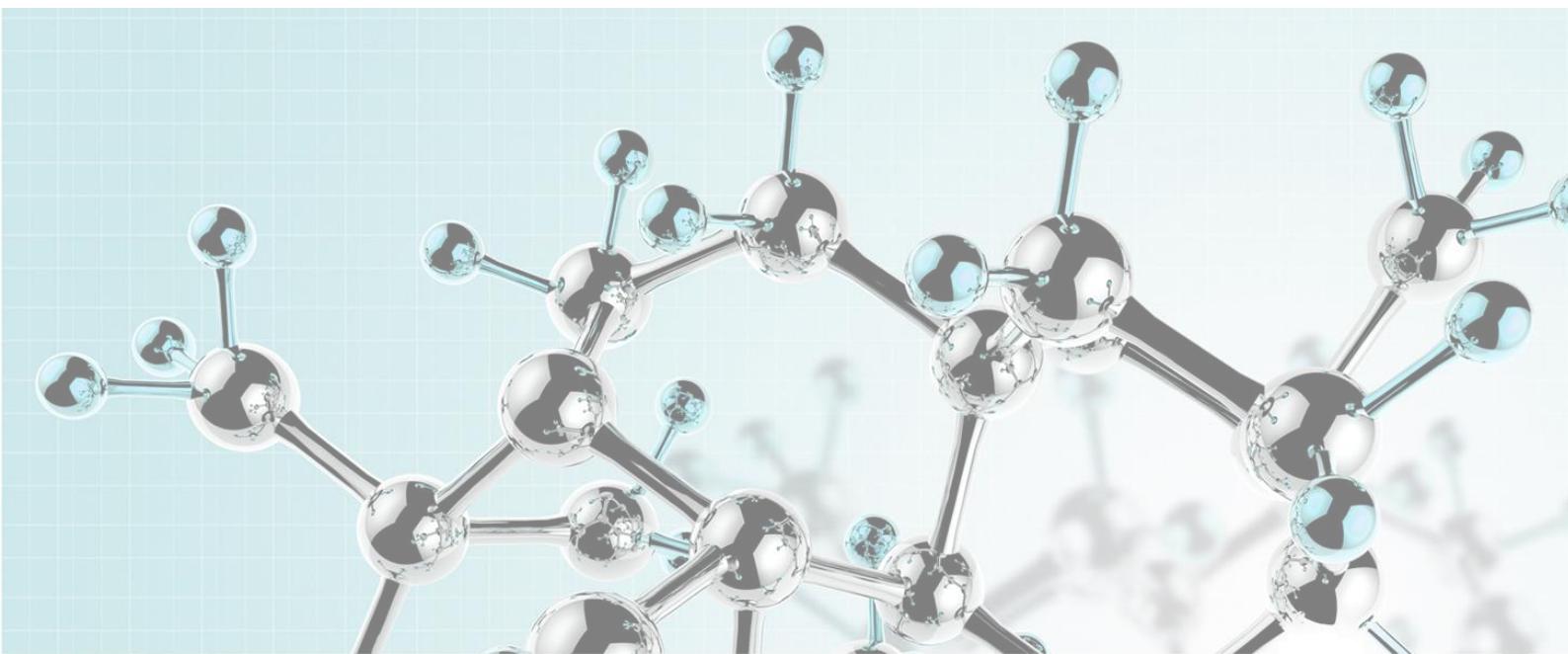


PLANTA DE PRODUCCIÓN ÁCIDO GLIOXÍLICO

PROYECTO FINAL DE GRADO

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

TUTORA: MARIA EUGENIA SUÁREZ



JAVIER APARICIO VICENTE

ADRIÀ CHICANO MASSAGUER

ARACELI CRESPO LÓPEZ

CARLOS GARCÍA LÓPEZ

CERDANYOLA DEL VALLÉS, ENERO 2019



CAPÍTULO 11. MANUAL DE CÁLCULOS

PLANTA DE PRODUCCIÓN ÁCIDO GLIOXÍLICO



CAPÍTULO 11. MANUAL DE CÁLCULOS

11.1	DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAJE DE MATERIAS PRIMAS	4
11.1.1	TANQUES DE ALMACENAJE DE ANHÍDRIDO MALEICO: T-101 y T-102.	15
11.1.2	TANQUES DE ALMACENAJE DE AGUA: T-501, T-502, T-503, T-504, T-505, T-506 Y T-507	17
11.1.3	TANQUES DE ALMACENAJE DE METANOL: T-103, T-104, T-105, T-106 Y T-107	20
11.1.4	TANQUE DE ALMACENAJE DE CATALIZADOR Pd/Al ₂ O ₃ : T-108.....	21
11.1.5	TANQUE DE ALMACENAJE DE OXÍGENO LICUADO: T-109	23
11.1.6	GENERADOR DE OZONO TIPO SP 18: G-111, G-112, G-113 Y G-114....	24
11.1.7	TANQUE DE ALMACENAJE DE HIDRÓGENO LÍQUIDO: T-110	25
11.1.8	TANQUE DE ALMACENAJE DE NITRÓGENO LÍQUIDO: T-508.....	27
11.1.9	CUBETOS DE RETENCIÓN	28
11.1.10	SOPORTES.....	30
11.1.11	VENTEO.....	30
11.2	DISEÑO DE LOS REACTORES DE HIDRÓLISIS Y OZONÓLISIS: R-201, R-202, R-203, R-204, R-205 Y R-206.....	31
11.2.1	ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES.....	32
11.2.2	TANQUE	35
11.2.3	CAMISA DE REFRIGERACIÓN	43
11.2.4	AGITADORES Y DEFLECTORES	47
11.2.5	BURBUJEOS DE OZONO.....	51
11.2.6	DISEÑO DEL TANQUE DE ALMACENAJE DE LOS PRODUCTOS DE LOS REACTORES DE OZONÓLISIS: T-201 Y T-202.....	53
11.3	DISEÑO DE LOS REACTORES HIDROGENADORES: R-207, R-208, R-209, R-210, R-211 Y R-212.....	55
11.3.1	ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES.....	56

11.3.2	TANQUE	59
11.3.3	CAMISA DE REFRIGERACIÓN	65
11.3.4	AGITADORES Y DEFLECTORES	68
11.3.5	BURBUJEOS DE HIDRÓGENO.....	70
11.3.6	FILTROS: F-201, F-202, F-203, F-204, F-205 Y F-206	71
11.3.7	DISEÑO DEL TANQUE DE ALMACENAJE DE LOS PRODUCTOS DE LOS REACTORES DE HIDROGENACIÓN: T-203, T-204 Y T-205	72
11.4	DISEÑO DE LA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN REACTIVA DE HIDRÓLISIS: C-301	74
11.4.1	ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES.....	75
11.4.3	SELECCIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN Y CÁLCULO RIGUROSO DE LOS PARÁMETROS TEÓRICOS DE LA COLUMNA	78
11.4.3.1	Selección de las condiciones de operación	78
11.4.4	ELECCIÓN, DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO INTERNO	79
11.4.4.1	Elección del tipo de columna.....	80
11.4.4.2	Diseño y dimensionamiento interno	80
11.4.4.4	Dimensionamiento del cabezal y fondo tórica férica de la columna junto con el grosor de la propia columna.....	96
11.4.4.5	Divisor de reflujo	98
11.4.4.7	Tanque de evacuación T-301 y línea de vacío	100
11.4.4.9	Diseño y cálculo del separador del producto por cabeza de columna C- 302.	102
11.4.4.10	Diseño de los tanques de almacenaje de los productos de la columna reactiva P-401, P-402, P-403 y P-404.	105
11.5	SELECCIÓN DE BOMBAS.....	107
11.5.1	DETERMINACIÓN DE LA POTENCIA DE LAS BOMBAS	110
11.5.2	CÁLCULO DE LA CARGA TOTAL DEL SISTEMA.....	111
11.6	SELECCIÓN DE COMPRESORES	112
11.7	DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR	113

11.7.1	TIPOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DISEÑADOS	113
11.7.2	DISEÑO DEL EQUIPO.....	115
11.8	DISEÑO DE LAS TUBERÍAS	121
11.8.1	TUBERÍAS MONOFÁSICAS	121
11.8.2	AISLAMIENTO DE TUBERÍAS	127
11.9	DISEÑO DE SERVICIOS.....	128
11.9.1	CALDERA	128
11.9.2	CHILLER.....	129
11.9.3	TORRE DE REFRIGERACIÓN	129
11.9.4	AGUA DESIONIZADA.....	132
11.9.5	AIRE COMPRIMIDO	133
11.9.6	NITRÓGENO	133
11.9.7	CONSUMOS.....	134
11.10	BIBLIOGRAFÍA.....	136

11. MANUAL DE CÁLCULOS

11.1 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAJE DE MATERIAS PRIMAS

Los reactivos que se utilizarán en el proceso deberán ser almacenados una vez lleguen a la planta mediante una empresa externa que se encargará de su transporte, es decir, el anhídrido maleico (AnM), el agua de proceso (W), el ácido maleico producido (AM), el metanol (M), el oxígeno para producir ozono (O y O₃) y el hidrógeno (H). Además, también deberán almacenarse los productos de la planta como el corriente de salida de los reactores (C-) y de los hidrogenadores (C-) como son el metilo hemiacetal ácido glicoxílico (MHA), el metilo hidroperóxido ácido glicoxílico (MHP) y el nitrógeno para la inertización de los hidrogenadores (N), el corriente de metanol y de agua de salida de la columna reactiva (C- y C-) en forma de vapor (VW) y el producto final, el ácido glicoxílico al 50% (AG) con ácido oxálico (AO). Además se almacenará nitrógeno líquido para la inertización del hidrogenador, el depósito de este será diseñado y gestionado por una empresa externa.

Para realizar el diseño mecánico correcto de los diferentes equipos, se va a utilizar el código API 650 (*American Petroleum Institute*, 1988) para los tanques que almacenarán a presión atmosférica, el Eurocódigo 1 para los silos de almacenamiento de sólidos y, por otro lado, si el tanque se encuentra a una presión superior a la atmosférica se utilizará el código ASME (*American Society of Mechanical Engineers*, 1995). Los códigos serán detallados a continuación.

- API 650

Diseño y cálculo del cuerpo

El espesor de la pared del cuerpo debe ser mayor que el espesor calculado según las condiciones de carga hidrostática, pero nunca debe ser inferior a 6mm.

Para calcular el espesor del cuerpo del tanque de almacenamiento, se usa el método de un pie. Con este se calcula el espesor en las condiciones de diseño (t_d en mm) y de prueba hidrostática (t_h en mm) según las ecuaciones siguientes:

$$t_d = \frac{0,0005 \cdot D_{ext} \cdot (H - 30,48) \cdot \rho_L}{S_d} + t_x$$

Ecuación 11.1 Espesor en condiciones de diseño.

$$t_h = \frac{0,0005 \cdot D_{ext} \cdot (H - 30,48)}{S_h} + t_x$$

Ecuación 11.2 Espesor en condiciones de prueba hidrostática.

Donde D_{ext} es el diámetro del tanque en cm, H es la altura del tanque de almacenamiento en unidades de cm, ρ_L es la densidad del reactivo, S_d y S_h son los esfuerzos permisibles por condiciones de diseño y de prueba hidrostática en unidades de kg/cm^2 , respectivamente. Por último, t_x se refiere al espesor por corrosión en unidades de mm.

Diseño de fondos

El diseño del fondo será diferente según los reactivos que se almacenarán. En el caso del anhídrido maleico, en estado sólido, se almacenará en dos silos con fondo cónico. En el caso de los reactivos líquidos o gaseosos se utilizarán fondos toriesféricos. Hay que considerar también el espesor de los fondos, el cual siempre suele ser un poco menos grueso que el del cuerpo del tanque dado que el fondo se encuentra sobre unos soportes para mantenerlos de manera vertical. Los fondos deberán tener un mínimo de espesor de 6mm excluyendo los espesores por corrosión. En el caso de almacenaje de sólidos se ha estimado conveniente que tenga un espesor igual al del propio cuerpo del tanque de almacenaje.

Diseño de cabezales

Para el diseño de los cabezales se ha propuesto el tipo de cabezal toriesférico. El esfuerzo viene marcado por la carga mínima que pueda soportar según el material que se emplea.

- ASME

El espesor depende de varios factores que influyen en el diseño mecánico de los equipos que trabajan a una presión determinada. Estos factores se explican a continuación.

Presión hidrostática

La presión hidrostática (ΔP) es la presión que ejerce el peso de un fluido en reposo, corresponde a la presión que experimenta un elemento por el simple hecho de encontrarse sumergido en un líquido. Se define según la ecuación:

$$\Delta P = \rho_L \cdot g \cdot H$$

Ecuación 11.3 Presión hidrostática de un fluido.

Donde g corresponde a la fuerza de la gravedad, equivalente a 9,81 en unidades de m/s^2 . H es la altura de la columna de líquido, en unidades de m.

Presión de operación

La presión de operación ($P_{operación}$) es la presión de trabajo en el interior del tanque de almacenamiento, así pues se trata de la presión a la que está sometido un equipo en condiciones normales de operación.

Presión de diseño

La presión de diseño ($P_{diseño}$) es la presión con la que se debe realizar el diseño mecánico de los tanques de almacenamiento sometidos a cierta presión. Para calcular la presión de diseño se utiliza la presión más alta de entre las dos ecuaciones que se muestran a continuación.

$$P_{diseño} = P_{operación} + 2 \text{ bar}$$

Ecuación 11.4 Presión de diseño variante primera.

$$P_{diseño} = P_{operación} \cdot 1,15$$

Ecuación 11.5 Presión de diseño variante segunda.

Temperatura de operación

Como en el caso de la presión de operación, es la temperatura a la que se somete un equipo en condiciones normales de trabajo. Se trata pues, de la temperatura en el interior del tanque.

Temperatura de diseño

Es la temperatura con la que se deben realizar los diseños de los tanques de almacenaje, se le aplica un incremento de temperatura por razones de seguridad. Se define según:

$$T_{diseño} = T_{operación} + 20$$

Ecuación 11.6 Temperatura de diseño.

Límite elástico

El límite elástico (S) es el esfuerzo máximo que se le puede aplicar a un material determinado. El esfuerzo variará dependiendo del material con el que se trate y la temperatura a la que se someta dicho material.

Para el diseño de los tanques de almacenaje se ha utilizado el mismo material, un acero inoxidable austenítico (AISI 316) resistente a la corrosión.

Los valores del límite elástico para este material se encuentran en el código ASME. El valor de esfuerzo escogido es el de 18800 psi puesto que se corresponde con la temperatura a la que se someterán los tanques de almacenaje, todos ellos a temperatura ambiente.

Factor de soldadura

La unión entre chapas se realiza por soldadura. Esto implica que pueda conllevar defectos que puedan debilitar la zona en la que se ha soldado y, en consecuencia, se introduce una reducción o factor de soldadura (E) para tener en cuenta esos posibles defectos. En este caso, se aplicará un factor E de 0,85 dado que el radiografiado realizado es parcial.

Factor M

Este corresponde a la relación entre los radios que forman el cabezal toriesférico del tanque de almacenamiento. Estos radios son L y r, L es equivalente al diámetro del tanque de almacenamiento mientras que r equivale al 10% del diámetro del tanque, ambos en unidades de m.

$$L = D_{ext}$$

Ecuación 11.7 Radio del cabezal toriesférico L.

$$r = 0,1 \cdot D_{ext}$$

Ecuación 11.8 Radio del cabezal toriesférico r.

A continuación se muestra una imagen de un cabezal toriesférico donde se observa que radio corresponde a L (R en la imagen) y a r^[1].

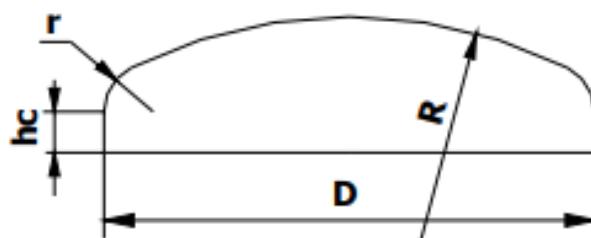


Figura 11.1 Imagen del cabezal tipo toriesférico.

Dadas las ecuaciones anteriores se puede comprobar como la relación L/r siempre será de 10, por lo tanto, se utilizará el factor M equivalente a 1,54 según el código ASME, a continuación, se muestra los diferentes factores para las variantes de la relación L/r:

VALORES DEL FACTOR "M"								
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17
L/r	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00
M	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36
L/r	6.50	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0
M	1.39	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54
L/r	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.00	16.0
M	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75
L/r	16.666							
M	1.77							

Figura 11.2 Factor M en función de la relación L/r según el código ASME.

Sobre espesor por corrosión.

El sobre espesor por corrosión (t_x) debe compensar la posible corrosión, erosión o abrasión mecánica que pueda producirse en el equipo durante los años de operación del equipo, es decir, su vida útil. Se estima un valor típico por corrosión de 1mm. Este sobre espesor se añade al cálculo de los espesores para resistir a las cargas que sufren los tanques de almacenaje de forma más eficiente.

Sobre espesor por defectos de fabricación.

El sobre espesor por defectos de fabricación ($t_{defectos}$) debe compensar los posibles defectos que pueda presentar el material fabricado. Este sobre espesor se añade al cálculo de los espesores para anticipar esos posibles defectos y la disminución de la resistencia del material a las cargas a la que se someten los equipos. Se calcula según:

$$t_{defectos} = 0,07 \cdot t$$

Ecuación 11.9 Espesor por defectos de fabricación.

Donde t es el espesor de cabezal, cuerpo o fondo que se esté diseñando.

Sobre espesor por pérdidas de plegamiento de chapa.

El sobre espesor por pérdidas de plegamiento de chapa ($t_{pérdidas}$) debe compensar las curvaturas típicas de chapa, como por ejemplo, la curvatura de los fondos y cabezales toriesféricos, donde el material se deforma y pierde cierta parte del espesor. Este sobre espesor se añade de igual manera al cálculo de los espesores para anticipar esos posibles plegamientos de la chapa del material. Se calcula según:

$$t_{pérdidas} = 0,1 \cdot t$$

Ecuación 11.10 Espesor por pérdidas de plegamiento de chapa.

Cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico

El espesor del cuerpo cilíndrico se obtiene con la siguiente ecuación:

$$t_{cilindro} = \frac{P_{diseño} \cdot R}{S_d \cdot E - 0,6 \cdot P_{diseño}} + t_x + t_{defectos} + t_{pérdidas}$$

Ecuación 11.11 Espesor del cuerpo cilíndrico.

Donde R es el radio interior del tanque en unidades de in. $P_{diseño}$ tiene unidades de psi, se ha estimado el factor E de la eficiencia de la soldadura equivalente a 1. Los sobre espesores se encuentran en unidades de mm.

Cálculo del espesor del cabezal y fondo toriesféricos.

El espesor de los cabezales y los fondos toriesféricos se obtiene con la siguiente ecuación:

$$t_{cyl} = \frac{P_{diseño} \cdot L \cdot M}{2 \cdot S_d \cdot E - 0,2 \cdot P_{diseño}} + t_x + t_{defectos} + t_{pérdidas}$$

Ecuación 11.12 Espesor del cabezal y fondo toriesférico.

Donde L es la longitud del cabezal, igual al diámetro exterior del tanque, en in. M es un coeficiente adimensional correspondiente a la relación de L/r, donde r es un 10%·L, en unidades de in.

Cálculo de las alturas del tanque.

Para el cálculo de la altura del cilindro se estima conveniente utilizar una relación entre la altura y el diámetro del propio tanque (H/D). Esta misma relación depende pues del volumen que se almacene de reactivo o producto.

$$D_{int}^3 = \frac{V_{operativo}}{\frac{\pi}{4} \left(H_{cilindro} / D_{int} \right)}$$

Ecuación 11.13 Cálculo del diámetro cúbico.

$$D_{int} = \sqrt[3]{D_{int}^3}$$

Ecuación 11.14 Cálculo del diámetro interior del tanque.

$$H_{cilindro} = D_{int} \cdot \left(\frac{H}{D_{int}} \right)$$

Ecuación 11.15 Cálculo de la altura del tanque.

Donde la relación H/D típica escogida corresponde a 1,5 en el caso de la mayoría de tanques de almacenaje como también de los reactores. También puede variar dependiendo del equipo con el que se trabaje, por ejemplo, el hidrogenador, diseño del cual se recoge más adelante, tendrá una relación H/D correspondiente a 4. El volumen ocupado se encuentra en unidades de m^3 , la altura y el diámetro interno en unidades de m.

Así pues, una vez calculada la altura, el diámetro interno y, a posteriori, el diámetro externo del tanque con los de cabezal, cuerpo y fondo, se procede a calcular la altura total del equipo mediante una calculadora de fondos *Klopper* (tipo toriesférico) que sirve para calcular la altura del cabezal y fondos por igual en el caso que corresponde a un equipo cuyo fondo y cabezal sean de tipo toriesférico.

Calculadora de fondos KLOPPER	
Diametro exterior (mm)	<input type="text"/>
Espesor (mm)	<input type="text"/>
 fondo Toriesférico Tipo KLOPPER	
Diametro disco (mm)	<input type="text"/>
R (mm)	<input type="text"/>
r (mm)	<input type="text"/>
h (mm) >=	<input type="text"/>
f (mm)	<input type="text"/>
H (mm)	<input type="text"/>
V (sin h) (litros)	<input type="text"/>
Peso (h minima) (kg)	<input type="text"/>
<input type="button" value="Calcular"/>	

Figura 11.3 Calculadora de fondos tipo *Klopper*^[2].

Una vez calculadas las alturas de cuerpo ($H_{cilindro}$), cabezal ($h_{cabezar}$) y fondo (h_{fondo}) se puede calcular la altura total mediante la siguiente ecuación:

$$H_{total} = H_{cilindro} + h_{cabezar} + h_{fondo}$$

Ecuación 11.16 Cálculo de la altura total del tanque.

Cálculo del peso del tanque

Para el cálculo del peso de los equipos es necesario saber el diseño físico de los equipos, es decir, el diámetro, la altura y los espesores. El peso de un equipo pues, es directamente proporcional al valor del volumen de espesor de cabezal, fondo y cuerpo. A continuación se muestran las ecuaciones que permiten calcular los volúmenes de cada uno de ellos dependiendo de su geometría.

$$S_{fondocónico} = \pi \cdot \left(\frac{D_{int}^2}{2} + \frac{D_{ext}^2}{2} \right) + \pi \cdot \left(\frac{D_{int}}{2} + \frac{D_{ext}}{2} \right) \cdot K$$

Ecuación 11.17 Cálculo de la superficie del fondo cónico del tanque.

$$S_{cyf} = 0,99 \cdot (D_{int})^2$$

Ecuación 11.18 Cálculo de la superficie del fondo y cabezal toriesférico del tanque.

$$V_{fondocónico} = S_{fondocónico} \cdot t_{fondocónico}$$

Ecuación 11.19 Cálculo del volumen del fondo cónico del tanque.

$$V_{cyf} = S_{cyf} \cdot t_{cyf}$$

Ecuación 11.20 Cálculo del volumen del cabezal y fondo toriesférico del tanque.

$$V_{cilindro} = \pi \cdot D_{int} \cdot H_{cilindro} \cdot t_{cilindro}$$

Ecuación 11.21 Cálculo del volumen del cuerpo cilíndrico del tanque.

$$V_{total} = V_{cilindro} + 2 \cdot (V_{cyf})$$

Ecuación 11.22 Cálculo del volumen total del tanque totalmente toriesférico.

$$V_{total} = V_{cilindro} + V_{cyf} + V_{fondocónico}$$

Ecuación 11.23 Cálculo del volumen total del tanque con fondo cónico.

Donde las superficies se encuentran en unidades de m^2 y la densidad del material (AISI 316) es de 7960 en unidades de kg/m^3 . K es el lado inclinado del fondo cónico en unidades de m, calculado según:

$$K = \sqrt{L^2 \cdot \left(\frac{D_{int}}{2} + \frac{D_{ext}}{2} \right)^2}$$

Ecuación 11.24 Cálculo del lado inclinado del fondo cónico del tanque.

Así pues, una vez calculados los volúmenes es más fácil calcular el peso vacío del equipo, el peso lleno de agua y el peso al 100% de operación.

$$Peso_{vacío} = V_{total} \cdot \rho_{AISI316}$$

Ecuación 11.25 Cálculo del peso del tanque vacío.

$$Peso_{lleno\ agua} = Peso_{vacío} + (V_{ocupado} \cdot \rho_{agua})$$

Ecuación 11.26 Cálculo del peso del tanque lleno de agua.

$$Peso_{operación} = Peso_{vacío} + (V_{sobredimensionado} \cdot \rho_{compuesto\ almacenado})$$

Ecuación 11.27 Cálculo del peso del tanque al 100% de operación.

Donde los pesos se encuentran en unidades de kg, la densidad del agua usada es de 997 en unidades de kg/m³, el volumen sobredimensionado es un 20% más del volumen ocupado en unidades de m³. Por último, la densidad del compuesto almacenado dependerá del reactivo o producto con el que se esté diseñando.

Cálculo de la presión máxima permitida de trabajo.

La máxima presión permitida de trabajo o MAWP (*Maximum Allowance Working Pressure*) nos permite saber a qué presión máxima podrá trabajar el cuerpo cilíndrico y el cabezal toriesférico según las ecuaciones que se muestran a continuación.

$$MAWP_{cabezal} = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t_{cyf}}{L \cdot M + 0,2 \cdot t_{cyf}}$$

Ecuación 11.28 Cálculo de la máxima presión de trabajo permitida en el cabezal del tanque.

$$MAWP_{cilindro} = \frac{S \cdot E \cdot t_{ciindro}}{L \cdot M + 0,6 \cdot t_{cilindro}}$$

Ecuación 11.29 Cálculo de la máxima presión de trabajo permitida en el cuerpo cilíndrico del tanque.

Donde MAWP se encuentra en unidades de psi.

Factores adicionales a tener en cuenta.

Otros factores que hay que tener en cuenta a la hora de diseñar los tanques de almacenamiento son las diferentes características que singularizan cada reactivo o producto del proceso.

Uno de ellos es la corrosión del propio compuesto, o la temperatura o presión a la cual el compuesto modifica alguna característica específica suya, sea física o química.

11.1.1 TANQUES DE ALMACENAJE DE ANHÍDRIDO MALEICO: T-101 y T-102

Para el almacenaje de anhídrido maleico se ha decidido diseñar con un stock de 3 días, así pues, los dos tanques T-101 y T-102 serán llenados cada 3 días. Al tratarse de un sólido se ha diseñado un sistema de transporte mecánico de tal forma que el camión descarga el producto directamente sobre un tornillo sin fin y el reactivo sólido es transportado hacia los silos cónicos. El producto será descargado hacia los reactores también mediante transporte mecánico.

Se han elegido dos tanques verticales con cuerpo cilíndrico, con cabezal toriesférico de tipo *Klopper* y fondo cónico. Los tanques almacenarán el compuesto a temperatura ambiente y a presión atmosférica, aunque la presión y condiciones de diseño son a una presión más elevada, por lo tanto, para el diseño de estos tanques se ha utilizado el código ASME.

Dado que las ecuaciones que llevan al cálculo de los diferentes parámetros mecánicos y de operación han sido descritas anteriormente, se muestran en la siguiente tabla los resultados de diseño obtenidos.

Tabla 11.1. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje del anhídrido maleico.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	30,58	m^3
nº tanques	2	
H/D_{int}	1,5	
D_{ext}	2,73	m
H_{cuerpo}	4,09	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
$H_{cabezal}$	0,56	m
Tipo fondo	Cónico	
h_{fondo}	1	m
H_{total}	5,651	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	1480	kg/m^3
Ocupación del tanque	72	%
S	18800	psi
E	0,85	
t_{cuerpo}	9,523	mm
$t_{cabezal}$	7,782	mm
t_{fondo}	9,523	mm
$P_{operación}$	1,013	bar
$P_{diseño}$	3,040	bar
$MAWP_{cuerpo}$	7,71	bar
$MAWP_{cabezal}$	4,10	bar
$T_{operación}$	20	$^{\circ}C$
Material tanque	AISI 316	
$\rho_{AISI316}$	7960	kg/m^3
roriesferico	8,215	in
L/r	11,76	
M	1,61	
Peso vacío	3482,97	kg
Peso operación	48742,09	kg

11.1.2 TANQUES DE ALMACENAJE DE AGUA: T-501, T-502, T-503, T-504, T-505, T-506 Y T-507

Para el almacenaje de agua, se ha tenido en cuenta que una parte va a parar a los reactores de ozonólisis y otra parte, mucho más grande, se utiliza para alimentar la columna una vez se ha transformado a vapor.

Entonces, se ha diseñado un total de 7 tanques de almacenaje de agua desionizada. De la totalidad de tanques, un tanque será para los reactores de ozonólisis (T-501) con un stock de dos días y los otros seis para la columna (T-502, T-503, T-504, T-505, T-506 y T-507) con un stock de día y medio. Como se quiere tratar con agua desionizada, estos tanques almacenarán agua de red tratada por un sistema de membranas y resinas de intercambio iónico, donde se absorbe el HCl que pueda contener el agua. En este caso, los tanques serán de HDPE.

El agua desionizada almacenada en los tanques saldrá de ellos impulsada por una bomba a través de tuberías hasta el reactor de ozonólisis para el tanque T-501 y hacia la columna, previo paso por un evaporador donde se obtendrá vapor sobrecalefactado, para los otros tanques.

Los tanques escogidos serán verticales con cuerpo cilíndrico y con cabezal y fondo toriesféricos de tipo *Klopper*. Los tanques almacenarán el compuesto a temperatura ambiente y a presión atmosférica, aunque la presión y condiciones de diseño son a una presión más elevada, por lo tanto, para el diseño de estos tanques se ha utilizado el código ASME.

Se muestran en las tablas siguientes los resultados de diseño obtenidos para los dos tipos de tanques.

Tabla 11.2. Parámetros para el diseño mecánico del tanque de almacenaje de agua para subministrar los reactores de ozonólisis.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	54,97	m^3
nº tanques	1	
H/D_{int}	1,25	
D_{ext}	3,84	m
H_{cuerpo}	4,78	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	
h_{cyf}	0,783	m
H_{total}	6,35	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	997	kg/m^3
Ocupación del tanque	71,90	%
S	18800	psi
E	1	
t_{cyf}	10,51	mm
t_{cuerpo}	11,37	mm
$P_{operación}$	1,013	bar
$P_{diseño}$	3,040	bar
MAWP_{cuerpo}	7,78	bar
MAWP_{cabezal}	3,98	bar
$T_{operación}$	20	$^{\circ}C$
$T_{diseño}$	70	$^{\circ}C$
Material tanque	HDPE	
ρ_{HDPE}	950	kg/m^3
$r_{toriesferico}$	15,06	in
L/r	10	
M	1,54	
Peso_{vacío}	910,02	kg
Peso_{operación}	55717,22	kg

Tabla 11.3. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje de agua para subministrar la columna.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	62,14	m^3
nº tanques	6	
H/D_{int}	1,25	
D_{ext}	4	m
H_{cuerpo}	4,98	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	
h_{cyf}	0,817	m
H_{total}	6,62	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	997	kg/m^3
Ocupación del tanque	71,87	%
S	18800	psi
E	0,85	
t_{cyf}	10,91	mm
t_{cuerpo}	13,45	mm
$P_{operación}$	1,013	bar
$P_{diseño}$	3,040	bar
MAWP_{cuerpo}	7,51	bar
MAWP_{cabezal}	3,97	bar
$T_{operación}$	20	$^{\circ}C$
$T_{diseño}$	70	$^{\circ}C$
Material tanque	HDPE	
ρ_{HDPE}	950	kg/m^3
$r_{toriesferico}$	15,69	in
L/r	10	
M	1,54	
Peso_{vacío}	1122,93	kg
Peso_{operación}	63073,11	kg

11.1.3 TANQUES DE ALMACENAJE DE METANOL: T-103, T-104, T-105, T-106 Y T-107

En este caso, se diseñan los tanques para almacenar metanol. Dado que se necesita una gran cantidad de este compuesto, se ha decidido diseñar 5 tanques de cuerpo cilíndrico, cabezal y fondo toriesféricos con un stock de 2 días. Estos tanques almacenaran el metanol a temperatura ambiente y a presión atmosférica, aunque la presión y condiciones de diseño son a una presión más elevada, por lo tanto, para el diseño de estos tanques se ha utilizado el código ASME.

El metanol almacenado será transportado mediante tuberías e impulsado por bombas hacia el reactor de ozonólisis, donde se utiliza para reaccionar junto con el ácido maleico y producir así los intermedios de reacción MHA y MHP.

Además, buena parte del metanol usado, se puede reaprovechar separándolo del agua que sale por cabeza en la columna reactiva C-301. Entonces, los tanques de metanol serán llenados por ese metanol recirculado y con metanol fresco importado.

A continuación se muestra la tabla de los parámetros de diseño calculados para dichos tanques.

Tabla 11.4. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje de metanol.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	58,20	m^3
nº tanques	5	
H/D_{int}	1,75	
D_{ext}	3,50	m
H_{cuerpo}	6,10	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	
h_{cyf}	0,715	m
H_{total}	7,53	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	792	kg/m^3
Ocupación del tanque	77,32	%
S	18800	psi
E	0,85	
t_{cyf}	9,67	mm
t_{cuerpo}	11,89	mm
$P_{operación}$	1,013	bar
$P_{diseño}$	3,040	bar

MAWP_{cuerpo}	7,59	bar
MAWP_{cabezal}	4,02	bar
T_{operación}	20	°C
T_{diseño}	70	°C
Material tanque	AISI 316	
ρ_{AISI316}	7960	kg/m ³
r_{toriesferico}	13,72	in
L/r	10	
M	1,54	
Peso_{vacío}	8172,72	kg
Peso_{operación}	54266,49	kg

11.1.4 TANQUE DE ALMACENAJE DE CATALIZADOR Pd/Al₂O₃: T-108

El catalizador Pd/Al₂O₃ se almacenará con un *stock* de 7 días con la finalidad de reducir costes de transporte, el cual se producirá una vez a la semana. El catalizador tiene una estructura esférica de tipo polvo con un diámetro de partícula de 5µm.

Al tratarse de un sólido se ha diseñado el mismo sistema de transporte que el del anhídrido maleico, se transportará mediante transporte mecánico hacia el depósito y de misma manera hacia los reactores.

Se ha elegido un solo tanque vertical con cuerpo cilíndrico, cabezal toriesférico de tipo *Klopper* y fondo cónico. El tanque almacenará el catalizador a temperatura ambiente y a presión atmosférica, aunque la presión y condiciones de diseño son a una presión más elevada, por lo tanto, para el diseño de estos tanques se ha utilizado el código ASME.

Dado que las ecuaciones que llevan al cálculo de los diferentes parámetros mecánicos y de operación han sido descritas anteriormente, se muestran en la siguiente tabla los resultados de diseño obtenidos.

Tabla 11.5. Parámetros para el diseño mecánico del tanque de almacenaje de catalizador Pd/Al₂O₃.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{\text{sobredimensionado}}$	1,03	m ³
nº tanques	1	
H/D_{int}	1,5	
D_{ext}	0,964	m
H_{cuerpo}	1,44	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
H_{cabezal}	0,211	m
Tipo fondo	Cónico	
h_{fondo}	0,5	m
H_{total}	2,15	m
$\rho_{\text{compuesto almacenado}}$	12020	kg/m ³
Ocupación del tanque	61,73	%
S	18800	psi
E	0,85	
t_{cuerpo}	6	mm
t_{cabezal}	6	mm
t_{fondo}	6	mm
$P_{\text{operación}}$	1,013	bar
$P_{\text{diseño}}$	3,040	bar
$MAWP_{\text{cuerpo}}$	13,89	bar
$MAWP_{\text{cabezal}}$	9,078	bar
$T_{\text{operación}}$	20	°C
$T_{\text{diseño}}$	70	°C
Material tanque	AISI 316	
ρ_{AISI316}	7960	kg/m ³
$r_{\text{toriesferico}}$	18,85	in
L/r	10	
M	1,54	
Peso_{vacío}	302,24	kg
Peso_{operación}	12732,73	kg

11.1.5 TANQUE DE ALMACENAJE DE OXÍGENO LICUADO: T-109

En el caso del oxígeno licuado, se ha estimado conveniente encargar el diseño y llenado del tanque a un proveedor externo que, dado un volumen necesario para satisfacer las necesidades del proceso en la planta, se encargará de diseñar el tanque acorde a las condiciones de operación.

El oxígeno líquido será transportado hacia un ozonizador o generador de ozono (T-110), previo paso por un descompresor para obtener ese oxígeno en forma gaseosa, donde se transformará en ozono para abastecer los reactores de ozonólisis para producir los intermedios de reacción junto con el metanol y el ácido maleico.

Ese oxígeno será transportado por una bomba y las tuberías adecuadas desde el tanque hacia el descompresor, y de este al ozonizador será transportado mediante tuberías por diferencias de presiones.

Dado que se necesita una cantidad de $400\text{m}^3/\text{h}$ de ozono por generador y se produce esa cantidad de ozono en un 80% del caudal de entrada de oxígeno, se necesita un caudal de $7716,86\text{m}^3/\text{día}$ de oxígeno gas para satisfacer la demanda de los 3 generadores de ozono.

El tanque operará a unas condiciones de presión de 18bar, y a una temperatura muy baja ($-218,8^\circ\text{C}$) para poder mantener el oxígeno licuado. Esto incluye un diseño de tanque criogénico, que será llenado por cisternas criogénicas por el proveedor según la necesidad del proceso y con un stock de 3 días.

A continuación se muestra los parámetros principales sobre los cuales se diseña el tanque criogénico. Al ser diseñado por un proveedor externo, se conoce el diámetro interno y la altura del cilindro por el volumen ocupado pero no el valor de grosor del aislamiento para trabajar en condiciones criogénicas.

Tabla 11.6. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje del oxígeno licuado.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	31	m^3
nº tanques	1	
H/D_{int}	5	
D_{int}	2,5	m
H_{cuerpo}	-	m
Tipo cabezal y fondo	Toriesférico	
h_{cyf}	-	m
H_{total}	11,55	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	-	kg/m^3
Ocupación del tanque	-	%
S	-	psi
E	-	
t_{cyf}	-	mm
t_{cuerpo}	-	mm
$P_{operación}$	18	bar
$P_{diseño}$	-	bar
$T_{operación}$	-160	$^{\circ}C$
$T_{diseño}$	-	$^{\circ}C$
Peso	13920	kg
$r_{toriesferico}$	-	in
L/r	10	
M	1,54	
Venteo	MIE APQ-1	

11.1.6 GENERADOR DE OZONO TIPO SP 18: G-111, G-112, G-113 Y G-114

En el caso del ozono, como su almacenamiento es muy inestable, se ha considerado que el tanque de almacenamiento será en realidad un generador de ozono u ozonizador, cuya función será producir ozono *in situ* a partir de un corriente de oxígeno gaseoso.

El corriente de ozono entrará directamente al reactor de ozonólisis por cambio de presiones, fluirá a través del tubo de buzo y se dispersará en la mezcla líquida que contiene el tanque.

El generador de ozono ha sido escogido según la cantidad de ozono que demanda los equipos R-201, R-202, R-203, R-204, R-205 y R-206. Dado que cada reactor necesita ser alimentado con un caudal de $411,57\text{m}^3$ de ozono por cada ciclo, se ha estimado conveniente comprar equipos que son capaces de generar caudales de $400\text{m}^3/\text{h}$ de ozono. Así pues, implantando 3 ozonizadores, se genera un caudal de $1200\text{m}^3/\text{h}$. Usando los ozonizadores 2h por cada ciclo, se produce $2400\text{m}^3/\text{h}$, por lo tanto, se llega a producir un caudal de ozono de $480\text{m}^3/\text{h}$ por cada ciclo de reactor. Se implantará un generador de ozono más por posibles inconvenientes que puedan suceder en alguno de los 3 equipos operativos.

Las dimensiones vienen diseñadas por el propio proveedor y resultan 4 equipos de 1,374m de altura, 1,550m de largo y 0,748m de profundidad.

11.1.7 TANQUE DE ALMACENAJE DE HIDRÓGENO LÍQUIDO: T-110

El hidrógeno líquido será almacenado en un tanque diseñado, al igual que el oxígeno líquido, por un proveedor externo en función del volumen demandado por el proceso.

El tanque diseñado será criogénico operando a una temperatura no superior al punto de ebullición del gas líquido ($-252,8^\circ\text{C}$). La demanda de hidrógeno por parte del proceso es de 483kg/día de hidrógeno gas, lo que, juntamente con un stock de 3 días (el hidrógeno líquido no debe almacenarse por mucho tiempo) y una densidad del gas de $0,08342\text{kg/m}^3$ se obtiene un volumen diario de hidrógeno gas de $17389,2\text{m}^3$. Obviamente, almacenar tal cantidad de hidrógeno gas es muy costoso por lo que se compra hidrógeno líquido. El volumen del hidrógeno líquido, teniendo en cuenta que 1m^3 de hidrógeno gas equivale a 1L de hidrógeno líquido, tiene un valor de $22,08\text{m}^3$. Sobredimensionando este valor se obtiene un volumen sobredimensionado de 25m^3 .

A continuación se muestran los parámetros y condiciones de diseño para este tanque según datos de proveedor.

Tabla 11.7. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje de hidrógeno líquido.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	28,7	m^3
nº tanques	1	
H/D _{int}	5	
D _{INTt}	2,4	m
H _{cuerpo}	-	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	
h _{cyf}	-	m
H _{total}	11,55	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	-	kg/m ³
Ocupación del tanque	-	%
S	-	psi
E	-	
t _{cyf}	-	mm
t _{cuerpo}	-	mm
P _{operación}	18	bar
P _{diseño}	-	bar
T _{operación}	-252,8	°C
T _{diseño}	-	°C
Peso	13920	
r _{toriesferico}	-	in
L/r	10	
M	1,54	
Venteo	MIE APQ-1	

11.1.8 TANQUE DE ALMACENAJE DE NITRÓGENO LÍQUIDO: T-508

En el caso del nitrógeno líquido, será almacenado en un tanque diseñado, al igual que el oxígeno líquido y el hidrógeno líquido, por un proveedor externo en función del volumen demandado por el proceso.

Dado que la inertización de los reactores de hidrogenación se realiza durante 10 minutos, se utiliza un caudal genérico propuesto por el proveedor, así pues, también se ocupan externamente del diseño del tanque y de las condiciones volumétricas en función del volumen de reactor donde se realizará la inertización.

A continuación se muestran los parámetros y condiciones de diseño.

Tabla 11.8. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje de nitrógeno líquido.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	11	m^3
nº tanques	1	
H/D_{int}	4	
D_{ext}	2	m
H_{cuerpo}	-	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	
h_{cyf}	-	m
H_{total}	7,35	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	707	kg/m^3
Ocupación del tanque	-	%
S	-	psi
E	-	
t_{cyf}	-	mm
t_{cuerpo}	-	mm
$P_{operación}$	18	bar
$P_{diseño}$	-	bar
$T_{operación}$	-210	$^{\circ}C$
$T_{diseño}$	-	$^{\circ}C$
L/r	-	
M	-	
Peso operación	5940	kg
Venteo	MIE APQ-1	

11.1.9 CUBETOS DE RETENCIÓN

Según la normativa MIE APQ-6 y la MIE APQ-7 (RDL 379/2001, 6 de abril de 2001), todo recipiente que contenga líquidos corrosivos y/o tóxicos deberá disponer de un cubeto de retención, que puede ser común a diversos recipientes. No podrán compartir mismo cubeto diferentes productos que presenten cierta peligrosidad por reactividad mutua o que puedan reducir las exigencias mecánicas de diseño del resto de instalaciones.

Los cubetos diseñados tienen que estar rodeados por una vía de, al menos, un 25% de su periferia y dos vías de acceso para permitir el paso a vehículos de emergencia. También debe tener tantos accesos de emergencia como sean necesarios para no tener que recorrer más de 25m de distancia desde cualquier punto del cubeto hasta la salida en el caso de productos corrosivos y 50m cuando el producto sea tóxico, como mínimo habrá dos.

Además, deben tener un canal de evacuación, el cual tiene que tener una sección mínima de 400m² y una inclinación del 1% (al igual que el fondo del cubeto). Aquellos cubetos que contengan más de dos recipientes deberán estar subdivididos por diques interiores de 0,15m de altura.

Respecto al material de diseño, debe resistir a la presión hidrostática como mínimo 48 horas y asegurar la estanqueidad del recinto, evitando la posible contaminación de las aguas subterráneas y del suelo.

El cálculo de la longitud y la altura del área del cubeto se ha realizado mediante:

$$A = L \cdot H$$

Ecuación 11.30 Área de cubeto.

Donde A es el área del cubeto en unidades de m², L y H son los lados del cubeto en unidades de m. Según el número de tanques que hay en el cubeto se rigen unas instrucciones u otras de la normativa. Seguidamente se calcula la altura a partir de las siguientes ecuaciones:

$$A_{sumergida} = N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

Ecuación 11.31 Área sumergida.

$$A_{\text{útil}} = A - A_{\text{sumergida}}$$

Ecuación 11.32 Área útil.

$$h_{\text{útil}} = \frac{V_{\text{recipiente}}}{A_{\text{útil}}}$$

Ecuación 11.33 Altura útil.

$$h = h_{\text{útil}} \cdot 1,25$$

Ecuación 11.34 Altura del cubeto.

$$V_{\text{útil}} = A_{\text{útil}} \cdot h$$

Ecuación 11.35 Volumen útil.

Donde N es el número de tanques, D el diámetro del tanque en unidades de m, $V_{\text{recipiente}}$ es el volumen de cada tanque del compuesto almacenado en unidades de m^3 , h es la altura del cubeto sobredimensionada en unidades de m y $V_{\text{útil}}$ es el volumen útil del cubeto en unidades de m^3 . Obteniéndose los valores que se muestran a continuación para todos los tanques que contienen compuestos tóxicos y/o corrosivos.

Tabla 11.9.Dimensiónes de los cubetos.

ÍTEM	N	Vútil (m^3)	Aútil (m^2)	L (m)	H (m)	h (m)
T-101/T-102	2	47,98	69,01	12	7	0,7
T-103/T-107	5	72,75	192,27	13	19	0,4
T-108	1	1,29	23,91	5	5	0,06
T-201/T-202	2	77,42	89,77	8	14	0,9
T-203/T-205	3	79,70	159,53	14	14	0,5
T-301	1	149,92	93,52	12	12	1,6
P-401/P-404	4	56,22	133,23	13	13	0,5

11.1.10 SOPORTES

Ya diseñados los tanques de almacenaje, se han escogido los soportes específicos para cada tanque seleccionado. Dado que todos los tanques son de tipo vertical con cabezal y fondo toriesféricos, se han escogido unos soportes de tres patas equidistantes, puesto que son los más comunes y además son de poco peso. Si hubiera un tanque en disposición horizontal con cabezal y fondo toriesféricos, se utilizaría un soporte tipo cuna, los cuales se disponen según donde se encuentren las bocas de alimentación y salida de los propios tanques. El número de soportes se determina por la capacidad de soporte del peso donde se encuentren los tanques de almacenaje.

11.1.11 VENTEO

El venteo consiste en un alivio de presión de los tanques de almacenaje. Permite que no aumente o disminuya la presión interior del tanque o la formación del vacío. Así se evita la deformación del techo o de las paredes por las variaciones de presión al llenar o vaciar los tanques, o en consecuencia, los cambios de temperatura que se puedan generar. El diseño de los venteos obedece la normativa MIE APQ donde se indica que el sistema de venteo tendrá un mínimo de tamaño igual al mayor de las tuberías de llenado o vaciado del tanque. En ningún caso, se superará en inferioridad el tamaño de 35mm.

11.2 DISEÑO DE LOS REACTORES DE HIDRÓLISIS Y OZONÓLISIS: R-201, R-202, R-203, R-204, R-205 Y R-206

Partiendo de los reactivos, serán necesarias varias reacciones hasta llegar a obtener el producto deseado, ácido glicoxílico al 50%. Estas reacciones son la hidrólisis de anhídrido maleico para la obtención de ácido maleico, la ozonólisis del ácido maleico junto con metanol, la hidrogenación de los reactivos intermedios (hidroperóxido, MHP) y, por último, la hidrólisis con vapor de agua del intermedio hemiacetal (MHA) en una columna de rectificación.

Se ha estimado conveniente que las dos primeras reacciones puedan y deban ser realizadas en el mismo reactor. Con esto, mención aparte las razones económicas obvias, se pretende mejorar la distribución de las áreas así como el espacio ocupado por los equipos de producción. En relación a las dos primeras reacciones, cabe destacar la importancia del control de temperatura y presión, entre otras variables, para poder obtener el producto apto cualitativa y cuantitativamente, puesto que en la primera reacción, por ejemplo, un mal control de la temperatura podría suponer un desplazamiento de la reacción hacia los reactivos. Entonces, realizando un buen control de proceso se asegura el cumplimiento del rendimiento establecido en ambas reacciones.



Ecuación 11.36 Reacción (Rx 1) para la obtención de ácido maleico a partir de anhídrido maleico y agua.



Ecuación 11.37 Reacción (Rx 2) para la obtención de los intermedios de reacción (MHA y MHP).

Las condiciones de trabajo vienen marcadas por las patentes consultadas US 3,705,922 y US 5,068,417. Se trabajará en *Batch* dado que es más cómodo para trabajar con anhídrido maleico en fase sólida. Así pues, se diseña una línea de cinco reactores discontinuos de tanque agitado idénticos donde se realizarán las dos primeras reacciones y un sexto reactor para posibles inconvenientes que puedan suceder o cualquier tarea de

mantenimiento en alguno de los reactores. El reactor trabajará a 20°C para obtener el ácido maleico, disolviendo a temperatura ambiente el anhídrido maleico puesto que su disolución es instantánea con el agua, si se disolviera a más temperatura se debería diseñar la media caña para trabajar con ambas temperaturas, hecho que significaría un aumento del gasto económico considerable y solo se obtendría una ventaja relacionada con el tiempo de *Batch* de los reactores. Para realizar la ozonólisis deberá trabajar a una temperatura de 5°C, por lo que habrá que enfriarlo. En cuanto a la presión, se trabajará a una presión atmosférica. Por lo que hace a los reactivos, se trabajará con metanol y ozono en exceso para asegurar el correcto rendimiento del equipo. El exceso debe ser el mínimo necesario puesto que un sobre exceso no beneficia al proceso, así que se gastarían reactivos innecesariamente.

Se trata de una reacción altamente exotérmica, por lo tanto, se necesita un buen sistema de refrigeración para poder controlar y trabajar siempre a la misma temperatura en el reactor. Para conseguir trabajar en condiciones óptimas en relación a la disolución del sólido, control de temperatura y dispersión del gas, dichos reactores dispondrán de agitación apta para disolver sólidos y media caña, esta última se trata de un tubo por la mitad enrollado helicoidalmente alrededor del reactor. También debe disponer de un tubo de buzo para poder dispersar el gas (en este caso el ozono) en la mezcla de metanol y ácido maleico.

11.2.1 ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES

Para poder especificar todas las corrientes que intervienen en el proceso en discontinuo, se ha realizado un balance de materia exhaustivo siguiendo las patentes y se ha especificado cada compuesto en caudales másico y volumétrico. En las patentes se atribuye un exceso de agua de 5.5 respecto la entrada de anhídrido maleico. Por lo que respecta al metanol, entra en una proporción entre 1-20 escogiéndose una relación equimolar de 13. Por último, el ozono reacciona uno a uno estequiométricamente, pero se recomienda su entrada con algo de exceso, entonces se ha elegido una relación de 1.1 equimolar.

A partir de ese balance se ha definido la cantidad de producto final deseado. Definida esa cantidad de 60 toneladas de producción de ácido glioxílico al 50% al día, se

ha supuesto un volumen para poder trabajar en dichas condiciones y llegar al objetivo minimizando el número de ciclos de producción en los reactores. El volumen supuesto, teniendo en cuenta un sobredimensionamiento del 20% para poder trabajar con gas es de 16,62m³, con lo cual, el volumen operativo del reactor es de 13,30m³. Con este volumen supuesto se ha dimensionado los corrientes que se presentan a continuación.

En los reactores habrá dos corrientes principales por lo que respecta a la reacción 1, la del anhídrido maleico y la del agua. Puesto que la reacción es bifásica (sólido y líquido) y tiene como objetivo disolver todo el anhídrido maleico, se mezclarán y homogenizarán los dos corrientes directamente en el reactor.

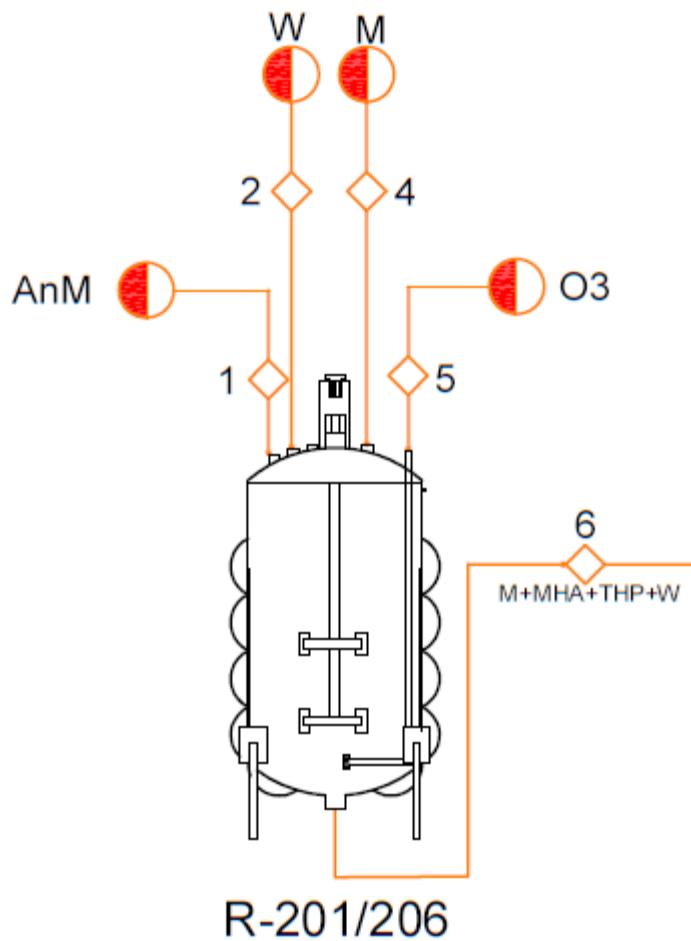


Figura 11.4 Corrientes pertenecientes al reactor de ozonólisis.

Para poder definir las especificaciones que caracterizan el reactor, se ha diseñado teniendo en cuenta las corrientes de entrada junto con la de salida. Con las siguientes ecuaciones se define el caudal de entrada total al reactor, necesario para saber que volumen debe tener el reactor.

$$Q_{m,in,Rx1} = Q_{AnM} + Q_{H_2O} = 1885,42 \frac{kg}{h} + 1904,55 \frac{kg}{h} = 3789,97 \frac{kg}{h}$$

Ecuación 11.38 Cálculo del caudal másico para Rx 1.

$$Q_{v,in,Rx1} = Q_{AnM} + Q_{H_2O} = 1,274 \frac{m^3}{h} + 1,910 \frac{m^3}{h} = 3,184 \frac{m^3}{h}$$

Ecuación 11.39 Cálculo del caudal volumétrico para Rx 1.

$$\begin{aligned} Q_{m,in,Rx2} &= Q_{AcM} + Q_{H_2O} + Q_{MetOH} = 1903,72 \frac{kg}{h} + 1329,26 \frac{kg}{h} + 6831,55 \frac{kg}{h} \\ &= 10064,53 \frac{kg}{h} \end{aligned}$$

Ecuación 11.40 Cálculo del caudal másico para Rx 2.

$$Q_{v,in,Rx1} = Q_{AcM} + Q_{H_2O} + Q_{MetOH} = 1,197 \frac{m^3}{h} + 1,333 \frac{m^3}{h} + 8,626 \frac{m^3}{h} = 11,156 \frac{m^3}{h}$$

Ecuación 11.41 Cálculo del caudal volumétrico para Rx 2.

Este caudal, en relación con el volumen de los reactores permite trabajar con los cinco a la vez, llegando a obtener el corriente de salida, MHA (hemiacetal) y MHP (hidroperóxido) en condiciones óptimas.

A continuación se muestran las propiedades de los corrientes de entrada y salida, sus caudales másicos y volumétricos, la presión y temperatura, entre otros, de los reactores R-201, R-202, R-203, R-204, R-205 y R-206. Es decir las cantidades que se presentan en la tabla siguiente corresponden a cada ciclo o reactor.

Tabla 11.10. Parámetros para el diseño mecánico del reactor de ozonólisis.

PROPIEDADES	UNIDADES	1	2	3	4	5	6
Fase vapor		0	0	0	0	1	0
Temperatura	°C	20	20	20	20	5	5
Presión	Atm	1	1	1	1	1	1
Flujo mísico	kg/h	1885,42	1904,55	3232,98	6831,55	866,0	108449,33
Caudal volumétrico	m³/h	1,274	1,910	2,530	8,626	411,57	10,77
Flujo molar	kmol/h	19,23	105,75	90,21	213,22	18,04	287,03
Fracción molar AnM		1	0	0	0	0	0
Fracción molar W		0	1	0,818	0	0	0,257
Fracción molar AM		0	0	0,182	0	0	0
Fracción molar M		0	0	0	1	0	0,629
Fracción molar O ₃		0	0	0	0	1	0
Fracción molar MHA		0	0	0	0	0	0,057
Fracción molar MHP		0	0	0	0	0	0,057

Como puede observarse, las condiciones de trabajo de los reactores son muy estándar, puesto que el reactor opera a una presión atmosférica (1,013 bar) y a 20°C para la primera reacción y a 5°C para la segunda reacción. Estas condiciones hacen que el grosor de los reactores no sea muy grande.

11.2.2 TANQUE

El volumen del reactor, a falta de datos cinéticos en las patentes, se ha supuesto a partir de los balances. Así pues, se conocen todos los caudales volumétricos de cada entrada y de cada salida. Con estos caudales se ha supuesto un volumen adecuado para poder trabajar en condiciones óptimas. Así pues en la primera reacción se trabaja con un volumen menor (ecuación 11.39) que en la segunda reacción (ecuación 11.41), así que se ha supuesto un volumen operativo igual que el caudal volumétrico de la reacción 2. Este valor se ha sobredimensionado un 20% dado que se trabaja con gas.

Con el volumen supuesto se ha realizado el balance presente en la tabla 11.10 donde se obtiene un valor de corriente de salida del reactor que hay que utilizar en el siguiente reactor del proceso (hidrogenador). Entonces se ha encontrado ese volumen supuesto final (13,30m³ operativos) con el caudal que satisface las necesidades de alimentación del hidrogenador. El volumen operativo sobredimensionado resulta 16,62m³. Se considera una relación típica entre diámetro (D) y altura (H) para dimensionar el reactor.

$$\frac{H_{cilindro}}{D_{int}} = 1,5$$

Ecuación 11.42 Relación entre la altura del cuerpo cilíndrico y el diámetro interior del reactor.

Conocido el volumen del reactor sobredimensionado ($16,62\text{m}^3$) y la relación de dimensionamiento se calcula el diámetro necesario para satisfacer la demanda del volumen y, a posteriori, la altura siguiendo las ecuaciones que se muestran a continuación.

$$D^3 = \frac{V/\pi}{H/D_{int}} = \frac{16,62/\pi}{1,5} = 14,11\text{m}^3$$

Ecuación 11.43 Diámetro interior cúbico.

$$D_{int} = \sqrt[3]{D^3} = \sqrt[3]{14,11} = 2,42\text{m}$$

Ecuación 11.44 Diámetro interior del reactor.

$$H_{cilindro} = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 2,42 = 3,62\text{m}$$

Ecuación 11.45 Altura del cuerpo cilíndrico del reactor.

- Dimensionamiento del cabezal y el fondo.

Se ha estimado conveniente utilizar un cabezal y un fondo toriesféricos de tipo *Klopper* para los reactores R-201, R-202, R-203, R-204, R-205 y R-206. Este tipo de fondo y tapa esta normalizado en España según la normativa UNE 9201. Se caracterizan por las siguientes relaciones:

$$L_{cabezal} = 1 \cdot D_{int} = 2,42\text{m}$$

Ecuación 11.46 Relación longitud del cabezal y diámetro interno del reactor para un fondo 100-10.

$$r_{cabezal} = 0,1 \cdot D_{int} = 0,242\text{m}$$

Ecuación 11.47 Relación radio del cabezal y diámetro interno del reactor para un fondo 100-10.

- Grosor de la tapa y del fondo, del cilindro y de la camisa refrigerante de media caña.

Como se ha citado anteriormente, las condiciones de trabajo en los reactores hacen que el grosor del recipiente en general sea pequeño. El grosor se mide a partir de la presión interna y la externa, para saber que presión será más grande de soportar. En este caso, la presión interna y externa son iguales, por lo tanto, el grosor será calculado para la misma presión.

Cabezal y fondo

A continuación se muestra la tabla de parámetros que se han seguido para calcular el grosor de la tapa y el fondo (t_{cyl}) según la ecuación que ha sido descrita en la ecuación 11.12.

Tabla 11.11. Parámetros para el diseño mecánico del cabezal y fondo toriesféricos del reactor.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
P _{operación}	psi	14,70
P _{diseño}	psi	44,09
T _{operación}	°C	5
T _{diseño}	°C	30
L	in	95,13
S	psi	18800
E		0,8
L/r		10
M		1,54

Respecto a la presión, hay que tener en cuenta que si hay algún defecto en el proceso, puede incrementar. Para eso, se tienen en cuenta los valores de presión de operación (1 atm) y el valor de presión de diseño, que debe ser 2 bares mayor que la presión de operación o un 15% superior. Estos cálculos se han descrito en las ecuaciones 11.4 y 11.5.

El parámetro S refiere al esfuerzo a la temperatura de diseño, la cual se ha escogido de 30°C (25°C superior a la temperatura de operación) puesto que es la más grande entre las dos reacciones que se realizarán en los reactores. Este parámetro depende del material que se usa, en este caso acero inoxidable, AISI 316. Conocido el material, se le atribuye un valor de esfuerzo según la temperatura, en este caso de 30°C, lo que supone 18800psi.

El factor M resulta de las fórmulas de diseño según la presión y se establece en 1,54 según la relación L/r. El coeficiente E de eficiencia escogido es de 0,8. Además se le ha añadido unos sobre grosores descritos en las ecuaciones 11.9 y 11.10 junto con el sobre grosor de 1mm en referencia a los daños que pueda causar la corrosión.

Entonces, el valor de t_{cyf} es de 0,215in, lo que corresponde a 5,46mm. Teniendo en cuenta los valores de los sobre grosores, el valor final de grosor para la tapa y fondo es de 7,38mm.

Cilindro

Para el cálculo del cilindro se muestran a continuación el valor de los parámetros utilizados, añadiendo solamente el parámetro R correspondiente al radio del cilindro.

Tabla 11.12. Parámetros para el diseño mecánico del cuerpo cilíndrico del reactor.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
P _{operación}	psi	14,70
P _{diseño}	psi	44,09
T _{operación}	°C	5
T _{diseño}	°C	30
R	in	47,56
S	psi	18800
E		1

El valor resultante de t_{cil} es de 0,223in, lo que corresponde a 5,66mm. Teniendo en cuenta los mismos valores de los sobre grosores, el valor final de grosor para el cilindro es de 7,60mm.

Camisa refrigerante de media caña

El cálculo del grosor para la camisa refrigerante es exactamente igual al del cilindro, cambiando únicamente el valor de R y la presión. La presión de prueba para el diseño del espesor de la camisa refrigerante se describe como:

$$P_{prueba} = P_{operación} \cdot 1,5$$

Ecuación 11.48 Relación radio del cabezal y diámetro interno del reactor para un fondo 100-10.

A continuación se muestran los parámetros utilizados.

Tabla 11.13. Parámetros para el diseño mecánico de la camisa refrigerante del reactor.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
P _{operación}	psi	14,70
P _{diseño}	psi	44,09
P _{prueba}	psi	66,14
T _{operación}	°C	-10
T _{diseño}	°C	15
R	in	2,36
S	psi	18800
E		1

Conocidos estos parámetros se calcula el espesor de la camisa según:

$$t_{camisa} = \frac{P_{prueba} \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_{prueba}} \quad [in]$$

Ecuación 11.49 Espesor para la camisa refrigerante del reactor.

El valor resultante de t_{camisa} es de $8,33 \cdot 10^{-3}$ in, lo que corresponde a 0,212mm. Teniendo en cuenta los mismos valores de los sobre grosores, el valor final de grosor para la camisa de refrigeración es de 2,14mm. Dado que el espesor de la camisa es menor a 6mm, se usará el valor mínimo de espesor (6mm) para la camisa refrigerante.

- Altura total del reactor.

La altura total del equipo resulta de la suma de la altura del cuerpo cilíndrico más la altura del cabezal y la altura del fondo. En este caso, el fondo y el cabezal son iguales y, por tanto, se puede calcular la altura del cabezal y fondo con el método que se ilustra en la figura 11.3. Junto con esto y siguiendo la ecuación 11.16 se obtiene un valor de altura total del reactor de:

$$H_{total} = H_{cilindro} + h_{cabezal} + h_{fondo} = 4,62m$$

- Peso del reactor.

El peso de los reactores que se diseñan es importante conocerlo porque deberá ser soportado por patas al tratarse de equipos con cabezales y fondos toriesféricos. Por eso se calcula el peso del reactor en vacío, lleno de agua y en el 100% de operación.

Peso vacío

Para el cálculo del peso vacío del reactor se tienen en cuenta los volúmenes de fondo y tapa, cilindro y camisa. Para obtener los volúmenes se utiliza la superficie de cada uno de ellos. En este caso, la superficie de la tapa y el fondo serán equivalentes por lo que sus volúmenes también lo serán.

$$V_{cyf} = S_{cyf} \cdot t_{cyf} \quad [m^3]$$

Ecuación 11.50 Volumen del cabezal y fondo del reactor.

$$V_{cilindro} = \pi \cdot D_{ext} \cdot H_{cilindro} \cdot t_{cilindro} \quad [m^3]$$

Ecuación 11.51 Volumen del cuerpo cilíndrico del reactor.

$$V_{camisa} = A_{camisa} \cdot t_{camisa} \quad [m^3]$$

Ecuación 11.52 Volumen de la camisa refrigerante del reactor.

En referencia al volumen de la superficie de tapa y fondo se ha seguido la ecuación que se muestra a continuación:

$$S_{cyf} = 0,99 \cdot D_{ext}^2 \quad [m^2]$$

Ecuación 11.53 Superficie de cabezal y fondo tóriesféricos del reactor.

El diámetro exterior del tanque se ha calculado según:

$$D_{ext} = D_{ext} + t_{cilindro} + t_{cyf} \quad [m]$$

Ecuación 11.54 Diámetro exterior del reactor.

Los valores siguientes han sido usados para calcular todas las ecuaciones anteriores, excluyendo los parámetros que ya han sido mencionados.

Tabla 11.14. Parámetros para el diseño mecánico de la camisa refrigerante del reactor.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
S_{cyf}	m^2	5,82
A_{camisa}	m^2	226,54

Resultando los volúmenes siguientes:

Tabla 11.15. Volúmenes para el cálculo del volumen total del equipo.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
V_{tapa}	m^3	0,043
V_{fondo}	m^3	0,043
$V_{cilindro}$	m^3	0,210
V_{camisa}	m^3	1,359

Así pues, el volumen total que se calcula a continuación junto con la densidad del material con el que se trabajará, AISI 316 ($\rho=7960 \frac{kg}{m^3}$), resulta el peso total del equipo vacío.

Siguiendo pues las ecuaciones 11.22bis (variante de la ecuación 11.22) y 11.25, se obtienen los siguientes valores.

$$V_{total} = V_{tapa} + V_{fondo} + V_{cilindro} + V_{camisa} = 1,655 m^3$$

Ecuación 11.22bis Volumen total del reactor con camisa refrigerante.

$$Peso_{vacío} = V_{total} \cdot \rho_{AISI\ 316} = 13173,52 kg$$

Peso lleno de agua

Para calcular el peso del reactor lleno de agua se debe tener en cuenta la densidad del agua ($\rho=997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$), además del volumen total del reactor ($16,62\text{m}^3$) y el peso del reactor vacío tal como se muestra en la ecuación 11.26.

$$Peso_{lleno\,agua} = Peso_{vacío} + (V_{reactor} \cdot \rho_{agua}) = 29743,66\text{kg}$$

Peso al 100% de operación

Para calcular el peso del reactor al 100% de operación se debe tener en cuenta la densidad de los reactivos, junto con su volumen, además del volumen total del reactor ($16,62\text{m}^3$) y el peso del reactor vacío como se muestra en la ecuación 11.27bis (variante de la ecuación 11.27).

$$\begin{aligned} Peso_{operación} &= Peso_{vacío} \\ &+ \left(V_{MetOH} \cdot \rho_{MetOH} + V_{AcM} \cdot \rho_{AcM} + V_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} \right. \\ &\quad \left. + \left([V_{total} - \sum V_{reactivos}] \cdot \rho_{MetOH} \right) \right) = 27565,33\text{kg} \end{aligned}$$

Ecuación 11.27bis Peso del reactor al 100% de operación.

A continuación se muestran los valores de los parámetros utilizados en la ecuación anterior:

Tabla 11.16. Volúmenes para el cálculo del peso de operación.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
V_M	m^3	7,299
V_{AM}	m^3	1,197
V_W	m^3	1,333
ρ_M	kg/m^3	792
ρ_{AM}	kg/m^3	1590
ρ_W	kg/m^3	997

11.2.3 CAMISA DE REFRIGERACIÓN

Para esta parte del proceso se ha decidido trabajar con camisa de tipo media caña puesto que los reactores no son muy grandes y permite un intercambio de calor muy eficaz. Por lo tanto, el tanque se encuentra totalmente encamisado. Además se ha diseñado la media caña para que pueda enfriar los reactores hasta los 5°C para llevar a cabo la segunda reacción en condiciones óptimas de proceso.

A continuación se muestra los cálculos realizados para dimensionar la camisa refrigerante de media caña.

- Dimensionamiento de la camisa de media caña.

Caudal de calor de reacción (Rx1)

$$Q_{generado,1} = V_{reactivos,1} \cdot \Delta H_{r,1} \cdot r_1 \quad \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Ecuación 11.55 Calor generado en la reacción 1.

$$\Delta H_{r,1} = \Delta H_1 \cdot (\Delta C p_1 \cdot (T_{op} - T_{CN})) \quad \left[\frac{kJ}{kmol} \right]$$

Ecuación 11.56 Entalpia de formación de la reacción 1.

$$\Delta H_1 = \sum v_i \cdot \Delta H_i \quad \left[\frac{kJ}{kmol} \right]$$

Ecuación 11.57 Calor de formación de la reacción 1.

$$\Delta C p_1 = \sum v_i \cdot C p_i \quad \left[\frac{kJ}{kmol \cdot K} \right]$$

Ecuación 11.58 Incremento del calor específico de la reacción 1.

Para la reacción 1, la temperatura de operación (Top) es de 293K y la temperatura en condiciones normales es de 298K. El calor específico y de formación se ha escogido de la base de datos. La velocidad de reacción (r) ha sido extraída con los valores experimentales calculados a partir del balance de materia. Por otro lado, los coeficientes estequiométricos de cada compuesto (v_i) han sido escogidos siguiendo la ecuación de la reacción 1 (ecuación 11.36).

El calor generado de la reacción 1 es de $2,62 \cdot 10^6$ kJ/h.

En referencia a la reacción 2 la temperatura de operación es de 278K. Así pues, siguiendo los coeficientes de la ecuación de la reacción 2 (ecuación 11.37), se ha estimado un calor generado de esta reacción de $7,31 \cdot 10^6$ kJ/h.

Área de la camisa de refrigeración

Puesto que en los reactores R-201, R-202, R-203, R-204, R-205 y R-206 se realizarán dos reacciones a temperaturas diferentes, se debe diseñar la media caña para trabajar en las condiciones de la reacción 2 dado que la primera reacción trabaja en condiciones normales. Se procede a calcular el área de la camisa de refrigeración para la segunda reacción, con un valor del coeficiente global U calculado como se muestra a continuación y sobredimensionándola un 15% para tener en cuenta el calor de agitación.

$$\frac{1}{U_i} = \frac{1}{h_{s,i}} + \frac{1}{h_{r,i}} + \frac{D_{ext} \cdot \ln\left(\frac{D_{ext}}{D_{int}}\right)}{2 \cdot K} + \frac{D_{ext}}{D_{int}} \cdot \frac{1}{h_{t,i}}$$

Ecuación 11.59 Ecuación del coeficiente global de transferencia de calor.

Donde K es el coeficiente de conductividad térmica equivalente a $13,76 \frac{kcal}{m \cdot K \cdot h}$. Las diferencias resistencias han sido calculadas según el método de KERN. Se ha estimado el coeficiente global de transmisión de calor por valor de $1845,08 \frac{W}{m^2 \cdot K}$ para la reacción 2.

$$A_{camisa} = \frac{-Q_{generado,i}}{U \cdot \Delta T m l_i} \cdot 1,15 \quad [m^2]$$

Ecuación 11.60 Cálculo del área de la camisa refrigerante del reactor.

Para la reacción 2 se obtiene un área equivalente a 226,54m². Como no se puede cambiar la media caña para cada reacción, se ha fijado las variables de radio del tubo de la camisa, el número de vueltas y la separación entre ellas, así como el grosor y la longitud total. Por lo tanto, solo se activará la entrada del refrigerante a la media caña cuando se lleve a cabo la reacción 2 en el reactor. Dicho esto se procede a calcular el caudal de refrigerante necesario para enfriar, además de las variables citadas para el dimensionamiento físico.

Caudal de etilenglicol necesario para el enfriamiento

Para el cálculo del caudal de etilenglicol que se necesita para enfriar el reactor se ha tenido en cuenta el calor generado de la reacción 2, el calor específico del refrigerante (2,54kJ/kg) y el incremento de temperatura del refrigerante, en este caso 10, puesto que entra a -10°C y sale a 0°C.

$$m_2 = \frac{Q_{generado,2}}{Cp_r \cdot \Delta T_2} = 3,10 \cdot 10^5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Ecuación 11.61 Cálculo del caudal del etilenglicol.

Diámetro de la media caña

Una vez calculado el caudal de etilenglicol necesario para enfriar el reactor se puede diseñar el dimensionamiento físico de la camisa refrigerante de media caña. Para ello se debe saber que la densidad del refrigerante equivale a $\rho=1116 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Además se ha estimado una velocidad típica de refrigerante de aproximadamente $2,60 \frac{\text{m}}{\text{s}}$, equivalente a $9329,27 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$. A continuación se muestran las ecuaciones que dimensionan la media caña.

$$Q_{vr,2} = \frac{m_2}{\rho_r} = 277,49 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Ecuación 11.62 Cálculo del caudal volumétrico de etilenglicol.

$$S = \frac{Q_{vr,2}}{v_{r,2}} = 2,97 \cdot 10^{-2} \text{m}^2$$

Ecuación 11.63 Cálculo del área de paso.

$$r_{camisa} = \sqrt{\frac{S \cdot 2}{\pi}} = 0,138m \approx 0,14m$$

Ecuación 11.64 Cálculo del radio de la camisa refrigerante.

$$D_{camisa} = 2 \cdot r_{camisa} = 0,28m$$

Ecuación 11.65 Cálculo del diámetro de la camisa refrigerante.

Referente a los parámetros que se exponen, S es el área de paso, r_{camisa} es el radio de la camisa y D_{camisa} es el diámetro de la camisa. Estos 3 parámetros serán fijos.

Número de vueltas y separación entre las vueltas de la media caña

Para calcular el número de vueltas de la camisa se debe saber la longitud total de esta y la longitud de una vuelta. Se definen a continuación:

$$L_{camisa} = \frac{A_{camisa}}{D_{camisa}} = 404,54m$$

Ecuación 11.66 Cálculo de la longitud de la camisa refrigerante con dos entradas.

$$L_{vuelta} = \pi \cdot D_{ext} = 7,61m$$

Ecuación 11.67 Cálculo de la longitud de la vuelta.

$$N_{vueltas} = \frac{L_{camisa}}{L_{vuelta}} = 53$$

Ecuación 11.68 Cálculo del número de vueltas.

A continuación se calcula el grosor de la camisa (por vuelta) y la separación que debe haber entre vuelta y vuelta.

$$Grosor = D_{camisa} + (2 \cdot Grosor_{tubería}) = 0,12 + (2 \cdot 0,005) = 0,29m$$

Ecuación 11.69 Cálculo del grosor de la camisa.

$$Sep_{vueltas} = \frac{H_{total} - (N_{vueltas} \cdot Grosor)}{N_{vueltas} - 1} = 20,69\text{mm}$$

Ecuación 11.70 Cálculo de la separación entre vueltas de la camisa.

Esa distancia entre vueltas es muy pequeña dado que se necesita un buen calentamiento y también refrigeración del reactor, el cual trabaja con reacciones muy exotérmicas y se debe mantener a una temperatura muy baja en la segunda reacción.

11.2.4 AGITADORES Y DEFLECTORES

- Agitador

Para asegurar la correcta mezcla primero del anhídrido maleico con el agua y, a posteriori, del ácido maleico con el metanol y el ozono se ha diseñado un agitador con dos hélices y con capacidad de poner una tercera hélice si fuese necesario. El agitador utilizado es de placas planas. Se muestra a continuación el proceso para el cálculo de las características del agitador siguiendo ciertas correlaciones.

Revoluciones por minuto

$$\left(\frac{N_{RPS} \cdot D_{agitador}^2 \cdot \mu_L}{D_{reactor} \cdot \sigma} \right) \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot \sigma^3}{\mu_L^4 \cdot g} \right)^{0.25} = 2 \cdot \left(\frac{h_L}{D_{reactor}} \right)^{0.5}$$

Ecuación 11.71 Correlación para el cálculo de revoluciones por minuto del agitador.

Los parámetros de esta ecuación se representan en la siguiente tabla:

Tabla 11.17. Parámetros que describen el diseño mecánico del agitador.

PARÁMETROS	DESCRIPCIÓN	UNIDADES	VALOR
N _{RPS}	Número de revoluciones por segundo	rps	1,90
D _{agitador}	Diámetro del agitador, 1/4·D _{reactor}	m	0,64
μ _L	Viscosidad del líquido (mezcla)	Pa·s	1,7·10 ⁻⁴

σ	Tensión superficial	N/m	0,0226
ρ_L	Densidad del líquido (mezcla)	kg/m ³	632,34
g	Aceleración de la gravedad	m/s ²	9,8
h_L	Altura del líquido	m	3,25

El número de revoluciones por segundo es de 1,90, equivalente a 113,77rpm. Se ha ajustado el agitador, que trabajará a 120rpm ($N_{RPS}=2\text{rps}$) para asegurar el buen rendimiento y la homogeneidad de la mezcla.

Potencia

Para calcular la potencia es necesario saber el número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho_L \cdot D_{agitador}^2 \cdot N_{RPS}}{\mu_L} = 3,03 \cdot 10^6$$

Ecuación 11.72 Número de Reynolds.

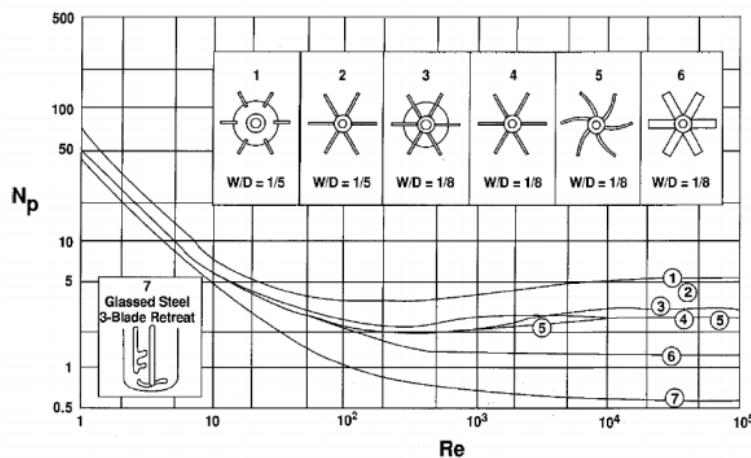


Figura 11.5 Número de potencia según el número de Reynolds^[3].

Siguiendo las correlaciones de la figura (11.5), se escoge un número de potencia (N_p) equivalente a 5. El número de potencia sirve para el consiguiente cálculo de la potencia del agitador para líquidos.

$$P = N_P \cdot (\rho_L \cdot N_{RPS}^3 \cdot D_{agitador}^5) = 2629,32W$$

Ecuación 11.73 Potencia del agitador para líquidos.

Debiendo trabajar con sistemas bifásicos, se utiliza la siguiente ecuación para el cálculo de la potencia real.

$$P_{real} = 0,55 \cdot P = 1446,12W$$

Ecuación 11.74 Potencia del agitador para sistemas bifásicos.

Número de burbujeo

El número de burbujeo depende de un valor determinado por la turbina (K), será 3. Este valor proviene de la relación de un tercio entre el diámetro del agitador y el del reactor. Entonces, el número de burbujeo resulta:

$$N_B = K \cdot N_{RPM} \cdot D_{agitador}^3 = 1,543$$

Ecuación 11.75 Cálculo del número de burbujeo.

Radio de acción

Por último, el radio de acción indica si el agitador está capacitado para trabajar en el reactor diseñado. Este, pues, debe ser mayor que el diámetro del reactor para una homogeneización correcta.

$$r_{acción} = 9 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{P_{real}}{\mu_L}} = 26,35m$$

Ecuación 11.76 Radio de acción del agitador.

- Deflectores

Los deflectores son muy necesarios para tratar de minimizar la posibilidad de que surjan vórtices en el reactor. Eso provoca una mejora en la agitación y, en consecuencia, en la transferencia de materia.

Los deflectores son capaces de someter a los líquidos a realizar un recorrido dentro del tanque, puesto que desvían las partículas cuando se acercan al espacio donde son instalados. Así pues se rompe el movimiento circular que provocan las hélices del agitador.

Se ha diseñado para implantar 4 deflectores a lo largo de las paredes del tanque. Se van a situar de forma vertical y radial.

El ancho de los deflectores se describe según la ecuación:

$$J_{defl} = 0,1 \cdot D_{reactor} = 0,201m$$

Ecuación 11.77 Ancho de placa deflectora.

La distancia entre la pared del reactor y la placa deflectora se define según:

$$f_{defl} = 0,02 \cdot D_{reactor} = 0,101m$$

Ecuación 11.78 Distancia entre placa deflectora y tanque.

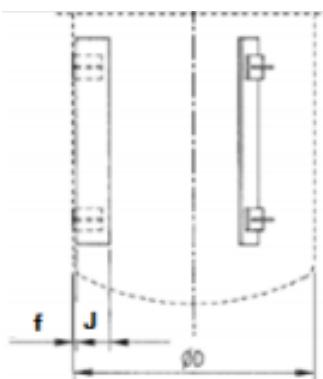


Figura 11.6 Distancia y anchura de los deflectores.

En la figura 11.6 se puede observar cómo se distribuyen la anchura del deflector y el espacio entre placa y pared para el reactor. Mientras que en la figura 11.7 se puede ver el recorrido que realiza el fluido sin y con deflectores.

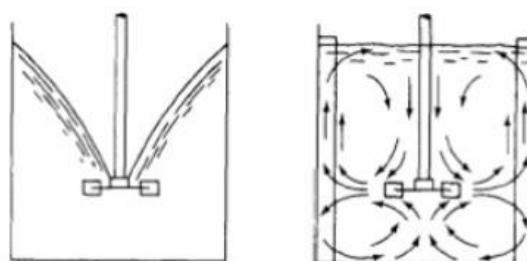


Figura 11.7 Recorrido del líquido sin y con deflectores.

11.2.5 BURBUJEOS DE OZONO

En cuanto al burbujeo del gas que se dispersa en la mezcla líquida que contiene el reactor, cabe destacar que entrará al reactor a través de un tubo de buzo. Este tubo se sumerge en el reactor pasando por el costado de la pared hasta llegar debajo del agitador donde se angula 90º acabando en un difusor agujereado por donde se dispersa finalmente el ozono.

El tubo de buzo tendrá un diámetro equivalente a la mitad del diámetro del agitador, según:

$$D_{buzo} = \frac{D_{agitador}}{2} = 0,32m$$

Ecuación 11.79 Diámetro del tubo de buzo.

Las burbujas tendrán un diámetro que viene dado por la siguiente correlación, dado que se considera que las burbujas no son uniformes.

$$Re = \frac{4 \cdot w_0}{\pi \cdot d_0 \cdot \mu_{gas}}$$

Ecuación 11.80 Correlación para el cálculo del número de Reynolds.

Donde w_0 es el flujo máscico del gas, en este caso ozono, en unidades de kg/s. El diámetro del orificio se describe como d_0 en unidades de m y, por último, la viscosidad del gas μ_{gas} en unidades de $\frac{kg}{m \cdot s}$.

La siguiente tabla muestra los valores escogidos para calcular el Reynolds.

Tabla 11.18. Parámetros que describen el diseño mecánico del tubo de buzo.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
w_0	kg/s	0,24
d_0	m	$3 \cdot 10^{-3}$
μ_{gas}	$kg/m \cdot s$	$1,60 \cdot 10^{-4}$
Re		$6,38 \cdot 10^5$

Se obtiene un número de Reynolds que describe un régimen turbulento, este se aplica al cálculo del diámetro de la partícula según la ecuación:

$$d_p = 0,007 \cdot Re^{-0,05}$$

Ecuación 11.81 Cálculo del diámetro de la partícula.

Resultando un diámetro de partícula de $3,59 \cdot 10^{-3} \text{m}$.

El número de agujeros del elemento dispersor se ha calculado según la ecuación que se muestra a continuación teniendo en cuenta diversos parámetros que se muestran en la tabla 11.19.

$$N_{agujeros} = \frac{Q_{gas}}{A_{agujeros} \cdot v_{típica}}$$

Ecuación 11.82 Cálculo del número de agujeros del elemento dispersor.

Donde Q_{gas} es el caudal volumétrico del gas en unidades de $\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$. $A_{agujeros}$ es el área ocupada por los agujeros en unidades de m^2 . La velocidad típica ($v_{típica}$) se encuentra en unidades de $\frac{\text{m}}{\text{s}}$.

Tabla 11.19. Parámetros que describen el diseño mecánico del tubo de buzo.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
$N_{AGUJEROS}$		505
Q_{gas}	m^3/s	$1,53 \cdot 10^{-4}$
$A_{agujeros}$	m^2	$1,01 \cdot 10^{-5}$
$v_{típica}$	m/s	0,03

11.2.6 DISEÑO DEL TANQUE DE ALMACENAJE DE LOS PRODUCTOS DE LOS REACTORES DE OZONÓLISIS: T-201 Y T-202

El diseño de los tanques de almacenaje de los productos que salen de los reactores de ozonólisis ha sido realizado de la misma manera que los tanques de almacenaje de reactivos. Así pues, se trata de dos tanques de 61,94m³ de capacidad, con cabezal y fondo toriesféricos.

Dado que la cantidad de producto de salida de los reactores es menor que la cantidad de entrada demandada por los hidrogenadores, se ha estimado conveniente diseñar los tanques más grandes para poder realizar el primer ciclo de los hidrogenadores y el tercero y último de los reactores a la vez. Estos tanques almacenaran el producto a temperatura ambiente y a presión atmosférica, aunque la presión y condiciones de diseño son a una presión más elevada, por lo tanto, para el diseño de estos tanques se ha utilizado el código ASME.

El producto almacenado será transportado mediante tuberías e impulsado por bombas hacia los reactores de hidrogenación, donde se utiliza para reaccionar junto con el catalizador y el hidrógeno gas para transformar el MHP en MHA.

A continuación se muestra la tabla de los parámetros de diseño calculados para dichos tanques.

Tabla 11.20. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje del producto de salida de los reactores de ozonólisis.

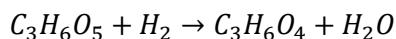
Parámetro	Valor	Unidades
V _{sobredimensionado}	61,94	m ³
nº tanques	2	
H/D _{int}	1,25	
D _{ext}	4	m
H _{cuerpo}	5	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	
h _{cyf}	0,817	m
H _{total}	6,61	m
ρ _{compuesto almacenado}	1007,21	kg/m ³
Ocupación del tanque	71,85	%
S	18800	psi

E	0,85	
t_{cyf}	10,90	mm
t_{cuerpo}	13,44	mm
P_{operación}	1,013	bar
P_{diseño}	3,040	bar
MAWP_{cuerpo}	7,51	bar
MAWP_{cabezal}	3,97	bar
T_{operación}	20	°C
T_{diseño}	70	°C
Material tanque	AISI 316	
ρ_{AISI316}	7960	kg/m ³
r_{toriesferico}	15,67	in
L/r	10	
M	1,54	
Peso_{vacío}	9379,52	kg
Peso_{operación}	16785,10	kg

11.3 DISEÑO DE LOS REACTORES HIDROGENADORES: R-207, R-208, R-209, R-210, R-211 Y R-212

Partiendo de los productos de salida almacenados en los tanques T-201 y T-202, habrá una tercera reacción previa a la columna reactiva donde finalmente se obtendrá el producto deseado, ácido glioxílico al 50%. Esta reacción se trata de una hidrogenación del MHP a MHA, necesario para la producción final en la columna.

Se ha estimado conveniente que las dos primeras reacciones puedan y deban ser realizadas en el mismo reactor. Con esto, mención aparte las razones económicas obvias, se pretende mejorar la distribución de las áreas así como el espacio ocupado por los equipos de producción. En relación a las dos primeras reacciones, cabe destacar la importancia del control de temperatura y presión, entre otras variables, para poder obtener el producto apto cualitativa y cuantitativamente, puesto que en la primera reacción, por ejemplo, un mal control de la temperatura podría suponer un desplazamiento de la reacción hacia los reactivos. Entonces, realizando un buen control de proceso se asegura el cumplimiento del rendimiento establecido en ambas reacciones.



Ecuación 11.83 Reacción (*Rx 3*) para la obtención de hemiacetal a partir de hidroperóxido e hidrógeno gas en un reactor discontinuo catalítico.

Las condiciones de trabajo vienen marcadas por las patentes consultadas *US 3,705,922* y *US 5,068,417*. Se trabajará en *Batch* dado que es más cómodo para trabajar con una reacción bifásica con diversos reactores catalizados donde al final del proceso se debe filtrar el producto. Igual que los reactores de ozonólisis, se diseña una línea de cinco reactores discontinuos de tanque agitado idénticos donde se realizará la tercera reacción del proceso y un sexto reactor para posibles inconvenientes que puedan suceder o cualquier tarea de mantenimiento en alguno de los reactores. El reactor trabajará a 5°C para obtener el hemiacetal, por lo que habrá que enfriarlo y mantener la temperatura. En cuanto a la presión, se trabajará a una presión atmosférica. Por lo que hace a los reactivos, se trabajará con el corriente de salida del reactor de ozonólisis (MHA, MHP, W y M) en exceso para asegurar el correcto rendimiento del equipo. El exceso debe ser el

mínimo necesario puesto que un sobre exceso no beneficia al proceso, así que se gastaría producto innecesariamente y no se conseguiría la cuantía demandada de producto final.

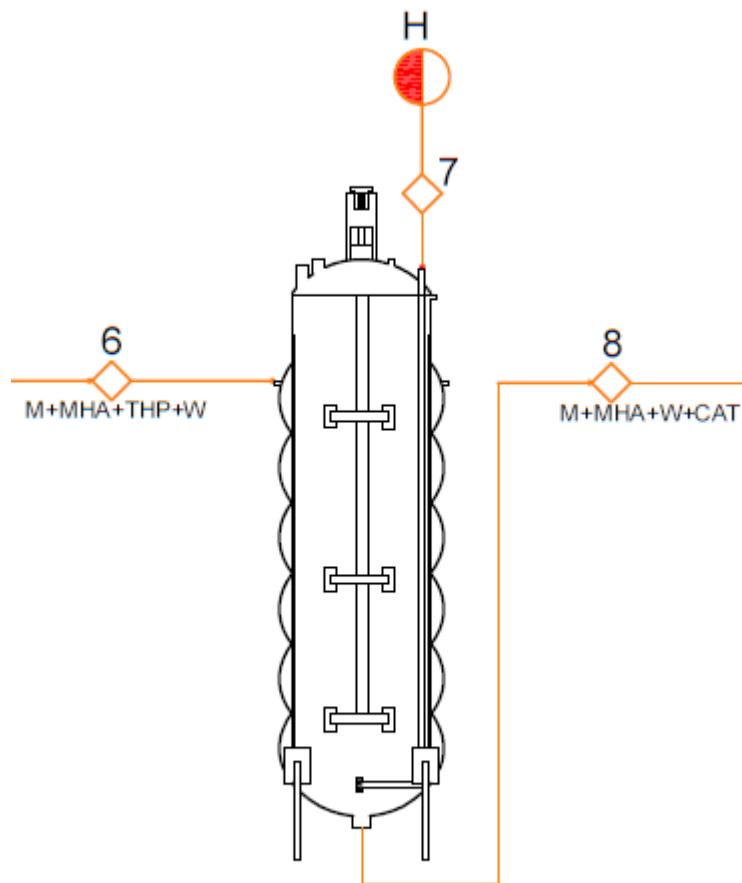
Se trata también de una reacción altamente exotérmica, por lo tanto, se necesita igual un buen sistema de refrigeración para poder controlar y trabajar siempre a la misma temperatura en los hidrogenadores. Para conseguir trabajar en condiciones óptimas en relación al control de temperatura y dispersión del gas, dichos reactores dispondrán de agitación para trabajar con gas teniendo en cuenta el diseño mecánico del reactor y una camisa refrigerante de media caña. En este caso la turbina escogida será de tipo *Rushton* en detrimento del agitador de placas planas que se usa para el reactor de ozonólisis.

11.3.1 ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES

Siguiendo con el balance de materia del proceso en discontinuo, se ha atribuido una entrada de hidrógeno de 1 respecto la entrada de hidroperóxido. Por lo que respecta al catalizador, la patente US 3,705,922 se recomienda usar una cantidad de entre 0,5 y 10% de *Palladium* en el catalizador (*alumina*), con un porcentaje recomendado del 5%. Además el catalizador recomendado por la patente es el *palladium on alumina* (Pd/Al₂O₃), este catalizador entrará al reactor en una relación de un 5% en peso de la cantidad de ácido maleico.

Con la cantidad de producto final ya definida se ha supuesto un volumen para poder trabajar en las condiciones descritas anteriormente y llegar al objetivo minimizando el número de ciclos de producción en los hidrogenadores. El volumen supuesto, teniendo en cuenta un sobredimensionamiento del 15% para poder trabajar con gas es de 19m³, con lo cual, el volumen operativo del reactor es de 16,15m³. Con este volumen supuesto se ha dimensionado los corrientes que se presentan a continuación.

En los reactores habrá tres corrientes principales por lo que respecta a la reacción 3, el del producto de los reactores R-201, R-202, R-203, R-204, R-205 y R-206 almacenado en los tanques T-201 y T-202, el corriente de hidrógeno gas y, por último, el corriente de catalizador. Puesto que la reacción es bifásica (líquido y gas) y tiene como objetivo hacer reaccionar todo el hidroperóxido para obtener más MHA, se mezclarán y homogenizarán los tres corrientes directamente en el reactor.



R-207/212

Figura 11.8 Corrientes pertenecientes al reactor hidrogenador.

Para poder definir las especificaciones que caracterizan el reactor, se ha diseñado teniendo en cuenta las corrientes de entrada junto con la de salida, se tienen en cuenta todos los compuestos presentes, aunque no participen directamente en la propia reacción. Con las siguientes ecuaciones se define el caudal de entrada total al reactor, necesario para saber que volumen debe tener el reactor.

$$\begin{aligned}
 Q_{m,in,Rx3} &= Q_{MHAAG} + Q_{MHPAG} + Q_{H_2O} + Q_{MetOH} + Q_{Catalizador} \\
 &= 2604,71 \frac{kg}{h} + 2997,87 \frac{kg}{h} + 1991,50 \frac{kg}{h} + 8660,42 \frac{kg}{h} + 142,61 \frac{kg}{h} \\
 &= 16254,50 \frac{kg}{h}
 \end{aligned}$$

Ecuación 11.84 Cálculo del caudal másico para Rx 3.

$$\begin{aligned}
 Q_{v,in,Rx3} &= Q_{MHAAG} + Q_{MHPAG} + Q_{H_2O} + Q_{MetOH} + Q_{Catalizador} \\
 &= 1,628 \frac{m^3}{h} + 1,578 \frac{m^3}{h} + 1,997 \frac{m^3}{h} + 10,935 \frac{m^3}{h} + 0,012 \frac{m^3}{h} = 16,14 \frac{m^3}{h}
 \end{aligned}$$

Ecuación 11.85 Cálculo del caudal volumétrico para Rx 3.

Este caudal, en relación con el volumen de los reactores permite trabajar con los cinco a la vez, llegando a obtener el corriente de salida, MHA (hemiacetal) mezclado con agua y metanol en condiciones óptimas.

A continuación se muestran las propiedades de los corrientes de entrada y salida, sus caudales másicos y volumétricos, la presión y temperatura, entre otros, de los reactores R-207, R-208, R-209, R-210, R-211 y R-212.

Tabla 11.21. Parámetros para el diseño mecánico del reactor de hidrogenación.

PROPIEDADES	UNIDADES	6	7	CAT	8
Fase vapor		0	1	0	0
Temperatura	°C	5	5	20	5
Presión	Atm	1	1	1	1
Flujo másico	kg/h	16254,50	49,39	142,61	16446,50
Caudal volumétrico	m³/h	16,14	560,55	0,012	16,64
Flujo molar	kmol/h	430,02	24,57	1,34	455,94
Fracción molar W		0,257	0	0	0,296
Fracción molar M		0,629	0	0	0,593
Fracción molar MHA		0,057	0	0	0,108
Fracción molar MHP		0,057	0	0	0
Fracción molar H ₂		0	1	0	0
Fracción molar Pd/Al ₂ O ₃		0	0	1	0,003

Como puede observarse, las condiciones de trabajo de los reactores son muy estándar, puesto que el reactor opera a una presión atmosférica (1,013 bar) y a 5°C. Estas condiciones hacen que el grosor de los reactores no sea muy grande.

11.3.2 TANQUE

Conocidos todos los caudales volumétricos en las entradas y salidas de los reactores se ha supuesto un volumen adecuado para poder trabajar en condiciones óptimas y cumplir con la demanda de producto para la columna reactiva. En la tercera reacción se trabajará a un volumen prácticamente idéntico al que se muestra anteriormente en la ecuación 11.85. Este valor se ha sobredimensionado un 20% dado que se trabaja con gas.

Con el volumen supuesto ($16,15\text{m}^3$) se ha realizado el balance presente en la tabla 11.21 donde se obtiene un valor de corriente de salida del hidrogenador que hay que utilizar en el siguiente paso del proceso (columna reactiva) como reactivo líquido de entrada. Entonces el volumen operativo sobredimensionado resulta 19m^3 .

Se considera una relación típica entre diámetro (D) y altura (H) para dimensionar el hidrogenador, teniendo en cuenta que este tipo de reactores son bastante más altos y estrechos para poder dispersar el gas con facilidad y conseguir una buena mezcla entre este y el líquido.

$$\frac{H_{cilindro}}{D_{int}} = 4$$

Ecuación 11.86 Relación entre la altura del cuerpo cilíndrico y el diámetro interior del reactor hidrogenador.

Conocido el volumen del reactor sobredimensionado (19m^3) y la relación de dimensionamiento se calcula el diámetro y la altura necesarios para satisfacer la demanda del volumen siguiendo las ecuaciones 11.43, 11.44 y 11.45 descritas anteriormente.

$$D^3 = \frac{V/\frac{\pi}{4}}{H/D_{int}} = \frac{19/\frac{\pi}{4}}{4} = 6,05\text{m}^3$$

$$D_{int} = \sqrt[3]{D^3} = \sqrt[3]{6,05} = 1,82\text{m}$$

$$H_{cilindro} = 4 \cdot D = 4 \cdot 1,82 = 7,29\text{m}$$

- Dimensionamiento del cabezal y el fondo.

Se ha estimado conveniente utilizar un cabezal y un fondo toriesféricos de tipo *Klopper* para los reactores R-207, R-208, R-209, R-210, R-211 y R-212. Este tipo de fondo y tapa esta normalizado en España según la normativa UNE 9201. Se caracterizan por las siguientes relaciones mostradas en las ecuaciones 11.46 y 11.47.

$$L_{cabezal} = 1 \cdot D_{int} = 1,82m$$

$$r_{cabezal} = 0,1 \cdot D_{int} = 0,182m$$

- Grosor de la tapa y del fondo, del cilindro y de la camisa refrigerante de media caña.

Como se ha citado anteriormente, las condiciones de trabajo en los reactores hidrogenadores hacen que el grosor del recipiente en general sea pequeño. Se ha medido el espesor con la misma relación de presiones que los reactores de ozonólisis. En este caso, la presión interna y externa son iguales, por lo tanto, el grosor será calculado para la misma presión.

Cabezal y fondo

A continuación se muestra la tabla de parámetros que se han seguido para calcular el grosor de la tapa y el fondo (t_{cyf}) según la ecuación que ha sido descrita en la ecuación 11.12.

Tabla 11.22. Parámetros para el diseño mecánico del cabezal y fondo toriesféricos del reactor hidrogenador.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
$P_{operación}$	psi	14,70
$P_{diseño}$	psi	44,09
$T_{operación}$	°C	5
$T_{diseño}$	°C	30
L	in	64,96
S	psi	18800
E		0,8
L/r		10
M		1,54

Respecto a la presión, hay que tener en cuenta que si hay algún defecto en el proceso, puede incrementar. Para eso, se tienen en cuenta los valores de presión de operación (1 atm) y el valor de presión de diseño, que debe ser 2 bares mayor que la presión de operación o un 15% superior. Estos cálculos se han descrito en las ecuaciones 11.4 y 11.5.

El parámetro S refiere al esfuerzo a la temperatura de diseño, la cual se ha escogido de 30°C (25°C superior a la temperatura de operación). El material usado será AISI 316 de nuevo. Conocido el material, se le atribuye un valor de esfuerzo según la temperatura, en este caso de 30°C, lo que supone 18800psi.

El factor M resulta de las fórmulas de diseño según la presión y se establece en 1,54 según la relación L/r. El coeficiente E de eficiencia escogido es de 0,8. Además se le ha añadido unos sobre grosores descritos en las ecuaciones 11.9 y 11.10 junto con el sobre grosor de 1mm en referencia a los daños que pueda causar la corrosión.

Entonces, el valor de t_{cyf} es de 0,147in, lo que corresponde a 3,73mm. Teniendo en cuenta los valores de los sobre grosores, el valor final de grosor para la tapa y fondo es de 5,36mm. Finalmente se escoge el valor mínimo de espesor de 6mm.

Cilindro

Para el cálculo del cilindro se muestran a continuación el valor de los parámetros utilizados, añadiendo solamente el parámetro R correspondiente al radio del cilindro.

Tabla 11.23. Parámetros para el diseño mecánico del cuerpo cilíndrico del reactor hidrogenador.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
P _{operación}	psi	14,70
P _{diseño}	psi	44,09
T _{operación}	°C	5
T _{diseño}	°C	30
R	in	35,87
S	psi	18800
E		0,8

El valor resultante de t_{cil} es de 0,211in, lo que corresponde a 5,36mm. Teniendo en cuenta los mismos valores de los sobre grosores, el valor final de grosor para el cilindro es de 6,98mm. Se escoge un espesor de 7mm.

Camisa refrigerante de media caña

El cálculo del grosor para la camisa refrigerante es exactamente igual al del cilindro, cambiando únicamente el valor de R y la presión. Se usa la presión de prueba para el diseño del espesor.

A continuación se muestran los parámetros utilizados.

Tabla 11.24. Parámetros para el diseño mecánico de la camisa refrigerante del reactor hidrogenador.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
P _{operación}	psi	14,70
P _{diseño}	psi	44,09
P _{prueba}	psi	66,14
T _{operación}	°C	-10
T _{diseño}	°C	15
R	in	2,36
S	psi	18800
E		0,8

Conocidos estos parámetros se calcula el espesor de la camisa según la ecuación 11.49 ya descrita.

El valor resultante de t_{camisa} es de $1,04 \cdot 10^{-2}$ in, lo que corresponde a 0.264mm. Teniendo en cuenta los mismos valores de los sobre grosores, el valor final de grosor para la camisa refrigerante es de 1,90mm. Dado que el espesor de la camisa es menor a 6mm, se usará el valor mínimo de espesor (6mm) para la camisa refrigerante.

- Altura total del hidrogenador.

La altura total del equipo resulta de la suma de la altura del cuerpo cilíndrico más la altura del cabezal y la altura del fondo. En este caso, el fondo y el cabezal son iguales y, por tanto, se puede calcular la altura del cabezal y fondo con el método que se ilustra en la figura 11.3. Junto con esto y siguiendo la ecuación 11.16 se obtiene un valor de altura total del reactor de:

$$H_{total} = H_{cilindro} + h_{cabezal} + h_{fondo} = 8,21m$$

- Peso del reactor.

El peso de los reactores que se diseñan es importante conocerlo porque deberá ser soportado por patas al tratarse de equipos con cabezales y fondos toriesféricos. Por eso se calcula el peso del reactor en vacío, lleno de agua y en el 100% de operación.

Peso vacío

Para el cálculo del peso vacío del reactor se tienen en cuenta los volúmenes de fondo y tapa, cilindro y camisa. Para obtener los volúmenes se utiliza la superficie de cada uno de ellos. Como en los reactores diseñados anteriormente, se usan las ecuaciones 11.50, 11.51, 11.52, 11.53 y 11.54 para calcular los volúmenes.

$$V_{cyf} = S_{cyf} \cdot t_{cyf}$$

$$V_{cilindro} = \pi \cdot D_{ext} \cdot H_{cilindro} \cdot t_{cilindro}$$

$$V_{camisa} = A_{camisa} \cdot t_{camisa}$$

$$S_{cyf} = 0,99 \cdot D_{ext}^2$$

$$D_{ext} = D_{ext} + t_{cilindro} + t_{cyf}$$

Los valores siguientes han sido usados para calcular todas las ecuaciones anteriores, excluyendo los parámetros que ya han sido mencionados.

Tabla 11.25. Parámetros para el diseño mecánico de la camisa refrigerante del reactor hidrogenador.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
S _{cyf}	m ²	3,29
A _{camisa}	m ²	154,41

Resultando los volúmenes siguientes:

Tabla 11.26. Volúmenes para el cálculo del volumen total del equipo.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
V _{tapa}	m ³	0,018
V _{fondo}	m ³	0,018
V _{cilindro}	m ³	0,291
V _{camisa}	m ³	0,926

Así pues, el volumen total que se calcula a continuación junto con la densidad del material con el que se trabajará, AISI 316 ($\rho=7960 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$), resulta el peso total del equipo vacío. Siguiendo pues las ecuaciones 11.22bis (variante de la ecuación 11.22) y 11.25, se obtienen los siguientes valores:

$$V_{total} = V_{tapa} + V_{fondo} + V_{cilindro} + V_{camisa} = 1,253\text{m}^3$$

$$Peso_{vacío} = V_{total} \cdot \rho_{AISI\ 316} = 9973,59\text{kg}$$

Peso lleno de agua

Para calcular el peso del reactor lleno de agua se debe tener en cuenta la densidad del agua ($\rho=997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$), además del volumen total del reactor (19m^3) y el peso del reactor vacío tal como se muestra en la ecuación 11.26.

$$Peso_{lleno\ agua} = Peso_{vacío} + (V_{reactor} \cdot \rho_{agua}) = 28916,59\text{kg}$$

Peso al 100% de operación

Para calcular el peso del reactor al 100% de operación se debe tener en cuenta la densidad de los reactivos, su volumen, el volumen del reactor (19m^3) y el peso del reactor vacío como se muestra en la ecuación 11.27bis (variante de la ecuación 11.27).

$$Peso_{operación} = Peso_{vacío}$$

$$\begin{aligned} &+ \left(V_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} + V_{MetOH} \cdot \rho_{MetOH} + V_{MHAAG} \cdot \rho_{MHAAG} + V_{MHPAG} \cdot \rho_{MHPAG} \right. \\ &\left. + V_{Pd/Al_2O_3} \cdot \rho_{Pd/Al_2O_3} + \left([V_{total} - \sum V_{reactivos}] \cdot \rho_{MetOH} \right) \right) = 28627,90\text{kg} \end{aligned}$$

A continuación se muestran los valores de los parámetros utilizados en la ecuación anterior:

Tabla 11.27. Volúmenes para el cálculo del peso de operación.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
V_w	m^3	1,997
V_m	m^3	10,935
V_{MHA}	m^3	1,628
V_{MHA}	m^3	1,578
V_{Pd/Al_2O_3}	m^3	0,012
ρ_w	kg/m^3	997
ρ_m	kg/m^3	792
ρ_{MHA}	kg/m^3	1600
ρ_{MHA}	kg/m^3	1900
ρ_{Pd/Al_2O_3}	kg/m^3	12020

11.3.3 CAMISA DE REFRIGERACIÓN

El tipo de camisa escogido ha sido también del tipo media caña. Se ha diseñado la media caña para que pueda mantener la temperatura del reactor en 5°C para llevar a cabo la tercera reacción. A continuación se muestra los cálculos realizados para dimensionar la camisa refrigerante de media caña.

- Dimensionamiento de la camisa de media caña.

Caudal de calor de reacción (Rx 3)

$$Q_{generado,3} = V_{reactivos,3} \cdot \Delta H_{r,3} \cdot r_3 \quad \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Ecuación 11.87 Calor generado en la reacción 3.

$$\Delta H_{r,3} = \Delta H_3 \cdot (\Delta C_p \cdot (T_{op} - T_{CN})) \quad \left[\frac{kJ}{kmol} \right]$$

Ecuación 11.88 Entalpia de formación de la reacción 1.

$$\Delta H_3 = \sum v_i \cdot \Delta H_i \quad \left[\frac{kJ}{kmol} \right]$$

Ecuación 11.89 Calor de formación de la reacción 3.

$$\Delta Cp_3 = \sum v_i \cdot Cp_i \quad \left[\frac{kJ}{kmol \cdot K} \right]$$

Ecuación 11.90 Incremento del calor específico de la reacción 3.

Para la reacción 3, la temperatura de operación (Top) es de 278K y la temperatura en condiciones normales es de 298K. El calor específico y de formación se ha escogido de la base de datos. La velocidad de reacción (r) ha sido extraída con los valores experimentales calculados a partir del balance de materia. Por otro lado, los coeficientes estequiométricos de cada compuesto (v_i) han sido escogidos siguiendo la ecuación de la reacción 1 (ecuación 11.36). El calor generado de la reacción 3 es de $5,63 \cdot 10^6$ kJ/h.

Área de la camisa de refrigeración

Se ha calculado el área de la camisa de refrigeración para la reacción 3 con un valor del coeficiente global U calculado según la ecuación 11.59 y sobredimensionándola un 15% para tener en cuenta el calor de agitación.

Se ha estimado el coeficiente global de transmisión de calor por valor de $1937,62 \frac{W}{m^2 \cdot K}$ para la reacción 3.

Para la reacción 3 se obtiene un área de $154,41 m^2$. Se procede a calcular los caudales de refrigerante necesario para enfriar el reactor, además de las variables citadas para el dimensionamiento físico.

Caudal de etilenglicol necesario para el enfriamiento

Para el cálculo del caudal de etilenglicol que se necesita para enfriar el reactor se ha tenido en cuenta el calor generado de la reacción 3, el calor específico del refrigerante (2,54 kJ/kg) y el incremento de temperatura del refrigerante, en este caso 10, puesto que entra a $-10^\circ C$ y opera a $0^\circ C$.

$$m_3 = \frac{Q_{generado,3}}{Cp_r \cdot \Delta T_3} = 2,22 \cdot 10^5 \frac{kg}{h}$$

Ecuación 11.91 Cálculo del caudal del etilenglicol.

Diámetro de la media caña

Una vez calculado el caudal de etilenglicol necesario para enfriar el reactor se puede diseñar el dimensionamiento físico de la camisa refrigerante de media caña. Para ello se debe saber que la densidad del refrigerante equivale a $\rho=1116 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Además se ha estimado una velocidad típica de refrigerante de aproximadamente $5,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}$, equivalente a $19756,10 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$. A continuación se muestran las ecuaciones que dimensionan la media caña, descritas anteriormente como 11.64 y 11.65.

$$Q_{vr,3} = \frac{m_3}{\rho_r} = 198,61 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Ecuación 11.92 Cálculo del caudal volumétrico de etilenglicol.

$$S = \frac{Q_{vr,3}}{\nu_{r,3}} = 1,01 \cdot 10^{-2} \text{m}^2$$

Ecuación 11.93 Cálculo del área de paso.

$$r_{camisa} = \sqrt{\frac{S \cdot 2}{\pi}} = 0,08 \text{m}$$

$$D_{camisa} = 2 \cdot r_{camisa} = 0,16 \text{m}$$

Número de vueltas y separación entre las vueltas de la media caña

Para calcular el número de vueltas de la camisa se debe saber la longitud total de esta y la longitud de una vuelta. Se definen a continuación partiendo de las ecuaciones 11.66, 11.67 y 11.68:

$$L_{camisa} = \frac{A_{camisa}}{D_{camisa}} = 482,52 \text{m}$$

$$L_{vuelta} = \pi \cdot D_{ext} = 11,49 \text{m}$$

$$N_{vueltas} = \frac{L_{camisa}}{L_{vuelta}} = 42$$

A continuación se calcula el grosor de la camisa (por vuelta) y la separación que debe haber entre vuelta y vuelta según las ecuaciones 11.69 y 11.70.

$$Grosor = D_{camisa} + (2 \cdot Grosor_{tubería}) = 0,16 + (2 \cdot 0,005) = 0,17m$$

$$Sep_{vueltas} = \frac{H_{total} - (N_{vueltas} \cdot Grosor)}{N_{vueltas} - 1} = 3,65mm$$

Esa distancia entre vueltas es muy pequeña dado que se necesita mucha longitud de media caña para mantener un reactor de 8,21m de altura a 5°C durante todo el proceso con una reacción muy exotérmica.

11.3.4 AGITADORES Y DEFLECTORES

- Agitador

Para asegurar la correcta homogenización del líquido con el hidrógeno gas y, además, el catalizador de Pd/Al₂O₃, se ha diseñado un agitador de tipo turbina *Rushton* con siete hélices y con capacidad de poner una octava hélice si fuese necesario. Se muestra a continuación el proceso para el cálculo de las características del agitador siguiendo ciertas correlaciones.

Revoluciones por minuto

$$N_{RPS} = \left(\frac{Re \cdot \mu_L}{D_{agitador} \cdot \rho_L} \right)$$

Ecuación 11.94 Correlación para el cálculo de revoluciones por minuto del agitador.

Los parámetros de esta ecuación se representan en la siguiente tabla:

Tabla 11.28. Parámetros que describen el diseño mecánico del agitador tipo *Rushton*.

PARÁMETROS	DESCRIPCIÓN	UNIDADES	VALOR
N _{RPS}	Número de revoluciones por segundo	rps	1,90
D _{agitador}	Diámetro del agitador, 1/4·D _{reactor}	m	0,46
μ _L	Viscosidad del líquido (mezcla)	Pa·s	1,7·10 ⁻⁴
Re	Número de Reynolds		2,66·10 ⁶
ρ _L	Densidad del líquido (mezcla)	kg/m ³	642,97

El número de revoluciones por segundo es de 3, equivalente a 180rpm.

Potencia

Siguiendo la figura 11.5, se escoge un número de potencia (N_P) equivalente a 5,46. El número de potencia sirve para el consiguiente cálculo de la potencia del agitador para líquidos. En este caso, para turbina *Rushton* se debe corregir ese número de potencia (N_{PC}) mediante la siguiente ecuación:

$$N_{PC} = N_P \frac{W_{agitador}/D_{agitador}}{1/5}$$

Ecuación 11.95 Cálculo del número de revoluciones por segundo corregido.

Donde W es el ancho del agitador, equivalente a un 20% del diámetro del tanque (0,3644m). La relación 1/5 se describe en la figura 11.5 para agitadores de tipo turbina *Rushton*.

$$P = N_{PC} \cdot (\rho_L \cdot N_{RPS}^3 \cdot D_{agitador}^5) = 7433,24W$$

Ecuación 11.96 Potencia del agitador tipo turbina *Rushton* para líquidos.

Debiendo trabajar con sistemas bifásicos, se utiliza la ecuación 11.74 para el cálculo de la potencia real, la cual equivale a 4088,28W.

Número de burbujeo

El número de burbujeo depende de un valor determinado por la turbina (K), será 5 debido a la relación 1/5. Entonces, el número de burbujeo (N_B), siguiendo la ecuación 11.75 resulta 1,417.

Radio de acción

Por último, el radio de acción indica si el agitador está capacitado para trabajar en el reactor diseñado. Este, pues, debe ser mayor que el diámetro del reactor para una homogeneización correcta. Según la ecuación 11.76 se ha calculado el radio de acción resultando un valor de 44,56m.

- Deflectores

Los deflectores, igual que en los ozonizadores, son muy necesarios para tratar de minimizar la posibilidad de que surjan vórtices en el reactor. Eso provoca una mejora en la agitación y, en consecuencia, en la transferencia de materia.

Se ha diseñado para implantar 4 deflectores a lo largo de las paredes del tanque. Se van a situar de forma vertical y radial.

El ancho de los deflectores se describe según la ecuación 11.77 y resulta un valor para J_{defl} equivalente a 0,182m.

La distancia entre la pared del reactor y la placa deflectora se define según la ecuación 11.78 y resulta un valor para f_{defl} equivalente a 0,0364m.

11.3.5 BURBUJEOS DE HIDRÓGENO

Tal como se ha descrito anteriormente en el apartado de burbujeo de ozono, el gas entrará al reactor a través de un tubo de buzo. Este tubo se sumerge en el reactor pasando por el costado de la pared hasta llegar debajo del agitador donde se angula 90º acabando en un difusor agujereado por donde se dispersa finalmente el hidrógeno.

El tubo de buzo tendrá un diámetro equivalente a la mitad del diámetro del agitador, según la ecuación 11.79 resultando $D_{\text{buzo}}=0,23\text{m}$.

Las burbujas tendrán un diámetro que viene dado por la correlación del número de Reynolds (ecuación 11.80) dado que se considera que las burbujas no son uniformes.

La siguiente tabla muestra los valores escogidos para calcular el Reynolds.

Tabla 11.29. Parámetros que describen el diseño mecánico del tubo de buzo.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
w_0	kg/s	0,014
d_0	m	$3 \cdot 10^{-3}$
μ_{gas}	kg/m·s	$8,40 \cdot 10^{-6}$
Re		$6,93 \cdot 10^5$

Se obtiene un número de Reynolds que describe un régimen turbulento, este se aplica al cálculo del diámetro de la partícula según la ecuación 11.81. Resultando un diámetro de partícula de $3,57 \cdot 10^{-3} \text{m}$.

El número de agujeros del elemento dispersor se ha calculado según la ecuación 11.82 teniendo en cuenta diversos parámetros que se muestran en la tabla 11.30.

Tabla 11.30. Parámetros que describen el diseño mecánico del tubo de buzo.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
$N_{AGUJEROS}$		545
Q_{gas}	m^3/s	$1,64 \cdot 10^{-4}$
$A_{agujeros}$	m^2	$1,00 \cdot 10^{-5}$
$v_{típica}$	m/s	0,03

11.3.6 FILTROS: F-201, F-202, F-203, F-204, F-205 Y F-206

Por último, dado que se trabaja en discontinuo con reactor catalizado y, además, ese catalizador no debe entrar en la columna reactiva, se ha decidido implantar un filtro a la salida de cada hidrogenador previo al transporte del producto resultante a los tanques de almacenaje T-203, T-204 y T-205.

Así pues, se trata de cinco filtros activos más uno de recambio para cualquier imprevisto que pueda surgir durante el proceso o por motivos de mantenimiento.

Los filtros serán comprados a un proveedor externo, serán de tipo *Cuno* y serán diseñados con la capacidad de satisfacer el caudal volumétrico de la salida de cada hidrogenador. El modelo escogido es el Betafine XL, capacitado para filtrar la medida de partícula de catalizador deseada.



Figura 11.9 Filtro de tipo *Cuno*. Modelo Beafine XL.

11.3.7 DISEÑO DEL TANQUE DE ALMACENAJE DE LOS PRODUCTOS DE LOS REACTORES DE HIDROGENACIÓN: T-203, T-204 Y T-205

El diseño de los tanques de almacenaje de los productos que salen de los reactores de hidrogenación se ha realizado de la misma manera que los tanques de almacenaje de los productos de los reactores de ozonólisis. Entonces, se trata de tres tanques de 63,76m³ de capacidad, con cabezal y fondo toriesféricos.

Dado que el producto de salida debe ir directamente a la columna reactiva de forma continua, se ha diseñado el tanque de almacenaje con una capacidad para almacenar igual al volumen total de salida de los hidrogenadores. Así pues, el tanque es capaz de almacenar el producto de salida de los hidrogenadores de un día entero. Estos tanques almacenaran el producto de salida a temperatura ambiente y a presión atmosférica, aunque la presión y condiciones de diseño son a una presión más elevada, por lo tanto, para el diseño de estos tanques se ha utilizado el código ASME.

El producto almacenado será transportado mediante tuberías e impulsado por bombas hacia la columna reactiva, donde entrará de forma continua junto con el vapor de agua sobrecalefactado para obtener el producto final deseado, ácido glioxílico al 50%.

A continuación se muestra la tabla de los parámetros de diseño calculados para dichos tanques.

Tabla 11.31. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje del producto de salida de los reactores de hidrogenación.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	63,76	m^3
nº tanques	3	
H/D_{int}	1,25	
D_{ext}	4,03	m
H_{cuerpo}	5,02	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	
h_{cyf}	0,825	m
H_{total}	6,67	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	980,26	kg/m^3
Ocupación del tanque	71,85	%
S	18800	psi
E	0,85	
t_{cyf}	10,99	mm
t_{cuerpo}	13,56	mm
$P_{operación}$	1,013	bar
$P_{diseño}$	3,040	bar
MAWP_{cuerpo}	7,50	bar
MAWP_{cabezal}	3,96	bar
$T_{operación}$	20	$^{\circ}C$
$T_{diseño}$	70	$^{\circ}C$
Material tanque	AISI 316	
$\rho_{AISI316}$	7960	kg/m^3
$r_{toriesferico}$	15,67	in
L/r	10	
M	1,54	
Peso_{vacío}	9648,76	kg
Peso_{operación}	17216,10	kg

11.4 DISEÑO DE LA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN REACTIVA DE HIDRÓLISIS: C-301

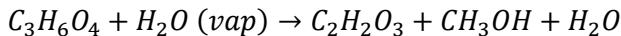
La rectificación es una de las operaciones más usadas y más eficiente para separar mezclas. Se basa en evaporaciones y condensaciones sucesivas que provocan una separación creciente de los componentes de una mezcla a lo largo de las diferentes etapas que rigen la columna de rectificación. Además, se añade a la columna que se necesita también un proceso de hidrólisis que puede realizarse en la propia columna de rectificación añadiendo un corriente de vapor de agua a contracorriente. La hidrólisis es un proceso que consiste en romper las moléculas de agua, utilizada como disolvente en este caso, para así formar distintas uniones de los átomos que la componen (hidrógeno y oxígeno) con la otra sustancia presente en el medio reactivo, en este caso el MHA. Para el diseño de la producción de ácido glicoxílico al 50% se ha propuesto diseñar una columna reactiva, donde el hemiacetal presente en la entrada de esta sea convertido a ácido glicoxílico al 45% que será extraído por colas y se purificará en un tanque de evacuación para llegar al 50% establecido. Además, el trabajar en una columna permite poder separar el metanol presente en el equipo en su totalidad por arriba, junto con vapor de agua.

Puesto que poner en marcha una columna y poder trabajar en estado estacionario conlleva mucho tiempo dependiendo de las dimensiones de la columna, se ha decidido trabajar en régimen continuo aunque la mayoría del proceso, reactor e hidrogenador, opere en discontinuo.

Así pues, para el diseño de una columna hay que tener en cuenta principalmente las condiciones de operación y el cálculo riguroso de los parámetros teóricos de la columna.

La planta de producción de ácido glicoxílico cuenta con una columna de rectificación donde se produce una hidrólisis del compuesto hemiacetal. Como se ha mencionado anteriormente operará en régimen continuo, por lo que siempre contará con una composición y cantidad de alimentación en la entrada que será constante, así como las diferentes condiciones de operación.

La reacción que se lleva cabo en esta columna es la siguiente:



Ecuación 11.97 Reacción (*Rx 4*) para la obtención de ácido glioxílico al 45% previo a la concentración de este hasta el 50%.

El cálculo físico y teórico de las columnas se basa en conceptos básicos de operaciones de separación, el uso de correlaciones gráficas para el dimensionamiento del empacado y la aplicación del código ASME en cuanto a diseños de recipientes a presiones elevadas aunque el equipo opere a presión atmosférica. Además se ha usado el método de correlaciones presente en *Treybal* para obtener esos datos mecánicos.

11.4.1 ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES

A partir del último paso del proceso en discontinuo, donde sepáramos el producto requerido por la columna del catalizador en unos filtros tipo *Cuno*, se sigue con el balance de materia teniendo en cuenta la patente US 5,068,417 donde se describen ciertas relaciones entre reactivos y productos para obtener el ácido glioxílico demandado. Cabe destacar la entrada de vapor de agua sobrecalentado, dicha patente recomienda usar una relación másica con un exceso de entre 1,2 y 1,5 prefiriendo 1,35 entre el vapor de agua y la entrada de líquido a la columna.

Con la cantidad de producto final de 60Tn definida se ha calculado los caudales de reactivos (producto de los hidrogenadores) necesarios para satisfacer dicha cantidad.

En la columna habrá tres corrientes principales por lo que respecta a la reacción 4 (ecuación 11.97): el del producto de los reactores R-207, R-208, R-209, R-210, R-211 y R-212 almacenado en los tanques T-203, T-204 y T-205, el corriente de agua en forma de vapor sobrecalentado, además del corriente de reflujo del producto de la columna que equivale a un 21,48% de la entrada de líquido. Puesto que la reacción es bifásica (líquido y vapor) y tiene como objetivo hacer reaccionar todo el MHA y homogenizaran los tres corrientes directamente en la columna mediante un reflujo del corriente líquido que sale por colas.

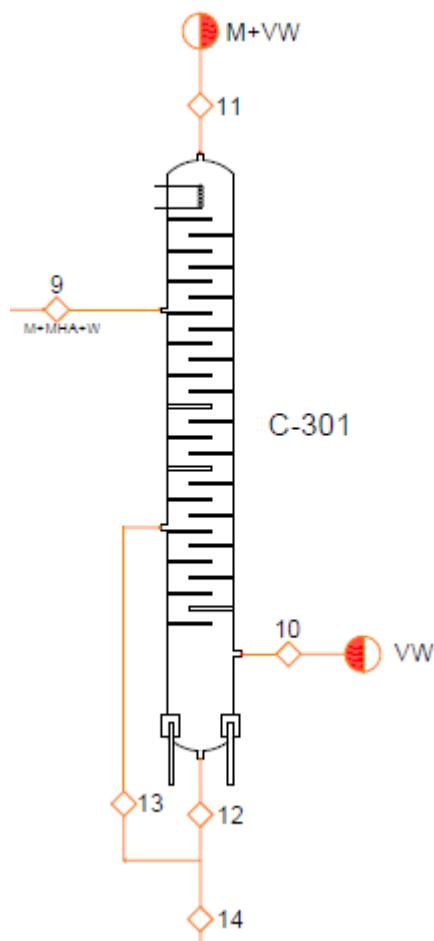


Figura 11.10 Corrientes pertenecientes a la columna reactiva.

Para poder definir las especificaciones que caracterizan la columna reactiva, se ha diseñado teniendo en cuenta las corrientes de entrada junto con las de salida. Con las siguientes ecuaciones se define el caudal de entrada total al reactor, necesario para saber que caudal de entrada debe tener la columna.

$$Q_{m,in,Rx4} = Q_{MHAAG} + Q_{H_2O} + Q_{MetOH} = 2125 \frac{kg}{h} + 992,88 \frac{kg}{h} + 3532,70 \frac{kg}{h} = 6650,58 \frac{kg}{h}$$

Ecuación 11.98 Cálculo del caudal másico para Rx 4.

Por lo cual el caudal del líquido usado como alimento en la columna equivale a 1,85 en unidades de $\frac{kg}{s}$.

$$Q_{v,in,Rx4} = Q_{MHAAG} + Q_{H_2O} + Q_{MetOH} = 1,328 \frac{m^3}{h} + 0,996 \frac{m^3}{h} + 4,460 \frac{m^3}{h} = 6,784 \frac{m^3}{h}$$

Ecuación 11.99 Cálculo del caudal volumétrico para Rx 4.

Hay que tener en cuenta que la columna trabajará en continuo, por lo tanto, interesa trabajar con el caudal mísico de kilogramos por segundo. También hay que tener en cuenta el caudal mísico de agua en forma de vapor que entrará en la columna según la relación mísica expuesta anteriormente.

$$Q_{vaporH_2O} = Q_{m,in,Rx4} \cdot 1,35 = 8978,29 \frac{kg}{h}$$

Ecuación 11.100 Cálculo del caudal mísico del vapor de agua para la Rx 4.

Lo que equivale a un caudal mísico de vapor de agua en la entrada de la columna de 2,49 en unidades de $\frac{kg}{s}$.

A continuación se muestran las propiedades de los corrientes de entrada y salida, sus caudales mísicos y volumétricos, la presión y temperatura, entre otros, de la columna C-301.

Tabla 11.32. Propiedades de los corrientes para el diseño mecánico de la columna reactiva.

PROPIEDADES	UNIDADES	9	10	11	12	13	14
Fase vapor		0	1	1	0	0	0
Temperatura	°C	25	165	90	110	110	110
Presión	Atm	1	6,90	1	1	1	1
Flujo mísico	kg/h	6650,58	8978,29	12987,44	3361,82	720,39	2641,43
Caudal volumétrico	m³/h	6,784	9,005	4,496	2,974	0,637	2,337
Flujo molar	kmol/h	185,44	498,52	588,73	122,35	26,22	96,13
Fracción molar W		0,297	1	0,813	0,831	0,831	0,831
Fracción molar M		0,595	0	0,187	0	0	0
Fracción molar MHA		0,108	0	0	0	0	0
Fracción molar AG		0	0	0	0,167	0,167	0,167
Fracción molar AO		0	0	0	0,002	0,002	0,002

Con estos datos y los descritos en la patente se ha calculado, realizando un balance de materia: el caudal de reflujo de la columna, el caudal de salida de la columna al tanque de concentración del ácido glioxílico y el caudal de salida del tanque de concentración para el propio ácido glioxílico y para el agua sobrante.

11.4.3 SELECCIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN Y CÁLCULO RIGUROSO DE LOS PARÁMETROS TEÓRICOS DE LA COLUMNA

11.4.3.1 Selección de las condiciones de operación

Para llevar a cabo correctamente el diseño de la columna de rectificación con hidrólisis hay que tener en cuenta que existen distintas condiciones de operación que pueden ser escogidas pero otras vendrán marcadas por el propio proceso descrito en la patente.

Así pues, las condiciones limitadas son:

- Caudal y composición de alimentación a la entrada de la columna.
- Caudal de reflujo.
- Requerimientos especiales de los componentes químicos rectificados.
- Número de platos.
- Diferencia de temperatura entre condensador y *reboiler*.

De entre esas condiciones, el reflujo del 21,48% sobre la entrada de líquido corresponde a un reflujo calculado que corresponde a la relación $(L/D)=0,27$.

Por otra parte, las condiciones elegibles son:

- Temperatura de entrada del alimento.
- Presión del condensador y *reboiler*.
- Temperatura de condensador y reboiler teniendo en cuenta la diferencia entre cabeza y fondo.
- Caudal y pureza del producto.
- Dimensionamiento de los platos.

Las condiciones a escoger dependerán de unos objetivos que habrá que satisfacer, estos son:

- Máxima separación.
- Minimización de la energía utilizada para la operación de la columna.
- Minimización del coste del equipo.
- Temperatura escogida en el condensador y *reboiler* Acorde con la diferencia de temperatura entre ambos.
- Pureza del producto dentro del rango de salida.

Para minimizar el coste hay que realizar un estudio de este en función del número de etapas, el reflujo, la temperatura, la presión, la pureza del producto y el dimensionamiento de la propia columna, entre otros. Realizado dicho estudio se procedería a encontrar el equilibrio entre el coste y la producción que daría viabilidad a la operación con el equipo diseñado.

Determinadas las diferentes variables y condiciones de operación se procede a simular el proceso de rectificación con hidrólisis mediante el método presente en *Treybal*.

11.4.4 ELECCIÓN, DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO INTERNO

En este punto se comentan los aspectos generales del diseño de la columna en el proceso, se tiene que tener en cuenta diferentes factores:

- El tipo de plato o bandeja.
- La velocidad del vapor, que es el factor más importante para determinar el diámetro de la columna.
- El espaciado entre platos, que es el factor más importante para fijar la altura de la columna una vez se conoce le número de etapas.

11.4.4.1 Elección del tipo de columna

Una de las primeras decisiones es seleccionar el tipo de plato o bandeja, el requisito principal de un plato es proporcionar una mezcla entre los corrientes del líquido y el vapor, ser capaz de tratar las cantidades adecuadas de vapor y de líquido sin arrastre o inundación excesiva. Los platos más utilizados son los platos perforados, los platos de válvula y los platos de campana de borboteo, aunque hoy en día estos últimos se tienen a remplazar por los primeros debido a su alto coste. Se ha decidido emplear platos perforados por diferentes razones. Por un lado, presenta una construcción sencilla, se perfora con pequeños agujeros la vendeja, lo cual da lugar a un bajo coste. Junto a ello, se caracterizan por su versatilidad y facilidad a la hora de realizar la limpieza del equipo. Un inconveniente de este tipo de plato es que la corriente líquida descienda goteando a través de los agujeros, este problema se soluciona si el gas tiene una velocidad de paso relativamente alta.

Existen diferentes disposiciones en la columna para realizar el contacto entre las diferentes fases, con respecto al camino que recorre el líquido en el plato se utiliza el flujo cruzado, el cual los platos donde se aloja el líquido y las perforaciones por donde sube el vapor y entra en contacto con el líquido, mientras que el líquido circula de un plato a otro a través del vertedero.

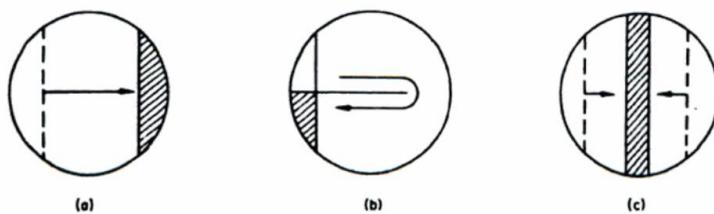


Figura 11.11 Disposiciones para el flujo del líquido sobre un plato, (a) flujo cruzado (b) flujo invertido (c) doble paso.

11.4.4.2 Diseño y dimensionamiento interno

Una vez se ha definido los aspectos de la columna anteriores, se procede al detalle de las distintas partes internas y dimensiones geométricas. Es importante comentar que parte del diseño hidráulico se basa en parámetros bibliográficos.

- Número de platos y espaciamiento entre ellos

Número de platos

La columna reactiva que se utiliza para la producción de ácido glioxílico al 50% tiene una disposición de 27 platos como se define en la patente *US 5,068,417*.

Espaciamiento entre platos

El espaciamiento entre los platos (t_p) se escoge con base en facilitar la construcción, mantenimiento y coste. Normalmente, se recomienda un diámetro de columna comprendidos entre 1 y 3 m, por lo que se escogerá un valor de espaciamiento de 0,3m.

- Diámetro de la columna

El diámetro de la columna (D_c), y en consecuencia, su área transversal debe ser lo suficientemente grande para facilitar el flujo de gas y el líquido dentro de una región satisfactoria, dicha región tiene límite superior en la inundación y su límite inferior en el lloriqueo. Se explican ambos fenómenos para comprender la determinación del diámetro óptimo:

- Cuando existe una diferencia elevada de presión en el espacio entre los platos, el nivel del líquido que abandona un plato a presión relativamente baja y entra en otro con elevada presión, necesariamente debe ocupar una posición elevada en los vertederos. Al aumentar la diferencia de presión debido al aumento en el flujo de gas o del líquido, el nivel del vertedero aumentará más aún para permitir que el líquido entre en el plato inferior. Un incremento del flujo de gas o líquido agrava la situación, y el líquido puede llenar todo el espacio entre los platos por lo que la columna quedaría inundada y eso implica a que la eficiencia de los platos disminuiría.

- Al contrario, si la velocidad del vapor es muy baja, parte del líquido caerá a través de los orificios del plato por los que el vapor debería ascender, produciéndose así el fenómeno de lloriqueo o goteo.

Según esto, se trabajará a velocidades de vapor comprendidas entre la máxima (inundación) y mínima (lloriqueo), aunque claramente más próxima a la primera, con el fin de mejorar la eficiencia del plato.

Para realizar el cálculo del diámetro de la columna reactiva que se emplea en la producción de ácido glicoxílico al 50% se utilizan las ecuaciones que se describen a continuación.

La correlación empleada indica que la velocidad máxima permisible para evitar la inundación (v_F), se define como la relación entre el caudal volumétrico del vapor y área neta del plato, y es proporcional a $\left[\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}\right]^{0,5}$:

$$v_F = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Ecuación 11.101 Cálculo de la velocidad máxima permisible para evitar la inundación.

Donde v_F es la velocidad de inundación en unidades de $\frac{m}{s}$, K_1 es el coeficiente de inundación, ρ_L es la densidad del líquido y ρ_V la del vapor, ambas en unidades de $\frac{kg}{m^3}$.

Para platos perforados, se utiliza la siguiente expresión empírica que depende la tensión superficial y de dos parámetros, α y β :

$$\alpha = 0,0744 \cdot d_{ep} + 0,01173$$

Ecuación 11.102 Correlación parámetro alfa.

$$\beta = 0,0304 \cdot d_{ep} + 0,015$$

Ecuación 11.103 Correlación parámetro beta.

$$F_{LV} = \frac{W_L}{W_V} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}}$$

Ecuación 11.104 Correlación para platos perforados.

Donde F_{LV} es un parámetro de flujo, W_L es el caudal másico del líquido equivalente a $Q_{m,in,Rx4}$ y W_V es el caudal másico del vapor equivalente a Q_{vaporW} en unidades de $\frac{kg}{s}$. Resultando un valor para F_{LV} de 11,51.

Con este valor se recurre al gráfico siguiente para obtener el parámetro de flujo K_1 .

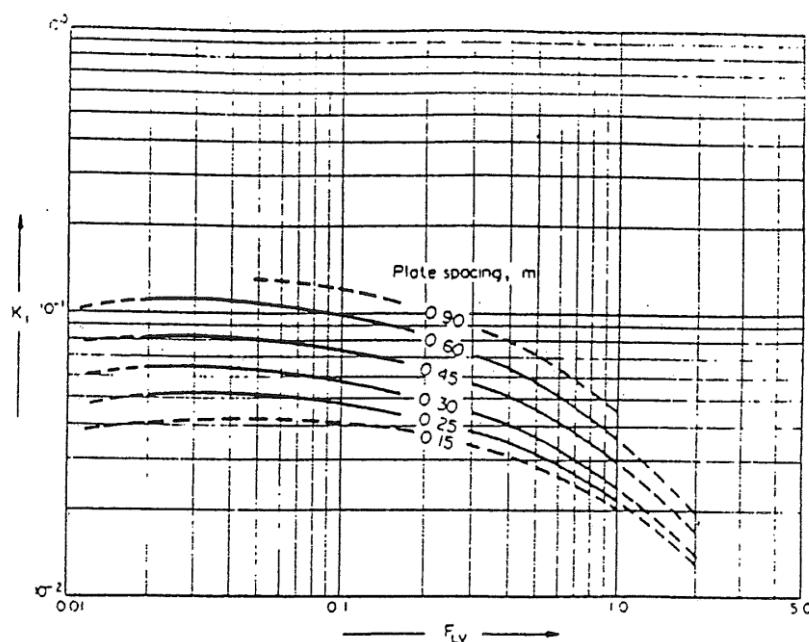


Figura 11.12 Parámetro de flujo en función de F_{LV} ^[4].

Así pues, el valor de la velocidad de inundación equivale a $0,481 \frac{m}{s}$.

La velocidad de operación se describe según:

$$v_v = \frac{W_V}{\rho_V \cdot A_N} = \frac{W_V}{\rho_V \cdot 0,9\pi \frac{D_c^2}{4}}$$

Ecuación 11.105 Cálculo de la velocidad de operación.

Además, la velocidad de operación está relacionada con la velocidad de inundación mediante la ecuación:

$$v_V = (0,75 - 0,80) \cdot v_F$$

Ecuación 11.106 Relación entre v_V y v_F .

Donde se ha escogido una relación de 0,80 resultando así una velocidad de operación de $0,385 \frac{m}{s}$.

A partir de la ecuación 11.105 y con las siguientes correlaciones entre áreas se puede el diámetro de la columna aislando el parámetro D_C .

$$A_N = A_C - A_D$$

Ecuación 11.107 Cálculo del área neta de la columna.

Donde A_N es el área neta de la columna, A_C es el área de la columna y A_D el área del bajante, todas ellas en unidades de m^2 .

$$A_D \approx 10 - 12\% \cdot A_C$$

Ecuación 11.108 Área del bajante en función del área de la columna.

Sabiendo que también puede calcularse según:

$$A_N = \frac{Q_V}{v_V}$$

Ecuación 11.109 Área neta en función del área de la columna.

Donde Q_V es el caudal volumétrico del vapor correspondiente a $9,005 \frac{m^3}{h}$. Resultando un valor de área neta de $23,41 m^2$. Se ha estimado una relación de un 10% respecto la ecuación 11.108 por lo que el área de la columna resulta $26,01 m^2$. Y, por lo tanto el área del bajante equivale a $2,60 m^2$.

El área activa se define según:

$$A_A = A_C - 2 \cdot A_D$$

Ecuación 11.110 Área activa de la columna

Con un valor de 20,81 en unidades de m².

Ecuación que se relaciona con el área ocupada por los agujeros mediante:

$$A_H \approx 7 - 16\% \cdot A_A$$

Ecuación 11.111 Área ocupada por los agujeros de la columna

Con un valor para el área ocupada por los agujeros de 1,87 en unidades de m² escogiéndose un valor de 9% para la correlación 11.111.

$$D_C = \sqrt{\frac{W_V}{v_v \cdot \rho_V \cdot 0,9 \frac{\pi}{4}}}$$

Ecuación 11.112 Cálculo del diámetro de la columna.

El diámetro de la columna equivale a 1,50m.

- Diámetro de los orificios y espesor del plato

El diámetro de los orificios de los platos (D_H) se caracteriza por la siguiente tabulación:

Diámetro del orificio m m	in	Espesor del plato/diam. orif.		
		Acero	inoxidable	acero al carbón
3.0	$\frac{1}{8}$	0.65		
4.5	$\frac{3}{16}$	0.43		
6.0	$\frac{1}{4}$	0.32		
9.0	$\frac{9}{32}$	0.22		0.5
12.0	$\frac{1}{2}$	0.16		0.38
15.0	$\frac{5}{16}$	0.17		0.3
18.0	$\frac{3}{8}$	0.11		0.25

Figura 11.13 Diámetro de los orificios de platos perforados.

Se ha escogido un valor típico de:

$$D_H = 4,5\text{mm}$$

Por lo tanto, el espesor del plato (e_P) equivale a 2in (5,08cm) según la relación de 0,43 atribuida al acero inoxidable.

El área perforable depende del diámetro de los orificios, la distancia entre ellos y el área ocupada por los agujeros según:

$$\frac{A_H}{A_P} = 0,9 \cdot \left(\frac{D_H}{l_P}\right)^2$$

Ecuación 11.113 Cálculo del área perforable.

Donde l_P es la distancia entre los agujeros, definida en 12mm por la distribución de malla triangular, puesto que debe ser mayor o igual al doble del valor del diámetro de orificio.

Así pues, el valor equivalente al área perforable es equivalente a 14,80 en unidades de m^2 .

- Altura, longitud del plato y dimensionamiento del vertedero

La profundidad del líquido sobre el plato, requerida para el contacto con el gas, se mantiene mediante un derramadero, el cual será recto. El plato tiene una altura ya determinada (e_P) pero tiene un rebosadero, o vertedero, el cual debe tener una altura (h_W) de un valor entre 40 i 90mm, escogiéndose un valor de 90mm.

Otra medida a tener en cuenta es la longitud del plato (l_W), la cual se define por:

$$l_W = 0,65 - 0,85 \cdot D_C$$

Ecuación 11.114 Cálculo de la longitud del plato.

Escogiéndose una relación entre diámetro de la columna y longitud de plato de 0,65 se obtiene un valor de longitud de plato equivalente a 0,98 en unidades de m.

El líquido goteará a través de los orificios de los platos y caerá al plato situado debajo junto con el líquido que sobresalga del vertedero. Seguidamente se encuentra el cálculo de dicha altura del líquido.

$$h_{OW} = 750 \cdot \left(\frac{W_L}{\rho_L \cdot l_W} \right)$$

Ecuación 11.115 Cálculo de la altura de la cresta.

El valor de la altura de cresta será equivalente a 1,45mm.

A continuación se muestra el cálculo de la velocidad de goteo del líquido. Teniendo en cuenta una correlación donde se especifica que la velocidad de goteo del líquido ha de ser menor que la velocidad de operación.

$$v_H^W < v_V$$

Ecuación 11.116 Relación velocidad de goteo del líquido y de operación.

Donde la velocidad de goteo del vapor se define por:

$$v_H^W = \frac{K_2 - 0,9 \cdot (25,4 - D_H)}{(\rho_V)^{1/2}}$$

Ecuación 11.117 Cálculo de la velocidad de goteo del líquido.

Donde K_2 es un parámetro gráfico (figura 11.14) con un valor de 30,8 adimensional. El valor resultante de la velocidad de goteo del vapor es de $0,25 \frac{m}{s}$. Por lo tanto, se cumple la relación 11.116.

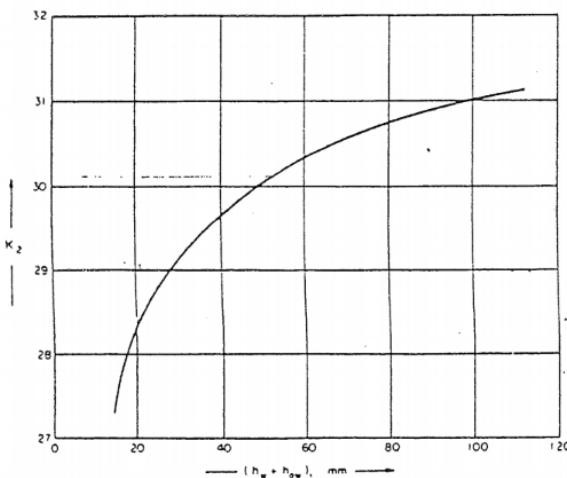


Figura 11.14 Selección gráfica del parámetro $K_2^{[5]}$.

- Incremento de presión en el plato

El incremento de presión en el plato se compone de la suma de incremento de presiones total, depende de la presión de paso del vapor por los agujeros, la presión del vertedero y la cresta y, por último, la presión residual.

$$\Delta P = \Delta P_H + (\Delta P_W + \Delta P_{OW}) + \Delta P_F$$

Ecuación 11.118 Cálculo del incremento de presión total.

$$\Delta P = (h_T \cdot 10^{-3}) \cdot 9,81 \cdot \rho_L$$

Ecuación 11.119 Cálculo del incremento de presión total variante 2.

Donde h_T se define con la siguiente ecuación:

$$h_T = h_D + (h_W + h_{OW}) + h_F$$

Ecuación 11.120 Cálculo de la pérdida de carga total en unidades de mm.

Definiendo h_D como:

$$h_D = 51 \cdot \left(\frac{v_v}{C_0} \right)^2 \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L}$$

Ecuación 11.121 Cálculo de la altura total en unidades de mm.

Con el coeficiente de descarga (C_0) con la siguiente correlación:

$$C_0 = 1,09 \cdot \left(\frac{D_H}{e_P} \right)^{0,25}$$

Ecuación 11.122 Cálculo del coeficiente de descarga.

El valor del coeficiente de descarga equivale a 1,35 por lo que el valor de h_D será de 0,0172mm.

Siguiendo por h_F , que incluye la formación de espumas, burbujas y demás, se describe con la siguiente ecuación:

$$h_F = \frac{12,5 \cdot 10^{-3}}{\rho_L}$$

Ecuación 11.123 Cálculo de la altura residual.

Resulta un valor de 12,75 en unidades de mm.

Así pues, volviendo a la ecuación 11.120, la pérdida de carga h_T tiene un valor final de 104,21 en unidades de mm. Con ese valor se calcula el valor de la presión total resolviendo la ecuación 11.119 por un valor de 1,002 en unidades de Pa. Lo que equivale a $9,87 \cdot 10^{-6}$ en unidades de atm.

- Comprobación del espaciamiento entre platos escogido

Para comprobar que la distancia entre platos es la correcta se usa la correlación:

$$h_B = 0,5 \cdot h_{BC} + h_{BC}$$

Ecuación 11.124 Cálculo de la distancia entre platos.

Donde h_B debe ser igual a la distancia escogida (t_P). El parámetro h_{BC} , es la distancia entre el faldón del vertedero al plato y se describe según:

$$h_{BC} = h_T + (h_W + h_{OW}) + h_{DC}$$

Ecuación 11.125 Cálculo de la altura entre faldón del vertedero y el plato h_{BC} .

Donde h_{DC} se corresponde a la pérdida de carga adicional del líquido al pasar por el faldero del vertedero.

$$h_{DC} = 1,66 \cdot \left(\frac{W_L}{A_N \cdot \rho_L} \right)^2$$

Ecuación 11.126 Cálculo de la pérdida de carga h_{DC} .

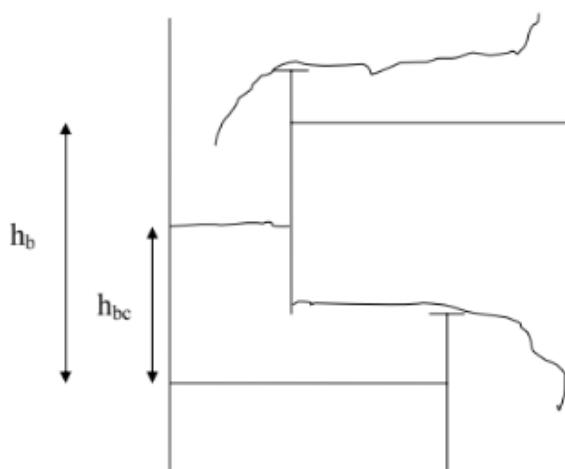
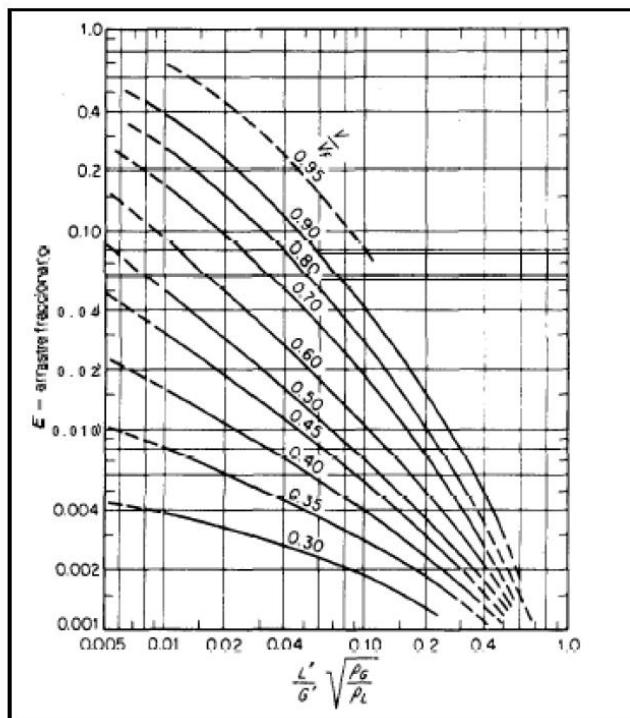


Figura 11.15 Distancia entre platos y vertederos^[6].

Dado que el valor para h_{DC} es de $1,079 \cdot 10^{-8}$ mm, la distancia entre el faldón del vertedero y el plato (h_{BC}) corresponde a 195,66mm. Por lo tanto, el espaciamiento entre platos calculado siguiendo la ecuación 11.124 es de 293,5mm, la cual se corresponde a t_P escogida de 0,3m.

- Comprobación de la inundación y arrastre

A partir de la correlación 11.127 y tanto por ciento de la inundación, se puede calcular el arrastre fraccional mediante la siguiente figura:


 Figura 11.16 Arrastre fraccional^[7].

$$\frac{W_L}{W_V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

Ecuación 11.127 Correlación para el cálculo del arrastre fraccional.

Dado que la correlación tiene un valor de 0,048 se obtiene un valor de e, que son los $\frac{\text{moles}}{\text{h}}$ de líquido arrastrado, equivalente a 0,05. Por último se calcula el arrastre según:

$$\psi = \frac{e}{L + e}$$

Ecuación 11.128 Cálculo del arrastre.

Donde e se ha definido anteriormente y L son los $\frac{\text{moles}}{\text{h}}$ de líquido que resultan de W_L y que equivale a $96,06 \frac{\text{moles}}{\text{h}}$. El criterio que define un valor de arrastre correcto describe que ψ debe ser inferior a 0,1.

El valor calculado para la ecuación 11.128 es de 0,0005 y, por lo tanto, se estima correcto dicho arrastre.

- Volumen retenido en el fondo de la columna

En el fondo de la columna, acabado con fondo toriesférico, debe haber un espacio extra donde existe un caudal volumétrico retenido. Este caudal mantiene el nivel del *reboiler* debido a que existe una recirculación del caudal líquido que sale por colas y, además, provee al *reboiler* de la columna y la salida del producto de un tiempo de residencia.

Ese tiempo de residencia del líquido en el fondo de la columna es de 30min (τ), por lo tanto, el volumen de líquido retenido, dependiendo del líquido en unidades de caudal volumétrico (L), corresponde a:

$$V_{ret} = \frac{L \cdot \tau}{60}$$

Ecuación 11.129 Cálculo del volumen de líquido retenido en el fondo de la columna.

Donde L tiene un valor de 6,78 en unidades de $\frac{m^3}{h}$. Con un valor de volumen retenido equivalente a $3,39m^3$.

- Altura inferior, desde el último plato al fondo toriesférico

La altura de la virola desde el último plato hasta el fondo toriesférico diseñado para la columna depende de la distancia entre el plato de fondos y el nivel del líquido, se aconseja una distancia de más o menos 48in. El nivel de líquido se estima con el volumen de líquido previamente calculado según la ecuación 11.130.

$$h_{nivel} = \frac{V_{ret}}{\pi/4 \cdot D_C^2} \cdot 1000$$

Ecuación 11.130 Cálculo de la altura del nivel de líquido en el fondo de la columna.

Resultando un valor de altura de líquido en el fondo de la columna de 1909,27 en unidades de mm.

Con este valor, se puede calcular la altura del fondo hasta el último plato, la cual corresponde a la siguiente ecuación.

$$h_{virolainferior} = h_{nivel} + d_{fondo}$$

Ecuación 11.131 Cálculo de la altura del nivel de líquido en el fondo de la columna.

Donde d_{fondo} es la distancia recomendada de 48in. Resultando una altura de fondo total de 2,52 en unidades de m.

La altura de la virola superior se ha escogido de 1m para que pueda colocarse el serpentín con suficiente espacio.

- Altura total de la columna reactiva y peso

Altura total de la columna reactiva

La altura total de la columna reactiva resulta de la suma de la altura del cuerpo cilíndrico más la altura del cabezal y la altura del fondo, además de la altura de la virola inferior donde se retiene líquido y la altura de la virola superior donde se implantará un serpentín (*dephlegmator*) para controlar la temperatura de cabeza que se debe mantener a 90°C. En este caso, el fondo y el cabezal son iguales y, por tanto, se puede calcular la altura del cabezal y fondo con el método que se ilustra en la figura 11.3. Junto con esto y siguiendo la ecuación 11.16 se obtiene un valor de altura total del reactor de:

$$H_{total} = H_{cilindro} + h_{cabezal} + h_{fondo} + h_{virolainferior} + h_{virolasuperior} = 12,25m$$

Ecuación 11.132 Cálculo de la altura total de la columna.

Peso de la columna reactiva

El peso de la columna que se diseña es importante conocerlo porque deberá ser soportado por patas al tratarse de un equipo con cabezal y fondo toriesféricos. Por eso se calcula el peso de la columna en vacío, lleno de agua y en el 100% de operación.

Primero hay que saber que volumen de operación tiene la columna reactiva.

$$V_{sobredimensionado} = \pi/4 \cdot D_C^2 \cdot h_{cilindro}$$

Ecuación 11.133 Cálculo del volumen total de la columna.

Con un valor resultante de 14,38m³.

Peso vacío

Para el cálculo del peso vacío de la columna se tienen en cuenta los volúmenes de fondo y tapa, cilindro, virola superior y virola inferior. Para obtener los volúmenes se utiliza la superficie de cada uno de ellos. Como en los reactores diseñados anteriormente, se usan las ecuaciones 11.50, 11.51, 11.52, 11.53 y 11.54 para calcular los volúmenes.

$$V_{cyf} = S_{cyf} \cdot t_{cyf}$$

$$V_{cilindro} = \pi \cdot D_{ext} \cdot H_{cilindro} \cdot t_{cilindro}$$

La cual se usa tanto para el cilindro regido por platos como para ambas virolas.

$$S_{cyf} = 0,99 \cdot D_{ext}^2$$

$$D_{ext} = D_{int} + t_{cilindro} + t_{cyf}$$

Los valores siguientes han sido usados para calcular todas las ecuaciones anteriores, excluyendo los parámetros que ya han sido mencionados.

Tabla 11.33. Volúmenes para el cálculo del volumen total del equipo.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
S_{cyl}	m^2	2,24
V_{tapa}	m^3	0,013
V_{fondo}	m^3	0,013
$V_{cilindro}$	m^3	0,230
$V_{virolainferior}$	m^3	0,071
$V_{virolasuperior}$	m^3	0,028

Así pues, el volumen total que se calcula a continuación junto con la densidad del material con el que se trabajará, AISI 316 ($\rho=7960 \frac{kg}{m^3}$), resulta el peso total del equipo vacío.

Siguiendo pues las ecuaciones mostradas a continuación, se obtienen los siguientes valores:

$$V_{total} = V_{tapa} + V_{fondo} + V_{cilindro} + V_{virolainferior} + V_{virolasuperior} = 0,356 m^3$$

$$Peso_{vacío} = V_{total} \cdot \rho_{AISI\ 316} = 2835,07 kg$$

Peso lleno de agua

Para calcular el peso de la columna llena de agua se debe tener en cuenta la densidad del agua ($\rho=997 \frac{kg}{m^3}$), además del volumen total de la columna ($14,38 m^3$) y el peso del reactor vacío tal como se muestra en la ecuación 11.26.

$$Peso_{lleno\ agua} = Peso_{vacío} + (V_{reactor} \cdot \rho_{agua}) = 14306,14 kg$$

Peso al 100% de operación

Para calcular el peso del reactor al 100% de operación se debe tener en cuenta la densidad de los reactivos, junto con su volumen, además del volumen total del reactor ($14,38 m^3$) y el peso del reactor vacío como se muestra en la ecuación 11.27.

$$Peso_{operación} = Peso_{vacío} + (V_{sobredimensionado} \cdot \rho_L) = 16933,72$$

11.4.4.4 Dimensionamiento del cabezal y fondo toriesférico de la columna junto con el grosor de la propia columna.

Dado que se trabaja presión atmosférica en la columna, se sigue, como en la mayoría de diseños anteriores, el código ASME puesto que el diseño tiene en cuenta una presión superior. A continuación se muestran los cálculos de dimensionamiento y espesores para el cuerpo cilíndrico de la columna, el cabezal y el fondo toriesféricos.

- Dimensionamiento del cabezal y el fondo.

Se ha estimado conveniente utilizar un cabezal y un fondo toriesféricos de tipo *Klopper* para la columna C-301. Este tipo de fondo y tapa esta normalizado en España según la normativa UNE 9201. Se caracterizan por las siguientes relaciones mostradas en las ecuaciones 11.46 y 11.47.

$$L_{cabezal} = 1 \cdot D_{int} = 1,50m$$

$$r_{cabezal} = 0,1 \cdot D_{int} = 0,150m$$

- Grosor de la tapa y del fondo, del cilindro.

Como se ha citado anteriormente, las condiciones de trabajo en la columna reactiva hacen que el grosor del recipiente en general sea pequeño. Se ha medido el espesor con la misma relación de presiones que los reactores de ozonólisis e hidrogenadores. En este caso, la presión interna y externa son iguales, por lo tanto, el grosor será calculado para la misma presión.

Cabezal y fondo

A continuación se muestra la tabla de parámetros que se han seguido para calcular el grosor de la tapa y el fondo (t_{cyf}) según la ecuación que ha sido descrita en la ecuación 11.12.

Tabla 11.34. Parámetros para el diseño mecánico del cabezal y fondo toriesféricos de la columna reactiva.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
P _{operación}	psi	14,70
P _{diseño}	psi	44,09
T _{operación}	°C	110
T _{diseño}	°C	160
L	in	59,20
S	psi	18800
E		0,85
L/r		10
M		1,54

Respecto a la presión, hay que tener en cuenta que si hay algún defecto en el proceso, puede incrementar. Para eso, se tienen en cuenta los valores de presión de operación (1 atm) y el valor de presión de diseño, que debe ser 2 bares mayor que la presión de operación o un 15% superior. Estos cálculos se han descrito en las ecuaciones 11.4 y 11.5.

El parámetro S refiere al esfuerzo a la temperatura de diseño, la cual se ha escogido de 160°C (50°C superior a la temperatura de operación) puesto que es la más grande entre cabeza y cola de la columna reactiva. Este parámetro depende del material que se usa, en este caso acero inoxidable, AISI 316. Conocido el material, se le atribuye un valor de esfuerzo según la temperatura, en este caso de 160°C, lo que supone 18800psi.

El factor M resulta de las fórmulas de diseño según la presión y se establece en 1,54 según la relación L/r. El coeficiente E de eficiencia escogido es de 0,85. Además se le ha añadido unos sobre grosores descritos en las ecuaciones 11.9 y 11.10 junto con el sobre grosor de 1mm en referencia a los daños que pueda causar la corrosión.

Entonces, el valor de t_{cyf} es de 0,126in, lo que corresponde a 3,19mm. Teniendo en cuenta los valores de los sobre grosores, el valor final de grosor para la tapa y fondo es de 4,75mm. Por lo tanto se ha escogido el valor mínimo de espesor para chapa de 6mm.

Cilindro

Para el cálculo del cilindro se muestran a continuación el valor de los parámetros utilizados, añadiendo solamente el parámetro R correspondiente al radio del cilindro.

Tabla 11.35. Parámetros para el diseño mecánico del cuerpo cilíndrico de la columna reactiva.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
P _{operación}	psi	14,70
P _{diseño}	psi	44,09
T _{operación}	°C	110
T _{diseño}	°C	160
R	in	29,60
S	psi	18800
E		0,85

El valor resultante de t_{cil} es de 0,164in, lo que corresponde a 4,17mm. Teniendo en cuenta los mismos valores de los sobre grosores, el valor final de grosor para el cilindro es de 5,70mm. Por lo tanto, se ha escogido un valor mínimo de espesor de chapa de 6mm.

Altura del cabezal y fondo toriesféricos

En este caso, se usa el método que se muestra en la figura 11.3 obteniéndose la altura de fondo y cabezal toriesféricos equivalente a 0,316 en unidades de m.

11.4.4.5 Divisor de reflujo

Se dividirá la tubería de salida de la columna reactiva en dos. Esto servirá para regular el caudal y realizar el reflujo del líquido, el cual será introducido por el plato 7.

El caudal de reflujo viene determinado por el balance de materia, donde se obtiene un caudal principal a la salida de la columna, el cual se divide en 2 caudales diferentes, uno de ellos se transportará al tanque de evacuación T-301, el otro caudal, sobre el que se diseña este tanque, se usará como reflujo tal como se ha descrito.

A continuación se presenta el balance de materia donde se muestran los caudales de salida de columna, caudal de reflujo y caudal hacia el tanque de evacuación.

Tabla 11.36. Propiedades de los corrientes para el diseño mecánico del divisor de reflujo de la columna reactiva.

PROPIEDADES	UNIDADES	12	13	14
Fase vapor		0	0	0
Temperatura	°C	110	110	110
Presión	atm	1	1	1
Flujo másico	kg/h	3361,82	720,39	2641,43
Caudal volumétrico	m ³ /h	2,974	0,637	2,337
Flujo molar	kmol/h	122,35	26,22	96,13
Fracción molar W		0,831	0,831	0,831
Fracción molar M		0	0	0
Fracción molar MHA		0	0	0
Fracción molar AG		0,167	0,167	0,167
Fracción molar AO		0,002	0,002	0,002

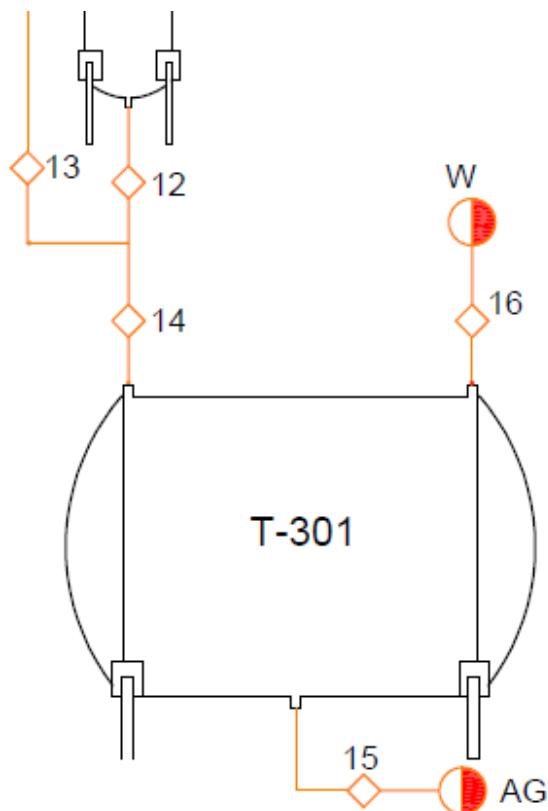


Figura 11.17 Corrientes pertenecientes a la columna reactiva.

11.4.4.7 Tanque de evacuación T-301 y línea de vacío.

El tanque de evacuación del producto será un tanque básico que almacenará el producto proveniente del divisor a 110°C. Este tanque estará conectado a una línea de vacío donde habrá un pequeño tanque conectado a una bomba de vacío. La bomba de vacío aspirará los vapores de agua resultantes del tanque de evacuación T-301 haciendo que el ácido glicoxílico presente en ese tanque se concentre hasta el 51% demandado y se extraiga la cantidad de agua sobrante calculada en el balance de materia presente a continuación.

Tabla 11.37. Propiedades de los corrientes para el diseño mecánico del tanque de concentración del AG.

PROPIEDADES	UNIDADES	14	15	16
Fase vapor		0	0	1
Temperatura	°C	110	110	100
Presión	Atm	1	1	1
Flujo másico	kg/h	2641,43	2500,00	141,53
Caudal volumétrico	m³/h	2,337	2,173	0,142
Flujo molar	kmol/h	96,13	84,68	7,85
Fracción molar W		0,831	0,795	1
Fracción molar M		0	0	0
Fracción molar MHA		0	0	0
Fracción molar AG		0,167	0,203	0
Fracción molar AO		0,002	0,00164	0

Así pues, siguiendo la patente *US 5,068,417* se impulsará mediante una bomba y tuberías el producto para concentrarlo en el tanque T-302, donde se trabajará a una presión de 65mbar por la bomba presente en la línea de vacío, obteniéndose así el producto a la concentración deseada de venta.

El agua saldrá del tanque en forma de vapor y será transportada hacia el otro tanque (T-302) donde se almacenará de forma líquida, previo paso por un condensador (EX-304).

En cambio, el ácido glicoxílico concentrado obtenido en la columna se transportará a dos intercambiadores en serie (EX-305 y EX-306) donde se rebajará su temperatura acondicionando así el producto final a los 20°C de almacenaje y posterior venta.

A continuación se muestra las características de los tanques diseñados.

Tabla 11.38. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de concentración del AG.

Parámetro	Valor T-301	Valor T-302	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	120	7,8	m^3
nº tanques	1	1	
H/D_{int}	1,15	1,15	
D_{ext}	5,125	2,1	m
H_{cuerpo}	5,87	2,36	m
Tipo cabezal	Toriesférico	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	Toriesférico	
h_{cyf}	1,06	0,428	m
H_{total}	8	3,22	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	1150	997	kg/m^3
Ocupación del tanque	73,5	73,4	%
S	18800	18800	psi
E	0,85	0,85	
t_{cyf}	16,19	7,12	mm
t_{cuerpo}	20,10	8,70	mm
$P_{operación}$	1,013	0,5	bar
$P_{diseño}$	3,040	2,5	bar
$T_{operación}$	110	50	$^{\circ}C$
$T_{diseño}$	135	75	$^{\circ}C$
Material tanque	AISI 316	AISI 316	
$\rho_{AISI316}$	7960	7960	kg/m^3
$r_{toriesferico}$	0,51	0,21	in
L/r	10	10	
M	1,54	1,54	
Peso vacío	21683,33	1527,90	kg
Peso operación	81683,33	8316,67	kg

11.4.4.9 Diseño y cálculo del separador del producto por cabeza de columna C-302.

El diseño de la columna termina con el separador C-302. Este equipo es una columna de separación que permite obtener por separado el metanol y el agua que proviene de la columna reactiva.

Para realizar dicho diseño se necesita de las temperaturas de condensador y *reboiler*, el número de etapas necesarias, la presión de operación, etc.

Dado que con el balance se obtiene un caudal fijo de vapores, se utilizan estos en la columna de destilación diseñada para separar ambos componentes. A continuación se muestra mediante figuras el proceso de diseño realizado con el simulador *Aspen Hysys*, usando los parámetros necesarios. Así pues, se ha simulado una columna de destilación de los vapores de la columna, los cuales son el alimento de esta columna a diseñar. Los productos de salida son agua en el fondo de la columna y metanol en el destilado. Como se implanta un condensador, el metanol que sale en forma de vapor se transforma en metanol líquido, por lo cual ya se puede recircular a los tanques de almacenaje de metanol. Además, el agua de salida por fondos también se recircula hasta los tanques de almacenaje de agua para que vuelva a entrar en el proceso.

A continuación se muestra el esquema general del diseño de la columna.

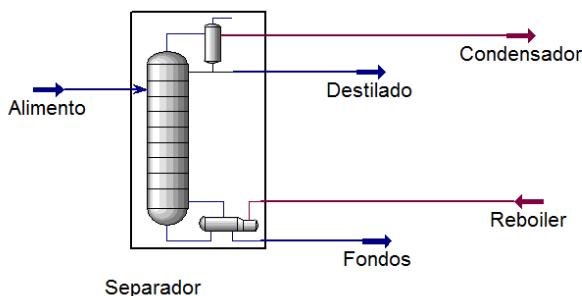


Figura 11.18 Esquema general de la columna de destilación.

Como se puede observar, la columna de destilación (Separador) tiene un corriente de entrada (Alimento) y dos de salida (Destilado y Fondos). Además, tiene corriente de salida de energía en el condensador (Condensador) y corriente de entrada en el *reboiler* (*Reboiler*). Primero se han introducido los parámetros de diseño de la columna según se puede ver en las dos figuras que siguen.

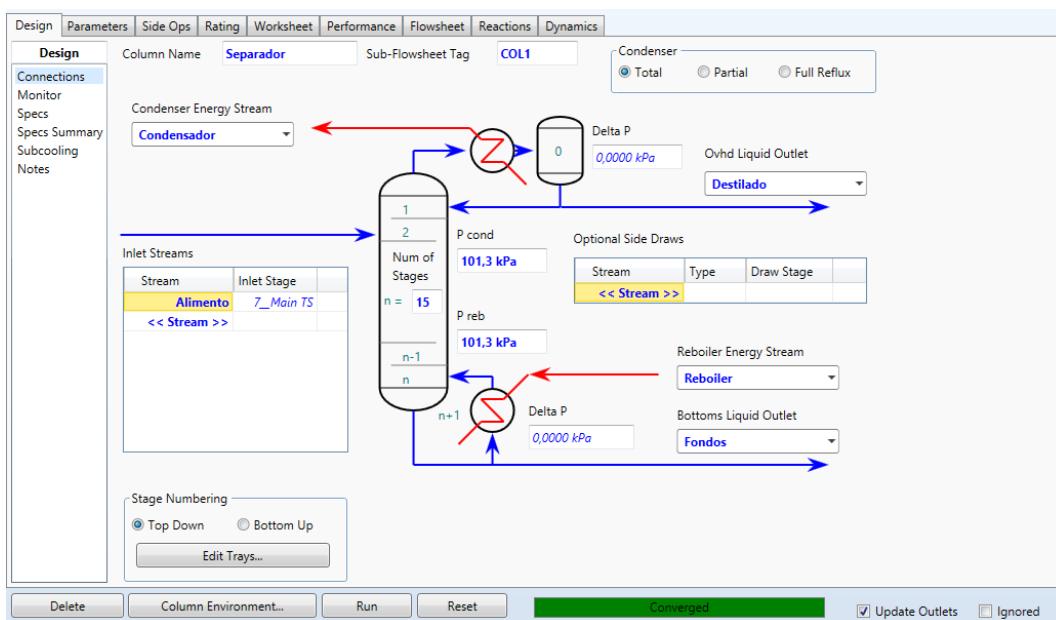


Figura 11.19 Datos de diseño de la columna de destilación.

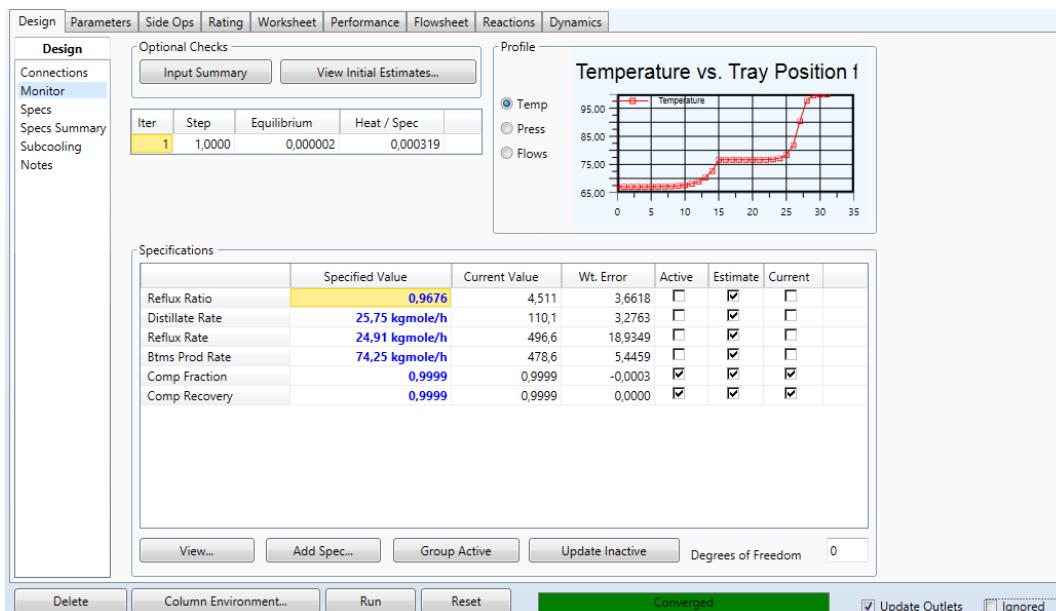


Figura 11.20 Parámetros de diseño de la columna de destilación.

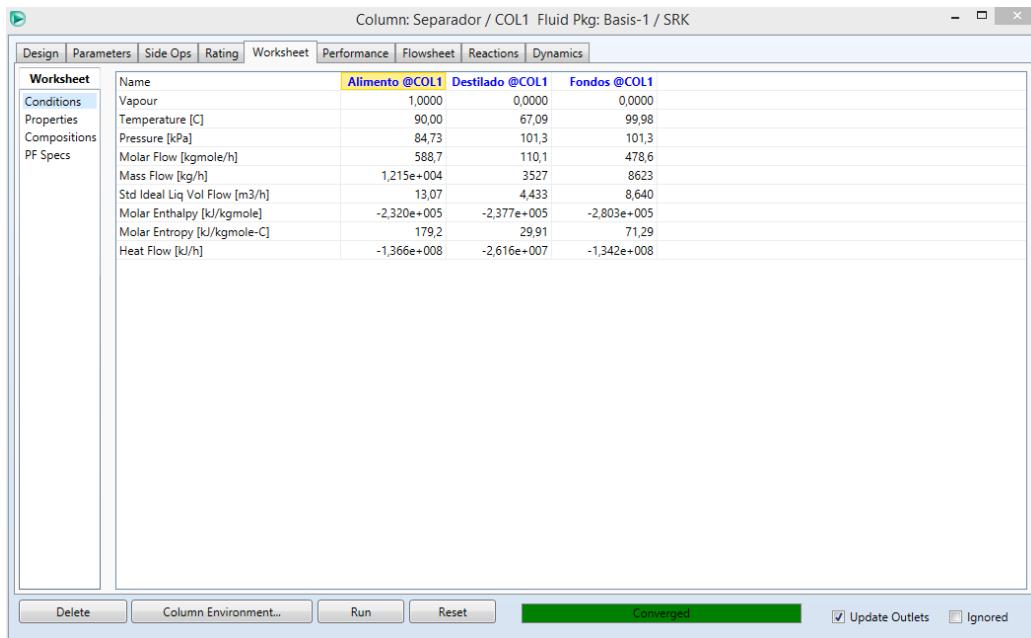


Figura 11.21 Composiciones de entrada y salida de la columna de destilación.

Condensador y *reboiler* trabajan a presión atmosférica. La columna tiene 15 platos de 1,50m de diámetro y con un espaciamiento de 0,55m. Por lo tanto, la altura total de la columna es de 9m. Se puede observar cómo se obtiene todo el metanol por el condensador con una ínfima parte de agua y el resto de agua (la mayoría) se obtiene por fondos. Así pues, se considera óptima la separación metanol-agua.

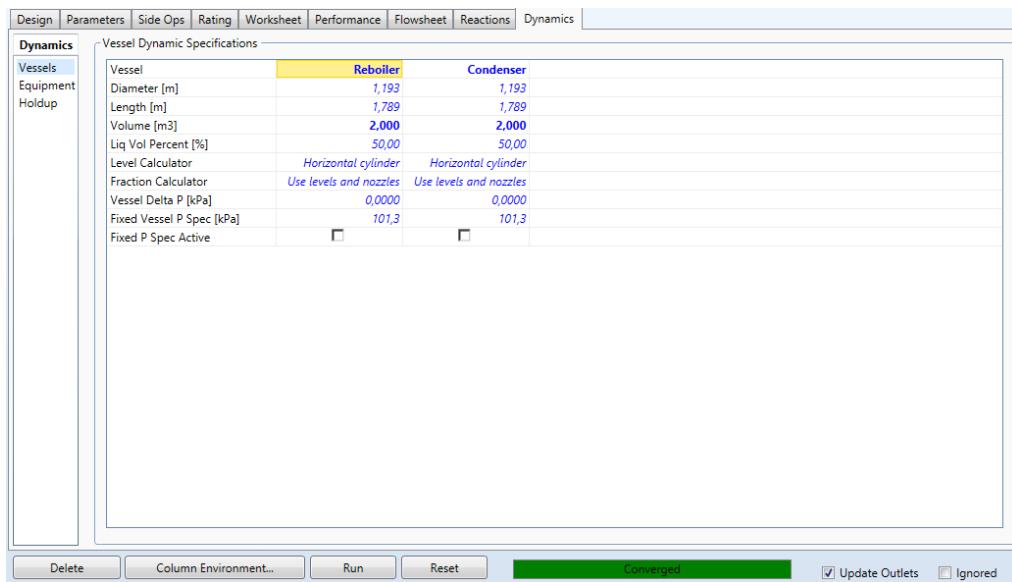


Figura 11.22 Diseño mecánico del condensador y del *reboiler* de la columna de destilación.

Además de las composiciones también se obtienen las medidas del condensador y del *reboiler*, expuestas en la figura 11.21. Obteniéndose un *reboiler* (EX-302) de 1,193m de diámetro y 1,789m de altura y un condensador (EX-303) de mismas dimensiones.

11.4.4.10 Diseño de los tanques de almacenaje de los productos de la columna reactiva P-401, P-402, P-403 y P-404.

El diseño de los tanques de almacenaje de los productos que salen de la columna, concretamente del tanque de evacuación T-301 donde se evapora una parte de agua para poder concentrar el ácido glioxílico hasta el 50% deseado, se ha realizado de la misma manera que los tanques de almacenaje de los productos de los reactores de ozonólisis e hidrogenación. Entonces, se trata de cuatro tanques de 44,98m³ de capacidad.

El producto almacenado será transportado mediante tuberías e impulsado por bombas hacia el depósito del camión cisterna.

El ácido glioxílico debe almacenarse en tanques cerrados herméticamente y con una temperatura inferior a los 30°C. Y aunque es una material corrosivo, por eso se almacena con un material muy resistente como es el acero AISI 316, no es combustible.

Dado que el producto de salida debe ser recogido por cisternas de 23Tn, se han diseñado los tanques de almacenaje con una capacidad para almacenar más de 2 cisternas, con 3 días de stock. Estos tanques almacenaran el producto de salida a temperatura ambiente y a presión

El tanque ha sido diseñado con cuerpo cilíndrico y cabezal junto con fondo toriesférico de tipo *Klopper*.

A continuación se muestra la tabla de los parámetros de diseño calculados para dichos tanques.

Tabla 11.40. Parámetros para el diseño mecánico de los tanques de almacenaje del producto de salida de la columna reactiva.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{sobredimensionado}$	44,98	m^3
nº tanques	4	
H/D_{int}	1,25	
D_{ext}	3,59	m
H_{cuerpo}	4,47	m
Tipo cabezal	Toriesférico	
Tipo fondo	Toriesférico	
h_{cyf}	0,735	m
H_{total}	5,94	m
$\rho_{compuesto almacenado}$	1150,59	kg/m^3
Ocupación del tanque	71,84	%
S	18800	psi
E	0,85	
t_{cyf}	9,90	mm
t_{cuerpo}	12,18	mm
$P_{operación}$	1,013	bar
$P_{diseño}$	3,040	bar
$T_{operación}$	20	$^{\circ}C$
$T_{diseño}$	70	$^{\circ}C$
Material tanque	AISI 316	
$\rho_{AISI316}$	7960	kg/m^3
$r_{toriesferico}$	14,09	in
L/r	10	
M	1,54	
Peso_{vacío}	6872,06	kg
Peso_{operación}	66872,06	kg

11.5 SELECCIÓN DE BOMBAS

Para transportar un fluido a un equipo determinado de la planta, en el cual se necesita trabajar con éste a una presión fijada, hay que determinar la potencia necesaria para transportarlo. La potencia se calcula a partir del Balance de Energía Mecánica, o BEM, entre los dos puntos de la planta.

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot (z_2 - z_1) + \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{v_2^2}{\alpha} - \frac{v_1^2}{\alpha} \right) = \hat{w} - e_v$$

Ecuación 11.134 Balance de Energía Mecánica, BEM.

En esta ecuación, ΔP se refiere a la diferencia de presión entre los dos puntos establecidos, en unidades de Pascales (Pa); ρ es la densidad del fluido, en unidades de $\frac{kg}{m^3}$; g es la aceleración de la gravedad, en unidades de $\frac{m}{s^2}$; z_1 y z_2 se refieren a la altura del líquido en los puntos establecidos, en unidades de m; v_1 y v_2 son la velocidad inicial y final del fluido, respectivamente, en edades de $\frac{m}{s}$; α es el factor de corrección de la energía cinética, con diferentes valores según el *Reynolds* (valor de 0.5 para un $Re < 2100$ en régimen laminar y valor de 1 para un $Re > 2100$, pues se trata de un régimen turbulento); \hat{w} es el trabajo por unidad de masa $\frac{J}{kg}$; e_v se refiere a las pérdidas de trabajo por fricción, en unidades de $\frac{J}{kg}$.

Debido a que la velocidad del fluido entre los dos puntos establecidos permanecerá constante o con una diferencia muy ligera, la ecuación 11.134 puede ser simplificada menospreciando el término de diferencia de velocidades.

En cuanto a las pérdidas de carga, cabe destacar que hay que diferenciarlas cuando se producen en tramos rectos por la fricción del fluido con la pared de la tubería y su turbulencia y, por otro lado, en los tramos con accidentes o accesorios que cambian el rumbo del fluido. Entonces, las pérdidas de cargas totales se calculan según el sumatorio de las que pertenecen a los tramos rectos y los tramos accidentados.

$$e_v = (e_v)_r + (e_v)_{acc}$$

Ecuación 11.135 Pérdidas de carga totales.

Para el cálculo de las pérdidas de carga en los tramos rectos se usa la siguiente ecuación:

$$(e_v)_r = 4f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \frac{L}{D}$$

Ecuación 11.136 Pérdidas de carga en tramo recto.

En esta ecuación, f se refiere al factor de fricción de *Fanning*; L es la longitud de la tubería en el tramo recto, en unidades de m; D es el diámetro interno de la tubería, en unidades de m; v es la velocidad a la que circula el fluido por el interior de la tubería, en unidades de $\frac{m}{s}$.

Para determinar el factor de fricción de *Fanning* (f) se usa *Moody*. Se necesita saber la rugosidad relativa y el número de *Reynolds*.

La rugosidad relativa $(\frac{\varepsilon}{D})$, se calcula dividiendo la rugosidad absoluta, la cual depende del material que se utiliza, dividido por el diámetro interno de la tubería. La siguiente tabla muestra la rugosidad absoluta de los materiales utilizados.

Tabla 11.41.Rugosidad absoluta según el material.

MATERIAL	RUGOSIDAD (ε) [m]
Plástico o vidrio (tubo liso)	0
Acero inoxidable	$4.6 \cdot 10^{-5}$
Acero al carbono	$4.6 \cdot 10^{-5}$

El número de *Reynolds* es adimensional y se calcula según la siguiente ecuación.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

Ecuación 11.137 Número de *Reynolds*.

Re se refiere al propio número de *Reynolds*, adimensional; μ es la viscosidad del fluido, en unidades de $\frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$.

Seguidamente, con los parámetros de Reynolds y la rugosidad relativa, se puede usar el gráfico de *Moody* para determinar el coeficiente de *Fanning*, el cual se encuentra en la forma de $4f$. Se ha ilustrado la gráfica de *Moody* en la siguiente figura (11.22).

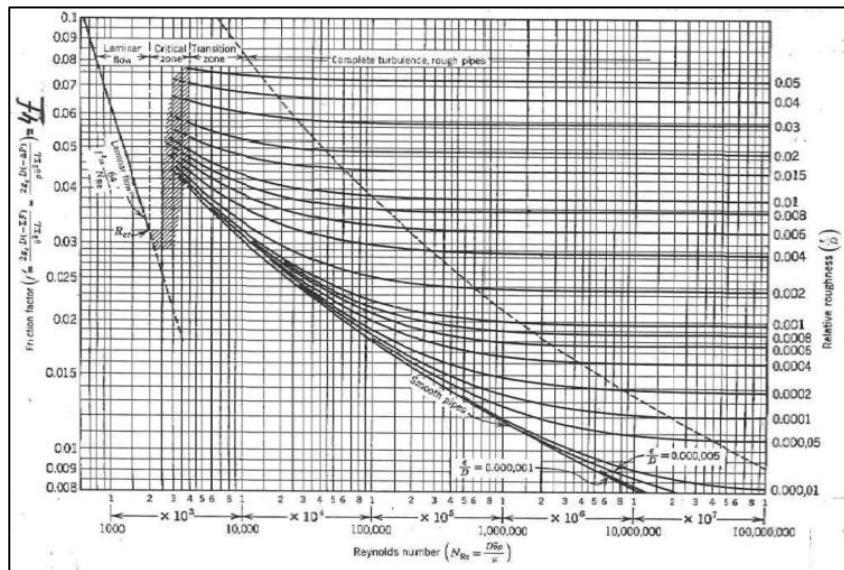


Figura 11.23 Gráfica de Moody^[8].

Conocido el factor de *Fanning*, se puede resolver el cálculo de la pérdida de carga en tramo recto. Para calcular las pérdidas de carga por accidentes se usa la siguiente ecuación.

$$(e_v)_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2}$$

Ecuación 11.138 Pérdidas de carga en tramo accidentado.

En este caso, solo hay que definir la variable K , la cual depende de los tipos de accesorios usados en el tramo, es adimensional y los diferentes valores se muestran en la figura a continuación (11.23).

ACCIDENT	K
Entrada/sortida circuit	
Entrada encanonada	0,78
Entrada cantells vius	0,50
Entrada arrodonida	0,04
Sortida encanonada	1,00
Sortida cantells vius	1,00
Sortida arrodonida	1,00
Colzes/ Unions	
Colze de 45° standard	0,35
Colze de 45° gran curvatura	0,20
Colze de 90° standard	0,75
Colze de 90° gran curvatura	0,45
Colze de 90° petita curvatura	1,3
Corba de 180°	1,5
T standard ús com a colze	1,0
T standard amb bifurcació tancada	0,4
T standard amb divisió de cabal	1,0 (a)
Unió roscada	0,04
Maneguet d'unió	0,04
Vàlvula comporta	
oberta	0,17
¾ oberta	0,90
½ oberta	4,5
¼ oberta	24,0
Cabaliòmetres mecànics	
de disc	7,0
de pistó	15,0
rotatori	10,0
de turbina	6,0

** $\left(1 - \frac{D_1^2}{D_2^2}\right)^2$ essent D₁ el diàmetre del tub petit i D₂ el diàmetre del tub gran.

ACCIDENT	K
Vàlvula de diafragma	
oberta	2,3
¾ oberta	2,6
½ oberta	4,3
¼ oberta	21,0
Vàlvula de seient	
oberta	9,0
¾ oberta	13,0
½ oberta	36,0
¼ oberta	112,0
Vàlvula angular oberta	2,0
Vàlvula de bola	
oberta	0,05
20°	1,56
40°	17,3
60°	206,0
Vàlvula de papallona	
oberta	0,24
20°	1,54
40°	10,8
60°	118,0
Vàlvula de retenció (oberta)	
de frontissa (columpio, charnera)	2,0
de bola	70,0
de disc	10,0
Canvi de diàmetre	
Estretament/	** (b)
Eixamplament	** (b)

- (a) A l'equació utilitzar com a velocitat la del corrent principal
 (b) A l'equació utilitzar com a velocitat la del tub petit

Figura 11.24 Valores de K según el tipo de accesoio^[9].

11.5.1 DETERMINACIÓN DE LA POTENCIA DE LAS BOMBAS

Para caracterizar la potencia necesaria de cada equipo hay que multiplicar el caudal másico de la línea por donde se quiere transportar el fluido (Q) y el valor de trabajo calculado a partir del BEM (\hat{w}). Se define la siguiente ecuación (11.139).

$$P_{teórica} = Q \cdot \hat{w}$$

Ecuación 11.139 Potencia teórica para una bomba.

En la ecuación 11.139, P_{teórica} se refiera a la potencia teórica de la bomba, en unidades de W; Q es el caudal másico de fluido que transportará la bomba, en unidades

de $\frac{kg}{s}$ y \hat{w} es el trabajo por unidad de masa que debe realizar la bomba para el transporte correcto del fluido en cuestión, en unidades de $\frac{J}{kg}$.

Dado que una parte de la energía subministrada a la bomba se disipa en forma de calor y otra es utilizada para el propio impulso del fluido, se supone un rendimiento del 75% para saber cuál es la potencia real a la que trabaja la bomba. El cálculo de esta potencia real se representa en la siguiente ecuación (11.140).

$$P_{real} = \frac{P_{teórica}}{\eta} = \frac{P_{teórica}}{0.75}$$

Ecuación 11.140 Potencia real para una bomba.

11.5.2 CÁLCULO DE LA CARGA TOTAL DEL SISTEMA

El cálculo de la carga total del sistema permite saber los metros que un fluido, según su energía mecánica, puede ascender. Según el valor de la carga total del sistema resulta positivo, deberemos aportar energía externa para obtener la suficiente energía mecánica para que el fluido pueda ser impulsado. En cambio, si el valor de la carga total del sistema es negativo, el sistema no necesitará ese aporte extra de energía externa. Este cálculo se describe según la ecuación 11.141.

$$h = \frac{\hat{w}}{g} = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \frac{1}{2 \cdot g} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{e_v}{g}$$

Ecuación 11.141 Cálculo de la carga total del sistema.

En esta ecuación, h se refiere a la carga total, en unidades de m; $\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g}$ es la carga de presión; $(z_2 - z_1)$ es la carga estática; $\frac{1}{2 \cdot g} \cdot (v_2^2 - v_1^2)$ es la carga cinética; $\frac{e_v}{g}$ son las pérdidas de carga. Si el valor de la carga total es negativo, el fluido no necesitará energía externa para llegar al equipo deseado en las condiciones de presión determinadas por el proceso.

11.6 SELECCIÓN DE COMPRESORES

Para impulsar los fluidos de la planta que se encuentran en estado gaseoso se han utilizado compresores. Es el caso del oxígeno en forma de gas que sale de la estación de oxígeno licuado en T-109, el ozono de los generadores G-111, G-112, G-113 y G-114, el hidrógeno en forma de gas del tanque T-110 y, por último, el nitrógeno gaseoso de T-508. La selección de los compresores para cada fluido se ha realizado mediante el cálculo previo de la potencia necesaria que debe tener, teniendo en cuenta la presión de salida. El cálculo del trabajo necesario se ha realizado mediante la siguiente ecuación.

$$\hat{w} = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T}{PM} \cdot \left[\left(\frac{P_S}{P_E} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} - 1 \right]$$

Ecuación 11.142 Cálculo del trabajo necesario del compresor.

Donde γ es la relación de calores específicos del fluido $\frac{C_P}{C_V}$, Z es el factor de compresibilidad, R es la constante de los gases ideales con un valor de 8,31 en unidades de $\frac{kJ}{K \cdot mol}$, T es la temperatura en unidades de grados K, PM es el peso molecular del fluido en unidades de $\frac{kg}{mol}$, P_E es la presión de entrada del fluido y P_S la de salida, ambas en unidades de Pa.

Con el trabajo calculado, se calcula la potencia de igual forma que en las bombas según la ecuación 11.139.

11.7 DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

11.7.1 TIPOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DISEÑADOS

Los intercambiadores presentes en la planta de producción de AG al 50% de ACFERCO serán de tres tipos distintos.

- Condensador de columna

Los condensadores de columna realizan un intercambio de calor en un vapor en la entrada del propio equipo para transformarlo en líquido. El refrigerante será agua que provendrá de la torre de refrigeración. El funcionamiento del intercambiador trata de pasar el vapor por los tubos y el fluido refrigerante por la coraza, asegurando así un intercambio de calor óptimo y un cambio de fase en cuanto al vapor.

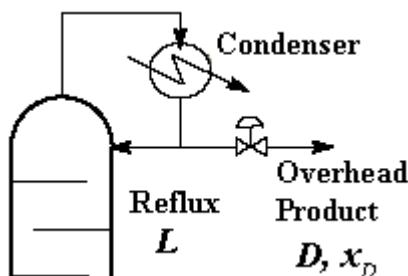


Figura 11.25 Esquema de un condensador de columna.

- *Reboiler*

A diferencia de los condensadores de columna, se utilizan en los fondos de la columna transformando parte del líquido de los propios fondos en vapor para refluirlo a la columna, eso proporciona un calor de ebullición extra que mejora las condiciones de trabajo de la columna y, por lo tanto, la eficiencia en la destilación.

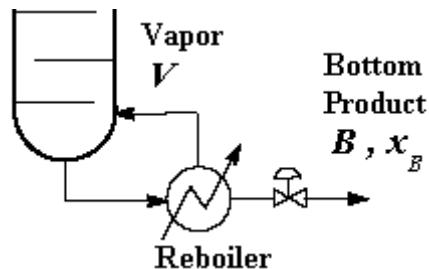


Figura 11.26 Esquema de un *reboiler* de columna.

- Coraza y tubos

Los intercambiadores de coraza y tubos son los más comunes en la industria, puede tener diversas configuraciones según las necesidades de proceso y permite trabajar a diversas temperaturas y presiones. Son necesarios cuando se necesita un intercambio de calor muy grande en el proceso, así pues se puede trabajar con una diferencia de temperatura muy elevada entre fluido refrigerante y fluido de proceso.

El funcionamiento del equipo es muy sencillo, consta de unos tubos situados paralelamente dentro de una coraza de cuerpo cilíndrico. Cada fluido circula por coraza o por tubos, pudiéndose operar en misma dirección de flujo o a contracorriente, donde el intercambio de calor es más eficiente.

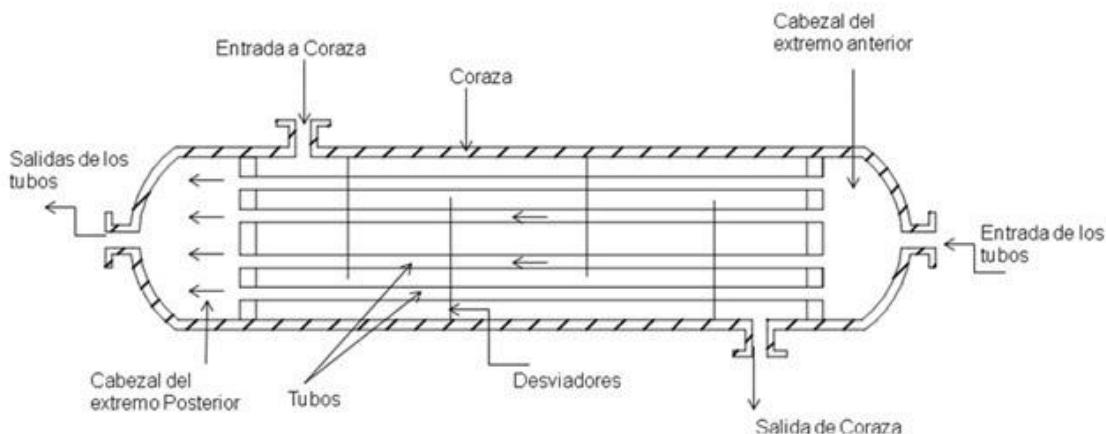


Figura 11.27 Esquema de un intercambiador de coraza y tubos.

- Placas

A diferencia de los intercambiadores de coraza y tubos, los intercambiadores de placas son más eficaces en un espacio más reducido por el uso de placas ultra delgadas. Su mantenimiento es muy fácil puesto que si hubiera incrustaciones, es muy fácil de desmontar y su limpieza es rápida y sencilla. El mecanismo del intercambiador produce un aumento en la velocidad de circulación creando un flujo turbulento que reduce ese riesgo de incrustaciones, optimizando el intercambio de calor.

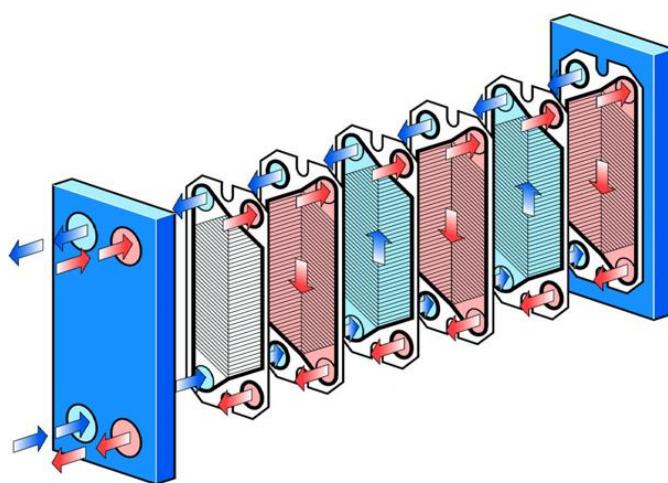


Figura 11.28 Esquema de un intercambiador de placas.

11.7.2 DISEÑO DEL EQUIPO

En la planta habrá un total de 6 intercambiadores. El condensador (EX-303) y reboiler (EX-302) presentes en la columna de separación de metanol y agua (C-302) que ya han sido diseñados previamente, un intercambiador de calor de placas para acondicionar el fluido de los tanques T-203, T-204 e T-205 que sirven de alimento a la columna, dos intercambiadores más de placas (EX-305 y EX-306) a la salida del tanque de concentración del AG, llamado también tanque de evacuación o T-301, para reducir la temperatura del ácido glicólico concentrado al 50% hasta los 20°C para poder almacenarlos de forma óptima en los tanques pertinentes P-401, P-402, P-403 y P-404. Por último, se ha diseñado un intercambiador de coraza y tubos para la línea de vacío del agua extraída del producto del tanque T-301.

El diseño ha sido realizado con el simulador ASPEN HYSYS, concretamente con la herramienta *Aspen Exchanger Design & Rating*, dado que proporciona una base de datos muy amplia para poder diseñar el intercambiador con los parámetros del proceso.

A continuación se muestra una tabla con la localización de los fluidos según sus determinadas características. Cabe destacar que puede llegarse a un punto de decisión de circulación de los fluidos dado que un fluido puede tener características con las cuales se le atribuya la circulación por coraza o por tubos.

Tabla 11.42.Circulación de fluidos por coraza y tubos según características.

Tubos	Coraza
Fluidos con mayor temperatura	Fluidos con menor caudal
Fluidos más corrosivos	Fluidos a condensar
Fluidos con una presión mayor	Fluidos más viscosos
Fluidos más tóxicos	Fluidos con una pérdida de presión menor
Fluido más sucio	Fluido más limpio

Una vez caracterizados los fluidos, se muestran las figuras con las que se resume el diseño de dichos intercambiadores de coraza y tubos.

- Intercambiadores de placas para el acondicionamiento del alimento de la columna, EX-301.

Se ha diseñado un intercambiador de placas para aumentar la temperatura del producto almacenado en los tanques T-203, T-204 y T-205 de los 5°C hasta los 25°C. Con este aumento de temperatura se consigue mejor contacto líquido-vapor en la columna reactiva para obtener el producto deseado en las condiciones óptimas. Para calentar dicho fluido se utilizará el agua de retorno a la torre de refrigeración.

Fluid name		Hot Side		Cold Side	
		Aqua			Alimento columna
Mass flow rate (total)	kg/h	In	7000	Out	In
Temperature	°C	50		40	6651
Vapor mass fraction				0	25
Operating pressure (absolute)	atm	1		1	0
Heat exchanged	BTU/h				
Revise heat balance			Heat load		Heat load
Estimated pressure drop	psi		1,47		1,47
Allowable pressure drop	psi		1,47		1,47
Fouling resistance	ft ² -h-F/BTU		0		0

Figura 11.29 Definición de las entradas y salidas del intercambiador de placas EX-301.

		F
Passes, HS		1
Passes, CS		1
Total channels, HS		8
Total channels, CS		8
Chevron angle	Degrees	45
Plate area	ft ²	1,091
Port diameter	in	1,4764
Horizontal port C-C space	in	6,0531
Vertical port C-C space	in	20,0707
D _p for plates, HS	psi	0,71
D _p for ports, HS	psi	0,26
D _p for plates, CS	psi	0,83
D _p for ports, CS	psi	0,26
Area ratio - actual/reqd	-	1,04
Maldistribution indication		No
Program Mode		Design
Plate length	in	21,8424
Total cost (1 PHE)	Dollar(US)	866
Total mass flow, CS	lb/h	14662
Total mass flow, HS	lb/h	15432

Figura 11.30 Resumen de las características del intercambiador EX-301.

- Intercambiadores de placas para el acondicionamiento del producto AG, EX-305 y EX-306.

Los intercambiadores escogidos para el acondicionamiento del producto almacenado (AG al 50%) serán de placas puesto que son más pequeños, más baratos e igual de eficientes que los intercambiadores de coraza y tubos. Además al tratarse de un intercambio entre dos líquidos se puede utilizar este tipo de intercambiadores. Se han diseñado dos intercambiadores para que se pueda trabajar con un salto térmico menor. Así pues, el primer intercambiador (EX-305) reducirá la temperatura del producto hasta

los 70°C mediante agua proveniente de una torra de refrigeración (TR-501), el segundo intercambiador (EX-306) trabajará con el etilenglicol al 40% en peso proveniente del *chiller* que enfriá los reactores de hidrogenación (CH-502). Trabajará a presión atmosférica y con saltos de temperatura diferente. Los reactores de ozonólisis y el intercambiador EX-304 serán enfriados mediante el *chiller* CH-501. El fluido refrigerante de la torre de refrigeración será agua mientras que el fluido del *chiller* será etilenglicol.

A continuación se muestra el resumen del diseño de ambos intercambiadores y sus características, pudiéndose ver en la herramienta del programa *Recap of designs*.

Fluid name	AG 50%	Hot Side		Cold Side	
		In	Out	In	Out
Mass flow rate (total)	kg/h		2500		12000
Temperature	°C	110	70	20	50
Vapor mass fraction		0	0	0	0
Operating pressure (absolute)	atm	1		1	
Heat exchanged	BTU/h				
Revise heat balance		Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	psi	1,47		1,47	
Allowable pressure drop	psi	1,47		1,47	
Fouling resistance	ft ² -h-F/BTU	0		0	

Figura 11.31 Definición de las entradas y salidas del intercambiador de placas EX-305.

	A
Passes, HS	1
Passes, CS	1
Total channels, HS	4
Total channels, CS	4
Chevron angle	Degrees ▾
Plate area	ft ² ▾
Port diameter	in ▾
Horizontal port C-C space	in ▾
Vertical port C-C space	in ▾
D _p for plates, HS	psi ▾
D _p for ports, HS	psi ▾
D _p for plates, CS	psi ▾
D _p for ports, CS	psi ▾
Area ratio - actual/reqd	- ▾
Program Mode	Design
Plate material	SS-304
Plate length	m ▾

Figura 11.32 Resumen de las características del intercambiador EX-305.

Fluid name	AG 50%	Hot Side		Cold Side	
		In	Out	In	Out
Mass flow rate (total)	kg/h		2500		10000
Temperature	°C	70	20	-10	0
Vapor mass fraction		0	0	0	0
Operating pressure (absolute)	atm	1		1	
Heat exchanged	BTU/h				
Revise heat balance		Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	psi		1,47		1,47
Allowable pressure drop	psi		1,47		1,47
Fouling resistance	ft ² -h-F/BTU		0		0

Figura 11.33 Definición de las entradas y salidas del intercambiador de placas EX-306.

		A
Passes, HS		2
Passes, CS		1
Total channels, HS		12
Total channels, CS		12
Chevron angle	Degrees	45
Plate area	ft ²	1,091
Port diameter	in	1,4764
Horizontal port C-C space	in	6,0531
Vertical port C-C space	in	20,0707
D _p for plates, HS	psi	1,16
D _p for ports, HS	psi	0,19
D _p for plates, CS	psi	0,93
D _p for ports, CS	psi	0,52
Area ratio - actual/reqd	-	1,38
Maldistribution indication		Yes
Program Mode		Design
Plate length	in	21,8424

Figura 11.34 Resumen de las características del intercambiador EX-306.

- Intercambiador de coraza y tubos para el agua de línea de vacío, EX-304.

El intercambiador de coraza y tubos EX-304 ha sido diseñado de igual manera que los anteriores intercambiadores pero con la particularidad de tratar un vapor en la entrada para obtenerlo en estado líquido. El condensador, junto con la acción de la bomba de vacío, recogerá los vapores del tanque T-301 y los convertirá en líquido para depositarlo en el líquido adjunto (T-302). El fluido utilizado será etilenglicol proveniente del *chiller*.

A continuación se muestra el resumen de las características para el intercambiador EX-304, pudiéndose ver en la herramienta del programa *Recap of designs*.

Fluid name	Hot Side			Cold Side	
	VW	In	Out	EG	Out
Mass flow rate	kg/h		141		8500
Temperature	°C	110	50	-10	0
Vapor mass fraction		1	0	0	0
Pressure (absolute)	atm	1	0,891	1	0,891
Pressure at liquid surface in column	atm				
Heat exchanged	BTU/h				
Adjust if over-specified			Heat load		Heat load
Estimated pressure drop	psi		1,6		1,6
Allowable pressure drop	psi		1,6		3
Fouling resistance	ft ² -h-F/BTU		0		0

Figura 11.35 Definición de las entradas y salidas del intercambiador de placas EX-304.

		A
Shell ID	in	25
Tube length - actual	ft	8
Tube length - required	ft	5,1288
Pressure drop, SS	psi	2,94
Pressure drop, TS	psi	0,53
Baffle spacing	in	26,25
Number of baffles		2
Tube passes		2
Tube number		548
Number of units in series		1
Number of units in parallel		2
Total price	Euro(EU)	58027
Program mode		Design (Sizing)
Calculation method		Advanced method
Area Ratio (dirty)	-	1,56
Film coef overall, SS	W/(m ² -K)	4048
Film coef overall, TS	W/(m ² -K)	1204,1
Heat load	kW	6661,2
Recap case fully recoverable		Yes

Figura 11.36 Resumen de las características del intercambiador EX-304.

11.8 DISEÑO DE LAS TUBERÍAS

Se presenta el cálculo de las tuberías, resultados de su selección se encuentran en el Capítulo 4. *Tuberías, válvulas y accesorios*.

11.8.1 TUBERÍAS MONOFÁSICAS

Para el cálculo de las tuberías monofásicas se ha supuesto unos valores de velocidades típicas para transportar los líquidos y los gases.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	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

Figura 11.37 Velocidades típicas según el fluido^[10].

Con el caudal volumétrico específico de cada fluido y la velocidad seleccionada se calcula el diámetro de la tubería según la ecuación 11.143 que se muestra a continuación.

$$D_T = \sqrt{\frac{Q_{VF}}{\frac{\pi}{4} \cdot v_F}}$$

Ecuación 11.143 Cálculo del diámetro de la tubería.

Donde Q_{VF} es el caudal volumétrico del fluido a transportar en unidades de $\frac{m^3}{s}$ y v_F es la velocidad típica del fluido seleccionada en unidades de $\frac{m}{s}$.

Las tuberías referidas a la producción han sido diseñadas teniendo en cuenta que los reactores pueden llegar a trabajar al 100% de su volumen, por eso los caudales no se dividen por la mitad.

Cabe destacar que los compuestos que entrarán a los tanques y a los reactores en discontinuo. Así pues, las tuberías deben tener la capacidad necesaria y suficiente para introducir dichos compuestos en su medida correcta y diseñada en los depósitos sin recirculación.

Calculado el diámetro, se ajusta el diámetro de la tubería a un diámetro nominal que se encuentre en el catálogo de dimensiones para el material de diseño establecido, donde también se tiene en cuenta la presión de trabajo y la temperatura de circulación del fluido. Los materiales usados en las tuberías de la planta serán: AISI 316L, acero al carbono y cobre de tipo K. En la figura que se presenta a continuación se muestra el catálogo de diámetros nominales para dichos materiales.

Temperature (°C):			50	100	150	200	250	300	325	350	375	400	425	450	475	500	525		
Design Strength (MPa):			115	115	115	108	101	95	92	91	89	87	86	84	82	80	78		
DN	NPS	mm	Sch No	WT (mm)	Allowable Working Pressure (MPa)														
10	%	17.15	105	1.65	21.1	21.1	19.9	18.6	17.5	16.9	16.7	16.4	16.0	15.8	15.4	15.1	14.7	14.3	
		17.15	405	2.31	30.7	30.7	30.7	28.9	27.0	25.4	24.6	24.3	23.8	23.2	23.0	22.4	21.9	21.4	20.8
		17.15	805	3.20	44.9	44.9	44.9	42.1	39.4	37.1	35.9	35.5	34.7	34.0	33.6	32.8	32.0	31.2	30.4
15	%	21.34	55	1.65	16.7	16.7	15.7	14.7	13.8	13.4	13.2	12.9	12.6	12.5	12.2	11.9	11.6	11.3	
		21.34	105	2.11	21.8	21.8	21.8	20.5	19.1	18.0	17.4	17.2	16.9	16.5	16.3	15.9	15.5	15.2	14.8
		21.34	405	2.77	29.5	29.5	29.5	27.7	25.9	24.3	23.6	23.3	22.8	22.3	22.0	21.5	21.0	20.5	20.0
		21.34	805	3.73	41.5	41.5	41.5	39.0	36.5	34.3	33.2	32.9	32.1	31.4	31.1	30.3	29.6	28.9	28.2
20	%	26.67	55	1.65	13.2	13.2	13.2	12.4	11.6	10.9	10.5	10.4	10.2	10.0	9.8	9.6	9.4	9.2	8.9
		26.67	105	2.11	17.1	17.1	16.1	15.0	14.1	13.7	13.5	13.2	12.9	12.8	12.5	12.2	11.9	11.6	11.3
		26.67	405	2.87	23.9	23.9	23.9	22.5	21.0	19.8	19.1	18.9	18.5	18.1	17.9	17.5	17.0	16.6	16.2
		26.67	805	3.91	33.8	33.8	33.8	31.8	29.7	28.0	27.1	26.8	26.2	25.6	25.3	24.7	24.1	23.5	23.0
25	1	33.40	55	1.65	10.4	10.4	10.4	9.8	9.1	8.6	8.3	8.2	8.0	7.9	7.8	7.6	7.4	7.2	7.0
		33.40	105	2.77	18.0	18.0	18.0	16.9	15.8	14.9	14.4	14.2	13.9	13.6	13.5	13.1	12.8	12.5	12.2
		33.40	405	3.38	22.3	22.3	22.3	21.0	19.6	18.5	17.9	17.7	17.3	16.9	16.7	16.3	15.9	15.5	15.2
		33.40	805	4.55	31.1	31.1	31.1	29.2	27.3	25.7	24.9	24.6	24.1	23.5	23.2	22.7	22.1	21.7	21.1
32	1½	42.16	55	1.65	8.2	8.2	8.2	7.7	7.2	6.7	6.5	6.5	6.3	6.2	6.1	6.0	5.8	5.7	5.5
		42.16	105	2.77	14.0	14.0	14.0	13.2	12.3	11.6	11.2	11.1	10.9	10.6	10.5	10.2	10.0	9.8	9.5
		42.16	405	3.56	18.3	18.3	18.3	17.2	16.4	15.2	14.7	14.5	14.2	13.9	13.7	13.4	13.1	12.8	12.4
		42.16	805	4.85	25.7	25.7	25.7	24.2	22.6	21.3	20.6	20.4	19.9	19.5	19.3	18.8	18.4	17.9	17.5
40	1½	48.26	55	1.65	7.1	7.1	7.1	6.7	6.2	5.9	5.7	5.6	5.5	5.4	5.3	5.2	5.1	4.9	4.8
		48.26	105	2.77	12.2	12.2	12.2	11.4	10.7	10.0	9.7	9.6	9.4	9.2	9.1	8.9	8.7	8.5	8.2
		48.26	405	3.68	16.4	16.4	16.4	15.4	14.4	13.6	13.2	13.0	12.7	12.4	12.3	12.0	11.7	11.4	11.2
		48.26	805	5.08	23.3	23.3	23.3	21.9	20.5	19.3	18.7	18.5	18.1	17.7	17.4	17.0	16.6	16.2	15.8
50	2	60.33	55	1.65	5.6	5.6	5.6	5.3	5.0	4.7	4.5	4.5	4.4	4.3	4.2	4.1	4.0	3.9	3.8
		60.33	105	2.77	9.6	9.6	9.6	9.0	8.5	8.0	7.7	7.6	7.5	7.3	7.2	7.0	6.9	6.7	6.5
		60.33	405	3.91	13.8	13.8	13.8	13.0	12.1	11.4	11.1	10.9	10.7	10.5	10.3	10.1	9.9	9.6	9.4
		60.33	805	5.54	20.1	20.1	20.1	18.9	17.6	16.6	16.1	15.9	15.6	15.2	15.0	14.7	14.3	14.0	13.6
65	2½	73.03	55	2.11	6.0	6.0	6.0	5.6	5.2	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.5	4.4	4.3	4.1	4.0
		73.03	105	3.05	8.7	8.7	8.7	8.2	7.7	7.2	7.0	6.9	6.8	6.6	6.5	6.4	6.2	6.1	5.9
		73.03	405	5.16	15.2	15.2	15.2	14.2	13.3	12.5	12.1	12.0	11.7	11.5	11.3	11.1	10.8	10.5	10.3
		73.03	805	7.01	21.1	21.1	21.1	19.8	18.5	17.4	16.9	16.7	16.3	16.0	15.8	15.4	15.0	14.7	14.3
80	3	88.90	55	2.11	4.9	4.9	4.6	4.3	4.0	3.9	3.9	3.8	3.7	3.6	3.6	3.5	3.4	3.3	
		88.90	105	3.05	7.1	7.1	7.1	6.7	6.3	5.9	5.7	5.6	5.5	5.4	5.3	5.2	5.1	5.0	4.8
		88.90	405	5.49	13.1	13.1	13.1	12.3	11.5	10.9	10.5	10.4	10.2	9.9	9.8	9.6	9.4	9.1	8.9
		88.90	805	7.62	18.6	18.6	18.6	17.5	16.4	15.4	14.9	14.8	14.4	14.1	13.9	13.6	13.3	13.0	12.6
90	3½	101.60	55	2.11	4.3	4.3	4.3	4.0	3.7	3.5	3.4	3.4	3.3	3.2	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9
		101.60	105	3.05	6.2	6.2	6.2	5.8	5.4	5.1	5.0	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.4	4.3	4.2
		101.60	405	5.74	12.0	12.0	12.0	11.2	10.5	9.9	9.6	9.5	9.3	9.0	8.9	8.7	8.5	8.3	8.1
		101.60	805	8.08	17.2	17.2	17.2	16.2	15.1	14.2	13.8	13.6	13.3	13.0	12.9	12.6	12.3	12.0	11.7
100	4	114.30	55	2.11	3.8	3.8	3.5	3.3	3.1	3.0	3.0	2.9	2.9	2.8	2.8	2.7	2.6	2.6	
		114.30	105	3.05	5.5	5.5	5.5	5.2	4.8	4.5	4.4	4.4	4.3	4.2	4.1	4.0	3.9	3.8	3.7
		114.30	405	6.02	11.1	11.1	11.1	10.4	9.8	9.2	8.9	8.8	8.6	8.4	8.3	8.1	7.9	7.7	7.5
		114.30	805	8.56	16.1	16.1	16.1	15.1	14.2	13.3	12.9	12.8	12.5	12.2	12.1	11.8	11.5	11.2	10.9
125	5	141.30	55	2.77	4.0	4.0	3.8	3.5	3.3	3.2	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9	2.9	2.8	2.7	
		141.30	105	3.40	4.9	4.9	4.6	4.3	4.1	4.0	3.9	3.8	3.7	3.7	3.6	3.5	3.4	3.4	
		141.30	405	6.55	9.7	9.7	9.7	9.1	8.5	8.0	7.8	7.7	7.5	7.4	7.3	7.1	6.9	6.8	
		141.30	805	9.53	14.4	14.4	14.4	13.5	12.7	11.9	11.5	11.4	11.2	10.9	10.8	10.5	10.3	10.0	
150	6	168.28	55	2.77	3.4	3.4	3.2	3.0	2.8	2.7	2.7	2.6	2.5	2.5	2.5	2.4	2.3	2.3	
		168.28	105	3.40	4.1	4.1	3.9	3.6	3.4	3.3	3.3	3.2	3.1	3.1	3.0	3.0	2.9	2.8	
		168.28	405	7.11	8.8	8.8	8.8	8.3	7.8	7.3	7.1	7.0	6.8	6.7	6.6	6.4	6.3	6.1	
		168.28	805	10.97	13.9	13.9	13.9	13.1	11.1	11.0	10.8	10.5	10.5	10.4	10.2	9.9	9.7	9.4	
200	8	219.08	55	2.77	2.6	2.6	2.4	2.3	2.1	2.1	2.1	2.0	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.7	
		219.08	105	3.76	3.5	3.5	3.3	3.1	2.9	2.8	2.8	2.7	2.7	2.6	2.6	2.5	2.4	2.4	
		219.08	405	8.18	7.8	7.8	7.8	7.3	6.8	6.4	6.2	6.1	6.0	5.9	5.8	5.5	5.4	5.3	
		219.08	805	12.70	12.3	12.3	12.3	11.5	10.8	10.2	9.8	9.7	9.5	9.3	9.2	9.0	8.8	8.5	8.3
250	10	273.05	55	3.40	2.5	2.5	2.4	2.2	2.1	2.0	2.0	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.7	
		273.05	105	4.19	3.1	3.1	2.9	2.7	2.6	2.5	2.5	2.4	2.4	2.3	2.3	2.2	2.2	2.1	
		273.05	405	9.27	7.0	7.0	7.0	6.6	6.2	5.8	5.6	5.6	5.4	5.3	5.1	5.0	4.9	4.8	
		273.05	805	12.70</															

Maximum Allowable Operating Pressure (MPa)													
Nominal Size		Outside Diameter (mm)	Schedule	Wall Thickness (mm)	Temperature (°C)								
(DN)	(NPS)				-29 to +36	204	260	343	371	399			
Maximum Allowable Stress (MPa)													
15	1/2	21.3	STD	40	2.77	34.5	34.5	32.6	29.3	26.5			
20	3/4	26.7	STD	40	2.87	28.1	28.1	26.5	23.8	23.1			
25	1	33.4	STD	40	3.38	26.3	26.3	24.8	22.3	21.7			
			XS	80	4.55	36.3	36.3	34.3	30.9	30.0			
			STD	40	3.56	21.6	21.6	20.4	18.4	17.8			
			XS	80	4.85	30.2	30.2	28.5	25.6	24.9			
			160		6.35	40.6	38.4	34.5	33.5	26.4			
			STD	40	3.68	19.4	19.4	18.4	16.5	16.0			
			XS	80	5.08	27.4	27.4	25.9	23.3	22.6			
			160		7.14	39.8	39.8	37.6	33.8	32.8			
			STD	40	3.91	16.4	16.4	15.5	13.9	13.5			
			XS	80	5.54	23.7	23.7	22.4	20.1	19.5			
			160		8.74	38.9	38.9	36.8	33.1	32.1			
			STD	40	5.16	17.9	17.9	17.0	15.3	14.8			
			XS	80	7.01	24.8	24.8	23.5	21.1	20.5			
			160		9.53	34.7	34.7	32.8	29.5	28.8			
			STD	40	5.49	15.6	15.6	14.7	13.2	12.8			
			XS	80	7.62	22.0	22.0	20.8	18.7	18.2			
			160		11.13	33.1	33.1	31.3	28.1	27.3			
			STD	40	6.02	13.2	13.2	12.5	11.2	10.9			
			XS	80	8.56	19.1	19.1	18.0	16.2	15.7			
			120		11.13	25.2	25.2	23.8	21.4	20.8			
			160		13.49	31.0	31.0	29.3	26.4	25.6			
			XXS		17.12	40.4	40.4	38.2	34.3	33.3			
			STD	40	6.55	11.6	11.6	10.9	9.8	9.5			
			XS	80	9.53	17.1	17.1	16.1	14.5	14.1			
			120		12.7	23.1	23.1	21.9	19.7	19.1			
			160		15.88	29.4	29.4	27.8	25.0	24.3			
			XXS		19.05	35.9	35.9	33.9	30.5	29.6			
			STD	40	7.11	10.5	10.5	9.9	8.9	8.7			
			XS	80	10.97	16.5	16.5	15.6	14.0	13.6			
			120		14.27	21.8	21.8	20.6	18.5	17.9			
			160		18.26	28.3	28.3	26.8	24.1	23.4			
			XXS		22.23	26.4	26.4	24.9	22.4	21.7			
			STD	40	8.35	7.1	7.1	6.7	6.1	5.9			
			XS	80	10.04	7.9	7.9	7.5	6.7	6.5			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.09	17.5	17.5	16.5	14.8	14.4			
			XXS		18.26	21.4	21.4	20.2	18.2	17.6			
			STD	40	8.18	9.3	9.3	8.7	7.9	7.6			
			XS	80	10.31	11.7	11.7	11.1	10.0	9.7			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.88	29.4	29.4	27.8	25.0	24.3			
			XXS		19.05	35.9	35.9	33.9	30.5	29.6			
			STD	40	7.11	10.5	10.5	9.9	8.9	8.7			
			XS	80	10.97	16.5	16.5	15.6	14.0	13.6			
			120		14.27	21.8	21.8	20.6	18.5	17.9			
			160		18.26	28.3	28.3	26.8	24.1	23.4			
			XXS		22.23	26.4	26.4	24.9	22.4	21.7			
			STD	40	8.35	7.1	7.1	6.7	6.1	5.9			
			XS	80	10.04	7.9	7.9	7.5	6.7	6.5			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.09	17.5	17.5	16.5	14.8	14.4			
			XXS		18.26	21.4	21.4	20.2	18.2	17.6			
			STD	40	8.18	9.3	9.3	8.7	7.9	7.6			
			XS	80	10.31	11.7	11.7	11.1	10.0	9.7			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.88	29.4	29.4	27.8	25.0	24.3			
			XXS		19.05	35.9	35.9	33.9	30.5	29.6			
			STD	40	7.11	10.5	10.5	9.9	8.9	8.7			
			XS	80	10.97	16.5	16.5	15.6	14.0	13.6			
			120		14.27	21.8	21.8	20.6	18.5	17.9			
			160		18.26	28.3	28.3	26.8	24.1	23.4			
			XXS		22.23	26.4	26.4	24.9	22.4	21.7			
			STD	40	8.35	7.1	7.1	6.7	6.1	5.9			
			XS	80	10.04	7.9	7.9	7.5	6.7	6.5			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.09	17.5	17.5	16.5	14.8	14.4			
			XXS		18.26	21.4	21.4	20.2	18.2	17.6			
			STD	40	8.18	9.3	9.3	8.7	7.9	7.6			
			XS	80	10.31	11.7	11.7	11.1	10.0	9.7			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.88	29.4	29.4	27.8	25.0	24.3			
			XXS		19.05	35.9	35.9	33.9	30.5	29.6			
			STD	40	7.11	10.5	10.5	9.9	8.9	8.7			
			XS	80	10.97	16.5	16.5	15.6	14.0	13.6			
			120		14.27	21.8	21.8	20.6	18.5	17.9			
			160		18.26	28.3	28.3	26.8	24.1	23.4			
			XXS		22.23	26.4	26.4	24.9	22.4	21.7			
			STD	40	8.35	7.1	7.1	6.7	6.1	5.9			
			XS	80	10.04	7.9	7.9	7.5	6.7	6.5			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.09	17.5	17.5	16.5	14.8	14.4			
			XXS		18.26	21.4	21.4	20.2	18.2	17.6			
			STD	40	8.18	9.3	9.3	8.7	7.9	7.6			
			XS	80	10.31	11.7	11.7	11.1	10.0	9.7			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.88	29.4	29.4	27.8	25.0	24.3			
			XXS		19.05	35.9	35.9	33.9	30.5	29.6			
			STD	40	7.11	10.5	10.5	9.9	8.9	8.7			
			XS	80	10.97	16.5	16.5	15.6	14.0	13.6			
			120		14.27	21.8	21.8	20.6	18.5	17.9			
			160		18.26	28.3	28.3	26.8	24.1	23.4			
			XXS		22.23	26.4	26.4	24.9	22.4	21.7			
			STD	40	8.35	7.1	7.1	6.7	6.1	5.9			
			XS	80	10.04	7.9	7.9	7.5	6.7	6.5			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.09	17.5	17.5	16.5	14.8	14.4			
			XXS		18.26	21.4	21.4	20.2	18.2	17.6			
			STD	40	8.18	9.3	9.3	8.7	7.9	7.6			
			XS	80	10.31	11.7	11.7	11.1	10.0	9.7			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.88	29.4	29.4	27.8	25.0	24.3			
			XXS		19.05	35.9	35.9	33.9	30.5	29.6			
			STD	40	7.11	10.5	10.5	9.9	8.9	8.7			
			XS	80	10.97	16.5	16.5	15.6	14.0	13.6			
			120		14.27	21.8	21.8	20.6	18.5	17.9			
			160		18.26	28.3	28.3	26.8	24.1	23.4			
			XXS		22.23	26.4	26.4	24.9	22.4	21.7			
			STD	40	8.35	7.1	7.1	6.7	6.1	5.9			
			XS	80	10.04	7.9	7.9	7.5	6.7	6.5			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.09	17.5	17.5	16.5	14.8	14.4			
			XXS		18.26	21.4	21.4	20.2	18.2	17.6			
			STD	40	8.18	9.3	9.3	8.7	7.9	7.6			
			XS	80	10.31	11.7	11.7	11.1	10.0	9.7			
			120		12.7	14.6	14.6	13.8	12.4	12.0			
			160		15.88	29.4	29.4	27.8	25.0	24.3			
			XXS		19.05	35.9	35.9	33.9	30.5	29.6			
			STD	40	7.11	10.5	10.5	9.9	8.9	8.7			
			XS	80	10.97	16.5	16.5	15.6	14.0	13.6			
			120		14.27	21.8	21.8	20.6	18.5	17.9			
			160		18.26	28.3	28.3	26.8	24.1	23.4			
</													

				10	6.35	4.4	4.4	4.1	3.7	3.6	2.8	2.4
				20	7.92	5.5	5.5	5.2	4.6	4.5	3.5	2.9
				STD	9.53	6.6	6.6	6.2	5.6	5.4	4.3	3.6
				40	11.13	7.7	7.7	7.3	6.6	6.4	5.0	4.2
				XS	12.7	8.8	8.8	8.4	7.5	7.3	5.7	4.8
350	14	365.8		60	15.09	10.6	10.6	10.0	9.0	8.7	6.9	5.7
				80	19.05	13.4	13.4	12.7	11.4	11.1	8.7	7.3
				100	23.83	17.0	17.0	16.0	14.4	14.0	11.0	9.2
				120	27.79	20.0	20.0	18.9	17.0	16.5	13.0	10.8
				140	31.75	23.0	23.0	21.7	19.5	19.0	14.9	12.4
				160	35.71	26.1	26.1	24.6	22.2	21.5	16.9	14.1
				10	6.35	3.8	3.8	3.6	3.2	3.1	2.5	2.1
				20	7.92	4.8	4.8	4.5	4.1	3.9	3.1	2.6
				STD	9.53	5.8	5.8	5.4	4.9	4.7	3.7	3.1
				XS	12.7	7.7	7.7	7.3	6.6	6.4	5.0	4.2
400	16	406.4		60	16.66	10.2	10.2	9.6	8.7	8.4	6.6	5.5
				80	21.44	13.2	13.2	12.5	11.2	10.9	8.6	7.1
				100	26.19	16.3	16.3	15.4	13.8	13.4	10.6	8.8
				120	30.96	19.4	19.4	18.4	16.5	16.0	12.6	10.5
				140	36.53	23.1	23.1	21.9	19.7	19.1	15.0	12.5
				160	40.49	25.8	25.8	24.4	22.0	21.3	16.8	14.0
				10	6.35	3.4	3.4	3.2	2.9	2.8	2.2	1.8
				20	7.92	4.2	4.2	4.0	3.6	3.5	2.8	2.3
				STD	9.53	5.1	5.1	4.8	4.3	4.2	3.3	2.8
				XS	11.13	6.0	6.0	5.7	5.1	4.9	3.9	3.2
450	18	457		12.7	6.8	6.8	6.5	5.8	5.6	4.4	3.7	
				40	14.27	7.7	7.7	7.3	6.5	6.4	5.0	4.2
				60	19.05	10.4	10.4	9.8	8.8	8.5	6.7	5.6
				80	23.83	13.1	13.1	12.3	11.1	10.8	8.5	7.1
				100	29.36	16.2	16.2	15.3	13.8	13.4	10.6	8.8
				120	34.93	19.5	19.5	18.4	16.6	16.1	12.7	10.5
				140	39.67	22.3	22.3	21.1	19.0	18.4	14.5	12.0
				160	45.24	25.7	25.7	24.3	21.8	21.2	16.7	13.9
				10	6.35	3.0	3.0	2.9	2.6	2.5	2.0	1.6
				STD	9.53	4.6	4.6	4.3	3.9	3.8	3.0	2.5
500	20	508		XS	12.7	6.1	6.1	5.8	5.2	5.1	4.0	3.3
				40	15.09	7.3	7.3	6.9	6.2	6.0	4.8	4.0
				60	20.62	10.1	10.1	9.5	8.6	8.3	6.6	5.4
				80	26.19	12.9	12.9	12.2	11.0	10.6	8.4	7.0
				100	32.54	16.2	16.2	15.3	13.8	13.4	10.5	8.7
				120	38.1	19.1	19.1	18.1	16.2	15.8	12.4	10.3
				140	44.45	22.5	22.5	21.3	19.1	18.6	14.6	12.1
				160	50.01	25.5	25.5	24.1	21.7	21.0	16.6	13.8
				10	6.35	2.5	2.5	2.4	2.2	2.1	1.6	1.4
				STD	9.53	3.8	3.8	3.6	3.2	3.1	2.5	2.1
600	24	610		XS	12.7	5.1	5.1	4.8	4.3	4.2	3.3	2.8
				30	14.27	5.7	5.7	5.4	4.9	4.7	3.7	3.1
				40	17.48	7.1	7.1	6.7	6.0	5.8	4.6	3.8
				60	24.61	10.0	10.0	9.5	8.5	8.3	6.5	5.4
				80	30.96	12.7	12.7	12.0	10.8	10.5	8.3	6.9
				100	38.89	16.1	16.1	15.2	13.7	13.3	10.5	8.7
				120	46.02	19.2	19.2	18.2	16.3	15.9	12.5	10.4
				140	52.37	22.0	22.0	20.8	18.7	18.2	14.3	11.9
				160	59.54	25.3	25.3	23.9	21.5	20.9	16.4	13.7

Figura 11.39 Diámetros nominales según la temperatura para tuberías diseñadas con el material acero al carbono^[12].

Nominal Size (in)	Working Pressure (psi) [<i>kPa</i>]		Actual Burst Pressure (psi) [<i>kPa</i>]	
	Annealed	Drawn	Annealed	Drawn
1/4	913 6295	1796 12383		
3/8	960 6619	1889 13025		
1/2	758 5226	1490 10274	4535 31269	9840 67847
5/8	626 4316	1229 8474		
3/4	724 4992	1424 9818	4200 28959	9300 64123
1	557 3841	1093 7536	3415 23546	7200 49644
1 1/4	452 3117	888 6123	2800 19306	5525 38095
1 1/2	420 2896	825 5688	2600 17927	5000 34475
2	370 2551	726 5006	2235 15410	3915 26994
2 1/2	338 2331	664 4578		3575 24650
3	328 2262	643 4433		3450 23788
3 1/2	311 2144	610 4206		
4	306 2110	600 4137		3415 23546
5	293 2020	575 3965		3585 24719
6	295 2034	578 3985		3425 23615
8	314 2165	615 4240		3635 25063
10	314 2165	615 4240		
12	314 2165	615 4240		

Figura 11.40 Diámetros nominales según la temperatura para tuberías diseñadas con el material cobre de tipo K^[13].

Una vez se ha seleccionado el diámetro nominal, se calcula la velocidad del fluido con la ecuación 11.143 aislando la velocidad del fluido, v_F .

Por último, se calcula la caída de presión provocada por la fuerza de fricción del fluido con las paredes de la tubería para saber si es necesario aumentar el diámetro nominal de las tuberías.

$$H = f \cdot \frac{L_T}{D_T} \cdot \frac{v_F^2}{2 \cdot g}$$

Ecuación 11.144 Cálculo de la pérdida de carga en la tubería.

Donde H es la pérdida de carga en unidades de metros de columna de líquido (m.c.l.), f corresponde como se ha descrito anteriormente al actor de *Fanning*, L_T es la longitud de la tubería en unidades de m, D_T es el diámetro de la tubería en unidades de m, v_F es la velocidad del fluido en unidades de $\frac{m}{s}$ y g es la fuerza de la gravedad con un valor de 9,81 en unidades de $\frac{m^2}{s}$.

Llegado este punto, si el valor de H con el diámetro seleccionado es muy grande, hay que aumentar el diámetro al siguiente diámetro nominal de la figura 11.37, 11.38 o 11.39 según el material usado.

11.8.2 AISLAMIENTO DE TUBERÍAS

Se han aislado las tuberías para poder transportar los diversos fluidos a la temperatura de proceso deseada. Para el transporte de fluidos a menos de 15°C (por ejemplo el etilenglicol para enfriar reactores de ozonización y hidrogenadores) se ha utilizado espuma de poliuretano con una densidad aplicada de unos $\pm 35 \frac{kg}{m^3}$. Para temperaturas superiores a 40°C se ha usado aislante de lana de roca con una densidad aplicada de unos $100 \frac{kg}{m^3}$. Para temperaturas en el rango comprendido entre -15°C y 40°C no se ha usado ningún material aislante. El grosor del aislante dependerá del diámetro de la tubería. Cuanto más grande sea el diámetro, más caudal de fluido deberá transportar y, en consecuencia, más espesor deberá tener de aislante.

A continuación se muestra el grosor del aislante en función de las temperaturas de proceso.

Fluidos calientes	Interior Edificios				Exterior edificios			
	Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)			Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)		
		40...60	>60...100	>100...180		40...60	>60...100	>100...180
Fluidos calientes	D ≤ 35	25	25	30	D ≤ 35	35	35	40
	35 < D ≤ 60	30	30	40	35 < D ≤ 60	40	40	50
	60 < D ≤ 90	30	30	40	60 < D ≤ 90	40	40	50
	90 < D ≤ 140	30	40	50	90 < D ≤ 140	40	50	60
	140 < D	35	40	50	140 < D	45	50	60
Fluidos fríos	Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)			Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)		
		>-10...0	>0...10	<10		>-10...0	>0...10	<10
	D ≤ 35	30	25	20	D ≤ 35	50	40	40
	35 < D ≤ 60	40	30	20	35 < D ≤ 60	60	50	40
	60 < D ≤ 90	40	30	20	60 < D ≤ 90	60	50	50
	90 < D ≤ 140	50	40	30	90 < D ≤ 140	70	60	50
	140 < D	50	40	30	140 < D	70	60	50

Figura 11.41 Espesor del aislamiento para tuberías con diferentes temperaturas^[14].

11.9 DISEÑO DE SERVICIOS

Las líneas de servicios de la planta se componen de diversos equipos de frío y calor entre otros. A continuación se muestran los cálculos realizados y las consideraciones convenientes para el dimensionamiento de esos equipos.

11.9.1 CALDERA

Se implantará una caldera (B-501) en la planta cuya función será calentar el agua proveniente de los tanques pulmón y sobrellenarla hasta una temperatura de 165°C y una presión de 7bar para poder alimentar la columna reactiva en las condiciones de trabajo deseadas.

Dado que la cantidad de agua a sobrellenar es muy grande, en concreto 8978,3kg/h, se ha buscado una caldera con la que se pueda llegar a evaporar tal cantidad de agua. Además, se ha sobredimensionado para poder abastecer también al *reboiler* de la columna de separación C-302. Así pues, la cantidad final de agua a sobrellenar es de 12000kg/h. Se ha seleccionado el equipo según la potencia requerida por el proceso, según:

$$P_{caldera} = Q_{m,W} \cdot C_{p,W} \cdot \Delta T$$

Ecuación 11.145 Cálculo de la potencia requerida por el proceso.

Donde $P_{caldera}$ es la potencia requerida por el proceso en unidades de kW·h, $Q_{m,W}$ es el caudal mísico de agua a sobrellenar con un valor de 12000 en unidades de kg/s, $C_{p,W}$ es el calor específico del agua por valor de 4,18 en unidades de $\frac{kJ}{kg \cdot K}$ y, por último, ΔT es el incremento de temperatura que en este caso será de 145 puesto que el agua sale a 165°C y entra a 20°C. Así pues la potencia requerida es de 2020,33kW·h.

El equipo seleccionado será el equipo PREX N ASH con una potencia de trabajo máxima de 2350kW·h. El caudal de gas natural necesario para abastecer la caldera es de $40,41 \frac{m^3}{h}$.

11.9.2 CHILLER

El equipo *chiller* será seleccionado a partir del caudal de etilenglicol al 40% en peso requerido por el proceso. Se han implantado dos equipos iguales capaces de satisfacer las necesidades de etilenglicol del proceso. Así pues, el *chiller* será seleccionado según:

Tabla 11.43. Condiciones para la selección del *chiller*.

Ítem	Caudal (kg/h)	Caudal (Tn/h)	Cp_{EG} (kJ/kg·K)	ΔT	Calor disipado (kW·h)
R-201/R-206	1548368	1548,4	2540	10	9405,7
R-207/R-212	1108244	1108,2			
EX-306	10000	10			
EX-304	8500	8,5			

Como se ha comentado, se requiere una potencia de equipo muy grande, se ha estimado conveniente implantar dos *chillers CYK High-Head* con una capacidad de impulsión de refrigerante entre 300 y $2500 \frac{Tn}{h}$. El primer *chiller* (CH-501) se usará para impulsar etilenglicol para los reactores de ozonólisis y el intercambiador EX-304 con un caudal de refrigerante de $1557 \frac{Tn}{h}$. El segundo equipo (CH-501) refrigerará los reactores de hidrogenación y el intercambiador EX-306 con un caudal de $1119 \frac{Tn}{h}$.

11.9.3 TORRE DE REFRIGERACIÓN

Para diseñar la torre de refrigeración (TR-501) se ha tenido en cuenta la temperatura máxima de bulbo húmedo registrada en Tarragona durante los últimos 10 años. Así pues, se estimará la temperatura mínima que se alcanzará al disipar el calor. Se ha diseñado una torre de refrigeración, la cual operará para satisfacer las necesidades térmicas de los intercambiadores EX-303 y EX-305, además del condensador de la columna de separación de metanol-agua.

Temperatura de salida y retorno de la torre de refrigeración

Dicha temperatura máxima tiene un valor de 16°C. Con esta temperatura se obtiene la temperatura de salida de la torre de refrigeración según:

$$T_S = 16^\circ C + 4^\circ C = 20^\circ C$$

Ecuación 11.146 Cálculo de la temperatura de salida de la torre de refrigeración.

Dado que el salto térmico máximo permitido en la torre de refrigeración es de 30°C se obtiene la temperatura de retorno del agua a la torre de refrigeración:

$$T_E = T_S + 30^\circ C = 50^\circ C$$

Ecuación 11.147 Cálculo de la temperatura de retorno de la torre de refrigeración.

Potencia de la torre de refrigeración

Se realiza un balance de energía en la torre de refrigeración, teniendo en cuenta el salto térmico permitido y el caudal de agua requerido para los reactores, pudiéndose calcular el calor disipado mediante:

$$Q_D = m \cdot C_P \cdot \Delta T$$

Ecuación 11.148 Cálculo del calor de disipación de la torre de refrigeración.

Donde Q_D es el calor de disipación en unidades de kW, m es el caudal másico de agua en unidades de $\frac{m^3}{s}$ y ΔT es el salto térmico de la torre de refrigeración. Dado que el salto térmico es de 30°C, el calor específico del etilenglicol equivale a $4180 \frac{kJ}{m^{3,0}C}$ y el caudal de agua es de $0,0134 \frac{m^3}{s}$ (sobredimensionado para poder alimentar el condensador adjunto a la columna de separación metanol-agua), se obtiene un valor de calor de disipación de 1677kW. Dado que el calor de disipación es asequible para un solo equipo se estima conveniente implantar una sola torre de refrigeración.

$$Q_D = m \cdot C_P \cdot \Delta T$$

Ecuación 11.149 Cálculo del calor de disipación de la torre de refrigeración.

Consumo de agua en la torre de refrigeración

Teóricamente, en la torre de refrigeración se trabaja con el agua en circuito cerrado. Dado que el sistema no es ideal, habrá unas pérdidas que se recogen a continuación.

- Pérdidas por arrastre de gotas

Las pérdidas por arrastre de gotas deben estar dentro del margen normativo, donde se expone un máximo de 0,05% del caudal de agua utilizado (m).

$$\text{Pérdidas}_{\text{gotas}} = m \cdot \frac{0,05}{100}$$

Ecuación 11.150 Cálculo del caudal de pérdida de agua por arrastre de gotas.

Con un valor resultante de $24 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ de agua consumida por pérdidas de gotas.

- Pérdidas por evaporación

También se deben tener en cuenta las pérdidas de evaporación de agua mediante la siguiente ecuación que relaciona el calor disipado con el calor de vaporización, H_V , equivalente a 2257 en unidades de $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$.

$$\text{Pérdidas}_{\text{evaporación}} = \frac{Q_D}{H_V}$$

Ecuación 11.151 Cálculo del caudal de pérdida de agua por arrastre de gotas.

Con un valor resultante de $0,74 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ de agua consumida por pérdidas de gotas.

- Pérdidas por drenaje/purgas

Por último, hay que tener en cuenta los drenajes o purgas que se realizan periódicamente a la torre de refrigeración para cumplir con la normativa UNE 112076 IW, donde se determinan unas concentraciones de cloruros y sulfatos, además de la medición de la conductividad del agua debido a la adición de biocidas, desincrustantes y anticorrosivos. Estas pérdidas no se pueden estimar realmente hasta que la planta se

encuentra plenamente en operación, así que se ha estimado que las pérdidas por drenaje o purgas serán de un 5% sobre el caudal de agua consumido.

El valor de esas pérdidas por purgas es de $0,67 \frac{kg}{h}$.

- Pérdidas totales

Las pérdidas totales es la suma de las diversas pérdidas de agua en la torre, recogidas en la siguiente ecuación:

$$\text{Pérdidas}_{\text{totales}} = \text{Pérdidas}_{\text{gotas}} + \text{Pérdidas}_{\text{evaporación}} + \text{Pérdidas}_{\text{purgas}} = 25,41 \frac{kg}{h}$$

Ecuación 11.152 Cálculo del caudal de pérdidas totales en la torre de refrigeración.

11.9.4 AGUA DESIONIZADA

Para la elección del equipo de desionización de agua se debe tener en cuenta la presión de trabajo y la capacidad del equipo en unidades de m^3 de agua desionizada por hora. Estos son los requisitos del servicio de la planta en su proceso. Escogido el modelo se puede calcular el gasto total de agua del sistema de osmosis inversa según:

$$Q_{\text{requerida}} = \frac{Q_{\text{desionizada}}}{R}$$

Ecuación 11.153 Caudal de agua requerida.

Donde $Q_{\text{requerida}}$ es el caudal de agua requerida y $Q_{\text{desionizada}}$ el de agua desionizada en unidades de $\frac{m^3}{h}$. R es el coeficiente de recuperación, cuyo valor suele estar entre 0,65 y 0,8 para sistemas de osmosis inversa.

11.9.5 AIRE COMPRIMIDO

El aire comprimido es necesario para accionar aquellas válvulas neumáticas que requieren su servicio. Así pues, para la elección del equipo de compresión de aire es necesario realizar una estimación del requerimiento, es decir, hay que saber cuántas válvulas neumáticas habrá.

Existe una estimación (regla del pulgar) para ese consumo. Cada lazo requiere un mínimo de $1,5 \frac{m^3}{h}$, maximizándose en $3 \frac{m^3}{h}$ de caudal de aire comprimido.

$$Q_{aire} = 2 \cdot N_{VN}$$

Ecuación 11.154 Caudal de aire requerido.

Donde Q_{aire} es el caudal de aire requerido en la planta en unidades de $\frac{m^3}{h}$ y N_{VN} es el número de válvulas neumáticas que requieren de su servicio. Se dispone de 446 válvulas con servicio de aire comprimido, por lo tanto, el caudal de aire requerido en la planta es de $900 \frac{m^3}{h}$.

11.9.6 NITRÓGENO

La estimación de la demanda de nitrógeno se ha basado únicamente en el venteo en llenado/vaciado de los reactores de ozonólisis e hidrogenación. Así pues, teniendo en cuenta los 10 minutos de inertización, el tiempo de residencia de cada reactor, el volumen de los equipos y el número de ciclos de cada reactor según:

$$Q_N = \frac{V_{equipo}}{\tau} \cdot N_{ciclos} \cdot N_{reactor}$$

Ecuación 11.155 Caudal de nitrógeno requerido.

El caudal de nitrógeno para inertizar los reactores de ozonólisis equivale a $49 \frac{m^3}{día}$ mientras que el caudal requerido para los hidrogenadores es de $52 \frac{m^3}{día}$. El caudal de nitrógeno total diario es de $101 \frac{m^3}{día}$.

11.9.7 CONSUMOS

A continuación se muestran los cálculos que estiman el consumo de agua, gas natural y energía en la planta de producción de AG al 50% de ACFERCO.

AGUA

El consumo de agua se determina por su gasto en las torres de refrigeración que lo necesiten (título 11.9.3) además del consumo humano.

$$m_{agua} = P_{torres} + m_{humanos}$$

Ecuación 11.156 Caudal de agua consumida.

Donde m_{agua} es el caudal de agua consumida en la planta en unidades de $\frac{m^3}{h}$, P_{torres} son las pérdidas de agua en las torres con un valor de 0,028 en unidades de $\frac{m^3}{h}$ y $m_{humanos}$ es el caudal de agua consumida por humanos equivalente a 0,05 $\frac{m^3}{h}$. El consumo final de agua (multiplicado por 300 días) es de $198,5 \frac{m^3}{300 \text{ días}}$. Este caudal habría que sumarlo al caudal de agua consumida por los reactores y la columna. Cabe destacar que el consumo de agua el primer día de producción corresponde al volumen de los tanques llenos, es decir, $240 \frac{m^3}{día}$. Dado que se recircula gran parte de agua, solo de los tanques de agua que se transforman en vapor de agua en la caldera y luego no reaccionan en la columna. Se obtiene un valor de:

$$\begin{aligned} m_{aguatotal} &= m_{agua} + (m_{aguadía1} - m_{aguareciclada}) \\ &= 0,66 \frac{m^3}{día} + \left(240,0 \frac{m^3}{día} - 207,4 \frac{m^3}{día} \right) = 32,63 \frac{m^3}{día} \end{aligned}$$

Ecuación 11.157 Caudal de agua total consumida al día.

Con lo cual el consumo de agua anual total es de $9985 \frac{m^3}{día}$.

GAS NATURAL

El consumo de gas natural se calcula en base al calor disipado de la caldera según:

$$m_{gas} = \frac{Q_{disipado}}{\frac{PCI}{\rho} \cdot \eta}$$

Ecuación 11.158 Caudal de gas natural consumido.

Donde $Q_{disipado}$ es el calor disipado de la caldera, PCI el poder calorífico inferior con un valor de 10 en unidades de $\frac{kW}{m^3}$, ρ es la densidad del gas natural, η el rendimiento (90%) y, por último, m_{gas} es el caudal de gas natural consumido con un valor de 40,41 en unidades de $\frac{m^3}{h}$.

ELECTRICIDAD

El cálculo del consumo eléctrico de la planta de producción depende en su mayoría de la potencia eléctrica que deben consumir los equipos de la planta. Este se sobredimensiona un 20% por el posible consumo eléctrico de otros factores o incluso para posibles futuras ampliaciones y mejoras de la planta. Para industrias se utiliza un transformador de distribución cuya potencia deberá ser mayor que la calculada. Se ha estimado conveniente utilizar un transformador de 10000kVA.

$$kVA = \frac{\Sigma P}{0,8} \cdot 1,2 = 5699$$

Ecuación 11.159 Correlación de la sobredimensión de la potencia consumida por equipos y la potencia del transformador.

Donde ΣP es el sumatorio de las potencias de los equipos presentes en la planta con un valor equivalente a 3799 en unidades de kW al día.

Así pues, el consumo eléctrico final ($C_{electricidad}$) de la planta de producción ACFERCO equivale a:

$$C_{electricidad} = \Sigma P \cdot 300 \text{ días} = 1139716kW$$

Ecuación 11.160 Consumo de electricidad de la planta en un año de producción.

11.10 BIBLIOGRAFÍA

A continuación se mencionan los libros consultados y los artículos donde se han encontrado las imágenes publicadas en este manual y sobre los cuales se han basado los diversos cálculos de diseño.

American Society of Mechanical Engineers, 1995. *Código A.S.M.E. Sección VIII División 1.* 1995.

American Petroleum Institute (API), 1988. *Welded Steel Tanks for oil Storage (API 650).* American Petroleum Institute publications, 1988.

The Dow Chemical Company, The Dow, 2013. *Material Safety Data Sheet, Dowtherm J Heat Transfer Fluid.* 2013.

R. Taylor; R. Krishna. *Modelling reactive distillation.* Pergamon, abril 2000.

Robert E. Treybal. *Operaciones de transferencia de masa.* Mc Graw Hill, 2da edición.

[1] Azbel David S; Nicholas P. *Chemical and Process Equipment Design. Vessel Design and Selection.* Edición Revolucionaria, Cuba, 1986. (Consultado en noviembre de 2018)

[2] Utilidades tanques de almacenaje – Calculadora de fondos tipo *Klopper.* (Consultado en noviembre de 2018)

<http://www.horfasa.com/utilidades.php?id=41&card=3>

[3] Diseño reactores – Agitación (Consultado en noviembre de 2018)

<http://mecanotecnia.blogspot.com/2010/06/diseno-de-plantas-de-biogas-segunda.html>

[4] hasta [7] J.M. Coulson; J.F. Richardson. *Ingeniería química: Operaciones básicas.* Edición Reverté, S.A. Tomo II. (Consultado en diciembre de 2018)

[8] hasta [9] Tuberías y accesorios – Campus virtual (Consultado en diciembre de 2018)

[10] Diseño del sistema de tuberías y cálculo de las bombas – Universidad de Granada (Consultado en diciembre de 2018)

<https://www.ugr.es/~aulavirtualpfcig/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIAS.pdf>

[11] Diseño de tuberías – Tablas de materiales (Consultado en diciembre de 2018)

http://www.atlassteels.com.au/documents/St_St_Pipe_Pressure_Rating_Charts_rev_Jan_2017.pdf

[12] Diseño de tuberías – Tablas de materiales (Consultado en diciembre de 2018)

<http://www.atlassteels.com.au/site/pages/carbon-and-stainless-steel-pipe-and-tube-dimension-and-pressure-rating-charts.php>

[13] Diseño de tuberías – Tablas de materiales (Consultado en diciembre de 2018)

https://www.engineeringtoolbox.com/copper-tubes-dimensions-pressure-d_84.html

[14] Diseño de tuberías – Aislamiento de tuberías (Consultado en diciembre de 2018)

<https://www.isover.es/sites/isover.es/files/assets/documents/aislamiento-tuberias-2018.pdf>

