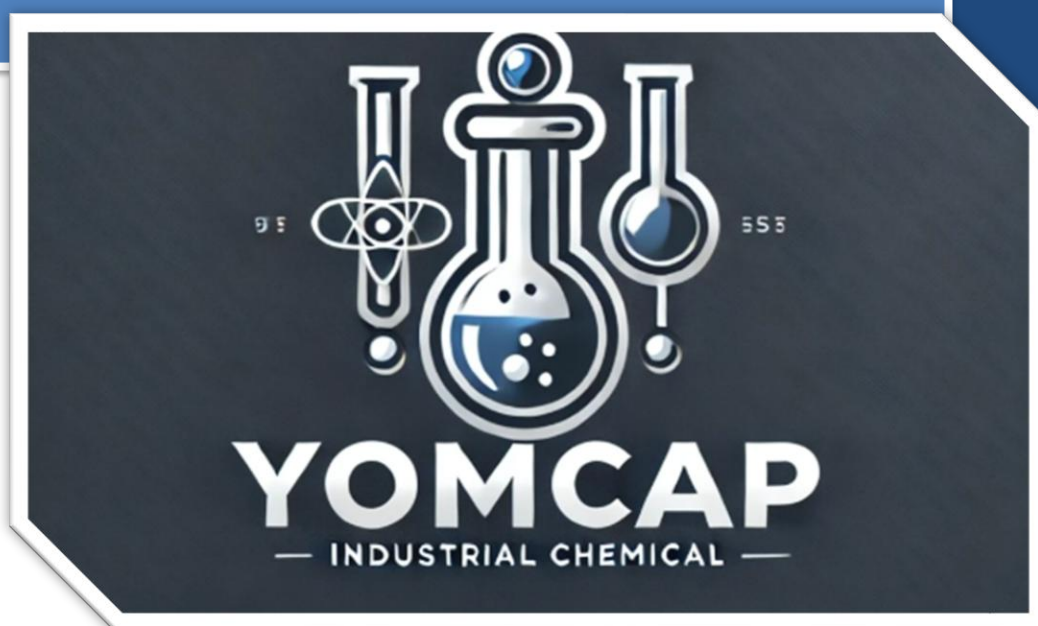


PLANTA DE PRODUCCIÓN DE MDA

PROYECTO DE FIN DE GRADO

INGENIERÍA QUÍMICA



Abel Baños Garcia

Victor C. Becerra Hernández

Yhamiley R. Mila Nuñez

Claude F. Kamnang Tchatchouang

Patrícia Jover Segura

Oscar Lorenzo Lama

Miguel Ruiz Zamorano

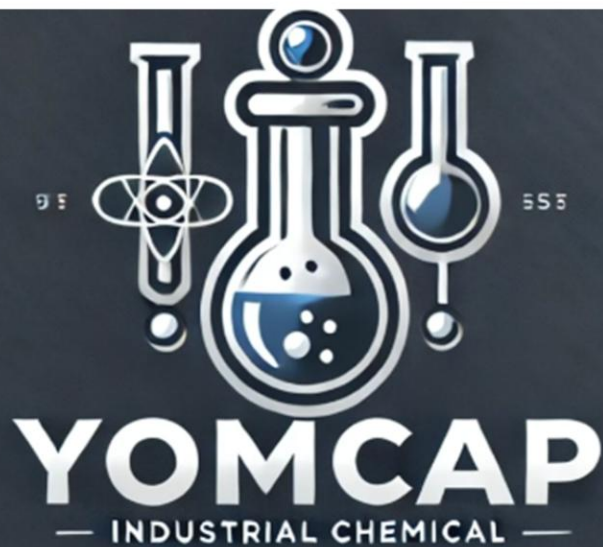
TUTOR:

Antoni Sánchez Ferrer

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE MDA

PROYECTO DE FIN DE GRADO

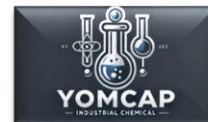
INGENIERÍA QUÍMICA



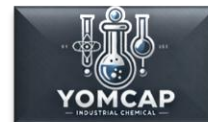
**CAPÍTULO 11:
MANUAL DE
CÁLCULOS**

ÍNDICE

11.1. Introducción	3
11.2. Balances generales	4
11.3. Diseño tanques de almacenamiento	6
11.3.1. Tanque almacenamiento anilina	6
11.3.2. Tanque almacenamiento de HCl	10
11.3.3. Tanque almacenamiento de formaldehído	14
11.3.4. Tanque almacenamiento de NaOH	19
11.3.5. Tanque almacenamiento de agua oxigenada	23
11.4. Diseño de Equipos principales	30
11.4.1. Diseño del RCTA (R-101)	30
11.4.1.1. Balance de materia y dimensionamiento del R-101	31
11.4.1.2. Balance de energía	33
11.4.2. Diseño del RCFP (R-103)	38
11.4.2.1. Cinética química y ecuación de velocidad	39
11.4.2.2. Balance de materia y energía del (R-103)	39
11.4.3. Diseño del RCTA (R-104)	43
11.4.3.1. Balance de materia tercer reactor	44
11.4.3.2. Balance de energía tercer reactor	46
11.4.4. Diseño del tanque de mezclado (R-102)	52
11.4.5. Diseño intercambiador de calor I-101	58
11.4.6. Diseño de intercambiador de calor I-102	61
11.4.6.1 Tabla de propiedades	61
11.4.6.2. Diseño del intercambiador	62
11.4.6.2.1. Selección de características de los tubos y carcasa	63
11.5. Equipos de tratamiento de MDA y NaCl	64
11.5.1 Decantador	64
11.5.2. Diseño reactor oxidante	66
11.5.2.1. Balance de materia y dimensionamiento del RO-400	66
11.5.3. Evaporador	72
11.5.4. Secadoras	76
11.5.4.1. Secadora (S-300)	76
11.5.4.2. Secadora (S-400)	77
11.6 Servicios	77
11.6.1. Caldera	77



11.6.2. Torre de refrigeración	79
11.6.3. Agua de red	79
11.6.4. Aire comprimido	81
11.7. Diseño de tuberías	81
11.8. Diseño de bombas.....	84
11.9 Balance económico	85
11.9.1. Estimación precios equipos.....	85
11.9.2. Estimación del capital inmovilizado	87
11.9.3. Amortización	88
11.9.4. Cálculo del NCF	88
11.9.5. Cálculo del VAN.....	88
11.10. Bibliografía	89



11.1. Introducción

El manual de cálculos tiene como finalidad recopilar y describir las ecuaciones y metodologías empleadas en el dimensionamiento de los equipos del sistema de producción del MDA, balances de materia i energía para evaluar la viabilidad del proceso y más cálculos necesarios.

En las ecuaciones utilizadas para el dimensionamiento se tiene en cuenta variables como el volumen, presión y temperatura de operación, así como también se detallan los balances para cuantificar los reactivos y productos de cada etapa del proceso. También se incluyen datos y valores empleados obtenidos de fuentes externas, los cuales se encuentran referenciados bibliográficamente.

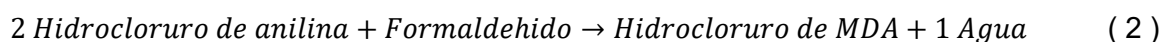
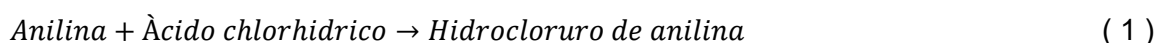
El manual se organiza mediante diferentes secciones, donde primeramente se explicará mediante fundamentos teóricos para después ser aplicados a los valores del proceso de producción de MDA. Dichos valores están justificados con ejemplos ilustrativos y referencias bibliográficas.

11.2. Balances generales.

En este apartado se llevará a cabo la recopilación de todos los cálculos necesarios para el diseño de los reactores de todo el proceso.

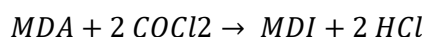
Debido a que la producción del MDA se produce mediante 3 reacciones, se ha decidido hacer en 3 diferentes reactores, cada uno adecuado a las condiciones óptimas para producirse cada reacción, con la intención de evitar subproductos intermedios indeseados y con el objetivo de obtener MDA en gran cantidad y con una alta pureza.

La producción de MDA se lleva a cabo a partir de las siguientes reacciones:



Uno de los principales cálculos que se ha realizado, es el cálculo de la cantidad de MDA a generar para que se pueda obtener 200.000 Tn/año de MDI.

Para el siguiente cálculo se parte de las reacciones que se llevan a cabo para la fabricación de MDI, la cual se genera debido a una fosgenación del MDA. La producción de este compuesto se lleva a cabo a partir de 3 reacciones, de las cuales se obtiene la reacción global que queda como:



Por lo tanto, a partir del siguiente factor de conversión se obtiene la cantidad de MDA a producir:

$$200.000 \frac{\text{tn MDI}}{\text{año}} \cdot \frac{1000 \text{ kg MDI}}{1 \text{ tn MDI}} \cdot \frac{1 \text{ kmol MDI}}{250,2 \text{ Kg MDI}} \cdot \frac{1 \text{ kmol MDA}}{1 \text{ kmol MDI}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{335 \text{ días}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} = 99,42 \frac{\text{kmol MDA}}{\text{hora}}$$

A partir de ese objetivo de producción y suponiendo una conversión global del 90% se calculan las corrientes de entrada del primer reactor:

$$99,4 \frac{\text{kmol MDA}}{\text{hora}} \cdot \frac{2 \text{ kmol Anilina}}{1 \text{ kmol MDA}} \cdot 0,9 = 220,94 \text{ kmol Anilina}$$

$$220,94 \text{ kmol Anilina} \cdot \frac{93,13 \text{ kg Anilina}}{1 \text{ kmol Anilina}} \cdot \frac{1 \text{ kg mezcla Anilina}}{0,99 \text{ kg Anilina}} = 20783,97 \text{ kg mezcla Anilina}$$

$$220,94 \text{ kmol Anilina} \cdot \frac{1 \text{ kmol HCl}}{1 \text{ kmol Anilina}} \cdot \frac{36,46 \text{ kg HCl}}{1 \text{ kmol HCl}} \cdot \frac{1 \text{ kg mezcla HCl}}{0,37 \text{ kg HCl}} \\ = 21771,53 \text{ kg mezcla HCl}$$

En este primer reactor se asume una conversión próxima al 100%, de manera que en el caudal de salida solo se encuentra el hidrocloreto de anilina con una estequiometría respecto a los reactivos de 1:1 y el agua que venía con los caudales de reactivos.

En el segundo reactor se introducen el formaldehído con una proporción de 1:2 respecto al cloruro de anilina según la estequiometría de la reacción.

$$220,94 \text{ kmol Anilina} \cdot \frac{1 \text{ kmol Anilina Cl}}{1 \text{ kmol Anilina}} \cdot \frac{1 \text{ kmol CH}_2\text{O}}{2 \text{ kmol Anilina Cl}} \cdot \frac{30,026 \text{ kg CH}_2\text{O}}{1 \text{ kmol CH}_2\text{O}} \\ \cdot \frac{1 \text{ kg mezcla CH}_2\text{O}}{0,37 \text{ kg CH}_2\text{O}} = 8964,78 \text{ kg mezcla CH}_2\text{O}$$

En el segundo reactor se aproximará una conversión del 90% para determinar el caudal molar de reactivo para la reacción final.

$$220,94 \text{ kmol Anilina Cl} \cdot \frac{1 \text{ kmol MDA Cl}}{2 \text{ kmol Anilina Cl}} \cdot 0,9 \cdot \frac{2 \text{ kmol NaOH}}{1 \text{ kmol MDA Cl}} = 198,84 \text{ kmol NaOH} \\ 198,84 \text{ kmol NaOH} \cdot \frac{40,01 \text{ kg NaOH}}{1 \text{ kmol NaOH}} \cdot \frac{1 \text{ kg mezcla NaOH}}{0,5 \text{ kg NaOH}} = 15911,65 \text{ kg mezcla NaOH}$$

Para terminar la etapa de reacción se asume de nuevo una conversión próxima al 100% y se comprueba que la producción de MDA coincide con la diseñada:

$$198,84 \text{ kmol NaOH} \cdot \frac{1 \text{ kmol MDA}}{2 \text{ kmol NaOH}} = 99,42 \text{ kmol MDA}$$

11.3. Diseño tanques de almacenamiento

11.3.1. Tanque almacenamiento anilina

Para saber el volumen del tanque de almacenamiento de anilina necesario para cubrir las necesidades de producción de MDA. Hace falta destacar que, realizando los balances de materia, se obtiene que para cubrir la demanda de producción se necesita $20.783,97 \frac{Kg}{h}$ de anilina.

$$Q_{anilina} = 20783,97 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1 m^3}{1021,7 Kg} \cdot \frac{24 h}{1 dia} \cdot \frac{7 dias}{1 semana} \cdot \frac{1}{4 tanques} = 854,39 \frac{m^3}{semana}$$

Una vez se ha determinado el volumen necesario de anilina calculamos el volumen del tanque de almacenamiento, es necesario sobredimensionar un 20% los tanques para poder evitar riesgos de mala utilización de estos. Por lo tanto, el volumen de los tanques sería:

$$V_{tanque} = 1,2 * 854,39 m^3 = 1025,26 m^3$$

Cuando conocemos el volumen de los tanques podemos determinar las dimensiones de esto siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$
$$V = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2$$

Como en este sistema las incógnitas son H y D realizando una sustitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 1025,26 m^3}{1,5 \cdot \pi}} = 9,55 m$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 9,55 m = 14,32 m$$

Se ha realizado el cálculo de la Temperatura y de la presión del sistema para determinar la seguridad del equipo, se ha realizado de la siguiente forma:

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316.

Tabla 11.1. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	580 MPa
Limite elástico	290 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez tenemos toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{S_d \cdot E} + C$$

Donde:

$$S_d = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5}$$

$$G = \frac{\text{Densidad fluido}}{\text{Densidad del agua}}$$

E = Factor de soldadura del material

C= Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 9,55 \text{ m} \cdot (14,32 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{1021,7 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 6,33 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menos de 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{op\text{ lateral}} = \tau_d + \tau_{virola} = 6,33 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 11,33 \text{ mm}$$

Este valor lo multiplicamos por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{op\text{ lateral}} = 1,5 \cdot 11,33 \text{ mm} = 16,99 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{S_t \cdot E} + C$$

Donde:

$$St = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 9,55 \text{ m} \cdot (14,32 \text{ m} - 0,3)}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 = 5,26 \text{ mm}$$
$$\tau_t = 1,5 \cdot 5,26 = 7,89 \text{ mm}$$

Una vez tenemos calculados los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 16,99 \text{ mm}$$

$$\tau_{cabezal} = 7,89 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor del material de 16,99 mm.

A continuación, como sabemos el espesor del material podemos determinar el valor de D_{ext} este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 9,54 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 16,99 \text{ mm} = 9581,39 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior podemos aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kloppe)

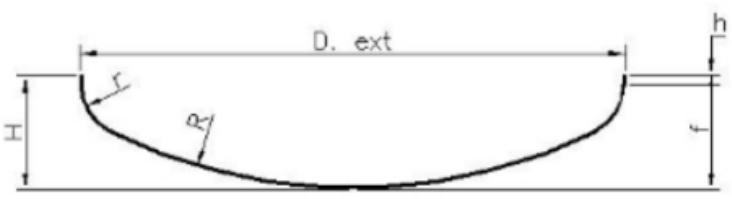
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	9581,39	
Espesor (mm)	17	
 <p style="text-align: center; margin-top: 10px;">fondo Toriesferico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	10727	<div style="border: 1px solid #ccc; border-radius: 10px; padding: 5px 20px; display: inline-block;">Calcular</div>
R (mm)	9581,39	
r (mm)	958,139	
h (mm) >=	59,5	
f (mm)	1846	
H (mm)	1923	
V (sin h) (litros)	87027	
Peso (h minima) (kg)	12291	

Figura 1: Calculadora de parámetros del fondo tori esférico tipo Kloppe tanque anilina.

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de nuestros tanques tienen un volumen de 87.027 L que será lo mismo que $87,027 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{\text{tanque final}} = V_{\text{tanque}} + 2 \cdot V_{\text{cabezal}} = 1025,26 \text{ m}^3 + 2 \cdot 87,027 \text{ m}^3 = 1199,32 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$M_{\text{cilindro}} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 14,32 \text{ m} \cdot ((9,58 \text{ m})^2 - (9,55 \text{ m})^2) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 58520,74 \text{ Kg}$$

$$M_{\text{cabezal}} = 0,1 \cdot (D_{\text{ext}}^3 - D_{\text{int}}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((9,58 \text{ m})^3 - (9,55 \text{ m})^3) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 7464,37 \text{ Kg}$$

$$M_{\text{tanque}} = M_{\text{cilindro}} + 2 \cdot M_{\text{cabezal}} = 58520,74 \text{ Kg} + 2 \cdot 7464,37 \text{ Kg} = 73449,48 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas para en caso de fuga los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$Distancia\ entre\ tanques = \frac{D_{ext}}{2} = \frac{9,58\ m}{2} = 4,79\ m$$

$$A_{ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (9,55\ m)^2 = 71,59\ m^2$$

$$L_{cubeta} = 4 \cdot D_{ext} + (4 - 1) \cdot Distancia\ entre\ tanques + 2 \cdot Distancia\ seguridad$$

$$L_{cubeta} = 4 \cdot 9,58\ m + (4 - 1) \cdot 4,79\ m + 2 \cdot 1\ m = 54,70\ m$$

$$Anchura_{cubeta} = D_{ext} = 9,58\ m$$

$$A_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot Anchura_{cubeta} = 524,08\ m^2$$

$$A_{libre} = A_{cubeta} - A_{ocupada} = 524,08\ m^2 - 71,59\ m^2 = 452,49\ m^2$$

$$Altura_{cubeta} = \frac{Volumen\ tanque}{A_{libre}} = \frac{1025,26\ m^3}{452,49\ m^2} = 2,27\ m$$

$$V_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot Anchura_{cubeta} \cdot Altura_{cubeta} = 54,70\ m \cdot 9,58\ m \cdot 2,27\ m = 1187,5\ m^3$$

11.3.2. Tanque almacenamiento de HCl

Para saber el volumen del tanque de almacenamiento de HCl necesario para cubrir las necesidades de producción de MDA. Hace falta destacar que, realizando los balances de materia, se obtiene que para cubrir la demanda de producción se necesita $21.771,54 \frac{Kg}{h}$ de HCl.

$$Q_{HCl} = 21771,54 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1\ m^3}{1190\ Kg} \cdot \frac{24\ h}{1\ día} \cdot \frac{7\ días}{1\ semana} \cdot \frac{1}{4\ tanques} = 768,41 \frac{m^3}{semana}$$

Una vez se ha determinado el volumen necesario de anilina calculamos el volumen del tanque de almacenamiento, es necesario sobredimensionar un 20% los tanques para poder evitar riesgos de mala utilización de estos. Por lo tanto, el volumen de los tanques sería:

$$V_{tanque} = 1,2 * 768,41 m^3 = 922,09 m^3$$

Cuando conocemos el volumen de los tanques podemos determinar las dimensiones de esto siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$

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

Como en este sistema las incógnitas son H y D realizando una substitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 922,09 m^3}{1,5 \cdot \pi}} = 9,22 m$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 9,22 m = 13,82 m$$

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316.

Tabla 11.2. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	690 MPa
Limite elástico	283 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez tenemos toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{Sd \cdot E} + C$$

Donde:

$$Sd = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5}$$

$$G = \frac{\text{Densidad fluido}}{\text{Densidad del agua}}$$

E = Factor de soldadura del material

C= Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 9,22 \text{ m} \cdot (13,82 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{1190 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{283 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 6,81 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menos de 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{op_{lateral}} = \tau_d + \tau_{virola} = 6,81 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 11,81 \text{ mm}$$

Este valor lo multiplicamos por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{op_{lateral}} = 1,5 \cdot 11,81 \text{ mm} = 17,72 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{St \cdot E} + C$$

Donde:

$$St = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 9,22 \text{ m} \cdot (13,81 \text{ m} - 0,3)}{\frac{283 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 = 5,11 \text{ mm}$$

$$\tau_t = 1,5 \cdot 5,11 = 7,67 \text{ mm}$$

Una vez tenemos calculados los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 17,72 \text{ mm}$$

$$\tau_{cabezal} = 7,67 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor del material de 17,72 mm.

A continuación, como sabemos el espesor del material podemos determinar el valor de D_{ext} este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 9,22 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 17,72 \text{ mm} = 9251,19 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior podemos aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kopper.

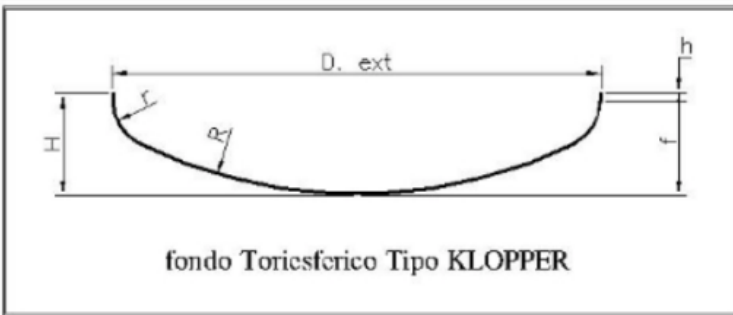
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	9251,2	
Espesor (mm)	17,72	
		
Diametro disco (mm)	10366	<div>Calcular</div>
R (mm)	9251,2	
r (mm)	925,12	
h (mm) >=	60,02	
f (mm)	1782	
H (mm)	1862	
V (sin h) (litros)	78269,7	
Peso (h minima) (kg)	11964	

Figura 2: Calculadora de parámetros del fondo tori esférico tipo Kopper tanque HCl.

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de nuestros tanques tienen un volumen de 78.269 L que será lo mismo que $78,269 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{tanque \text{ final}} = V_{tanque} + 2 \cdot V_{cabezal} = 922,09 \text{ m}^3 + 2 \cdot 78,269 \text{ m}^3 = 1078,63 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$M_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 13,82 \text{ m} \cdot ((9,25 \text{ m})^2 - (9,22 \text{ m})^2) \cdot 8890 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 63176,74 \text{ Kg}$$

$$M_{cabezal} = 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((9,25 \text{ m})^3 - (9,22 \text{ m})^3) \cdot 8890 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 8059,39 \text{ Kg}$$

$$M_{tanque} = M_{cilindro} + 2 \cdot M_{cabezal} = 63176,74 \text{ Kg} + 2 \cdot 8059,39 \text{ Kg} = 79295,52 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas para en caso de fuga los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$\text{Distancia entre tanques} = \frac{D_{ext}}{2} = \frac{9,25 \text{ m}}{2} = 4,62 \text{ m}$$

$$A_{ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (9,22 \text{ m})^2 = 266,81 \text{ m}^2$$

$$L_{cubeta} = 4 \cdot D_{ext} + (4 - 1) \cdot \text{Distancia entre tanques} + 2 \cdot \text{Distancia seguridad}$$

$$L_{cubeta} = 4 \cdot 9,25 \text{ m} + (4 - 1) \cdot 4,62 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 52,88 \text{ m}$$

$$\text{Anchura}_{cubeta} = D_{ext} = 9,25 \text{ m}$$

$$A_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot \text{Anchura}_{cubeta} = 489,22 \text{ m}^2$$

$$A_{libre} = A_{cubeta} - A_{ocupada} = 489,22 \text{ m}^2 - 266,81 \text{ m}^2 = 222,40 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura}_{cubeta} = \frac{\text{Volumen tanque}}{A_{libre}} = \frac{922,09 \text{ m}^3}{222,40 \text{ m}^2} = 4,15 \text{ m}$$

$$V_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot \text{Anchura}_{cubeta} \cdot \text{Altura}_{cubeta} = 52,88 \text{ m} \cdot 9,25 \text{ m} \cdot 4,15 \text{ m} = 2028,32 \text{ m}^3$$

11.3.3. Tanque almacenamiento de formaldehído

Para saber el volumen del tanque de almacenamiento de formaldehído necesario para cubrir las necesidades de producción de MDA. Hace falta destacar que, realizando los balances de materia, se obtiene que para cubrir la demanda de producción se necesita $8.964,79 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ de formaldehído.

$$Q_{\text{formaldehído}} = 8964,79 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{997 \text{ Kg}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \cdot \frac{7 \text{ días}}{1 \text{ semana}} \cdot \frac{1}{4 \text{ tanques}} = 377,65 \frac{\text{m}^3}{\text{semana}}$$

Una vez se ha determinado el volumen necesario de anilina calculamos el volumen del tanque de almacenamiento, es necesario sobredimensionar un 20% los tanques para poder evitar riesgos de mala utilización de estos. Por lo tanto, el volumen de los tanques sería:

$$V_{\text{tanque}} = 1,2 * 377,65 \text{ m}^3 = 453,18 \text{ m}^3$$

Cuando conocemos el volumen de los tanques podemos determinar las dimensiones de esto siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$

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

Como en este sistema las incógnitas son H y D realizando una substitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 453,18 \text{ m}^3}{1,5 \cdot \pi}} = 7,27 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 7,27 \text{ m} = 10,91 \text{ m}$$

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316.

Tabla 11.3. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	580 MPa
Limite elástico	290 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez tenemos toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{Sd \cdot E} + C$$

Donde:

$$S_d = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5}$$

$$G = \frac{\text{Densidad fluido}}{\text{Densidad del agua}}$$

E = Factor de soldadura del material

C = Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 7,27 \text{ m} \cdot (10,91 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{997 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 4,44 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menos de 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{op_{lateral}} = \tau_d + \tau_{virola} = 4,44 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 9,44 \text{ mm}$$

Este valor lo multiplicamos por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{op_{lateral}} = 1,5 \cdot 9,44 \text{ mm} = 14,16 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{S_t \cdot E} + C$$

Donde:

$$S_t = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 7,27 \text{ m} \cdot (10,91 \text{ m} - 0,3)}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 \text{ mm} = 3,88 \text{ mm}$$
$$\tau_t = 1,5 \cdot 3,88 = 5,82 \text{ mm}$$

Una vez tenemos calculados los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 14,16 \text{ mm}$$

$$\tau_{cabezal} = 5,82 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor del material de 14,16 mm.

A continuación, como sabemos el espesor del material podemos determinar el valor de D_{ext} este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 7,27 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 14,16 \text{ mm} = 7301,05 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior podemos aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kloppe).

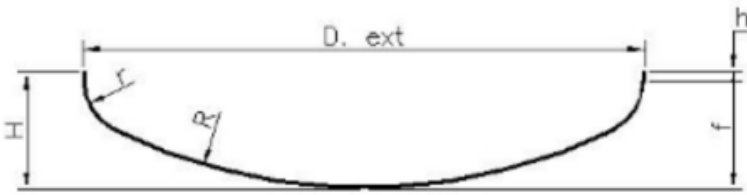
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	7301,05	
Espesor (mm)	14,2	
 <p>fondo Tori esférico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	8183	<div>Calcular</div>
R (mm)	7301,05	
r (mm)	730,105	
h (mm) >=	49,699	
f (mm)	1406	
H (mm)	1470	
V (sin h) (litros)	38466,1	
Peso (h minima) (kg)	5974	

Figura 3: Calculadora de parámetros del fondo tori esférico tipo Kloppe tanque formaldehído.

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de nuestros tanques tienen un volumen de 38.466,138 L que será lo mismo que $38,466 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{\text{tanque final}} = V_{\text{tanque}} + 2 \cdot V_{\text{cabezal}} = 453,18 \text{ m}^3 + 2 \cdot 38,466 \text{ m}^3 = 530,12 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$\begin{aligned} M_{\text{cilindro}} &= \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 10,91 \text{ m} \cdot ((7,30 \text{ m})^2 - (7,27 \text{ m})^2) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \\ &= 28281,42 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$M_{\text{cabezal}} = 0,1 \cdot (D_{\text{ext}}^3 - D_{\text{int}}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((7,30 \text{ m})^3 - (7,27 \text{ m})^3) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 3607,92 \text{ Kg}$$

$$M_{\text{tanque}} = M_{\text{cilindro}} + 2 \cdot M_{\text{cabezal}} = 28281,42 \text{ Kg} + 2 \cdot 3607,92 \text{ Kg} = 35497,25 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas para en caso de fuga los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$\text{Distancia entre tanques} = \frac{D_{\text{ext}}}{2} = \frac{7,30 \text{ m}}{2} = 3,65 \text{ m}$$

$$A_{\text{ocupada}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{int}}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (7,27 \text{ m})^2 = 166,17 \text{ m}^2$$

$$L_{\text{cubeta}} = 4 \cdot D_{\text{ext}} + (4 - 1) \cdot \text{Distancia entre tanques} + 2 \cdot \text{Distancia seguridad}$$

$$L_{\text{cubeta}} = 4 \cdot 7,30 \text{ m} + (4 - 1) \cdot 3,65 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 42,16 \text{ m}$$

$$\text{Anchura}_{\text{cubeta}} = D_{\text{ext}} = 7,30 \text{ m}$$

$$A_{\text{cubeta}} = L_{\text{cubeta}} \cdot \text{Anchura}_{\text{cubeta}} = 307,78 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{libre}} = A_{\text{cubeta}} - A_{\text{ocupada}} = 307,78 \text{ m}^2 - 166,17 \text{ m}^2 = 141,61 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura}_{\text{cubeta}} = \frac{\text{Volumen tanque}}{A_{\text{libre}}} = \frac{453,18 \text{ m}^3}{141,60 \text{ m}^2} = 3,20 \text{ m}$$

$$V_{\text{cubeta}} = L_{\text{cubeta}} \cdot \text{Anchura}_{\text{cubeta}} \cdot \text{Altura}_{\text{cubeta}} = 42,16 \text{ m} \cdot 7,30 \text{ m} \cdot 3,20 \text{ m} = 984,94 \text{ m}^3$$

11.3.4. Tanque almacenamiento de NaOH

Para saber el volumen del tanque de almacenamiento de formaldehído necesario para cubrir las necesidades de producción de MDA. Hace falta destacar que, realizando los balances de materia, se obtiene que para cubrir la demanda de producción se necesita $15.911,65 \frac{Kg}{h}$ de NaOH, pero también se debe de tener en cuenta la cantidad de NaOH necesarios para ser utilizados en el reactor oxidante que serán $459,6 \frac{Kg}{h}$.

$$Q_{NaOH} = 16530,37 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1 m^3}{997 Kg} \cdot \frac{24 h}{1 dia} \cdot \frac{7 dias}{1 semana} \cdot \frac{1}{4 tanques} = 578,56 \frac{m^3}{semana}$$

Una vez se ha determinado el volumen necesario de anilina calculamos el volumen del tanque de almacenamiento, es necesario sobredimensionar un 20% los tanques para poder evitar riesgos de mala utilización de estos. Por lo tanto, el volumen de los tanques sería:

$$V_{tanque} = 1,2 * 556,91 m^3 = 694,27 m^3$$

Cuando conocemos el volumen de los tanques podemos determinar las dimensiones de esto siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$
$$V = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2$$

Como en este sistema las incógnitas son H y D realizando una substitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 694,27 m^3}{1,5 \cdot \pi}} = 8,38 m$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 8,38 m = 12,58 m$$

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316.

Tabla 11.4. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	580 MPa
Limite elástico	290 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez tenemos toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{S_d \cdot E} + C$$

Donde:

$$S_d = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5}$$

$$G = \frac{\text{Densidad fluido}}{\text{Densidad del agua}}$$

E = Factor de soldadura del material

C = Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 8,39 \text{ m} \cdot (12,58 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{1200 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 5,91 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menos de 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{op\text{ lateral}} = \tau_d + \tau_{virola} = 5,91 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 10,91 \text{ mm}$$

Este valor lo multiplicamos por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{op\text{ lateral}} = 1,5 \cdot 10,91 \text{ mm} = 16,37 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{S_t \cdot E} + C$$

Donde:

$$St = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 8,38 \text{ m} \cdot (12,57 \text{ m} - 0,3)}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 \text{ mm} = 4,50 \text{ mm}$$
$$\tau_t = 1,5 \cdot 4,50 = 6,75 \text{ mm}$$

Una vez tenemos calculados los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 16,37 \text{ mm}$$
$$\tau_{cabezal} = 6,75 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor del material de 16,37 mm.

A continuación, como sabemos el espesor del material podemos determinar el valor de D_{ext} este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 8,38 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 16, \text{mm} = 8416,72 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior podemos aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kloppe).

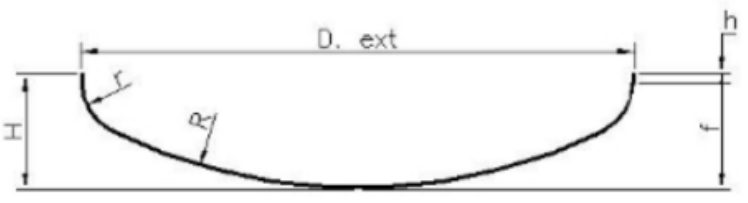
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	8416,72	
Espesor (mm)	16,4	
 <p style="text-align: center; margin-top: 10px;">fondo Tori esférico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	9433	<div style="border: 1px solid #ccc; border-radius: 5px; padding: 10px; display: inline-block;"> Calcular </div>
R (mm)	8416,72	
r (mm)	841,672	
h (mm) >=	57,4	
f (mm)	1621	
H (mm)	1695	
V (sin h) (litros)	58930,7	
Peso (h minima) (kg)	9169	

Figura 4: Calculadora de parámetros del fondo tori esférico tipo Klover tanque NaOH.

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de nuestros tanques tienen un volumen de 58.930,7 L que será lo mismo que $58,93 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{\text{tanque final}} = V_{\text{tanque}} + 2 \cdot V_{\text{cabezal}} = 694,28 \text{ m}^3 + 2 \cdot 58,93 \text{ m}^3 = 812,14 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$M_{\text{cilindro}} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 12,41 \text{ m} \cdot ((8,42 \text{ m})^2 - (8,39 \text{ m})^2) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 43461,61 \text{ Kg}$$

$$M_{\text{cabezal}} = 0,1 \cdot (D_{\text{ext}}^3 - D_{\text{int}}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((8,42 \text{ m})^3 - (8,39 \text{ m})^3) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 5544,51 \text{ Kg}$$

$$M_{tanque} = M_{cilindro} + 2 \cdot M_{cabezal} = 43461,61 \text{ Kg} + 2 \cdot 5544,51 \text{ Kg} = 54550,64 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas para en caso de fuga los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$Distancia \text{ entre tanques} = \frac{D_{ext}}{2} = \frac{8,42 \text{ m}}{2} = 4,21 \text{ m}$$

$$A_{ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (8,39 \text{ m})^2 = 220,83 \text{ m}^2$$

$$L_{cubeta} = 4 \cdot D_{ext} + (4 - 1) \cdot Distancia \text{ entre tanques} + 2 \cdot Distancia \text{ seguridad}$$

$$L_{cubeta} = 4 \cdot 8,42 \text{ m} + (4 - 1) \cdot 4,21 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 48,29 \text{ m}$$

$$Anchura_{cubeta} = D_{ext} = 8,42 \text{ m}$$

$$A_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot Anchura_{cubeta} = 406,59 \text{ m}^2$$

$$A_{libre} = A_{cubeta} - A_{ocupada} = 406,59 \text{ m}^2 - 220,83 \text{ m}^2 = 185,64 \text{ m}^2$$

$$Altura_{cubeta} = \frac{Volumen \text{ tanque}}{A_{libre}} = \frac{694,28 \text{ m}^3}{185,64 \text{ m}^2} = 3,74 \text{ m}$$

$$V_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot Anchura_{cubeta} \cdot Altura_{cubeta} = 48,29 \text{ m} \cdot 8,42 \text{ m} \cdot 3,74 \text{ m} = 1520,17 \text{ m}^3$$

11.3.5. Tanque almacenamiento de agua oxigenada

Ahora vamos a determinar la cantidad de agua oxigenada que es necesaria para poder eliminar el resto de materia orgánica que no ha reaccionado de forma completa, del balance se obtiene que es necesario $4079,8 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

$$Q_{agua \text{ oxigenada}} = 4079,8 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1130 \text{ Kg}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \cdot \frac{7 \text{ días}}{1 \text{ semana}} = 606,55 \frac{\text{m}^3}{\text{semana}}$$

Una vez se ha determinado el volumen necesario de anilina calculamos el volumen del tanque de almacenamiento, es necesario sobredimensionar un 20% los tanques para poder evitar riesgos de mala utilización de estos. Por lo tanto, el volumen de los tanques sería:

$$V_{tanque} = 1,2 \cdot 606,55 \text{ m}^3 = 727,87 \text{ m}^3$$

Cuando conocemos el volumen de los tanques podemos determinar las dimensiones de esto siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$

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

Como en este sistema las incógnitas son H y D realizando una substitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 727,87 \text{ m}^3}{1,5 \cdot \pi}} = 8,52 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 8,52 \text{ m} = 12,78 \text{ m}$$

Se ha realizado el cálculo de la Temperatura y de la presión del sistema para determinar la seguridad del equipo, se ha realizado de la siguiente forma:

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316.

Tabla 11.5. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	580 MPa
Limite elástico	290 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez tenemos toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{Sd \cdot E} + C$$

Donde:

$$Sd = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5}$$

$$G = \frac{\text{Densidad fluido}}{\text{Densidad del agua}}$$

E = Factor de soldadura del material

C = Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 8,52 \text{ m} \cdot (12,77 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{1130 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 5,80 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menos de 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{oplateral} = \tau_d + \tau_{virola} = 5,80 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 10,80 \text{ mm}$$

Este valor lo multiplicamos por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{oplateral} = 1,5 \cdot 10,80 \text{ mm} = 16,21 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{St \cdot E} + C$$

Donde:

$$St = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 8,52 \text{ m} \cdot (12,78 \text{ m} - 0,3)}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 \text{ mm} = 4,60 \text{ mm}$$

$$\tau_t = 1,5 \cdot 4,60 = 6,90 \text{ mm}$$

Una vez tenemos calculados los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 16,21 \text{ mm}$$

$$\tau_{cabezal} = 6,90 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor del material de 16,21 mm.

A continuación, como sabemos el espesor del material podemos determinar el valor de D_{ext} este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 8,52 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 16,20 \text{ mm} = 8549,48 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior podemos aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kloppe).

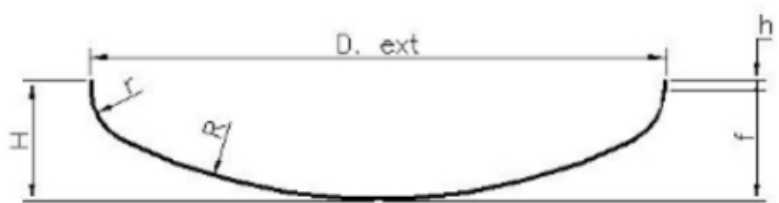
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	4148,13	
Espesor (mm)	11,80	
 <p>fondo Torisférico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	4675	<div>Calcular</div>
R (mm)	4148,13	
r (mm)	414,813	
h (mm) >=	41,3	
f (mm)	797	
H (mm)	850	
V (sin h) (litros)	7016,5	
Peso (h minima) (kg)	1620	

Figura 5: Calculadora de parámetros del fondo torisférico tipo Kloppe tanque agua oxigenada.

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de nuestros tanques tienen un volumen de 7.016,5 L que será lo mismo que $7,0165 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{tanque \text{ final}} = V_{tanque} + 2 \cdot V_{cabezal} = 727,87 \text{ m}^3 + 2 \cdot 7,0165 \text{ m}^3 = 741,89 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$M_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 12,41 \text{ m} \cdot ((8,55 \text{ m})^2 - (8,52 \text{ m})^2) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \\ = 44402,59 \text{ Kg}$$

$$M_{cabezal} = 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((8,55 \text{ m})^3 - (8,52 \text{ m})^3) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 5664,28 \text{ Kg}$$

$$M_{tanque} = M_{cilindro} + 2 \cdot M_{cabezal} = 44402,59 \text{ Kg} + 2 \cdot 5664,28 \text{ Kg} = 55731,15 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas para en caso de fuga los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$\text{Distancia entre tanques} = \frac{D_{ext}}{2} = \frac{8,55 \text{ m}}{2} = 4,27 \text{ m}$$

$$A_{ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (5,52 \text{ m})^2 = 56,97 \text{ m}^2$$

$$L_{cubeta} = 1 \cdot D_{ext} + (1 - 1) \cdot \text{Distancia entre tanques} + 2 \cdot \text{Distancia seguridad}$$

$$L_{cubeta} = 1 \cdot 8,55 \text{ m} + (1 - 1) \cdot 4,27 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 10,55 \text{ m}$$

$$\text{Anchura}_{cubeta} = D_{ext} = 8,55 \text{ m}$$

$$A_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot \text{Anchura}_{cubeta} = 90,19 \text{ m}^2$$

$$A_{libre} = A_{cubeta} - A_{ocupada} = 90,19 \text{ m}^2 - 56,97 \text{ m}^2 = 33,22 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura}_{cubeta} = \frac{\text{Volumen tanque}}{A_{libre}} = \frac{727,65 \text{ m}^3}{33,22 \text{ m}^2} = 21,91 \text{ m}$$

$$V_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot \text{Anchura}_{cubeta} \cdot \text{Altura}_{cubeta} = 10,55 \text{ m} \cdot 8,55 \text{ m} \cdot 21,91 \text{ m} = 1976,19 \text{ m}^3$$

11.3.6. Almacenamiento NaCl.

Durante el proceso de fabricación en la fase de downstream nuestra planta se encarga de realizar una serie de procesos de purificación para obtener NaCl de forma sólida y que esta pueda ser comercializada, de forma que esta se genera y por lo tanto debe permanecer almacenada de forma adecuada, se ha planteado un equipo para almacenar la sal obtenida durante 7 días.

$$Capacidad = 11621,15 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{24 h}{1 día} \cdot \frac{7 días}{1 semana} = 1952353 kg/semana$$

$$V_{necesario} = \frac{Capacidad}{densidad MDA} = \frac{1952353 Kg/semana}{2200 \frac{Kg}{m^3}} = 887,43 m^3$$

$$V_{corregido} = 1,2 \cdot V_{necesario} = 1,2 \cdot 887,43 m^3 = 1064,92 m^3$$

Cuando conocemos el volumen del recipiente de almacenamiento podemos determinar las dimensiones de este de la siguiente forma:

$$H = 1,5 \cdot D$$

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

Como en este sistema las incógnitas son H y D realizando una substitución para el calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 1065,92 m^3}{1,5 \cdot \pi}} = 9,67 m$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 9,67 m = 14,50 m$$

Parámetros MDA:

$$K = 1 - \sin \Phi = 0,43$$

$$\gamma = \rho \cdot g = 2200 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} = 21582 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2}$$

$$\text{Angulo tolva} = 45^\circ$$

$$\Phi = 35^\circ$$

$$\text{Coeficiente de fricción (cf)} = 0,4 \text{ (acero)}$$

$$U = \pi \cdot D = \pi \cdot 9,67 m = 30,38 m$$

$$z_0 = \frac{\pi \cdot D^2}{U \cdot cf \cdot K} = \frac{\pi \cdot 9,67^2}{30,38 \cdot 0,4 \cdot 0,43} = 56,21 m$$

$$ph = Y \cdot K \cdot z_0 \cdot \left(e^{\frac{-H}{z_0}} \right) = 21582 \cdot 0,43 \cdot 56,21 \cdot e^{\frac{-14,50}{56,21}} = 118634,2 \text{ Pa} = 118,63 \frac{\text{kN}}{\text{m}^2}$$

$$ph_{descarga} = 1,5 \cdot ph = 1,5 \cdot 118634,2 \text{ Pa} = 177951,3 \text{ Pa} = 177,95 \frac{\text{kN}}{\text{m}^2}$$

Para este tipo de recipientes es adecuado utilizar un silo metálico de Acero s355, a continuación, se procede a calcular el espesor del material.

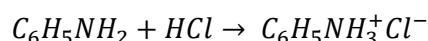
$$t = \frac{ph_{descarga} \cdot D}{2 \cdot S} = \frac{177,95 \frac{\text{kN}}{\text{m}^2} \cdot 9,67 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}}}{2 \cdot 355000 \frac{\text{kN}}{\text{m}^2}} = 2,42 \text{ mm}$$

Este espesor no es practico para realizar un diseño adecuado del equipo de almacenamiento por lo tanto por razones de seguridad este se debe elevar en un rango de 6-8 mm.

11.4. Diseño de Equipos principales

11.4.1. Diseño del RCTA (R-101)

La primera reacción se lleva a cabo en un Reactor de tanque agitado adiabático, donde los reactivos se encuentran en fase líquida. El HCl se encuentra al 37 % de pureza y la anilina al 99% de pureza, por lo tanto, al reactor se introduce anilina, HCl y agua de las diluciones. La reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



Debido a que se trata de una reacción de acidificación típica de las aminas, donde el ácido clorhídrico dona un protón a la anilina y la anilina al tener un par de electrones no compartidos puede aceptar el protón dándose así el hidrocloruro de anilina, este tipo de reacciones tienden a ser exotérmicas y en este caso, debido a que la reacción es adiabática no hay intercambio de calor con el exterior y por lo tanto toda la calor generada por la reacción se utiliza para aumentar la temperatura del sistema.

Las condiciones de operación de los reactores se han definido a partir de patentes en las que se presentan diseños que utilizan el mismo proceso o en los que se genera una reacción equivalente. En particular, se ha tomado como referencia la patente de Funk Mongiello & Rabourn (1976), donde se describe un proceso continuo para la obtención de metilendianilina (MDA).

Se han tomado en cuenta como referencia las condiciones operativas mas representativas del proceso, como el tiempo de residencia para el primer reactor que se encuentra en un rango de 5 – 60 minutos y las relaciones molares. Se han considerado estas condiciones debido a la gran similitud con la reacción planteada en este proyecto, permitiendo así que el diseño tenga una base validada.

Dado que la relación molar entre la anilina y del HCl es de 1:1, se asume que la reacción de formación del hidrocloruro de anilina transcurre de forma estequiométrica sin reactivo limitante. Por lo tanto, se considera que ambos reactivos serán consumidos en su totalidad, generando, así como productos principales el hidrocloruro de anilina y agua. Teniendo en cuenta estas condiciones y con el objetivo de obtener el máximo rendimiento, se estima que la conversión será del 99%, es decir, $X=0,99$, tal y como se comenta en el punto 11.3.1.

11.4.1.1. Balance de materia y dimensionamiento del R-101

Para el diseño del R-101, es necesario conocer las corrientes de entrada y salida de cada componente implicado en la reacción y consiguientemente el cabal total que entra y sale. Los balances de todos los compuestos involucrados en las entradas y salidas de cada reactor se presentan en el punto 11.3.1.

A continuación, se presenta el balance de materia correspondiente al reactor R-101, en el cual se detallan las corrientes de entrada y salida de los compuestos considerados. Esta información es importante para el dimensionamiento adecuado del equipo.

Tabla 11.6. Balance de materia R-101

	Entrada		Fracción molar	Salida		Fracción molar	Generación
	F (Kmol/h)	m (Kg/h)		F (Kmol/h)	m (Kg/h)		
Anilina	220,940	20576,132	0,182	0	0	0	-220,940
HCl	220,940	8055,468	0,182	0	0	0	-220,940
AnilinaCl	0	0	0	220,940	28631,6	0,222	220,940
H2O	772,692	13923,907	0,636	772,692	13923,907	0,778	0,000
Total	1214,572	42555,507		993,632	42555,507		

Por lo tanto, a partir de conocer las corrientes de entrada y salida se puede llevar a cabo el dimensionamiento del equipo, partiendo de la ecuación de conservación de masa.

BM:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida} + \text{Acumulación} \quad (4)$$

Donde la corriente de entrada del R-101 está compuesta por anilina al 0,99% y HCl al 37%, los cuales provienen de sus respectivos tanques de almacenamiento a temperatura ambiente (25°C). Estos reactivos ingresan al sistema mediante (...) y como se ha mencionado anteriormente, la corriente de salida está compuesta por clorhidrato de anilina y agua proveniente de las disoluciones.

Debido a que se considera que el reactor opera en estado estacionario, en el balance (4) se elimina el termino de acumulación, ya que se considera que las condiciones de presión, temperatura, concentración y cabales no varían con el tiempo. Este enfoque se basa en el planteamiento típico de balance de materias en reactores, tal y como se expone en Jarabo (s.f), quedando así la ecuación (4) como:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida. (5)}$$

Donde:

$$\begin{aligned}\text{Entrada} &= Q \cdot C_{ae} \\ \text{Generación} &= -(-r_a) \cdot V \\ \text{Salida} &= Q \cdot C_a\end{aligned}$$

Y, por lo tanto:

$$Q \cdot C_{ae} - (-r_a) = Q \cdot C_a$$

$$\frac{V}{Q} = \frac{C_{ae} - C_a}{-r_a} = \frac{C_{ao} \cdot X}{-r_a} \quad ; \quad F_{ae} = Q \cdot C_{ae}$$

Obteniendo así la ecuación de diseño de un reactor de tanque agitado en estado estacionario.

$$V = \frac{F_{ae} \cdot X}{-r_a}$$

Donde:

$V [m^3] = \text{Volumen del reactor}$

$F_{ae} [Kmol/h] = \text{Cabal molar del reactivo } a$

$-r_a [Kmol/h \cdot m^3] = \text{Velocidad de reacción del reactivo } a$

Que debido a la limitada información disponible que hay sobre la cinética de la reacción no ha sido posible aplicar esta ecuación. Por ello, se ha optado por una aproximación más sencilla, empleando la reacción volumétrica:

$$V = Q \cdot \tau = 0,634 \cdot 30 = \mathbf{19,024 \, m^3}$$

Donde **Q** hace referencia al cabal volumétrico total de entrada en $[m^3/min]$ y τ hace referencia al tiempo de residencia en [minutos].

Para el cálculo del área, diámetro y altura del reactor se ha tenido en cuenta la relación geométrica h/D recomendada en el Perry's Chemical Engineers' Handbook como criterio base para los cálculos, por lo tanto, se han hecho los siguientes cálculos con una relación h/D=2.

Sabiendo que el volumen de un cilindro es igual a: $V = A \cdot h$

Donde $A = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$ y h según la relación $\frac{h}{D} = 2$, da una $h = 2D$.

Por lo tanto, sabiendo que el volumen es igual a $19,024 \, m^3$, se obtiene que:

Tabla 11.7. Valores del dimensionamiento del reactor

D	2,296	m
h	4,592	m
A	4,140	m ²

11.4.1.2. Balance de energía

Una vez conocidos los valores del punto 11.3.2.1, con tal de determinar la temperatura de salida de este primer reactor, se ha asumido que no hay transferencia de calor con el entorno ($q=0$), y, por lo tanto, que la reacción es adiabática.

A partir del balance de energía siguiente:

$$q = \sum F_j \cdot C_{pj} \cdot (T_s - T_e) - \left(\frac{FK_o}{v_k} \right) \cdot \Delta H^o \cdot X$$

Donde:

F_j [Kmol/h] = Cabal molar de cada componente j

C_{pj} [Kj/Kmol · K] = Capacidad calorífica de cada componente j

T_s [K] = Temperatura de salida

T_e [K] = Temperatura de entrada

FK_o [Kmol/h] = Cabal molar de HCl de entrada

v_k = Coeficiente estequiométrico de HCl

ΔH^o [Kj/Kmol] = Entalpia de reacción

X = Conversión

q [Kj/h] = Calor de reacción

Asumiendo que $q=0$ se ha obtenido una temperatura de salida igual a $T_s = 47,015$ °C.

Ejemplo de cálculo:

$$0 = 309983,779 \cdot \Delta T - \frac{221}{-1} \cdot (-31200) \cdot 0,99$$

$$\Delta T = 22,015$$

$$\Delta T = T_s - T_e = T_s - 298 = 22,015$$

$$T_s = 320,015 \text{ K} = 47,015^\circ\text{C}$$

Una vez conocidos el volumen y la temperatura a la que se opera en el reactor se procede a calcular el grosor del material de construcción del reactor.

$$V_{tanque} = 1,2 * 19,024 \text{ m}^3 = 22,83 \text{ m}^3$$

Cuando se conoce el volumen de los tanques se puede determinar las dimensiones de este siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$

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

Como en este sistema las incógnitas son H y D se realiza una substitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 22,83m^3}{1,5 \cdot \pi}} = 2,69 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 2,69 \text{ m} = 4,03 \text{ m}$$

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316.

Tabla 11.8. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	580 MPa
Limite elástico	290 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez se obtiene toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{Sd \cdot E} + C$$

Donde:

$$Sd = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5}$$

$$G = \frac{\text{Densidad fluido}}{\text{Densidad del agua}}$$

E = Factor de soldadura del material

C = Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 2,69 \text{ m} \cdot (4,03 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{1179,25 \text{ Kg}}{\text{m}^3}}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 2,37 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menor a 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{op_{lateral}} = \tau_d + \tau_{virola} = 2,37 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 7,37 \text{ mm}$$

Este valor se multiplica por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{op_{lateral}} = 1,5 \cdot 7,37 \text{ mm} = 11,06 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{St \cdot E} + C$$

Donde:

$$St = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 2,69 \text{ m} \cdot (4,03 \text{ m} - 0,3)}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 \text{ mm} = 2,24 \text{ mm}$$

Como se ha realizado anteriormente este valor se sobredimensiona para asegurar la seguridad del equipo de forma que:

$$\tau_{cabezal} = 1,5 \cdot \tau_{op_{cabezal}} = 1,5 \cdot 5,92 \text{ mm} = 8,88 \text{ mm}$$

Una vez se obtienen los cálculos de los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 11,06 \text{ mm}$$

$$\tau_{cabezal} = 8,88 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor de material de 11,06 mm.

A continuación, como se sabe que a partir del espesor del material se puede determinar el valor de D_{ext} , este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 2,69 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 11,06 \text{ mm} = 2708,09 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior se puede aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kloppe.)

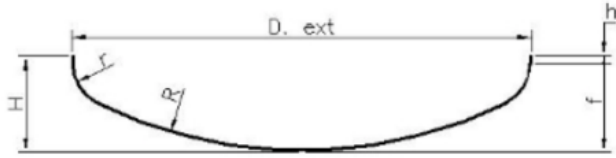
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	2708,09	
Espesor (mm)	11	
 <p>fondo Toriesférico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	3075	<div>Calcular</div>
R (mm)	2708,09	
r (mm)	270,809	
h (mm) >=	38,85	
f (mm)	519	
H (mm)	569	
V (sin h) (litros)	1937,6	
Peso (h minima) (kg)	659	

Figura 6: Calculadora de parámetros del fondo toriesférico tipo Kloppe R-101.

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de los tanques tienen un volumen de 1.937,6 L que será lo mismo que $1,94 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{\text{tanque final}} = V_{\text{tanque}} + 2 \cdot V_{\text{cabezal}} = 22,83 \text{ m}^3 + 2 \cdot 1,94 \text{ m}^3 = 26,704 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$M_{\text{cilindro}} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 4,03 \text{ m} \cdot ((2,70 \text{ m})^2 - (2,69 \text{ m})^2) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \\ = 3020,81 \text{ Kg}$$

$$M_{\text{cabezal}} = 0,1 \cdot (D_{\text{ext}}^3 - D_{\text{int}}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((2,70 \text{ m})^3 - (2,69 \text{ m})^3) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 386,21 \text{ Kg}$$

$$M_{\text{tanque}} = M_{\text{cilindro}} + 2 \cdot M_{\text{cabezal}} = 3020,81 \text{ Kg} + 2 \cdot 386,21 \text{ Kg} = 3793,22 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas, que caso de fuga de los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$\text{Distancia entre tanques} = \frac{D_{\text{ext}}}{2} = \frac{2,70 \text{ m}}{2} = 1,35 \text{ m}$$

$$A_{\text{ocupada}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{int}}^2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (2,69 \text{ m})^2 \cdot 2 = 11,52 \text{ m}^2$$

$$L_{\text{cubeta}} = 1 \cdot D_{\text{ext}} + (1 - 1) \cdot \text{Distancia entre tanques} + 2 \cdot \text{Distancia seguridad}$$

$$L_{\text{cubeta}} = 2 \cdot 2,70 \text{ m} + (2 - 1) \cdot 1,35 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 8,77 \text{ m}$$

$$\text{Anchura}_{\text{cubeta}} = 2 \cdot D_{\text{ext}} + 2 \cdot 1 = 7,42 \text{ m}$$

$$A_{\text{cubeta}} = L_{\text{cubeta}} \cdot \text{Anchura}_{\text{cubeta}} = 65,04 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{libre}} = A_{\text{cubeta}} - A_{\text{ocupada}} = 65,04 \text{ m}^2 - 11,52 \text{ m}^2 = 53,52 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura}_{\text{cubeta}} = \frac{\text{Volumen tanque}}{A_{\text{libre}}} = \frac{22,83 \text{ m}^3}{53,52 \text{ m}^2} = 0,43 \text{ m}$$

$$V_{\text{cubeta}} = L_{\text{cubeta}} \cdot \text{Anchura}_{\text{cubeta}} \cdot \text{Altura}_{\text{cubeta}} = 8,77 \text{ m} \cdot 7,42 \text{ m} \cdot 0,43 \text{ m} = 27,74 \text{ m}^3$$

Diseño del sistema de agitación para el equipo R-101.

A continuación, se procede a diseñar el sistema de agitación para el reactor R-101:

Para poder avanzar el cálculo se necesita determinar una serie de parámetros que se pueden observar en la siguiente tabla:

Tabla 11.9. Información para cálculo de agitación.

D reactor (m)	2,69
Da (m)	0,897
P (Kg/m ³)	1179
μ (Cp)	2,083

El agitador seleccionado para realizar esta operación se conoce como agitador Rushton de 6 palas.

Una vez se tiene claro estos parámetros se procede a realizar los siguientes cálculos:

$$Re = \frac{\rho \cdot n \cdot D_a^2}{\mu} = \frac{1179 \frac{Kg}{m^3} \cdot 1 \cdot (0,897m)^2}{\frac{2,083 cP}{1000}} = 45005,97$$

Donde n es la velocidad de agitación, en este caso se ha determinado que con una velocidad de agitación de 60 rpm es suficiente para garantizar la correcta homogeneización.

A continuación, se procede a calcular la potencia del equipo de agitación necesario.

$$P = N_p \cdot D_a^5 \cdot n^3 \cdot \rho = 5 \cdot (0,897 m)^5 \cdot (1 rpm)^3 \cdot 1179 \frac{Kg}{m^3} = 3416,95 W \cdot \frac{1 Kw}{1000 W} = 3,42 Kw$$

$$P = 3,42 kW \cdot \frac{1,3596 CV}{1 Kw} = 4,65 CV$$

N_p = es el valor típico del número de potencia para un agitador Rushton de 6 palas

11.4.2. Diseño del RCFP (R-103)

La segunda reacción se realiza en un Reactor Continuo de Flujo Pistón (RCFP). Para su diseño en función de la longitud se tuvo en cuenta el programa Polymath. Es un software de simulación y resolución de ecuaciones muy práctico, fácil de utilizar e intuitivo. La reacción tiene como reactivos el hidrocloreto de anilina obtenido del primer reactor y el formaldehído, siendo este último la sustancia que se consume primero durante la reacción y por lo tanto el

reactivo limitante. Muchas de las ecuaciones que se plantean a continuación, se formulan teniendo en cuenta esto. El objetivo es obtener hidrocloreto de MDA, teniendo como subproducto del proceso, agua.

Este tipo de reactor es más común para reacciones en fase gaseosa, en este caso es líquida y se ha escogido puesto que permite un control preciso del tiempo de residencia y un mejor control de la temperatura y la cinética.

A lo largo del reactor varía la temperatura y también lo hace la velocidad de reacción, de ahí la utilización de ecuaciones diferenciales.

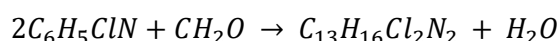
11.4.2.1. Cinética química y ecuación de velocidad

La reacción es irreversible, de primer orden para el formaldehído y de segundo orden para el MDA, con una constante cinética de $0,402 \frac{L^3}{mol^2 \cdot s}$ como se puede observar en la siguiente ecuación.

$$-r_a = k \cdot C_a \cdot C_b^2 = 99,42 \frac{kmol}{h}$$

Este valor se obtiene de calcular la velocidad de reacción a partir del caudal molar de lo que entra y el caudal molar de la salida del reactor, calculando también las concentraciones de salida para cada caso.

En cuanto a la estequiometría, el formaldehído presenta un coeficiente de -1 y el hidrocloreto de anilina de -2 , los productos presentan coeficientes igual a la unidad como se observa en la siguiente reacción.



11.4.2.2. Balance de materia y energía del (R-103)

En la ecuación del balance de materia, definimos primeramente el término S , el cual relaciona las dimensiones del reactor como el diámetro y la longitud y se expresa como la multiplicación de ambos parámetros, como se muestra en la siguiente ecuación.

$$S = \pi \cdot d \cdot l = 31,42 m^2$$

Además, el termino no es la relación entre los moles y el tiempo, y en este caso forma parte del denominador de la ecuación del balance de materia que se muestra en la siguiente ecuación.

$$\frac{d(X)}{d(L)} = \frac{-va \cdot (-r_a) \cdot S}{nk0}$$

En la ecuación del balance de energía definimos el termino J como una relación donde en el numerador aparece el caudal molar de entrada, en este caso del formaldehído y la variación de la entalpía. En el denominador se encuentra la variación de la capacidad calorífica de los compuestos que entran al reactor multiplicado por el coeficiente del compuesto limitante. La siguiente ecuación nos lo muestra.

$$J = \frac{F_{ae} \cdot \Delta H_r}{va \cdot \Delta C_p} = 22,29 \frac{s}{mol \cdot K}$$

El termino A_s es el correspondiente a la multiplicación del diámetro del reactor por el numero π , como se puede observar en la siguiente ecuación.

$$A_s = \frac{\pi}{4} \cdot d^2 = 3,14m^2$$

El valor del ΔT corresponde al salto térmico que se tiene en el reactor, en este caso se asumió que es de 10°C, debido a que el compuesto que se utiliza es agua, es económicamente viable, pero al mismo tiempo tenemos el inconveniente que el calor sensible que suministra no es muy grande, pero en este caso va bien.

El reactor cuenta con una camisa por la que circula agua de refrigeración de forma paralela a la mezcla reactante y a una temperatura de aproximadamente 298 K. En esta nueva ecuación diferencial tenemos que darle al programa un valor del caudal de agua que circula por el exterior del reactor y que hace que no fluctúe demasiado la temperatura dentro del reactor. El caudal es de $50 \frac{kg}{h}$ y con este valor el sistema se mantiene estable. Se supuso un coeficiente global de transmisión de calor de aproximadamente $500 \frac{W}{m^2 \cdot K}$ según datos bibliográficos. A la izquierda de la figura 11.7 se observan los datos y variables utilizadas en el Polymath y a la derecha el balance de materia, de energía y el límite de integración.

```

va = -1 # formaldehído limitante
vb = -2
vc = 1
vd = 1

# Ecuación del balance de materia
d(X)/d(L) = -va * rate * S / nko
X(0) = 0

# velocidad de reacción i k=f(T):
ra = -k * Ca * Cb ^ 2
rate = -ra
k = 0.402 # k [(L^3)/((mol^2)*s)] i T [K]

d = 2
l = 5
S = 3.1415 * d * l # m2
nko = 1.74 * 5 # mol/tiempo

# Ecuación del balance de energía
d(T)/d(L) = J * (-va * rate * S / nko) + U * (deltaT) * As / (DeltaCp)
T(0) = 363 # 90+273

Ca = Cae * (1 - X) # mol/l
Cb = Cbe - Cae * X * (-2 / -1) # mol/l

As = (3.1415/4) * (d ^ 2)
deltaT = 10
J = Fae * DeltaHr / (va * DeltaCp)

Fae = 30.69 # mol/s ----> 110,69 # kmol/h

# Dades calor reacció
Cpa = 69.08 / 0.03 # J/kg-K
Cpb = 1420 # J/mol-K
Cpc = 215.7 / 0.271 # J/mol-K
Cpd = 75.3 # 4184 # J/mol-K

# Dades Bescanviador
U = 300 # W/m2*K =J/s*m2*K

Cpbesc = 75.3 # J/mol-K

# Ecuación del reactor con IC
d(Tr)/d(L) = U * deltaT * As / (mint * Cpbesc)
Tr(0) = 298
mint = 50 # kg/s

DeltaHr = -146260 # J/mol
DeltaCp = Fae * Cpa + 3 * Fae * Cpb

V = As * L
# limites de integracion
L(0) = 0
L(f) = 5

# DeltaH = DeltaHr + DeltaCp * (T - Tr)

```

Figura 11.7. Script de Polymath utilizado para el dimensionamiento del R-103

En la figura 11.8 se puede observar la evolución de la temperatura en cada caso respecto la longitud del reactor.

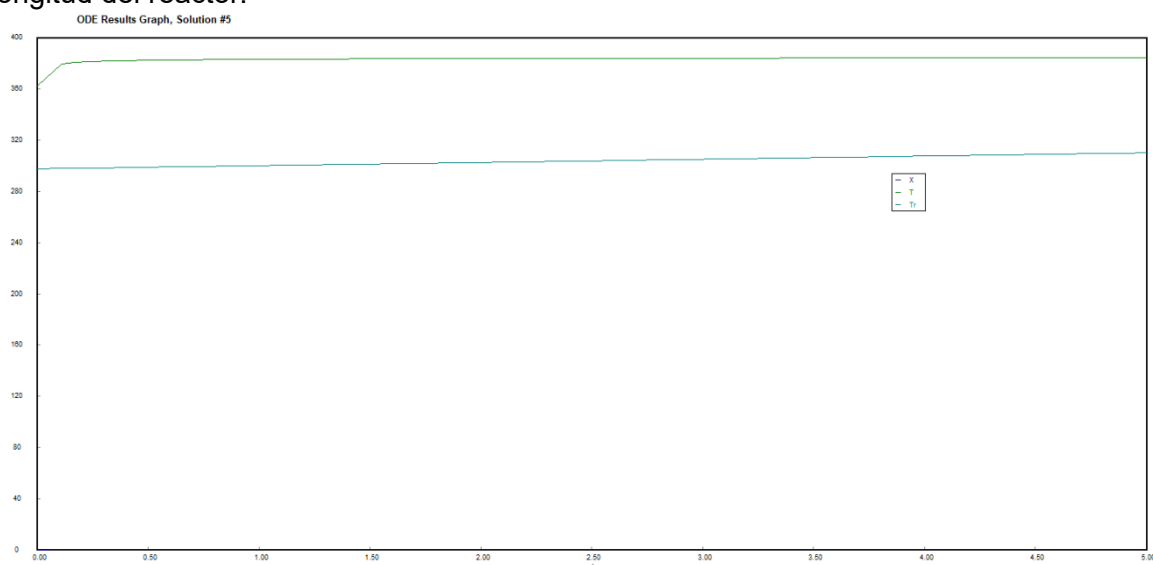


Figura 11.8. Evolución de la temperatura respecto la longitud

En la figura 11.9 se pueden observar todas las variables que se han tenido en cuenta con sus respectivos valores de inicio y final.

Variable	Initial value	Minimal value	Maximal value	Final value
L	0	0	5.	5.
X	0	0	0.9658884	0.9658884
T	363.	363.	384.7604	384.7604
Tr	298.	298.	310.5159	310.5159
va	-1.	-1.	-1.	-1.
vb	-2.	-2.	-2.	-2.
vc	1.	1.	1.	1.
vd	1.	1.	1.	1.
Cbe	4.79	4.79	4.79	4.79
Cae	2.39	2.39	2.39	2.39
k	0.402	0.402	0.402	0.402
Cb	4.79	0.1730534	4.79	0.1730534
Ca	2.39	0.0815267	2.39	0.0815267
ra	-22.04423	-22.04423	-0.0009815	-0.0009815
rate	22.04423	0.0009815	22.04423	0.0009815
Fae	30.69	30.69	30.69	30.69
Cpa	2302.667	2302.667	2302.667	2302.667
Cpb	1420.	1420.	1420.	1420.
Cpc	795.941	795.941	795.941	795.941
Cpd	75.3	75.3	75.3	75.3
Delta Hr	-1.463E+05	-1.463E+05	-1.463E+05	-1.463E+05
Delta Cp	2.014E+05	2.014E+05	2.014E+05	2.014E+05
d	2.	2.	2.	2.
l	5.	5.	5.	5.
S	31.415	31.415	31.415	31.415
nko	8.7	8.7	8.7	8.7
As	3.1415	3.1415	3.1415	3.1415
delta T	10.	10.	10.	10.
J	22.28667	22.28667	22.28667	22.28667
U	300.	300.	300.	300.
Cpbesc	75.3	75.3	75.3	75.3
mint	50.	50.	50.	50.
V	0	0	15.7075	15.7075

Figura 11.9. Valores iniciales y finales de diferentes variables que se han obtenido con Polymath

Por tanto, los valores para el dimensionamiento del R-103 que se han obtenido se pueden observar en la tabla 11.10.

Tabla 11.10. Valores de las variables para el dimensionamiento del R-103

Variable	Valor
L (m)	5
V (m³)	15,71
S (m²)	31,42
As (m²)	3,14

11.4.3. Diseño del RCTA (R-104)

La tercera reacción se lleva a cabo en un Reactor de tanque agitado adiabático, donde los reactivos se encuentran en fase líquida. En este reactor entran los productos de las reacciones anteriores, así como los posibles reactivos que no hayan reaccionado e hidróxido de sodio al 50% en masa que viene de su respectivo tanque de almacenamiento.

La reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



Las condiciones de operación de los reactores se han definido a partir de patentes en las que se presentan diseños que utilizan el mismo proceso o en los que se genera una reacción equivalente. En particular, se ha tomado como referencia la patente de Funk Mongiello & Rabourn (1976), donde se describe un proceso continuo para la obtención de metilendianilina (MDA).

Se han tomado en cuenta como referencia las condiciones operativas más representativas del proceso, como el tiempo de residencia que se encuentra en un rango de 100-240 minutos y las relaciones molares. Se han considerado estas condiciones ya que el proyecto que se plantea en la nombrada patente es muy similar al que se plantea en este caso.

En este caso el reactivo limitante es el Hidrocloreuro de MDA ya que es del que se dispone de menos cantidad al depender de las reacciones anteriores. Se considera que, al poder añadir NaOH en exceso la conversión de esta reacción llega a una conversión del 99%

11.4.3.1. Balance de materia tercer reactor

Para el diseño del R-104, es necesario conocer las corrientes de entrada y salida de cada componente implicado en la reacción y consiguientemente el caudal total que entra y sale. Los balances de todos los compuestos involucrados en las entradas y salidas de cada reactor se presentan en el punto 11.3.1.

A continuación, se presenta el balance de materia correspondiente al reactor R-104, en el cual se detallan las corrientes de entrada y salida de los compuestos considerados.

Tabla 11.11. Balance de materia R-104

	Entrada		Fracción molar	Salida		Fracción molar	Generación
	F (Kmol/h)	m (Kg/h)		F (Kmol/h)	m (Kg/h)		
AnilinaCl	22,094	2863,16	0,011	22,094	2863,16	0,011	0,000
CH ₂ O	11	332	0,006	11,047	331,697	0,005	0,000
MDA Cl	99	26962	0,051	0	0	0,000	-99,423
NaOH	200,83	8035,38	0,102	0	0	0,000	-200,834
MDA	0,000	0,000	0,000	99,423	19712,5	0,048	99,423
NaCl	0,000	0,000	0,000	198,846	11621,1	0,096	198,846
H ₂ O	1631,449	29398,7	0,830	1730,872	31190,3	0,839	99,423
Total	1964,847	67590,4		2062,282	65718,9		

Por lo tanto, a partir de conocer las corrientes de entrada y salida se puede llevar a cabo el dimensionamiento del equipo, partiendo de la ecuación de conservación de masa.

BM:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida} + \text{Acumulación (x)}$$

Donde la corriente de entrada del R-104 está compuesta por clorhidrato de anilina, formaldehído, clorhidrato de MDA, hidróxido de sodio y agua (proveniente del reactor anterior y de la disolución de hidróxido de sodio).

Como se ha mencionado anteriormente, la corriente de salida está compuesta por el clorhidrato de anilina (no reacciona), formaldehído (no reacciona), agua (no reacciona y se genera), cloruro sódico (se genera) y por fin el MDA (se genera).

Debido a que se considera que el reactor opera en estado estacionario, en el balance (x) se elimina el término de acumulación, ya que se considera que las condiciones de presión, temperatura, concentración y caudales no varían con el tiempo. Este enfoque se basa en el planteamiento típico de balance de materias en reactores, tal y como se expone en Jarabo (s.f), quedando así la ecuación (x) como:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida. (x)}$$

Donde:

- $\text{Entrada} = Q \cdot C_{ae}$
- $\text{Generación} = -(-ra) \cdot V$
- $\text{Salida} = Q \cdot C_a$

Sustituyendo:

$$Q \cdot C_{ae} - (-ra) = Q \cdot C_a$$

Despejando:

$$V/Q = (C_{ae} - C_a) / (-ra) = (C_{ao} \cdot X) / (-ra)$$
$$F_{ae} = Q \cdot C_{ae}$$

Así se obtiene la ecuación de diseño de un reactor de tanque agitado en estado estacionario:

$$V = (F_{ae} \cdot X) / (-ra)$$

Donde:

- $V [m^3] = \text{Volumen del reactor}$
- $F_{ae} \left[\frac{kmol}{h} \right] = \text{Caudal molar del reactivo A}$
- $-ra \left[\frac{kmol}{h \cdot m^3} \right] = \text{Velocidad de reacción del reactivo A}$

Dado que no se dispone de información suficiente sobre la cinética de la reacción, se emplea una aproximación más sencilla usando el tiempo de residencia:

$$V = Q \cdot \tau = 0,962 \cdot 100 = 96,24 m^3$$

Donde:

- Q : Caudal volumétrico total de entrada $[m^3/min]$
- τ : Tiempo de residencia $[min]$

Se adopta la relación geométrica recomendada en *Perry's Chemical Engineers' Handbook*:
 $h/D = 2$

La fórmula del volumen de un cilindro es:

$$V = A \cdot h$$

Donde:

$$A = (\pi \cdot D^2) / 4$$

Y como $h = 2D$, entonces:

$$V = [(\pi \cdot D^2)/4] \cdot 2D = (\pi \cdot D^3)/2$$

Sabiendo que **V = 96,24 m³**

Tabla 11.12. Valores del dimensionamiento del reactor

D	3,94	m
h	7,88	m
A total del reactor	12,19	m²

11.4.3.2. Balance de energía tercer reactor

Para determinar la temperatura de salida del reactor, se asume que **no hay transferencia de calor con el entorno (q = 0)**, es decir, **reacción adiabática**.

Balance de energía:

$$q = \sum F_j \cdot C_{pj} \cdot (T_s - T_e) - (FK_o / vk) \cdot \Delta H^o \cdot X$$

Donde:

- F_j [kmol/h]: Caudal molar de cada componente j
- C_{pj} [kJ/kmol · K]: Capacidad calorífica de cada componente j
- T_s [K]: Temperatura de salida
- T_e [K]: Temperatura de entrada
- FK_o [kJ/h]: Caudal molar de MDA Cl de entrada
- vk : Coeficiente estequiométrico de MDA Cl
- ΔH^o [kJ/kmol]: Entalpía de reacción
- X : Conversión
- q [kJ/h]: Calor de reacción

Asumiendo **q = 0**, se tiene una $T_s = 174,98^\circ\text{C}$

Ejemplo de cálculo:

$$0 = 172672,33 \cdot \Delta T - (99 / (-1)) \cdot (-114000) \cdot 0,99$$

$$\Delta T = 64,98 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_s - T_e = T_s - 384 = 64,98$$

$$T_s = 447,98 \text{ K} = 174,98^\circ\text{C}$$

Una vez conocidos el volumen y la temperatura a la que se opera en el reactor se procede a calcular el grosor del material de construcción del reactor.

$$V_{tanque} = 1,2 * 96 m^3 = 115,2 m^3$$

Cuando se conoce el volumen de los tanques se puede determinar las dimensiones de este siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$

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

Como en este sistema las incógnitas son H y D se realiza una substitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 115,2 m^3}{1,5 \cdot \pi}} = 4,61 m$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 4,61 m = 6,91 m$$

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316L.

Tabla 11.13. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	580 MPa
Límite elástico	290 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez se obtiene toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{Sd \cdot E} + C$$

Donde:

$$Sd = (\text{Limite elastico})/1,5$$

$$G = (\text{Densidad fluido})/(\text{Densidad del agua})$$

E = Factor de soldadura del material

C = Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 4,61 \text{ m} \cdot (6,91 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{1272 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 3,23 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menor a 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{op\text{ lateral}} = \tau_d + \tau_{virola} = 3,23 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 8,23 \text{ mm}$$

Este valor se multiplica por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{op\text{ lateral}} = 1,5 \cdot 8,23 \text{ mm} = 12,34 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{St \cdot E} + C$$

Donde:

$$St = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 4,61 \text{ m} \cdot (6,91 \text{ m} - 0,3)}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 \text{ mm} = 2,74 \text{ mm}$$

Como se ha realizado anteriormente este valor se sobredimensiona para asegurar la seguridad del equipo de forma que:

$$\tau_{cabezal} = 1,5 \cdot \tau_{op\text{ cabezal}} = 1,5 \cdot 2,74 \text{ mm} = 5,08 \text{ mm}$$

Una vez se obtienen los cálculos de los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 12,34 \text{ mm}$$

$$\tau_{cabezal} = 5,08 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor de material de 12,34 mm.

A continuación, como se sabe que a partir del espesor del material se puede determinar el valor de D_{ext} , este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 4,61 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 12,34 \text{ mm} = 4631,74 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior se puede aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kloppe.)

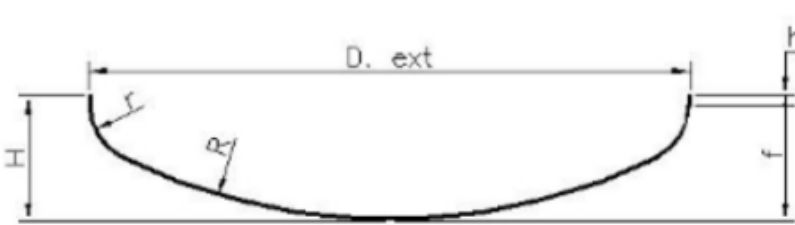
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	4631,74	
Espesor (mm)	12,34	
 <p style="margin-top: 10px;">fondo Toriesferico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	5214	<div style="border: 1px solid #ccc; border-radius: 10px; padding: 10px; display: inline-block;">Calcular</div>
R (mm)	4631,74	
r (mm)	463,174	
h (mm) >=	43,19	
f (mm)	891	
H (mm)	947	
V (sin h) (litros)	9778,5	
Peso (h minima) (kg)	2108	

Figura 11.10: Calculadora de parámetros del fondo toriesférico tipo Kloppe R-103.

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de los tanques tienen un volumen de 9.778,5 L que será lo mismo que $9,78 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{\text{tanque final}} = V_{\text{tanque}} + 2 \cdot V_{\text{cabezal}} = 115,2 \text{ m}^3 + 2 \cdot 9,78 \text{ m}^3 = 134,76 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$\begin{aligned}
 M_{\text{cilindro}} &= \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 6,91 \text{ m} \cdot ((4,63 \text{ m})^2 - (4,61 \text{ m})^2) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \\
 &= 9901,23 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

$$M_{cabezal} = 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((4,63 \text{ m})^3 - (4,61 \text{ m})^3) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 200,98 \text{ Kg}$$

$$M_{tanque} = M_{cilindro} + 2 \cdot M_{cabezal} = 9901,23 \text{ Kg} + 2 \cdot 200,98 \text{ Kg} = 10303,19 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas, que caso de fuga de los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$\text{Distancia entre tanques} = \frac{D_{ext}}{2} = \frac{4,63 \text{ m}}{2} = 2,32 \text{ m}$$

$$A_{ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (4,61 \text{ m})^2 \cdot 2 = 16,85 \text{ m}^2$$

$$L_{cubeta} = 1 \cdot D_{ext} + (1 - 1) \cdot \text{Distancia entre tanques} + 2 \cdot \text{Distancia seguridad}$$

$$L_{cubeta} = 2 \cdot 4,63 \text{ m} + (2 - 1) \cdot 2,32 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 6,63 \text{ m}$$

$$\text{Anchura}_{cubeta} = 2 \cdot D_{ext} + 2 \cdot 1 = 11,26 \text{ m}$$

$$A_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot \text{Anchura}_{cubeta} = 74,69 \text{ m}^2$$

$$A_{libre} = A_{cubeta} - A_{ocupada} = 74,69 \text{ m}^2 - 11,26 \text{ m}^2 = 57,85 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura}_{cubeta} = \frac{\text{Volumen tanque}}{A_{libre}} = \frac{115,2 \text{ m}^3}{57,85 \text{ m}^2} = 1,99 \text{ m}$$

$$V_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot \text{Anchura}_{cubeta} \cdot \text{Altura}_{cubeta} = 6,63 \text{ m} \cdot 11,26 \text{ m} \cdot 1,99 \text{ m} = 148,75 \text{ m}^3$$

Diseño del sistema de agitación para el equipo R-103.

A continuación, se procede a diseñar el sistema de agitación para el reactor R-103:

Para poder avanzar el cálculo se necesita determinar una serie de parámetros que se pueden observar en la siguiente tabla:

Tabla 11.14. Información para cálculo de agitación.

D reactor (m)	4,61
Da (m) = $\frac{1}{3} D$	1,54
P (Kg/m ³)	1272
μ (Cp)	18,2

El agitador seleccionado para realizar esta operación se conoce como agitador Rushton de 6 palas.

Una vez se tiene claro estos parámetros se procede a realizar los siguientes cálculos.

$$Re = \frac{\rho \cdot n \cdot D_a^2}{\mu} = \frac{1272 \frac{Kg}{m^3} \cdot 2 \cdot (1,54m)^2}{\frac{18,2 cP}{1000}} = 329639,8$$

Donde n es la velocidad de agitación, en este caso se ha determinado que con una velocidad de agitación de 120 rpm es suficiente para garantizar la correcta homogeneización.

A continuación, se procede a calcular la potencia del equipo de agitación necesario.

$$P = N_p \cdot D_a^5 \cdot n^3 \cdot \rho = 5 \cdot (1,54 m)^5 \cdot (2 rpm)^3 \cdot 1272 \frac{Kg}{m^3} = 434542,13 W \cdot \frac{1 Kw}{1000 W} = 434,54 Kw$$

$$P = 434,54 kW \cdot \frac{1,3596 CV}{1 Kw} = 590,80 CV$$

11.4.4. Diseño del tanque de mezclado (R-102)

Para poder diseñar de forma adecuada el diseño de este equipo se debe realizar las mismas consideraciones que para los tanques de almacenamiento y reactores, pero antes de poder diseñar el grosor y características de ese necesitamos saber el volumen del equipo, como sabemos su tiempo de residencia y caudal de entrada al equipo ya se puede iniciar los cálculos pertinentes para el diseño del equipo.

Se sabe que el caudal que entra en este equipo es el resultante de la suma de la salida del primer reactor más la cantidad de formaldehído para llegar a la producción adecuada de MDA, de esta forma se obtienen los siguientes valores:

Tabla 11.15. Características reacción II

T (min)	20
X	1
Qe ($\frac{m^3}{min}$)	0,769
V ((m ³))	15,381

Como ahora se sabe el volumen del equipo se procede a diseñar:

Una vez conocidos el volumen y la temperatura a la que se opera en el reactor se procede a calcular el grosor del material de construcción del reactor.

$$V_{tanque} = 1,2 * 15,381 m^3 = 18,46 m^3$$

Cuando se conoce el volumen de los tanques se puede determinar las dimensiones de este siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$

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

Como en este sistema las incógnitas son H y D se realiza una substitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 18,46 m^3}{1,5 \cdot \pi}} = 2,50 m$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 2,50 m = 3,75 m$$

Se ha realizado el cálculo de la Temperatura y de la presión del sistema para determinar la seguridad del equipo, se ha realizado de la siguiente forma:

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316.

Tabla 11.16. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	580 MPa
Limite elástico	290 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez se obtiene toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{Sd \cdot E} + C$$

Donde:

$$Sd = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5}$$

$$G = \frac{\text{Densidad fluido}}{\text{Densidad del agua}}$$

E = Factor de soldadura del material

C = Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 2,50 \text{ m} \cdot (3,75 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{1134,5 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 2,31 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menor a 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{op\text{lateral}} = \tau_d + \tau_{virola} = 2,31 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 7,31 \text{ mm}$$

Este valor se multiplica por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{op\text{lateral}} = 1,5 \cdot 7,31 \text{ mm} = 10,96 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{St \cdot E} + C$$

Donde:

$$St = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 2,50 \text{ m} \cdot (3,75 \text{ m} - 0,3)}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 \text{ mm} = 2,21 \text{ mm}$$

$$\tau_t = 1,5 \cdot 2,21 = 3,32$$

Una vez se obtienen los cálculos de los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 10,96 \text{ mm}$$

$$\tau_{cabezal} = 3,32 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor de material de 10,96 mm.

A continuación, como se sabe que a partir del espesor del material se puede determinar el valor de D_{ext} , este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 2,50 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 10,96 \text{ mm} = 2524,17 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior se puede aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kloppe.)

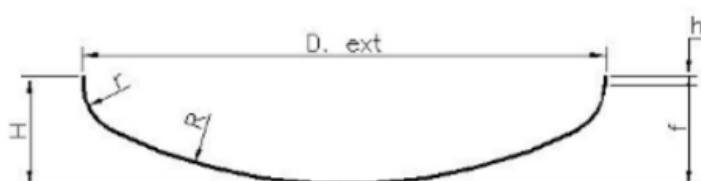
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	2524,17	
Espesor (mm)	11	
 <p>fondo Tori esférico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	2871	<div>Calcular</div>
R (mm)	2524,17	
r (mm)	252,41	
h (mm) >=	38,5	
f (mm)	483	
H (mm)	533	
V (sin h) (litros)	1566,6	
Peso (h minima) (kg)	570	

Figura 11.11: Calculadora de parámetros del fondo tori esférico tipo Kloppe código tanque mezclador

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de los tanques tienen un volumen de 1.566,6 L que será lo mismo que $1,57 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{\text{tanque final}} = V_{\text{tanque}} + 2 \cdot V_{\text{cabezal}} = 18,46 \text{ m}^3 + 2 \cdot 1,57 \text{ m}^3 = 21,59 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$M_{\text{cilindro}} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 4,03 \text{ m} \cdot ((2,524 \text{ m})^2 - (2,50 \text{ m})^2) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 2599,74 \text{ Kg}$$

$$M_{\text{cabezal}} = 0,1 \cdot (D_{\text{ext}}^3 - D_{\text{int}}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((2,524 \text{ m})^3 - (2,50 \text{ m})^3) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 332,46 \text{ Kg}$$

$$M_{\text{tanque}} = M_{\text{cilindro}} + 2 \cdot M_{\text{cabezal}} = 2599,74 \text{ Kg} + 2 \cdot 332,46 \text{ Kg} = 3264,66 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas, que caso de fuga de los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$\text{Distancia entre tanques} = \frac{D_{\text{ext}}}{2} = \frac{2,524 \text{ m}}{2} = 1,26 \text{ m}$$

$$A_{\text{ocupada}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{int}}^2 \cdot 2 = \frac{\pi}{4} \cdot (2,50 \text{ m})^2 \cdot 2 = 5 \text{ m}^2$$

$$L_{\text{cubeta}} = 2 \cdot D_{\text{ext}} + (2 - 1) \cdot \text{Distancia entre tanques} + 2 \cdot \text{Distancia seguridad}$$

$$L_{\text{cubeta}} = 2 \cdot 2,524 \text{ m} + (2 - 1) \cdot 1,26 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 4,52 \text{ m}$$

$$\text{Anchura}_{\text{cubeta}} = 2 \cdot D_{\text{ext}} + 2 \cdot 1 = 7,04 \text{ m}$$

$$A_{\text{cubeta}} = L_{\text{cubeta}} \cdot \text{Anchura}_{\text{cubeta}} = 31,89 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{libre}} = A_{\text{cubeta}} - A_{\text{ocupada}} = 65,04 \text{ m}^2 - 11,52 \text{ m}^2 = 26,88 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura}_{\text{cubeta}} = \frac{\text{Volumen tanque}}{A_{\text{libre}}} = \frac{18,46 \text{ m}^3}{26,88 \text{ m}^2} = 0,69 \text{ m}$$

$$V_{\text{cubeta}} = L_{\text{cubeta}} \cdot \text{Anchura}_{\text{cubeta}} \cdot \text{Altura}_{\text{cubeta}} = 4,52 \text{ m} \cdot 7,04 \text{ m} \cdot 0,69 \text{ m} = 21,89 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a diseñar el sistema de agitación para el reactor R-103:

Para poder avanzar el cálculo se necesita determinar una serie de parámetros que se pueden observar en la siguiente tabla:

Tabla 11.17. Información para cálculo de agitación.

D reactor (m)	4,61
$D_a (m) = \frac{1}{3} D$	1,54
P (Kg/m ³)	1272
μ (Cp)	18,2

El agitador seleccionado para realizar esta operación se conoce como agitador Rushton de 6 palas.

Una vez se tiene claro estos parámetros se procede a realizar los siguientes cálculos:

$$Re = \frac{\rho \cdot n \cdot D_a^2}{\mu} = \frac{1272 \frac{Kg}{m^3} \cdot 2 \cdot (1,54m)^2}{\frac{18,2 cP}{1000}} = 329639,8$$

Donde n es la velocidad de agitación, en este caso se ha determinado que con una velocidad de agitación de 120 rpm es suficiente para garantizar la correcta homogeneización.

A continuación, se procede a calcular la potencia del equipo de agitación necesario.

$$P = N_p \cdot D_a^5 \cdot n^3 \cdot \rho = 5 \cdot (1,54 m)^5 \cdot (2 rpm)^3 \cdot 1272 \frac{Kg}{m^3} = 434542,13 W \cdot \frac{1 Kw}{1000 W} = 434,54 Kw$$

$$P = 434,54 kW \cdot \frac{1,3596 CV}{1 Kw} = 590,80 CV$$

N_p = es el valor típico del número de potencia para un agitador Rushton de 6 palas

11.4.5. Diseño intercambiador de calor I-101

El primer intercambiador de calor se ha utilizado con el objetivo de calentar la mezcla que se obtiene del primer reactor. El fluido ha de pasar de los 47°C a los 90°C. Para lograr esto se puso en contacto la mezcla con vapor de agua a una temperatura de aproximadamente 110 °C. Al ser elevado el salto térmico que debe de experimentar la mezcla, el intercambio de calor es más eficiente si se utiliza vapor de agua ya que el vapor cede el calor latente que en la práctica es más eficiente que por intercambio de calor sensible.

A través de un balance de materia y de energía que se muestra a continuación se obtiene un área de intercambio de 78 m² aproximadamente.

$$(1) Q = m * C_p * \Delta T$$

$$(2) Q = U * A * \Delta T_{ml}$$

$$(3) Q = m' \cdot \lambda$$

Donde:

$$Q \left[\frac{KJ}{Kg} \right] = \text{Caudal de calor intercambiado}$$

$$m \left[\frac{kg}{h} \right] = \text{Caudal masico del fluido de proceso}$$

$$\Delta T = \text{Salto térmico del fluido de proceso}$$

$$m' \left[\frac{kg}{h} \right] = \text{Caudal masico de vapor}$$

$$\lambda \left[\frac{kJ}{kg} \right] = \text{Calor latente del vapor}$$

$$\Delta T_{ml} [K] = \text{Variación de la temperatura media logarítmica}$$

$$U \left[3060 \frac{KJ}{h} \cdot m^2 \cdot K \right] = \text{Coeficiente global de transmisión de calor}$$

$$C_p \left[\frac{KJ}{kg \cdot K} \right] = \text{Calor especifica del fluido de proceso}$$

Primeramente, a partir de la ecuación 1 se obtiene el flujo de calor del sistema

$$(1) Q = m * C_p * T = 42555.51 * 3.336 * (363 - 320) = 6104920.2 KJ/Kg$$

Una vez obtenido el caudal, con la ecuación 3, se obtiene el caudal masico de vapor a intercambiar

$$Q/\lambda = m' = 2704.88 kg/h$$

Finalmente:

$$A = Q/U * \Delta T_{ml} = 77.37 \text{ m}^2$$

Sabemos que el método de Kern no se emplea en procesos donde existe cambio de fases, en cambio se han utilizado formulas y ecuaciones que si se pueden utilizar para completar las especificaciones del primer intercambiador de calor I-101. Sabiendo el área y que el valor del coeficiente global U puede variar entre 500 y 750 KJ/h*m². Las figuras que se muestran a continuación muestran las especificaciones del intercambiador de calor I-101.

Tabla 11.18. Información para cálculo de agitación.

1 BSCANVIADOR DE CARCASSA I TUBS			
1. Balanç tèrmic			
TUBS	mezcla organica		
	entrada fase L	sortida fase L	mitjana
Cabal (kg/h)	42555,51	42555,51	42555,51
Fracció vapor	0	0	
T (°C)	47	90	68,5
P (atm)	1		
densitat (Kg/m3)	1133,17	1133,17	1133,170
mu (Kg/m.s)	4,000E-03	1,000E-03	2,500E-03
Cp (J/Kg°C)	3335,640	3302,200	3318,920
Cp (Kcal/Kg°C)	0,798	0,790	0,794
k (Kcal/m.h.°C)	0,025	0,025	0,025
k (W /m°C)	0,142	0,142	0,142

Tabla 11.19. Información para cálculo de agitación.

CARCASSA	vapor de agua		
	entrada	sortida	mitjana
Cabal (kg/h)	2800	2800	2800
Fracció vapor	1	0	
T (°C)	110	100	105
P (atm)	2,3		
densitat (Kg/m3)	0,597	0,598	0,598
mu (Kg/ms)	1,900E-04	8,000E-04	4,950E-04
Cp (J/Kg°C)	4209,260	4200,900	4205,080
Cp (Kcal/Kg°C)	1,007	1,005	1,006
k (Kcal/m.h.°C)	0,140	0,132	0,136
k (W/m°C)	0,158	0,153	0,156

Tabla 11.X. Información para cálculo de agitación.

Decissió nps i npt (número passos per tub i carcassa)

nps	2	núm passos per carcassa (s, shell)
npt	4	núm passos per tubs (t, tubes)

Tabla 11.20. Información para cálculo de agitación.

4.2. Càlcul A		
77,00	Area d'intercanvi	
4.3. Selecció característiques tubs		
Definició dels tubs:		
de (")	20,000	de (mm)
gruix (")	2,500	gruix (mm)
di (")	15,000	di (mm)
L (m)	3,5	
At (m2)	0,2199	Area d'intercanvi a
4.5. Càlcul Nt		
Ntubs	350,14	
	350	Ntubs núm sencer.

11.4.6. Diseño de intercambiador de calor I-102

Este segundo intercambiador se encuentra a la salida del reactor R-104. Con el objetivo de disminuir la temperatura de 175°C a 100°C, ya que sobre esta temperatura el MDA tiene su punto de fusión y por lo tanto puede entrar al decantador aun estando en estado líquido. Este intercambiador trabaja en contracorriente, ya que este tipo de intercambiadores son más eficientes en la transferencia de calor [5].

11.4.6.1 Tabla de propiedades

Para el diseño de este intercambiador se ha usado el método iterativo de Kern:

En primer lugar, se han recopilado los datos esenciales de la mezcla a enfriar y del líquido refrigerante, que en este caso se usará agua proveniente de la torre de refrigeración a 15°C.

En la siguiente tabla se pueden observar las propiedades de ambas corrientes:

Tabla 11.21. Propiedades de las corrientes del intercambiador I-102

TUBS	Agua		
	entrada fase L	sortida fase L	mitjana
Cabal (kg/h)	48794,89	48794,89	48794,89
Fracció vapor	0	0	
T (°C)	15	65	40
P (atm)	1		
densitat (Kg/m3)	998,29	994,43	996,360
mu (Kg/m.s)	1,003E-03	7,200E-04	8,615E-04
Cp (J/Kg°C)	4180,000	4194,000	4187,000
Cp (Kcal/Kg°C)	1,000	1,003	1,002
k (Kcal/m.h.°C)	0,860	0,860	0,860
k (W /m°C)	0,150	0,150	0,150
CARCASSA	mezcla organica		
	entrada	sortida	mitjana
Cabal (kg/h)	65798,462	65798,462	65798,462
Fracció vapor	0	0	
T (°C)	175	100	137,5
P (atm)	1		
densitat (Kg/m3)	1090	1090	1090,000
mu (Kg/ms)	1,283E-03	1,283E-03	1,283E-03
Cp (J/Kg°C)	2070,000	2070,000	2070,000
Cp (Kcal/Kg°C)	0,495	0,495	0,495
k (Kcal/m.h.°C)	0,430	0,430	0,430
k (W/m°C)	0,500	0,500	0,500

Donde el cabal de líquido refrigerante se ha obtenido mediante un balance energético, para el cual primero se ha calculado el calor de intercambio mediante la siguiente formula:

$$q = mc * Cp * (\Delta T) = 65798,462 * 4187 * (65 - 15) = 10215210724,5 \frac{J}{h}$$

Donde:

$mc [Kg/h] = \text{Cabal que circula por la carcasa}$

$Cpc [J/Kg^{\circ}C] = \text{Capacidad calorífica de la mezcla}$

$\Delta T = \text{Variación de temperatura de salida menos entrada de la mezcla}$

A partir de conocer el calor intercambiado se calcula el cabal de líquido refrigerante a partir de la siguiente ecuación:

$$q = mt * Cpt * \Delta T$$

Como la incógnita es el cabal de líquido refrigerante, la ecuación queda como:

$$mt = \frac{q}{Cpt * \Delta T} = \frac{10215210724,5}{4187 * (100 - 175)} = 48794,890 \frac{Kg}{h}$$

Donde:

$mt [Kg/h] = \text{Cabal de líquido refrigerante}$

$Cpt [J/Kg^{\circ}C] = \text{Capacidad calorífica del líquido refrigerante}$

$\Delta T = \text{Variación de temperatura de salida menos entrada del líquido refrigerante}$

$q [J/h] = \text{Calor intercambiado}$

11.4.6.2. Diseño del intercambiador

El siguiente paso es determinar el número de pasos por tubo y por carcasa, en este caso se ha decidido que será 1 paso por carcasa y 4 por tubos, por lo tanto, a partir de la corrección de DTML se obtiene un valor de factor $F = 0,94$. Y, por lo tanto:

$$DTML_{\text{corregida}} = DTML * F = 91,15$$

A continuación, se busca el intervalo del coeficiente global de transferencia de calor para una mezcla orgánica y agua de torre, la cual se encuentra entre 250-750 $W/m^2^{\circ}C$ [6].

Para este intercambiador se ha determinado, mediante el método iterativo de Kern, un valor de **$U=645 W/m^2^{\circ}C$** .

A partir de este valor y la siguiente formula se obtiene el valor del área de intercambio:

$$A = \frac{q}{U * DTMLc} = \frac{2837558,5}{645 * 91,15} = 48,27 m^2$$

Donde:

$A [m] = \text{Área de intercambio}$

$U [W/m^2^{\circ}C] = \text{Capacidad calorífica del líquido refrigerante}$

$DTMLc = \text{Diferencia de temperatura media logarítmica}$

$q [J/h] = \text{Calor intercambiado}$

11.4.6.2.1. Selección de características de los tubos y carcasa.

Las características necesarias a conocer de los tubos se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 11.22. Características de los tubos

<i>De</i> (")	<i>Diámetro externo de los tubos</i>	25 mm
<i>Grosor</i> (")	<i>Grosor de los tubos</i>	3,2 mm
<i>Di</i> (")	<i>Diámetro interno de los tubos</i>	18,6 mm
<i>L</i>	<i>Longitud</i>	3,7 m
$At = \pi * De * L$	<i>Área de intercambio de un tubo</i>	0,2906 m ²
$N_{tubos} = A/At$	<i>Número de tubos</i>	166
<i>Pitch</i>		<i>Cuadrado</i>
<i>Db</i>	<i>Diámetro del haz de tubos</i>	0,541 m
<i>vt</i>	<i>Velocidad por tubos</i>	1,21 m/s
<i>Re</i>	<i>Reynolds de tubos</i>	25951,63
<i>ht</i>	<i>Coeficiente de intercambio individual del tub</i>	2113,62 W/m ² °C

La velocidad por tubos se ha determinado mediante la siguiente ecuación:

$$vt = \frac{mt}{\rho * apt * \left(\frac{Nt}{npt}\right)}$$

Donde:

$$mt \left[48794,89 \frac{Kg}{s} \right] = \text{Cabal de líquido refrigerante}$$

$$\rho \left[996,360 \frac{Kg}{m^3} \right] = \text{Densidad del líquido refrigerante}$$

$$atp [m^2] = \text{Área total de paso de los tubos} \rightarrow \left(\frac{\pi}{2}\right) * Di^2$$

El Reynolds y el coeficiente de calor individual se calculan mediante las siguientes formulas.

$$Re = Di * G_{tub} / \mu$$

$$ht = \frac{k}{Di} * 0,027 * Re^{0,8} * Pr^{0,33}$$

Se ha de destacar que para el cálculo del haz e luz de los tubos se hace mediante un pitch cuadrado, donde la K1=0,167 y la n1= 2,26 y el diámetro de haz de luz (Db) se calcula de la siguiente formula:

$$Db = De \left(\frac{Nt}{k1} \right)^{\frac{1}{n1}}$$

donde los parámetros K1 y n1 se obtienen a partir de la siguiente figura, donde se han escogido teniendo en cuenta que es un pitch cuadrado y 1 paso por tubos y 4 por carcasa:

TABLE 12.4. Constants for use in equation 12.3

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Figura 11.12: Parámetros K1 y n1 para pitch cuadrado o triangular

Las características necesarias a conocer de la carcasa son las siguientes:

Tabla 11.23. Características de la carcasa

D_c (")	<i>Diámetro de la carcasa</i>	631,87 mm
apc	<i>Area de paso por carcasa</i>	0,0512 m ²
vc	<i>Velocidad del fluido por carcasa</i>	0,3276 m/s
Re	<i>Reynolds carcasa</i>	4940,86
hc	<i>Coefficiente de intercambio individual de carcasa</i>	5795,35 W/m ² °C

11.5. Equipos de tratamiento de MDA y NaCl

11.5.1 Decantador

Para aislar el MDA obtenido en el reactor R-104 se emplea un decantador ya que el MDA es el único componente que a temperatura ambiente no se disuelve en el agua. Para determinar el tamaño necesario del decantador primero se ha empleado la ley de Stokes para calcular la velocidad de caída de una partícula de MDA en el decantador.

$$u_s = \left(\frac{2}{9}\right) \cdot \frac{(\rho_p - \rho_f) * g * r^2}{\mu} = \left(\frac{2}{9}\right) \cdot \frac{(1050 - 1000) * 9,81 * (5 * 10^{-5})^2}{0,001} = 2,725 * 10^{-4} \frac{m}{s}$$

Donde:

$$u_s \left[\frac{m}{s}\right] = \text{Velocidad de caída de la partícula}$$

$$\rho_p \left[\frac{Kg}{m^3}\right] = \text{Densidad de la partícula}$$

$$\rho_f \left[\frac{Kg}{m^3}\right] = \text{Densidad fluido}$$

$$g [m/s^2] = \text{Aceleración de la gravedad}$$

$$r [m] = \text{Radio de la partícula}$$

$$\mu [Pa \cdot s] = \text{viscosidad dinámica del fluido}$$

Una vez calculada la velocidad de caída se ha establecido una altura estándar de 3 metros y se ha determinado el tiempo de residencia necesario para que el sólido alcance la base del decantador. Con el tiempo de residencia y el caudal de entrada establecidos se puede determinar el volumen, así como el área de la base.

$$V = Q \cdot \tau = 58,37 \cdot 3,06 = 178,49 \text{ m}^3$$

$$A = \frac{V}{h} = \frac{Q \cdot \tau}{h} = \frac{58,367 \cdot 3,058}{3} = 59,495 \text{ m}^2$$

$A(\text{m}^2)$ = Area de la base del decantador

$V(\text{m}^3)$ = Volumen

$Q\left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)$ = Caudal volumetrico

$\tau(\text{h})$ = Tiempo de residencia

$h(\text{m})$ = Altura decantador

Para definir los caudales de salida del decantador dado que no se dispone de la capacidad de realizar experimentos físicos o pruebas de diseño se partirá de la suposición de que el MDA saldrá en su totalidad en un caudal con una pureza del 50% en peso. Partiendo de esta suposición se han calculado las composiciones de los caudales superior e inferior manteniendo una misma proporción de los elementos disueltos en fase líquida.

Por ejemplo, para calcular el caudal masico de NaOH presente en el caudal inferior se ha aplicado la siguiente formula:

$$Q_{bNaOH} = \frac{Q_{0NaOH}}{Q_{0t} - Q_{0MDA}} * Q_{0MDA} = \frac{79,558}{65718,904 - 19712,588} * 19712,588$$

$Q_{bNaOH}\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$ = Caudal masico de NaOH en la salida inferior

$Q_{0NaOH}\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$ = Caudal masico de NaOH de entrada

$Q_{0t}\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$ = Caudal masico de entrada total

$Q_{0MDA}\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$ = Caudal masico de MDA

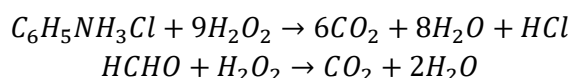
De esta manera primero se determina la fracción másica del caudal líquido y luego se multiplica por el caudal de MDA haciendo que el caudal líquido total sea igual al sólido y por tanto la concentración másica a de MDA sea del 50%.

Tabla 11.24. Balance de materia del decantador.

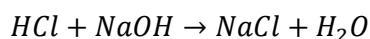
Kg/h	Entrada	Caudal inferior	Caudal superior
NaOH	79,558	34,089	45,469
MDA	19712,588	19712,588	0,000
Anilina Cl	2863,160	1226,794	1636,366
CH ₂ O	331,697	142,124	189,573
NaCl	11621,151	4979,381	6641,770
H ₂ O	31110,749	13330,200	17780,549
Total	65718,904	39425,176	26293,727

11.5.2. Diseño reactor oxidante

Para el tratamiento de las sustancias orgánicas residuales de las reacciones se ha considerado el uso de un reactor oxidante que pueda degradar estas sustancias y dejar solamente un caudal limpio con agua y NaCl. Teniendo en cuenta que los residuos orgánicos que llegan a esta parte son el hidrocloreto de anilina, el formaldehído y el hidróxido de sodio se tendrán en cuenta las siguientes reacciones:



Como se puede ver se ha optado por una oxidación con peróxido de hidrógeno ya que no genera NaCl extra como si lo haría con NaOH, solamente genera agua y CO₂. No obstante, la 66eutrali con el hidrocloreto de anilina también genera una pequeña parte de ácido clorhídrico. Para eliminarlo se hace una reacción de 66eutralización dentro del mismo reactor:



Como se puede ver se aprovecha el NaOH que viene de los restos de la reacción para neutralizar el HCl (como veremos más adelante hay que añadirle más que llegara desde el tanque de almacenamiento).

11.5.2.1. Balance de materia y dimensionamiento del RO-400

Para el diseño de RO-400 es necesario conocer los corrientes de entrada y salida para cada componente. Todos los corrientes de entrada están fijados, menos el de peróxido de hidrógeno y el de hidróxido de sodio que habrá que añadir para que la reacción de neutralización se produzca satisfactoriamente. Como ambos pueden añadirse en exceso se ha aproximado que la conversión de este reactor es del 99%. A continuación, se muestra el balance de materia correspondiente a este reactor:

Tabla 11.25. Balance de materia del reactor oxidante.

	Entrada		Fracción molar	Salida		Fracción molar
	F (Kmol/h)	m (Kg/h)		F (Kmol/h)	m (Kg/h)	
H ₂ O	986,71	17780,5	0,788	1100,36	19828,4	0,849
NaCl	113,65	6641,77	0,091	113,65	6641,77	0,088
AnilinaCl	12,63	1636,37	0,010	0,00	0,00	0
Formaldehído	6,31	189,57	0,005	0,00	0,00	0
H ₂ O ₂	119,96	4079,80	0,096	0,00	0,00	0
NaOH (incluyendo la que se añade)	12,63	505,05	0,010	0,00	0,00	0
CO ₂	0,00	0,00	0	82,08	3283,91	0,063
HCl	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0
Total	1251,89	30833,1		1296,09	29754,1	

Algo curioso es que se ha añadido a la tabla el HCl, aunque no entra como tal al reactor y el que se genera se elimina así que tampoco sale, por lo que se añade, pero no tiene que ver con los balances.

Para dimensionar este reactor se ha hecho por iteración usando la ecuación que relaciona el volumen con el tiempo de residencia:

$$V = Q \cdot \tau$$

Donde:

- **Q:** Caudal volumétrico total de entrada [m³/min]
- **τ :** Tiempo de residencia [min]

Haciendo esto se ha supuesto un volumen de reactor y se ha calculado el tiempo de residencia, y se ha comprobado que este estuviera dentro de los valores típicos de una reacción de oxidación de estas características, las cuales rondan entre los 20-60 minutos. Los resultados se muestran a continuación:

Tabla 11.26. Valores para determinar el valor de V del reactor oxidante.

T (min)	35
X	1
Q _e (m ³ /min)	0,43
V (m ³)	15

Para llevar a cabo un diseño adecuado de este equipo, es fundamental aplicar los mismos criterios considerados en el diseño tanto de tanques como los reactores.

Como ahora se sabe el volumen del equipo se procede a diseñar:

Una vez conocidos el volumen y la temperatura a la que se opera en el reactor se procede a calcular el grosor del material de construcción del reactor.

$$V_{tanque} = 1,2 * 15 m^3 = 18 m^3$$

Cuando se conoce el volumen de los tanques se puede determinar las dimensiones de este siguiendo las siguientes relaciones:

$$H = 1,5 \cdot D$$

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

Como en este sistema las incógnitas son H y D se realiza una substitución para calcular el valor de cada una de ellas.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 18 m^3}{1,5 \cdot \pi}} = 2,48 m$$

$$H = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 2,48 m = 3,72 m$$

Una vez conocidas estas características se procede a seleccionar el material adecuado para llevar a cabo el almacenamiento de forma correcta de la anilina. El material seleccionado es el acero inoxidable 316.

Tabla 11.27. Propiedades acero inoxidable 316L.

Propiedades acero inoxidable 316L	
Resistencia a la tracción	580 MPa
Límite elástico	290 MPa
Factor de soldadura	0,8
Margen por Corrosión	3 mm
Tolerancia de fabricación	2 mm

Una vez se obtiene toda la información relacionada con el material del tanque se procede a calcular el espesor de diseño del tanque (τ_d):

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{Sd \cdot E} + C$$

Donde:

$$Sd = \frac{\text{Limite elastico}}{1,5}$$

$$G = \frac{\text{Densidad fluido}}{\text{Densidad del agua}}$$

E = Factor de soldadura del material

C = Constante de corrosión

$$\tau_d = \frac{4,9 \cdot 2,48 \text{ m} \cdot (3,72 \text{ m} - 0,3) \cdot \frac{1315 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 0,8} + 2 = 2,35 \text{ mm}$$

En este caso como este valor es menor a 15 mm es necesario sumarle un valor de $\tau_{virola} = 5 \text{ mm}$:

$$\tau_{op\text{ lateral}} = \tau_d + \tau_{virola} = 2,35 \text{ mm} + 5 \text{ mm} = 7,35 \text{ mm}$$

Este valor se multiplica por el factor de seguridad:

$$\tau_{lateral} = 1,5 \cdot \tau_{op\text{ lateral}} = 1,5 \cdot 7,35 \text{ mm} = 11,03 \text{ mm}$$

Una vez se ha calculado este parámetro se procede a calcular el espesor de la carcasa para la prueba hidráulica del tanque (τ_t):

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{St \cdot E} + C$$

Donde:

$$St = \frac{\text{Limite elástico}}{1,5} \cdot 1,3$$

E = Factor de soldadura del material.

$$\tau_t = \frac{4,9 \cdot 2,48 \text{ m} \cdot (3,72 \text{ m} - 0,3)}{\frac{290 \text{ MPa}}{1,5} \cdot 1,3 \cdot 0,8} + 2 \text{ mm} = 2,21 \text{ mm}$$

$$\tau_t = 1,5 \cdot 2,21 = 3,32$$

Una vez se obtienen los cálculos de los espesores laterales del tanque y el espesor de los cabezales superior e inferior se procede a escoger el valor más alto de estos 2 espesores.

$$\tau_{lateral} = 11,03 \text{ mm}$$

$$\tau_{cabezal} = 3,32 \text{ mm}$$

Por lo tanto, toda la construcción del tanque de almacenamiento de anilina se realizará con un espesor de material de 11,03 mm.

A continuación, como se sabe que a partir del espesor del material se puede determinar el valor de D_{ext} , este se calcula de la siguiente forma:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \tau_{lateral} = 2,48 \text{ m} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} + 2 \cdot 11,03 \text{ mm} = 2503,46 \text{ mm}$$

Cuando se sabe el diámetro exterior se puede aplicar (poner numero de la fuente con la página de fondos Kloppe.)

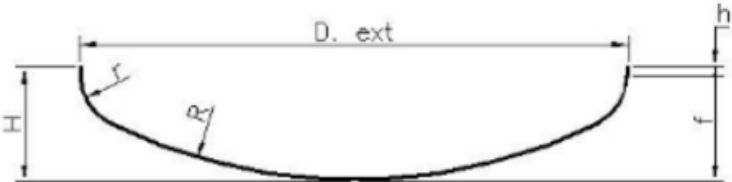
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	2503,5	
Espesor (mm)	11,03	
 <p>fondo Tori esférico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	2848	<div>Calcular</div>
R (mm)	2503,5	
r (mm)	250,35	
h (mm) >=	38,5	
f (mm)	479	
H (mm)	529	
V (sin h) (litros)	1528,1	
Peso (h minima) (kg)	561	

Figura 11.13: Calculadora de parámetros del fondo tori esférico tipo Kloppe código tanque mezclador

En la figura anterior se puede observar cómo los fondos de los tanques tienen un volumen de 1.528,1 L que será lo mismo que $1,53 \text{ m}^3$. A continuación se procede a finalizar los cálculos relacionados con el recipiente de almacenamiento.

$$V_{tanque \text{ final}} = V_{tanque} + 2 \cdot V_{cabezal} = 18 \text{ m}^3 + 2 \cdot 1,53 \text{ m}^3 = 21,05 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a calcular la masa de operación del cilindro:

$$M_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 3,72 \text{ m} \cdot ((2,503 \text{ m})^2 - (2,48 \text{ m})^2) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \\ = 2571,89 \text{ Kg}$$

$$M_{cabezal} = 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho = 0,1 \cdot ((2,503 \text{ m})^3 - (2,48 \text{ m})^3) \cdot 8000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 328,92 \text{ Kg}$$

$$M_{tanque} = M_{cilindro} + 2 \cdot M_{cabezal} = 2571,89 \text{ Kg} + 2 \cdot 328,92 \text{ Kg} = 3229,73 \text{ Kg}$$

En las zonas de almacenamiento es necesario la construcción de un sistema conocido como cubetas, que caso de fuga de los reactivos puedan ser recogidos en ella, a continuación, se procede a realizar el cálculo de la instalación.

$$Distancia \text{ entre tanques} = \frac{D_{ext}}{2} = \frac{2,503 \text{ m}}{2} = 1,25 \text{ m}$$

$$A_{ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (2,48 \text{ m})^2 \cdot 2 = 4,92 \text{ m}^2$$

$$L_{cubeta} = 2 \cdot D_{ext} + (2 - 1) \cdot Distancia \text{ entre tanques} + 2 \cdot Distancia \text{ seguridad}$$

$$L_{cubeta} = 2 \cdot 2,503 \text{ m} + (2 - 1) \cdot 1,25 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 4,50 \text{ m}$$

$$Anchura_{cubeta} = 2 \cdot D_{ext} + 2 \cdot 1 = 7 \text{ m}$$

$$A_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot Anchura_{cubeta} = 31,55 \text{ m}^2$$

$$A_{libre} = A_{cubeta} - A_{ocupada} = 31,55 \text{ m}^2 - 4,92 \text{ m}^2 = 26,63 \text{ m}^2$$

$$Altura_{cubeta} = \frac{Volumen \text{ tanque}}{A_{libre}} = \frac{18 \text{ m}^3}{26,63 \text{ m}^2} = 0,67 \text{ m}$$

$$V_{cubeta} = L_{cubeta} \cdot Anchura_{cubeta} \cdot Altura_{cubeta} = 4,50 \text{ m} \cdot 7 \text{ m} \cdot 0,67 \text{ m} = 21,32 \text{ m}^3$$

A continuación, se procede a diseñar el sistema de agitación para el reactor oxidante:

Para poder avanzar el cálculo se necesita determinar una serie de parámetros que se pueden observar en la siguiente tabla:

Tabla 11.28. Información para cálculo de agitación.

D reactor (m)	2,48
$D_a (m) = \frac{1}{3} D$	0,83
P (Kg/m ³)	1134,5
μ (Cp)	2

El agitador seleccionado para realizar esta operación se conoce como agitador de palas inclinadas.

Una vez se tiene claro estos parámetros se procede a realizar los siguientes cálculos:

$$Re = \frac{\rho \cdot n \cdot D_a^2}{\mu} = \frac{1134,5 \frac{Kg}{m^3} \cdot 0,5 \cdot (0,83 m)^2}{\frac{2 cP}{1000}} = 193823,02$$

Donde n es la velocidad de agitación, en este caso se ha determinado que con una velocidad de agitación de 30 rpm es suficiente para garantizar la correcta homogeneización.

A continuación, se procede a calcular la potencia del equipo de agitación necesario.

$$P = N_p \cdot D_a^5 \cdot n^3 \cdot \rho = 5 \cdot (0,83 m)^5 \cdot (0,5 rpm)^3 \cdot 1134,5 \frac{Kg}{m^3} = 65,69 W \cdot \frac{1 Kw}{1000 W} = 0,066 Kw$$

$$P = 0,066 kW \cdot \frac{1,3596 CV}{1 Kw} = 0,089 CV$$

N_p = es el valor típico del número de potencia para un agitador de palas inclinadas

11.5.3. Evaporador

Para poder llevar la sal a su punto de saturación y eliminar el agua sobrante se ha llevado a cabo el dimensionamiento de un evaporador, del cual se podrán observar los cálculos en este apartado.

Para empezar, se ha buscado el valor de la solubilidad del NaCl a una temperatura de 80°C, necesaria para poder entrar luego a la centrifugadora, el valor de la cual es de $0,3805 \frac{kg NaCl}{kg H_2O}$ y, a partir de la siguiente ecuación se ha calculado el agua de salida para poder tener la sal en su punto de saturación.

$$m_{H_2O\text{salida}} = \frac{m_{NaCl}}{\text{solubilidad}_{NaCl}} = 17455,3 \frac{kg}{h}$$

Sabiendo que la corriente de entrada del NaCl es de $6641,77 \frac{kg}{h}$, y el valor de la solubilidad mencionado anteriormente se encuentra que, la mezcla líquida de salida debe contener $17455,37 \frac{kg}{h}$ de agua. Por lo tanto, sabiendo que la cantidad de agua que entra es de $19828,44 \frac{kg}{h}$, se debe evaporar una cantidad de agua de $2373,07 \frac{kg}{h}$. Con estos datos se calcula el total de carga térmica necesaria para poder llevar a cabo la evaporación deseada a partir de las siguientes ecuaciones.

$$Q_1 = m_e \cdot Cp \cdot \Delta T = 185574,5 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_2 = m \cdot \lambda_v = 5478221,7 \frac{kJ}{h}$$

Donde:

m_e : Caudal de entrada de la mezcla $\left[\frac{kg}{h} \right]$

Cp : Capacidad calorífica del agua, ya que es el compuesto mayoritario $\left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right]$

ΔT : Diferencia de temperatura entre la entrada y la salida $[^{\circ}C]$

m : Caudal de agua que se quiere evaporar $\left[\frac{kg}{h} \right]$

λ_v : Calor de vaporización a la temperatura de salida $\left[\frac{kJ}{kg} \right]$

Aplicando las dos ecuaciones anteriores y sumando sus valores, se encuentra que el total de carga térmica necesaria para llevar a cabo el proceso es de $2017721,16 \text{ W}$, sabiendo este valor y las características típicas del vapor de servicio, que son $P=3$ bares y $T=134^{\circ}C$, se aplican las siguientes ecuaciones para el cálculo del área necesaria para el evaporador.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

El valor de la U , es un valor supuesto para una evaporación entre una solución acuosa y vapor.

Donde:

Q : Total carga térmica necesaria $[W]$

U : Coeficiente de transmisión de calor supuesto $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C} \right]$

A : Área de transferencia del evaporador [m^2]

ΔT_{ml} : Diferencia de temperatura logarítmica [$^{\circ}C$]

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_e - \Delta T_s}{\ln \left(\frac{\Delta T_e}{\Delta T_s} \right)} = 43,23 \text{ } ^{\circ}C$$

Donde:

$\Delta T_e = T_w - T_e$, donde $T_w=134^{\circ}C$ y $T_e=100^{\circ}C$

$\Delta T_s = T_w - T_s$, donde $T_s=80^{\circ}C$

El valor de U en este tipo de evaporaciones está entre $1000-1500 \frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C}$, para el cálculo se ha escogido un valor medio de $1250 \frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C}$, con este valor y aplicando las ecuaciones vistas anteriormente, se obtiene un área de transferencia de calor de $37,34 m^2$.

Por otro lado, también se debe calcular la cantidad de vapor necesaria para llevar a cabo la evaporación tal y como queremos, esto se ha hecho a partir de las siguientes ecuaciones.

$$m_{vapor} = \frac{Q_{evaporador}}{\lambda_v} = 4537,04 \frac{kg}{h}$$

Donde:

$Q_{evaporador}$: Carga térmica necesaria [kW]

$$\lambda_v: \text{calor latente del vapor} \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$\lambda_v = H_v - h_v = 1601 \frac{kJ}{kg}$$

Donde:

H_v : Entalpía de vapor saturado $\left[\frac{kJ}{kg} \right]$

h_v : Entalpía de agua condensada $\left[\frac{kJ}{kg} \right]$

Los valores de H_v y h_v se han buscado de manera bibliográfica y se han encontrado los valores de $2163 \frac{kJ}{kg}$ y $562 \frac{kJ}{kg}$, respectivamente, y al aplicarse las ecuaciones anteriores, se ha encontrado que se necesita un caudal de vapor de $4537,04 \frac{kg}{h}$, como se ha podido observar anteriormente, y que también será el caudal de salida del condensado, ya que se ha supuesto que lo único que sale por el condensado es la cantidad de vapor que entra.

Para acabar de hacer un buen dimensionamiento del evaporador se han calculado el número de tubos necesarios y sus características a partir de las siguientes ecuaciones.

$$N = \frac{A}{\pi \cdot D_0 \cdot L} = 78$$

Donde:

N : Número de tubos

A : Área de transferencia de calor del evaporador [m^2]

D_0 : Diámetro interno del tubo [m]

L : Longitud total de los tubos [m]

$$A_{transversal_tubo} = \frac{\pi \cdot D_0^2}{4} \cdot \left(\frac{N}{n_{pasos}} \right) = 0,0035 \text{ m}^2$$

Donde:

$A_{transversal_tubo}$: Área transversal de los tubos [m^2]

D_0 : Diámetro interno de los tubos [m]

n_{pasos} : Número de pasos por tubo

$$v = \frac{m}{\rho \cdot A_{transversal_tubo}} = 1,63 \frac{m}{s}$$

Donde:

m : Caudal de la mezcla de entrada [$\frac{kg}{s}$]

ρ : Densidad de la mezcla [$\frac{kg}{m^3}$]

$A_{transversal_tubo}$: Área transversal del tubo [m^2]

Se quiere diseñar con tubos largos verticales, por tanto, se ha buscado los valores típicos de diámetro y longitud que son 0,032-0,051 m y 3,66-6,1 m, respectivamente. También se ha calculado la densidad de la mezcla, siendo esta de 1295,59 $\frac{kg}{m^3}$ y encontrando unas velocidades típicas para este tipo de mezcla de 1,5-2,5 $\frac{m}{s}$. Escogiendo un diámetro interno de 0,032 m y una longitud de 4,8 m se ha encontrado que se necesitan 78 tubos con un área de 0,0035 m^2 con 18 pasos por tubo, parece un número muy elevado, pero en este caso funcionaría bien ya que así se podría tener un mejor control térmico, mantener la velocidad y minimizar las incrustaciones que se pudiesen llevar a cabo.

En la tabla 11.29 se pueden observar todos los valores encontrados para el dimensionamiento del evaporador.

Tabla 11.29. Valores para el dimensionamiento del evaporador

Variable	Valor
Corriente mezcla de entrada ($\frac{Kg}{h}$)	26470,21
Corriente de vapor de salida ($\frac{Kg}{h}$)	2373,07
Corriente mezcla de salida ($\frac{Kg}{h}$)	24097,14
Corriente de vapor de servicio ($\frac{Kg}{h}$)	4537,04
Corriente del condensado ($\frac{Kg}{h}$)	4537,04
Total carga térmica (KW)	2017,72
Área de intercambio del evaporador (m^2)	37,34
Número de tubos	78
Número de pasos por tubo	18
Diámetro interior de los tubos (m)	0,032
Área transversal de los tubos (m^2)	0,0035
Longitud de los tubos (m)	4,8
Velocidad dentro de los tubos ($\frac{m}{s}$)	1,63

11.5.4. Secadoras

En este apartado se llevará a cabo el cálculo del vapor saturado necesario para evaporar el agua que sale de la centrifuga del tratamiento de MDA y el de la NaCl.

11.5.4.1. Secadora (S-300)

El cabal de agua a evaporar proveniente de la centrifuga CE-300 en el tratamiento MDA es de 369,87 Kg/h.

La secadora llegará a evaporar el 98% de esta agua, es decir 362,47 Kg/h.

En primer lugar, se calcula el calor para evaporar mediante la siguiente formula.

$$Q = m_{agua} \cdot Lv = 362,47 \cdot 2,30 = 833,68 \frac{Kj}{h}$$

Donde:

$Q [Kj/h] = \text{Calor para evaporar}$

$m_{agua} [Kg/h] = \text{Cabal de agua a evaporar}$

$Lv [Kj/Kg] = \text{Calor latente del agua a } 75^{\circ}C$

La temperatura del vapor se encuentra en $T_{vap}=152^{\circ}C$ y la presión en $P=0,5 \text{ MPa}$.

A partir de estos valores se calcula el cabal de vapor saturado requerido:

$$\text{Vapor req.} = \frac{Q}{\Delta h_c} = \frac{833,68}{2,150} = 387,76 \text{ Kg/h}$$

Donde:

$\Delta h_c [Kj/Kg] = \text{Entalpíade condensación}$

11.5.4.2. Secadora (S-400)

El cabal de agua a evaporar proveniente de la centrifuga CE-400 en el tratamiento de NaCl es de 485,71 Kg/h.

Al igual que la anterior secadora, llegará a evaporar el 98% de esta agua, es decir 475,99 Kg/h.

En primer lugar, se calcula el calor para evaporar mediante la siguiente formula.

$$Q = m_{agua} \cdot Lv = 475,99 \cdot 2,30 = 1094,79 \frac{Kj}{h}$$

Donde:

$Q [Kj/h] = \text{Calor para evaporar}$

$m_{agua} [Kg/h] = \text{Cabal de agua a evaporar}$

$Lv [Kj/Kg] = \text{Calor latente del agua a } 75^\circ C$

La temperatura del vapor se encuentra, al igual que el anterior, en $T_{vap}=152^\circ C$ y su presión en $P=0,5 \text{ MPa}$.

A partir de estos valores se calcula el cabal de vapor saturado requerido:

$$\text{Vapor req.} = \frac{Q}{\Delta h_c} = \frac{1094,79}{2,150} = 509,21 \text{ Kg/h}$$

$\Delta h_c [Kj/Kg] = \text{Entalpíade condensación}$

11.6 Servicios

11.6.1. Caldera

Para el proceso de producción de MDA hace falta el uso de vapor saturado para ciertos equipos, como el evaporador, el primer intercambiador de calor y las secadoras.

Debido a que la planta YOMCAP se encuentra dentro de un área compartida por otras plantas para la producción de MDI y Fosgeno no se ha llegado a diseñar una caldera desde 0, ya que las otras plantas también necesitarán una caldera para sus equipos y por lo tanto habrá una sola que se usará para las diferentes plantas. Por consiguiente, se ha calculado la cantidad de vapor necesaria por equipo, así como el total y la cantidad de gas natural a consumir para generar ese cabal total de vapor.

En la siguiente tabla se encuentra la información de las características de la caldera [14]:

Tabla 11.30. Características caldera

Características	Valores
Tipo de caldera	Piro-tubular
Material	Acero
Eficiencia	80%
Presión de operación	10,2 atm
Presión de trabajo	6,8 atm
Capacidad de producción de vapor	156,5 Kg/h – 12519,2 Kg/h

A continuación, se llevará a cabo el cálculo de la cantidad de gas natural necesario para producir el cabal de vapor saturado necesario para todos los equipos que lo utilizan [13]. En primer lugar, en la siguiente tabla se puede observar los cabales de vapor saturado necesarios para cada equipo.

Tabla 11.31. Valores de Cabal de vapor saturado para cada equipo

EQUIPO	CABAL DE VAPOR SATURADO
Intercambiador (I-300)	2800 Kg/h
Evaporador (E-400)	4669,35 Kg/h
Secador (S-300)	387,76 Kg/h
Secador (SE-400)	509,21 Kg/h
TOTAL	8366,32 Kg/h

A partir de este valor total se calculará primero el calor a suministrar a partir de la siguiente formula [15]:

$$Q = mv \cdot (hg - he) = 8366,32 \cdot (2676,07 - 104,89) = 21511314,66 \frac{Kj}{h}$$

Donde:

$Q [Kj/h] = \text{Calor a suministrar}$

$mv [Kg/h] = \text{Cabal másico de vapor saturado}$

$hg [Kj/kg] = \text{Entalpía de vapor saturado a } 100^{\circ}C$

$he [Kj/Kg] = \text{Entalpía de agua fría a } 25^{\circ}C$

A partir del cálculo del calor a suministrar, que es igual al calor útil se pasa a KW:

$$Q_{\text{útil}} = \frac{21511314,66 \frac{Kj}{h}}{3600 s} = 5974,36 KW$$

A continuación, a partir del rendimiento se calcula la energía del combustible, donde el rendimiento es $\eta=80\%$

$$Q_{\text{total}} = \frac{5974,36}{0,8} = 7467,95 KW$$

A partir de este valor y el poder calorífico inferior del combustible se calcula el consumo de combustible:

$$mc = \frac{Q_{total}}{PCI} = \frac{7467,95}{10,83} = 689,56 \text{ Kg/h}$$

Donde:

$mc [\text{Kg/h}] = \text{Masa de combustible}$

$Q_{total} [\text{KW}] = \text{Energía del combustible}$

$PCI [\text{KW} \cdot \text{h/Kg}] = \text{Poder calorífico inferior del combustible}$

Y para saber la cantidad de agua de torre que será necesaria para la caldera se hace mediante la siguiente formula:

$$V_{agua} = \frac{mv}{\rho_{agua}} = \frac{8366,32}{997,13} = 8,39 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Donde:

$V_{agua} [\text{m}^3/\text{h}] = \text{Cabal volumétrico de agua de torre}$

$\rho_{agua} [\text{Kg/m}^3] = \text{Densidad del agua a}$

Siendo el gas natural el combustible a usar en la caldera, por lo tanto, haría falta usar 689 Kg/h de gas natural para producir 8366,32 Kg/ h de vapor saturado.

11.6.2. Torre de refrigeración

Para saber que torre de refrigeración necesita la planta se ha de realizar una suma de los caudales utilizados. La torre de refrigeración en YOMCAP no se ha diseñado, sino que se ha comprado directamente al proveedor (Baltymore). El caudal para tratar resulto ser de aproximadamente 537 m³/h, teniendo el equipo utilizado una capacidad de tratamiento de hasta aproximadamente 715 m³/h.

11.6.3. Agua de red

En este apartado se llevará a cabo el cálculo del agua de red a utilizar en función del número de trabajadores y los turnos. Se calculará por área de servicio.

Como está comentado en el capítulo 9) Operaciones en planta, el número de trabajadores en total, en la planta YOMCAP, es igual a 76 trabajadores. La planta trabaja de forma continua en 3 turnos rotativos, los trabajadores solo cumplen un turno.

Por lo tanto, a partir del documento de normas legales [16], que establece las siguientes dotaciones de agua:

Tabla 11.32. Valores consume agua por persona.

ÁREA	DOTACIÓN
Consumo humano	80 L/trabajador·turno
Laboratorio	80 L/trabajador·turno
Comedor	25L/Comensal
Servicios y limpieza	10% del subtotal

$$\text{Consumo humano} = 76 \text{ trabajadores} \cdot 80 \frac{L}{\text{trabajadores} \cdot \text{turno}} = 6080 \frac{L}{\text{turno}}$$

Según la tabla del capítulo 9) el número de trabajadores que habrá en el laboratorio es igual a 6.

$$\text{Laboratorio} = 6 \text{ trabajadores} \cdot 80 \frac{L}{\text{trabajadores} \cdot \text{turno}} = 480 \frac{L}{\text{turno}}$$

Para estimar el número de trabajadores que usarán el comedor en un turno se ha calculado el 50% del total de trabajadores.

$$\text{Comedor} = 38 \text{ trabajadores} \cdot 25 \frac{L}{\text{trabajadores} \cdot \text{turno}} = 950 \frac{L}{\text{turno}}$$

Se calcula el subtotal total para estimar el consumo de servicios y limpieza:

$$\text{subtotal} = 7510 \text{ L/turno}$$

$$\text{Servicios y limpieza} = 0,1 \cdot 7510 = 751 \frac{L}{\text{turno}}$$

Finalmente, una vez calculado el consumo por áreas, se calcula el total:

$$\text{Total} = 8261 \frac{L}{8h} = 8,261 \frac{m^3}{8h}$$

11.6.4. Aire comprimido

Para el suministro de aire en toda la planta, se hará servir un compresor que capaz de enviar aire comprimido a todas las válvulas neumáticas, al laboratorio y en ciertas zonas de la planta donde sea necesario su uso, como en el taller de mantenimiento.

En toda la planta hay en un total de 109 válvulas de control que requieren de aire para su funcionamiento, para determinar el cabal de aire total, se suponen que todas las válvulas en planta están en funcionamiento.

Se saber que una válvula requiere como a mínimo $1.5 \text{ m}^3/h$ y de máximo $3 \text{ m}^3/h$ de aire comprimido.

Para el cálculo se ha considerado el caudal máximo de aire y también se ha supuesto que un 20% más del aire total estará destinada a las zonas donde se requieren de aire.

$$Q_{\text{aire}} = 3 * N_{\text{válvulas}}$$

$$Q_{\text{aire}} = 3 * 109 = 327 \frac{\text{m}^3}{h} \text{aire} * \frac{1000l}{1\text{m}^3} * \frac{1h}{3600s} = 5450l/min$$

$$Q_{\text{aire total}} = 5450 + (5450 * 0.20) = 6540L/min$$

A partir de los $6540L/min$ de aire total, se escoge un proveedor de sistema de aire comprimido de la empresa EVANS para el suministro del aire.

11.7. Diseño de tuberías

Para poder determinar el diámetro interno de la tubería, primero se ha supuesto unas velocidades típicas para la circulación de líquidos, vapor y gas, el cual se pueden ver en la tabla 11.32.

Tabla 11.32: Velocidades típicas de circulación de fluido en tuberías

Tipos de fluido	Tramo de circulación	Velocidad (m/s)
Líquido no viscosos	Tubería de aspiración (antes de la bomba)	0.6-0.9
	Tubería de impulsión (después de la bomba)	1.2-3
Líquido viscosos	Tubería de aspiración (antes de la bomba)	0.06-0.25
	Tubería de impulsión (después de la bomba)	0.15-0.6
Gas o aire		9-36
Vapor		9.30

A partir de la velocidad típica escogida y el cabal volumétrica del fluid que circula por la tubería, se calcular el diámetro interno requerido de la tubería mediante la siguiente ecuación.

$$D_{\text{interno}} = \sqrt{\frac{Q}{\frac{\pi}{4} * v}}$$

Donde:

- $D_{\text{interno requerido}}$: es el diámetro interno de la tubería en mm
- Q: es el caudal volumétrico que circulación por la tubería en (m^3/s)

- v : es la velocidad típica del fluido en (m/s)

Una vez de calcular el diámetro requerido, se calcular el diámetro interno real de tubería con los valores del diámetro nominal y el Schedule de la tubería. En la tabla 11.33 se muestra los diferentes valores de diámetro nominal y SCH para la tubería de acero inoxidable.

$$D_{interno\ real} = OD - 2 * \Delta x$$

Donde:

- $D_{interno\ real}$: es el diámetro interno real de la tubería (mm)
- OD: es el diámetro externo de la tubería (mm)
- Δx : es el espesor de la tubería (mm)

Una vez se ha obtenido el valor real del diámetro interno, se vuelve a calcula la velocidad del fluido que pasa por la tubería para asegura que esta dentro del rango de la velocidad típica escogida.

$$v = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} * D^2}$$

Donde:

- V : es la velocidad real del fluido (m/s)
- Q : es el caudal volumétrico (m^3/s)
- D : es el diámetro interno real de la tubería (m)

A continuación, se muestra un ejemplo del cálculo de diámetro interno para la tubería de circulación de la anilina, concretamente la tubería DN100-A1-ANL-200.

$$D_{interno} = \sqrt{\frac{\frac{20.34}{3600}}{\frac{\pi}{4} * 0.7^2}} = 0.1014m = 101.40mm$$

$$D_i = 101.40mm \rightarrow D_e = 114.3mm \text{ y } \Delta x = 3.05$$

$$D_{i\ real} = 114.3 - (2 * 3.05) = 101.4mm \text{ (DN100)}$$

$$v_{real} = \frac{\frac{20.34}{3600}}{\frac{\pi}{4} * \left(\frac{101.4}{1000}\right)^2} = 0.69 \text{ m/s}$$

Como la velocidad real de circulación calculada se ajusta dentro del rango de la velocidad típica en tramo de aspiración, se concluye que el DN escogido es correcto. En el caso de que alguna velocidad no esté dentro del rango, se tendría que seleccionar un diámetro externo diferente y hacer el cálculo.

Tabla 11.33: Diámetro nominal, Schedule, diámetro externo y espesor de la tubería de acero inoxidable según ASME B36.19M

Tamaño Nominal	Diámetro exterior tubería	SCH 5S	SCH 10S	SCH 40S	SCH 80S
NPS in	DN mm	in (mm)	in (mm)	in (mm)	in (mm)
1/8	6	0.405 (10.3)	... (...)	0.049 (1.24)	0.095 (2.41)
1/4	8	0.54 (13.7)	... (...)	0.065 (1.65)	0.119 (3.02)
3/8	10	0.675 (17.1)	... (...)	0.065 (1.65)	0.126 (3.2)
1/2	15	0.84 (21.3)	0.065 (1.65)	0.083 (2.11)	0.109 (2.77)
3/4	20	1.05 (26.7)	0.065 (1.65)	0.083 (2.11)	0.113 (2.87)
1	25	1.315 (33.4)	0.065 (1.65)	0.109 (2.77)	0.133 (3.38)
1 1/4	32	1.66 (42.2)	0.065 (1.65)	0.109 (2.77)	0.14 (3.56)
1 1/2	40	1.9 (48.3)	0.065 (1.65)	0.109 (2.77)	0.145 (3.68)
2	50	2.375 (60.3)	0.065 (1.65)	0.109 (2.77)	0.154 (3.91)
2 1/2	65	2.875 (73)	0.083 (2.11)	0.12 (3.05)	0.203 (5.16)
3	80	3.5 (88.9)	0.083 (2.11)	0.12 (3.05)	0.216 (5.49)
3 1/2	90	4 (101.6)	0.083 (2.11)	0.12 (3.05)	0.226 (5.74)
4	100	4.5 (114.3)	0.083 (2.11)	0.12 (3.05)	0.237 (6.02)
5	125	5.563 (141.3)	0.109 (2.77)	0.134 (3.4)	0.258 (6.55)
6	150	6.625 (168.28)	0.109 (2.77)	0.134 (3.4)	0.28 (7.11)
8	200	8.625 (219.08)	0.109 (2.77)	0.148 (3.76)	0.322 (8.18)
10	250	10.75 (273.05)	0.134 (3.4)	0.165 (4.19)	0.365 (9.27)
12	300	12.75 (323.85)	0.156 (3.96)	0.18 (4.57)	0.375 (9.53)
14	350	14 (355.6)	0.156 (3.96)	0.188 (4.78)	0.375 (9.53)
16	400	16 (406.4)	0.165 (4.19)	0.188 (4.78)	0.375 (9.53)
18	450	18 (457.2)	0.165 (4.19)	0.188 (4.78)	0.375 (9.53)
20	500	20 (508)	0.188 (4.78)	0.218 (5.54)	0.375 (9.53)

Para el diseño de la tubería es muy importante saber la presión máxima admisible que pueda soportar dicha tubería por tema de seguridad. En ningún caso, la tubería tendrá que superar esa presión para evitar problemas de sobrepresión dentro de la tubería que podría afectar la circulación del fluido que pasa por ella.

$$P_{\text{máxima admisible}} = \frac{2 \cdot t \cdot S_y \cdot E}{D_{\text{externo}} - 2 \cdot t \cdot y}$$

Donde:

- $P_{\text{máxima admisible}}$: es la presión máxima interna de la tubería (MPa)
- t : es el espesor de la tubería (mm)
- E : es el factor de reducción de la resistencia de la junta por soldadura
- S_y : es la tensión máxima admisible (MPa)
- y : es el coeficiente del material de la tubería en función de la temperatura

La tensión máxima admisible para el acero inoxidable 316L y el acero Hastelloy son 97MPa, debido a que en toda la planta ninguna tubería superar las 250°C.

Para el cálculo de la presión de diseño de la tubería, se ha decidido que la presión de diseño sea un 20% superior a la presión de operación.

$$P = P_O * 1.2$$

Donde:

- P: es la presión de diseño (bar)
- P_O : es la presión de operación (bar)

Ejemplo: $P = 1.013 * 1.2 = 1.216 \text{ bar}$

11.8. Diseño de bombas

Para poder diseñar la bomba apta para la circulación de un fluido dentro de una tubería, primero se tiene que determinar la carga total de la bomba, a partir de la siguiente ecuación.

$$h = \Delta Z + \frac{1}{g} \left(\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{1}{2} \left(\frac{\Delta v^2}{\alpha} \right) + e_v \right)$$

Donde:

- h: es la carga de la bomba (m)
- g: es la gravedad (m/s^2)
- ΔZ : es la diferencia de altura entre aspiración e impulsión (m)
- ΔP : es la diferencia de presión entre aspiración e impulsión (Pa)
- Δv : es la diferencia de velocidad entre aspiración e impulsión (m/s)
- ρ : es la densidad del fluido (kg/m^3)
- e_v : es la pérdida de carga total del sistema (m^2/s^2)
- α : es el coeficiente de corrección de energía cinética.

Una vez calculada la carga total de la bomba, se determinará el NPSH disponible de dicha bomba, para poder asegurar que no haya problemas de cavitación.

$$NPSH_{disponible} = \Delta Z + \frac{1}{g} * \left(\frac{\Delta P}{\rho} + \left(\frac{v^2}{2\alpha} \right) - (e_{v,aspiración}) \right)$$

Donde:

- $NPSH_{disponible}$:
- e_v : es la pérdida de carga del sistema en tramo de aspiración de la bomba (m^2/s^2)
- α : es el coeficiente de corrección de energía cinética.
- ρ : es la densidad del fluido (kg/m^3)
- g: es la gravedad (m/s^2)
- ΔZ : es la diferencia de altura entre aspiración e impulsión (m)
- V: es la velocidad de circulación del fluido (m/s)

Finalmente, la potencia de la bomba un parámetro muy importante a la hora de escoger una bomba que sea capaz de poder mover el fluido dentro de la tubería. Para el calculo de la potencia de las bombas, se utiliza la siguiente ecuación

$$P(w) = h * g * \rho * Q * \frac{1}{n}$$

Donde:

- P: es la potencia de la bomba (w)
- h: carga de la bomba (m)
- g: es la gravedad (m/s^2)
- ρ : es la densidad del fluido (kg/m^3)
- n: es el rendimiento de la bomba (%)
- Q: es el caudal que circular por la tubería (m^3/s)

Se ejemplifica el calculo para la bomba P-203

$$P(w) = 15 * 9.8 * 1250 * \frac{13.78}{3600} * \frac{1}{0.75} = 0.94 (kW)$$

11.9 Balance económico

11.9.1. Estimación precios equipos

Para la estimación de los equipos se ha optado por usar el método de Sinnott-Towler de 2006. Este método consiste en aplicar la siguiente ecuación:

$$c_e = a + b \cdot S^n$$

Donde:

- Ce: coste estimado del equipo (\$ de 2006)
- a,b y n: constantes que dependen del equipo que se esté calculando.
- S: magnitud característica del equipo

En las tablas X se muestran valores de a,b y n para distintos equipos, así como su magnitud característica.

6.3. ESTIMACIÓN DE LOS COSTES DE CAPITAL

313

Tabla 6.6. Costes del equipo adquirido para el equipo de una planta común

Equipo	Unidades para tamaño, S	S _{inferior}	S _{superior}	α	b	n	Nota
Agitadores e mezcladores							
Hélice	potencia motor, kW	5,0	75	15 000	990	1,05	
Mecclador de cinta en espiral	potencia motor, kW	5,0	35	27 000	110	2,0	
Mecclador estático	L/s	1,0	50	500	1030	0,4	
Calderas							
15 a 60 bar	kg/h vapor de agua	5000	200 000	106 000	8,7	1,0	
10 a 70 bar	kg/h vapor de agua	20 000	800 000	110 000	4,5	0,9	
Centrífugas							
Disco de alta velocidad	diámetro, m	0,26	0,49	50 000	423 000	0,7	
Cesta suspendida atmosférica	potencia, kW	2,0	2,0	57 000	660	1,5	
Compresores							
Ventilador	m ³ /h	200	5000	3800	49	0,8	
Centrífugo	potencia motor, kW	75	30 000	490 000	16 800	0,6	
De pistón	potencia motor, kW	93	16 800	220 000	2300	0,75	
Cintas transportadoras							
Cinta, 0,5 m ancho	longitud, m	10	500	36 000	640	1,0	
Cinta, 1,0 m ancho	longitud, m	10	500	40 000	1160	1,0	
Elevador de cangilones, cangilón 0,5 m	longitud, m	10	30	15 000	2300	1,0	
Trituradoras							
Molino de martillos reversible	t/h	30	400	60 000	640	1,0	
Pulverizadores	kg/h	200	4000	14 000	590	0,5	
Cristalizadores							
Cristalizador de superficie raspada	longitud, m	7	280	8400	11 300	0,8	
Columnas de destilación							
Véase recipientes a presión, relieves y platos							
Secadores							
Rotatorio de contacto directo	área, m ²	11	180	13 000	9100	0,9	1
Bandejas atmosféricas por cargas	área, m ²	3,0	20	8700	6800	0,5	2
Secadero por pulverización	caudal evap., kg/h	400	4000	350 000	1900	0,7	
Evaporadores							
Tubos verticales	área, m ²	11	640	280	30 500	0,55	
Peícula descendente agitada	área, m ²	0,5	12	75 000	56 000	0,75	
Intercambiadores							
Carcasa y tubos, tubos en U	área, m ²	10	1000	24 000	46	1,2	
Doble tubo	área, m ²	1,0	80	1600	2100	1,0	
Caldera de termosifón	área, m ²	10	500	26 000	104	1,1	
Caldera de tubos en U	área, m ²	10	500	25 000	340	0,9	
Placas y marcos	área, m ²	1,0	500	1350	180	0,95	3
Filtros							
Placas y marcos	capacidad, m ³	0,4	1,4	110 000	77 000	0,5	
Tambor a vacío	área, m ²	10	180	-63 000	80 000	0,3	

Figura 11.14: Valores de las constantes del método Sinnott-Towler para los distintos equipos I

Tabla 6.6. Costes del equipo adquirido para el equipo de una planta común (Continuación)

Equipo	Unidades para tamaño, S	S _{inferior}	S _{superior}	α	b	n	Nota
Hornos							
Cilíndrico	potencia, MW	0,2	60	68 500	93 000	0,8	
Caja	potencia, MW	30	120	37 000	95 000	0,8	
Refineros							
Anillos Raschig al 304	m ³			0	73 000	1,0	
Sillas cerámicas intalox	m ³			0	1800	1,0	
Anillos Pall al 304	m ³			0	7700	1,0	
Refractario estructurado de PVC	m ³			0	500	1,0	
Refractario estructurado al 304	m ³			0	6900	1,0	4
Recipientes a presión							
Vertical, ac	masa carcasa, kg	160	250 000	10 000	29	0,85	5
Horizontal, ac	masa carcasa, kg	160	50 000	8800	27	0,85	
Vertical, al 304	masa carcasa, kg	120	250 000	15 000	68	0,85	5
Horizontal, al 304	masa carcasa, kg	120	50 000	11 000	63	0,85	
Bombas y motores							
Centrífuga de una etapa	caudal, L/s	0,2	126	6900	206	0,9	
Motor de explosión	potencia, kW	1,0	2500	-950	1770	0,6	
Turbina de vapor de agua condensante	potencia, kW	100	20 000	-12 000	1630	0,75	
Reactores							
Agitado, encamisado	volumen, m ³	0,5	100	33 000	28 000	0,8	3
Agitado, encamisado, vibrado	volumen, m ³	0,5	25	11 000	76 000	0,4	
Tanques							
Techo flotante	capacidad, m ³	100	10 000	97 000	2800	0,65	
Techo cóncavo	capacidad, m ³	10	4000	5000	1400	0,7	
Platos							
Platos tamiz	diámetro, m	0,5	5,0	110	380	1,8	6
Platos de válvulas	diámetro, m	0,5	5,0	180	340	1,9	6
Platos de campanas de borboteo	diámetro, m	0,5	5,0	290	550	1,9	6
Servicios							
Torre de enfriamiento & bombas	caudal, L/s	100	10 00	150 000	1300	0,9	7
Refrigerador mecánico relleno	potencia evaporador, kW	50	1500	21 000	2100	0,9	
Planta de intercambio térmico para agua	caudal, m ³ /h	1	50	12 000	5400	0,75	

Figura 11.15: Valores de las constantes del método Sinnott-Towler para los distintos equipos II

Para pasar este precio por equipo de dólares de 2006 a dólares de 2024 se hace uso del índice CEPCI (chemical engineering plant cost index). Este índice actualiza el valor estimado por las tablas de 2006 al precio del año 2024.

$$\text{Precio equipo (\$ 2006)} \cdot (\text{CEPCI 2024} / \text{CEPCI 2006}) = \text{Precio equipo (\$ 2024)}$$

Para saber el precio en euros habría que hacer a continuación el cambio de divisa correspondiente. En el momento de realizar este proyecto se ha empleado una conversión de 1\\$ = 0.88€.

11.9.2. Estimación del capital inmovilizado

Para este cálculo se ha optado por el uso del método VIAN el cual se basa en la aproximación de los diversos costes que constituyen el capital inmovilizado en función del valor total de los equipos de la planta.

<u>Mètode Vian</u>	
I1 (Maquinària i aparells): X	I8 (Instal·lacions auxiliars): $0,25 X - 0,7 X$
I2 (Instal·lació): $0,35 X - 0,50 X$	$Y = \sum_{i=1}^8 I_i$
I3 (Canonades i vàlvules): $0,1 X$ (sòlids) ó $0,6 X$ (fluids)	I9 (Projecte i direcció d'obra i muntatge): $0,2 Y - 0,3 Y$
I4 (Instrumentació): $0,05 X - 0,3 X$	$Z = Y + I9$
I5 (Aïllaments): $0,03 X - 0,1 X$	I10 (Contractista): $0,04 Z - 0,10 Z$
I6 (Instal·lació elèctrica): $0,1X - 0,2 X$	I11 (Despeses no previstes): $0,10 Z - 0,3 Z$
I7 (Terrenys i edificis): Terrenys: valoració concreta Edificacions: $0,2 X - 0,3 X$ (interiors); $0,12 X - 0,15 X$ (mixtes); $0,05 X$ (exteriors)	

Figura 11.16: Estimación con el método VIAN para cada concepto

Donde:

- X: coste estimado total de equipos (€)

11.9.3. Amortización

$$A = \frac{I - V_R}{t} = \frac{26619529 - 1255682}{15} = 1690923,1$$

Dónde:

- A = Amortización lineal
- I = Capital inmovilizado
- V_R = *Valor residual*
- t = *tiempo de vida util*

11.9.4. Cálculo del NCF

El NCF (net cash flow) muestra cuánto efectivo real gana o pierde una empresa después de contabilizar todos los ingresos y emisiones de efectivo. El cálculo de este se hace anualmente y se define cómo:

$$NCF = -CI - CC + Vr + Ingresos - Costes - Impuestos$$

Dónde:

- CI = Capital inmovilizado
- CC = capital circulante
- Vr = valor residual

11.9.5. Cálculo del VAN

El VAN es un criterio de inversión que se emplea para estudiar la rentabilidad de un proyecto. Este método calcula el valor actual de la suma de los flujos de dinero que se esperan obtener.

Para actualizar el valor de los flujos de caja de cada año se ha empleado la siguiente formula:

$$Factor\ actualizacin = (1 + i)^{-n}$$

i = *Tasa de interes*

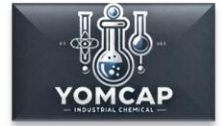
n = *Tiempo transcurrido (años)*

Una vez los NCF están actualizados se puede calcular el VAN como la suma de los mismos.

11.10. Bibliografía

1. Funk, B. D., Jr., Mongiello, J., & Rabourn, W. J. (1976). *Continuous process for preparing methylene dianilines* (U.S. Patent No. 3,954,867). U.S. Patent and Trademark Office.
<https://patents.google.com/patent/US3954867A/en>
2. Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (Eds.). (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (7th ed.). McGraw-Hill.
https://www.academia.edu/35783333/Chemical_Engineers_Handbook_Perry_Vol
3. Formación Industrial. (2023, 16 de marzo). *¿Qué es el método 1-foot?*
<https://formacion-industrial.com/2023/03/16/que-es-el-metodo-1-foot/>
4. Jarabo, F. (s.f.). *Tema 7: Cinética química. Parte 2: Reacciones en fase gaseosa*. Universidad de La Laguna. Recuperado el 9 de mayo de 2025, de
<https://fjarabo.webs.ull.es/CIQ/CIQteori/Tema07/T7720.HTM>
5. Comunicacion. (2024, 11 diciembre). *Tipos de intercambiadores de calor*. Cofrico.
<https://www.cofrico.com/consejos-tecnicos/tipos-de-intercambiadores-de-calor/>
6. Engineers Edge. (n.d.). *Overall heat transfer coefficient table*.
https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall_heat_transfer-table.htm
7. TABLA VAPOR SATURADO. (n.d.). <https://www.patricioruiz.es/wp-content/uploads/Tabla-de-presion-y-temperatura.pdf>
8. PROPIEDADES TERMICAS DE LIQUIDOS SATURADOS FREON 12. (n.d.).
<https://bioenergia.blogs.upv.es/files/2018/01/Tabla.-Propiedades-termodinamicas-refrigerantes.pdf>
9. Domalski, E. S., & Hearing, E. D. (1996). Heat Capacities and Entropies of Organic Compounds in the Condensed Phase. Volume III. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 25(1), 1–525.
<https://doi.org/10.1063/1.555985>
10. Engineering Page. (s/f). *Engineering page > heat exchangers > typical fouling Factors*. Engineeringpage.com. Recuperado el 31 de mayo de 2025, de
https://www.engineeringpage.com/technology/thermal/fouling_factors.html
11. *Propiedades físicas del acero inoxidable*. (s/f). Alacer Mas. Recuperado el 31 de mayo de 2025, de
<https://www.alacermas.com/es/producto/propiedades-fisicas-del-acero-inoxidable>

12. Acero al carbono frente a acero inoxidable: Propiedades, coste y aplicación - SteelPRO Group. (2024, septiembre 20). *SteelPro*. <https://steelprogroup.com/es/stainless-steel/comparison/carbon-steel-vs-stainless-steel/>
13. *Diseño de Una caldera pirotubular de vapor saturado humedo*. (s/f). Scribd. Recuperado el 1 de junio de 2025, de <https://es.scribd.com/document/385871117/262198472-Diseño-de-Una-Caldera-Pirotubular-de-Vapor-Saturado-Humedo?v=0.658>
14. (S/f). Fenercom.com. Recuperado el 1 de junio de 2025, de <https://www.fenercom.com/wp-content/uploads/2019/10/2017-06-21-Tipologia-de-calderas-VEISSMANN-fenercom.pdf>
15. Martínez, O., & Ernesto, D. (2017). *Diseño de una caldera de generación de vapor piro tubular de 10 BPH expandible a 25 BPH mediante módulos*. <https://repository.uamerica.edu.co/server/api/core/bitstreams/2a6a66c2-8c6e-4062-9809-fa3cfbeb8324/content>
16. De usuarios, C. S. P. al N., & acuer-, D. (s/f). *domingo 11 de junio de 2006 NORMAS LEGALES 321151*. Construcción.org. Recuperado el 3 de junio de 2025, de https://cdn-web.construccion.org/normas/rne2012/rne2006/files/titulo3/03_IS/RNE2006_IS_010.pdf
17. Cómo calcular la capacidad de un enfriador industrial para lograr una eficiencia de enfriamiento óptima. (2025, 15 enero). Kaydeli. <https://www.sinokaydeli.com/es/news/how-to-calculate-industrial-chiller-capacity.html#:~:text=La%20f%C3%B3rmula%20b%C3%A1sica%20para%20calcular%20la%20carga%20t%C3%A9rmica,t%C3%A9rmica%20total%20%28Q%29%20que%20debe%20soportar%20el%20enfriador.>
18. Como calculo la energia necesaria para evaporar agua? – RESPUESTAS RAPIDAS. (s. f.). (2021, 15 enero). <https://respuestasrapidas.com.mx/como-calculo-la-energia-necesaria-para-evaporar-agua/>
19. The complete Sodium Chloride Density-Concentration Table Calculator. (s. f.). <https://www.handymath.com/cgi-bin/nacitble.cgi?submit=Entry>
20. Calor específico del agua entre 0 °C y 100 °C. (n.d.). [PROPIEDADES DEL AGUA EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA](#)
21. Taula propietats del vapor d'aigua saturat. (n.d.). [taula propietats del vapor d'aigua saturat.pdf](#)
22. Tablas de vapor de agua. Universidad tecnologica nacional, facultad regional Rosario depto. De ingeniería química. [Microsoft Word - TABLA DE VAPOR DE AGUA.doc](#)



23. Densidad del agua líquida entre 0°C y 100 °C. (n.d.). [PROPIEDADES DEL AGUA EN FUNCIN DE LA TEMPERATURA](#)

24. Capítulo X. Evaporadores. Antonio Valiente Barderas. <https://librosdrvaliente.wordpress.com/wp-content/uploads/2015/09/capc3adtulo-10-evaporadores.pdf>
