \cdot 19.1 \cdot 10^{-3} = 1.90 \text{ m}^2$$

$$U_m = Q / (A_m \cdot (\Delta T)_m) = 105303.34 / (1.90 \cdot 92) = 602.5 \text{ WK/m}^2$$

A continuación calculamos el número de mamparas (deflectores) con la fórmula:

$$N = (L/B) - 1$$

Donde:

L = longitud del tubo

B = espaciamiento entre mamparas

Sustituyendo:

$$N=(1.22/0.2)-1= 5.1 = 5$$

E)Cálculo del área de flujo por los tubos

Mediante la fórmula:

$$A_t=(N_t \cdot \pi/4n_t)(\phi_{int})^2$$

Donde:

N_t = número de tubos

a_t = área de flujo por los tubos

n_t = número de pasos

sustituyendo:

$$a_t= 26 \cdot \pi (15.8 \cdot 10^{-3})^2/(4 \cdot 2) = 2.55 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

F)Cálculo del número de Reynolds en los tubos

Necesitamos saber:

$$G_t=m_{AR}/a_t$$

M = masa de fluido (agua refrigerada) / tiempo

Sustituyendo:

$$G_t=4.2 \text{ Kg/s} / 2.55 \cdot 10^{-3} = 1647.1 \text{ Kgs/m}^2$$

Siendo:

$$Re_t = \frac{\phi_{int}}{\mu} \times G_t$$

donde $\mu = \mu_{AR} = 0.92 \cdot 10^{-3} \text{ Kgs/m}$ y sustituyendo:

$$Re_t = \frac{15.8 \cdot 10^{-3} \times 1647.1}{0.92 \cdot 10^{-3}} = 28287.2$$

podemos calcular también la velocidad del fluido en el interior de los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\delta_{AR}}$$

sabiendo que: $\delta_{AR}(T_{FM}) = 996.8 \text{ Kg/m}^3$

$$u_t = \frac{G_t}{\delta_{AR}} = \frac{1647.1}{996.8} = 1.66 \text{ m/s}$$

G)Cálculo del coeficiente interno

Según las curvas de transferencia de calor para agua en tubos (figura 10); para una

$u_t=1.66\text{m/s} \cdot 1\text{pie}/0.3048 \text{ m} = 5.45 \text{ pies/s}$ y una $t_{FM}= 26^\circ\text{C}=76^\circ\text{F}$ se obtiene:

$$H_i = 6800 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Y sabiendo que:

$$h_{i0} = h_i (\phi_{\text{int}} / \phi_{\text{ext}})$$

sustituyendo:

$$h_{i0} = h_i (\phi_{\text{int}} / \phi_{\text{ext}}) = 6800 \cdot (15.8 \cdot 10^{-3} / 19.1 \cdot 10^{-3}) = 5625 \text{ W/m}^2 \text{K}$$

6-POLIMERIZACIÓN

6.1-POLIMERIZADOR (RE-401)

6.1.1- CONSIDERACIONES PREVIAS

Misión: Llevar la masa reaccionante hasta un contenido sólido del 65%, que corresponde a una conversión del estireno del 70.5% y a una temperatura de trabajo de 145°C. Temperatura que se mantiene constante debido a la condensación de los vapores que se forman. (Vapor compuesto únicamente de: estireno y etilbenceno).

Se supone pérdida de carga del fluido vaporizado en el condensador de 75 mmHg.

Reactor en posición vertical, construido en acero inoxidable, de forma cilíndrica y aislado con lana mineral para lograr una temperatura exterior de 60 °C.

6.1.2- PRESIÓN DE TRABAJO

Aquella en la que el punto de equilibrio líquido-vapor corresponde a la temperatura de trabajo; es decir 145°C.

La fase vapor del reactor RE-401 se puede considerar como una mezcla de estireno-etilbenceno.

La fase líquida es una mezcla de estireno, etilbenceno, poliestireno, polibutadieno y aceite mineral. Se desprecian el ó los efectos de demás compuestos sobre el equilibrio por ser minoritarios sus fracciones en peso respecto de otros.

El equilibrio líquido-vapor de la mezcla estireno-etilbenceno se ve modificado por la presencia del resto de componentes en la fase líquida.

6.1.3- CÁLCULO DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR PARA EL ESTIRENO-ETILBENCENO

Considerando únicamente el estireno y el etilbenceno existentes en el reactor, la fracción molar de cada uno de ellos es:

$$m(ES,11) = 2227,1 \text{ Kg/h} \quad \text{y} \quad m(EB,11) = 536.9 \text{ Kg/h}$$

$$n(ES,11) = 2227,0 \text{ Kg/h} \cdot (1000 \text{ g/ 1 Kg}) \cdot (\text{moles ES} / 104 \text{ g}) = 21413,5 \text{ moles ES}$$

$$n(EB,11) = 536,9 \text{ Kg/h} \cdot (1000 \text{ g/ 1 Kg}) \cdot (\text{moles ES} / 106 \text{ g}) = 5065,1 \text{ moles ES}$$

luego las fracciones molares respectivas serán:

$$x' (ES,11) = n(ES,11) / [n(ES,11) + n(EB,11)] = 0,81$$

$$x' (EB,11) = n(EB,11) / [n(ES,11) + n(EB,11)] = 0,19$$

La $P_T = 625 \text{ mm Hg} = 0,85 \text{ Kg/m}^2$ y a la temperatura de 145 °C la $x'(ES) = 0.78$, por lo que se toma esta temperatura como la de trabajo.

6.1.4-Composición de vapor

En función de los caudales máscicos la composición del vapor (corriente 10):

$$y(ES,10) = \frac{\frac{m(ES,10)}{PM(ES,10)}}{\frac{m(ES,10)}{PM(ES,10)} + \frac{m(EB,10)}{PM(EB,10)}}$$

$$y(EB,10) = \frac{\frac{m(EB,10)}{PM(EB,10)}}{\frac{m(ES,10)}{PM(ES,10)} + \frac{m(EB,10)}{PM(EB,10)}}$$

dividiendo éstas dos funciones:

$$\frac{y(ES,10)}{y(EB,10)} = \frac{m(ES,10) \times PM(EB,10)}{m(EB,10) \times PM(ES,10)}$$

obteniéndose $y(ES,10) = 0,78$ y $y(EB,10) = 0,22$

luego:

$$\frac{0,78}{0,22} = \frac{m(ES,10) \times 106}{m(EB,10) \times 104}$$

$$m(ES,10) = 3,48 m(EB,10)$$

6.1.5- BALANCE DE CALOR

Partiendo de $\Delta Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T = 0$;

$$\begin{aligned} & [m(ES,5) \cdot Cp_{EB} \left(\frac{T_5 + T_{11a}}{2} \right) \cdot (T_5 - T_{11a})] + [\sum m(i,9) \cdot Cp_i \left(\frac{T_9 + T_{11a}}{2} \right) \cdot (T_9 - T_{11a})] \\ & + [\sum m(i,16) \cdot Cp_i \left(\frac{T_{16} + T_{11a}}{2} \right) \cdot (T_{16} - T_{11a})] + \{ m(EB,10) \cdot [(Cp^V_{EB} \left(\frac{T_{10a} + T^C_{DM}}{2} \right) \cdot \\ & (T_{10a} - T^C_{DM})) + (-\Delta E^V_{EB}(T^C_{DM})) + (Cp_{EB} \left(\frac{T^C_{DM} + T_{10b}}{2} \right) \cdot (T^C_{DM} - T_{10b}))] \} + \\ & \{ m(ES,10) \cdot [(Cp^V_{ES} \left(\frac{T_{10a} + T^C_{DM}}{2} \right) \cdot (T_{10a} - T^C_{DM})) + (-\Delta E^V_{ES}(T^C_{DM})) + \\ & (Cp_{ES} \left(\frac{T^C_{DM} + T_{10b}}{2} \right) \cdot (T^C_{DM} - T_{10b}))] \} + [(m(PS^*,11) - m(PS^*,9)) \cdot (-\Delta E_{POL}(T_T))] = \\ & 0 \end{aligned}$$

donde T_{DM}^c es la temperatura media a la que se lleva a cabo la condensación del vapor:

$$T_{DM}^c = \frac{(T_{10a}^c + T_{10b}^c)}{2}$$

para $y(ES,10)=0,78$ para el equilibrio L-V estireno-etilbenceno (a las presiones respectivas de 625 y 550 mm Hg; entrada y salida condensador);

$$T_{10a}^c = 409 \text{ K}$$

$$T_{10b}^c = 404 \text{ K}$$

$$\text{Siendo: } T_{DM}^c = 406,5 \text{ K}$$

Valores ya conocidos:

$$m(EB,5) = 1,11 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/s}$$

$$m(IM,9) = 4,72 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/s}$$

$$m(PS^*,9) = 4,46 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/s}$$

$$m(AM,9) = 4,72 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/s}$$

$$m(IM,9) = 0,84 \text{ Kg/s}$$

$$m(ES,9) = 1,04 \text{ Kg/s}$$

$$m(EB,9) = 8,61 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/s}$$

$$m(PB,9) = 0,14 \text{ Kg/s}$$

$$m(AO,9) = 1,31 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/s}$$

$$m(ES,9) = 0,60 \text{ Kg/s}$$

$$m(EB,9) = 0,15 \text{ Kg/s}$$

$$m(AM,9) = 7,78 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/s}$$

$$m(IM,9) = 2,23 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/s}$$

$$m(PS^*,9) = 1,48 \text{ Kg/s}$$

$$T_5 = 293 \text{ K}$$

$$T_{16} = 305 \text{ K}$$

$$T_9 = 393 \text{ K}$$

$$T_{10a} = 418 \text{ K}$$

$$T_{10b} = 404 \text{ K}$$

$$T_{11a} = 418 \text{ K}$$

$$T_{DM}^c = 406,5 \text{ K}$$

Los calores específicos:

$$C_{pAM} = 742,7 + 2,75 T$$

$$C_{pES} = -1,320 \cdot 10^3 + 2,267 \cdot 10 T - 5,983 \cdot 10^{-2} T^2 + 6,000 \cdot 10^{-5} T^3$$

$$C_{pEB} = -2,067 \cdot 10^3 + 1,134 \cdot 10 T - 3,017 \cdot 10^{-2} T^2 + 3,200 \cdot 10^{-5} T^3$$

$$C_{pIM} = 2246 \text{ JK/Kg}$$

$$C_{pAO} = 1666 \text{ JK/Kg}$$

$$C_{pPB} = 1630 + [1 + 3 \cdot 10^{-3} (T - 298)] \quad T < 370 \text{ K}$$

$$C_{pPB} = 1890 + [1 + 1,2 \cdot 10^{-3} (T - 298)] \quad T > 370 \text{ K}$$

$$C_p^V_{ES} = 40,172 \cdot [-5,968 + 1,435 \cdot 10^{-1} T - 9,150 \cdot 10^{-5} T^2 + 2,203 \cdot 10^{-8} T^3]$$

$$C_p^V_{EB} = 39,408 \cdot [-8,398 + 1,160 \cdot 10^{-1} T - 1,000 \cdot 10^{-4} T^2 + 2,395 \cdot 10^{-8} T^3]$$

Luego sustituyendo valores:

$$C_{pAM}(406 \text{ K}) = 742,7 + 2,757 \cdot 406 = 1861 \text{ J/KgK}$$

$$C_{pAM}(362 \text{ K}) = 742,7 + 2,757 \cdot 362 = 1739 \text{ J/KgK}$$

$$C_{pES}(405) = -1,320 \cdot 10^3 + 2,267 \cdot 10 \cdot 405 - 5,983 \cdot 10^{-2} (405)^2 + 6,000 \cdot 10^{-5} (405)^3 = 2034$$

$$\text{J/KgK}$$

$$C_{pES}(405,362) = -1,320 \cdot 10^3 + 2,267 \cdot 10 \cdot 362 - 5,983 \cdot 10^{-2} (362)^2 + 6,000 \cdot 10^{-5} (362)^3 = 1891$$

$$\text{J/KgK}$$

$$C_{pEB}(406) = -2,067 \cdot 10^3 + 1,134 \cdot 10 (406) - 3,017 \cdot 10^{-2} (406)^2 + 3,200 \cdot 10^{-5} (406)^3 = 1978$$

$$\text{J/KgK}$$

$$C_{pEB}(405) = -2,067 \cdot 10^3 + 1,134 \cdot 10 (405) - 3,017 \cdot 10^{-2} (405)^2 + 3,200 \cdot 10^{-5} (405)^3 = 1977$$

$$\text{J/KgK}$$

$$C_{pEB}(362) = -2,067 \cdot 10^3 + 1,134 \cdot 10 (362) - 3,017 \cdot 10^{-2} (362)^2 + 3,200 \cdot 10^{-5} (362)^3 = 1875$$

$$\text{J/KgK}$$

$$C_{pIM}(406) = 2111 \text{ JK/Kg}$$

$$C_{pIM}(362) = 2151 \text{ JK/Kg}$$

$$C_{pAO}(406) = 1666 \text{ JK/Kg}$$

$$C_{pPB}(406) = 1630 + [1 + 3 \cdot 10^{-3} (406 - 298)] = 2134 \text{ J/KgK}$$

$$C_p^V_{ES}(412) = 40,172 \cdot [-5,968 + 1,435 \cdot 10^{-1} 412 - 9,150 \cdot 10^{-5} (412)^2 + 2,203 \cdot 10^{-8} (412)^3] = 1559 \text{ J/KgK}$$

$$C_p^V_{EB}(412) = 39,408 \cdot [-8,398 + 1,160 \cdot 10^{-1} 412 - 1,000 \cdot 10^{-4} (412)^2 + 2,395 \cdot 10^{-8} (412)^3] = 1636 \text{ J/KgK}$$

*Entalpía de vaporización del estireno monómero:

$$\Delta E_{POL} = -644770 + 1303,3T - 9,26T^2 + 1,98 \cdot 10^{-2} T^3 - 0,15 \cdot 10^{-4} T^3$$

luego si la vaporización del estireno se produce a 393 K:

$$\Delta E_{POL}(393) = -644770 + 1303.3T - 9.26(393)^2 + 1.98 \cdot 10^{-2}(393)^3 - 0.15 \cdot 10^{-4}(393)^3 = -712453 \text{ J/Kg}$$

*Entalpías de vaporización:

$$\Delta E_{ES}^V(T) = 354,34 \cdot 10^3 \times \left[\left(\frac{642 - T}{642 - 418} \right) \right]^{0,38}$$

luego para T=406,5 K

$$\Delta E_{ES}^V = 354,34 \cdot 10^3 \times \left[\left(\frac{642 - 406,5}{642 - 418} \right) \right]^{0,38} = 336457 \text{ J/Kg}$$

$$\Delta E_{EB}^V(T) = 354,72 \cdot 10^3 \times \left[\left(\frac{617 - T}{617 - 409,2} \right) \right]^{0,38}$$

luego para T=406,5 K

$$\Delta E_{EB}^V(406,5K) = 354,72 \cdot 10^3 \times \left[\left(\frac{617 - 406,5}{617 - 409,2} \right) \right]^{0,38} = 361233 \text{ J/Kg}$$

sustituyendo de calor de vaporización:

$$m(EB,10) = 0.3 \text{ Kg/s} = 1083 \text{ Kg/h}$$

$$\text{y sustituyendo en la relación: } m(ES,10) = 3,48 m(EB,10) \rightarrow m(ES,10) = 3722 \text{ Kg/h}$$

6.1.6- VOLUMEN DE LA MASA REACCIONANTE

El volumen de la masa reaccionante en el prepolimerizador será:

$$V_{RE} = m(PS^*,11) - m(PS^*,9) / r_{RQ} \cdot PM(ES)$$

Donde:

R_{RQ} = velocidad de reacción

Como hemos visto en la memoria la r_{RQ} es función de la concentración del monómero y de diferentes constantes cinéticas. La concentración de monómero en el prepolimerizador la podemos calcular:

$$[M] = [m(ES,11) / PM(ES)] / (M(11) / \delta_{M11})$$

La masa de estireno monómero reaccionante será:

$$[M] = 2180 \text{ mol/m}^3$$

Como ha quedado explicado en la memoria cinética de las reacciones de polimerización obedecen a las ecuaciones:

$$R_p = d[M]/dt = K_p[M][RM]^*$$

La concentración de radicales de cadena

$$[RM]^* = (K_d f / K_t)^{1/2} [I]^2$$

los valores de las diferentes constantes a la temperatura de trabajo serán:

$$K_{i,T} = 5.9 \cdot 10^{-10} \text{ l}^2/\text{s} \cdot \text{mol}$$

$$K_p = 1747 \text{ l/s} \cdot \text{mol}$$

$$K_{t,T} = 2.6 \cdot 10^6 \text{ l/s} \cdot \text{mol}$$

Sustituyendo nos da un valor aproximado para la velocidad de reacción:

$$R_p = k_p [k_{i,t}/k_t]^{1/2} [M]^{5/2} = 1.85 \cdot 10^{-4} \text{ mol/l} \cdot \text{s}$$

Luego el volumen quedara:

$$V_{RE} = 53.7 \text{ m}^3$$

6.1.7-DIMENSIONADO

A) Volumen teórico

Se considera superior en un 40% al volumen de la masa reaccionante:

$$V_T = 1.4 V_{RE-40} = 1.4 \cdot 53.7 = 75.2 \text{ m}^3$$

B) Diámetro

Sin considerar los fondos superior ni inferior del recipiente podemos deducir.

$$V_C = (\pi \cdot D^2 \cdot H_C / 4) = 0.79 \cdot D^2 \cdot H_C$$

Suponiendo que la altura del cilindro reactor es 1.6 veces el diámetro del mismo:

$$H_C = 1.6 \cdot D$$

El volumen será:

$$V_c = 0.79 \cdot D^2 \cdot H_C = 1.264 \cdot D^3$$

Y para un volumen teórico de $V_C = 64.54 \text{ m}^3$ nos quedará:

$$64.54 = 1.264 \cdot D^3$$

$$D = (59.5)^{1/3} = 3.9 \text{ m} = 3900 \text{ mm}$$

C) Altura

Sustituyendo en la expresión supuesta:

$$H_C = 1.6 \cdot D$$

$$H_C = 1.6 \cdot 3.9 = 6.24 \text{ m} = 6240 \text{ mm}$$

6.2-CONDENSADOR POLIMERIZADOR(CO-401)**6.2.1-CONSIDERACIONES PREVIAS**

Misión condensador (co-301): condensar los vapores generados en RE-401 y así mantener la temperatura constante.

Es un intercambiador de paso único a contracorriente por el que fluye líquido caliente(el vapor a condensar: estireno y etilbenceno), y con un único paso en los tubos, donde circula el fluido frío (agua).

Construido en acero inoxidable 410 y aislado con lana mineral, para mantener la temperatura exterior a 333 K (60°C).

Conectado a bombas de vacío que son las que aspiran los gases.

El vapor entra sobrecalentado a 418 K y empieza a condensar a 409 K, para salir a 404 K. Para los cálculos del intercambiador se consideran las temperaturas de 409 y 404 K.

Las temperaturas de entrada, salida y media serán:

$T_{C1} = 136^{\circ}\text{C} = 409 \text{ K}$	$T_{F1} = 23^{\circ}\text{C} = 296 \text{ K}$
$T_{C2} = 131^{\circ}\text{C} = 404 \text{ K}$	$T_{F2} = 29^{\circ}\text{C} = 302 \text{ K}$
$T_{CM} = 134^{\circ}\text{C} = 406.5 \text{ K}$	$T_{FM} = 26^{\circ}\text{C} = 299 \text{ K}$

Se suponen tubos de:

$$L = 1800 \text{ mm} \quad \phi_{\text{ext}} = 19.1 \text{ mm} = (3/4)''$$

$$\text{Calibre} = 16 \text{ BWG} \quad I_t = 1'' = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Y según tabla 3} = \phi_{\text{int}} = 0.62'' = 15.8 \text{ mm}$$

6.2.2- BALANCE DE CALOR**A)Calor intercambiado**

El calor intercambiado es igual al calor cedido al fluido frío por los vapores calientes .

(ES,EB):

$$Q = m(\text{ES}, 10) \cdot X$$

$$X[(Cp^v_{\text{ES}}(T_{10a} + T_{CM}/2) \cdot (T_{10a} - T_{CM})) + [\Delta E^v_{\text{ES}}(T_{CM})] + [Cp_{\text{ES}}(T_{CM} + T_{C2}/2) \cdot (T_{CM} - T_{C2})]]$$

$$Q = m(\text{EB}, 10) \cdot X$$

$$X[(Cp^v_{\text{ES}}(T_{10a} + T_{CM}/2) \cdot (T_{10a} - T_{CM})) + [\Delta E^v_{\text{EB}}(T_{CM})] + [Cp_{\text{EB}}(T_{CM} + T_{C2}/2) \cdot (T_{CM} - T_{C2})]]$$

Siendo:

$$T_{10a} = 418 \text{ K}$$

$$T_{10b} = 404 \text{ K}$$

$$C_{p,ES} = -1.320 \cdot 10^3 + 2.267 \cdot 10 T - 5.983 \cdot 10^{-2} T^2 + 6.000 \cdot 10^{-5} T^3$$

$$C_{p,EB} = -2.067 \cdot 10^2 + 1.134 \cdot 10 T - 3.017 \cdot 10^{-2} T^2 + 3.200 \cdot 10^{-5} T^3$$

$$C_{p^v,ES} = 40.172 \cdot [-5.968 + 1.4354 \cdot 10^{-1} T - 9.150 \cdot 10^{-5} T^2 + 2.203 \cdot 10^{-8} T^3]$$

$$C_{p^v,EB} = 38.408 \cdot [-8.398 + 1.160 \cdot 10^{-1} T - 1.000 \cdot 10^{-4} T^2 + 2.395203 \cdot 10^{-8} T^3]$$

$$C_{p^v,ES}(413) = 1576 \text{ J/Kg}$$

$$C_{p,ES}(405) = 2034 \text{ J/Kg}$$

$$C_{p^v,EB}(413) = 951.4 \text{ J/Kg}$$

$$C_{p,EB}(405) = 1563 \text{ J/Kg}$$

$$\Delta E_{EB}^v(406.5) = 336457 \text{ J/Kg}$$

$$\Delta E_{ES}^v(406.5) = 361233 \text{ J/Kg}$$

$$m(EB,10) = 0.3 \text{ Kg/s} = 1083 \text{ Kg/h}$$

$$m(ES,10) = 3.44 \cdot 0.3 = 3722 \text{ Kg/h}$$

sustituyendo:

$$Q = 1.032 \cdot [(1576 \cdot (11.5))] + [(361233)] + [2034 \cdot 2.5]] +$$

$$0.3 \cdot [(951.4 \cdot 11.5)] + 336457(1563 \cdot 2.5)] = 502135.1 \text{ w}$$

B) Agua de refrigeración necesaria

Realizando un balance de calor para el agua de refrigeración encontraremos su caudal másico.

$$Q = m_{AR} \cdot C_{AR}(T_{FM}) \cdot (T_{F2} - T_{F1})$$

Siendo:

$$C_{AR}(299 \text{ K}) = 4180 \text{ J/KgK}$$

Luego:

$$502135.1 \text{ w} = m_{AR} \cdot 4180 \text{ J/KgK} \cdot (302 - 296)$$

$$m_{AR} = 20 \text{ Kg/s}$$

C) Diferencia verdadera de temperatura

La diferencia verdadera de temperatura en los intercambiadores a contracorriente es:

$$(\Delta T_m) = MDLT$$

siendo:

MDLT= media logarítmica diferencia de temperaturas.

F_T = factor de corrección para MDLT (1 paso en la coraza, 2 ó más pasos en los tubos).

Se calcula con tablas.

$$MDLT = 107 \text{ K}$$

D) Número de tubos

El área de intercambio y el número de tubos son:

$$Q = U_m \cdot A_m \cdot (\Delta T_m)$$

$$N_t = A_m / (\pi \cdot L_t \cdot \phi_{\text{ext}})$$

Donde:

U_m = coeficiente integral de transmisión de calor

A_m = área de intercambio

ΔT_m = diferencia de temperaturas

ϕ_{ext} = diámetro exterior de tubos

L_t = longitud de los tubos

Se supone $U_m = 550 \text{ WK/m}^2$; por lo que:

$$A_m = Q_m / (U_m \cdot \Delta T) = 502135.1 / (550 \cdot 107) = 8.54 \text{ m}^2$$

$$N_t = 8.54 / (1.80\pi \cdot 19.1 \cdot 10^{-3}) = 79 \text{ tubos}$$

Según tabla 4 para la disposición de los espejos de tubos (cuenta de tubos) para arreglo en cuadro, para un $\phi_{\text{ext}} = (3/4)''$ y arreglo en cuadro de 1'', se puede coger un intercambiador con:

$$N_t = 81 \quad n_t = 1 \quad \phi_{\text{int}} = 12'' = 304.8 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Donde:

N_t = número de pasos en los tubos

El U_m = coeficiente integral de transmisión de calor y el A_m = área de intercambio (de transferencia supuesta) recalculados se pueden obtener aislando U_m y A_m de la ecuaciones anteriores:

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L_t \cdot \phi_{\text{ext}} = 81 \cdot \pi \cdot 1.80 \cdot 19.1 \cdot 10^{-3} = 8.73 \text{ m}^2$$

$$U_m = Q / (A_m \cdot (\Delta T)_m) = 502135.1 / (8.73 \cdot 107) = 537.6 \text{ WK/m}^2$$

A continuación calculamos el número de mamparas (deflectores) con la fórmula:

$$N = (L/B) - 1$$

Donde:

L = longitud del tubo

B = espaciado entre mamparas

Sustituyendo:

$$N = (1.80/0.3) - 1 = 5.1 = 5$$

E)Cálculo del área de flujo por los tubos

Mediante la fórmula:

$$A_t = (N_t \cdot \pi / 4 n_t) (\phi_{int})^2$$

Donde:

N_t = número de tubos

a_t = área de flujo por los tubos

n_t = número de pasos

sustituyendo:

$$a_t = 2681 \cdot \pi (15.8 \cdot 10^{-3})^2 / (4 \cdot 1) = 0.0158 \text{ m}^2$$

F)Cálculo del número de Reynolds en los tubos

Necesitamos saber:

$$G_t = m_{AR} / a_t$$

M = masa de fluido (agua refrigerada) / tiempo

Sustituyendo:

$$G_t = 20 \text{ Kg/s} / 0.0158 = 1266 \text{ Kgs/m}^2$$

Siendo:

$$Re_t = \frac{\phi_{int}}{\mu} \times G_t$$

donde $\mu = \mu_{AR} = 0.92 \cdot 10^{-3} \text{ Kgs/m}$ y sustituyendo:

$$Re_t = 21742.2$$

podemos calcular también la velocidad del fluido en el interior de los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\delta_{AR}}$$

sabiendo que: $\delta_{AR}(T_{FM}) = 996,8 \text{ Kg/m}^3$

$$u_t = 1.27 \text{ m/s}$$

G)Cálculo del coeficiente interno

Según las curvas de transferencia de calor para agua en tubos (figura 10); para una $u_t =$

$1.27 \text{ m/s} \cdot 1 \text{ pie} / 0.3048 \text{ m} = 4.16 \text{ pies/s}$ y una $T_{FM} = 29^\circ\text{C} = 79^\circ\text{F}$ se obtiene:

$$h_i \cong 920 \text{ btu/h} \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{pie}^2 = 5210 \text{ W} / \text{m}^2\text{K} \text{ (unidades SI)}$$

y sabiendo que:

$$h_{i0} = h_i (\phi_{int} / \phi_{ext})$$

sustituyendo:

$$h_{i0} = h_i (\phi_{int} / \phi_{ext}) = 5218 \cdot 15.8 \cdot 10^{-3} \cdot 19.1 \cdot 10^{-3} = 4314 \text{ W/m}^2\text{K}$$

7-DESVOLATILIZACIÓN**7.1-PRECALENTADOR DESVOLATILIZADOR (CA-501 A/B)****7.1.1-CONSIDERACIONES PREVIAS**

Misión: Precalentar el polímero que sale del reactor RE-301 hasta 230°C, y así facilitar la eliminación de volátiles (en realidad colocaremos dos precalentadores en serie para que las dimensiones no sean demasiado grandes).

Se tratan de intercambiadores con un paso en la coraza, por donde fluye aceite térmico, y con un par de pasos por los que circula la solución de polímero a calentar.

Está construido en acero inoxidable, dispuesto verticalmente y calorifugado con lana mineral para que la temperatura de la pared exterior no sobrepase los 45 °C.

Se considera que los volátiles no polimerizan en el interior del precalentador sino que lo hacen a la entrada del desvolatilizador.

Se considera que el aceite térmico fluye a una presión en la entrada de 3 Kg/cm².

Las temperaturas de entrada, de salida y media para ambos fluidos son:

$T_{C1} = 145^{\circ}\text{C} = 418 \text{ K}$	$T_{F1} = 240^{\circ}\text{C} = 513 \text{ K}$
$T_{C2} = 230^{\circ}\text{C} = 503 \text{ K}$	$T_{F2} = 230^{\circ}\text{C} = 503 \text{ K}$
$T_{CM} = 188^{\circ}\text{C} = 461 \text{ K}$	$T_{FM} = 235^{\circ}\text{C} = 508 \text{ K}$

Se suponen tubos de:

$$L = 6000 \text{ mm} \quad \phi_{\text{ext}} = 25.4 \text{ mm} = (1)''$$

$$\text{Calibre} = 16 \text{ BWG} \quad I_t = 1'' = 31.8 \text{ mm}$$

$$\text{Y según tabla 3} = \phi_{\text{int}} = 0.87'' = 22.1 \text{ mm}$$

7.1.2- BALANCE DE CALOR**A) Calor intercambiado**

El calor intercambiado es igual al calor cedido al fluido frío:

$$Q = M(11) \cdot C_{pm11}(T_{FM}) \cdot (T_{F2} - T_{F1}) + [m(ES,11) \cdot \Delta E_{ES}^V(T_{F2}) + m(IM,11) \cdot \Delta E_{IM}^V(T_{F2}) + m(EB,11) \cdot \Delta E_{BS}^V(T_{F2}) + m(AM,11) \cdot \Delta E_{AM}^V(T_{F2})]$$

Siendo:

$$M(11) = 2949.0 \text{ Kg/h} = 2.49 \text{ Kg/s}$$

$$C_{pm11}(461) = 2036 \text{ J/KgK}$$

$$m(ES,11) = 2227.1 \text{ Kg/h} = 0.62 \text{ Kg/s}$$

$$m(IM,11) = 85.7 \text{ Kg/h} = 0.028 \text{ Kg/s}$$

$$m(EB,11) = 536.9 \text{ Kg/h} = 0.15 \text{ Kg/s}$$

$$m(\text{AM},11)= 304.6 \text{ Kg/h} = 0.0846 \text{ Kg/s}$$

$$\Delta E_{\text{ES}}^{\text{v}}(T=503)= 295700 \text{ J/KgK}$$

$$\Delta E_{\text{EB}}^{\text{v}}(T=503)= 282360 \text{ J/KgK}$$

$$\Delta E_{\text{IM}}^{\text{v}}(T)= 20900 \text{ J/KgK}$$

$$\Delta E_{\text{ES}}^{\text{v}}(T)= 289223 \text{ J/KgK}$$

sustituyendo:

$$Q= 666474 \text{ W}$$

B) Agua de refrigeración necesaria

Realizando un balance de calor para el agua de refrigeración encontraremos su caudal másico.

$$Q= m_{\text{AR}} \cdot C_{\text{AR}}(T_{\text{FM}}) \cdot (T_{\text{F2}} - T_{\text{F1}})$$

Siendo:

$$C_{\text{pAT}}(299 \text{ K}) = 2143 \text{ J/KgK}$$

Luego:

$$666474 \text{ W} = m_{\text{AT}} \cdot 2143 \text{ J/KgK} \cdot (573 - 563)$$

$$m_{\text{AR}} = 31.10 \text{ Kg/s}$$

C) Diferencia verdadera de temperatura

La diferencia verdadera de temperatura en los intercambiadores a contracorriente es:

$$(\Delta T_{\text{m}}) = \text{MDLT}$$

siendo:

MDLT= media logarítmica diferencia de temperaturas.

F_T = factor de corrección para MDLT (1 paso en la coraza, 2 ó más pasos en los tubos).

Se calcula con tablas.

$$\text{MDLT} = 35 \text{ K}$$

D) Número de tubos

El area de intercambio y el número de tubos son:

$$Q = U_{\text{m}} \cdot A_{\text{m}} \cdot (\Delta T_{\text{m}})$$

$$N_{\text{t}} = A_{\text{m}} / (\pi \cdot L_{\text{t}} \cdot \phi_{\text{ext}})$$

Donde:

U_{m} = coeficiente integral de transmisión de calor

A_{m} = área de intercambio

ΔT_{m} = diferencia de temperaturas

ϕ_{ext} = diámetro exterior de tubos

L_t = longitud de los tubos

Se supone $U_m = 45 \text{ WK/m}^2$; por lo que:

$$A_m = Q_m / (U_m \cdot \Delta T) = 666474 / (45 \cdot 34.3 \cdot 2) = 215.9 \text{ m}^2$$

$$N_t = 215.9 / (6.00 \pi \cdot 22.1 \cdot 10^{-3}) = 519 \text{ tubos}$$

Según tabla 4 para la disposición de los espejos de tubos (cuenta de tubos) para arreglo en cuadro, para un $\phi_{ext} = (3/4)''$ y arreglo en cuadro de $1''$, se puede coger un intercambiador con:

$$N_t = 624$$

$$n_t = 4$$

$$\phi_{int} = 39'' = 990.6 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Donde:

N_t = número de pasos en los tubos

El U_m = coeficiente integral de transmisión de calor y el A_m = área de intercambio (de transferencia supuesta) recalculados se pueden obtener aislando U_m y A_m de la ecuaciones anteriores:

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L_t \cdot \phi_{ext} = 624 \cdot \pi \cdot 6.00 \cdot 25.4 \cdot 10^{-3} = 298.8 \text{ m}^2$$

$$U_m = Q / (A_m \cdot (\Delta T)_m) = 666474 / (298.8 \cdot 2 \cdot 34.42) = 32.4 \text{ WK/m}^2$$

A continuación calculamos el número de mamparas (deflectores) con la fórmula:

$$N = (L/B) - 1$$

Donde:

L = longitud del tubo

B = espaciamiento entre mamparas

Sustituyendo:

$$N = (6.00 / 0.2) - 1 = 5.1 = 29$$

E) Cálculo del área de flujo por los tubos

Mediante la fórmula:

$$A_t = (N_t \cdot \pi / 4 n_t) (\phi_{int})^2$$

Donde:

N_t = número de tubos

a_t = área de flujo por los tubos

n_t = número de pasos

sustituyendo:

$$a_t = 624 \cdot \pi (22.1 \cdot 10^{-3})^2 / (4 \cdot 4) = 0.060 \text{ m}^2$$

F)Cálculo del número de Reynolds en los tubos

Necesitamos saber:

$$G_t = m_{AR} / a_t \quad M = \text{masa de fluido (agua refrigerada)} / \text{tiempo}$$

Sustituyendo:

$$G_t = 2.49 \text{ Kg/s} / 0.060 = 41.43 \text{ Kgs/m}^2$$

Siendo:

$$Re_t = \frac{\phi_{int}}{\mu} \times G_t$$

donde $\mu = \mu_{m11} = 14.6 \text{ Kgs/m}$ y sustituyendo:

$$Re_t = 0.063$$

a partir del módulo de Prandlt:

$$Pr_t = C_p \cdot \mu / \lambda$$

Donde:

$$\lambda = 0.134 \text{ W/m} \cdot \text{K}$$

sustituyendo:

$$Pr_t = 221832$$

7.2-PRIMER DESVOLATILIZADOR (TD-501)**7.2.1-CONSIDERACIONES PREVIAS**

Misión: Es un tanque sometido a un vacío de 20 mmHg absolutos (0.03 Kg/cm^2), donde se eliminan la mayoría de volátiles del polímero, la temperatura de trabajo se supone de 230°C (503K).

Tiene forma cilíndrica, está construido con acero inoxidable 410 y calorifugado con lana mineral para que la temperatura del exterior no supere los 45°C y así se reduzcan las pérdidas al exterior.

Un tabique interior (que ocupa el 15% del área transversal) es por donde son aspirados los vapores y se evita que el polímero aspirado sea aspirado hacia la columna de destilación TS-501.

Tiene un tabique difusor para que así el polímero caiga por efecto de la gravedad en forma de hilos y se facilite la eliminación de volátiles. Este desvolatilizador ocupa el 85% del área transversal del mismo (los orificios que tiene representan el 42.5% de la superficie y su espesor son 10 mm)

Se ha construido con un $\phi_{\text{int}} = 1000 \text{ mm}$ y con una altura tal que el tiempo de caída del polímero es de $t = 600 \text{ s} = 10 \text{ min}$.

7.3-SEGUNDO DESVOLATILIZADOR (TD-502)

El desvolatilizador TD-502 es un tanque sometido a un vacío de 10 mm Hg absolutos, en el cual se deja el polímero con 400 ppm de monómero residual, se supone que trabaja a una temperatura de 230 °C (503 K).

Es un recipiente análogo al TD-501, con la única diferencia que el TD-502 no tiene tabique interno.

7.4-CONDENSADOR SEGUNDO DESVOLATILIZADOR (CO-502)

7.4.1-CONSIDERACIONES PREVIAS

Misión: se trata de un intercambiador que condensa los vapores procedentes de la cúpula del desvolatilizador TD-502.

Es un intercambiador con un único paso en la coraza, por la que fluye el fluido a condensar, y con un número par de pasos en los tubos donde circula el fluido frío (agua). Está construido en acero inoxidable 410 y conectado a las bombas de vacío BV-502 A/B.

La presión de entrada en el condensador es de 100 mmHg = 0.014 Kg/cm². La pérdida de carga se supone de 2 mm Hg por parte del fluido a condensar; traduciéndose en una temperatura final de la condensación de 29 °C.

Las temperaturas de entrada, salida y media serán:

$T_{C1} = 230^\circ\text{C} = 503 \text{ K}$	$T_{F1} = 23^\circ\text{C} = 296 \text{ K}$
$T_{C2} = 29^\circ\text{C} = 302 \text{ K}$	$T_{F2} = 23.2^\circ\text{C} = 296.2 \text{ K}$
$T_{CM} = 130^\circ\text{C} = 403 \text{ K}$	$T_{FM} = 26.1^\circ\text{C} = 296.1 \text{ K}$

Se suponen tubos de:

$L = 1800 \text{ mm}$ $\phi_{\text{ext}} = 19.1 \text{ mm} = (3/4)''$

Calibre = 16 BWG $I_t = 1'' = 25.4 \text{ mm}$

Y según tabla 3 = $\phi_{\text{int}} = 0.62'' = 15.8 \text{ mm}$

7.4.2-BALANCE DE CALOR

A)Calor intercambiado

El calor intercambiado es igual al calor cedido al fluido frío:

A)Calor intercambiado

El calor intercambiado es igual al calor cedido al fluido frío:

$$Q = \sum m(i,20) \cdot [(C_p^v(T_{cm}) \cdot (T_{c1} - T_{c2})) + [\Delta E^v(T_{c2})]]$$

Siendo:

	ES	EB	IM	AM
M(i,20) en Kg/s	$1.3 \cdot 10^{-3}$	$2.2 \cdot 10^{-4}$	$5.6 \cdot 10^{-5}$	$8.3 \cdot 10^{-5}$
$C_p^v(403 \text{ K})$	1445	1621	1580	1350
$\Delta E^v(302 \text{ K})$	415300	392115	402180	209000

Sustituyendo los diferentes balances de masas:

$$Q = 1140 \text{ W}$$

B)Agua de refrigeración necesaria

Realizando un balance de calor para el agua de refrigeración encontraremos su caudal másico.

$$Q = m_{AR} \cdot C_{AR}(T_{FM}) \cdot (T_{F2} - T_{F1})$$

Siendo:

$$C_{AR}(296.1 \text{ K}) = 4181 \text{ J/KgK}$$

Luego:

$$1140 \text{ W} = m_{AR} \cdot 4181 \text{ J/KgK} \cdot (296.2 \text{ K} - 296 \text{ K})$$

$$m_{AR} = 41.36 \text{ Kg/s}$$

C)Diferencia verdadera de temperatura

La diferencia verdadera de temperatura en los intercambiadores de paso múltiple la (ΔT_m) se calcula mediante:

$$\Delta T_m = MDLT \cdot F_T$$

siendo:

MDLT= media logarítmica diferencia de temperaturas

F_T = factor de corrección para MDLT (1 paso en la coraza, 2 ó más pasos en los tubos).

Se calcula con tablas.

$$MDLT = 57 \text{ K}$$

Luego:

$$\Delta T_m = MDLT = 57 \text{ K}$$

D) Número de tubos

El área de intercambio y el número de tubos son:

$$Q = U_m \cdot A_m \cdot (\Delta T_m)$$

$$N_t = A_m / (\pi \cdot L_t \cdot \phi_{\text{ext}})$$

Donde:

U_m = coeficiente integral de transmisión de calor

A_m = área de intercambio

ΔT_m = diferencia de temperaturas

ϕ_{ext} = diámetro exterior de tubos

L_t = longitud de los tubos

Se supone $U_m = 700 \text{ WK/m}^2$; por lo que:

$$A_m = Q_m / (U_m \cdot \Delta T) = 1140 / (40 \cdot 57) = 0.5 \text{ m}^2$$

$$N_t = 0.5 / (0.5 \pi \cdot 19.1 \cdot 10^{-3}) = 16.7 = 18 \text{ tubos}$$

Según tabla 4 para la disposición de los espejos de tubos (cuenta de tubos) para arreglo en cuadro, para un $\phi_{\text{ext}} = (3/4)''$ y arreglo en cuadro de 1'', se puede coger un intercambiador con:

$$N_t = 20 \qquad n_t = 6 \qquad \phi_{\text{int}} = 8'' = 203.2 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Donde:

N_t = número de pasos en los tubos

El U_m = coeficiente integral de transmisión de calor y el A_m = área de intercambio (de transferencia supuesta) recalculados se pueden obtener aislando U_m y A_m de la ecuaciones anteriores:

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L_t \cdot \phi_{\text{ext}} = 20 \cdot \pi \cdot 0.5 \cdot 19.1 \cdot 10^{-3} = 0.6 \text{ m}^2$$

$$U_m = Q / (A_m \cdot (\Delta T)_m) = 1140 / (0.6 \cdot 57) = 33.3 \text{ WK/m}^2$$

E) Cálculo del área de flujo por los tubos

Mediante la fórmula:

$$A_t = (N_t \cdot \pi / 4 n_t) (\phi_{\text{int}})^2$$

Donde:

N_t = número de tubos

a_t = área de flujo por los tubos

n_t = número de pasos

sustituyendo:

$$a_t = 20 \cdot \pi (15.8 \cdot 10^{-3})^2 / (4 \cdot 6) = 6.5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

F)Cálculo del número de Reynolds en los tubos

Necesitamos saber:

$$G_t = m_{AR} / a_t$$

M= masa de fluido (agua refrigerada) / tiempo

Sustituyendo:

$$G_t = 1.36 \text{ Kg/s} / 6.5 \cdot 10^{-4} = 2081 \text{ Kgs/m}^2$$

Siendo:

$$Re_t = \frac{\phi_{int}}{\mu} \times G_t$$

donde $\mu = \mu_{AR} = 0.92 \cdot 10^{-3} \text{ Kgs/m}$ y sustituyendo:

$$Re = 33244$$

podemos calcular también la velocidad del fluido en el interior de los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\delta_{AR}}$$

sabiendo que: $\delta_{AR}(T_{FM}) = 996,8 \text{ Kg/m}^3$

$$u_t = 2.1 \text{ m/s}$$

G)Cálculo del coeficiente interno

Según las curvas de transferencia de calor para agua en tubos (figura 10); para una

$u_t = 2.1 \text{ m/s} \cdot 1 \text{ pie} / 0.3048 \text{ m} = 6.89 \text{ pies/s}$ y una $t_{FM} = 26^\circ\text{C} = 76^\circ\text{F}$ se obtiene:

$$H_i = 8150 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Y sabiendo que:

$$h_{i0} = h_i (\phi_{int} / \phi_{ext})$$

sustituyendo:

$$h_{i0} = h_i (\phi_{int} / \phi_{ext}) = 8150 \cdot (15.8 \cdot 10^{-3} / 19.1 \cdot 10^{-3}) = 7040 \text{ W/m}^2 \text{K}$$

8-RED DE TUBERIAS**8.1-INTRODUCCIÓN**

Consideraciones que deberían tenerse en cuenta para el cálculo de las dimensiones y parámetros de operación de cada una de las tuberías empleadas en el proceso.

8.2-DIAMETRO

Haciendo uso de la tabla 1:

Fluido	Tipo de flujo	u(pies/s)	u(m/s)
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0,5-1	0,15-0,30
	Entrada de bomba	1-3	0,3-,09
	salida de bomba	4-10	1,2-3
	Línea de conducción	4-8	1,2-2,4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0,2-0,5	0,06-0,15
	Salida de bomba	0,5-2	0,15-0,6
Vapor de agua		30-50	9-15
Aire o gas		30-100	9-30

Obtendríamos los rangos de velocidad recomendados en función del tipo de flujo y de la viscosidad del fluido.

8.3-VALVULAS Y ACCESORIOS

Teneiendo en cuenta un número estimado de accesorios que posee cada tubería. A partir de éstos y usando la figura 8 se calcula la longitud equivalente Leq en metros de tubo recto.

Tipo de válvula y accesorios previstos:

A → válvula antiretorno

B → válvula de globo

C → válvula de compuerta abierta

D → boquilla entrante

E → codo de 90° estándar

F → Te estandar con flujo recto

G → Te estándar con flujo en ángulo

8.4-CALCULO DE PERDIDAS DE CARGA

Las fórmulas empleadas para el cálculo de las pérdidas de carga por fricción de cada una de las tuberías sería:

Las fórmulas empleadas serán:

$$Re = \phi_{int} \cdot u \cdot \delta / \mu$$

$$\Delta h/L = (\lambda \cdot u^2) / (2 \cdot g \cdot \phi_{int})$$

Los valores de u , μ y δ estarían relacionadas.

λ : representa el coeficiente de rozamiento. Se calcula a partir del número de Reynold y de la rugosidad relativa, ϵ = rugosidad relativa (se supone de 0.063 cm), haciendo uso de la figura 7.