

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO ADÍPICO



VOLUMEN III

Laura Pérez Durán
Cristina Fernández Alsina
Jose Barrigón de San Marcos
Álvaro Pombo Morán
Paula Fernández González
Leticia Laschuetza Rodríguez

7. EVALUACIÓN

ECONOMICA

ÍNDICE

- 7.1 Introducción
- 7.2 Inversión inicial
 - 7.2.1 Gastos previos
 - 7.2.2 Inmovilizado
 - 7.2.3 Capital circulante
 - 7.2.4 Puesta en marcha de la planta
- 7.3 Estimación de los costes de producción
 - 7.3.1 Introducción
 - 7.3.2 Costes de fabricación
- 7.4 Ventas y rendimiento de la planta
 - 7.4.1 Estimación de los ingresos por ventas
 - 7.4.2 Estudio del rendimiento económico
 - 7.4.3 Viabilidad del proyecto

7. Evaluación Económica

7.1. Introducción

A continuación, se ha realizado el estudio económico y de viabilidad de la planta de producción de ácido adípico.

Para el estudio de su viabilidad se han estimado los beneficios generados por esta actividad económica y se han determinado los parámetros que permiten definir si esta actividad es viable económicamente o al contrario no tiene ningún tipo de rendimiento.

7.2. Inversión inicial

La inversión inicial se entiende como el capital necesario para comprar tanto bienes materiales como servicios en el periodo de desarrollo de la idea inicial y construcción de la planta para poder desarrollar la actividad de producción deseada.

Esta inversión consta de los gastos previos, del capital inmovilizado, del capital circulante, y de la puesta en marcha de la planta.

7.2.1. *Gastos previos*

Los gastos previos hacen referencia al capital necesario antes de empezar la implantación del proyecto, en el se incluyen los gastos derivados de la gestión administrativa o el coste de los estudios de mercado, a fin de conocer las posibilidades de venta del producto final. En nuestro caso no se ha realizado un estimación de este apartado de la inversión debido a que no se ha realizado este estudio de mercado.

7.2.2. *Inmovilizado*

El capital inmovilizado (I) se utiliza para la compra de los equipos y los materiales de la planta. Se ha utilizado el método de Vian con el fin de calcular el coste del capital inmovilizado, este método divide el cálculo del inmovilizado en diferentes apartados:

I_1 : Maquinaria y equipos

I_2 : Gastos de instalación de maquinaria y equipos

I_3 : Tuberías y válvulas

I_4 : Instrumentos de medida y control

I_5 : Aislamientos térmicos

I_6 : Instalación eléctrica

I_7 : Terrenos y edificios

I_8 : Instalaciones auxiliares (agua, vapor, luz, etc.)

Capital físico o primario: $Y = \Sigma I_1 + I_2 + I_3 + I_4 + I_5 + I_6 + I_7 + I_8$

I_9 : Honorarios del proyecto y dirección del montaje

Capital directo o secundario: $Z = Y + I_9$

I_{10} : Contrata de obras

I_{11} : Gastos no previstos

Inmovilizado = $Z + I_{10} + I_{11}$

I_1 : Maquinaria y equipos

Para la estimación de la maquinaria y equipos hemos realizado diferentes métodos para el cálculo de su valor aproximado.

1. Método directo
2. Método Happel de coste del equipo
3. Regla de Williams

Cálculo de equipos por el método directo

Los equipos de proceso, todo tipo de equipo que se pueda clasificar como un recipiente tipo tanque, se puede calcular el valor del equipo a través de su peso. El valor típico de compra de estos es equipos es de 12€/kg si el material del equipo es de acero inoxidable. Nuestros equipos de proceso son todos de acero inoxidable AISI 403 porque todos tienen contacto con el nítrico. El valor de estos equipos, es representado en la tabla siguiente:

Tabla 7.1. Precio de los equipos de proceso

ITEM	Tipo de equipo	Nº de equipos	Peso	Valor unitario (€)	Valor (€)
TK-101 (A/B/C/D/E/F/G/H/I)	Tanque de almacenaje	9	9733	116802	1051217
TK-102 (A/B/C/D)	Tanque de almacenaje	5	7779	93351	466754
TK-201	Tanque de mezcla	1	5997	71959	71959
CD-401	Columna destilación	1	3104	37243	37243
R-201 (A/B)	Reactor	2	7970	95643	191286
TK-301 (A/B)	Tanque de mezcla	2	5074	60888	121775
TS-301	Columna stripping	1	979	11749	11749
TA-301	Columna absorción	1	2654	31851	31851
SCR-301 (A/B)	Reactor catalítico	2	442	5302	10604
RS-401 (A/B)	Regenerador catalizador	2	19	227	455
CR-601 (A/B/C/D)	Cristalizador	4	10093	121119	484477
CR-602 (A/B)	Cristalizador	2	8221	98654	197308
T-601	Tanque de mezcla	1	4035	48419	48419
TK-601 (A/B)	Tanque condensados	2	202	2420	4840
TK-602 (A/B)	Tanque condensados	2	99	1190	2380
TK-401 (A/B)	Tanque condensados	2	612	7350	14699
SI-701 (A/B/C/D/E/F)	Silos	6	5395	64737	388421
CL-701 (A/B)	Ciclón	2	807	9684	19368
TOTAL	-	47	73216	-	3154804

Cálculo de equipos por el método Happel

El método Happel consiste en cálculo de equipos mediante correlaciones que permite calcular el valor del equipo mediante su parámetro característico. El valor del equipo esta expresado en dólares estadounidenses del año 1970 y hacemos la conversión mediante los índices de actualización M&S al año 2006 y al cambio actual del euro con el dólar. No se realiza para el 2007-2008 porque no se han encontrados datos del índice, aunque el valor no será muy diferente.

$$M&S \text{ (1970)} = 303,3$$

$$M&S \text{ (2006)} = 1302.3$$

Agitadores

Se calcula el valor de los agitadores teniendo en cuenta la potencia eléctrica requerida por el agitador, mediante la siguiente correlación:

$$\text{Precio}(\text{€, 2006}) = 2000 \cdot P^{0.56} \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

P= potencia del agitador (CV).

Tabla 7. 2. Precio de los agitadores

ITEM	Nº de equipos	Potencia (W)	\$ / unidad (1970)	€ (N _{agitadores}) (2006)	Equipo al que pertenece
AC-601	4	1282	2709	29623	CR-601 (A/B/C/D)
AC-602	2	876	2188	11963	CR-602 (A/B)
AT-601	1	37799	18021	49264	T-601
AT-301	2	52573	21678	118521	TK-301 (A/B)
AR-201	2	3594	4825	26382	R-201 (A/B)
AT-201	1	3000	4361	11921	TK-201
Total	12	99124	-	247674	-

Intercambiadores de calor

Se calcula el valor de los intercambiadores, condensadores, reboilers y evaporadores teniendo en cuenta el valor de su área de intercambio, también se tiene en cuenta material del cual van a estar hechos.

$$\text{Precio}(\text{€, 2006}) = 105 \cdot \text{coef} \cdot A^{0.62} \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

A= área de intercambio (ft²)

coef = coeficiente del material, (1 para el acero al carbono (AC) y 1,8 para inoxidable (INOX))

Tabla 7.3. Precio de los intercambiadores

ITEM	Nº de equipos	Área de intercambio (m ²)	\$ / unidad (1970)	€ / total (2006)	Material equipo
IC-201 (A/B)	2	136	17360	94913	INOX
IC-301	1	33	7198	19676	INOX
IC-302	1	5	2237	6115	INOX
IC-701	1	11	3550	9704	A.C
IC-702	1	63	10780	29468	A.C
CN-401	1	812	52486	143478	INOX
CN-301(A/B)	2	1074	62428	341314	INOX
CN-601	1	987	59261	161999	INOX
CN-602	1	179	20568	56225	INOX
RE-401	1	483	38026	103951	INOX
E-301	1	1843	87269	238564	INOX
Total	13	5624	-	1205408	-

Relleno de anillos Raschig de acero

Se calcula el valor del relleno teniendo en cuenta el volumen que ocupan en la columna, mediante la siguiente correlación:

$$\text{Precio(€, 2006)} = 70 \cdot V \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

V= volumen de reactor (pie³)

Tabla 7.4. Precio de los anillos Raschig

ITEM	Nº de equipos	Volumen (m ³)	\$ / unidad (1970)	€ / total (2006)	Equipo al que pertenece
Anillos Raschig 3" AISI-304	1	0,12	301	823	TS-301

Platos de la columna de destilación

Se calcula el valor de los platos teniendo en cuenta el número de platos y el diámetro de la columna, mediante la siguiente correlación:

$$\text{Precio(€, 2006)} = 140 \cdot N \cdot \left(\frac{D}{6} \right)^1 \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

N= numero de platos

D= diámetro interno de la columna en (ft)

Tabla 7.5. Precio de los platos.

ITEM	Nº de equipos	Nº de platos	Diámetro (m)	\$/unidad (1970)	€ / total (2006)	Equipo al que pertenece
Platos perforados	1	5	1,35	140	383	CD-401

Relleno Mellapak

Se calcula el valor del relleno teniendo en cuenta el volumen que ocupan en la columna, mediante la siguiente correlación:

$$\text{Precio}(\text{€, 2006}) = 112 \cdot V \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

V= volumen de reactor (pie³)

Tabla 7.6. Precio del relleno Mellapak.

ITEM	Nº de equipos	Volumen (m ³)	\$ / unidad (1970)	€ / total (2006)	Equipo al que pertenece
Mellapak	1	0,19	750	2049	TA-301

Secador y enfriador

Se calcula el valor del secador y el enfriador teniendo en cuenta el área periférica de estos equipos, mediante la siguiente correlación

$$\text{Precio}(\text{€, 2006}) = 195 \cdot A^{0.8} \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

A= área periférica (ft²)

Tabla 7.7. Precio del secador y enfriador.

ITEM	Nº de equipos	Área periférica (m ²)	\$ / unidad (1970)	€ / total (2006)
S-701	1	38,5	24219	163340
EF-701	1	22,5	15753	106240
Total	13	61,0	-	269581

Centrifuga

Se calcula el valor de la centrifuga teniendo en cuenta la potencia de este equipo, mediante la siguiente correlación:

$$\text{Precio}(\text{€, 2006}) = 2250 \cdot P^{0.73} \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

P= potencia del motor (CV)

Tabla 7.8. Precio de las centrifugas.

ITEM	Nº de equipos	Potencia (W)	\$ / unidad (1970)	€ / total (2006)
C-601 (A/B/C/D)	4	34000	36576	399940
C-602 (A/B)	2	11000	16048	87741
Total	12	99124	-	247674

Filtro de mangas

Se calcula el valor del filtro de mangas teniendo en cuenta el área de filtración de este equipo, mediante la siguiente correlación:

$$\text{Precio}(\text{€, 2006}) = 389 \cdot (A)^{0.58} \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

A = área de filtración (ft²)

Tabla 7.9. Precio de las filtro de mangas.

ITEM	Nº de equipos	Área periférica (m ²)	\$ / unidad (1970)	€ / total (2006)
F-701 (A/B)	2	200	33350	182332

Bombas

Se calcula el valor de las bombas teniendo en cuenta la potencia requerida por la bomba y el tipo de bomba, mediante la siguiente correlación:

Tabla 7.10. Valor de la constante C_1 en función de la potencia de la bomba.

Potencia del motor (Hp)	C_1 (\$)
1	600
10	1400
100	6000

$$\text{Precio}(\text{€, 2006}) = C_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\text{exp}} \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \text{ $}}$$

C_1 = coste de la bomba de referencia, tabla anterior.

P_2 = potencia de la bomba a instalar (CV)

P_1 = potencia de la bomba de referencia, tabla anterior (CV)

exp = (vacío = 0,41; embolo = 0,60; centrífugas 0,52; rotatorias = 0,65; diafragma = 0,57)

Tabla 7.11. Precio de las bombas.

ITEM	Nº de equipos	Potencia de la bomba (CV)	\$ / unidad (1970)	€ / total (2006)	Tipo de bomba
P-101/P-102	2	0,75	423	2311	centrífuga
P-103/P-104	2	0,28	253	1384	centrífuga
P-105/P-106	2	0,95	479	2621	centrífuga
P-107/P-108	2	0,19	207	1129	centrífuga
P-201/P-202	2	4,97	1134	6200	centrífuga
P-203/P-204	2	4,34	1056	5775	centrífuga
P-205/P-206	2	4,34	1056	5775	centrífuga
P-207/P-208	2	4,34	1056	5775	centrífuga
P-301/P-302	2	0,76	427	2334	centrífuga
P-303/P-304	2	0,76	427	2334	centrífuga
P-305/P-306	2	1,89	686	3749	centrífuga
P-307/P-308	2	1,89	686	3749	centrífuga
P-309/P-310	2	37,0	3220	17605	centrífuga
P-311/P-312	2	6,94	1349	7374	centrífuga
P-313/P-314	2	6,64	1318	7206	centrífuga
P-401/P-402	2	1,53	614	3358	centrífuga
P-601/P-602	2	0,86	455	2489	centrífuga
P-603/P-604	2	0,86	455	2489	centrífuga
P-605/P-606	2	0,86	455	2489	centrífuga
P-607/P-608	2	0,86	455	2489	centrífuga
P-609/P-610	2	1,12	522	2854	centrífuga
P-611/P-612	2	0,70	409	2236	centrífuga
P-613/P-614	2	0,70	409	2236	centrífuga
P-615/P-616	2	0,00	24	130	centrífuga
P-617/P-618	2	0,24	234	1282	centrífuga
TOTAL	50	-	-	97374	

Compresores

Se calcula el valor de los compresores teniendo en cuenta la potencia requerida, mediante la siguiente correlación:

$$H_p = 0,0044 \cdot P_1 \cdot Q_1 \cdot \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right)$$

$$\text{Precio}(\text{€, 2006}) = 645 \cdot H_p^{0.8} \cdot \frac{M \& S(2006)}{M \& S(1970)} \cdot \frac{0,636657 \text{ €}}{1 \$}$$

H_p = potencia del compresor (CV)

P_1 = presión de entrada en (lb/in²)

P_2 = presión de salida en (lb/in²)

Q_L = cabal volumétrico de gas a la entrada (ft³/min)

Tabla 7.12. Precio de los compresores.

ITEM	Nº de equipos	Potencia de la compresor (CV)	\$ / unidad (1970)	€ / total (2006)
CP-301/CP-302	2	8,8	3660	20013
CP-303/CP-304	2	16,1	5969	32634
CP-305/CP-306	2	549,0	100285	548287
CP-307/CP-308	2	74,5	20279	110874
TOTAL	8	-	-	711809

Transporte de sólidos

Debido a la cantidad de equipos utilizados para el transporte de sólidos, y la dificultad de encontrar un valor de los siguientes equipos, se ha encontrado una relación típica que relaciona el transporte de sólidos con el de fluidos, el 20% del coste total bombas y compresores.

Los equipos incluidos dentro del este apartado son:

- Tornillos sin fin (x2)
- Cinta trasportadora (x2)
- Elevador de cangilones (x1)
- Equipo de descarga de sacos
- Equipo de descarga de big-bags

Tabla 7.13. Precio del transporte de sólidos.

ITEM	Porcentaje de referencia	€ / total (2006)
Transporte de sólidos	Bombas y compresores (20%)	161837

Cálculo de equipos por la regla de Williams

La regla de Williams consiste en cálculo de equipos mediante una regla, a partir del coste del un equipo más pequeño o mas grande, se determina el coste del equipo deseado mediante una ecuación que relaciona la magnitudes características del equipo y el coste del equipo conocido.

Regla de Williams:

$$C_2 = C_1 \cdot \left(\frac{M_2}{M_1} \right)^b$$

C_2 = coste del equipo deseado (€)

C_1 = coste del equipo conocido (€)

M_1 = magnitud característica del equipo conocido (€)

M_2 = magnitud característica del equipo deseado (€)

b = exponente característico del equipo.

Equipo de frío

Teniendo en cuenta que se conoce que el coste de un Chiler que produce 500 KW es de 75000 € y el exponente b de Williams para este equipo es de 0,6 la ecuación queda de la siguiente manera.

$$C_2 = 75000 \cdot \left(\frac{M_2}{500} \right)^{0.6}$$

Tabla 7.14. Precio del equipo de frío.

ITEM	M_2 (KW)	€ / total (2008)
Equipo de frío	131217	875182

Caldera

Teniendo en cuenta que se conoce que el coste de una caldera que produce 3 Tm/h de vapor es de 40000 € y el exponente b de Williams para este equipo es de 0,6 la ecuación queda de la siguiente manera.

$$C_2 = 40000 \cdot \left(\frac{M_2}{3} \right)^{0,6}$$

Tabla 7.15. Precio de las calderas.

ITEM	M_2 (Tm/h)	€ / total (2008)
Caldera	150	418256

Descalcificador

Teniendo en cuenta que se conoce que el coste de un descalcificador de 7 m³ es de 12000 € y el exponente b de Williams para este equipo es de 0,75 la ecuación queda de la siguiente manera.

$$C_2 = 12000 \cdot \left(\frac{M_2}{7} \right)^{0,75}$$

Tabla 16. Precio del descalcificador.

ITEM	M_2 (m ³)	€ / total (2008)
Descalcificador	12	16582

Tabla de resumen de maquinaria y equipos

Tabla 7.17. Cálculo de inmovilizado debido a maquinaria y equipos.

Equipos	Coste €
Equipos de proceso	3154804
Agitadores	247674
Intercambiadores	1205408
Complementos de columnas	3255
Secador y enfriador	269581
Centrifugas	247674
Filtros de mangas	182332
Bombas	97374
Compresores	711809
Transporte de sólidos	161837
Caldera	418256
Equipo de frío	875182
Descalcificador	16582
TOTAL	7591767

I₂: Gastos en la instalación de los equipos

Las necesidades de instalación de equipos en este proyecto resultan una parte importante, debido a la gran cantidad de equipos y sus grandes dimensiones.

Se tienen en cuenta la instalación, los accesorios, el material, los soportes, las escaleras de acceso, así como el transporte hasta la zona de instalación.

Si el valor típico de gastos de instalación es aproximadamente un 20 % de I₁, maquinaria y equipos, se ha considerado un porcentaje mayor, un 30% debido a las causas antes mencionadas.

En este apartado, de gastos de instalación, se ha de incluir la mano de obra para la instalación, debido a este término, se considera finalmente que I₂ es un 50% del valor de la maquinaria.

I₃: Tuberías y válvulas

Este apartado se incluye tuberías, accesorios y válvulas y para el cálculo de I₃ se tiene en cuenta tanto la compra como la instalación. Valor típico de I₃ es de 10 % de I₁ para sólidos y 60 % para fluidos, como en la planta se trabaja tanto con fluidos como con sólidos se ha elegido el valor del 45% de I₁.

I₄: Instrumentos de medida y control

Las necesidades de instrumentación y control en la planta son elevadas, y el porcentaje que se le dedica a instrumentación y control varía dependiendo del grado de automatización de la planta. Valor típico de I₄ es del 15% de I₁ y se ha elegido el valor del 25% de I₁, porcentaje mayor debido al grado de automatización elevado.

I₅: Aislamientos térmicos

Las necesidades de aislantes térmicos tanto de material como de mano de obra no son excesivamente elevadas. Valor típico de I₅ es del 7% de I₁ y se ha elegido este valor ya que siempre se necesita aislante, aunque se ha por motivos de seguridad.

I₆: Instalación eléctrica

Las necesidades de material eléctrico como de equipos relacionados, incluimos motores, conductores, equipos de arranque y subestaciones transformadoras, son estándar. El rango típico de I₆ es del 10-20% de I₁ y se ha elegido el valor del 15% de I₁, valor estándar.

I₇: Terrenos y edificios

Incluye el precio de nivelación del terreno, la construcción de los edificios. Para el valor de edificios y aclimatación del terreno se supone un valor estándar el 15% de I₁.

La compra del terreno se ha considerado que asciende a 31941000 € debido a que la compra del m² de una parcela industrial en Barcelona de grandes superficies se supone que es 600 €/m². Este valor no se considera parte del inmovilizado debido a que al final de la actividad productiva se recupera su valor, y por lo tanto se considera como otro factor de inversión adicional.

I₈: Instalaciones auxiliares

Incluye las instalaciones y su instalación de los siguientes servicios: agua de refrigeración, vapor, gas natural, aire comprimido, refrigeración, calefacción, nitrógeno, vacío, iluminación. El rango típico de I₈ es del 25-70% de I₁ y se ha elegido el valor del 50% de I₁, ya que se requieren muchos servicios, muchos equipos y grandes instalaciones de servicios.

Capital físico primario

$$Y = I_1 + I_2 + I_3 + I_4 + I_5 + I_6 + I_7 + I_8$$

I₉: Honorarios del proyecto y dirección del montaje

Corresponde a los gastos que ocasiona la dirección del montaje y de las gestiones realizadas para la compra de los equipos. El valor típico de I₉ es del 20% de Y.

Capital secundario

$$Z = Y + I_9$$

I₁₀: Contrata de obras

Esta parte del inmovilizado se refiere a la contrata de obras necesarias para la edificación. El valor típico de I₁₀ es del 7% de Z.

I₁₁: Gastos no previstos

Aquí se incluyen todos aquellos parámetros que hayan podido eludirse o posibles gastos imprevistos. El valor típico de I₁₁ es del 20% de Z.

Tabla 7.17. Cálculo de inmovilizado.

<i>Tipo de inmovilizado</i>	<i>%</i>	<i>Valor MM €</i>
I ₁ : Maquinaria y equipos	100% (I ₁)	7,59
I ₂ : Gastos de instalación	50% (I ₁)	3,80
I ₃ : Tuberías y válvulas	45% (I ₁)	3,42
I ₄ : Instrumentación y control	25% (I ₁)	1,90
I ₅ : Aislamientos térmicos	7% (I ₁)	0,53
I ₆ : Instalación eléctrica	15% (I ₁)	1,14
I ₇ : Terrenos y edificios	15% (I ₁)	1,14
I ₈ : Instalaciones auxiliares	50% (I ₁)	3,80
I ₉ : Honorarios del proyecto y dirección del montaje	20 % (Y)	4,66
I ₁₀ : Contrata de obras	7% (Z)	1,96
I ₁₁ : Gastos no previstos	20% (Z)	5,59
TOTAL	-	35,52

7.2.3. Capital circulante

El capital circulante se relaciona con la inversión inicial debido a que es necesario realizar una primera inversión en diferentes costes materiales como materias primas y servicios comenzar la producción. Este dinero es destinado a diferentes pagos para poder hacer el ciclo productivo y finalmente vender el producto, después de empezar la actividad económica, también es necesario este capital para poder hacer frente a los pagos de carácter inmediato.

Para poder establecer un valor del capital en circulación, este se aproxima a un rango de entre el 10-30% de las ventas. En una primera aproximación este valor de las ventas puede ser desconocido, se acaba aplicando que el capital circulante es del 10-30% del inmovilizado, el valor estándar es del 20%.

7.2.4. Puesta en marcha de la planta

La planta de producción tiene un intervalo de producción de 330 días durante el año natural, se considerará que estos 330 días son un año de producción, la planta se parará tres veces, a fin de poder realizar todas las reparaciones y servicios de mantenimiento y limpieza de todos los equipos. Las semanas que se realizaran estas paradas serán:

- Del 1 al 15 febrero.
- Del 1 al 15 de Agosto.

No se considera en la inversión inicial si no que como un factor de no ventas o costes añadidos.

Una vez establecido el valor de los apartados que componen la inversión inicial, se realiza el cálculo de esta.

Tabla 7.18. Cálculo de inversión inicial.

<i>Tipo de Inversión</i>	<i>%</i>	<i>Valor MM €</i>
Inmovilizado	100% (I)	35,52
Capital circulante	20% (I)	7,10
Compra de la parcela	-	31,9
TOTAL	-	74,6

7.3. Estimación de los costes de producción

7.3.1. Introducción

Para la estimación de costes de producción se ha utilizado el método de Vian. Este método separa los costes en diferentes apartados, estos costes son los siguientes:

- *Costes de fabricación.*
- *Costes de gerencia y administración*

7.3.2. Costes de fabricación (M)

Para establecer los costes de fabricación se realiza un estudio de los costes principales temas que intervienen en este término que son los siguientes:

M₁: materias primas

El primer término de los costes de fabricación, deriva del coste de las materias primas. Mediante la consulta a comerciales de la empresa *Barcelonesa Drogas y Productos Químicos* y consultas en la web *ISIS Pricing*, se ha hecho una estimación del coste anual de las materias primas.

Los precios del coste de las materias primas se especifican en esta tabla:

Tabla 7.19. Coste de las materias primas

Materia	Precio unitario (€/Tm)	Necesidades (Tm/año)	Coste (MM€/año)
HNO ₃ (60%)	150	120000	18
ciclohexanol	1000	55000	55
TOTAL	-	-	73

M₂: Mano de obra

Mediante el estudio de los requerimientos de personal, realizado en el apartado 1.3.3, podemos aproximar que el sueldo de la mano es de unos 1200 € y que la plantilla es de 106 trabajadores, el coste generado por la mano de obra se puede observar en la siguiente tabla:

Tabla 7.20. Coste de la mano de obra.

Nº de trabajadores	Salario mensual (€)	Nº Pagas	Coste (MM€/año)
106	1000	15	1,59

M₃: Patentes

Debido a que el proceso productivo es conocido y otras compañías e investigadores han patentado las condiciones óptimas de producción de ácido adípico, y previamente se ha decidido seguir estas condiciones, es necesario estimar el coste debido a la utilización de patentes registradas y en vigor.

Para ello se ha estimado que el coste generado por la utilización de patentes es de un 1% de las ventas.

Las patentes que se han seguido son:

- Para las condiciones del reactor *US 3.359.308*
- Para las condiciones de regeneración del catalizador *US 5723098*
- Para las condiciones de cristalización *US 3476804* y *US 3476805*
- Para las condiciones de los reactores catalíticos para el tratamiento final de los gases. *US 2006/0105902 A1*
- Para las condiciones de los secadores *US 6946571*

M₄: Mano de obra indirecta

El coste de fabricación derivado de la mano indirecta hace referencia al coste generado por la plantilla de encargados, supervisores, personal de vigilancia, etc. El rango típico de este coste es 10-25% de M₂, se ha considerado un valor estándar, el 12 % de M₂.

M₅: Servicios generales

El coste generado por consumos de servicios, suministros energéticos o de otros productos, por distribuidores externos a la planta y que generan el siguiente coste:

Tabla 7.21. Coste de los servicios.

Servicio	Precio unitario (€)	Consumo (variable/h)	Coste (€/año)	Observaciones
Electricidad (KWh)	0,05	19679878	983994	Necesidades eléctricas anuales son 19,67 KWh/año
Gas natural (Nm ³)	0,38	2375,0	7147800	Requerimientos para la caldera y SCR (¹)
H ₂ O red (m ³)	0,40	53,34	160532	Corriente 75 y compensar las purgas de circuito de refrigeración y de vapor
N ₂ (kg)	0,45	309,5	2415600	Corriente 76 (²)
Catalizador de gases (m ³)	6366	-	2546	SCR-301 (A/B) 0,20 m ³ /año SCR-302 (A/B) 0,20 m ³ /año
Resina Aberlite IR-200 (kg)	212	-	2544	RS-401 (A/B) 12kg/año
TOTAL			10713016	

(¹) En realidad los costes derivados por la producción de vapor son 4 veces mas elevados, lo que pasa es que si tenemos en cuenta estos costes reales la posibilidad de recibir beneficio es nula.

En el balance de costes se ha recudido en cuatro veces los costes de producción de vapor debido a que si se opera en la planta de otra manera, que no se ha tenido en cuenta en la ejecución del proyecto, estos costes se pueden reducir. Si se trabajara en condiciones donde el licor madre estuviese más concentrado en nítrico y la recirculación principal del proceso fuera menor, entonces el equipo de evaporación y los caudales serian menores y se necesitaría menos energía para poder evaporar agua del proceso.

(²) En realidad los gastos derivados por la compra de nitrógeno ascienden a 24,2MM por la compra de N₂ a *Air Liquide*. Se ha observado que este es un coste importante y que se puede hacer una alternativa más viable económicamente. La solución pasa por el aprovechamiento del nitrógeno, recirculando mas y purgando menos. En la realidad se ha supuesto un nivel de purga de 5% para reducir el coste en 10 veces hace que el nivel de purga necesario para reducir costes se ha del 0,5 %

M₆: Suministros

El coste de fabricación derivado de los suministros hace referencia a la adquisición de forma regular de materiales que no son materias primas, como lubricantes, herramientas, vestuario adecuado. El rango típico de este coste es 0,1-1,5% de I, se ha considerado un valor estándar, el 0,3 % de I.

M₇: Mantenimiento

El coste de fabricación derivado del mantenimiento hace referencia a las revisiones anuales, la substitución de piezas o reparaciones por posibles problemas. El rango típico de este coste es 5-7% de I, se ha considerado un valor del 5 % de I.

M₈: Laboratorio

El coste de fabricación derivado del laboratorio hace referencia a controles de calidad tanto del producto como de las materias primas. El rango típico de este coste es 5-25% de M₂, se ha considerado un valor estándar, el 10 % de M₂.

M₉: Envasado

El coste de fabricación derivado del envasado se supone nulo debido a que la mayoría del producto, el 99,9 % se distribuye mediante camiones y solo menos del 0,1, % se envasa en sacos y big-bags.

M₁₀: Expedición

El coste de fabricación derivado de la expedición hace referencia a los costes de transporte y de venta del producto. Se ha considerado un valor estándar, el 0,12 % de I.

M₁₁: Directivos y empleados

El coste de fabricación derivado de directivos y empleados hace referencia al salario del equipo directivo y técnico. El rango típico de este coste es 15-40% de M₂, se ha considerado un valor del 15% de M₂

M₁₂: Alquiler

No existe alquiler de instalaciones.

M₁₃ y M₁₄: Tasas e impuestos de fabricación

El coste de fabricación derivado de tasas e impuestos hace referencia a pagos administrativos no atribuibles a beneficios. El rango típico de este coste es 0,5-1% de I, se ha considerado un valor del 0,5% de I.

M₁₅: Aseguradoras

El coste de fabricación derivado de las aseguradoras hace referencia al hecho de asegurar tanto instalaciones como equipos y edificios de la planta. Se ha considerado un valor estándar, el 0,5% de I.

Una vez explicado en que consisten los costes generados por la fabricación, se hace una estimación de este coste, en la siguiente tabla se pueden ver los resultados:

Tabla 7.21. Coste de los servicios.

Coste de fabricación	Porcentaje de referencia	Coste (MM €)
M ₁ : materias primas	M ₁	73,00
M ₂ : Mano de obra	M ₂	1,59
M ₃ : Patentes	1% (Ventas)	0,93
M ₄ : Mano de obra indirecta	12 % (M ₂)	0,19
M ₅ : Servicios generales	M ₅	10,71
M ₆ : Suministros	0,3% (I)	0,12
M ₇ : Mantenimiento	5 % (I)	1,65
M ₈ : Laboratorio	10 % (M ₂)	0,16
M ₉ : Envasado	0	0,00
M ₁₀ : Expedición	0,12 % (I)	0,05
M ₁₁ : Directivos y empleados	15% (M ₂)	0,22
M ₁₂ : Alquiler	0	0,00
M ₁₃ y M ₁₄ : Tasas e impuestos de fabricación	0,5% (I)	0,19
M ₁₅ : Aseguradoras	0,5% (I)	0,19
TOTAL	-	89,01

7.3.3. Costes de gerencia y administración (G)

G₁: Gastos comerciales

El coste derivado de los gastos de venta del producto. Se tienen en cuenta factores como el personal comercial, el marketing destinado al producto, a los viajes realizados por ventas, etc. Se ha considerado un valor estándar, el 10% de M.

G₂: Costes administrativos

El coste derivado del gasto administrativo de los diferentes departamentos así como el sueldo del gerente, empleados de administración, oficinas. El rango típico de este coste es 2-6% de M, se ha considerado un del 3% de M.

G₃: Gastos financieros

Gasto que se destina a los intereses del préstamo hipotecario del banco. No se ha considerado este apartado, se supone que el préstamo proviene de los inversores o empresas que son los propietarios de la planta.

G₄: Investigación y servicio técnico.

El coste derivado de investigación y para estudios que permitan adaptar el producto a la demanda de los clientes y asesorarlos de la mejor manera. Los recursos que se destinan para investigación corresponden a un coste del 1% de las ventas y el destinado a asesoramiento un 0,75 % de M, como valores típicos.

Tabla 7.23. Coste de gerencia.

Coste de gerencia y administración	Porcentaje de referencia	Coste (MM €)
G ₁ : Gastos comerciales	10 % (M)	8,90
G ₂ : Costes administrativos	3% (M)	2,23
G ₃ : Gastos financieros	0	0,00
G ₄ : Investigación y servicio técnico.	1% (Ventas) + 0,75% (M)	1,59
TOTAL	-	12,71

Por lo tanto los costes de producción generales son los siguientes:

Tabla 7.24. Coste de producción.

Costes de producción	Coste (MM €)
Coste de gerencia y administración	89,01
Coste de fabricación	12,71
TOTAL	101,7

7.4 Ventas y rendimiento de la planta**7.4.1. Estimación de los ingresos por ventas**

Para realizar un estudio del rendimiento económico en primer lugar es necesario realizar un estudio de los ingresos por ventas de los productos comercializados por la planta, teniendo en cuenta tanto nuestro producto principal como los subproductos. Para la estimación de su precio se han hecho consultas en la web *ISIS Pricing* y a lo largo de distintas webs de mercado de subproductos.

Tabla 7.25. Ingresos por ventas.

Materia	Precio unitario (€/Tm)	Producción (Tm/año)	Coste (MM€/año)
Ácido adípico	1550	60000	93,0
Ácidos dibásicos	18	136287	2,5
Ácido nítrico diluido 0,8 M	550	21384	11,8
TOTAL	-	-	107,2

7.4.2. Estudio del rendimiento económico

Para determinar el rendimiento económico y la viabilidad económica de la planta se realizan los estudios de la determinación del net cash flow, pay back, VAN,....

7.4.2.1. Net Cash Flow

El método del Net cash flor consiste en un estudio de los flujos de caja para 15 años de actividad productiva, más los de puesta a punto y venta, contando los impuestos.

Se calculan los flujos de caja realizados por la actividad de producción y comercialización del ácido adípico durante 16 años, contando el tiempo necesario para la construcción de la planta 1 año y el periodo productivo estimado de la planta. Los flujos de caja que son considerados son en un año se define por la siguiente formula:

$$NCF_N = (-I - CC + R + X)_N + (V - C)_N - tasa_I \cdot (V - (C + A))_{N-1} \quad (1)$$

Y donde la amortización se define de la siguiente manera

$$A = \frac{I - R}{t_v} \quad (2)$$

N = año N

I = inversión

CC = capital circulante

R = valor residual de la planta

X = otros ingresos (subvenciones, gastos extras,...)

V = ventas

C = costes

tasa_I = factor de impuestos para hacienda (entorno al 0,35)

A = amortización de la inversión.

t_v = periodo de amortización

La forma de amortizar la inversión puede ser variada, lineal donde se destina el mismo capital uniformemente a lo largo de los años; regresiva, donde se destina más capital en los primeros años.

Para el calculo del NCF se ha elegido una amortización lineal pero donde el periodo de amortización se ha inferior al estimado de vida útil de la fabrica, 10 años.

Los flujos de caja generados por la producción de adípico se observan en la siguiente tabla, y como se puede observar a partir del segundo año ya se comienzan a generar beneficio.

Tabla 7.26. Cálculo de Net Cash Flow.

NCF:

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16			
Inmovilizado	-17,8	-17,8																		
Terrenos	-31,9															31,9				
Valor residual																7,1				
Capital Circulante		-7,1														7,1				
Ventas		107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2	107,2				
Costes		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
		101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7				
Ventas - Costes		5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5				
NCF sin impuestos		-49,7	-19,4	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	46,1			
Ventas		107	107	107	107	107	107	107	107	107	107	107	107	107	107	107	0,0			
Costes		-102	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,0			
		101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7	101,7				
Ventas - Costes		5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	0,0		
Amortización		-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	-3,6	0	0	0	0,0			
Beneficios brutos		1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	5,5	5,5	5,5	5,5	0,0		
Base imponible		1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	0,0		
Impuestos (35%)			-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-1,9	-1,9	-1,9	-1,9			
NCF		-49,7	-19,4	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	3,6	3,6	3,6	44,2	

7.4.2.2. Pay-back

Otro parámetro interesante para determinar la viabilidad económica de la planta es determinar el pay-back, el tiempo necesario para que mediante la suma de los ingresos netos anuales estos sean igual a la inversión inicial.

Mediante la inversión inicial y los beneficios generados por la actividad a lo largo de los años se genera un valor acumulativo del dinero que es representado en el siguiente gráfico:

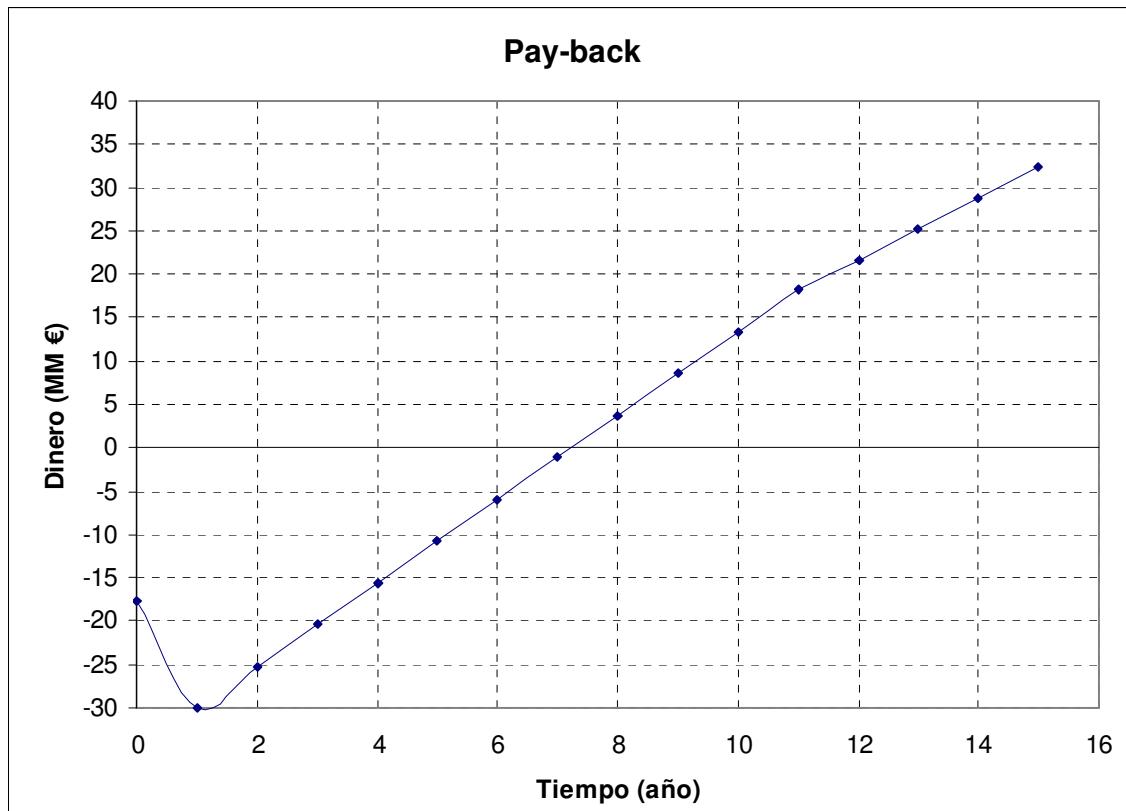


Figura 7.1. Cálculo del Pay-Back.

Se puede observar que cuando los beneficios son iguales a los costes son un poco después del séptimo año. En este caso los inversores han de esperar 7 años para recibir beneficios, estos primeros años solo son para recuperar el dinero invertido.

7.4.2.3. Valor Actual Neto

Otro parámetro importante para determinar la viabilidad económica de la planta es determinar el VAN, o valor actual neto. Mediante este parámetro se puede determinar los beneficios en valor actual, que supuestamente se tendrían por efectuar esta actividad en el tiempo.

La manera de calcularlo es mediante la siguiente formula.

$$VAN = \sum_{j=0}^{j=N} \frac{NCF_j}{(1+i)^j} \quad (3)$$

NCF = flujo de caja del año j

N = numero de años que la planta genera flujos de caja

i = tipo de interés (4,25%)

El tipo de interés elegido para la estimación del VAN ha sido al tipo de interés actual del mercado (4,25 %) según el Banco Central Europeo.

Mediante los flujos de caja generados estimados por el NCF y una vez fijado el tipo de interés, el valor estimado del van es de:

$$VAN (i=4,25\%) = -0,39 \text{ MM €}$$

Que el valor se ha negativo indica que esta actividad genera menos dinero que los intereses que te daría el banco que por dejar el dinero a una entidad bancaria.

7.4.2.3. Curvas del VAN y TIR

De la misma manera que se realiza el estudio para un tipo de interés fijado, se puede realizar el estudio para diferentes tipos de interés. Con este estudio puedes determinar hasta cuando tendría que bajar los tipos de interés el banco, para que sea más rentable dejar invertir en esta planta el dinero en banco.

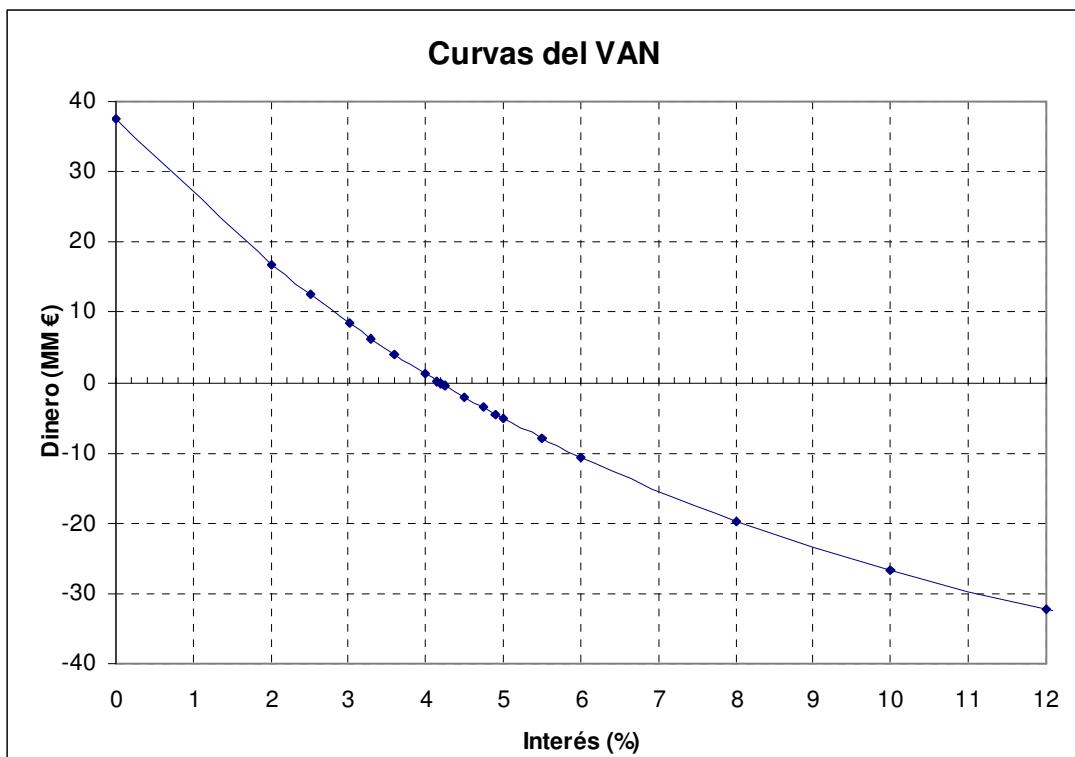


Figura 7.2. Cálculo de las curvas del VAN i del TiR.

Las curvas del VAN son permiten observar el punto a partir nuestra planta comparada con un banco no sale rentable, para intereses superiores al 4,2% no sale rentable.

Esto es lo que dice el método de la TiR, método que calcula el interés del banco (TiR) que genera los mismos beneficios que los flujos de caja generados por la actividad económica practicada.

$$VAN = 0 = \sum_{j=0}^{j=N} \frac{NCF_j}{(1 + TiR)^j} \quad (4)$$

La TIR de esta actividad económica es del 4,19%.

7.4.4. Viabilidad del proyecto

La planta si se le hicieran las modificaciones necesarias para que los costes de los servicios fueran los estimados, generaría beneficio. Un beneficio que no sería superior al que genera el banco debido a los intereses.

Normalmente en las actividades de riesgo medio como esta, los inversores no suelen invertir si la TiR no es superior al 8% y con un pay-back corto inferior a los 4-5 años. En otras palabras, dejarle el dinero al banco es una acción que tiene un riesgo muy pequeño, mientras que realizar la actividad industrial entraña un riesgo mucho mayor, y este riesgo solo suele ser asumido cuando la posibilidad de beneficio es muy grande.

En conclusión, no sale rentable invertir en esta planta. La realidad nos dice que hay plantas de venta de ácido adípico que generan mucho beneficio, si contrastamos este dato con el estudio económico, podemos decir que la causa es el elevado precio de las materias primas. Otras plantas parten de ciclohexano o butadieno que son materias primas más baratas son capaces de generar mucho beneficio y los costes principales de servicios no incrementan demasiado.

8. PUESTA EN MARCHA

ÍNDICE

8.1 Puesta en marcha servicios

- 8.1.1 Servicio de agua
- 8.1.2 Servicio de nitrógeno
- 8.1.3 Servicio de vapor
- 8.1.4 Servicio de aire comprimido

8.2 Efluentes líquidos

- 8.2.1 Puesta en marcha de la zona 100 o zona de almacenamiento de materias primas
- 8.2.2 Puesta en marcha de la zona 200 o zona de reacción
- 8.2.3 Puesta en marcha de la zona 300 o zona de tratamiento de gases
- 8.2.4 Puesta en marcha de la zona 600 o zona de obtención de productos
- 8.2.5 Puesta en marcha de la zona 700 o purificación y almacenamiento de producto
- 8.2.6 Puesta en marcha de la zona 400 o zona de recuperación de catalizador

8.1. Puesta en marcha de los servicios auxiliares

8.1.1. Servicio de agua

En este apartado se consideran todos los tipos de agua de la planta:

- Agua del equipo de frío
- Agua contra incendios
- Agua de proceso

Menos el agua de la piscina contra incendios, todo el agua de servicios de la planta es descalcificada.

Inicialmente se llenan los circuitos correspondientes, para la posterior circulación del agua que tiene lugar a través de estos.

A continuación se especifican los pasos a seguir en la puesta en marcha de los servicios de agua de la planta.

8.1.1.1. LLENAR LA PISCINA CONTRAINCENDIOS

- Comprobación del nivel de la piscina contra incendios.
- Obertura de las válvulas del agua de red de entrada a la piscina, para tratar de llenarla.
- Comprobación del llenado correcto, dentro del rango predefinido.

8.1.1.2. LLENAR EL TANQUE DE AGUA CALIENTE DESCALCIFICADA

T-702

Este tanque se halla en la zona 700, es un tanque que recoge las aguas que provienen del proceso, principalmente de los intercambiadores de calor a unos 40°C.

- Comprobación del nivel inicial del tanque T-702
- Se realiza la puesta en marcha del descalcificador, según las indicaciones del manual de funcionamiento subministrado por el proveedor del equipo.
- Activación del lazo de control de nivel, fijando el set-point correspondiente.
- Obertura de las válvulas de entrada del agua descalcificada en la línea 710.
- Comprobación del llenado correcto, dentro del rango predefinido y del correcto funcionamiento del control de nivel.

8.1.2. Servicio de nitrógeno

El nitrógeno se utiliza en el secador y en el enfriador.

La cantidad de nitrógeno utilizado en la puesta en marcha es de 18,304 kg/s). Pero una en continuo, dicho nitrógeno se recircula, solo se añade una pequeña cantidad que se purga en el filtro de mangas, 0,915 kg/s. El suministro de nitrógeno es efectuado mediante cisternas proporcionadas por el proveedor.

A continuación se anota el procedimiento a seguir en la puesta en marcha de este servicio:

- Obertura de la válvula de salida de uno de los tanques de nitrógeno TK-103.
- Obertura de las válvulas de las líneas que conectan con el secador y el enfriador.

8.1.3. Servicio de vapor

El vapor se produce en la caldera CA-701 a partir de agua descalcificada.

Primero se realiza el llenado del tanque de recogida de condensados, de dónde se extrae el agua para producir el vapor.

- Se procede a encender el descalcificador según las especificaciones del proveedor.
- Obertura de la válvula de la línea que conecta el descalcificador con el tanque de recogida de condensados.
- Comprobación del llenado correcto del tanque de recogida de condensados, dentro del rango predefinido.

A continuación se procede a la puesta en marcha del sistema de generación de vapor.

- Obertura de todas las válvulas del circuito de vapor, tanto las válvulas de la línea que conecta la caldera con el proceso como las válvulas de las líneas que conectan el proceso con el tanque.
- Encendido de la caldera siguiendo las especificaciones indicadas por el proveedor.
- Arranque del sistema de impulsión del circuito de generación de vapor.

8.1.4. Servicio de aire comprimido

Se dispone de un compresor para obtener aire comprimido para ser utilizado en la instrumentación y el control.

- Obertura de las válvulas que suministran el aire comprimido a los instrumentos de control y a la instrumentación en general.
- Encendido del compresor mediante las especificaciones del proveedor.

8.2. Puesta en Marcha del Proceso

8.2.1 Puesta en marcha de la zona 100 o zona de almacenamiento e materias primas

La puesta en marcha de la zona 100 se basa en tres acciones:

- Llenado de los tanques de almacenamiento.
- Redistribución de la materia prima entre los tanques.
- Subministro de materia prima al proceso.

Primero se explican el sistema de puesta en marcha de los tanques de ácido nítrico y ciclohexanol.

Se empieza con la puesta en marcha del tanque de ácido nítrico, para posteriormente realizar la puesta en marcha del tanque de mezcla de la zona 200.

8.2.1.1 TANQUES DE ÁCIDO NÍTRICO

- Llenar los tanques de almacenaje de ácido nítrico:

El camión cisterna llega a la fábrica con el contenido de ácido nítrico necesario. Para el traspase del nítrico des del camión a los tanques, es necesario abrir la válvula de la línea correspondiente (110, 111, 113, 114, 115, 117, 119, 121, 123, 125, 127, 129 y 131).

A continuación se activan las bombas que impulsan el nítrico des del punto de traspase hasta la línea. Esta bomba es: P-101.

- Redistribución de la materia prima entre los tanques de ácido nítrico:

Una vez la línea mencionada anteriormente contiene el ácido nítrico, se procede a la apertura de las válvulas de las líneas que ramifican a partir de ésta hasta cada uno de los tanques. Estas líneas son: 116, 118, 120, 122, 124, 126, 128 y 130.

En este punto es donde se debe activar el control. Las válvulas de cada una ramificaciones se mantienen abiertas hasta que el nivel del líquido llegue al valor de la consigna.

- Suministro del ácido nítrico al proceso:

El suministro de la materia prima se basa en un sistema automático de válvulas. Es necesaria laertura de las válvulas de las líneas que van a cada uno de los tanques hasta las líneas 132, 133, 135, 137, 139, 141, 143, 145 y 147. También se procede a laertura de la válvula de la línea principal formada por los tramos 134, 136, 138, 140, 142, 144, 146, 148, 149 y 151; y la activación de las bombas que impulsan el nítrico hasta la zona 200. Esta bomba es P-105.

8.2.1.2 TANQUES DE CICLOHEXANOL

- Llenar los tanques de almacenaje de ciclohexanol:

El camión cisterna llega a la fábrica con el contenido de ciclohexanol necesario. Para el trasvase de ciclohexanol des del camión a los tanques, es necesario abrir la válvula de la línea correspondiente formada por 152, 153, 155, 156, 157, 159, 161, 163 y 165.

A continuación se activan las bombas que impulsa el ciclohexanol des del punto de trasvase hasta la línea. Estas bombas son: P-103.

- Redistribución de la materia prima entre los tanques de ciclohexanol:

Una vez la línea mencionada anteriormente contiene el ciclohexanol, se procede a laertura de las válvulas de las líneas que ramifican a partir de ésta hasta cada uno de los tanques. Estas líneas son: 158, 160, 162 y 164. En este punto es donde se debe activar el control. Las válvulas de cada una ramificaciones se mantienen abiertas hasta que el nivel del líquido llegue al valor de la consigna.

- Suministro del ciclohexanol al proceso:

El suministro de la materia prima se basa en un sistema automático de válvulas. Es necesaria laertura de las válvulas de las líneas que van a cada uno de los tanques hasta las líneas 166, 167, 169, y 173. También se procede a laertura de la válvula de la línea principal formada por los tramos 168, 170, 172, 174, 175 y 177; y la activación de las bombas que impulsan el ciclohexanol hasta la zona 200. Esta bomba es P-107.

8.2.2 Puesta en marcha de la zona 200 o zona de reacción

Se explica, como en el caso anterior, de forma secuencial los pasos a seguir:

- Obertura de las válvulas de entrada de vapor en la media caña.
 - Obertura de las válvulas de la línea 210 y 212, que contienen el nítrico fresco que proviene de los tanques. Como el sistema de válvulas de las líneas de salida del tanque 201 se mantiene cerrado, el tanque se empieza a llenar de nítrico hasta el valor deseado.
 - Adición del catalizador en el tanque para su disolución con el nítrico.
 - Activación del agitador del tanque T-201.
 - Activación del sistema de control del tanque T-201. Este sistema de control regula la obtención de la entrada de nítrico en el tanque.
 - Activación del intercambiador.
 - Obertura de las válvulas de las líneas de salida de los tanques y de la entrada de los reactores R-201A y R-201B. Estas líneas son: 215, 217, 221, 222, 223, 228, 229, 230 y 231.
 - Activación de las bombas de impulsión P-201 y P-203, de la línea de salida del tanque T-201 (formada por los tramos 215, 217, 221, 222, 223, 228, 229, 230 y 231).
 - En este momento los reactores R-201A y R-201B se empiezan a llenar de ácido nítrico.
 - Se abren las líneas que transportan el ciclohexanol de los tanques de la zona 100. Estas son: 232 y 239.
 - Activación de la agitación en cada reactor.
 - Activación del control de nivel y temperatura en cada uno de los reactores y obtención de las válvulas de la línea de salida de líquido y vapor en ambos, líneas 233, 234, 235, 236, 238, 240, 241, 243 y 245 para líquido; 258, 259, 260, 261, 262, 263 y 264.
- Activación de las bombas de impulsión de la salida de estos líquidos, P-205 y P-207 (formada por los tramos 233, 234, 235, 236, 238, 240, 241, 243 y 245).

8.2.3 Puesta en marcha de la zona 300 o zona de tratamiento de gases

Esta zona contiene dos tanques de mezcla, una torre de stripping, una torre de absorción y un evaporador. Además también se incluyen diferentes intercambiadores de calor.

La puesta en marcha de la zona 300 consiste en:

- Obertura de las válvulas de la línea 3000 y 3010, que contienen el líquido de proceso que proviene del reactor. Como el sistema de válvulas de las líneas de salida del tanque 301 se mantiene cerrado, el tanque se empieza a llenar de líquido de proceso hasta el valor deseado.
- Mientras se mantiene cerradas las válvulas de las líneas que llevan la recirculación del nítrico recuperado en la torre de absorción. Estas son: 3001, 3002, 3011 y 3012.
- Activación del agitador del tanque T-301.
- Activación del sistema de control del tanque T-301. Este sistema de control regula laertura de la entrada del líquido de proceso en el tanque.
- Activación del sistema de entrada de aire en la entrada de stripping mediante el compresor CP-301.
- Una vez encendido el sistema de aire, se inicia la apertura de la válvula de salida de aire para asegurar que la diferencia de presiones sea la adecuada.
- a continuación, se activa las válvulas y la bomba P-301 que controlan la entrada de líquido a la entrada de la torre de stripping. Estas válvulas se encuentran en la línea 3007 y 3009.
- Activación del sistema de control de nivel de líquido en la torre a la vez que se abren las bombas que impulsan el líquido hacia el evaporador. Las bombas son P-305 y 307 de las líneas 3040, 3041, 3042, 3043, 3045.
- Activación del sistema de control del aire de las líneas 3036, 3037 y 3038.
- Activar el control de temperatura de la torre de stripping.
- Llegado a este punto, se realiza la puesta en marcha simultánea de los equipos situados inmediatamente después de la torre de stripping, dentro de la zona 300. Es decir, se realiza la puesta en marcha de los equipos destinados al gas y los destinados al líquido.

En primer lugar se explica la puesta en marcha del evaporador:

- Obertura de las válvulas de las líneas 3079, 3080, 3091, 3092, 3093, 3094, 3095, 3096, 3097, 3098 y 3099 para realizar el vacío en el condensador CN-301A y CN-301B, y tanques TK-301A y TK-301B.

- Obertura de las líneas 3045 y 3051 con el fin de llenar el evaporador.
- Obertura de las líneas 3123 y 3124 para la entrada del vapor y por tanto se activa el sistema de control de temperatura y presión.
- Obertura de las válvulas a la salida del evaporador situadas en las líneas 3052, 3053, 3056, 3057, 3058 para el líquido bombeado por las bombas P-311 y P-313. Para el vapor, obertura de las válvulas que se encuentran en las líneas 3074, 3075 y 3076.
- Obertura de las válvulas de los condensadores CN-301A y CN-301B, situados en las líneas 3077 y 3078. A su vez, obertura de las válvulas de entrada del líquido refrigerante situadas en las líneas 3126 y 3128.
- Obertura de las válvulas de salida del vapor condensado situadas en las líneas 3079, 3080, 3081, 3082, 3085 y 3087.
- Activación del control de nivel de los tanques de recogida de condensados.
- Obertura de las válvulas de las líneas 3102 y 3103, así como también las válvulas situadas en las líneas 3106, 3108 y 3110.

En segundo lugar se explica la puesta en marcha de los equipos previos al absorber, destinados al tratamiento de gases:

- Activación del compresor CP-303 y a su vez obertura de la válvula situada en la línea 3026.
- Activación del compresor CP-305, y su sistema de control de presión situado en la línea 3030, 3031, 3032.
- Activación del compresor CP-307 y del sistema de control de presión.
- Obertura de la válvula de salida de gases la torre de absorción, que está en la línea 3065.
 - Activación del sistema de control de la líneas 3110 que regula el caudal de líquido necesario para alimentar el absorber.
 - Encendido de las bombas P-309 y sistema de control de presión de las líneas 3071, 3069, 3068, 3066 y 3067.
 - Activación del sistema de control de temperatura en las camisas de la torre de absorción.

- Activación del sistema de control de líquido en el absorber, y obturas de las válvulas de las líneas 3072 y 3073. Una vez que se abran estas válvulas ya es posible alimentar los tanques TK-301 (A/B) con la recirculación del líquido procedente del absorber, por lo tanto, se activan los controles de las líneas 3011, 3012, 3001 y 3002.
- Una vez puesta en marcha toda la zona 300 se abren las válvulas las líneas de vapor 3116 y 3115 de los intercambiadores IC-301 y IC-302

8.2.4 Puesta en marcha de la zona 600 o zona de obtención de producto

- El líquido que viene del evaporador E-301, de la línea 6001 irá hacia cada uno de los cristalizadores, pero antes se activa el sistema de vacío, durante el tiempo estimado, que conecta con el condensador CN-601 y a los tanques de recogida de destilado (TK-601A y TK-601B). Para esto se realiza la obtura de las válvulas de las líneas 6102, 6103, 6104, 6105, 6120, 6121, 6125 y 6126.
- A continuación se abren las válvulas de entrada y salida de vapor en la media caña que corresponden a las líneas 6140, 6141, 6143, 6144, 6146, 6147, 6149, 6150, 6142, 6145, 6148 y 6151.
- Obertura de las válvulas de la entrada de líquido en cada cristalizador correspondientes a las líneas 6005, 6006, 6007 y 6008.
- Activación del sistema de control de nivel, presión y temperatura.
- Obertura de las válvulas a la salida del cristalizador situadas en las líneas 6009, 6020, 6022, 6023, 6024, 6025, 6026, 6028, 6029, 6030, 6031, 6032, 6159, 6160, 6161, 6033, 6034, 6036, 6037 y 6038 para el líquido bombeado por las bombas P-601, P-603, P-605 y P-607, el cual se dirige hacia las centrífugas. Para el vapor, obtura de las válvulas que se encuentran en las líneas 6078, 6079, 6080, 6081, 6082, 6083, 6084, 6085, 6086, 6087, 6088, 6089, 6090, 6091, 6092. Seguidamente obtura de las válvulas de entrada de refrigerante auxiliar del condensador CN-601 correspondientes a las líneas 6158.
- Obertura de las válvulas de salida del condensador que se dirigen hacia los tanques de condensados, dichas válvulas pertenecen a las líneas 6093, 6094, 6096, 6098 y 6100.
- Activación del control de nivel de los tanques de recogida de condensados.

- Paralelamente a la puesta en marcha de la zona de condensación, el líquido va hacia las centrífugas C-601A, C-601B, C-601C y C-601D. Se abren las líneas que se dirigen hacia la columna de destilación CD-401 que corresponde a las líneas 6039, 6048, 6940, 6041, 6042, 6043, 6044, 6045 y 6047 y el líquido se bombea mediante la bomba P-615.
- Se pone en funcionamiento la cinta transportadora y el sólido separado del líquido en las centrífugas va hacia las cintas que descargan en la tolva y de ésta mediante un tornillo sin fin se descarga el sólido al tanque de redisolución T-601.
- Activación del sistema de control de nivel y temperatura del tanque de redisolución.
- Obertura de la válvula de entrada de agua para la redisolución del ácido adípico.
- Obertura de las válvulas de salida del tanque de redisolución que corresponden a las líneas 6053, 6054, 6056, 6057 y 6058. El líquido es impulsado hacia la segunda cristalización (2 cristalizadores) mediante la bomba P-609. Pero antes se activa el sistema de vacío, durante el tiempo estimado, que conecta con el condensador CN-602 y a los tanques de recogida de destilado (TK-602A y TK-602B). Para esto se realiza la obtención de las válvulas de las líneas 6116, 6117, 6118, 6119, 6130, 6131, 6132, 6135, 6136 y 6137.
- A continuación se abren las válvulas de entrada y salida de vapor en la media caña de los cristalizadores, que corresponden a las líneas 6152, 6153, 6155, 6156.
- Obertura de las válvulas de la entrada de líquido en cada cristalizador correspondientes a las líneas 6059 y 6060.
- Activación del sistema de control de nivel, presión y temperatura.
- Obertura de las válvulas a la salida del cristalizador situadas en las líneas 6061, 6062, 6064, 6065, 6066, 6067 6068, 6070, 6071, 6072, para el líquido bombeado por las bombas P-611 y P-613, el cual se dirige hacia las centrífugas C-602A y C-602B. Para el vapor, obtención de las válvulas que se encuentran en las líneas 6099, 6197, 6197bis, 6198, 6198bis, 6133 y 6133bis. Seguidamente obtención de las válvulas de entrada de refrigerante auxiliar del condensador CN-602 correspondientes a la línea 6160.

- Obertura de las válvulas de salida del condensador que se dirigen hacia los tanques de condensados, dichas válvulas pertenecen a las líneas 6106, 6107, 6108, 6109, 6110, 6111 y 6112.
- Activación del control de nivel de los tanques de recogida de condensados.
- Paralelamente a la puesta en marcha de la zona de condensación, el líquido va hacia las centrífugas C-602A y C-602B. Se abren las líneas que se dirigen hacia el tanque de mezcla TK-201 que corresponde a las líneas 6072, 6073, 6074, 6075 y 6077 y el líquido se bombea mediante la bomba P-617.
- Se pone en funcionamiento el elevador de cangilones y el sólido es transportado al secador S-701 mediante dicho elevador.

8.2.5. Puesta en marcha de la zona 700 o zona de purificación y almacenamiento de subproducto

- Llenado del circuito de nitrógeno con nitrógeno fresco.
- Activación del intercambiador IC-701 que calentará el nitrógeno de entrada en el secador.
- Obertura de las válvulas de entrada al secador de nitrógeno fresco correspondientes a las líneas 725, 711bis, 710, 726 y 728, impulsadas por la soplante SP-701.
- Activación del sistema de control del secador.
- Obertura de la salida del gas y la del adípico, correspondientes a las líneas 731, 732, 734 y 735 para el gas que conduce a los ciclones. Para el adípico, las líneas 724 hacia el enfriador.
- Activación del sistema de control del enfriador.
- Obertura de las salidas de gas y de adípico. El gas va por las líneas 732, 734 y 735 hacia los ciclones. Y el adípico es descargado en una tolva y mediante un tornillo sin fin es dirigido hacia una cinta transportadora que previamente se a puesto en funcionamiento.
- Activación del PLC para el control de silos. De esta manera se descarga el producto en los silos.

- La salida gas de los ciclones de conduce a los filtros de mangas que trabajan de forma alternativa correspondiente a las líneas 721, 722, 723 y 730. Una vez “limpio” el gas se dirige hacia el intercambiador IC-702 donde se enfriá todo el nitrógeno del circuito, exceptuando una pequeña purga en el filtro de mangas, para enfriar el nitrógeno hasta 20°C y extraer la humedad que contenga del adípico de entrada del secador. Por tanto, se abren las válvulas de descarga de agua condensada.

8.2.6 Puesta en marcha de la zona 400 o zona de recuperación de subproductos y regeneración de catalizador

8.2.6.1 PUESTA EN MARCHA DE RECUPERACIÓN DE SUBPRODUCTOS

Primero se realiza la puesta en marcha de la recuperación de subproductos, la cual consiste en una torre de destilación.

- Activación del sistema de vacío durante el tiempo estimado, que conecta con el condensador de la columna de destilación (CN-401) y a los tanques de recogida de destilado (TK-401A y TK-401B). Para esto se realiza laertura de las válvulas de las líneas 448, 449, 450, 451, 452, 455 y 463.
- Obertura de las válvulas de la línea 410, que llenaran la columna con el líquido que proviene de la zona 600.
- Obertura de las válvulas de salida de la torre de destilación, es decir, de las líneas de cabezas y colas. Para cabezas son 411, 412, 413 y 414; por colas son 403.
- Activación del reboiler y el condensador. Para esto se abren las válvulas de las líneas 435, 458, 459, 460, 461 y 462.
- Activación del control de temperatura en cabezas y colas.
- Obertura de los tanques de recogida de destilado. Para esto se abren las válvulas de las líneas 415, 416 y 418. Para un buen funcionamiento de éste se activará su sistema de control abriendo las válvulas de las líneas 453, 454, 456 y 457. La salida de estos tanques que irán a la regeneración de catalizador, se deben abrir las válvulas de las líneas 419, 420 y 421.
- Obertura de las válvulas de la salida del reboiler, las líneas implicadas son: 436, 439 y 440.

8.2.6.2 PUESTA EN MARCHA DE LA REGENERACIÓN DEL CATALIZADOR

- Obertura de una de las líneas que van des del reboiler hasta una de las resinas. Las líneas implicadas son 441, 442, 443 y 444.
- Activación del control de conductividad de la resina.
- Obertura de las válvulas de la salida de la resina, pertenecientes a las líneas 428, 429, 430, 431, 432, 433, 445, 446 y 447. Impulsadas por la bomba P-401.

9. *MANUAL DE*

CÁLCULO

ÍNDICE

1. Tanques

- 1.1 Tanques de almacenamiento
 - 1.1.1 Introducción
 - 1.1.2 Diseño
- 1.2 Tanques de mezcla
 - 1.2.1 Introducción
 - 1.2.2 Diseño de tanque de mezcla TK-301 A/B
 - 1.2.3 Diseño de tanque de mezcla TK-201
- 1.3 Tanques de almacenamiento intermedio

2. Reactor

- 2.1 Introducción
- 2.2 Diseño
 - 2.2.1 Corrientes
 - 2.2.2 Dimensionamiento del reactor
 - 2.2.3 Sistema de agitación
 - 2.2.4 Sistema de refrigeración
 - 2.2.5 Cálculo de la conversión
 - 2.2.6 Diseño mecánico

3. Arrastre y absorción

- 3.1 Introducción
 - 3.1.1 Torre de stripping
 - 3.1.2 Torre de absorción
 - 3.1.3 Método de calculo
- 3.2 Diseño
 - 3.2.1 Torre de stripping
 - 3.2.2 Torre de absorción

4. Oxidación en flujo pistón

- 3.1 Introducción
- 3.2 Diseño

5. Equipos de intercambio de calor

5.1 Introducción

- 5.1.1 Selección del tipo de equipos
- 5.1.2 Criterios para la asignación de fluidos en ICCT
- 5.1.3 Factor de corrección de la temperatura (F)
- 5.1.4 Fluidos térmicos
- 5.1.5 Temperatura de las corrientes
- 5.1.6 Caída de presión
- 5.1.7 Velocidad del fluido en carcasa y tubos

5.2 Diseño de intercambiadores de calor de carcasa y tubos

- 5.2.1 Procedimiento general de cálculo
- 5.2.2 Coeficientes de transferencia de calor
- 5.2.3 Caída de presión
- 5.2.4 Cálculos

5.3 Diseño de reboilers

- 5.3.1 Procedimiento general de cálculo
- 5.3.2 Caída de presión
- 5.3.3 Cálculos

5.4 Diseño de evaporadores

- 5.4.1 Procedimiento de cálculo

6. Cristalización

6.1 Introducción

- 6.1.1 Fundamentos teóricos
- 6.1.2 Balance de materia
- 6.1.3 Cristalizadores
- 6.1.4 Centrifugas
- 6.1.5 Tanque de redisolución

6.2 Diseño

- 6.2.1 Cristalizadores
- 6.2.2 Tanque de redisolución

7. Acondicionamiento del producto: secado, enfriamiento y ciclones

7.1 Introducción

7.1.1 Secado

7.1.2 Lecho fluidizado

7.1.3 Ciclón

7.1.4 Descripción del proceso

7.1.5 Circuito de nitrógeno

7.2 Diseño

7.2.1 Secador

7.2.2 Enfriador

7.2.3 Ciclón

8. Silos de almacenamiento

8.1 Introducción

8.2 Diseño

8.2.1 Silos de almacenaje

8.2.2 Big Bags, sacos y a granel

9. Columna de destilación

9.1 Introducción teórica

9.1.1 Cálculo del número de etapas

9.1.2 Determinación de las dimensiones de la columna

9.2 Diseño de la columna de destilación CD-401

9.2.1 Calculo del número de platos

10. Regeneración del catalizador

10.1 Introducción

10.2 Recuperación del catalizador

11. Bombas

12. Compresores

1. TANQUES

1.1 TANQUES DE ALMACENAMIENTO

1.1.1. INTRODUCCIÓN

En este apartado se recoge el diseño de los tanques de almacenamiento de materias primas en estado líquido: tanques de ácido nítrico TK-101 A/B/C/D/E/F/G/H/I; tanques de almacenamiento de ciclohexanol TK-102 A/B/C/D/E. Previo al diseño mecánico de cada tanque se procede al estudio de las propiedades y características del compuesto a almacenar, la función del tanque y su localización, así como la selección de parámetros como temperatura y presión de operación, material de construcción, velocidad del viento, tiempo de residencia, material aislante.

El diseño de los tanques se realiza de acuerdo con la normativa de equipos a presión recogida en el código ASME (American Society of Mechanical Engineers, Code for Pressure Vessels, sección VIII, división 1) y con las instrucciones técnicas complementarias de almacenaje de productos químicos (ITC MIE APQ) correspondientes a cada compuesto.

Tiempos de residencia

A la hora de dimensionar los tanques se ha fijado un tiempo de residencia de 2 días para todos los compuestos, uno de producción y uno de stock. Hay que tener en cuenta que la entrada de materias primas se efectúa por carretera mediante camiones cisterna y por lo tanto se considera suficiente un tiempo de residencia de dos días para una posible parada de la planta por falta de suministro debido a problemas ajenos a la propia planta.

Por otra parte, el aumento del tiempo de residencia supone incrementar el volumen de los tanques de almacenaje, y por lo tanto un problema de espacio en la planta.

Factor de seguridad

Mediante los balances de materia se obtiene el volumen útil de cada compuesto, es decir, el volumen mínimo necesario que se ha de almacenar. Para evitar posibles tensiones en el caso de variaciones de caudal o bien en el movimiento del fluido como consecuencia de operaciones de carga y descarga, así como medida de seguridad, se sobredimensiona el tanque mediante un factor de seguridad. De esta manera se obtiene el volumen real de cada tanque.

El factor de seguridad se ha estimado en un 25% del volumen útil, de acuerdo con la normativa MIE-APQ001 de almacenaje de líquidos inflamables y combustibles. Por tanto, se aplicará un factor de seguridad de 1.25 al volumen del tanque necesario con el fin de tener los tanques llenos en un 75% de su volumen total.

Relación altura-diámetro

Existen diversas correlaciones bibliográficas a la hora de escoger la relación óptima L/D para el diseño de un tanque, siempre con el objetivo de utilizar la cantidad mínima de material. Se opta por la correlación Megyesey, ya que permite obtener los márgenes óptimos de diseño:

$$H/D=2.5$$

Hay que tener en cuenta que las chapas de acero para la construcción de los tanques disponibles en el mercado tiene una medida estándar de 0.5m. La necesidad de encargar chapas intermedias implicaría un aumento del coste del tanque. Por lo tanto se recalculará la altura la altura obtenida al dimensionar los tanque con el objetivo de conseguir una altura final múltiplo de 0.5m. De esta manera, se minimizarán costes.

Presión y temperatura de diseño

La presión de diseño, es la presión que se utiliza para diseñar el tanque. Es necesario mantener una cierta sobrepresión en el interior del tanque respecto a la presión externa, con el objetivo de evitar la entrada de aire del exterior.

En tanques atmosféricos se calcula en función de la presión de operación y de la presión hidrostática ejercida por el fluido:

$$P_D = P_O + P_{HID} \quad (1.1)$$

en donde, la presión hidrostática es:

$$P_{HID} = \rho_{liq} \cdot g \cdot H_{liq} \quad (1.2)$$

La altura del líquido se obtiene igualando el volumen ocupado por el fluido (teniendo en cuenta el factor de seguridad) al volumen de un cilindro:

$$75\% \cdot V_{tan\ que} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_{liq} \quad (1.3)$$

Por último se sobredimensiona en un 10% la presión de diseño calculada.

La temperatura a la que se encuentran los tanques es la ambiental, porque se almacenan en el exterior.

Materiales

Para el caso de los tanques de almacenamiento de ácido nítrico se utiliza acero inoxidable AISI-304, ya que se trata de un compuesto corrosivo. En cambio para el almacenaje del ciclohexanol, al no ser corrosivo, se utiliza acero al carbono, que resulta más económico.

Espesor

Se calculan los espesores necesarios para la pared del tanque, el techo y el fondo, considerando si es necesario el sobreespesor de corrosión. Se sigue el procedimiento indicado en el Apéndice A apartado1.

Boca de hombre

Todos los tanques de almacenaje dispondrán de una boca de hombre que permita la inspección del recipiente en el caso de que sea necesario. La boca de hombre tendrá un diámetro mínimo de tal forma que permita el acceso de un operario a su interior con facilidad.

Se escoge un diámetro de boca de hombre de 0.70m.

Conexiones

Según lo dispuesto en la normativa ITC-MIE-APQ-001, las conexiones en tanques por donde circulan líquido, deben disponer de una válvula externa o interna, situada, próxima a la pared del recipiente. Se decide la instalación de una válvula manual externa.

Venteo

Según la normativa ITC-MIE-APQ, los tanques atmosféricos deben disponer de un sistema de venteo como medida de prevención de posibles deformaciones del recipiente debido a una variación de la presión en operaciones de carga o descarga, o bien debido a variaciones de la temperatura ambiente. Hay dos tipos de venteo según la normativa APQ-001:

- a) **Venteo normal:** Son sistemas con abertura mínima igual a la de la mayor de las conexiones y no puede ser inferior a 35mm de diámetro interno. En el caso de que haya múltiples conexiones de entrada y salida al tanque, la dimensión del venteo estaría ligada al flujo máximo posible.
- b) **Venteo de emergencia:** Se trata de sistemas de venteo que permiten disminuir el exceso de presión interna en el caso de que se produzca fuego en el exterior del tanque. Se incluyen discos de ruptura y válvulas de seguridad.

Según la APQ-001, se requieren dispositivos de venteo cerrado para recipientes con volumen superior a $5m^3$ y puntos de ebullición menores a $38^{\circ}C$. Por tanto, por motivos de seguridad se dispondrá de venteo cerrado para los tanques de almacenaje de ácido nítrico y de ciclohexanol.

Por otra banda, los tanques de almacenaje dispondrán de discos de rupturas tarados a presión inferior a la máxima posible. En el caso de que la presión del recipiente supere la presión de tara se producirá la abertura de los discos de ruptura y consecuentemente la emisión de los gases del interior del tanque, evitando de esta manera una explosión. Estos gases se conducirán a la incineradora térmica que opera en la planta.

Coeficiente sísmico

Según la zona geográfica de ubicación de la planta hay que considerar los posibles efectos sísmicos. La reglamentación por obra civil, regula y determina la aplicación de unos coeficientes para contrarrestar la actividad sismológica del terreno. Los coeficientes aplicados suelen multiplicar las cargas para sobre dimensionar las estructuras. La utilidad de estos coeficientes queda restringida para las zonas de actividad sísmica.

La planta no se encuentra ubicada en una zona sísmicamente activa, por lo tanto no se considera la aplicación de los coeficientes sísmicos en el diseño de los tanques de almacenamiento.

Velocidad del viento

Los tanques de almacenamiento están situados en el exterior y por lo tanto quedan sometidos a la acción del viento. En aquellas zonas en donde el viento alcance considerables velocidades hay que contemplar en los diseños de los equipos a la acción del mismo.

Una vez consultada la climatología de la zona (ver Parte1, apartado 1.1.3.2.2) se observa que las velocidades del viento son moderadas y por lo tanto no se considera este parámetro de diseño.

Cubetos de retención

La normativa exige que los tanques de almacenamiento dispongan de un cubeto de retención ante posibles vertidos o fugas de los mismos. En ningún caso los tanques se dispondrán en el interior de los cubetos en más de dos filas. Es preciso que cada fila de recipientes tenga un vial de acceso que permita la intervención de los bomberos en caso de emergencia.

La distancia de la proyección horizontal entre la pared del recipiente y el contorno interior inferior del cubeto será, como mínimo. De 1 metro. Para productos de la clase D esta distancia se puede reducir hasta 0,8 metros de paso útil.

El fondo del cubeto tendrá una pendiente de tal forma que todo el producto drene rápidamente hacia una zona del cubeto lo más alejada posible de la proyección de los recipientes, de las tuberías, y de los órganos de control de la red antiincendios.

En la presente planta se construyen dos cubetos por razones de seguridad: un cubeto para los tanques de ácido nítrico, TK-101 A/B/C/D/E/F/G/H/I y otro para los de ciclohexanol, TK-102 A/B/C/D/E. Para los tanques de nitrógeno, TK-103 A/B/C, se decide no poner un cubeto de retención ya que para el almacenamiento de gases licuados, aunque por motivos de seguridad sería recomendable, no es práctica habitual. Para el cálculo de los volúmenes de los cubetos se utiliza la normativa ITC MIE-APQ 1.

Soporte

Para minimizar la corrosión del fondo del recipiente y la presión transmitida al terreno y como medida de seguridad para evitar concentraciones de esfuerzos no admisibles, los tanques disponen de soportes. Los soportes más habituales que se encuentran en la industria son faldones, patas y ménsulas. Los faldones pueden ser de dos tipos: cilíndricos y cónicos. A su vez las uniones del faldón con el recipiente se determinan en función de la localización de la unión.

Generalmente, los recipientes verticales se asientan sobre faldones cilíndricos consistentes en un cilindro soldado al fondo. Los materiales de construcción del faldón más habituales son acero al carbono, hormigón, obra de fábrica o acero protegido.

Para evitar momentos debidos al peso, el diámetro del recipiente y del faldón tienen que ser de la misma mediada.

En el caso de que las dimensiones del recipiente o bien las condiciones del terreno lo requieran, se podrán utilizar cimentaciones con anclajes.

1.1.2 DISEÑO

Consideraciones generales

Los tanques de almacenaje (TK-101 y TK-102) son los encargados de almacenar las materias primas del proceso: ácido nítrico y ciclohexanol. El suministro de ambos se hará mediante camiones cisterna de 25m³ de capacidad que se descargan directamente a los tanques.

El almacenaje será en tanques cilíndricos idénticos de 100m³ de disposición vertical, techo cilíndrico y fondo plano. El hecho de dividir la capacidad total de almacenaje en diversos tanques corresponde a reducir su volumen total, pues si se construye un único tanque sería muy grande, requeriría estructuras de construcción más rigurosas con aumento de los grosoros de la pared y una mayor estructura de soporte. El único inconveniente de tener varios tanques, sería que aumenta la superficie de parcela ocupada.

El tiempo de residencia mínimo para el ácido nítrico es:

$$\tau = \frac{25000\text{kg}}{18957.6\text{kg/h}} = 1.32\text{h}$$

Y para el ciclohexanol es:

$$\tau = \frac{25000\text{kg}}{6869.7\text{kg/h}} = 3.6\text{h}$$

Se considera un tiempo de residencia de 2 días correspondientes a un día de producción y a un día de stock. Por lo tanto, los camiones necesarios al día son para 14 el ácido nítrico y 7 para el ciclohexanol.

Diseño

El cálculo del volumen total de los tanques de almacenaje se realiza con la siguiente expresión:

$$V = \frac{M \cdot \tau}{\rho} \cdot f \quad (1.4)$$

donde, **V** es el volumen del tanque (m³), **M** es el caudal másico (kg/h), **τ** es el tiempo de residencia (horas), **ρ** es la densidad (kg/m³) y **f** es el factor de seguridad, que se escoge de 1.25.

El volumen total del ácido nítrico es:

$$V = \frac{18957.6\text{kg/h} \cdot 48\text{h}}{1200\text{kg/m}^3} \cdot 1.25 = 909.9\text{m}^3$$

Análogamente para el ciclohexanol se obtiene un volumen de 433.9m³.

Se elige tanques normalizados de 100m³, por lo tanto se necesitan 9 tanques para el ácido nítrico y 5 tanques para el ciclohexanol.

El volumen se reparte entre el cuerpo cilíndrico del tanque y la cubierta cónica:

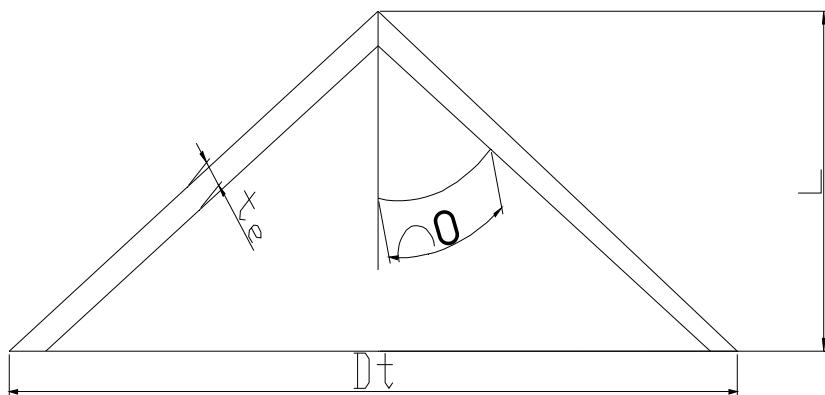


Figura 1.1: Cubierta cónica de los tanques.

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \quad (1.5)$$

$$V_{cono} = \frac{(\pi/4) \cdot D^2 \cdot L}{3} \quad (1.6)$$

La altura del cono L se calcula como:

$$L = \frac{D}{2 \cdot \tan \theta} \quad (1.7)$$

Por lo tanto sustituyendo en las ecuaciones anteriores se obtiene que el volumen del tanque es:

$$V_{tanque} = \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \left(r + \frac{1}{6 \cdot \tan \theta} \right) \quad (1.8)$$

en donde r es la relación entre la altura y el diámetro. Si el factor de seguridad se denomina:

$$f = \left(r + \frac{1}{6 \cdot \tan \theta} \right) \quad (1.9)$$

Entonces el volumen del tanque es:

$$V_{tanque} = \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \cdot f \quad (1.10)$$

Con estas ecuaciones se construyen las siguientes tablas para poder estudiar la mejor relación entre las magnitudes que definen el tanque.

Tabla 1.1: Parámetros del tanque.

r=2,5 H=D*2,5					
$\alpha(^{\circ})$	$\alpha(\text{rad})$	$\tan(\alpha)$	f	D	L
20	0,34906585	0,364	2,5607	3,677217379	5,051535858
40	0,698131701	0,839	2,6398	3,640074672	2,169036034
45	0,785398163	1	2,6667	3,627831679	1,813915839
55	0,959931089	1,428	2,7380	3,596037848	1,258986405
60	1,047197551	1,732	2,7887	3,574133182	1,031763377

De esta tabla se obtiene que el mejor ángulo es el de 60° para $r=2.5$. Los resultados para los tanques de almacenamiento de las materias primas se muestra en la tabla 2.1.

Tabla 1.2: Dimensiones de los tanques.

Compuesto	D(m)	L(m)	H(m)	$V_{cono}(\text{m}^3)$	$V_{cilindro}(\text{m}^3)$	$V_{total/tanque}(\text{m}^3)$
Ácido nítrico	3.6	1	9	3.4	91.6	94.9
Ciclohexanol	3.6	1	9	3.4	91.6	94.9

Cabe indicar también que en el parque de tanques también se almacena nitrógeno, necesario para las operaciones de acondicionamiento del producto final. Se opta por comprar directamente al proveedor, en este caso la compañía *Air liquide*, y no por diseñar los tanques. Son tres tanques cilíndricos de alrededor de 20m³ cada uno, con un diámetro D=2m y una altura H=9m.

Cálculo de la presión de diseño

Los tanques se encuentran a presión atmosférica y por lo tanto la presión de diseño es la presión de trabajo más la presión del líquido en el interior y aplicando un factor de seguridad del 10%.

$$P_D = 1,1 \cdot (P_0 + P_{\text{hidrostática}}) \quad (1.11)$$

Los resultados se muestran en la tabla 1.3

Tabla 1.3: Presiones de diseño de los tanques de almacenamiento.

Tanque	P _{operación(atm)}	ρ _{mezcla(kg/m³)}	H _{líquido(m)}	P _{hidrostática(atm)}	P _{D(atm)}
TK-101	1	1250	6,75	0,82	1,82
TK-102	1	950	6,75	0,62	1,62

Espesores

A partir de las presiones de diseño y de las dimensiones de cada tanque se calculan los espesores de la chapa tal y como se indica en el Apéndice A apartado 1. Los resultados para los tanques de almacenamiento de materias primas se muestran en la tabla 1.4.

Tabla 1.4: espesores de las paredes de los tanques de almacenamiento intermedio

Tanque	Espesor cilindro	Espesor fondo y cubierta
TK-101	8,5	3,7
TK-102	9,1	3,7

Cubetos de retención

Cubeto de retención de los tanques de ácido nítrico.

Este cubeto contiene 9 tanques iguales de 100m³ repartidos en dos filas de 5 y 4 tanques.

Considerando un tanque cualquiera de 100m³, se descuenta el volumen que queda sumergido 1 metro. El volumen sumergido de un tanque es:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1}{4} = 12,57 \text{ m}^3 \quad (1.12)$$

en donde el diámetro del tanque es D=4m.

El volumen del cubeto se calcula como:

$$V = 100 + 8 \cdot 12,57 = 200,5 \text{ m}^3$$

El volumen total de los nueve tanques es de 900m³. Para el diseño del cubeto se ha de considerar el 10% de esta capacidad, es decir 90m³. Como hay que elegir el mayor valor de los dos calculados, se obtiene que el volumen mínimo del cubeto de retención para los tanques de ácido nítrico es de 200,5m³.

El ácido nítrico está clasificado por la normativa APQ-1 como de clase D y como valor de la generatriz del tanque es mayor que 1,75 veces el diámetro (H=9m y D=4m) se calcula la distancia mínima entre tanques como:

$$d_{tanques} = 0,25 \cdot \frac{H + D}{2} = 1,57 \text{ m} \quad (1.13)$$

Por otro lado, se toma como distancia entre un tanque y la pared del cubeto como d_{pared}=1,5m.

El volumen del cubeto se calcula como:

$$V_{cubeto} = largo \cdot ancho \cdot profundidad \quad (1.14)$$

El valor del largo del cubeto se calcula como:

$$l \arg o = 2 \cdot d_{pared} + 5 \cdot D + (5-1)d_{tan\ ques} = 29,4m \quad (1.15)$$

El valor del ancho del cubeto se calcula como:

$$ancho = 2 \cdot d_{pared} + 2 \cdot D + (2-1)d_{tan\ ques} = 12,6m \quad (1.16)$$

La profundidad del cubeto es de 1m

Por lo tanto las dimensiones del cubeto de retención para los tanques de ácido nítrico son 29,4mx12,6mx1m y tiene un volumen real de 370,4 m³, suficientes para cumplir el volumen mínimo calculado más arriba.

Para evitar la extensión de pequeños vertidos, los cubetos que contengan varios recipientes de líquidos estables deberán estar subdivididos por canales de drenaje o, en su defecto, por muros interiores de 0,15m de altura, de tal forma que cada subdivisión no contenga más de un sólo recipiente de capacidad igual o superior a 2000m³ o un número de recipientes de capacidad global no superior a 3000m³. Para el caso del cubeto de los tanques de ácido nítrico estas subdivisiones no serán necesarias ya que los volúmenes de los recipientes que contiene no están dentro de los márgenes de capacidad especificados anteriormente.

Cubeto de retención de los tanques de ciclohexanol.

Este cubeto contiene 5 tanques iguales de 100m³ repartidos en dos filas de 3 y 2 tanques.

Considerando un tanque cualquiera de 100m³, se descuenta el volumen que queda sumergido 1 metro. El volumen sumergido de un tanque es:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1}{4} = 12,57m^3 \quad (1.12)$$

en donde el diámetro del tanque es D=4m.

El volumen del cubeto se calcula como:

$$V = 100 + 4 \cdot 12,57 = 150,26m^3$$

El volumen total de los cinco tanques es de 500m³. Para el diseño del cubeto se ha de considerar el 10% de esta capacidad, es decir 50m³. Como hay que elegir el mayor valor de los dos calculados, se obtiene que el volumen mínimo del cubeto de retención para los tanques de ácido nítrico es de 150,26m³.

El ciclohexanol está clasificado por la normativa APQ-1 como de clase C y como valor de la generatriz del tanque es mayor que 1,75 veces el diámetro (H=9m y D=4m) se calcula la distancia mínima entre tanques como:

$$d_{tan\ ques} = 0,3 \cdot \frac{H + D}{2} = 1,89m \quad (1.13)$$

Por otro lado, se toma como distancia entre un tanque y la pared del cubeto como $d_{pared}=1,5m$.

El volumen del cubeto se calcula como:

$$V_{cubeto} = largo \cdot ancho \cdot profundidad \quad (1.14)$$

El valor del largo del cubeto se calcula como:

$$largo = 2 \cdot d_{pared} + 3 \cdot D + (3-1)d_{tan\ ques} = 18,8m \quad (1.15)$$

El valor del ancho del cubeto se calcula como:

$$ancho = 2 \cdot d_{pared} + 2 \cdot D + (2-1)d_{tan\ ques} = 12,9m \quad (1.16)$$

La profundidad del cubeto es de 1m.

Por lo tanto las dimensiones del cubeto de retención para los tanques de ciclohexanol son 18,8mx12,9mx1m y tiene un volumen real de 242,5 m³, suficientes para cumplir el volumen mínimo calculado más arriba.

Para evitar la extensión de pequeños vertidos, los cubetos que contengan varios recipientes de líquidos estables deberán estar subdivididos por canales de drenaje o, en su defecto, por muros interiores de 0,15m de altura, de tal forma que cada subdivisión no contenga más de un sólo recipiente de capacidad igual o superior a 2000m³ o un número de recipientes de capacidad global no superior a 3000m³.

Para el caso del cubeto de los tanques de ciclohexanol estas subdivisiones no serán necesarias ya que los volúmenes de los recipientes que contiene no están dentro de los márgenes de capacidad especificados anteriormente.

1.2 TANQUES DE MEZCLA.

Los pasos a seguir en el diseño de un tanque de mezcla son determinar las dimensiones del reactor, mediante el cálculo del volumen de este, y posteriormente determinar las dimensiones del sistema, el diseño del sistema de agitación del equipo y sus requerimientos energéticos.

1.2.1 INTRODUCCIÓN

Determinación de las dimensiones del reactor.

En primer lugar se determina el volumen necesario de reactor para mezclar los caudales deseados y se calcula mediante dichos caudales y fijando el tiempo de residencia hidráulico para que la mezcla sea completa.

$$\tau = \frac{V}{Q_L} \quad (1.17)$$

Se considera siempre que el tanque no queda lleno al 100 % sino que se deja un 25% para los gases.

Mediante las relaciones típicas de diseño se calcula el diámetro (D), altura del tanque (H) y la altura del fondo toriesférico (z).

$$\frac{H}{D} = 1 \quad z = 0.169 \cdot D \quad (1.18)$$

Determinación del sistema de agitación

Para un sistema de mezcla donde se busca que la agitación sea la adecuada y no existan problemas de precipitación se elige un agitador del tipo turbina axial de palas planas.

La forma del agitador y las variables necesarias para su diseño son representadas en la siguiente figura:

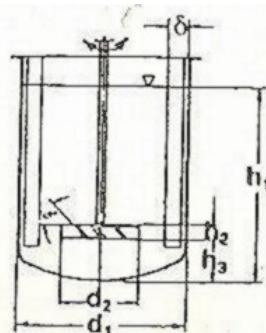


Fig1.2: Características del sistema de agitación de una turbina axial de palas planas (SBR)

Para el diseño de sistema de agitación de una turbina axial de palas planas (SBR), se calculan las diferentes variables que son determinadas mediante la relación que existe entre ellas.

Tabla 1.5: Dimensiones características de un sistema de agitación SBR

d_1 (m)	Diámetro tanque
d_2/d_1	0,33
h_2/d_2	0,125
h_3/d_1	0,3
h_1/d_1	1
δ/d_1	0,1

Requerimientos energéticos de agitación.

Para el cálculo de la potencia del agitador, en primer lugar se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (1.19)$$

En segundo lugar, mediante el siguiente gráfico, que relaciona Re con el N_p y el tipo de agitador utilizado, se determina el número de potencia. A partir del Re (eje de las abcisas) y seleccionando la curva correspondiente del agitador utilizado, se halla el N_p (eje de las ordenadas). En nuestro caso la curva es la de turbina de palas planas, curva 6.

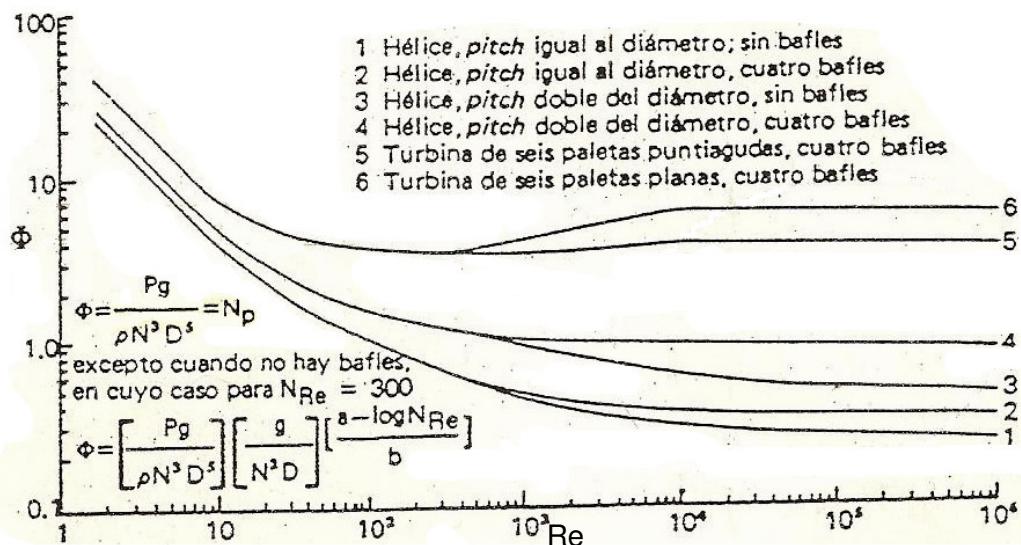


Fig 1.3: Determinación del numero de potencia a partir del Reynolds y del tipo de agitador.

Una vez calculado el numero de potencia se determina la potencia del agitador con la siguiente formula.

$$N_p = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot D^5} \quad \rightarrow \quad P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \quad (1.20)$$

N_p es el número de potencia (adimensional)

P es la potencia de agitación (W)

ρ es la densidad de la mezcla (Kg/m³)

N son las revoluciones del agitador (rev/s)

D es el diámetro del agitador (m)

1.2.2. DISEÑO DE TANQUE DE MEZCLA TK-301 A/B

Condiciones de operación.

El objetivo de este tanque de mezcla es mezclar la corriente NN que procede de la recuperación de HNO_3 en la torre de absorción (TA-301) y se pretende mezclar con la corriente 9 que contiene el licor madre procedente del reactor principal (R-201A y R-201B).

Esta unidad debido al modo de operación se ha diseñado como dos tanques que operan a temperatura de 70°C y presión atmosférica.

Balance de materia

Las corrientes de entrada al tanque son dos corrientes líquidas que tienen una temperatura de 80 °C y 40 °C respectivamente:

Tabla 1.6: *Composición del líquido de entrada, corriente salida del reactor.*

Componente	Fracción molar	Cabal molar (kmol/h)
Á. adípico	0,033185	647,97
ciclohexanol	0,000035	0,69
Á. glutárico	0,001333	26,02
Á. succínico	0,000526	10,27
CO_2	0,000055	1,08
N_2O	0,002637	51,49
N2	0,000004	0,08
NO	0,000039	0,76
NO_2	0,001693	33,05
H_2O	0,864288	16876,09

HNO ₃	0,096205	1878,49
O ₂	0,000000	0,00

Tabla 1.7: Composición del líquido de entrada, corriente salida de la torre de absorción.

Componente	Fracción molar	Caudal molar (kmol/h)
Á. adípico	0,000000	0,00
ciclohexanol	0,000000	0,00
Á. glutárico	0,000000	0,00
Á. succínico	0,000000	0,00
CO ₂	0,000000	0,00
N ₂ O	0,000000	0,00
N ₂	0,000000	0,00
NO	0,000000	0,00
NO ₂	0,000000	0,00
H ₂ O	0,979724	6933,02
HNO ₃	0,020276	143,48
O ₂	0,000000	0,00

La mezcla de ambas corrientes proporciona una corriente que tiene la siguiente composición y 70°C de temperatura.

Tabla 1.8: Composición del líquido de salida.

Componente	Fracción molar	Cabal molar (kmol/h)
Á. adípico	0,024357	647,97
Ciclohexanol	0,000026	0,69
Á. glutárico	0,000978	26,02
Á. succínico	0,000386	10,27
CO ₂	0,000041	1,08
N ₂ O	0,001936	51,49
N ₂	0,000003	0,08
NO	0,000029	0,76
NO ₂	0,001242	33,05
H ₂ O	0,894995	23809,11
HNO ₃	0,076007	2021,97
O ₂	0,000000	0,00

Dimensiones del tanque.

Para hacer el diseño del tanque se determina en primer lugar el caudal de líquido que circula a través de este equipo. La manera más fácil es a partir del caudal molar de salida, ya que en la salida salen las corrientes ya mezcladas en un solo caudal.

$$Q_L \text{ (m}^3/\text{h)} = N_T \text{ (kmol/h)} \cdot \rho \text{ (kmol/m}^3\text{)} \quad (1.21)$$

$$Q_L = 26602,5 \text{ kmol/h} \cdot 42,1 \text{ kmol/m}^3 = 632,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

Una vez determinado el caudal que circula por el equipo, se determina el volumen del tanque solamente fijando el tiempo de residencia.

Tabla 1.9: Determinación del volumen necesario del tanque de disolución.

$Q_L(m^3/h)$	632,6
$V(m^3)$	105,43
$\tau (h)$	0,17

Si observamos el volumen necesario de reactor para mezclar todo el líquido se puede observar que es un valor alto. Lo que se desea diseñar son tanques que se han de medidas estándar y que permitan tener un espacio sin ocupar por el líquido para que lo ocupen los gases que se puedan formar. Debido a todas estas condiciones que se ha diseñado dos tanques de mezcla con un espacio del 25 % no ocupado por el líquido.

Tabla 1.10: Dimensionamiento de los tanques.

$V_1 (m^3)$	71,6
$V_2 (m^3)$	71,6
$H (m)$	4,5
$D (m)$	4,5
$z (m)$	0,6

Sistema de agitación y requerimientos energéticos.

Una vez calculados las dimensiones de los tanques, pasamos a definir las características del sistema de agitación.

Tabla 1.11: Características del sistema de agitación y requerimiento energético.

d_1 (m)	4,5
d_2 (m)	1,5
h_2 (m)	0,19
h_3 (m)	1,35
h_1 (m)	4,5
δ (m)	0,45
N (rev/s)	1
V_{total} (m ³)	70
Re	3,3E+06
ρ (kg/m ³)	1040
μ (kg·m ⁻¹ ·s ⁻¹)	7,0E-04
Np	7,0
P (W)	52573

Determinación de los espesores.

A partir de los datos obtenidos en los apartados anteriores determinaremos las presiones de trabajo y de diseño para el cálculo de los espesores.

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h$$

ΔP = perdida de presión (Pa)

ρ = densidad del fluido manométrico (kg/m³)

g = 9,8 , constante de aceleración (m/s²)

h = altura del fluido manométrico(m)

Tabla 1.12: Determinación de la presión de diseño.

$H_{líquido}$ (m)	3,38
$\Delta P_{columna}$ (atm)	0,327
$P_{cabezas}$ (atm)	1,000
P_{colas} (atm)	1,327
$P_{diseño}$ (atm)	1,4

Mediante la presión de diseño se calcula el espesor de la chapa necesaria para resistir los esfuerzos de presión y se comparan con los espesores estándar de chapa AISI – 403.

Tabla 1.13: Determinación de chapa necesaria.

Grosor necesario (mm)	6,51
Grosor AISI - 403 elegido (mm)	8,00

1.2.3 DISEÑO DE TANQUE DE MEZCLA TK-201

El tanque de mezcla TK-201 se instala para mezclar las diversas corrientes recirculadas: la corriente de salida del tope de la columna de destilación (CD-401), la corriente líquida de salida de las centrifugas (C-602 A/B), la corriente líquida de salida del evaporador (E-301) y la corriente de ácido nítrico fresco (de los tanques TK-101). Una vez mezcladas estas corrientes se obtiene un caudal total de 147,2 kg/s a 80°C y una densidad de 1100kg/m³. La corriente de salida de este tanque pasa a través de un intercambiador de calor para ajustar su temperatura antes de entrar a los reactores.

Tiempo de mezcla

El tiempo de mezcla se fija en $\zeta=0.1$ horas, que se considera suficiente para una perfecta homogenización de la mezcla.

A partir del tiempo de residencia se calcula el volumen necesario del tanque. Se obtiene:

$$V = \tau \cdot \frac{Q}{\rho} = 47.4 \text{ m}^3$$

Presión de diseño

La presión de diseño se calcula tal y como se expuso anteriormente, mediante las ecuaciones 1.1, 1.2, 1.3 y 1.11. Se obtiene una presión de diseño de $P_D=1,31 \text{ atm}$.

Diseño

El tanque es cilíndrico vertical y de cubierta y fondo toriesférico. El volumen necesario se sobredimensiona utilizando un factor de 1.6 para así asegurar una eficiencia del 95% del mezclado (según bibliografía Industria Solvents Handbook), por lo tanto el volumen total es de $V_{total}=75.9m^3$.

Para diseñar el tanque se siguen las siguientes consideraciones:

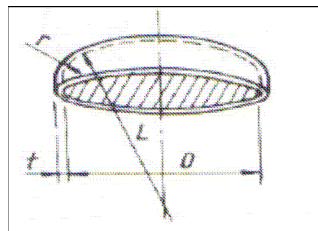


Figura 1.4: Dimensiones del tanque de mezcla.

- $H/D=1$
- $L=0.169.D$
- $V_{cill} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$, de aquí se obtiene la altura.
- $V_{toriesférico}=0.08089.D^3$
- $V_{util\ total} = V_{cil} + 2.V_{toriesférico}$

Los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla 1.14: Dimensionamiento del tanque de mezcla TK-201.

$H(m)$	3.92
$D(m)$	3.92
$L(m)$	0.66
$V_{toriesférico}(m^3)$	4.9
$V_{util\ total}(m^3)$	85.7

La altura final se redondea a la medida de las chapas de acero inoxidable comerciales de 0.5m. Por lo tanto la altura normalizada es de 4m.

Agitador

En el tanque de mezcla TK-201 es necesario un agitador para una buena mezcla. La selección del tipo de agitador se basa en las características de la mezcla, así como el tipo de flujo. Se decide la instalación de un agitador tipo turbina, ya que la viscosidad es baja y se necesita flujo radial.



Figura 1.5: Agitador de turbina.

Las dimensiones del agitador se calculan a partir de las relaciones establecidas entre los parámetros del equipo y del agitador en función del tipo de agitador escogido. Las relaciones para el agitador tipo turbina son las siguientes:

Tabla 1.15: Relaciones en el agitador

$\frac{d_2}{d_1} = 0,33$	$\frac{h_3}{d_1} = 0,3$
$\frac{h_2}{d_2} = 0,2$	$\frac{h_1}{d_1} = 1$
$\frac{b}{d_2} = 0,25$	$\frac{\delta}{d_1} = 0,1$

En donde d_1 (m) es el diámetro del tanque, d_2 (m) es el diámetro del agitador, h_1 (m) es la altura desde el fondo del tanque y se calcula a partir de la diferencia entre el volumen del tanque y el volumen del fondo toroestérico, h_3 (m) es la altura del agitador respecto al fondo del tanque y δ (m) es la distancia del bafle de la pared. Se obtienen los siguientes resultados a partir del diámetro del tanque $d_1=3,92\text{m}$.

Tabla 1.16: Dimensiones del agitador.

$d_2(m)$	1,29
----------	------

$h_2(m)$	0,26
----------	------

$h_3(m)$	1,18
----------	------

$\delta(m)$	0,39
-------------	------

$h_1(m)$	3,92
----------	------

Para determinar el número de turbinas se utiliza la relación h_1/d_1 y si el cociente es superior a 2.5 se dobla la turbina. Para este caso $h_1/d_1=1$, por lo tanto se utiliza una única turbina.

Se escoge cuatro bafles para mejorar la mezcla.

Para el cálculo de la potencia necesaria de agitación se siguen los mismos pasos que en el apartado 1.2.1, es decir, se utilizan las ecuaciones 1.19 y 1.20 y la figura 1.3. De esta forma, la potencia obtenida para el agitador AG-201 es de 3kW.

Espesores

A partir de las presiones de diseño y de las dimensiones de cada tanque se calculan los espesores de la chapa tal y como se indica en el Apéndice A apartado 1. Los resultados para el tanque de mezcla TK-201 se muestran en la tabla 1.18.

Tabla 1.17: espesores de las paredes del tanque TK-201.

Tanque	Espesor cilindro	Espesor fondo y cubierta
TK-201	6,4	3,7

1.3 TANQUES DE ALMACENAMIENTO INTERMEDIO

Los tanques de almacenamiento intermedio son los siguientes:

- Tanques de almacenamiento del líquido condensado de los condensadores CN-301 A/B después del evaporador E-301: TK-302 A/B.
- Tanques de almacenamiento del condensado del condensador CN-401 de la torre de destilación CD-401: TK-401 A/B.
- Tanques de almacenamiento de los condensados del condensador CN-601 del cristalizador CR-601: TK-601 A/B.
- Tanques de almacenamiento de los condensados del condensador CN-602 del cristalizador CR-602: TK-602 A/B.

Para su diseño se sigue el mismo procedimiento que para el tanque de mezcla con la diferencia que no es necesaria la agitación. Los tiempos de residencia son todos de 0,1 horas y la relación de aspecto es $H/D=1$. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 1.18.

Tabla 1.18: Dimensiones de los tanques de almacenamiento intermedio.

Tanques	Qm(kg/s)	$\rho(kg/m^3)$	$V(m^3)$	H(m)	D(m)	L(m)	$V_{tor}(m^3)$	$V_{útil}(m^3)$
TK-302 A/B	40,3	1000	23,21	2,64	2,64	0,45	1,49	26,2
TK-401 A/B	8,87	1068	4,78	1,56	1,56	0,26	0,31	5,39
TK-601 A/B	1,73	1000	0,62	0,93	0,93	1,16	0,06	1,13
TK-602 A/B	0,75	1000	0,43	0,7	0,7	0,11	0,03	0,49

Cálculo de la presión de diseño

Los tanques se encuentran a presión atmosférica y por lo tanto la presión de diseño es la presión de trabajo más la presión del líquido en el interior y aplicando un factor de seguridad del 10%.

$$P_D = 1.1 \cdot (P_0 + P_{\text{hidrostática}})$$

Los resultados se muestran en la tabla 1.19

Tabla 1.19: Presiones de diseño de los tanques.

Tanque	$P_{\text{operación}}(\text{atm})$	$\rho_{\text{mezcla}}(\text{kg/m}^3)$	$H_{\text{líquido}}(\text{m})$	$P_{\text{hidrostática}}(\text{atm})$	$P_D(\text{atm})$
TK-302 A/B	1	1000	1,98	0,19	1,19
TK-401 A/B	1	1068	1,17	0,12	1,12
TK-601 A/B	1	1000	0,69	0,067	1,067
TK-602 A/B	1	1000	0,52	0,051	1,051

Espesores

A partir de las presiones de diseño y de las dimensiones de cada tanque se calculan los espesores de la chapa tal y como se indica en el Apéndice A apartado 1. Los resultados para los tanques de almacenamiento intermedio se muestran en la tabla 1.20.

Tabla 1.20: espesores de las paredes de los tanques de almacenamiento intermedio

Tanque	Espesor cilindro	Espesor fondo y cubierta
TK-302 A/B	8,5	3,7
TK-401 A/B	9,1	3,7
TK-601 A/B	6,5	3,7
TK-602 A/B	6,5	3,7

2. REACTOR

2.1. INTRODUCCIÓN

El proceso de fabricación de ácido adípico es a partir de la oxidación de ciclohexanol con ácido nítrico. Esta oxidación se llevará a cabo en un reactor tanque agitado mecánicamente que opera en condiciones isotérmicas y en presencia de un catalizador.

Este reactor definirá una zona del proceso (zona 200), donde también se encuentra el tanque de mezcla de la corriente principal de recirculación (TK-201).

La elección del reactor se tiene en función del criterio que se considere más importante. En este caso, se quiere principalmente una buena eficacia en el grado de mezcla, por lo que se opta por el reactor de mezcla completa. En el cualquier punto la concentración y la temperatura son las mismas. El balance de materia se planteará para un elemento de volumen V_R , pues en éste la concentración y la temperatura no varían. Esto presupone contar con agitación adecuada para este fin.

2.2. DISEÑO

El dimensionamiento de este equipo se estructura en los siguientes apartados:

- a) Análisis de las corrientes del reactor: composición, caudales, condiciones de operación. Permite conocer las relaciones mísicas y molares de entrada y salida.
- b) Dimensionamiento del recipiente: cálculo del volumen (V), el diámetro (D), la altura del líquido (H_{liq}), la altura del reactor (L) y otras relaciones geométricas.
- c) Diseño del sistema de agitación: elección del tipo de agitación, cálculo del diámetro de las palas (d), velocidad de rotación (N) y potencia del equipo (P).
- d) Elección y diseño del sistema de refrigeración.
- e) Diseño mecánico.

2.2.1. CORRIENTES.

La corriente que llega a esta zona, se divide a la mitad y por lo tanto a cada reactor entra el mismo caudal y con la misma composición.

Las condiciones de operación, son las tomadas por la patente US 3.359.308 de la compañía *DuPont*.

Los datos de composición, caudales, condiciones de operación y propiedades físicas de las corrientes se muestran en la tabla 2.1, que son iguales para cada uno de los reactores.

Tabla 2.1: Balance de materia en un reactor

Corrientes	Caudales básicos (kg/s)			
	Ciclohexanol puro (kg/s)	Licor madre y nítrico fresco(Kg/s)	Producto líquido (kg/s)	Corriente gaseosa (kg/s)
Ciclohexanol	0,96	0,095	0.0095	-
Ácido Nítrico	-	17,94	16,46	-
Ác. Adípico	-	-	13,15	-
Ác. Succínico	-	-	0.165	-
Ác. Glutárico	-	-	0.475	-
CO ₂	-	-	0.0045	0.0025
NO	-	-	0.002	0.001
N ₂ O	-	-	0.3	0.01
NO ₂	-	-	0.21	0.0005
H ₂ O	-	40,59	42,2	0.005
N ₂		-	0.00005	0.0005

2.2.2. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

Estos reactores de oxidación son unos tanques cilíndricos verticales dotados con agitación mecánica (ver fig 2.1). El diseño de los R-201/202, se realiza a partir de los cálculos de dimensionado de un tanque agitado estándar, que ya tiene en cuenta el factor de seguridad que se aplica en estos casos.

No obstante, es necesario determinar previamente el diámetro de los recipientes para aplicar las relaciones geométricas preestablecidas, para lo cual, a su vez, debe conocerse el volumen del líquido dentro de los reactores.

El diseño del recipiente se realiza empleando el caudal volumétrico de salida de líquido y un tiempo de residencia, a la vez que tenemos en cuenta un porcentaje destinado a la salida de los gases producidos en la reacción. El volumen de líquido dentro del reactor viene dado por el producto entre el caudal de la corriente de salida y el tiempo de residencia del líquido en el tanque.

$$V_{liq} = Q \cdot \tau \quad (2.1)$$

donde V_{liq} es el volumen del líquido (m^3), Q es el caudal (m^3/min) y τ es el tiempo de residencia (min). Se supone que este volumen va a ser igual al volumen del cilindro vertical que lo contiene, que se calcula como:

$$V_{liq} = A_s \cdot H_{liq} = \left(\frac{\pi \cdot D^2}{4} \right) \cdot H_{liq} \quad (2.2)$$

en donde A_s es la sección trasversal del tanque (m^2), H_{liq} es la altura del líquido en el interior del reactor (m) y D es el diámetro del tanque (m). Aceptando una relación de diseño $H_{liq} = D \cdot r$, y despejando el diámetro en la ecuación (2), se obtiene la ecuación básica para calcular las dimensiones características del recipiente:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{liq}}{r \cdot \pi}} \quad (2.3)$$

Como los dos reactores son idénticos, el dimensionamiento será el mismo, por lo tanto se muestran los resultados solo para uno de ellos.

Se considera una relación $H_{liq}/D=1.2$, para un tiempo de residencia de 15 minutos, se obtienen los resultados que se exponen en la tabla 2.2.

Tabla 2.2: Dimensiones del reactor.

Q(m³/min)	3,9
V_{liq}(m³)	58.50
D(m)	3.96
H_{liq}(m)	4.75
A_s(m²)	12.31

En este caso las restantes dimensiones, al tratarse de un recipiente estándar, están prefijadas en función del diámetro, por lo que basta con aplicar la relación magnitud y el diámetro:

Tabla 2.3: Relaciones de magnitudes con respecto al diámetro.

Mag.	Mag/D	Valor (m)
D	1:1	4.96
H_i	1:3	1.32
H_L	1,2:1	4,75
B_w	1:10	0,40
H_B	1:3	1,32
D_l	1:2	2,45
W_l	1:24	0,16

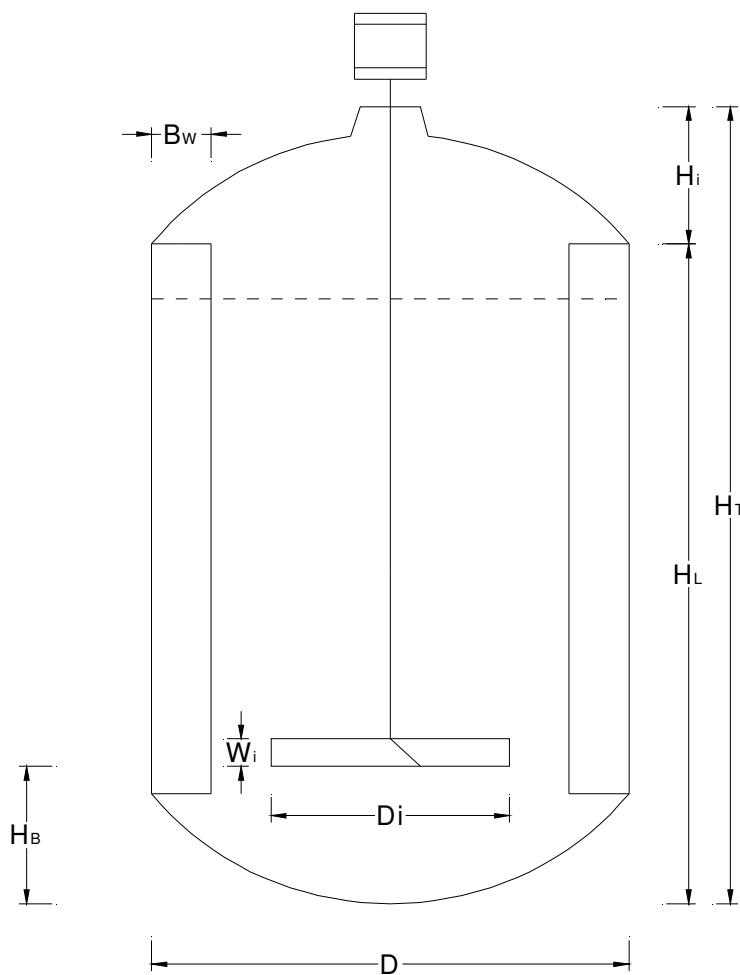


Fig. 2.1: Esquema básico del reactor.

La relación de aspecto es por lo tanto: $H_T/D = 1.53$, donde la altura total del tanque, H_T , es la suma de las alturas H_i y H_L .

2.2.3. SISTEMA DE AGITACIÓN

Con la agitación se pretende forzar un fluido por medios mecánicos para que adquiera un movimiento circulatorio en el interior de un recipiente. Para la reacción a estudio se trata de favorecer la mezcla de dos líquidos miscibles.

El equipo en el que se instalará el sistema de agitación será el tanque cilíndrico de reacción.

El fondo del tanque debe ser redondeado, con el fin de eliminar los bordes rectos o regiones en las cuales no penetrarían las corrientes del fluido. Sobre un eje suspendido desde la parte superior, va montado un agitador. El eje está accionado por un motor, conectado a veces, directamente al mismo, pero con mayor frecuencia, a través de una caja de engranajes reductores.

El agitador crea un cierto tipo de flujo dentro del sistema, dando lugar a que el líquido circule por todo el recipiente y vuelva de vez en cuando al agitador.

El tipo de agitador seleccionado para el presente proyecto se basa en diferentes criterios:

- Viscosidad de la mezcla
- Modo de operación de la planta
- Flujo en el interior del tanque.

En cuanto al primer punto cabe decir que para aplicaciones de baja viscosidad, como es el caso, volúmenes pequeños, o aplicaciones en que se requiere trituramientos del producto, los agitadores son de acoplamiento directo.

Con referencia al segundo punto, la planta diseñada opera en modo continuo y tanque cerrado. Los agitadores para este tipo de fabricación son equipados con ANSI cobertura, con selladores de empaquetaduras o mecánicos.

Según el flujo deseado en interior del tanque los agitadores se dividen en dos clases; los que generan corrientes paralelas al eje del agitador y los que dan origen a corrientes en dirección tangencial o radial. Los primeros se llaman agitadores de flujo axial y los segundos agitadores de flujo radial. Los tres tipos principales de agitadores son, de hélice, de paletas, y de turbina.

Los *agitadores de hélice* son de flujo axial, operan con velocidad elevada y se emplean para líquidos pocos viscosos. Las corrientes de flujo, que parten del agitador, se mueven a través del líquido en una dirección determinada hasta que son desviadas por el fondo o las paredes del tanque. La columna de remolinos de líquido de elevada turbulencia, que parte del agitador, arrastra en su movimiento al líquido estancado, generando un efecto considerablemente mayor que el que se obtendría mediante una columna equivalente creada por una boquilla estacionaria. Las palas de la hélice cortan o friccionan vigorosamente el líquido.

Debido a la persistencia de las corrientes de flujo, los agitadores de hélice son eficaces para tanques de gran tamaño. Las *paletas* giran a velocidades bajas o moderadas en el centro del tanque, impulsando al líquido radial y tangencialmente, sin que exista movimiento vertical respecto del agitador, a menos que las paletas estén inclinadas. Las corrientes de líquido que se originan se dirigen hacia la pared del tanque y después siguen hacia arriba o hacia abajo.

Los agitadores industriales de paletas giran a una velocidad comprendida entre 20 y 150 rpm. La longitud del rodete de un agitador de paletas es del orden de 50 al 80% del diámetro interior del tanque. La anchura de la paleta es de un sexto a un décimo de su longitud. A velocidades muy bajas, un agitador de paletas produce una agitación suave, en un tanque sin placas deflectoras o cortacorrientes, las cuales son necesarias para velocidades elevadas. De lo contrario el líquido se mueve como un remolino que gira alrededor del tanque, con velocidad elevada pero con poco efecto de mezcla.

Por último, los agitadores de *turbina* se asemejan a agitadores de múltiples y cortas paletas, que giran con velocidades elevadas sobre un eje que va montado centralmente dentro del tanque. Las paletas pueden ser rectas o curvas, inclinadas o verticales. El rodete puede ser abierto, semicerrado o cerrado. El diámetro del rodete es menor que en el caso de agitadores de paletas, siendo del orden del 30 al 50% del diámetro del tanque.

Los agitadores de turbina son eficaces para un amplio intervalo de viscosidades; en líquidos poco viscosos, producen corrientes intensas, que se extienden por todo el tanque y destruyen las masas de líquido estancado. En las proximidades del rodete existe una zona de corrientes rápidas, de alta turbulencia e intensos esfuerzos cortantes. Las corrientes principales son radiales y tangenciales. Las componentes tangenciales dan lugar a vórtices y torbellinos, que se deben evitar por medio de placas deflectoras o un anillo difusor, con el fin de que el rodete sea más eficaz.

La reacción de oxidación de ciclohexanol y ácido nítrico requiere una mezcla efectiva de los dos reactivos. Para esto debe estudiarse el flujo más adecuado en el reactor para que la mezcla se efectúe.

La velocidad del fluido en un punto del tanque tiene tres componentes y el tipo de flujo global en el mismo, depende de las variaciones de estas tres componentes de la velocidad, de un punto a otro. La primera componente de velocidad es radial y actúa en dirección perpendicular al eje del rodete.

La segunda es longitudinal y actúa en dirección paralela al eje. La tercera es tangencial o rotacional, y actúa en dirección tangencial a la trayectoria circular descrita por el rodamiento.

Las componentes radial y longitudinal son útiles porque dan lugar al flujo necesario para que se produzca la mezcla. Cuando el eje es vertical y está dispuesto en el centro del tanque, la componente tangencial de velocidad es generalmente perjudicial para la mezcla. El flujo tangencial sigue una trayectoria circular alrededor del eje y crea un vórtice en la superficie del líquido que debido a la circulación en flujo laminar, da lugar a una estratificación permanente en diferentes niveles, de substancias sin mezclar, sin que exista flujo longitudinal de un nivel a otro.

Según lo explicado anteriormente se ha elegido un agitador de **6 paletas inclinadas** con un ángulo de 45º, para producir un flujo de tipo axial.

La determinación de la potencia de agitación se calcula teniendo en cuenta el número adimensional de *Reynolds* turbulento, que se define en este caso como:

$$N_{Re} = \frac{D_i^2 \cdot N \cdot \rho}{60 \cdot \mu} \quad (2.4)$$

donde ρ y μ son la densidad (kg/m³) y la viscosidad (kg/m.s) de la mezcla reaccionante, N es la velocidad del agitador (rpm) y D_i el diámetro del agitador (m). Para el cálculo de la velocidad del agitador tenemos en cuenta la v , velocidad del fluido a la entrada del tanque (2m/s) y r , el radio del agitador (m):

$$v = \frac{r \cdot N \cdot 60}{2 \cdot \pi} \quad (2.5)$$

Los resultados obtenidos aplicando las ecuaciones (ec. 2.4 y 2.5) se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 2.4: Cálculo de N_{Re}

D_i (m)	1,40	V (m/s)	2,0
ρ (kg/m ³)	1124,15	R (m)	0,7
μ (kg/m.s)	$6,064 \cdot 10^{-4}$	N (rpm)	27,23
		N_{Re}	$1655,18 \cdot 10^3$

En tanques con placas deflectoras, para números de Reynolds superiores a aproximadamente 10,000, el Número de Potencia es independiente del Número de Reynolds, y la viscosidad ya no influye. En este intervalo el flujo es totalmente turbulento. En este caso la potencia se calcula como:

$$P = \frac{K_T \cdot n^3 \cdot D^5 \cdot \rho}{g_c} \quad (2.6)$$

donde P es la potencia del agitador (W), n es el número de vueltas del agitador por segundo, g_c factor de proporcionalidad en unidades del sistema internacional y K_T es una constante cuyo valor depende de los distintos tipos de rodetes y tanques:

Tabla 2.5: Valores de las constantes K_L y K_T

Tipo de rodetef†	K_L	K_T
Hélice, paso cuadrado, tres palas	41,0	0,32
Paso de 2, tres palas	43,5	1,00
Turbina, seis palas planas	71,0	6,30
Seis palas curvas	70,0	4,80
Turbina de ventilador, seis palas	70,0	1,65
Palas planas, dos palas§	36,5	1,70
Turbina cerrada, seis palas curvas	97,2	1,08
Con estator, sin deflectores	172,5	1,12

† Según J. H. Rushton, *Ind. Eng. Chem.*, **44**:2931 (1952).

‡ Para turbinas $L/D_a = 1/4$, $W/D_a = 1/5$.

§ $W/D_a = 1/5$.

La potencia obtenida para un K_T de 6.30 es de 3594,24 w

2.2.4. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN.

La refrigeración de reactores se efectúa normalmente utilizando una camisa de enfriamiento o introduciendo un serpentín helicoidal dentro del tanque. Esta última opción no se considera en el presente proyecto debido al inconveniente de posible precipitación de ácido adípico disuelto en la mezcla sobre la superficie fría de sus paredes. Por tanto, los cálculos necesarios para el dimensionado de la camisa comienzan con un balance entálpico en el que se determina la cantidad de calor que es necesaria retirar del reactor para que éste funcione isotérmicamente a 80°C. La reacción es fuertemente exotérmica, y a pesar de un exceso de nítrico (relación 12:1 de caudales molares con el ciclohexanol) el calor que se desprende es muy elevado y por eso es imprescindible una buena refrigeración.

En primer lugar se hará un balance de energía en el reactor:

$$A = E - S + G$$

El término de acumulación (A), como trabajamos en estado estacionario es cero. De esta manera podremos conocer el calor intercambiado entre el reactor y el sistema refrigerante.

$$Q_{\text{intercambiado}} = n_T \cdot C_p \cdot (T - T_0) - \frac{n_{k0}}{v_k} \cdot x_k \cdot \Delta H \quad (2.7)$$

donde, el primer término corresponde a (E-S), energía que capta el alimento para alcanzar la temperatura de trabajo (donde $n_T = 19482 \text{ kmol/h}$ es caudal molar a la entrada del reactor, $C_p = 92,45 \text{ kJ/kmol} \cdot ^\circ\text{C}$ es el calor específico de la corriente de entrada, $T = 80^\circ\text{C}$ es la temperatura de operación, y $T_0 = 50^\circ\text{C}$ es la temperatura a la que entra la alimentación) y el segundo término es el calor generado debido a la reacción (donde $n_{k0} = 69,18 \text{ kmol/h}$ es el caudal molar del reactivo limitante, $v_k = -1$ es coeficiente estequiometrico del reactivo limitante, $x_k = 1$ es el grado de conversión del reactor y $\Delta H = -815 \text{ kJ/mol}$ es entalpia de reacción a 80°C).

Conociendo todos los términos de la ecuación, se obtiene:

$$Q_{\text{intercambiado}} = 700 \text{ kJ/s}$$

Con este valor se diseña el sistema de refrigeración apropiado. Para este caso, lo más apropiado es una camisa de media caña. La ecuación de diseño es:

$$Q_{intercambiador} = U \cdot A \cdot \Delta T_{mlg} \quad (2.8)$$

donde Q es el calor intercambiado (J/s), U es el coeficiente integral de transmisión de calor (J/m².s.ºC), A es el área de transferencia de calor (m²) y ΔT_{mlg} es la media logarítmica de las temperaturas (ºC).

Para este sistema, teniendo en cuenta que el fluido refrigerante será agua, el valor de U es 300 J/m².s.ºC. y para calcular ΔT_{mlg} se utiliza la expresión:

$$\Delta T_{mlg} = \frac{(T_r - t_e) - (T_r - t_s)}{\ln\left(\frac{T_r - t_e}{T_r - t_s}\right)} \quad (2.9)$$

donde T_r es la temperatura a mantener en el interior del reactor (80ºC), t_e es la temperatura de entrada del agua del equipo de frío (5ºC) y t_s es la de salida (30ºC). El agua de refrigeración proviene del equipo de frío de la instalación. La temperatura de salida del agua viene condicionada por el diseño del equipo de frío. Con estos datos, ΔT_{mlg} es 61 ºC.

$$A = \frac{860 \cdot 10^3 \text{ J/s}}{(300 \text{ J/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (42.05 \text{ }^\circ\text{C})} = 46.96 \text{ m}^2$$

Esta área de intercambio, garantiza que el reactor trabaje a temperatura constante. Este valor, es un poco menor al área lateral del cilindro del reactor:

$$A = H_{liq} \cdot \pi \cdot D = 59 \text{ m}^2$$

así, que se escogerá este último valor, para garantizar una efectiva refrigeración. El número de vueltas que dará la media caña se calcula teniendo en cuenta este área, el diámetro del reactor (D) y el espesor del cuerpo (e), y el diámetro de la media caña (d=0,07m).

$$N_{vueltas} = \frac{A_{intercambio}}{\pi \cdot (2 \cdot e + D) \cdot d} = 52 \text{ vueltas}$$

Para calcular el caudal de agua de refrigeración necesaria se emplea la ecuación:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (2.10)$$

donde, m es el caudal molar de agua (kg/s), C_p es calor específico del agua a la temperatura media de los extremos (4180J/kg.ºC) y ΔT es la diferencia de temperaturas entre los extremos(15ºC). Así, la cantidad de agua necesaria es 11.16kg/s.

2.2.5. CÁLCULO DE LA CONVERSIÓN.

Para hacer este cálculo se parte del balance de materia en un reactor continuo de tanque agitado:

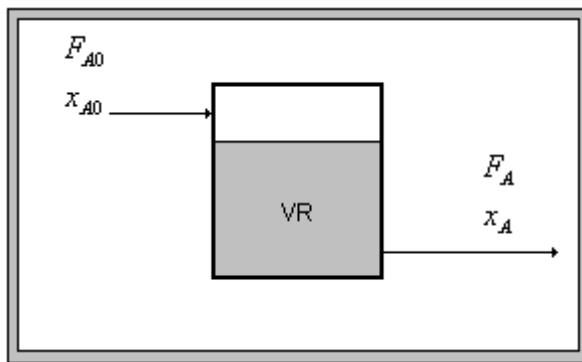


Fig 2.2: Esquema de RMC

$$F_{A0} - F_A - (-r_A) \cdot V_R = 0 \quad (2.11)$$

Debe notarse que la velocidad de reacción se define para las condiciones en el tanque bien agitado. En la ecuación podemos expresar los flujos molares en función de la conversión en cada punto.

$$F_{A0} \cdot (1 - x_{AO}) - F_{A0} \cdot (1 - x_A) - (-r_A) \cdot V_R = 0 \quad (2.12)$$

Esta misma ecuación se puede cambiar, teniendo en cuenta el tiempo de residencia:

$$\tau = \frac{F_A}{V_R} = \frac{F_A (1 - x_A)}{V_R} \quad (2.13)$$

La velocidad de reacción ($-r_A$) es de primer orden en función de la desaparición del ciclohexanol (artículo “*Adipic acid formation by oxidation of cyclohexanol and cyclohexanone with nitric acid*”, W. J. Van Asselt and D. W. Van Krevelen, Technical University Delf, 1963):

$$(-r_A) = \frac{dC_{ciclohexanol}}{dt} = K_{observable} \cdot C_{ciclohexanol} \quad (2.14)$$

Asimismo la $K_{observable}$ para esta reacción se obtiene para diferentes temperaturas en el artículo mencionado anteriormente.

Teniendo en cuenta estas tres últimas ecuaciones para los datos de este reactor se calcula la conversión a la que se llega a la salida del reactor:

$$\tau = \frac{x_A}{K_{observable} \cdot (1 - x_A)} \quad (2.15)$$

Tabla 2.6: Conversión alcanzada.

$\zeta(s)$	$K_{observable}(s^{-1})_{80^\circ C}$	x_A
15	0.221	0.995

2.2.6. DISEÑO MECÁNICO.

Considerando que se trata de una carcasa cilíndrica la del reactor, el espesor lateral vendrá dado por:

$$e = \frac{P' \cdot D}{2\sigma E - 1,2P'} + c \quad (2.16)$$

donde, e es el espesor de la carcasa cilíndrica a calcular, σ es la tensión máxima admisible (kg/cm^2) que se obtiene de bibliografía en función del material utilizado (AISI 316) y la temperatura de trabajo ($80^\circ C$), D es el diámetro interior del cilindro (cm), c es el sobreespesor de corrosión (0,32 cm para acero inoxidable) , E es la eficiencia de la soldadura (100%) y P' es la presión interna máxima que puede soportar el recipiente (kg/cm^2) y que es función a su vez de la presión hidrostática del líquido que contiene:

$$P' = P + H_{liq} \cdot \rho \cdot g \quad (2.16)$$

donde P es la presión de diseño, que se calcula con un 10% de la presión que puede soportar el reactor. El reactor trabaja a 1.36 kg/cm^2 , pero el espesor de éste se calcula para que pueda aguantar una presión de 3kg/cm^2 , como factor de seguridad.

El espesor del fondo y la cabeza del reactor se calculan atendiendo a la forma que estos presenten. Para el caso a estudio se trata de una cabeza y fondo semiesféricos o hemiesféricos, en el que e viene dado por:

$$e_f = \frac{P' \cdot L}{2\sigma E - 0,2 \cdot P'} + c \quad (2.17)$$

donde L es el radio interior del reactor (cm).

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 2.7:

Tabla 2.7: Espesores del reactor

$P'(\text{kg/cm}^2)$	3.83
E	1
$\sigma(\text{kg/cm}^2)$	1131,95
$c(\text{cm})$	0,32
$e(\text{cm})$	0.9892
$e_f(\text{cm})$	0.655

3 ARRASTRE Y ABSORCIÓN

3.1 INTRODUCCIÓN

3.1.1 Torre de stripping

La necesidad de separar los gases solubles en la fase líquida a la fase gas de la corriente de salida del reactor, hace que se realice un diseño específico de este equipo.

La torre de stripping consiste en un equipo donde entran en contacto una corriente de líquido con una de gas que circula a contracorriente y cuyo objetivo es realizar un cambio de fase del soluto, contaminantes o sólidos que contiene el líquido a la fase gas compuesta por un gas inerte. Generalmente es un equipo vertical con relleno, platos o elementos que mejoran el contacto entre fases; y donde la forma de circulación de los fluidos es en contracorriente para mejorar la transferencia

el líquido es introducido por la parte superior y se extrae por la parte inferior, y el gas se introduce por la parte inferior y es extraído por la parte superior.

Esto implica que se establezca una interfase gas líquida que el componente debe atravesar. Toda la cantidad de A que acaba atravesando la interfase se define como flujo de A, N_A .

Esta operación normalmente se lleva a cabo en equipos como columnas de relleno y columnas de platos, y en menor ocasión en torres de spray y columnas de burbujeo.

Las columnas de platos consisten en un columna vertical donde en su interior se encuentran platos y donde el líquido que entra por la parte superior de la columna y fluye de arriba hacia abajo; y el gas entra por la parte inferior fluye de abajo hacia arriba. Los platos fuerzan al líquido a circular horizontalmente a lo largo del plato, aunque el sentido a través de la columna sea descendente, y el gas es burbujeado a través de los agujeros existentes en los platos y a través del líquido. De esta manera se incrementa el contacto y el área de contacto entre ambas fases.

Las columnas de relleno consisten en una columna vertical donde los fluidos que circulan en su interior se encuentran el relleno y donde la circulación también se realiza en contracorriente. El relleno es el que incrementa el contacto entre ambas fases y puede ser de diferentes clases según las características de las fases y de la necesidad de área de contacto necesaria para mejorar la transferencia.

Las columnas de relleno tiene ventajas sobre la de platos, frente las de platos, frente a fluidos corrosivos, fluidos muy espumosos y cuando se opera la velocidades altas y sobre todo cuando se desea una perdida de carga pequeña, también se puede operar fácilmente al vacío y a alta presión.

Los diferentes materiales de relleno tienen diferentes áreas superficiales y diferente espacio libre. Es importante una buena elección del relleno porque estos factores afectan a la operación del relleno a través de la columna. Otro factor que afecta al proceso es la distribución del líquido y el gas a lo largo de la columna.

Las columnas de relleno, particularmente las de relleno desordenado, son empleadas normalmente en columnas pequeñas, con diámetros no muy superiores a 2 pies y a una altura de no más de 20 pies.

Para tamaños de columna superiores se suele utilizar el relleno ordenado. Los rellenos ordenados se suelen utilizar para mejorar la capacidad de separación, reducir el tamaño de la columna y cuando se busca remplazar con facilidad los platos dañados

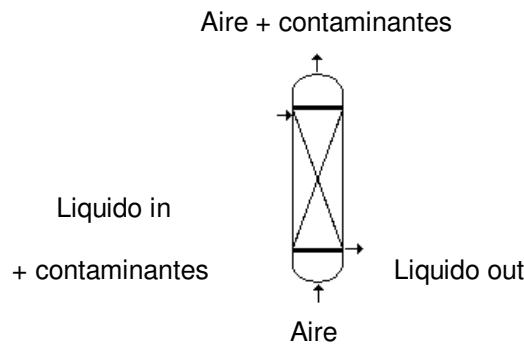


Figura 3.1: Corrientes torre de stripping

Mediante un stripping con aire se realiza transferencia de los componentes volátiles del líquido a la corriente de aire. Los componentes volátiles tienen una relativa alta presión de vapor y una baja solubilidad en medio acuoso expresada por cada componente en el coeficiente adimensional de la ley de Henry, que es la relación de la concentración en el aire que está en equilibrio con la concentración en el agua.

Los contaminantes con un coeficiente de Henry elevado suelen ser económicamente viables eliminarlos del agua. Mientras que el coeficiente de Henry aumenta con la temperatura esto implica que el proceso de stripping sea más fácil a temperaturas altas.

Solubilidad de los gases en agua

Tenemos diversos contaminantes (CO_2 , NO , NO_2 , N_2O). Se ha diseñar el equipo para el contaminante más soluble ya que si este es arrastrado el resto también.

NO_2 : es el más soluble pero no interesa hacer un arrastre de este componente a la fase gas ya que en medio acuoso tiene facilidad para reaccionar con el agua y generar nítrico más reactivo. Aunque en un proceso de stripping siempre se arrastrara parcialmente.

CO_2 : es el segundo más soluble, esto implica que el diseño de la torre se tendría que realizar para arrastrar este componente, pero a la practica no es el componente sobre el que se basa el diseño, ya que la solubilidad del CO_2 en medio ácido es menor que en agua neutra y no sería el componente más soluble.

N_2O : Despues del CO_2 es el más soluble. Se diseña el equipo para arrastrar este componente ya que en teoría es el más difícil de transferir de fase.

NO : es el más insoluble.

Tabla 3.1. Datos de Henry para la temperatura de trabajo, $T=70^{\circ}\text{C}$.

compuesto	Henry (atm)
N_2O	7264
NO	54125
NO_2	249
CO_2	4561

Tipo de relleno

Para nuestro proceso donde lo que se busca es un arrastre de los contaminantes solubles en agua con aire, el relleno mas adecuado es un relleno del tipo no ordenado ya que buscamos realizar el proceso de la manera más económica y de tal manera que tengamos la menor perdida de carga a lo largo de la columna. Por eso la elección del relleno ha sido anillos Raschig, uno de los más comunes, y no ha sido necesario un relleno ordenado ya que la columna con un diámetro interno de 0,9 metros, puede trabajar eficazmente con este relleno.

Los anillos Raschig son usados en columna de destilación o absorción como llenos no ordenados para reducir la perdida de carga, mantener la buena eficiencia para el proceso y permitiendo reducir el coste del equipo si lo comparamos con otros equipos de destilación, absorción o de stripping.

Los anillos Raschig son pequeños trozos de tubos que proporcionan una buena área superficial y que longitud y diámetro nominal suele estar entre $\frac{1}{4}$ y 3 pulgadas. Los tipos de materiales empleados en su construcción son metálicos, cerámicos o vidrio.

Este tipo de relleno se suele utilizar en columnas de diámetro pequeño y donde el objetivo principal es tener una pequeña perdida de carga, entre otras

3.1.2 Torre de absorción

La necesidad de recuperar parte de un reactivo debido a la imposibilidad de verter el NO_2 en altas concentraciones nos hace que se realice un diseño específico de este equipo.

Los sistemas llamados scrubber son una clase de equipos para el control de la contaminación en el aire que pueden ser usados para eliminar partículas y/o gases de las corrientes industriales que pretenden ser emitidas a la atmósfera. Tradicionalmente el término “scrubber” ha sido relacionado con los equipos donde se usa un líquido que elimina los contaminantes de la corriente gas. Recientemente, el mismo término ha sido utilizado para describir sistemas donde se inyecte un agente seco o unas partículas pequeñas (slurry) en la corriente donde se encuentra gas “sucio”, y los contaminantes, normalmente gases ácidos son eliminados.

Este tipo de gases, que generalmente provienen de la combustión, en muchas ocasiones contienen substancias consideradas perjudiciales para el medioambiente, y el scrubber es el encargado de eliminar estas substancias de estas corrientes, o neutralizar estas substancias de tal manera que no puedan hacer daño cuando los gases sean emitidos a la atmósfera.

Las diferentes tecnologías

Dry scrubbing

Un sistema de scrubbing seco o semiseco, es usado para eliminar gases ácidos (como el SO₂ y el HCl) principalmente originadas en combustiones. Consiste en introducir el material absorbente del gas ácido, generalmente particulado, en la corriente de gas y la posterior eliminación de estas partículas dejando una corriente gaseosa en condiciones de verter a la atmósfera.

Normalmente no utiliza humedad saturada en la corriente de gas tratada. En varios casos no se añade humedad, mientras que en otros se diseña solo con la cantidad de humedad que ha podido ser evaporada por la corriente gas.

Wet scrubbing

Esta tecnología se basa en una la corriente de gas contaminada que se pone en contacto con una disolución absorbente, mediante un spray del líquido, o mediante hacer forzar a pasar el gas a través de una columna inundada en líquido o mediante otro método de contacto que provoque la eliminación de los contaminantes y/o partículas.

Los scrubbers pueden eliminar partículas o gases contaminantes. Eliminan las partículas capturándolas en el líquido, y los gases contaminantes son eliminados de la corriente gas disolviéndolos o absorbiéndolos en la corriente líquida.

La eficiencia de eliminación de los contaminantes es mejorada incrementando el tiempo de residencia o incrementando el área de contacto de la disolución absorbente.

Hay diferentes equipos que describen esta tecnología. Los scrubbers tipo venturi, torres de spray normalmente son utilizadas para eliminar corrientes con partículas. Las torres de absorción, torres con relleno o con platos, son utilizadas para eliminar gases contaminantes de las corrientes gaseosas.

Equipo de proceso

Para nuestro proceso donde lo que se busca solubilizar el NO_2 presente en una corriente gaseosa en agua acida, el equipo más económico que permite trabajar con fluidos corrosivos, operar a alta presión y se busca una perdida de carga pequeña, es la torre de relleno.

Debido a que la absorción del NO_2 requiere de nuestro proceso requiere más etapas de equilibrio que el stripping de gases, para minimizar el coste del equipo, buscando reducir el tamaño de la columna, el tipo de relleno elegido es relleno ordenado Mellapak.

La perdida de carga de los rellenos ordenados es un poco superior a los rellenos desordenados, pero la ventaja principal de este relleno es que proporciona un mejor contacto entre fases reduciendo la altura necesaria para llegar a una etapa de equilibrio, y en muchos casos pudiendo reducir a la mitad el tamaño de la columna, si hay muchas etapas de equilibrio, si la comparamos con rellenos desordenados

3.1.3 MÉTODO DE CÁLCULO

Los pasos a seguir en el diseño en una columna de relleno para un proceso de arrastre de gases o absorción de estos son determinar el número de etapas teóricas, determinar el diámetro de la columna y finalmente la altura de esta.

Determinación de las etapas teóricas.

Mediante los conocimientos de los datos de equilibrio de solubilidad que se establecen en la fase líquida y la fase gas (ley de Henry) y la composición del gas contaminante en fase de la cual se pretende eliminar. Se calculan las etapas teóricas de equilibrio entre fases y concentraciones finales del gas contaminante en ambas fases al final del tratamiento, mediante la determinación de las condiciones mínimas de operación y posteriormente fijando de las condiciones de trabajo, el porcentaje de eliminación y caudal la fase absorbente.

En muchos casos debido a la complejidad de resolución de los sistemas al existir diversos componentes en ambas fases se supone que la fase líquida es agua pura y la fase gas es una fase inerte y donde solo el contaminante de interés o de referencia puede transferirse de una fase a la otra.

1. Representar las composiciones de equilibrio.

$$y = \frac{H}{P_T} \cdot x = m \cdot x \quad \text{Ley de Henry} \quad (3.1)$$

y = fracción molar del contaminante en la fase gas.

x = fracción molar del contaminante en la fase líquida.

H = constante de Henry (atm, o en las misma unidades que P_T)

P_T = presión total a la cual se trabaja en la columna.

Para poder trabajar con la recta de equilibrio que define el equilibrio de Henry se ha poder trabajar con caudales molares constantes (L y G), con fases donde el contaminante este muy diluido. Si esto no es posible, se ha de trabajar con caudales de inertes constantes (L' y G'), y por lo tanto modificar el equilibrio de Henry para trabajar con razones molares.

$$X = \frac{x}{1-x} \quad Y = \frac{y}{1-y} \quad (3.2)$$

$$\frac{Y}{1+Y} = \frac{H}{P_T} \cdot \frac{X}{1+X} \quad (3.3)$$

Y = razón molar del contaminante en la fase gas.

X = razón molar del contaminante en la fase líquida.

2. Se fijan las condiciones de entrada.

x_0 = fracción molar de contaminante en la fase líquida en la entrada de columna.

y_0 = fracción molar de contaminante en la fase gas en la entrada de la columna.

3. Se fija el porcentaje de eliminación

FR=fracción recuperada. (en tanto por uno)

La fracción recuperada es el porcentaje de contaminante que se transfiere de una fase a la otra.

De esta manera se determina la composición a la salida de corriente que se pretende limpiar, solo de esta.

$$x_1 = (1-FR) \cdot x_0 \quad (\text{stripping}) \quad (3.4)$$

$$y_1 = (1-FR) \cdot y_0 \quad (\text{absorber}) \quad (3.5)$$

x_1 = fracción molar de contaminante en la fase líquida a la salida de columna.

y_1 = fracción molar de contaminante en la fase gas a la salida de la columna.

4. Determinación de las condiciones de operación

Mediante las dos composiciones de entrada y la de salida es posible calcular la relación mínima entre los caudales molares de gas y líquido.

L' = caudal molar de líquido que circula a través de columna. (Kmol/h)

G' = caudal molar de gas que circula a través de columna. (Kmol/h)

L '= caudal molar de líquido inerte que circula a través de columna. (Kmol/h)

G '= caudal molar de gas inerte que circula a través de columna. (Kmol/h)

La relación mínima, $(L'/G')_{\min}$, es la pendiente de la recta operativa para la cual el caudal de disolvente es tan reducido que la concentración de soluto a la salida es la máxima alcanzable, la que se encuentra en equilibrio con la corriente gaseosa de entrada. Las fuerzas impulsoras se anulan, y el número de etapas teóricas (altura de la torre) se hace infinita.

Operativa: Para una sucesión de etapas en equilibrio se obtiene, mediante la aplicación de un balance macroscópico de materia al sistema, una recta de operación con la siguiente forma:

$$Y = \frac{L'}{G'} \cdot X + \left(Y_1 - \frac{L'}{G'} \cdot X_0 \right) \quad (3.6)$$

Una vez establecido el caudal mínimo (líquido en absorbedor y gas en el stripping), se determina el de operación mediante una relación N veces la mínima.

Por último una vez establecido el (L'/G') de trabajo se determina la composición del contaminante en la corriente del agente extractor mediante el balance de materia, la recta operativa.

$$L' = (1-X_0) \cdot L \quad G' = (1+Y_1) \cdot G' \quad (\text{stripping})$$

(3.7)

$$G' = (1-Y_0) \cdot G \quad L' = (1+X_1) \cdot L' \quad (\text{absorber})$$

Cálculo del diámetro. Mediante el método de Eckert

Este método nos permite establecer una relación entre los caudales de operación, la perdida de carga a través de la columna, y las características del material que forma el relleno de la columna. I determinar si los parámetros de operación son los correctos.

En primer lugar con los datos de caudales molares determinados en el cálculo de las etapas y las características de ellos calculamos la abcisa de la figura 1.

$$(3.8) \quad x = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2}$$

$$(3.9) \quad y = \frac{G^2 \cdot F \cdot \psi \cdot \mu^{0.2}}{\rho_G \cdot \rho_L \cdot g_c}$$

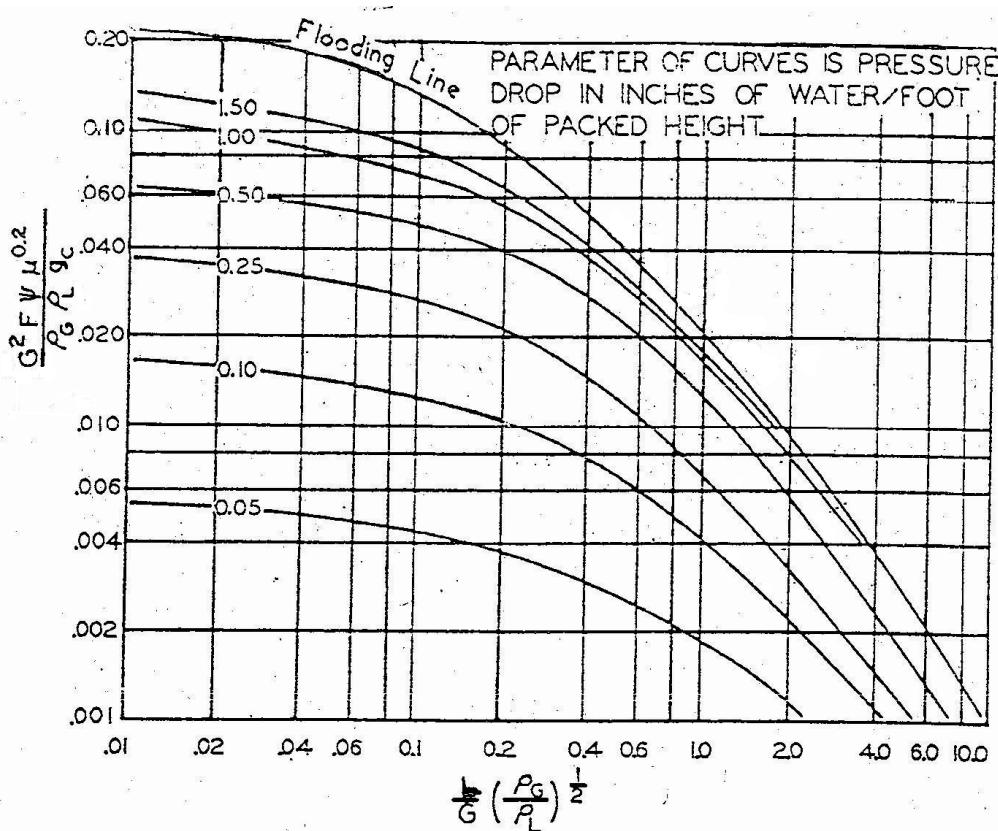


Figura 3.2: Método de Eckert para la determinación del diámetro de la columna.

G = Gas $(\text{lb}/(\text{s} \cdot \text{ft}^2))$

L = Líquido $(\text{lb}/(\text{s} \cdot \text{ft}^2))$

ρ_G = densidad del gas (lb/ft^3)

$$\begin{aligned}
 \rho_L &= \text{densidad del líquido (lb /ft}^3) \\
 g_c &= 32.2 \quad (\text{lb} \cdot \text{ft}/(\text{lb}_f \cdot \text{s}^2)) \\
 \Psi &= \rho_{H_2O} / \rho_L \\
 \mu &= \text{viscosidad del líquido (cP)}
 \end{aligned}$$

Si se fija la perdida de carga en la columna, mediante la lectura en el gráfico se puede leer la coordenada y . La perdida de carga típica en una columna de absorción es ($AP=0.2-0.6''/ft$) dependiendo de las características del relleno y el diámetro de la columna.

A partir de aquí el parámetro que nos interesa es el flujo mísico del gas (G) que se determina a partir de la coordenada y . Una vez encontrado el flujo, la determinación del diámetro es trivial. ($y \rightarrow G^2 \rightarrow A \rightarrow D$)

$$A = \frac{G \left(\frac{lb}{s \cdot ft^2} \right)}{G \left(\frac{lb}{s} \right)} \quad D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (3.10)$$

La única condición requerida para que el proceso sea válido es que la relación de diámetros entre el diámetro de la columna y el del relleno esté en el rango siguiente o sea muy aproximado:

$$8 \geq D/d \geq 12 \quad (3.11)$$

Determinación de la altura de la columna

La altura de la columna se determina mediante el cálculo de número de unidades de transferencia y la altura equivalente de una unidad de transferencia.

$$Z = (HUT)_{OG} \cdot (NUT)_{OG} = (HUT)_{OL} \cdot (NUT)_{OL} \quad (3.12)$$

Proceso de absorción del contaminante a la fase líquida

$$(HUT)_{OG} = \int_{Y_{en}}^{Y_1} \frac{dY}{Y^* - Y} = \frac{Y_1 - Y_0}{(Y^* - Y)_{ml}} \quad (NUT)_{OG} = \frac{G}{K_Y \cdot a \cdot A} \quad (3.13)$$

Proceso de desabsorción, arrastre del contaminante a la fase gas.

$$(HUT)_{OL} = \int_{X_{en}}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} = \frac{X_1 - X_0}{(X^* - X)_{ml}} \quad (NUT)_{OL} = \frac{L}{K_X \cdot a \cdot A} \quad (3.14)$$

NUT = número de unidades de transferencia

HUT = altura equivalente de una unidad de transferencia. (m)

OL = coeficiente global referido a la fase líquida.

OG = coeficiente global referido a la fase gas.

A = área transversal de la columna (m²)

a = área específica del relleno (m²/m³)

K_X = coeficiente de transferencia materia referido a fase líquida (Kmol/(s·m²))

K_Y = coeficiente de transferencia de materia referido a fase gas (Kmol/(s·m²))

Ecuaciones para determinar los coeficientes de transferencia de materia a cada fase.

$$k_G = \frac{3,123 \cdot 10^{-9} \cdot (Q_G \cdot D)^{0,75}}{D} \quad k_Y = k_G \cdot P \quad (3.15)$$

$$k_L = 9,414 \cdot 10^{-3} \cdot (L_h)^{0,7} \quad k_x = k_L \cdot c \quad (3.16)$$

$$\frac{1}{K_X} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m \cdot k_y} \quad \frac{1}{K_Y} = \frac{m}{k_x} + \frac{1}{k_y} \quad (3.17)$$

Q_G = flujo volumétrico de gas (m³ / (s · m²))

D = diámetro de la columna (m)

k_G = coeficiente de transferencia de materia de la fase gas (Kmol / (s·m²·Pa))

P_T = presión total de trabajo en la columna (Pa)

L_h = flujo volumétrico de líquido (cm³ / (s · cm²))

k_L = coef. transf. materia de la fase líquida (Kmol soluto/(s·cm²·(g soluto/cm³)))

3.2 DISEÑO

3.2.1 TORRE DE SRIPPING

Condiciones de operación.

El objetivo de esta columna de stripping es la eliminación del CO₂, NO, y N₂O de la corriente efluente proveniente del intercambiador que refrigerara la corriente que sale del reactor principal del proceso.

La unidad de stripping es una columna de relleno donde se trabaja a presión atmosférica y donde las corrientes de liquida y de aire a temperatura de 70°C.

Balance de materia del líquido

La corriente de entrada a la unidad de stripping, es una corriente líquida que entra a una temperatura de 70 °C y que presenta la siguiente composición:

Tabla 3.2. Composición del líquido de entrada

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	647,97	0,033185
ciclohexanol	0,69	0,000035
Á. glutárico	26,02	0,001333
Á. succínico	10,27	0,000526
CO ₂	1,08	0,000055
N ₂ O	51,49	0,002637
N ₂	0,08	0,000004
NO	0,76	0,000039
NO ₂	33,05	0,001693
H ₂ O	16876,09	0,864288
HNO ₃	1878,49	0,096205
O ₂	0,00	0,000000

Debido a que las condiciones más adversas es considerar el N₂O como componente clave en el proceso de stripping, se desea una eliminación del 99% del N₂O mediante el arrastre con una corriente de aire. Los componentes N₂, NO, CO₂ son arrastrados totalmente, son menos solubles, por lo tanto si se arrastra casi totalmente el dióxido de nitrógeno seguro que los otros también.

La composición del líquido a la salida de la columna de relleno es presentada en la siguiente tabla.

Tabla 3.4. Composición del líquido de salida

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	647,97	0,033289
ciclohexanol	0,69	0,000036
Á. glutárico	26,02	0,001337
Á. succínico	10,27	0,000528
CO ₂	0,00	0,000000
N ₂ O	0,52	0,000027
N ₂	0,00	0,000000
NO	0,00	0,000000
NO ₂	24,79	0,001273
H ₂ O	16876,09	0,867003
HNO ₃	1878,49	0,096507
O ₂	0,00	0,000000

Representación del equilibrio.

El primer paso es determinar el Henry del N₂O en H₂O a 70°C. Como los datos están referidos a temperaturas y unidades no deseadas realizamos la conversión de los datos.

Tabla 3.4. Datos de Henry para el N_2O .⁽¹⁾

$H'_{N_2O}(25^\circ C)$ (M/atm)	0,024
$-\Delta H/R(K)$	2600

$$H'_{j,T_2} = H'_{j,T_1} \cdot \exp\left(-\frac{\Delta H}{R} \cdot \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)\right) \quad (3.18)$$

$$H'_j = \frac{c_j}{p_j} \quad H_j = \frac{p_j}{x_j} = \frac{y_j \cdot P_T}{x_j} = \frac{\rho_{H_2O}}{PM_{H_2O} \cdot H'_j} \quad (3.19)$$

(1) Rolf Sander, *Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry*. Air Chemistry Department Max-Planck Institute of Chemistry, Germany.

H'_j = constante de Henry (M/atm)

H_j = constante de Henry (atm)

$-\Delta H/R$ = entalpía de solubilización entre la constante de los gases (K)

c_j = concentración del gas en el líquido (M)

p_j = presión parcial del gas (atm)

x_j = fracción molar del gas en la fase líquida

y_j = fracción molar del gas en la fase gas

T = temperatura (K)

Tabla 3.5. Datos de Henry para el N₂O a la temperatura de trabajo.

H' _{N₂O} (70°C) (M/atm)	0,0076
H _{N₂O} (70°C) (atm)	7264

$$y = \frac{H_{N_2O}}{P_T} \cdot x = 7264 \cdot x \quad (3.20)$$

Representación del equilibrio y la operativa.

Mediante el estudio de los datos de equilibrio, de las corrientes de entrada y de salida se selecciona el modo de operación para finalmente determinar el balance de materia que se establece nuestra columna.

Tabla 3.6. Composición del gas a la entrada

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	0,00	0,000000
Ciclohexanol	0,00	0,000000
Á. glutárico	0,00	0,000000
Á. succínico	0,00	0,000000
CO ₂	0,00	0,000000
N ₂ O	0,00	0,000000
N ₂	79,00	0,790000
NO	0,00	0,000000
NO ₂	0,00	0,000000
H ₂ O	0,00	0,000000
HNO ₃	0,00	0,000000
O ₂	21,00	0,210000

Tabla 3.7. Balance de materia en la columna

y_1	0,338	Y_1	0,510
y_0	0,000	Y_0	0,000
x_0	2,64E-03	X_0	2,64E-03
x_1	2,64E-05	X_1	2,64E-05
L (kmol/h)	19526,0	L' (kmol/h)	19474,5
G (kmol/h)	151,0	G' (kmol/h)	100,0

Tabla 3.8 Composición del gas de salida

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	0,00	0,000000
Ciclohexanol	0,00	0,000000
Á. glutárico	0,00	0,000000
Á. succínico	0,00	0,000000
CO ₂	1,08	0,006671
N ₂ O	50,98	0,316316
N ₂	79,08	0,490710
NO	0,76	0,004725
NO ₂	8,26	0,051271
H ₂ O	0,00	0,000000
HNO ₃	0,00	0,000000
O ₂	21,00	0,130307

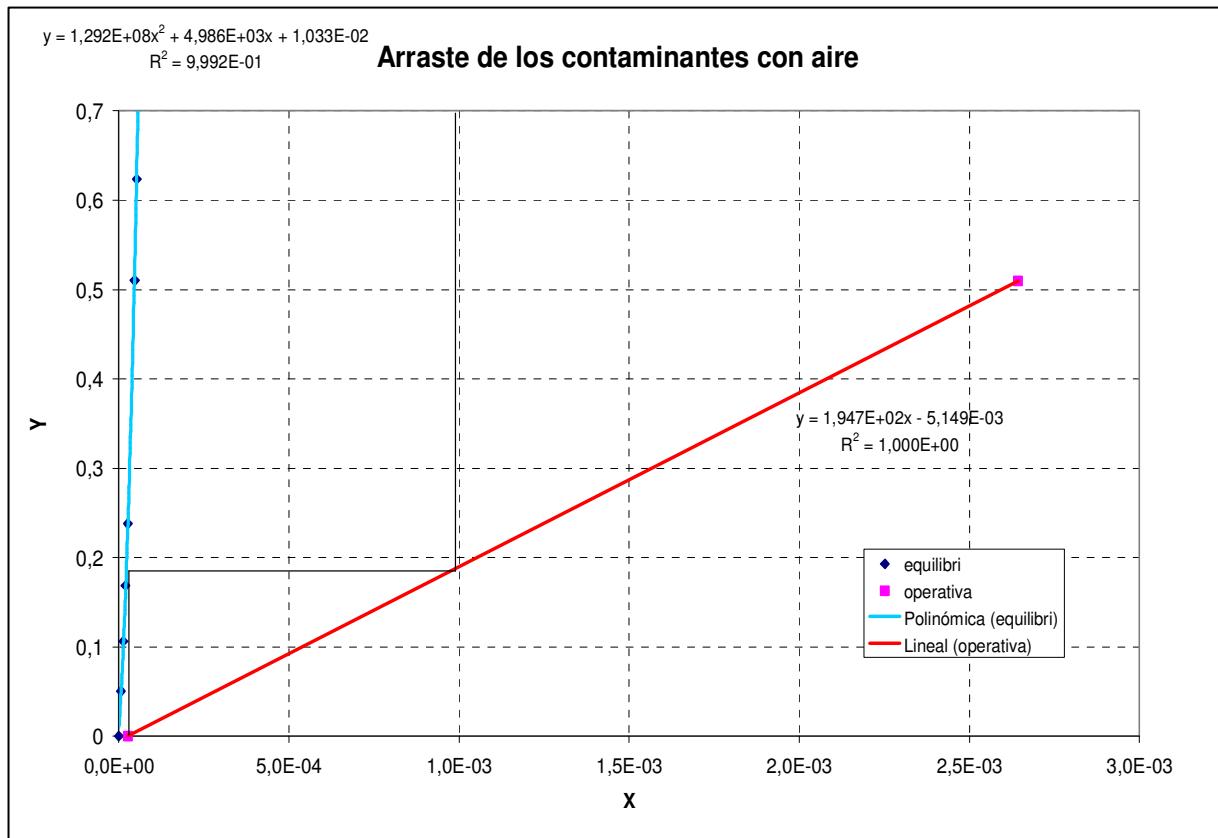


Figura 3.3. Representación de la recta operativa y el equilibrio en la torre de stripping

Determinación del diámetro.

Como se observa en la figura anterior existen pocas etapas de equilibrio para conseguir la eliminación deseada. Debido a la existencia de pocas etapas de equilibrio se decide que el relleno será del tipo no ordenado, Anillos Raschig y debido a las características de la fase líquida, una disolución de nítrico concentrado, se elige que el material sea acero AISI-304 que permite trabajar con nítrico sin excesivos problemas de corrosión.

Tabla 3.9. Propiedades de los Anillos Raschig AISI-304 de PingXiang HuiHua Packing Company.

D*H*T (mm)	Área superficial (m ² /m ³)	Volumen libre (%)	Número por m ³	Densidad del relleno (Kg/m ³)	Factor de relleno
76*76*1,0	68	96,6	1900	276	24

Una vez definidas las características del relleno se determina el diámetro interno de la columna según el método de Eckert.

Tabla 3.10. Resultados obtenidos mediante el método de Eckert.

Parámetros	Valores calculados
ΔP ("H ₂ O/ ft relleno)	0,4
Diámetro de la columna (m)	0,87
D/d	11,45

Determinación de la altura del relleno.

Una vez completo el balance de materia, establecidas las características del relleno y determinada el diámetro de la columna, es posible hacer el cálculo de la altura de la torre mediante el método de las unidades de transferencia.

$$(HUT)_{OL} = \int_{X_{en}}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} = \frac{X_1 - X_0}{(X^* - X)_{ml}} \quad (NUT)_{OL} = \frac{L}{K_X \cdot a \cdot A} \quad (3.21)$$

Tabla 3.11. Determinación del número de unidades de transferencia.

X_0	2,64E-3
X_1	2,64E-5
X_{0^*}	4,65E-5
X_1^*	0,00
NUT_{OL}	4,7

Tabla 3.12. Determinación de la altura de una unidad de transferencia y de la columna.

Cabal molar de líquido (kmol/h)	19526,0
K_X (kmol/(s·m ²))	1,77E-01
Área transversal columna (m ²)	0,60
HUT_{OL} (m)	0,90
Altura de la columna (m)	3,53

Determinación de los espesores.

A partir de los datos obtenidos en los apartados anteriores determinaremos las presiones de trabajo y de diseño para el cálculo de los espesores.

Tabla 3.13. Datos de diseño del relleno.

Parámetros	Valores calculados	Valores diseño
H (m)	3,53	4,00
D (m)	0,87	0,90
V (m ³)	3,07	3,60

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad (3.22)$$

ΔP = perdida de presión (Pa)

ρ = densidad del fluido manométrico (kg/m³)

g = 9,8 , constante de aceleración (m/s²)

h = altura del fluido manométrico (m)

Tabla 3.14. Determinación de las presiones de trabajo.

$\Delta P_{columna}$ ("H ₂ O/ ft de relleno)	0,4
$\Delta P_{columna}$ (atm)	0,011
$P_{cabezas}$ (atm)	1,000
P_{colas} (atm)	1,011

Para determinar la presión de diseño de la columna hemos de tener en cuenta la presión que ejerce el líquido en la columna y el relleno.

$$\rho_{aparente} = \frac{\rho_{líquido} \cdot V \cdot \varepsilon + \rho_{relleno} \cdot V \cdot (1 - \varepsilon)}{V} \quad (3.23)$$

Tabla 3.15. Determinación de la presión de diseño.

$\rho_{líquido}$ (kg/m ³)	1058
$\rho_{relleno}$ (kg/m ³)	276
ϵ (espacio libre) (tanto por uno)	0,966
$\Delta P_{líquido}$ (atm)	0,398
$P_{calculada}$ (atm)	1,41
$P_{diseño}$ (atm)	1,70

Mediante la presión de diseño se calcula el espesor de la chapa necesaria para resistir los esfuerzos de presión y se comparan con los espesores estándar de chapa AISI – 403.

Tabla 3.16. Determinación de chapa necesaria.

Grosor necesario (mm)	4,00
Grosor AISI - 403 elegido (mm)	5,70

Balance de energía.

En la torre de stripping es posible que se inicie la reacción del monóxido de nitrógeno y por lo tanto se ha pensado en colocar un sistema de refrigeración con camisa de media caña para extraer el posible calor que se pueda generar en la torre. La oxidación no será completa en este equipo, pero se diseña para el peor de los casos, como si fuera completa en este equipo.



$$q = -\frac{n_{K0}}{vk} \cdot X_K \cdot \Delta H \quad (3.24)$$

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad q = m \cdot Cp \cdot (T_f - T_{f0}) \quad (3.25)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T - T_{f0}) - (T - T_f)}{\ln\left(\frac{(T - T_{f0})}{(T - T_f)}\right)} \quad (3.26)$$

q = flujo de calor a intercambiar (KJ/h)

n_{K0} = caudal molar de NO en el gas a la salida del stripper (mol/h)

X_K = conversión molar del NO

ΔH = entalpía de la reacción en las condiciones de trabajo (KJ/mol)

v_K = coeficiente estequiométrico del NO

U = coeficiente global de transferencia de energía (KJ/m²·h· K)

A = área intercambio (lateral) de la columna (m²)

m = caudal mísico del fluido refrigerante (kg/h)

C_p = calor específico del fluido refrigerante (KJ/kg K)

T_f = temperatura del fluido refrigerante a la salida de la camisa (°C)

T_{f0} = temperatura del fluido refrigerante a la entrada de la camisa (°C)

Tabla 3.17. Balance de energía en la camisa.

ΔH (KJ/mol)	-58,43
n_{k0} (mol/h)	761
q (KJ/h)	-22246
$A_{lateral}$ columnna (m ²)	11,25
T (°C)	70
T _{f0} (°C)	5
T _f (°C)	30
U (KJ/(m ² *h))	175
m (kg/h)	212,8
$A_{lateral}$ camisa (m ²)	0,70
Diámetro de camisa (in)	3/4
Espacio entre tubos (in)	1
H _{camisa} (m)	0,50
P _{camisa} (atm)	1,00

3.2.2 DISEÑO DE LA TORRE DE ABSORCIÓN

Condiciones de operación.

El objetivo de esta columna de absorción es la eliminación del NO₂ de la corriente gas proveniente del bleacher, que no puede ser vertido, mediante la recuperación como reactivo HNO₃.

La unidad de wet scrubber es una columna de absorción de relleno donde se trabaja a presión, 6 atm. aproximadamente y donde las corrientes de liquida y de aire a temperatura de 40 °C.

Balance de materia del gas

La corriente de entrada a la unidad de absorción, es una corriente gas que entra a una temperatura de 40 °C y que presenta la siguiente composición:

Tabla 3.18. Composición del gas de entrada

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	0,00	0,000000
ciclohexanol	0,00	0,000004
Á. glutárico	0,00	0,000000
Á. succínico	0,00	0,000000
CO ₂	4,66	0,021420
N ₂ O	63,16	0,290599
N ₂	96,85	0,445613
NO	0,41	0,001890
NO ₂	12,47	0,057353
H ₂ O	13,93	0,064069
HNO ₃	2,52	0,011613
O ₂	23,35	0,107437

Debido a que la normativa de emisión de óxidos de nitrógeno es muy estricta, se busca, mediante absorción, una eliminación del 99,9% del NO₂. Los componentes N₂O, NO, CO₂ son menos solubles y por lo tanto no se considera su absorción y aunque, esta aproximación no es del todo correcta a la práctica es validada, ya que aunque se absorbieran parcialmente, serían arrastrados totalmente en la torre de stripping que hay después de este proceso y finalmente acabarían en la corriente de gas de salida de la torre de absorción. También hay que considerar que debido a la reacción de obtención de HNO₃ a partir del NO₂ soluble en agua, se genera NO y que este es arrastrado a la fase gas.

Después de todas estas consideraciones, la composición del gas a la salida de la columna de relleno es presentada en la siguiente tabla.

Tabla 3.19. Composición del gas de salida

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	0,00	0,000000
ciclohexanol	0,00	0,000004
Á. glutárico	0,00	0,000000
Á. succínico	0,00	0,000000
CO ₂	4,66	0,022543
N ₂ O	63,16	0,305832
N ₂	96,85	0,468972
NO	4,56	0,022088
NO ₂	0,01	0,000064
H ₂ O	13,93	0,067427
HNO ₃	0,00	0,000000
O ₂	23,35	0,113069

Representación del equilibrio.

El primer paso es determinar el Henry del NO₂ en H₂O a 40°C.

Tabla 3.20. Datos de Henry para el NO₂ a la temperatura de trabajo.⁽²⁾

H _{NO2} (25°C) (atm)	113
H _{NO2} (40°C) (atm)	150,9

$$y = \frac{H_{NO_2}}{P_T} \cdot x = \frac{137,5}{6} \cdot x$$

(2) US Patent. 6676912

Representación del equilibrio y la operativa.

Mediante el estudio de los datos de equilibrio, de las corrientes de entrada y de salida se selecciona el modo de operación para finalmente determinar el balance de materia que se establece nuestra columna, a pretender trabajar a 1,3 veces el L'/G'_{\min} .

Tabla 3.21. Composición de líquido a la entrada

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	0,00	0,000000
ciclohexanol	0,00	0,000000
Á. glutárico	0,00	0,000000
Á. succínico	0,00	0,000000
CO ₂	0,00	0,000000
N ₂ O	0,00	0,000000
N ₂	0,00	0,000000
NO	0,00	0,000000
NO ₂	0,00	0,000000
H ₂ O	6937,20	0,981264
HNO ₃	132,47	0,018736
O ₂	0,00	0,000000

Tabla 3.22. Balance de materia en la columna

y ₁	6,08E-05	Y ₁	6,08E-05
y ₀	5,74E-02	Y ₀	6,08E-02
x ₀	0,00	X ₀	0,00
x ₁	1,76E-03	X ₁	1,76E-03
L (kmol/h)	7069,73	L' (kmol/h)	7057,03
G (kmol/h)	217,35	G' (kmol/h)	204,9

Tabla 3.23. Composición del líquido a la salida.

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	0,00	0,000000
ciclohexanol	0,00	0,000000
Á. glutárico	0,00	0,000000
Á. succínico	0,00	0,000000
CO ₂	0,00	0,000000
N ₂ O	0,00	0,000000
N ₂	0,00	0,000000
NO	0,00	0,000000
NO ₂	0,00	0,000000
H ₂ O	6933,02	6933,02
HNO ₃	143,48	143,48
O ₂	0,00	0,000000

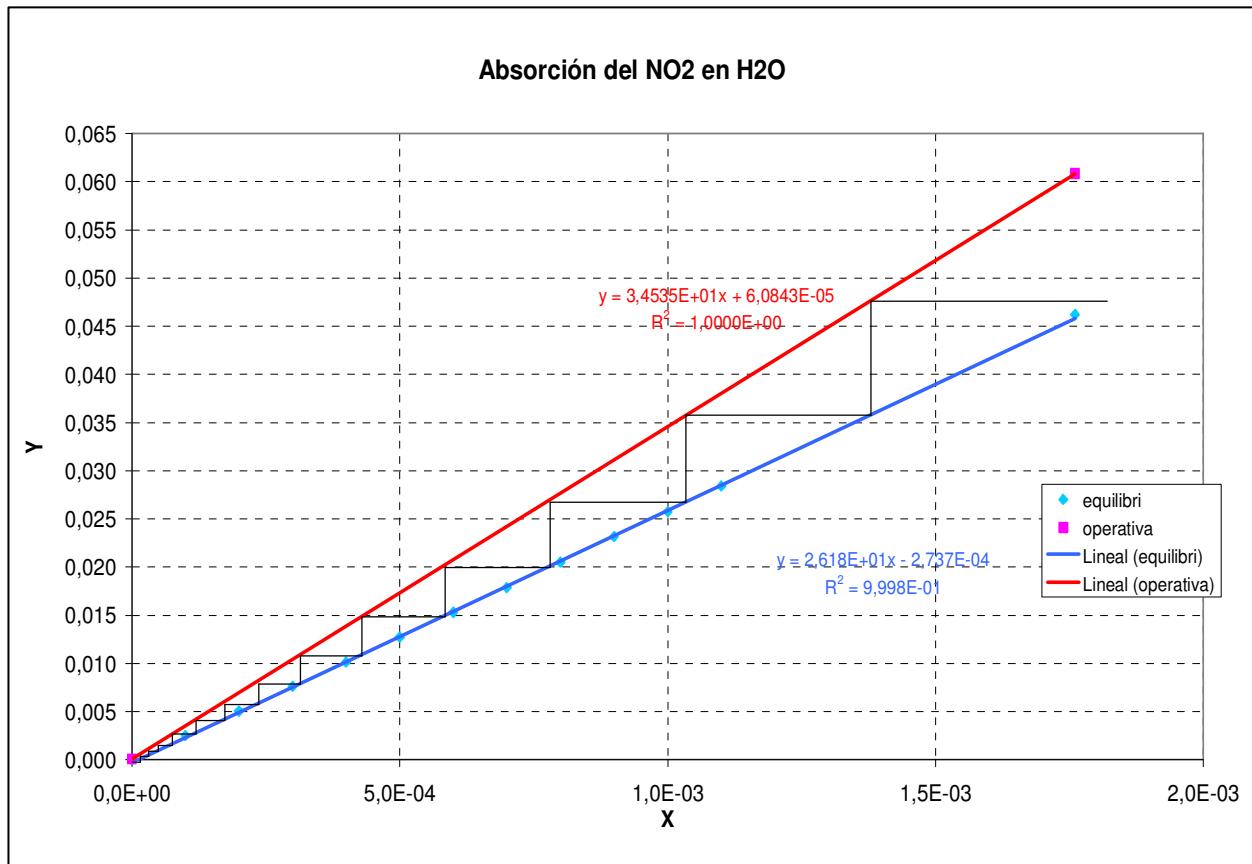


Figura 3.4. Representación de la recta operativa y el equilibrio en la torre de absorción

Determinación del diámetro.

Como se observa en la figura anterior existen bastantes etapas de equilibrio para conseguir la eliminación deseada. Debido a la existencia de tantas etapas de equilibrio se decide que el relleno será del tipo ordenado, Mellapak 250 Y, y debido a las características de la fase líquida, una disolución de nítrico concentrado, se elige que el material sea acero AISI-304 que permite trabajar con nítrico sin excesivos problemas de corrosión.

Tabla 3.24. Propiedades del Mellapak AISI-304 de JIANGXI CHEMSHUN Transfer Media Company.

Área superficial (m ² /m ³)	Volumen libre (%)	Ángulo de inclinación (º)	Densidad del relleno (Kg/m ³)	Factor de relleno
250	97	45	200	155

Una vez definidas las características del relleno se determina el diámetro interno de la columna según el método de Eckert.

Tabla 3.25. Resultados obtenidos mediante el método de Eckert.

Parámetros	Valores calculados
ΔP("H ₂ O/ ft relleno)	0,6
Diámetro de la columna (m)	0,82

Determinación de la altura del relleno.

Una vez completo el balance de materia, establecidas las características del relleno y determinada el diámetro de la columna, es posible hacer el cálculo de la altura de la torre mediante el método de las unidades de transferencia.

$$(HUT)_{OG} = \int_{Y_{en}}^{Y_1} \frac{dY}{Y^* - Y} = \frac{Y_1 - Y_0}{(Y^* - Y)_{ml}} \quad (NUT)_{OG} = \frac{G}{K_Y \cdot a \cdot A} \quad (3.27)$$

Tabla 3.26. Determinación del número de unidades de transferencia.

Y ₀	6,08E-02
Y ₁	6,08E-05
Y ₀	4,62E-02
Y ₁	0,00
NUT _{OG}	22,9

Tabla 3.27. Determinación de la altura de una unidad de transferencia y de la columna.

Cabal molar de gas (kmol/h)	217,35
K_Y (kmol/(s·m²))	8,65E-04
Área transversal columna (m²)	0,53
HUT_{OG} (m)	0,28
Altura de la columna (m)	6,39

Determinación de los espesores.

A partir de los datos obtenidos en los apartados anteriores determinaremos las presiones de trabajo y de diseño para el cálculo de los espesores.

Tabla 3.28. Datos de diseño del relleno.

Parámetros	Valores calculados	Valores diseño
H (m)	6,39	7,00
D (m)	0,82	0,90
V (m ³)	5,24	6,13

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad (3.27)$$

ΔP = perdida de presión (Pa)

ρ = densidad del fluido manométrico (kg/m³)

g = 9,8 , constante de aceleración (m/s²)

h = altura del fluido manométrico(m)

Tabla 3.29 Determinación de las presiones de trabajo.

$\Delta P_{columna}$ ("H ₂ O/ ft de relleno)	0,6
$\Delta P_{columna}$ (atm)	0,029
$P_{cabezas}$ (atm)	6,000
P_{colas} (atm)	6,029

Para determinar la presión de diseño de la columna hemos de tener en cuenta la presión que ejerce el líquido en la columna y el relleno, y que en esta columna se puede llegar a trabajar a más presión según las condiciones de operación, hasta 7 atm se prevé.

$$\rho_{aparente} = \frac{\rho_{líquido} \cdot V \cdot \varepsilon + \rho_{relleno} \cdot V \cdot (1 - \varepsilon)}{V} \quad (3.28)$$

Tabla 3.30. Determinación de la presión de diseño.

$\rho_{líquido}$ (kg/m ³)	200
$\rho_{relleno}$ (kg/m ³)	1007
ε (espacio libre) (tanto por uno)	0,97
$\Delta P_{líquido}$ (atm)	0,666
$P_{calculada}$ (atm)	7,70
$P_{diseño}$ (atm)	8,00

Mediante la presión de diseño se calcula el espesor de la chapa necesaria para resistir los esfuerzos de presión y se comparan con los espesores estándar de chapa AISI – 403.

Tabla 3.31. Determinación de chapa necesaria.

Grosor necesario (mm)	6,24
Grosor AISI - 403 elegido (mm)	8,00

Determinación del peso del equipo.

Una vez determinado el espesor de chapa de todo el equipo se determina el peso del equipo, tanto vacío, como lleno.

En primer lugar, el peso del equipo vacío, solo lo que es la chapa del equipo.

$$\begin{aligned}
 A_{cilindro} &= \pi \cdot H \cdot D_{ext} \\
 A_{fondos} &= \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \\
 V_{chapa} &= (A_{cilindro} + A_{fondos}) \cdot \text{espesor} \\
 P_{vacío} &= V_{chapa} \cdot \rho_{chapa}
 \end{aligned} \tag{3.29}$$

Tabla 3.32. Determinación del peso del equipo vacío.

Área cilindro (m ²)	20,0
Área fondos (m ²)	2,6
Volumen chapa (m ³)	0,18
Densidad del acero AISI 403 (kg/m ³)	7800
Peso del equipo vacío (kg)	1412

En segundo lugar, el peso del equipo lleno, se considera tanto el peso del relleno, como la altura de líquido en la columna.

$$\begin{aligned}
 V_{relleno} &= V_{torre} \cdot (1 - \varepsilon) \\
 V_{líquido} &= V_{torre} \cdot \varepsilon \\
 P_{lleno} &= V_{relleno} \cdot \rho_{relleno} + V_{líquido} \cdot \rho_{líquido} + P_{vacío}
 \end{aligned} \tag{3.30}$$

Tabla 3.33. Determinación del peso del equipo.

Peso relleno (kg)	38
Peso líquido (kg)	6171
Peso del equipo lleno (kg)	7621
Peso del equipo (kg)	7700

Balance de energía.

En la torre de absorción se realiza la reacción exotérmica de generación del HNO_3 y por lo tanto se ha pensado en colocar un sistema de refrigeración con camisa de media caña para extraer el posible calor que se pueda generar en la torre.



$$q = -\frac{n_{K0}}{vk} \cdot X_K \cdot \Delta H$$

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad q = m \cdot Cp \cdot (T_f - T_{f0}) \quad (3.30)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T - T_{f0}) - (T - T_f)}{\ln\left(\frac{(T - T_{f0})}{(T - T_f)}\right)}$$

q = flujo de calor a intercambiar (KJ/h)

n_{K0} = caudal molar de NO_2 en el gas a la entrada del scrubber (mol/h)

X_K = conversión molar del NO_2

ΔH = entalpía de la reacción en las condiciones de trabajo (KJ/mol)

vk = coeficiente estequiométrico del NO_2

U = coeficiente global de transferencia de energía (KJ/m²·h· K)

A = área intercambio (lateral) de la columna (m²)

m = caudal másico del fluido refrigerante (kg/h)

Cp = calor específico del fluido refrigerante (KJ/kg K)

T_f = temperatura del fluido refrigerante a la salida de la camisa (°C)

T_{f0} = temperatura del fluido refrigerante a la entrada de la camisa (°C)

Tabla 3.34. Balance de energía en la camisa.

ΔH (KJ/mol)	-23,56
n_{k0} (mol/h)	12466
q (KJ/h)	-97884
$A_{lateral}$ columnna (m ²)	19,85
T (°C)	40
T_{f0} (°C)	5
T_f (°C)	30
U (KJ/(m ² *h))	1672
m (kg/h)	936,7
$A_{lateral}$ camisa (m ²)	19,85
$D_{tuberia}$ (in)	1,0
Espacio entre tuberías (in)	1,0
H_{camisa} (m)	2,00
P_{camisa} (atm)	1,00

4 OXIDACIÓN EN FLUJO PISTÓN

4.1 INTRODUCCIÓN

Este equipo ha sido diseñado con el objetivo de conseguir la oxidación completa del monóxido de nitrógeno a dióxido de nitrógeno con oxígeno.

La corriente de gases proveniente de la torre de stripping, que contiene un exceso de aire considerable, comienza la oxidación en el propio stripper. Aunque la reacción comience en el stripper, hemos de asegurarnos que la oxidación es completa, a más hemos de contar que la corriente gas separada en el reactor también posee monóxido de nitrógeno y por tanto hemos de introducir el aire suficiente para oxidar todo el NO que hay presente en las corrientes.

Por eso hemos acabado diseñando un reactor para poder dar el tiempo de residencia necesario para poder hacer una oxidación completa de todo el NO generado, introduciendo el oxígeno necesario para ello.

REACCIÓN



Estudios de la cinética

Diversas fuentes se han encontrado donde hablan de la oxidación del NO con O₂. Las conclusiones a las cuales se ha llegado son que hace falta la concentración de O₂ en relación con la de NO y NO₂ sea mucho mayor para poder considerar la reacción como irreversible ⁽¹⁾ y de tercer orden. ^{(2) (3)}

En estas condiciones estamos hablando de una reacción exotérmica y rápida, lo que a pesar de todo para poder llegar a conversiones elevadas, aproximadamente del 90, y que el tiempo de residencia sea pequeño, de segundos, hace falta operar a presión 6 atmósferas. ⁽⁴⁾

Tipo de reactor

El diseño del reactor ha sido una modelización de un reactor continuo de flujo pistón adiabático ideal. La elección de este reactor ha sido por la cinética y por la fase donde ocurre la reacción. El reactor necesario que minimiza el volumen para una reacción de orden 3 es un flujo pistón, a parte que considerar mezcla un mezcla completa no seria muy valido en fase gas ya que es muy difícil mezclar gases.

La elección de operar en modo adiabático ha sido porque se ha observado que la cinética no se ve muy afectada por el incremento de la temperatura y que intercambiar la temperatura en un flujo pistón es difícil. La extracción del calor se realiza en un intercambiador externo que por motivos de operación es necesario para enfriar la corriente, se aprovecha y se utiliza también para extraer el calor generado por la reacción.

4.2 DISEÑO

Los pasos a seguir en el diseño de un reactor flujo pistón es determinar la cinética, fijar el modo de operación, (la presión, la temperatura y la conversión de trabajo) y finalmente hallar el volumen y el tiempo de residencia necesarios para conseguir la conversión deseada.

Determinación de la cinética

La reacción de oxidación del monóxido de nitrógeno ocurre espontáneamente en el aire siempre que se deje el tiempo de residencia necesario. ⁽³⁾

Mediante los estudios de la cinética realizados, observamos que la cinética de la reacción es de directa y de tercer orden siempre que se realice con concentraciones de O₂ superiores a NO y al NO₂. ^{(4) (5) (6)} Debido a esta condición se introduce antes de este equipo un exceso de oxígeno y se realiza el estudio para el componente clave el NO.

(3) Air Pollution Control and Design Handbook Part 2 Pgs 672-673.

(4) M. ŠOLC, *Nature* **209**, 706 (1966)

(5) Christopher England and William H. Corcoran, *Ind. Eng. Chem., Fundam.* **14**, No. 1, 1975

(6) B. Hüpen, E.Y. Kenig. *Chemical Engineering Science* **60** (2005) 6462 – 6471

Reacción: $2\text{NO} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{NO}_2$ $\Delta H^\circ = -58,1 \text{ KJ/mol}$

Cinética: $r = k \cdot (C_{\text{O}_2}) \cdot (C_{\text{NO}})^2$ $k = A \cdot \exp\left(\frac{-E_A}{R \cdot T}\right)$ (28)

r = velocidad de reacción (mol/s)

k = constante de velocidad ($\text{l}^2 \cdot \text{mol}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$)

Tabla 4.1. Determinación de los parámetros cinéticos.

$A (\text{l}^2 \cdot \text{mol}^{-2} \cdot \text{s}^{-1})$	1582,7
$E_A/R (\text{K})$	-655,1

Fijar el modo de operación.

La oxidación de gases donde hay variación del número de moles, y donde el efecto de la temperatura no afecta excesivamente a la cinética, ha hecho que se decida operar con un flujo pistón en modo adiabático.

$$Cj = \frac{n_{j,0} - \frac{v_j}{v_k} \cdot n_{k,0} \cdot X_k}{Q_{L0} \cdot (1 + \varepsilon_K \cdot X_K)} \cdot \frac{T_0}{T} \quad \varepsilon_K = \delta \cdot \frac{n_{k,0}}{n_{k,T}} \quad (29)$$

$$T = T_0 + J \cdot X_K \quad \delta = -\frac{\sum v_j}{v_k} \quad (30)$$

$$J = \frac{\Delta H \cdot n_{k,0}}{v \cdot \overline{Cp} \cdot \rho \cdot Q_{L0}} \quad (31)$$

n = caudal molar (mol / s)

QL = caudal volumétrico (l / s)

T = temperatura (K)

v = coeficiente estequiométrico

XK = grado de conversión

ΔH = entalpia de reacción (J / mol)

\overline{Cp} = calor específico medio de la mezcla (J · kg⁻¹ · K⁻¹)

ρ = densidad de la mezcla (kg / l)

C = concentración molar (mol / l)

Subíndices.

j = componente j

k = componente clave, NO

0 = condiciones iniciales

Determinación del volumen del reactor y tiempo de residencia.

Finalmente mediante el estudio anterior se puede llegar a dar los parámetros importantes de diseño el volumen del reactor y el tiempo de residencia necesario para llegar a la conversión deseada.

$$\tau = \frac{V}{Q_L} \quad V = \frac{-n_{k,0}}{v_k} \cdot \int_0^{x_k} \frac{dX}{r} \quad (31)$$

V = volumen del reactor (l)

τ = tiempo de residencia (s)

Condiciones de operación

El objetivo de esta unidad es la eliminación del NO de la corriente efluente gas proveniente del reactor y torre de stripping.

La unidad de oxidación es una reactor flujo pistón donde se trabaja a presión 6 atm y donde la corriente entrada entra a unos 68°C debido a la mezcla de corrientes gaseosas provenientes del reactor de la torre de stripping y de aire fresco.

Balance de materia

La corriente de entrada al reactor es una corriente gas que entra a una temperatura de 68 °C y que presenta la siguiente composición:

Tabla 4.2. Composición del gas de entrada

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	0,00	0,000000
Ciclohexanol	0,00	0,000004
Á. glutárico	0,00	0,000000
Á. succínico	0,00	0,000000
CO ₂	4,66	0,021240
N ₂ O	63,16	0,288148
N ₂	96,85	0,441855
NO	4,11	0,018741
NO ₂	8,77	0,040002
H ₂ O	13,93	0,063528
HNO ₃	2,52	0,011515
O ₂	25,20	0,114965

Con los datos de la corriente de entrada y las condiciones de trabajo se determina mediante una simulación con el programa Matlab, de reactor ideal los datos de diseño.

Tabla 4.3. Características de diseño y modo de operación del flujo pistón.

P(atm)	6
Q _L (l / s)	279,03
n _T (mol / s)	60,89
n _{NO} (mol / s)	1,14
n _{O₂} (mol / s)	7,00

T_0 (°C)	68,2
X	0,9
T_f (°C)	85,1
residencia (s)	4,4
V (L)	1246

La elección de que el grado de conversión sobre el NO no sea mayor, es debida a que para convertir un 5% más de reactivo el volumen del reactor necesario para llegar a esta conversión sería el doble del actual. A la práctica no es viable ni necesario, las mismas tuberías y el intercambiador posterior a este proceso hacen el que el tiempo de residencia aumente y por lo tanto que la conversión final sea mayor.

Mediante los datos obtenidos en la simulación determinamos la composición de la corriente de salida.

Tabla 4.4. Composición del gas de salida.

Componente	Cabal molar (kmol /h)	Fracción molar
Á. adípico	0,00	0,000000
Ciclohexanol	0,00	0,000004
Á. glutárico	0,00	0,000000
Á. succínico	0,00	0,000000
CO ₂	4,66	0,021420
N ₂ O	63,16	0,290599
N ₂	96,85	0,445613
NO	0,41	0,001890
NO ₂	12,47	0,057353
H ₂ O	13,93	0,064069
HNO ₃	2,52	0,011613
O ₂	23,35	0,107437

5. EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE CALOR

5.1 INTRODUCCIÓN.

Antes de entrar en el diseño de los equipos, es interesante exponer algunas de las razones por las que se ha seleccionado un determinado tipo de intercambiador, así como otras consideraciones generales de diseño y las premisas que se han aceptado para la aplicación del método empleado en el dimensionamiento de los equipos.

5.1.1. SELECCIÓN DEL TIPO DE EQUIPOS

[A] Intercambiadores de calor de carcasa y tubos (ICCT)

Los intercambiadores de carcasa y tubos son los dispositivos de transferencia de calor más comúnmente usados en la industria química y derivadas. Las ventajas que presentan estos equipos, y que justifican la elección realizada para el desarrollo del presente proyecto, son las siguientes:

- Su configuración proporciona una gran área superficial para el intercambio de calor, en un volumen relativamente pequeño.
- Un buen trazado mecánico. Su forma y distribución permiten operar a presiones elevadas.
- Se usan técnicas de diseño y fabricación bien establecidas; son equipos muy estandarizados.
- Pueden ser construidos en una gran variedad de materiales.
- Se implantan fácilmente.

La selección de intercambiadores de cabezal flotante está basada en la facilidad de limpieza y mantenimiento lo que, a pesar de la mayor inversión inicial que requieren, los convierte en unos equipos muy económicos debido a su gran vida útil.

[B] Reboilers

Los tres principales tipos de reboilers que se encuentran en el mercado son los de circulación forzada, los termosifones (circulación natural) y los *kettles*. La selección de uno u otro para proporcionar una determinada carga calorífica suele basarse en naturaleza del fluido de proceso que se pretende vaporizar (básicamente su viscosidad y su tendencia a ensuciar), en la presión de operación y en la configuración del equipamiento (espacio y altura disponible).

En los *kettles* la vaporización tiene lugar sobre tubos inmersos en una piscina de líquido y, por tanto, no existe circulación del fluido de proceso a través del intercambiador. Debido a esto, los reboilers tipo piscina muestran coeficientes de transferencia de calor menores a los de los otros equipos y no son recomendables para trabajar con líquidos "sucios". Además, implican tiempo de residencia elevados (tamaño mayor) y consiguientemente, por lo general, serán más caros que un termosifón equivalente ya que se necesitarán carcasa a mayores.

A pesar de estas desventajas, los *kettles* son los únicos reboilers adecuados para operar a altas velocidades de vaporización, lo cual es fundamental para el proceso ya que es necesario una gran fracción de las alimentaciones para devolverlas a las columnas.

[C] EVAPORADORES

Se trata de un equipo de intercambio de calor, en el que el fluido portador es vapor en sus condiciones de saturación y por tanto, cederá su calor latente en la transferencia de energía y condensará.

Se utiliza ,en este caso con la finalidad de concentrar la corriente que sale de la torre de absorción(TA-301), eliminando agua y ácido nítrico .De este modo, el condensado de líquido de proceso entrará más puro a los cristalizadores para poder lograr una cristalización óptima del ácido adípico y asimismo el tamaño de los equipos serán menores. El tipo de evaporador seleccionado ha sido de tubos largos y carcasa, de película ascendente. Además se trabaja a vacío (280mmHg y la temperatura de la cámara de ebullición es 80ºC, para conseguir que se elimine la cantidad de agua deseada), porque de esta manera el coste energético disminuirá.

Consiste en un intercambiador de calor ligado a una vasija donde se recogerá el líquido de proceso que no se ha evaporado y el vapor del mismo.Esta es de tamaño reducido y normalmente casi no se mantiene nivel de líquido en ella ,el tiempo de residencia de la solución en la misma es sólo de unos segundos. El tamaño del diámetro ed tubos oscila entre 25 y 50 mm de diámetro mientras que la longitud varía de 6 a 10,7 m.

La alimentación se produce por la parte inferior del equipo y la misma asciende por los tubos.

El principio teórico que tienen estos evaporadores se asimila al 'efecto sifón', ya que cuando la alimentación se pone en contacto con los tubos calientes, comienza a producirse la evaporación, en donde el vapor se va generando paulatinamente hasta que el mismo, empieza a ejercer presión hacia los tubos, determinando de esta manera, una película ascendente. Esta presión, también genera una turbulencia en el producto que está siendo concentrado, lo que permite mejorar la transferencia térmica, y por tanto, la evaporación.

En estos evaporadores existe alta diferencia de temperaturas entre la pared y el líquido en ebullición. Cabe mencionar que la altura de los mismos es limitada, ya que la capacidad del vapor en arrastrar la película formada hacia la parte superior del equipo no es suficiente y determina la altura máxima posible para el diseño.

Son evaporadores en los cuales se puede recircular el producto concentrado, donde el mismo es enviado nuevamente al interior del equipo, y de esta forma, asegurar un correcto caudal de alimentación.

Los tubos largos crean dificultades a la hora de la limpieza, sin embargo, limpiar el interior de los tubos es una práctica estándar que no requiere demasiada frecuencia.

Debido a su tamaño compacto y alta eficiencia, el evaporador de tubo largo es la elección convencional para servicios de elevada capacidad.

5.1.2. CRITERIOS PARA LA ASIGNACIÓN DE FLUIDOS EN ICCT

Cuando no tienen lugar cambios de fase, los siguientes factores determinarán la localización de las corrientes de fluido en los tubos o en la carcasa de los intercambiadores:

- a) *Corrosión*: el fluido más corrosivo debería introducirse en el lado de los tubos, lo que reducirá sensiblemente el coste en los materiales de aleación o revestimiento.
- b) *Suciedad*: el fluido que presenta una mayor tendencia a ensuciar las superficies de transferencia de materia debe hacerse circular por tubos. Esto permite un mejor control sobre la velocidad de diseño del fluido y al poder alcanzarse una mayor velocidad en los tubos se reducirá el ensuciamiento. Por otra parte, los tubos son más fáciles de limpiar.

c) *Temperatura de los fluidos*: si estas temperaturas son lo bastante elevadas para requerir el uso de aleaciones especiales la ubicación del fluido de mayor temperatura en el lado de tubos reducirá el coste significativamente.

Cuando se trabaja con temperaturas moderadas, la asignación del fluido caliente a los tubos reduce la temperatura en la superficie de la carcasa y, por tanto, también la necesidad de aislamiento para minimizar las pérdidas de calor. En ambos casos, la operación resultará más segura.

d) *Presión de operación*: se recomienda introducir la corriente impulsada a mayor presión en tubos ya que los tubos empleados en estas circunstancias son más baratos que las carcasa usadas en condiciones de presión.

e) *Caída de presión*: para una misma caída de presión, se obtendrán mayores coeficientes de transferencia de calor en el lado de tubos que en la carcasa, por lo que el fluido con menor caída de presión permitida se debe conducir a través de tubos.

f) *Viscosidad*: generalmente se obtendrá un mayor coeficiente de transferencia de calor si se localiza el fluido más viscoso en la carcasa, debido a que el flujo suele ser turbulento (del orden de $Re \geq 200$; no muy superior a este valor). Si no se puede alcanzar el régimen turbulento en carcasa es recomendable introducir la corriente de fluido viscoso en los tubos dado que el coeficiente de transferencia de calor se puede predecir con mayor precisión.

g) *Velocidad de las corrientes*: la asignación del fluido con una menor velocidad de flujo a la carcasa conducirá normalmente al diseño más económico.

Generalmente la temperatura del fluido que circula por la carcasa se designa con mayúsculas y la del fluido de tubos en minúsculas. Por otro lado, los subíndices 1 y 2 se refieren respectivamente a la entrada y la salida del fluido en la unidad.

5.1.3. FACTOR DE CORRECCIÓN DE LA TEMPERATURA (F)

El factor de corrección de la temperatura es función de la temperatura de los dos fluidos que circulan a través del intercambiador y del número de pasos por carcasa y tubos. En la deducción de este parámetro es necesario asumir una serie de hipótesis, que se exponen a continuación:

1. El cálculo de la ΔT_{ml} es sólo válido en el caso de que la transferencia de calor sensible se lleve a cabo entre fluidos que circulan en paralelo o contracorriente. Además, de manera estricta, la ecuación 5.4 (ver apartado 5.2.1) sólo es aplicable cuando: los calores específicos de las corrientes son uniformes en ambos extremos del equipo, el coeficiente global de transferencia de calor puede considerarse constante y no existen pérdidas de calor en el sistema. En diseño, se aceptan estas premisas cuando el cambio de temperatura en cada una de las corrientes de fluido no es grande.
2. En cada paso (de carcasa o tubos) el área de transferencia de calor es la misma.
3. Existe un coeficiente global de transferencia de calor constante en cada paso.
4. La temperatura del fluido que circula por el lado de la carcasa en cualquier paso es constante en cualquier sección transversal.
5. No hay fugas de fluido entre los pasos de carcasa.

Aunque estas premisas no se satisfacen estrictamente en la práctica en los intercambiadores comerciales, los valores de F obtenidos de las curvas representadas en las figuras 5.1 y 5.2 proporcionan una estimación del valor real de la diferencia media de temperaturas (ΔT_{ml}) lo suficientemente exacto para la mayoría de los diseños. El valor de F se aproxima a la unidad cuando las diferencias de temperatura en los extremos del intercambiador son grandes pero se reduce el valor de ΔT_{ml} de manera apreciable a medida que las temperaturas de carcasa y tubos converjan.

El valor de F sufre una caída drástica cuando se produce un cruce de temperaturas, es decir, cuando la temperatura de salida de la corriente fría es mayor que la temperatura de entrada de la corriente caliente; si cae por debajo de 0,75 normalmente no es posible llevar a cabo un diseño económico del equipo; lo que obligaría a considerar la selección de otro tipo de intercambiador (tipo de cabezal, etc.) u otra disposición (número de pasos por carcasa y tubos, etc.).

5.1.4. FLUIDOS TÉRMICOS

Como utilidad fría se utiliza agua de refrigeración con una presión de una atmósfera y una temperatura de 30°C. La temperatura máxima de salida del agua de refrigeración de los intercambiadores es de 45°C, ya que es la temperatura límite que puede introducirse en la torre de refrigeración para enfriarla nuevamente hasta los 30°C iniciales.

Como utilidad caliente se utiliza vapor de agua saturado a 120°C. Este vapor de agua después de ser utilizado en los equipos de intercambio condensa y el agua se introduce en la caldera de producción de vapor.

5.1.5. TEMPERATURA DE LAS CORRIENTES

Cuanto mayor sea la diferencia entre la temperatura de salida de una corriente y la temperatura de entrada de la otra, mayor será el área de transferencia para un calor dado. El valor óptimo para esta diferencia de temperatura depende de la aplicación y solo puede determinarse realizando un análisis económico de las distintas alternativas de diseño. De forma general se puede considerar que la diferencia máxima debe ser de al menos 20°C y la menor de 5 a 7°C para enfriadores que usan agua de refrigeración.

5.1.6. CAÍDA DE PRESIÓN

En muchas aplicaciones la caída de presión disponible para conducir los fluidos a través del intercambiador estará determinada por las condiciones de proceso, y la caída de presión disponible variará desde unos pocos *mbar* en operaciones a vacío, hasta varios *bar* en sistemas a presión.

Cuando el ingeniero tiene libertad para seleccionar la caída de presión que va a tener lugar en el sistema puede realizarse un análisis económico para comprobar cual de los diseños implica los menores costes de operación; no obstante, un análisis económico completo sólo sería justificable en el caso de un intercambiador muy grande y caro. Los valores que se sugieren a continuación suelen conducir a diseños próximos al óptimo pero en el caso de emplear una caída de presión elevada, debe asegurarse que la alta velocidad de fluido resultante no cause erosión o la vibración de los tubos inducida por el flujo:

Tabla 5.1: Caída de presión

	ΔP	
Líquidos	$\mu < 1$	$mN.s/m^2$
		35 KN/m^2
	$1 < \mu < 10$	$mN.s/m^2$
		$50-70 \text{ KN/m}^2$
Gases y vapores	$1-2\text{bar}$	$0,5.P_{sist}\text{relativa}$
	Por encima de 10bar	$0,1.P_{sist}\text{relativa}$

5.1.7. VELOCIDAD DEL FLUIDO EN CARCASA Y TUBOS

Las altas velocidades de los fluidos favorecen la transferencia de calor, ya que se obtienen altos valores de los coeficientes, pero a su vez dan lugar a caídas de presión elevadas que no pueden permitirse. El uso de velocidades suficientemente altas reduce el ensuciamiento aunque estas deben mantenerse dentro de unos límites para que no se produzca erosión. Los valores típicos de velocidades de diseño son:

Tabla 5.2: Velocidades típicas

		V(m/s)
	Tubos	1-2 (máximo 4)
Líquidos	Carcasa	0,3-1
	P atmosférica	10-30
Gases y vapores	Pelevada	5-10

El valor máximo de velocidad de líquido en los tubos sólo se permite en caso de que se requiera reducir el ensuciamiento. Si se emplea agua como refrigerante, por tubos, la velocidad es ligeramente mayor: 1,5-2,5 m/s. Para los vapores, la velocidad usada dependerá de la presión de operación y de la densidad del fluido; los valores más bajos de los rangos presentados en la tabla 5.2 se aplicarán a los componentes de alto peso molecular.

5.1.8. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

La presencia de ácido nítrico obliga a construir todos los equipos en acero inoxidable AISI 304, a excepción de los intercambiadores IC-701 y IC-702, que al circular nitrógeno y agua/vapor se construyen en acero al carbono.

5.2. DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CARCASA Y TUBOS

5.2.1. PROCEDIMIENTO GENERAL DE CÁLCULO

En el diseño de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos de la planta (intercambiadores de proceso y condensadores), se han de seguir de manera más o menos estricta los siguientes pasos básicos:

1. Definir el flujo o carga de calor (Q) a través del cambiador. Se trata de un cálculo sencillo y directo, a partir de la ecuación (5.1), ya que una de las corrientes está completamente especificada y, por tanto, conocemos todos los datos necesarios: caudal másico (m), calor específico (C_p) e incremento de temperaturas ($\Delta T_1 = T_2 - T_1$).

$$Q_1 = m \cdot C_{p1} \cdot \Delta T_1 \quad (5.1)$$

2. Cálculo de las características de la otra corriente. En este caso se pueden plantear dos posibilidades:

- a) Que se desconozca la temperatura de entrada o de salida del segundo de los fluidos.
- b) Que se desconozca el caudal másico del segundo de los fluidos.

En ambos casos se procede de igual modo ya que para el segundo de los fluidos se obtiene que:

$$Q_2 = m \cdot C_{p2} \cdot \Delta T_2 \quad (5.2)$$

donde $\Delta T_2 = t_1 - t_2$ y $Q_2 = Q_1$ por lo que resulta simple despejar cualquiera de las dos variables y calcular su valor.

3. Decidir el tipo de intercambiador a usar: número de pasos por carcasa y por tubos.
4. Suponer un valor del coeficiente global de transmisión de calor (U) para el sistema en estudio.
5. A partir de las temperaturas T_1 , T_2 , t_1 y t_2 se calculan los parámetros R y S y junto al tipo de intercambiador elegido (número de pasos por tubos y carcasa con los que se obtiene el factor de eficacia F en la fig.5.1)
6. Calcular la diferencia media de temperaturas ΔT_{ml} según la ecuación:

$$\Delta T_{ml} = F \cdot \Delta T_{ml} \quad (5.3)$$

en donde:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad (5.4)$$

7. Calcular el área necesaria a partir de:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (5.5)$$

8. Decidir la disposición del cambiador: selección de la longitud, diámetro interno y espesor de la pared de los tubos, así como el pitch de los mismos. A partir de esta decisión se calcula el número de tubos necesarios y, a su vez a partir de este valor, el diámetro del haz de tubos, la distancia entre tubos externos y carcasa, etc.
9. Cálculo de los coeficientes individuales de transmisión de calor (h_0 y h_i) a través de correlaciones apropiadas para cada caso, en función de la situación en tubos o carcasa del fluido y de las características del mismo.
10. Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor a partir de los coeficientes individuales, según la ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_{0f}} + \frac{d_0 \cdot \ln\left(\frac{d_0}{d_i}\right)}{2 \cdot k_w} + \frac{d_0}{d_i} \cdot \left(\frac{1}{h_{id}} + \frac{1}{h_i} \right) \quad (5.6)$$

11. Si el valor del coeficiente global así calculado difiere significativamente del supuesto en el paso 4 se sustituye el supuesto por el calculado y se regresa al paso 7.
12. Cálculo de la pérdida de carga. En el caso de que la pérdida de carga resulte excesiva se debe regresar a los pasos 8 o 3 o 4 (en ese orden de preferencia) para proceder al rediseño. La pérdida de carga se calcula a partir de las correlaciones adecuadas que se desarrollan en los apartados sucesivos.
13. Optimizar el diseño: repetir los pasos 4 a 10 hasta conseguir el diseño más económico, para el que el área de intercambio es mínima. Esto

suele ocurrir con una relación de aspecto longitud-diámetro entre 5 y 9, tomando 7 como valor óptimo.

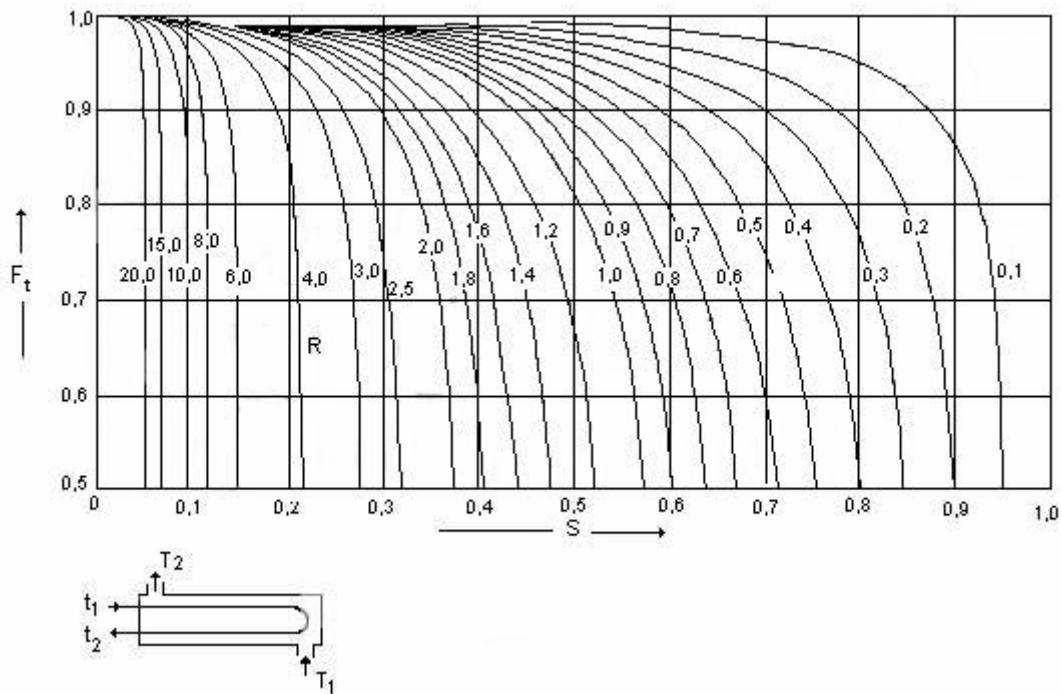


Fig5.1: Factor de corrección de temperatura: 1 paso en el lado del casco y 2 o más pasos en el lado de los tubos

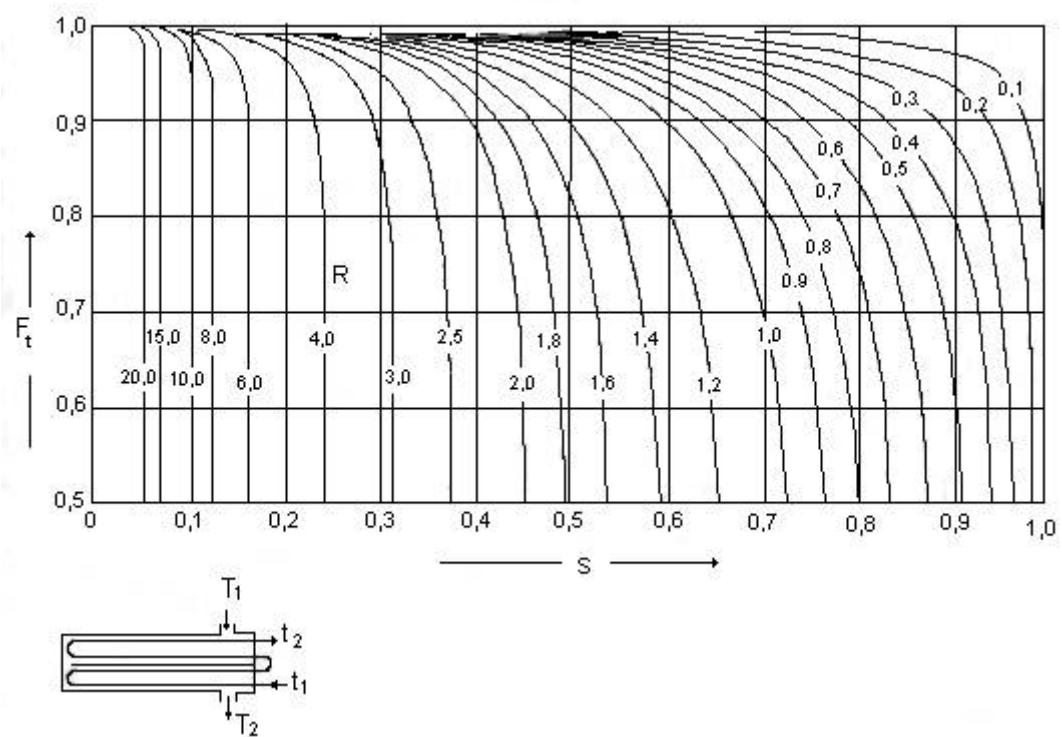


Fig5.2: Factor de corrección de temperatura: 2 pasos en el lado del casco y cuatro o múltiplo de cuatro pasos en el lado de los tubos

5.2.2. COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Existen notables diferencias entre los distintos sistemas de intercambio de calor, e incluso para equipos para equipos de construcción similar, como los de carcasa y tubos, las correlaciones disponibles para el cálculo de los coeficientes individuales de transmisión de calor difieren para el caso de intercambiadores y condensadores y, a su vez, en el caso de condensadores, también varían según su disposición sea horizontal o vertical.

[A] Intercambiadores

Lado de tubos

El factor de transmisión de calor (j_h) facilita la representación en una misma gráfica de los datos necesarios tanto para el flujo laminar como el turbulento; debido a lo cual este factor es ampliamente empleado. La utilización de este parámetro nos permite recurrir a una sencilla correlación:

$$\frac{h_i \cdot d_i}{k_f} = j_f \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (5.7)$$

donde:

- **Re** es el número adimensional de *Reynolds*: $\text{Re} = \rho \cdot u_t \cdot d_i / \mu$
- **Pr** es el número adimensional de *Prandtl*: $\text{Pr} = C_p \cdot \mu / k_f$
- $\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ es el factor de corrección de viscosidad. Sólo es indispensable su utilización en caso de que haya una variación grande de la temperatura y este cambio provoque un cambio muy significativo en la viscosidad, o cuando se produzca un cambio de fase. En principio sólo se empleará en el diseño de reboilers y condensadores.

A su vez ρ es la densidad, u_t es la velocidad es la velocidad del fluido que circula por tubos, d_i es el diámetro de la conducción, C_p es el calor específico, k_f es la conductividad térmica, μ es la viscosidad media y μ_w la viscosidad media a la temperatura de la pared.

Para poder calcular el número de *Reynolds* se hace necesario el cálculo de la viscosidad en los tubos, lo que adicionalmente permitirá comprobar que esta velocidad está dentro de un rango aceptable. Conocidos el número de tubos y el número de pasos se obtiene directamente el número de tubos por paso, y con este valor, junto con el de la superficie de paso que ofrece cada tubo, y los datos de flujo másico y densidad del fluido, se puede calcular la velocidad en los tubos:

$$S_{\text{paso/tubo}} = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 \quad (5.8)$$

$$u_t = \frac{m}{N_{\text{tubo/paso}} \cdot S_{\text{paso/tubo}} \cdot \rho} \quad (5.9)$$

Una vez conocida esta velocidad ya pueden realizarse los cálculos necesarios para sustituir en la correlación del coeficiente individual de transmisión de calor en el lado de tubos.

$$Re_t = \frac{\rho \cdot u_t \cdot d_i}{\mu} \quad (5.10)$$

$$Pr_t = \frac{C_p \cdot \mu}{k_f} \quad (5.11)$$

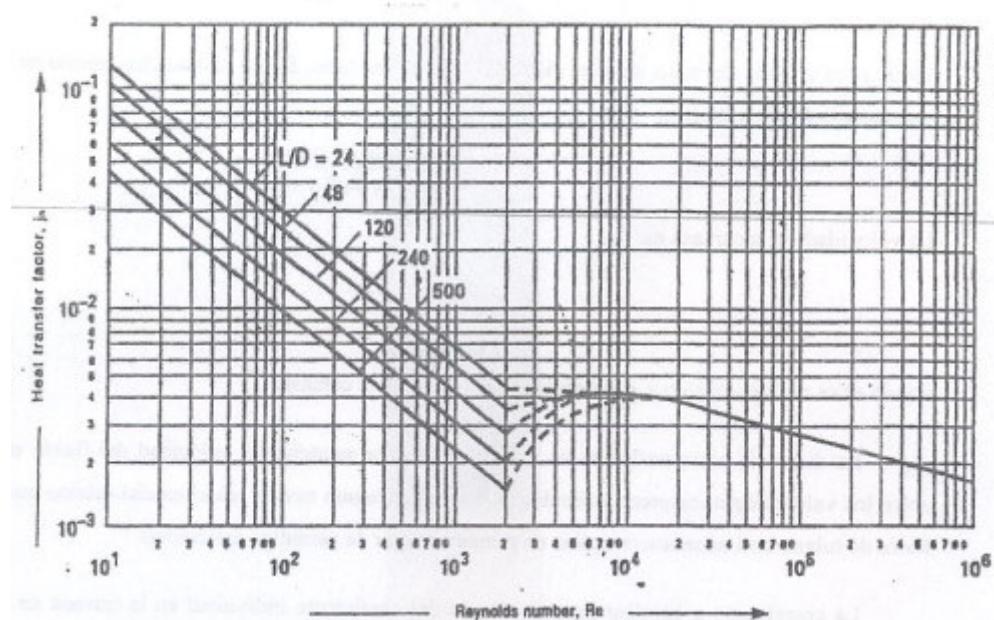


Fig 5.3: factor de transmisión de calor en los tubos

El factor de transmisión de calor, j_h , se obtiene de la figura figura 5.3, entrando en la gráfica con el Re calculado, sobre la línea L/D correspondiente.

Lado de carcasa

Un análisis riguroso del coeficiente de transmisión de calor en la carcasa debería tener en cuenta muchos aspectos:

- Flujo a través del espacio entre los tubos y las pantallas deflectoras.
- Flujo a través del espacio entre el haz de tubos y la carcasa.
- Flujo a través del espacio entre las pantallas deflectoras y la carcasa.
- Flujo a través de las particiones de los pasos entre tubos.

Los métodos analíticos que consideran estos aspectos son muy complejos, sin embargo se han desarrollado métodos simplificados, mucho más sencillos y que proporcionan resultados suficientemente fiables. Uno de estos métodos no rigurosos es el de *Kern*, que para el cálculo del coeficiente de transmisión de calor en el lado de carcasa proporciona muy buenas aproximaciones al valor real. El primer paso del método consiste en calcular el flujo cruzado a través de una hipotética fila de tubos en el ecuador de la carcasa:

$$A_c = \frac{(p_t - d_0)}{p_t} \cdot \frac{D_{i,c} \cdot l_b}{N_{pasos}} \quad (5.12)$$

donde p_t es el pitch del tubo, d_0 es el diámetro externo del tubo, $D_{i,c}$ es el diámetro interno de la carcasa y l_b el espacio entre bafles.

$$l_b = \frac{\text{Longitud de los tubos}}{\text{Número de bafles} + 1} \quad (5.13)$$

La velocidad de la carcasa es:

$$u_c = \frac{m}{A_c \cdot \rho} \quad (5.14)$$

donde m es el flujo másico y ρ la densidad del fluido de la carcasa.

La distancia entre bafles se va modificando para mantener la velocidad del fluido en la carcasa entre los valores óptimos preestablecidos (0,3-1m/s). Cuanto menor sea el caudal másico que circula por fuera de tubos, es necesario emplear un número mayor de pantallas deflectoras.

La correlación a emplear para el cálculo del coeficiente individual en la carcasa es análoga a la empleada en el lado de los tubos:

$$\frac{h_0 \cdot d_e}{k_f} = j_h \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (5.15)$$

pero aquí d_e representa el diámetro equivalente del lado de carcasa o diámetro hidráulico, que se calcula, para una disposición triangular de tubos como la empleada, a partir de la ecuación:

$$d_e = \frac{1,10}{d_0} \cdot (p^2 - 0,917 \cdot d_0^2) \quad (5.16)$$

En este caso el factor de transmisión de calor se debe leer en la figura 5.4 para la línea de la familia de rectas que corresponde al corte de bafle empleado:

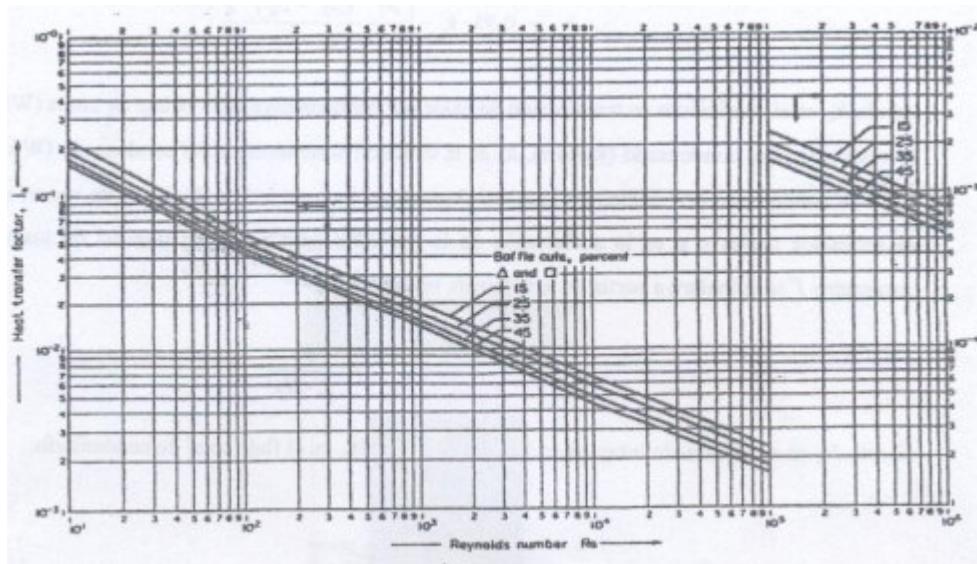


Fig 5.4: factor de transmisión de calor en la carcasa.

Se calculan nuevamente los números adimensionales de *Reynolds* y *Prandtl*, necesarios para el cálculo del coeficiente; esta vez para el fluido que circula por el lado de la carcasa:

$$\text{Re}_c = \frac{\rho \cdot u_t \cdot d_e}{\mu} \quad (5.17)$$

$$\text{Pr}_c = \frac{C_p \cdot \mu}{k_f} \quad (5.18)$$

Con el valor del Re calculado se procede de manera análoga a como se hizo en el apartado anterior para determinar el factor de transmisión de calor.

[B] Condensador horizontal

Lado de tubos

El coeficiente en el lado de tubos se determina igual que para los intercambiadores convencionales.

Lado de carcasa

Es donde se va a producir la condensación. El coeficiente individual de transmisión de calor para un vapor que condensa en el exterior de los tubos horizontales de un intercambiador de carcasa y tubos se deduce a partir del modelo de *Nusselt* para condensación en película. Para fluidos no viscosos como con los que se trabaja en la planta, el coeficiente se estima a partir de la expresión:

$$h_c = 0.95 \cdot k_L \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot (\rho_L - \rho_v) \cdot g}{\mu_L \cdot \Gamma} \right)^{1/3} \quad (5.19)$$

donde h_c es el coeficiente de retransmisión de calor por condensación para el haz de tubos ($\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$), μ_L es la viscosidad del condensado (kg/m.s), k_L es la conductividad térmica del condensado ($\text{W/m} \cdot ^\circ\text{C}$), Γ es el flujo de condensado por unidad de longitud (kg/m.s), ρ la densidad de líquido o vapor, según indique el subíndice (kg/m^3); g es la aceleración de la gravedad (m/s^2) y L la longitud de los tubos (m). El parámetro Γ se calculará a partir de la siguiente relación:

$$\Gamma = \frac{W_c}{L \cdot N_T} \quad (5.20)$$

siendo N_T el número de tubos en el haz del equipo y W_c es el flujo total de condensado.

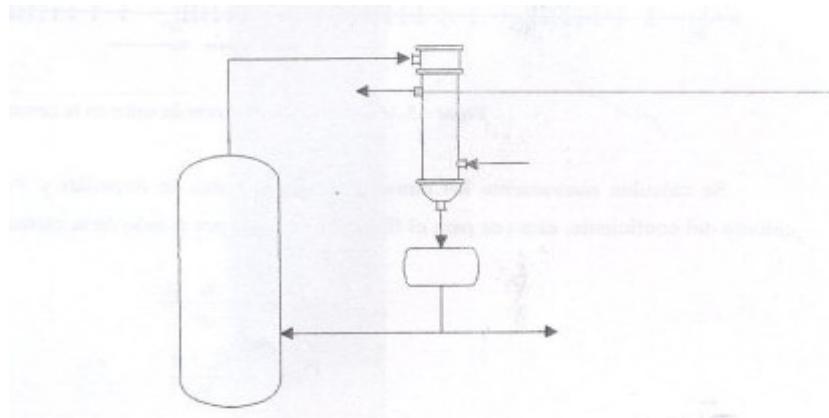


Fig 5.5: Esquema condensador.

[C] Condensador vertical

Lado de tubos:

La condensación se lleva a cabo en el interior de los tubos por donde el vapor se desplaza en sentido descendente. La ecuación que se emplea para determinar el coeficiente individual de transmisión de calor para un vapor que condensa en el exterior (o en el interior, aunque no es el caso) de un tubo vertical es similar a la utilizada en la condensación en carcasa de los equipos horizontales:

$$h_c = 0.926 \cdot k_L \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot g}{\mu_L \cdot \Gamma_V} \right)^{1/3} \quad (5.21)$$

donde la única diferencia con la ecuación 5.19 además del valor del coeficiente que precede al segundo miembro de la misma, es Γ_V . En esta ocasión, este término es el flujo vertical de condensado por unidad de perímetro (kg/m.s). Este término se define para el haz de tubos como:

$$\Gamma = \frac{W_c}{\pi \cdot d_o \cdot N_T} \quad (5.22)$$

La ecuación de *Nusselt* es aplicable hasta un *Reynolds* de 30, valor por encima del cual se forman "olas" importantes sobre la película de condensado, aumentando la velocidad y por tanto, el coeficiente de transferencia de calor del sistema, por lo que el uso de la ecuación proporcionaría estimaciones muy conservadoras (demasiado margen de error). Por encima de un *Reynolds* en torno a 2000, la película de condensado que cubre los tubos del cambiador se vuelve turbulento.

En este caso se usa la correlación gráfica de la figura 5.6 para estimar el valor de los coeficientes de película aunque estos serán, de nuevo, algo conservadores.

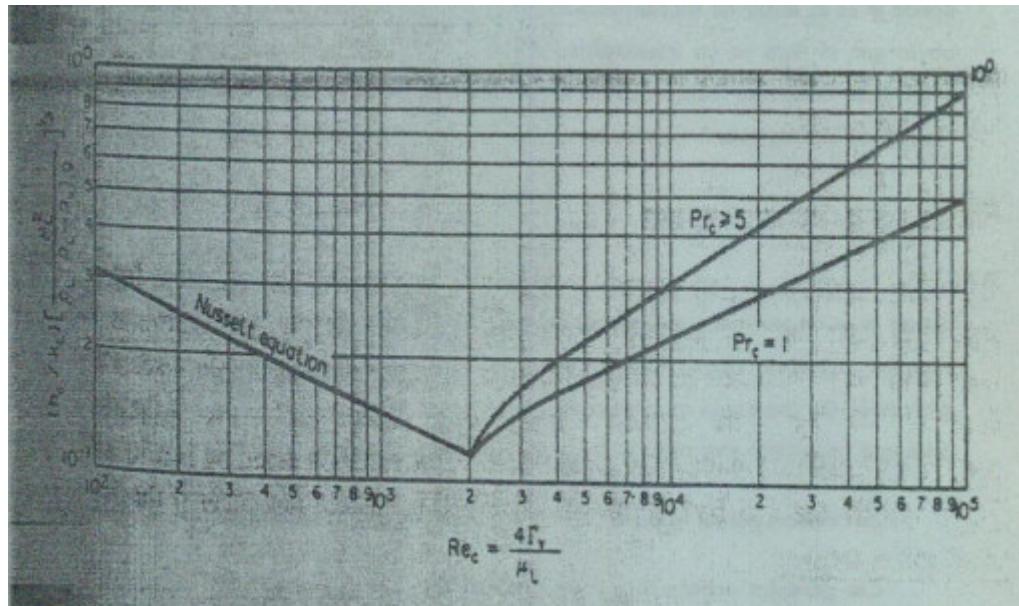


Fig 5.6: coeficiente de condensación en tubos verticales.

El valor del *Prandtl* necesario para seleccionar la curva adecuada se determina mediante la ecuación 5.18.

Lado de carcasa

El coeficiente en el lado de carcasa se determina igual que para los intercambiadores de calor.

5.2.3. CAÍDA DE PRESIÓN

[A] Intercambiadores

Lado de tubos

Existen dos fuentes principales de caída de presión en el lado de tubos en los intercambiadores de carcasa y tubos: las pérdidas por fricción en la conducción y las debidas a las contracciones, expansiones y giros de 180º que el fluido experimenta a lo largo de su recorrido por el intercambiador.

Las pérdidas por fricción pueden ser calculadas por las ecuaciones de caída de presión en tuberías. La ecuación básica para flujo isotérmico en tuberías es:

$$\Delta P_{tubos} = 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L'}{d_i} \right) \cdot \frac{\rho \cdot u_t^2}{2} \quad (5.23)$$

donde j_f es el factor de fricción adimensional y L' la longitud efectiva de la tubería. Sin embargo, es obvio que el flujo en un intercambiador no va a ser isotérmico pero esta desviación de la hipótesis original se compensa incluyendo un factor de corrección que considere el cambio en las propiedades físicas con la temperatura. Generalmente sólo se considera el cambio en la viscosidad en algunos casos:

$$\Delta P_{tubos} = 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L'}{d_i} \right) \cdot \frac{\rho \cdot u_t^2}{2} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} \quad (5.24)$$

dónde m es un parámetro que adopta el valor de 0,25 para régimen laminar ($Re < 2100$) y de 0,14 para régimen turbulento ($Re > 2100$). Sólo es indispensable utilizar el factor de corrección de viscosidad en el caso de que haya una variación grande de la temperatura y este cambio provoque un cambio muy significativo en la viscosidad, o cuando se produzca un cambio de fase.

Los valores para el factor de fricción de la ecuación 5.24 se obtienen de la figura 5.7.

Las pérdidas debidas a las contracciones que se producen a la entrada de los tubos, a las expansiones a la salida de los mismos, y los bruscos cambios de sentido del flujo en los cabezales, constituyen una parte significativa de la caída de presión total en el lado de tubos. Estas pérdidas pueden ser estimadas, en términos de carga de velocidad (carga basada en la velocidad en los tubos), enumerando el número de expansiones, contracciones y giros, y usando los factores característicos de los accesorios de tuberías. No obstante, resulta más sencillo usar el valor empírico de 2,5 cargas de velocidad por paso en los tubos, propuesto por Frank.

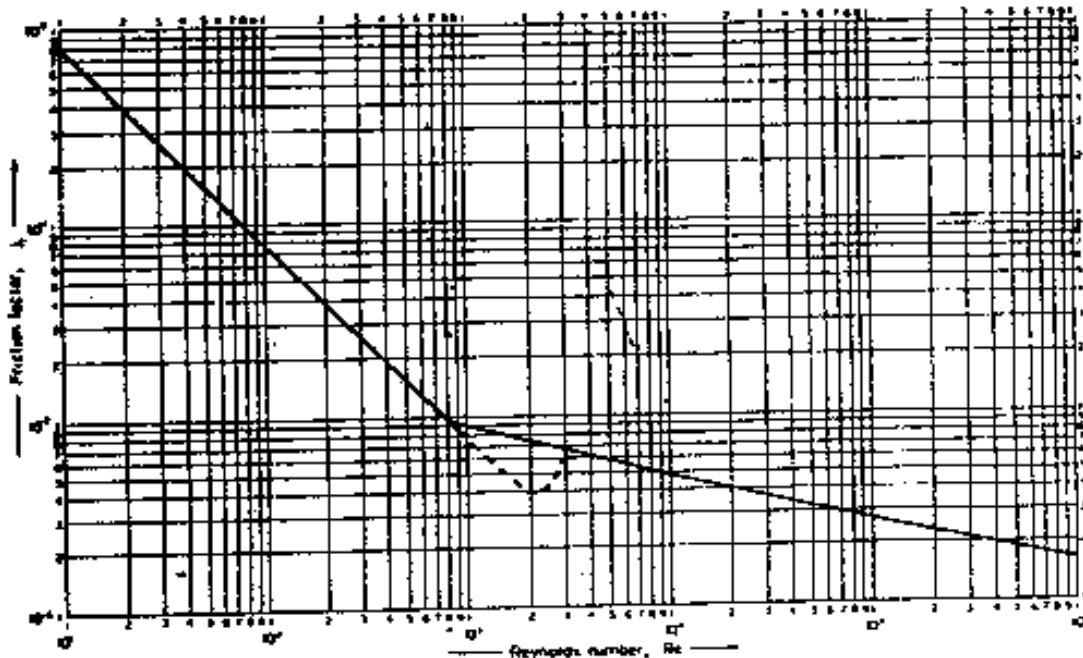


Fig 5.7: factor de fricción en los tubos

Asimismo, existe una tercera fuente de caída de presión que cuantifica aquellas pérdidas debidas a la contracción y expansión del fluido en las boquillas de entrada y salida del equipo. Este valor normalmente sólo será significativo en el caso de que se trabaje con gases o presiones elevadas. En este caso, de manera análoga a como se describió en el párrafo anterior, se puede añadir a la ecuación 1,5 cargas adicionales basadas en la velocidad de flujo en las boquillas; sin embargo, como se desconoce este valor, resulta conveniente suponer que se produce una pérdida constante e igual a 10kPa; aunque se trata de un valor muy conservador. Así la ecuación empleada para el cálculo de la caída de presión en tubos será la siguiente:

$$\Delta P_{tubos} = N_{pasos} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{d_i} \right) + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot u^2_t}{2} \text{ (líquidos)} \quad (5.25)$$

$$\Delta P_{tubos} = N_{pasos} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{d_i} \right) + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot u^2_t}{2} + 10000 \text{ (gases)} \quad (5.26)$$

Lado de carcasa

Se emplea, al igual que en el cálculo del coeficiente individual de caída de presión en el lado de carcasa, el método de *Kern*; aunque para el cálculo de la caída de presión proporciona resultados menos satisfactorios debido a el by-pass de las corrientes y a las fugas a través de los espacios existentes entre los distintos elementos de la carcasa (baffles, etc).

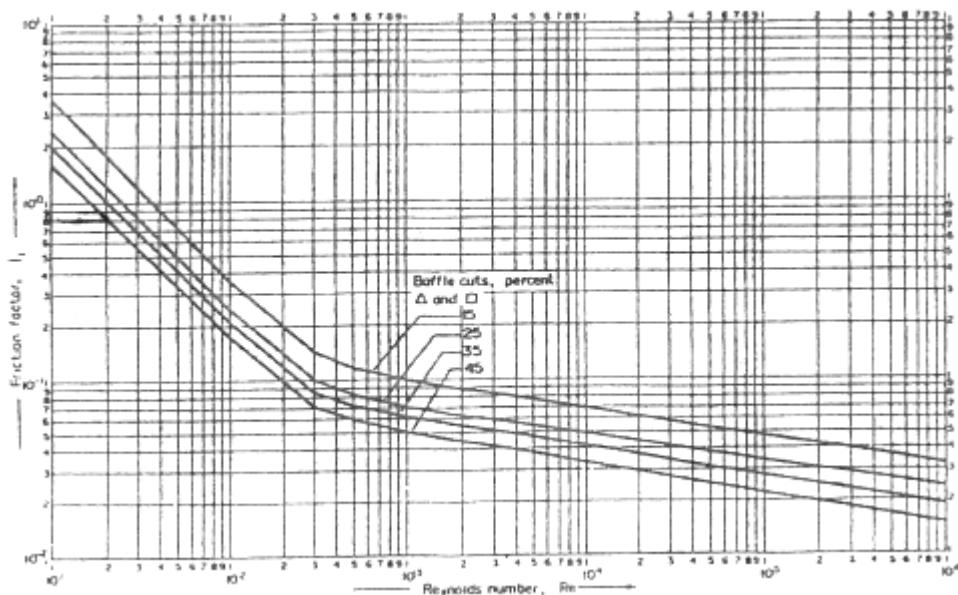


Fig 5.8: factor de fricción en la carcasa.

La caída de presión en la carcasa se determina a través de una ecuación análoga a las expuestas para el lado de tubos pero en la que sólo consideran las pérdidas debidas a la fricción en la tubería durante la circulación del fluido:

$$\Delta P_{carcasa} = N_{pasos} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{l_b} \right) \cdot \left(\frac{D_{i,c}}{d_i} \right) \right] \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} \quad (5.27)$$

El valor del coeficiente de fricción, j_f , se muestra en la gráfica de la figura 5.8 para distintos cortes de bafle y esquemas en la disposición de los tubos.

[B] Condensador

La caída de presión en el lado en que se produce la condensación es complicada de predecir dado que hay dos fases presentes y la velocidad mísica del vapor está cambiando constantemente. Una práctica habitual es calcular la caída de presión usando los métodos para flujo monofásico y aplicar un factor de corrección que compense el cambio en la velocidad del vapor. Para condensación total, *Frank* propuso tomar la caída de presión como un 40% del valor calculado en base a las condiciones de entrada (vapor); *Kern* sugiere un valor del 50%. Se empleará el criterio propuesto por *Kern*.

5.2.4. CÁLCULOS

5.2.4.1 INTERCAMBIADOR IC-201 A/B

- *Función:* enfriar la corriente de recirculación 4A/B proveniente del tanque TK-201 desde 80°C hasta 50°C antes de la entrada en los reactores. Al ser un caudal elevado se utilizan dos intercambiadores en paralelo. Se utiliza agua de refrigeración a 5°C que se puede calentar como máximo hasta 30°C por las especificaciones del equipo de frío.
- *Criterios de diseño:*

El dimensionamiento de estos equipos implica un esquema de cálculo de tipo iterativo (apartado 5.2.1) que requiere de la suposición del valor del coeficiente global de transferencia de calor y de procedimientos de prueba y error para la selección del tipo del equipo, dimensión de los tubos, etc. Durante el cálculo de los intercambiadores se itera con el coeficiente global de transferencia de calor hasta la convergencia (error $\leq 5\%$) y se modifica los parámetros mecánicos hasta conseguir unos valores de velocidad, caída de presión y relación de aspecto similares a los preestablecidos en los criterios de diseño. No obstante para simplificar la presentación de resultados se exponen los valores definitivos del diseño como si fuesen los seleccionados originalmente. Al finalizar el dimensionamiento de este equipo se analizarán los cálculos anteriores y el por qué de su descarte.

- *Dimensionamiento:* a continuación se expone el procedimiento de cálculo para obtener los parámetros característicos del intercambiador de calor.

Estimación del coeficiente global de transmisión de calor

Para los fluidos implicados en el proceso de transferencia de calor y este tipo de intercambiador se encuentra en la bibliografía que el valor del coeficiente global se halla habitualmente en un intervalo de 350-900 W/m².°C (*Perry's Chemical Engineers Handbook*, para agua como fluido frío y disolución acuosa como fluido caliente), lo que proporciona un punto de partida para suponer un valor inicial y comenzar el procedimiento iterativo. En este caso se toma un valor de:

$$U_0 = 380 \text{ W} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Propiedades físicas de los fluidos

Las propiedades físicas medias de los fluidos quedan recogidas en la siguiente tabla:

Tabla 5.3: Propiedades.

	Tubos	Carcasa
$\rho(\text{kg/m}^3)$	1059	23
$\mu(\text{kg/m.s})$	$3,5 \cdot 10^{-3}$	10^{-3}
$C_p(\text{kJ/kg.}^\circ\text{C})$	1,108	4,225
$K_f(\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$	$2,32 \cdot 10^{-2}$	$2,62 \cdot 10^{-2}$
$m(\text{kg/s})$	73,52	23
$T_{\text{entrada}}(\text{ }^\circ\text{C})$	80	5
$T_{\text{salida}}(\text{ }^\circ\text{C})$	50	-

Determinación del flujo de calor

El flujo de calor se calcula a partir de los datos del fluido de la carcasa (ec. 5.1).

De este modo:

$$Q_1 = m_1 \cdot C_{p1} \cdot (T_1 - T_2) = 2438,8 \text{ kW} \quad (5.28)$$

Determinación de la temperatura de salida de tubos

Como puede observarse en la tabla 5.2 el dato que todavía se desconoce es la temperatura de salida del agua de refrigeración que circula por la carcasa. Este valor se obtiene directamente despejando la temperatura t_2 tal y como se describe en el apartado 5.2.1 (ecuación 5.2).

$$t_2 = t_1 + \frac{Q_1}{m_2 \cdot C_{p2}} = 30,15^\circ\text{C}$$

Tipo de intercambiador y cálculo de la eficacia del intercambio (F)

Se empieza calculando los parámetros R y S ya que en función de ellos se obtiene la eficacia del intercambio. La obtención de una eficacia elevada es lo que determina la elección del tipo de cambiador a emplear (número de pasos por carcasa y por tubos).

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 1,19 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,33$$

Se decide emplear un intercambiador 4:2. Entrando con los valores obtenidos para R y S en la figura 5.2 se obtiene el valor de la eficacia del intercambio F=0,98.

Cálculo de la temperatura media (ΔT_m)

Se calcula la temperatura media logarítmica según:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = 47,38$$

Por lo que la temperatura media será:

$$\Delta T_m = F \cdot \Delta T_{ml} = 46,44^\circ\text{C}$$

Cálculo del área de intercambio

Para llevar a cabo este cálculo es imprescindible suponer un valor del coeficiente global de transmisión de calor, parámetro con el que se va a iterar, que se ha estimado en $380\text{W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$. A partir de esto y tal y como se explica en el apartado 5.2.1, con la ecuación 5.5 se calcula el área de intercambio necesaria para transferir la carga calorífica previamente calculada:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m} = 138,49\text{m}^2$$

Disposición del intercambiador y tamaño de tubos

La elección de las dimensiones de los tubos se realiza entre unos valores estándar. Las longitudes de tubos preferidas para intercambiadores de calor son: 6ft (1,86 m), 8 ft (2,44 m), 12 ft (3,66 m), 16 ft (4,88 m), 20 ft (6,10 m), 24 ft (7,32). Para una superficie de intercambio dada el uso de tubos más largos reducirá el diámetro de carcasa, lo que conduce generalmente a una reducción del coste del equipo. La relación óptima entre la longitud de tubos y diámetro de carcasa caerá en un intervalo de 5-9.

En cuanto a los diámetros se usan valores en el rango de 5/8 in (16 mm) a 2 in (50 mm) aunque para la mayoría de los casos, cuando se trabaja con fluidos relativamente limpios, se prefieren los valores más pequeños, hasta 1in (25 mm), ya que conducen a diseños más compactos y, por tanto, a intercambiadores más baratos. Los valores seleccionados son:

Tabla 5.4: Valores escogidos para dimensionar el intercambiador.

Longitud del tubo (L)	4,88
Diámetro externo (d₀)	0,02
Espesor de la pared (e)	0,002
Diámetro interno (d_i)	0,016
Tipo de patrón de tubos	triangular
Relación (p_t/d₀)	1,25
Pitch (p_t)	0,025

Si utiliza un patrón triangular para la disposición de los tubos porque proporciona mayores velocidades de transferencia de calor. Además, en este caso la caída de presión no supone un gran problema y el fluido que circula en carcasa (agua) es relativamente limpio, por lo que la limpieza mecánica del exterior de los tubos no será necesaria con frecuencia. El *pitch* (distancia entre los centros de dos tubos adyacentes) empleado es el recomendado: 1,25 veces el diámetro externo.

Cálculo de las dimensiones del intercambiador

Número de tubos a emplear

Conocidas las dimensiones de los tubos el cálculo del área de un tubo (A_{tubo}) es directo:

$$A_{tubo} = \pi \cdot d_0 \cdot L = 0,3035m^2$$

donde la longitud total de los tubos se le ha restado el espesor de las placas en las que insertan sus extremos (2x25mm). A partir de este resultado y con el área total de intercambio necesaria se puede calcular el número de tubos:

$$N^{\circ} \text{tubos} = N_t = \frac{\text{Area total}}{\text{Area tubo}} = 457$$

En este caso el número de tubos que se ha obtenido no es divisible por el número de pasos por tubo, por lo que se redondea este valor hasta que resulta múltiplo del número de pasos por tubos. En este caso se toman 460 tubos.

Diámetro del haz de tubos

Este diámetro se calcula a partir de:

$$D_{haz} = d_0 \cdot \left(\frac{N_t}{k_1} \right)^{1/n_1}$$

donde las constantes K_1 y n_1 se obtiene de la tabla siguiente:

Tabla 5.5: K_1 y n_1 .

Pitch triangular ($p_t=1,25.d_0$)					
Pasos por tubos	1	2	4	6	8
k_1	0,319	0,249	0,175	0,0743	0,0365
n_1	2,143	2,207	2,285	2,499	2,675

A partir de esto se calcula el diámetro de haz de tubos:

$$D_{haz} = d_0 \cdot \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} = 0,6775m$$

Distancia entre tubos y carcasa: Diámetro de carcasa

La distancia entre los tubos periféricos del haz y la carcasa se calcula a partir del diámetro de haz de tubos para el tipo de intercambiador empleado con ayuda de la siguiente figura:

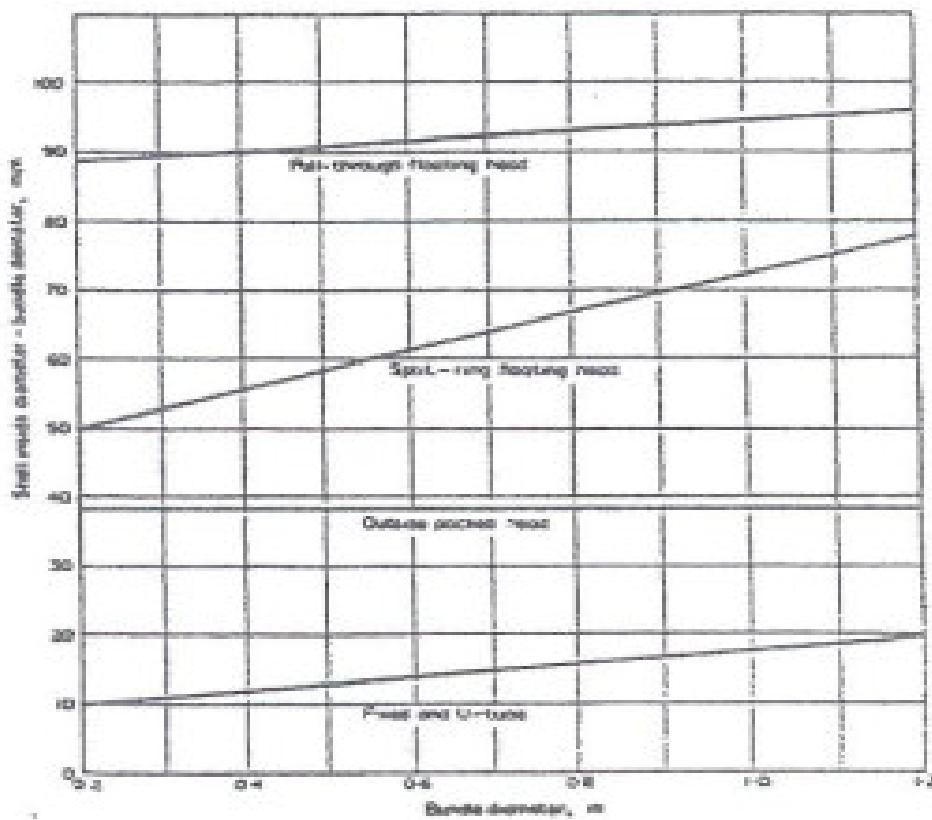


Fig 5.9: distancia entre tubos y carcasa.

Seleccionando un cabezal flotante (split-ring) la lectura se realizará sobre la segunda recta desde la parte superior de la figura. Una alternativa que facilita los cálculos es extraer la ecuación de la recta correspondiente; en este caso esta sería:

$$e_{haz-carcasa} (mm) = 44,5 + 27,5 \cdot D_{haz}$$

La distancia entre tubos y carcasa es de $e_{h-c}=0,0617m$. El diámetro interno de la carcasa será la suma del diámetro del haz de tubos más esta distancia, resultando por tanto $D_{i,c}=0,689m$. El espesor de la carcasa se obtiene a partir del diámetro interno con ayuda de la tabla 5.6.

Tabla 5.6: Diámetro nominal.

Diámetro nominal de Acero al Carbono				
la carcasa (mm)	Tubería	Especial	Acero aleado	
152	7,1	-	3,2	
203-305	9,3	-	3,2	
330-737	9,5	9,5	4,8	
762-991	-	11,1	6,4	
1116-1524	-	12,7	7,9	

Cálculo de los coeficientes individualesCoeficiente del lado del tubo

Se emplea la correlación de la ecuación 5.7 eliminando el factor de corrección de la viscosidad ya que la diferencia de temperaturas no es muy elevada (esta hipótesis se comprobó tras realizar los cálculos y el valor del término fue de cercano a la unidad):

$$\frac{h_i \cdot d_i}{k_f} = j_h \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}^{0,33}$$

Para poder calcular el número de *Reynolds* se debe determinar previamente la velocidad en tubos, para lo que debe conocerse el número de tubos por paso y la superficie de paso que ofrece cada uno:

$$S_{paso/tubo} = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 = 2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$u_t = \frac{m}{N_{tubos/paso} \cdot S_{pasos/tubo} \cdot \rho} = 2,31 \text{ m/s}$$

que es un valor dentro del rango óptimo para líquidos circulando en tubos, teniendo en cuenta que la suciedad del fluido no es un factor determinante que deba reducirse (para soluciones acuosas 1,5-2,5 m/s). Con este dato ya puede procederse al cálculo de todos los términos de la correlación:

$$Re = \frac{\rho \cdot u_t \cdot d_i}{\mu} = 11189,43$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k_f} = 167,78$$

El factor de transmisión de calor, j_h , se obtiene de la figura 5.3. Entrando en la gráfica con el Re calculado, sobre la línea L/D=500 (L/d_i=301,87), se obtiene un valor de $j_h=0,035$. Así, el valor del coeficiente individual es:

$$h_i = \frac{k_f}{d_i} \cdot j_h \cdot Re \cdot Pr^{0,33} = 7969,55$$

Coeficiente del lado de la carcasa

Se aplica el método de *Kern* para el cálculo del coeficiente individual. Se calcula el flujo cruzado a través de una hipotética fila de tubos en el ecuador de la carcasa:

$$A_c = \frac{(p_t - d_0)}{p_t} \cdot \frac{D_{i,c} \cdot l_b}{N_{pasos}}$$

donde p_t es el pitch del tubo, d_0 es el diámetro externo del tubo, $D_{i,c}$ es el diámetro interno de la carcasa y l_b el espaciado entre bafles.

$$l_b = \frac{\text{Longitud de los tubos}}{\text{Número de bafles} + 1}$$

La velocidad en la carcasa es:

$$u_c = \frac{m}{A_c \cdot \rho}$$

donde m es el flujo másico y ρ la densidad del fluido de la carcasa. El valor está dentro del rango válido para la velocidad en carcasa (0,3-1 m/s).

La distancia entre bafles se va modificando para mantener la velocidad del fluido en la carcasa entre los valores óptimos preestablecidos (0,3-1m/s). Se utilizan 10 bafles.

$$l_b = 0,439$$

$$A_c = \frac{(p_t - d_0)}{p_t} \cdot \frac{D_{i,c} \cdot l_b}{N_{pasos}} = 0,03$$

$$u_c = \frac{m}{A_c \cdot \rho} = 0,73 \text{ m/s}$$

La correlación a emplear para el cálculo del coeficiente individual en la carcasa es análoga a la empleada en el lado de los tubos:

$$\frac{h_0 \cdot d_e}{k_f} = j_h \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}^{0,33}$$

pero aquí d_e representa el diámetro equivalente del lado de carcasa o diámetro hidráulico, que se calcula, para una disposición triangular de tubos como la empleada, a partir de la ecuación:

$$d_e = \frac{1,10}{d_0} \cdot (p^2 - 0,917 \cdot d_0^2) = 0,0142m$$

En este caso el factor de transmisión de calor se debe leer de la figura 5.4:

Se calculan nuevamente los números adimensionales de *Reynolds* y *Prandtl*, necesarios para el cálculo del coeficiente; esta vez para el fluido que circula por el lado de la carcasa:

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot u_t \cdot d_i}{\mu} = 10791,98$$

$$\text{Pr} = \frac{C_p \cdot \mu}{k_f} = 161,26$$

Con el valor de Re calculado se procede de manera análoga a como se hizo en el apartado anterior para determinar el factor de transmisión de calor. El valor de este parámetro se lee en la línea de corte de bafle del 35%, obteniendo se un $j_h=0,005$. Se obtiene un coeficiente en el lado de la carcasa de:

$$h_0 = \frac{k_f}{d_e} j_h \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}^{0,33} = 532,76$$

Cálculo del coeficiente global

El valor del coeficiente global se puede calcular de acuerdo don la expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_{0f}} + \frac{d_0 \cdot \ln\left(\frac{d_0}{d_i}\right)}{2 \cdot k_w} + \frac{d_0}{d_i} \cdot \left(\frac{1}{h_{id}} + \frac{1}{h_i} \right)$$

donde h_{if} y h_{of} son los coeficientes de ensuciamiento del lado de tubos y carcasa respectivamente y k_w se refiere a la conductividad térmica de los tubos; tabulada en función del material que están construidos y la temperatura de la pared. En la tabla 5.6 se toma el valor correspondiente acero inoxidable.

Tabla 5.7: Conductividad térmica de los tubos

Metal	Temperatura (°C)	K _w (W/m ² .°C)
Acero Inoxidable	0-100	16
	0	45
	100	45
Acero	600	36

Sustituyendo los valores de partida y los obtenidos en apartados previos se obtiene $U_0=381,19\text{W/m}^2\text{.}^{\circ}\text{C}$ que difiere del valor supuesto en aproximadamente un 0,31%, por lo que el cálculo se da por terminado.

Cálculo de la caída de presión

Pérdida de carga en los tubos

La pérdida de carga se calcula basándose en una correlación similar a la empleada para el cálculo de los coeficientes individuales, en la que se emplea el concepto de factor de fricción (j_f):

$$\Delta P_{tubos} = N_{pasos} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{d_i} \right) + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot u^2 t}{2}$$

donde j_f se lee en la figura 5.7. El factor de fricción es $j_f=0,002$, y la pérdida de carga en los tubos:

$$\Delta P_{tubos} = 29,049\text{kPa}$$

que, aunque es un valor elevado, está dentro del intervalo óptimo preestablecido.

Pérdida de carga en la carcasa

El procedimiento es análogo al anterior, donde la pérdida de carga se expresa como:

$$\Delta P_{carcasas} = N_{pasos} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{l_b} \right) \cdot \left(\frac{D_{i,c}}{d_i} \right) \right] \cdot \frac{\rho \cdot u^2_c}{2}$$

donde en este caso j_f se lee en la figura 5.8. Se lee un valor de factor de fricción de $j_f=0,005$ por lo que la pérdida de carga es de:

$$\Delta P_{carcasas} = 11,03 \text{ kPa}$$

que está dentro de los rangos.

HOJA RESUMEN

Los cálculos correspondientes a este cambiador se muestran en una hoja resumen en la que quedarán recogidos todos los cálculos intermedios pero no la explicación. Los cálculos de los restantes cambiadores, análogos al IC-201/202, se presentan sólo en estas hojas resumen con el objeto de evitar repeticiones, pero son aclarados aspectos diferenciadores antes del cálculo de cada uno de ellos. En dichas tablas, los valores resaltados con fondo en color, se deben controlar para mantenerlos dentro de un determinado rango:

- Caída de presión en carcasa y tubos (tabla 5.1).
- Velocidad en carcasa y tubos (tabla 5.2).
- Relación de aspecto (entre 5 y 9 pero preferiblemente alrededor de 7).
- Error cometido en el cálculo del coeficiente global ($\leq 3\%$)

Equipo: IC-201 A/B

Datos y Cálculos Intermedios

Configuración	4:2
R	1,19
S	0,33
F _{gráfica}	0,98

ΔT _{ml} (°C)	47,38
ΔT _{ml} _corregida(°C)	46,44
U _{0,sup} (W/m ² .°C)	380
A ₀ (m ²)	138,49

Datos tubos	
M _{tubos} (kg/s)	73,52
T ₁ (°C)	80
T ₂ (°C)	50
T _{media} (°C)	65
ρ(kg/m ³)	1059
μ(kg/m.s)	3.5.10 ⁻³
k _f (W/m.°C)	2,32.10 ⁻²
C _p (kJ/kg.°C)	1,108
Q(kJ/s)	2438,8

Cálculos Tubos	
A _{tubo} (m ²)	0,3035
S _{tubo} (m ²)	2.10 ⁻⁴
N _{tubo-teóricos}	457
N _{tubos}	460
N _{pasos}	4
N _{tubos/paso}	115
S _{paso} (m ²)	0,0231
u _{tubo} (m/s)	2,31

Datos geométricos: Tubos	
L(m)	4,88
L _{efectiva} (m)	4,83
d _o (m)	0,02
e(m)	0,002
d _i (m)	0,016

Datos carcasa	
M _{carcasa} (kg/s)	23
t ₁ (°C)	5
t ₂ (°C)	30,15
T _{media} (°C)	17,57
ρ(kg/m ³)	1000
μ(kg/m.s)	0,001
k _f (W/m.°C)	0,0262
C _p (kJ/kg.°C)	4,225
Q(kJ/s)	2443,8

Cálculos Carcasa y Bafles	
N _{pasos}	2
K ₁	0,175
n ₁	2,285
D _{haz-tubos} (m)	0,6275
d _{haz-carcasa} (m)	0,0617
D _{int,carcasa} (m)	0,689
e _{min} (m)	0,0057
D _{ext,carcasa} (m)	0,6949
-	-
p _t /d ₀	1,25
p _t (m)	0,025
l _b (m)	0,439
N _{bafles}	10
Bafle Cut (%)	35
A _{carcasa} (m ²)	0,03
u _{carcasa} (m/s)	0,73

Coeficientes Individuales y caída de Presión

Tubos	
Re _t	11189,43
L/di	301,87
J _{h,tubos}	0,035
Pr _t	167,78
h _i (W/m ² .°C)	7969,55
j _{f, tubos}	0,002
ΔP _{tubos} (kPa)	24,049

Carcasa	
Re _c	10791,98
d _{equivalente}	0,0142
j _{h,carcas}	0,005
Pr _c	161,26
h ₀ (W/m ² .°C)	532,76
j _{f,carcas}	0,005
ΔP _{carcasa} (kPa)	11,03

Coeficiente Global y Relación de Aspecto

K _w (W/m.°C)	16
h _{f,i} (W/m ² .°C)	5000
h _{f,0} (W/m ² .°C)	5000

Relación de aspecto: L/D	7,06
U ₀ (W/m ² .°C)	381,19
Error(%)	0,31

Tabla 5.8: Hoja resumen del diseño del intercambiador IC-201 A/B.**Análisis de resultados preliminares de diseño.**

En un primer momento se seleccionó un intercambiador con dos pasos por tubo y uno por carcasa así como el valor del coeficiente global de transferencia de calor. Con el valor de los parámetros geométricos de los tubos (longitud, diámetro externo y espesor) es posible determinar el diámetro de carcasa para la configuración dada. Estos parámetros se fueron variando hasta alcanzar una relación de aspecto válida, manteniendo los valores de velocidad de los fluidos en la carcasa y en los tubos. Sin embargo no fue posible hacer converger el valor calculado del coeficiente global con el valor supuesto, dentro del rango de valores típicos de la bibliografía para los fluidos de trabajo en intercambiadores de caracas y tubos.

Una vez descartada la disposición 1:2 se probó con una 1:4 para el rango de coeficientes, pero la velocidad en los tubos era muy elevada, incluso para el diámetro estándar máximo de 50mm (con un espesor de 2mm). Esta velocidad se podía rebajar manteniendo el diámetro del tubo y reduciendo su longitud pero siempre a expensas de obtener una relación de aspecto muy baja, por lo que se descartó la configuración.

Al emplear una configuración 4:2 la convergencia en el coeficiente de transmisión de calor se obtuvo rápidamente para relaciones de aspecto válidas y velocidades dentro del intervalo aceptable para cada fluido.

5.2.4.2 INTERCAMBIADOR IC-301

- *Función:*

Calentar la corriente 14 de aire que se dirige a la torre de stripping TS-301 con la corriente de gases 12 proveniente de la zona de tratamiento, que se enfriá parcialmente (previo al intercambiador IC-302).

- *Criterios de diseño:*

Se trata de un intercambiador convencional de carcasa y tubos horizontal con cabezal flotante. La corriente 12 de gases circula por los tubos ya que está a mayor temperatura y para controlar mejor su flujo, mientras que la corriente 14 de aire se fuerza a circular por la carcasa.

Se busca una relación de aspecto entre 5 y 9 (preferiblemente 7) para tener un diseño lo más económico posible (buscar área de intercambio mínima), manteniendo los valores de caída de presión y velocidad, tanto en carcasa como en tubos, dentro de los intervalos establecidos que se muestran en las tablas 5.1 y 5.2.

- *Dimensionamiento:*

Los cálculos correspondientes a este cambiador de calor se muestran en la hoja resumen de la tabla 5.8. En esta tabla están recogidos todos los cálculos intermedios que se han llevado a cabo durante la aplicación del método general de diseño de intercambiadores.

Equipo: IC-301	
Datos y Cálculos Intermedios	
Configuración	2:1
R	0,38
S	0,79
F_{gráfica}	0,95
Datos tubos	
M_{tubos}(kg/s)	2,08
T_{1(°C)}	85,1
T_{2(°C)}	63,15
T_{media(°C)}	74,12
ρ(kg/m³)	7
μ(kg/m.s)	1,93 10 ⁻⁵
k_f(W/m.°C)	0,026
C_p(kJ/kg.°C)	1
Q(kJ/s)	45,68
Datos geométricos: Tubos	
L(m)	3,66
L_{efectiva(m)}	6,61
d_o(m)	0,025
e(m)	0,002
d_i(m)	0,021
Datos carcasa	
M_{carcasa}(kg/s)	0,8
t_{1(°C)}	13
t_{2(°C)}	70
T_{media(°C)}	41,5
ρ(kg/m³)	1,025
μ(kg/m.s)	2,09 10 ⁻⁵
k_f(W/m.°C)	0,0291
C_p(kJ/kg.°C)	1,03
Q(kJ/s)	45,68
Cálculos Tubos	
A_{tubo}(m²)	0,283
S_{tubo}(m²)	0,00035
N_{tubo-teóricos}	116
N_{tubos}	116
N_{pasos}	2
N_{tubos/paso}	58
S_{pasos}(m²)	0,0201
u_{tubo}(m/s)	9,76
Cálculos Carcasa y Bafles	
N_{pasos}	1
K₁	0,249
n₁	2,207
D_{haz-tubos}(m)	0,4045
d_{haz-carcasa}(m)	0,0556
D_{int,carcasa}(m)	0,4601
e_{min}(m)	0,0057
D_{ext,carcasa}(m)	0,4658
-	-
p_t/d₀	1,25
p_t(m)	0,0312
l_b(m)	0,5157
N_{bafles}	6
Bafle Cut (%)	25
A_{carcasa}(m²)	0,047
u_{carcasa}(m/s)	16,47
Coeficientes Individuales y caída de Presión	

Tubos		Carcasa	
Re_t	112704,6	Re_c	14348,36
L/di	171,9	$d_{equivalente}$	0,0177
$J_{h,tubos}$	0,03	$j_{h,carcasas}$	0,0025
Pr_t	0,736	Pr_c	0,719
h_i (W/m ² .°C)	3816,56	h_0 (W/m ² .°C)	52,67
$j_{f,tubos}$	0,005	$j_{f,carcasas}$	0,1
ΔP_{tubos} (kPa)	14,37	$\Delta P_{carcasa}$ (kPa)	17,06
Coeficiente Global y Relación de Aspecto			
K_w (W/m.°C)	16	Relación de aspecto: L/D	
$h_{f,i}$ (W/m ² .°C)	5000	U_0 (W/m ² .°C)	50,32
$h_{f,0}$ (W/m ² .°C)	5000	Error (%)	0,65

Tabla 5.9: Hoja resumen del diseño del intercambiador IC-301.

5.2.4.3 INTERCAMBIADOR IC-302

- *Función:*

Enfriar la corriente 12 de gases que se dirige a la torre de absorción TA-301 con agua de refrigeración. Esta corriente de gases ya se enfrió parcialmente en el intercambiador IC-301.

- *Criterios de diseño:*

Se trata de un intercambiador convencional de carcasa y tubos horizontal con cabezal flotante. La corriente 12 de gases circula por los tubos ya que está a mayor temperatura y para controlar mejor su flujo, mientras que el agua de refrigeración se fuerza a circular por la carcasa. Se busca una relación de aspecto entre 5 y 9 (preferiblemente 7) para tener un diseño lo más económico posible (buscar área de intercambio mínima), manteniendo los valores de caída de presión y velocidad, tanto en carcasa como en tubos, dentro de los intervalos establecidos que se muestran en las tablas 5.1 y 5.2.

- *Dimensionamiento:*

Los cálculos correspondientes a este cambiador de calor se muestran en la hoja resumen de la tabla 5.9. En esta tabla están recogidos todos los cálculos intermedios que se han llevado a cabo durante la aplicación del método general de diseño de intercambiadores.

Equipo: IC-302	
Datos y Cálculos Intermedios	
Configuración	4:2
R	0,91
S	0,43
F _{gráfica}	0,98
Datos tubos	
M _{tubos} (kg/s)	2,08
t ₁ (°C)	63,15
t ₂ (°C)	40
T _{media} (°C)	51,57
ρ(kg/m ³)	7
μ(kg/m.s)	0,000019
k _f (W/m.°C)	0,026
C _p (kJ/kg.°C)	1,04
Q(kJ/s)	48,17
Datos geométricos: Tubos	
L(m)	2,44
L _{efectiva} (m)	2,39
d _o (m)	0,03
e(m)	0,002
d _i (m)	0,026
Datos carcasa	
M _{carcasa} (kg/s)	0,7
T ₁ (°C)	5
T ₂ (°C)	30,55
T _{media} (°C)	17,5
ρ(kg/m ³)	1
μ(kg/m.s)	0,001
k _f (W/m.°C)	0,0262
C _p (kJ/kg.°C)	4,225
Q(kJ/s)	75,57
Cálculos Tubos	
A _{tubo} (m ²)	0,225
S _{tubo} (m ²)	0,00053
N _{tubo-teóricos}	22
N _{tubos}	24
N _{pasos}	4
N _{tubos/paso}	6
S _{pasos} (m ²)	0,0032
u _{tubo} (m/s)	9,3
Cálculos Carcasa y Bafles	
N _{pasos}	2
K ₁	0,175
n ₁	0,285
D _{haz-tubos} (m)	0,258
d _{haz-carcasa} (m)	0,0516
D _{int,carcasa} (m)	0,31
e _{min} (m)	0,0057
D _{ext,carcasa} (m)	0,3157
-	-
p _t /d ₀	1,25
p _t (m)	0,0375
l _b (m)	0,1138
N _{bafles}	20
Bafle Cut (%)	35
A _{carcasa} (m ²)	0,00353
u _{carcasa} (m/s)	0,23
Coeficientes Individuales y caída de Presión	
Tubos	
Re _t	8934,3
L/d _i	91,92
J _{h,tubos}	0,03
Pr _t	0,724
h _i (W/m ² .°C)	2432,02
j _{f, tubos}	0,0045
ΔP _{tubos} (kPa)	75,3
Carcasa	
Re _c	2716,18
d _{equivalente}	0,0213
j _{h,carcas}	0,02
Pr _c	161,07
h ₀ (W/m ² .°C)	357,84
j _{f,carcas}	0,1
ΔP _{carcasa} (kPa)	7,88
Coeficiente Global y Relación de Aspecto	
K _w (W/m.°C)	16
h _{f,i} (W/m ² .°C)	5000
h _{f,0} (W/m ² .°C)	5000
Relación de aspecto: L/D	7,71
U ₀ (W/m ² .°C)	293,5
Error(%)	1,20

Tabla 5.10: Hoja resumen del diseño del intercambiador IC-302.

5.2.4.4 CONDENSADOR CN-301 A/B.

- *Función:*

Condensar totalmente la corriente de cabezas del evaporador E-301 y subenfriarla hasta la temperatura a la que opera la torre de absorción TA-301. Para ello se utiliza agua de refrigeración.

- *Criterios de diseño:*

Se trata de un cambiador convencional de carcasa y tubos horizontal con cabezal flotante. La corriente de agua circula por los tubos y la de proceso por la carcasa, ya que es una condición impuesta para los condensadores horizontales ya que la condensación debe producirse en el lado de la carcasa (en el exterior de los tubos). La temperatura máxima del agua a la salida del equipo, para poder introducirla luego en el equipo de frío, es de 30°C. Se busca una relación de aspecto entre 5 y 9 (preferiblemente 7) para tener un diseño lo más económico posible (buscar área de intercambio mínima), manteniendo los valores de caída de presión y velocidad, tanto en carcasa como en tubos, dentro de los intervalos establecidos que se muestran en las tablas 5.1 y 5.2. Se opta por operar con dos equipos idénticos en paralelo ya que se manejan caudales muy elevados.

- *Dimensionamiento*

Los cálculos correspondientes a este condensador se muestran en la hoja resumen de la tabla 5.11, que es algo distinta que las anteriores. En esta tabla están recogidos todos los cálculos intermedios que se han realizado durante la aplicación del método general del diseño de intercambiadores. A continuación se enumeran las diferencias principales del cálculo en los condensadores horizontales con respecto a los intercambiadores (apartado 5.2.1), debido a las cuales debe modificarse ligeramente las hojas de resumen:

- Para calcular el calor intercambiado en el equipo hay que incluir el término de calor latente de condensación de la corriente de proceso.
- Se necesita la densidad tanto del vapor como del líquido de la corriente de proceso.

- Se emplea la ecuación 5.19 para el cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor en el lado de la carcasa.
- La caída de presión en carcasa se calcula a partir del método para una única fase mediante el procedimiento propuesto por *Kern*.
- A priori es necesario corregir el cálculo del coeficiente de transmisión de calor y la caída de presión con el término de viscosidades que cuantifica el cambio de temperatura. Tras realizar el cálculo se obtuvieron valores próximos a la unidad (no se muestran en las tablas).

Equipo: CN-301 A/B		
Datos y Cálculos Intermedios		
Configuración	4:2	
R	0,65	$\Delta T_{ml}(^{\circ}\text{C})$ 41,65
S	0,53	$\Delta T_{ml_corregida}(^{\circ}\text{C})$ 39,98
F_{gráfica}	0,96	$U_{0,sup}(W/\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$ 1122
		$A_0(\text{m}^2)$ 1073
Datos tubos		
M_{tubos}(kg/s)	440	Cálculos Tubos
t₁($^{\circ}\text{C}$)	5	$A_{tubo}(\text{m}^2)$ 0,4752
t₂($^{\circ}\text{C}$)	30,90	$S_{tubo}(\text{m}^2)$ 0,000346
t_{media}($^{\circ}\text{C}$)	17,95	$N_{tubo-teóricos}$ 2259
$\rho(\text{kg/m}^3)$	1000	N_{tubos} 2260
$\mu(\text{kg/m.s})$	0,001	N_{pasos} 4
k_f(W/m.$^{\circ}\text{C}$)	0,062	$N_{tubos/paso}$ 565
Cp(kJ/kg.$^{\circ}\text{C}$)	4,225	$S_{paso}(\text{m}^2)$ 0,7828
Q(kJ/s)	48158,5	$u_{tubo}(\text{m/s})$ 2,25
Datos geométricos: Tubos		
L(m)	6,10	Cálculos Carcasa y Bafles
L_{efectiva}(m)	6,05	N_{pasos} 2
d_o(m)	0,025	K₁ 0,175
e(m)	0,002	n₁ 2,285
d_i(m)	0,021	D_{haz-tubos}(m) 1,574
Datos carcasa		d_{haz-carcasa}(m) 0,0878
M_{carcasa}(kg/s)	20,15	D_{int,carcasa}(m) 1,662
T₁($^{\circ}\text{C}$)	80	e_{min}(m) 0,0057
T₂($^{\circ}\text{C}$)	40	D_{ext,carcasa}(m) 1,6678
T_{media}($^{\circ}\text{C}$)	60	- -
$\rho_L(\text{kg/m}^3)$	980	----
$\rho_V(\text{kg/m}^3)$	2,397	----
$\mu_L(\text{kg/m.s})$	0,00369	p_t/d₀ 1,25
k_f(W/m.$^{\circ}\text{C}$)	0,6567	p_t(m) 0,0315
Cp_L(kJ/kg.$^{\circ}\text{C}$)	4,125	I_s(m) 1,21
$\lambda(\text{kJ/kg})$	222,5	N_{bafles} 4
Q(kJ/s)	48158,5	Bafle Cut (%) 25
		A_{carcasa}(m²) 0,121
		u_{carcasa}(m/s) 23,51

Coeficientes Individuales y caída de Presión			
Tubos		Carcasa	
Re_t	37371,87	Re_c	14940,32
L/di	504,17	Γ	0,00147
$J_{h,tubos}$	0,0025	$d_{equivalente}$	0,013
Pr_t	0,141	Pr_c	10,9
h_i (W/m ² .°C)	6105,44	h_{cond} (W/m ² .°C)	7475,42
j_i , tubos	0,0035	$j_{f,carcas}$	0,038
ΔP_{tubos} (kPa)	10,68	ΔP_{arcasa} (kPa)	9,34
Coeficiente Global y Relación de Aspecto			
K_w (W/m.°C)	16	Relación de aspecto: L/D	5,65
$h_{f,i}$ (W/m ² .°C)	5000	U_0 (W/m ² .°C)	1107,34
$h_{f,0}$ (W/m ² .°C)	5000	Error (%)	1,32

Tabla 5.11. Hoja resumen del diseño del condensador CN-301 A/B.

5.2.4.5 CONDENSADOR CN-401.

- *Función:*

Condensar totalmente la corriente de cabezas de la torre de destilación CD-401 utilizando agua de refrigeración. Una parte de la corriente condensado es el reflujo de la torre corriente, otra parte se recircula al tanque de mezcla TK-201 corriente 67.

- *Criterios de diseño:*

Se trata de un cambiador convencional de carcasa y tubos vertical con cabezal flotante y flujo descendente de vapor. En este tipo de condensadores la condensación debe producirse en el lado de los tubos (en el interior de los mismos), por lo que la corriente de agua circula por la carcasa mientras que el fluido de proceso circula por el interior de los tubos. La temperatura máxima del agua a la salida del equipo, para poder introducirla luego en el equipo de frío, es de 30°C. Se busca una relación de aspecto entre 5 y 9 (preferiblemente 7) para tener un diseño lo más económico posible (buscar área de intercambio mínima), manteniendo los valores de caída de presión y velocidad, tanto en carcasa como en tubos, dentro de los intervalos establecidos que se muestran en las tablas 5.1 y 5.2.

- *Dimensionamiento*

Los cálculos correspondientes a este condensador se muestran en la hoja resumen de la tabla 5.13, que es algo distinta que las anteriores. En esta tabla están recogidos todos los cálculos intermedios que se han realizado durante la aplicación del método general del diseño de intercambiadores. A continuación se enumeran las diferencias principales del cálculo en los condensadores horizontales con respecto a los intercambiadores (apartado 5.2.1), debido a las cuales debe modificarse ligeramente las hojas de resumen:

- Para calcular el calor intercambiado en el equipo hay que incluir el término de calor latente de condensación de la corriente de proceso.
- Se necesita la densidad tanto del vapor como del líquido de la corriente de proceso.
- Se emplea la ecuación 5.21 para el cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor en el lado de los tubos.
- La velocidad en los tubos es la calculada para las condiciones de entrada (vapor).
- La caída de presión en carcasa se calcula a partir del método para una única fase mediante el procedimiento propuesto por *Kern*.
- A priori es necesario corregir el cálculo del coeficiente de transmisión de calor y la caída de presión con el término de viscosidades que cuantifica el cambio de temperatura. Tras realizar el cálculo se obtuvieron valores próximos a la unidad (no se muestran en las tablas).

Equipo: CN-401	
Datos y Cálculos Intermedios	
Configuración	1:1
R	-
S	-
F _{gráfica}	1
Datos tubos	
M _{tubos} (kg/s)	8,88
t ₁ (°C)	61
t ₂ (°C)	61
t _{media} (°C)	61
ρ(kg/m ³)	1068
μ(kg/m.s)	0,001
k _f (W/m.°C)	0,0193
C _p (kJ/kg.°C)	3,692
λ(kJ/kg)	1890
Q(kJ/s)	16784,25
Datos geométricos: Tubos	
L(m)	6,10
L _{efectiva} (m)	6,05
d _o (m)	0,016
e(m)	0,002
d _i (m)	0,012
Datos carcasa	
M _{carcasa} (kg/s)	150
T ₁ (°C)	5
T ₂ (°C)	31,46
T _{media} (°C)	18,23
ρ(kg/m ³)	1000
μ(kg/m.s)	0,001
k _f (W/m.°C)	0,001
C _p (kJ/kg.°C)	4,225
Q(kJ/s)	16784,25
Cálculos Tubos	
A _{tubo} (m ²)	0,3041
S _{tubo} (m ²)	0,000201
N _{tubo-teóricos}	2670
N _{tubos}	2670
N _{pasos}	1
N _{tubos/paso}	2670
S _{pasos} (m ²)	0,5368
Γ _v (kg/m.s)	1,118
u _{vapor} (m/s)	31,43
Cálculos Carcasa y Bafles	
N _{pasos}	1
K ₁	0,319
n ₁	2,142
D _{haz-tubos} (m)	1,085
D _{haz-carcasa} (m)	0,074
D _{int,carcasa} (m)	1,159
e _{min} (m)	0,0057
D _{ext,carcasa} (m)	1,1647
-	-
p _t /d ₀	1,25
p _t (m)	0,02
l _b (m)	0,55
N _{bafles}	10
Bafle Cut (%)	35
A _{carcasa} (m ²)	0,1275
u _{carcasa} (m/s)	1,18
Coeficientes Individuales y caída de Presión	
Tubos	
Re _{cond}	4470,63
Re _{vap}	202806,88
Ord(fig.5.6)	3
Pr _t	207
h _{cond} (W/m ² .°C)	1169,01
j _{f, tubos}	0,0035
ΔP _{tubos} (kPa)	7,2
Carcasa	
Re _c	1362,04
d _{equivalente}	0,01136
j _{h,carcasas}	0,05
Pr _c	161,37
h ₀ (W/m ² .°C)	8247,46
j _{f,carcasas}	0,038
ΔP _{arcasa} (kPa)	22,3
Coeficiente Global y Relación de Aspecto	
K _w (W/m.°C)	15
h _{f,i} (W/m ² .°C)	5000
h _{f,0} (W/m ² .°C)	5000
Relación de aspecto: L/D	
U ₀ (W/m ² .°C)	498,59
Error(%)	0,28

Tabla 5.12: Hoja resumen del diseño del condensador CN-401.

5.2.4.6 CONDENSADOR CN-601.

- *Función:*

Condensar totalmente la corriente 32 que sale del cristalizador CR-601 que posteriormente se envía al tratamiento de aguas. Como fluido frío se utiliza agua de refrigeración.

- *Criterios de diseño:*

Se trata de un cambiador convencional de carcasa y tubos vertical con cabezal flotante y flujo descendente de vapor. En este tipo de condensadores la condensación debe producirse en el lado de los tubos (en el interior de los mismos), por lo que la corriente de agua circula por la carcasa mientras que el fluido de proceso circula por el interior de los tubos. La temperatura máxima del agua a la salida del equipo, para poder introducirla luego en el equipo de frío, es de 30°C. Se busca una relación de aspecto entre 5 y 9 (preferiblemente 7) para tener un diseño lo más económico posible (buscar área de intercambio mínima), manteniendo los valores de caída de presión y velocidad, tanto en carcasa como en tubos, dentro de los intervalos establecidos que se muestran en las tablas 5.1 y 5.2.

- *Dimensionamiento*

Los cálculos correspondientes a este condensador se muestran en la hoja resumen de la tabla 5.14, que tiene el mismo formato que la tabla 5.15. En esta tabla están recogidos todos los cálculos intermedios que se han llevado a cabo durante la aplicación del método generadle diseño de intercambiadores con las ligeras diferencias introducidas debido a la condensación de la corriente de proceso.

Equipo: CN-601			
Datos y Cálculos Intermedios			
Configuración	1:1		
R	-		
S	-		
F_{gráfica}	1		
Datos tubos			
M_{tubos}(kg/s)	1,73		
t₁(°C)	35		
t₂(°C)	35		
t_{media}(°C)	35		
ρ(kg/m³)	1068		
μ(kg/m.s)	0,001		
k_f(W/m.°C)	0,0193		
C_p(kJ/kg.°C)	3,692		
λ(kJ/kg)	2256		
Q(kJ/s)	3914,16		
Datos geométricos: Tubos			
L(m)	4,88		
L_{efectiva}(m)	4,83		
d_o(m)	0,016		
e(m)	0,002		
d_i(m)	0,012		
Datos carcasa			
M_{carcasa}(kg/s)	35		
T₁(°C)	5		
T₂(°C)	31,45		
T_{media}(°C)	18,22		
ρ(kg/m³)	1000		
μ(kg/m.s)	0,001		
k_f(W/m.°C)	0,0262		
C_p(kJ/kg.°C)	4,228		
Q(kJ/s)	3914,16		
Cálculos Tubos			
A_{tubo}(m²)	0,2428		
S_{tubo}(m²)	0,000113		
N_{tubo-teóricos}	4065		
N_{tubos}	4066		
N_{pasos}	1		
N_{tubos/paso}	4066		
S_{pasos}(m²)	0,4598		
Γ_v(kg/m.s)	0,2283		
u_{vapor}(m/s)	16,23		
Cálculos Carcasa y Bafles			
N_{pasos}	1		
K₁	0,319		
n₁	2,142		
D_{haz-tubos}(m)	1,32		
d_{haz-caracsa}(m)	0,0808		
D_{int,carcasa}(m)	1,40		
e_{min}(m)	0,0057		
D_{ext,carcasa}(m)	1,1457		
-	-		
p_t/d₀	1,25		
p_t(m)	0,02		
l_b(m)	0,21		
N_{bafles}	22		
Bafle Cut (%)	35		
A_{carcasa}(m²)	0,05885		
u_{carcasa}(m/s)	0,59		
Coeficientes Individuales y caída de Presión			
Tubos		Carcasa	
Re_{cond}	913,33	Re_c	6756,18
Re_{vap}	98345,45	d_{equivalente}	0,01136
Ord(fig.5.6)	3.5	j_{h,carcas}	0,0078
Pr_t	207,25	Pr_c	161,374
h_{cond}(W/m².°C)	1305,69	h₀(W/m².°C)	650,54
j_{i, tubos}	0,0035	j_{f,carcas}	0,038
ΔP_{tubos}(kPa)	22,56	ΔP_{arcasa}(kPa)	8,45
Coeficiente Global y Relación de Aspecto			
K_w(W/m.°C)	16	Relación de aspecto: L/D	5,78
h_{f,i}(W/m².°C)	5000	U₀(W/m².°C)	315,57
h_{f,0}(W/m².°C)	5000	Error(%)	1,4

Tabla 5.13: Hoja resumen del diseño del condensador CN-601.

5.2.4.7 CONDENSADOR CN-602.

- *Función:*

Condensar totalmente la corriente 41 que sale del cristalizador CR-602 que posteriormente se envía al tratamiento de aguas. Como fluido frío se utiliza agua de refrigeración.

- *Criterios de diseño:*

Se trata de un cambiador convencional de carcasa y tubos vertical con cabezal flotante y flujo descendente de vapor. En este tipo de condensadores la condensación debe producirse en el lado de los tubos (en el interior de los mismos), por lo que la corriente de agua circula por la carcasa mientras que el fluido de proceso circula por el interior de los tubos. La temperatura máxima del agua a la salida del equipo, para poder introducirla luego en el equipo de frío, es de 30°C. Se busca una relación de aspecto entre 5 y 9 (preferiblemente 7) para tener un diseño lo más económico posible (buscar área de intercambio mínima), manteniendo los valores de caída de presión y velocidad, tanto en carcasa como en tubos, dentro de los intervalos establecidos que se muestran en las tablas 5.1 y 5.2.

- *Dimensionamiento*

Los cálculos correspondientes a este condensador se muestran en la hoja resumen de la tabla 5.15, que tiene el mismo formato que la tabla 5.15. En esta tabla están recogidos todos los cálculos intermedios que se han llevado a cabo durante la aplicación del método generadle diseño de intercambiadores con las ligeras diferencias introducidas debido a la condensación de la corriente de proceso.

Equipo: CN-602	
Datos y Cálculos Intermedios	
Configuración	1:1
R	-
S	-
F _{gráfica}	1
Datos tubos	
M _{tubos} (kg/s)	0,75
t ₁ (°C)	55
t ₂ (°C)	55
t _{media} (°C)	55
p(kg/m ³)	1068
μ(kg/m.s)	0,001
k _f (W/m.°C)	0,0193
C _p (kJ/kg.°C)	3,692
λ(kJ/kg)	2256
Q(kJ/s)	1692,01
Datos geométricos: Tubos	
L(m)	4,88
L _{efectiva} (m)	4,83
d _o (m)	0,016
e(m)	0,002
d _i (m)	0,012
Datos carcasa	
M _{carcasa} (kg/s)	16
T ₁ (°C)	5
T ₂ (°C)	30,01
T _{media} (°C)	17,50
p(kg/m ³)	1000
μ(kg/m.s)	0,001
k _f (W/m.°C)	0,0262
C _p (kJ/kg.°C)	4,225
Q(kJ/s)	1692,01
Cálculos Tubos	
A _{tubo} (m ²)	0,2428
S _{tubo} (m ²)	0,000113
N _{tubo-teóricos}	737
N _{tubos}	738
N _{pasos}	1
N _{tubos/paso}	738
S _{paso} (m ²)	0,0,0835
Γ _v (kg/m.s)	0,575
u _{vapor} (m/s)	19,26
Cálculos Carcasa y Bafles	
N _{pasos}	1
K ₁	0,319
n ₁	2,142
D _{haz-tubos} (m)	0,6174
d _{haz-carcasa} (m)	0,06148
D _{int,carcasa} (m)	0,6789
e _{min} (m)	0,0057
D _{ext,carcasa} (m)	0,6846
-	-
p _t /d ₀	1,25
p _t (m)	0,02
I _b (m)	0,23
N _{bafles}	20
Bafle Cut (%)	35
A _{carcasa} (m ²)	0,03123
u _{carcasa} (m/s)	0,51
Coeficientes Individuales y caída de Presión	
Tubos	
Re _{cond}	2300,34
Re _{vap}	56349,23
Ord(fig.5.6)	2.5
Pr _t	207,25
h _{cond} (W/m ² .°C)	974,17
j _{i, tubos}	0,0035
ΔP _{tubos} (kPa)	18,54
Carcasa	
Re _c	5820,82
d _{equivalente}	0,01136
j _{h,carcas}	0,0078
Pr _c	161,374
h ₀ (W/m ² .°C)	560,47
j _{f,carcas}	0,038
ΔP _{arcasa} (kPa)	5,34
Coeficiente Global y Relación de Aspecto	
K _w (W/m.°C)	16
h _{f,i} (W/m ² .°C)	5000
h _{f,0} (W/m ² .°C)	5000
Relación de aspecto: L/D	
U ₀ (W/m ² .°C)	265
Error(%)	1,39

Tabla 5.14: Hoja resumen del diseño del condensador CN-602.

5.3. DISEÑO DE REBOILERS

5.3.1. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO

En este apartado se resaltan las diferencias básicas que se aplican al diseño de equipos de transferencia de calor con respecto al diseño general de intercambiadores de carcasa y tubos, desarrollado en el apartado 5.2.1. El procedimiento de cálculo será muy similar a pesar de las diferencias constructivas y funcionales de los reboilers. En la columna de la planta se utiliza un *kettle* debido a la necesidad de vaporizar una fracción elevada de la corriente en cola con el fin de devolver vapor a la torre.

Este intercambiador se caracteriza por poseer una carcasa de tipo marmita, que facilita la ebullición del fluido y el desprendimiento del vapor generado. Debido a sus características su disposición ha de ser estrictamente horizontal. La relación de aspecto óptima, que conduce a un diseño más económico, será algo menor que en el caso de los intercambiadores de proceso, con L_k/D entre 3 y 4, siendo L_k (longitud del equipo) un 20% superior a la longitud seleccionada para los tubos.

Las diferencias principales que deben tenerse en cuenta durante el diseño de los kettles son las que se enumeran a continuación:

1. La corriente líquida procedente del fondo de la columna y la corriente auxiliar de vapor de agua que se hace circular por los tubos se encuentran saturadas a la temperatura de entrada del equipo, es decir, sólo se transfiere calor latente e vaporización/condensación. Como consecuencia de esto, al tener lugar un cambio de fase en ambas corrientes, la temperatura media será constante e igual a la diferencia de las temperaturas de saturación:

$$\Delta T = t^{\text{sat}} - T^{\text{sat}} \quad (5.29)$$

donde t^{sat} es la temperatura de saturación del vapor que circula por los tubos y T^{sat} la del fluido del proceso de la carcasa.

Además, dado que no hay intercambio de calor sensible en el sistema, el balance energético en estas unidades vendrá dado por:

$$Q = m_l \cdot \lambda_l = m_v \cdot \lambda_v \quad (5.30)$$

donde Q es el calor intercambiado entre ambas corrientes (kW), m_l es el caudal mísico de líquido evaporado (kg/h), m_v es el caudal de vapo (kg/h) y λ el calor latente de vaporización (Kj/kg) de cada corriente-ver subíndice-.

2. En cuanto al tipo y disposición, en el diseño de reboilers tipo Kettle ha de emplearse un pitch mayor al de los intercambiadores convencionales, de $1,5 \cdot d_e$, para evitar la acumulación de vapor de agua sobre los tubos (blanketing) lo que dificultaría la transferencia de calor y disminuiría la velocidad de formación de burbujas. En estos equipos se emplearán tubos en 'U' (siempre se tiene dos pasos por tubo) por lo que el número total de tubos que debe considerarse será el doble del valor calculado, y, a su vez la longitud debe tomarse como la mitad.

Se comprueba, mediante la ecuación 5.31 que la velocidad del vapor a la entrada de los tubos no exceda los 10 m/s:

$$v_t = \frac{Q_v}{N_{t,U} \cdot \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot d_i^2} \quad (5.31)$$

donde v_t es la velocidad del fluido de tubos (m/s), Q_v es el caudal volumétrico del fluido de los tubos (m^3/s) y $N_{t,U}$ es el número de tubos en 'U' del cambiador, valor que equivale al número de tubos por paso.

3. Para determinar el diámetro de la carcasa se emplea el procedimiento propuesto por Branan que se desarrolla a continuación:

3.1 Dibujar un triángulo equilátero que una los centros de tres tubos adyacentes, de modo que cada uno de los lados sea el pitch ($1,5 \cdot d_e$).

3.2 Se determina el área del triángulo:

$$A_l = \frac{L}{2} \cdot h = \frac{p_t}{2} \cdot \frac{p_t}{2} \cdot \tan(60^\circ) = \left(\frac{p_t}{2} \right)^2 \cdot \tan(60^\circ) \quad (5.32)$$

donde A_l es el área del triángulo (m^2) y p_t es el pitch de los tubos-distancia entre los centros de dos tubos adyacentes, valor que representa la longitud de los lados del triángulo que contiene $\frac{1}{2}$ de tubo.

3.3 Se determina el área ocupada por los tubos del haz:

$$A_2 = N_t \cdot A_l \cdot 2 \quad (5.33)$$

donde A_2 es al área ocupada por los tubos del haz (m^2) y N_t el número total de tubos en el haz; este valor se toma como el doble de los tubos en 'U'.

3.4 El diámetro del haz será aquel que contenga un área igual a la necesaria para incluir todos los tubos:

$$D_h = \left(\frac{4 \cdot A_2}{\pi} \right)^{0.5} \quad (5.34)$$

3.5 Una vez determinado el diámetro del haz, el diámetro de la carcasa dependerá del flujo calorífico del sistema:

Tabla 5.15: Relación de dimensiones de reboilers-flujo calorífico del sistema

q (W/m^2)	D_c/D_h
<25000	1,2-1,5
25000-40000	1,4-1,8
>40000	1,7-2

Donde el flujo calorífico se calcula como el cociente del calor intercambiado y el área necesaria para la transferencia.

Para seleccionar el valor de la tabla dentro del intervalo correspondiente, se debe comprobar que la distancia entre las partes superiores de la carcasa y del haz de tubos sea de, al menos 0,25 m, para facilitar la salida del vapor generado. Además esta distancia, debe incrementarse de manera proporcional con el caudal de vapor generado, para asegurar una operación correcta. El valor del diámetro de la carcasa se determina de forma:

$$D_c = \left(\frac{D_c}{D_h} \right) \cdot D_h \quad (5.35)$$

Las carcassas diseñadas para los *Kettles* son demasiado grandes para emplear en su construcción tuberías comerciales. Los cuerpos de los reboilers se construirán a partir de chapas de acero y será necesario llevar a cabo el diseño mecánico para calcular los espesores de las láminas.

Para simplificar los cálculos se toma como válido el valor del espesor mínimo correspondiente a los diámetros calculados tanto para carcasa como para los cabezales, que vienen en función de poder soportar su propio peso.

4. En estos sistemas es necesario calcular el flujo crítico de calor para la que la ebullición del flujo deja de ser estable. Para su determinación se emplea la ecuación propuesta por *Zuber*.

$$q_{cb} = K_b \cdot \left(\frac{p_t}{d_e} \right) \cdot \left(\frac{\lambda}{\sqrt{2 \cdot N_T}} \right) \cdot [\sigma \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot \rho^2 V]^{0.25} \quad (5.36)$$

donde q_{cb} es el flujo calorífico crítico (W/m^2), K_b la constante de diseño que depende de la disposición de los tubos ($k_b=0,41$) para la disposición en triángulo equilátero de los tubos), d_e es el diámetro externo de los tubos (m), λ es el calor latente de la fase líquida en la marmita (J/kg), σ es su tensión superficial (N/m), ρ la densidad de líquido o vapor, según indique el subíndice (kg/m^3) y g es la aceleración de la gravedad (m/s^2).

Algunos autores sugieren aplicar un factor de seguridad y multiplicar el valor calculado por la ecuación (num) por 0,7. Los valores del flujo calorífico calculados deben encontrarse muy por debajo del valor del flujo crítico en un diseño correcto.

5. Consideración adicional de diseño: en los reboilers, para evitar un arrastre excesivo, la velocidad del vapor en la superficie de líquido no debe superar el valor límite dado por la expresión:

$$u_v = 0,2 \cdot \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0,5} \quad (5.37)$$

A su vez, la velocidad de vapor sobre la superficie de líquido viene dada por:

$$u_s = \frac{m_v}{\rho_V \cdot A_L} \quad (5.38)$$

donde m_v es el caudal másico de vapor (kg/s) y A_L es la superficie de líquido (m^2).

5.3.2. CAÍDA DE PRESIÓN

Como diferencia básica con respecto a los intercambiadores de proceso hay que resaltar que en el interior de los reboilers tipo piscina no existe flujo de líquido en el interior de la carcasa y que la caída de presión es nula, tanto para la corriente de líquido que abandona el equipo como corrientes de colas, como para el vapor de retorno a la columna.

La caída de presión en los tubos es difícil de predecir debido a la presencia de dos fases a que la velocidad del vapor cambia a lo largo de los mismos. Para el cálculo de la pérdida de cara se procede de igual manera que en los condensadores: se considera que el vapor no cambia de fase a través de los tubos y se aplica un factor de corrección del 50% (propuesto por *Kern*) para tener en cuenta la variación en la velocidad del vapor. Por tanto, la pérdida de presión en los tubos viene dada por la siguiente ecuación:

$$\Delta P_t = 0,5 \cdot n \cdot \left(8 \cdot j_f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14} + 2,5 \right) \cdot \frac{\rho \cdot u_t^2}{2} \quad (5.39)$$

donde ΔP_t es la caída de presión en los tubos (Pa), n es el número de pasos en los tubos, L es la longitud de los tubos (m), j_f es el factor de fricción, d_i es el diámetro interno de los tubos (m), μ es la viscosidad del fluido a la temperatura media (kg/m.s), μ_w es la viscosidad del fluido a la temperatura de la pared de los tubos (kg/m.s), ρ es la densidad del fluido (kg/m^3) y u_t es la velocidad lineal del fluido en el interior de los tubos (m/s).

5.3.3. CÁLCULOS.

REBOILER RE-401

- *Función:* Vaporizar el 93,42% p. de la corriente que abandona la columna CD-401 por su base para devolver el vapor a la columna.
- *Criterios de diseño:* Las corrientes presentes en estos equipos, tanto el vapor que circula por los tubos como el líquido que reposa en la carcasa están a su temperatura de ebullición para la presión de trabajo.

El líquido llega al reboiler a su temperatura de burbuja (condición de diseño de la torre) y la temperatura del vapor se selecciona arbitrariamente a la temperatura que sale este de la caldera y a la presión de saturación correspondiente. Se busca una relación de aspecto $\frac{L}{D}$ en torno a 3,5 menor que en los intercambiadores porque son necesarias carcassas más grandes que dejen salir el vapor generado.

Los cálculos correspondientes a este equipo de intercambio de calor, que se explicaron en el apartado 5.3.1 se desarrollan a continuación:

Calor intercambiado y área de transferencia

El balance energético en la unidad viene dado por la ecuación 5.30. En esta ocasión, el calor que se debe intercambiar se determina a partir de los datos de la corriente líquida: calor latente de vaporización y caudal mísico de vapor generado; por lo que, conocido el calor latente de condensación del vapor en las condiciones de saturación existentes, puede determinarse el caudal mísico de vapor necesario para conseguir la vaporización deseada. El caudal calorífico calculado se incrementa en un 5% para cuantificar las pérdidas de calor durante el proceso (Q_{\max}).

Una vez conocido el valor de este flujo calorífico también es posible calcular el área de intercambio requerida por el proceso (despejando A_0 en la ecuación 5.5 y resolviendo), para lo que será necesario determinar previamente la diferencia media de temperaturas, que no es más que la diferencia entre las temperaturas de saturación de los dos fluidos y suponer un valor del coeficiente de transferencia de calor. Se trata, por tanto de un proceso iterativo nuevamente.

Los datos de partida y resultados se encuentran en la tabla 5.18. El valor del coeficiente supuesto corresponde un valor típico escogido para intercambio de calor en este tipo de intercambiador en el que considera que los ácidos orgánicos pasan del lado de la carcasa y el vapor del lado de los tubos (Ullrich).

Tabla 5.16: *Calor intercambiado y caudales de fluidos.*

$Q(\text{kW})$	14.890,49
$Q_{\text{max}} (\text{kW})$	15.635,01
$m_{c,p} (\text{kg/s})$	14,743
$m_{\text{vapor}} (\text{kg/s})$	7,599
$U_{\text{sup}} (\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$	450
$\Delta T_m (^{\circ}\text{C})$	72
$A_o (\text{m}^2)$	482,56
$q (\text{W/m}^2)$	30857,14

El dato de la última fila en la tabla anterior corresponde al flujo calorífico del sistema, que es el cociente del flujo calorífico máximo y el área de intercambio necesaria.

Disposición y tamaño de los tubos

Es aconsejable emplear el mismo tipo de tubos para todos los cambiadores de la planta con el objetivo de minimizar los gastos de almacenaje de repuestos. En este diseño se seguirán empleando tubos de longitudes y diámetros estándar como los usados en los intercambiadores, sin embargo ahora estarán doblados en 'U' para evitar el uso de cabezales o distribuidores de flujo de la carcasa. La utilización de estos tubos supone directamente que va a haber un par de pasos por tubos del vapor que actúa como fluido caliente del sistema.

El número total de tubos en el reboiler, a efectos de cálculo, se tomará como el doble del número de tubos en 'U' y este número será, por tanto, equivalente al número de tubos por paso. El patrón en la disposición de los tubos es triangular.

El número total de tubos en el sistema se determina como el cociente entre el área total de transferencia y el área de transferencia que proporciona el tubo. Para conocer este dato se debe determinar los parámetros geométricos básicos del mismo:

Tabla 5.17: Geometría y superficie de la transferencia de un tubo; número de tubos-

L(m)	4,2
d _o (m)	0,050
p _t /d _o	1,5
p _t (m)	0,075
e _{tubo} (m)	0,002
d _i (m)	0,046
Perímetro (m)	0,144
A _t (m ²)	0,628
N _t	768
N _{t,U}	384

La longitud de tubo considerada para la transferencia fue la mitad de tubo en 'U' por lo que el número total de tubos calculados será el doble de número de tubos en 'U' que realmente hay en el haz del *kettle*.

En el diseño de reboilers tipo piscina ha de emplearse un *pitch* mayor que en los intercambiadores de carcasa y tubos, de aproximadamente 1,5 veces el d_o para evitar la acumulación de vapor de agua sobre los tubos (*blanketing*).

Con el valor total del número de tubos y el caudal mísico de vapor empleado (se convierte a caudal volumétrico dividiendo entre la densidad del vapor a esa T° de saturación) se comprueba, mediante la ecuación 5.31 que la velocidad del vapor es de 1,548 m/s y por tanto no excede los 10 m/s máximos permitidos.

Diámetro de la carcasa

El diámetro de la carcasa se determina a través del método propuesto por C.Branan que fue descrito minuciosamente en el apartado 5.3.1, punto 3, una vez conocidos el número total de tubos y el flujo calorífico (tabla 5.9).

Los valores obtenidos en cada una de las etapas del mismo se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 5.18: Cálculo del diámetro de la carcasa.

$A_1(m^2)$	0,0003809
$A_2(m^2)$	0,585
$D_{haz}(m)$	0,863
D_c/D_{haz}	1,5
$D_{c,int}(m)$	1,294
$e_{min}(m)$	0,465
$D_{c,ext}(m)$	1,304
L/D	3,244

Determinación del flujo crítico de calor

El flujo máximo de calor para que la ebullición del fluido de la carcasa sea estable viene dado por la correlación propuesta por Zuber; modificada por el factor de corrección del 70% propuesto por otros autores. Los parámetros y resultados obtenidos se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 5.19: Determinación del flujo crítico de calor

g(m/s ²)	9,81
K _b	0,41
q _{cb} (W/m ²)	294085,23

El flujo de calor calculado previamente (tabla 5.9) es inferior al valor crítico, por lo que el reboiler opera en condiciones aceptables.

Consideraciones de diseño

Suponiendo que la altura de líquido está ligeramente por encima del haz de tubos se estima que esta es igual a 0,95 m y por tanto la distancia entre el nivel de líquido y la parte superior de la carcasa es de 0,354 superior al mínimo recomendado de 0,25 m.

Además, para evitar un arrastre excesivo, la velocidad del vapor en la superficie del líquido u_s (ecuación 5.38) no debe superar el valor límite, u_v , dado por la expresión 5.37.

Suponiendo que el nivel de líquido es tal que ocupa el 80% del diámetro de la carcasa, se puede calcular A_L y determinar las dos velocidades que deben compararse:

Tabla 5.20: *Velocidades superficiales*

$A_L(m^2)$	5,437
u_s (m/s)	0,199
u_v (m/s)	0,954

Caída de presión

En este apartado se calculan por sólo pérdida de presión que experimenta el fluido caliente que circula por los tubos ya que al no haber flujo en la carcasa se considera que la caída de presión en su interior es nula; aunque podría tenerse en cuenta una ligera pérdida de carga en el vapor que abandona el *kettle* debida a la contracción que experimente en la boquilla de salida (no se ha tenido en cuenta en este caso).

La caída de presión en los tubos es difícil de predecir debido a la presencia de dos fases y a que la velocidad del vapor cambia a lo largo de los mismos pero, como ya se comentó, para calcular este parámetro, se considera que el vapor no cambia de fase a través de los tubos y se aplica un factor de corrección de 40% (Kern) para tener en cuenta la variación en la velocidad del vapor. La pérdida de presión en los tubos viene dada por la ecuación 5.26 y el factor de fricción se obtiene empleando la figura 5.7 a partir del módulo de *Reynolds*.

En la tabla 5.22 se resumen los datos y los resultados del cálculo:

Tabla 5.21: Cálculo de la caída de presión del lado de los tubos

v_{tubos} (m/s)	1,548
Re	36518,38
j_i	0,065
ΔP_t (Pa)	1546,59
ΔP_t (atm)	0,015

5.4. DISEÑO DE EVAPORADORES

5.4.1. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO

La corriente de entrada está a 70°C y 1atmósfera y procede de la torre de absorción. Este evaporador trabajará a vacío (280mmHg), pues así conseguimos que la temperatura en la cámara de ebullición sea menor(80°C) y así se reduzca el gasto energético en el evaporador y el condensador que le sigue. En este equipo se busca la eliminación de agua que procede de la torre TA-301, pero hay que tener en cuenta la presencia en la mezcla del ácido nítrico, con el que forma un azeótropo. Por esa razón, una pequeña parte de nítrico también se evaporará. Dicha cantidad, será en función de los datos de equilibrio de esta mezcla binaria a la temperatura de trabajo. Además, entran en el evaporador gases disueltos, que debido a que se encuentran en pequeñas cantidades, se considera directamente que se evaporan a la temperatura de trabajo.

Balance de materia

Teniendo en cuenta un el esquema sencillo de un evaporador, tal y como se muestra en la figura 5.9, y sabiendo tanto la corriente de proceso que entra al evaporador (F), como la cantidad de agua que queremos evaporar, podemos conocer exactamente las composiciones de todas las corrientes.

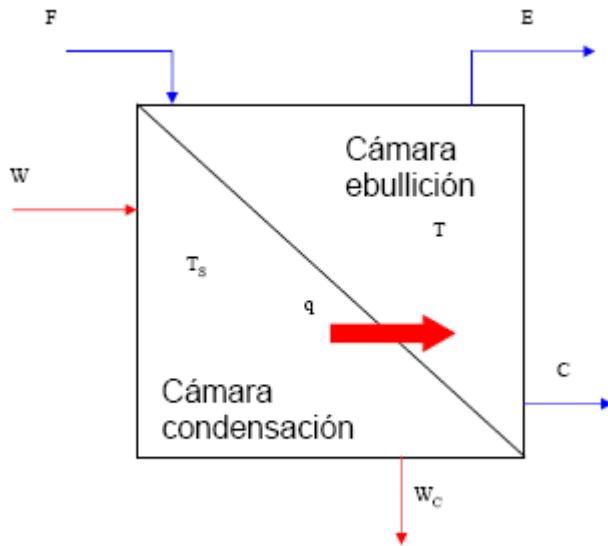


Fig 5.9 Esquema básico del equipo de evaporación.

donde F es la corriente de proceso, E la corriente evaporada y C la corriente que sale del evaporador en estado líquido.

El objetivo es la eliminación de agua, pero al existir nítrico en la mezcla (forman un azeótropo a 120°C y 1 atmósfera de presión), algo de nítrico también se evaporará. Partiendo de nuestra relación agua-nítrico a la entrada (F) y teniendo en cuenta el diagrama composición-temperatura para estos dos compuestos, si calentamos a 80°C, obtenemos las diferentes concentraciones de ácido nítrico en peso que tenemos tanto en la corriente vapor como en la corriente líquido. Esto se resume en la siguiente tabla:

Tabla 5.22: Condiciones de operación y fracción en peso del nítrico.

$P_{operación}$ (atm), cámara ebullición	1
$T_{operación}$ (°C)cámara ebullición	80
$X_{nítrico}$ (peso) _F	0.21
$X_{nítrico}$ (peso) _E	0.04
$X_{nítrico}$ (peso) _C	0.28

Con estos datos se puede obtener la cantidad de todos los compuestos en todas las corrientes con ayuda del balance de materia global y de componente. Así se obtiene:

Tabla 5.23: Distribución de componentes en las corrientes.

	F(kg/s)	E(kg/s)	C(kg/s)
Ác. Adípico	22.26	-	22.26
Ác. Glutárico	0.95	-	0.95
Ác. Súccinico	0.34	-	0.34
ciclohexanol	0.02	-	0.02
Ác. Nítrico	33.1	2.5	33.06
Agua	119.7	37.88	81.85
N ₂ O	$3,2 \cdot 10^{-6}$	$3,2 \cdot 10^{-6}$	-
NO ₂	$1,5 \cdot 10^{-4}$	$1,5 \cdot 10^{-4}$	-

Balance de energía

Para el diseño de este tipo de equipos, lo principal es el balance de energía. Basándonos en la figura 5.9 se concluye:

$$F \cdot h_F + W \cdot H_w = C \cdot h_c + E \cdot H_E + W \cdot h_w$$

donde F, C y E son el flujo mísico de las corrientes de entrada, salida en forma líquida y salida en forma vapor respectivamente (Kg/s), h_F , h_c y H_E son las entalpías de las disoluciones F, C y E (kJ/s) y, H_w y h_w son las entalpías del vapor y líquido saturado respectivamente (kJ/s).

Para calcular las entalpías de las corrientes líquidas se considera:

$$h_i = \int_{T_{ref}}^{T_i} C_p \cdot dT \quad (5.40)$$

donde el subíndice i , indica la corriente a la que se refiere, tanto su entalpía (h_i) como la temperatura a la que se encuentra (T_i).

Para el cálculo de las entalpías en la zona de ebullición H_E :

$$H_E = H_{sat}^T \quad (5.41)$$

donde esta T , es la temperatura de la cámara de ebullición (107°C).

Asimismo, para el cálculo del caudal mísico de vapor que se añade para poder llevar a cabo esta evaporación, se tiene en cuenta que el vapor con el que opera está a 120°C (estas condiciones ya vienen fijadas por la caldera de vapor de la planta), que por tanto se identifica con la temperatura en la cámara de condensación.

En la siguiente tabla, se resumen los datos obtenidos:

Tabla 5.24: Cálculo del caudal mísico de vapor

$T_{cámara ebullición} (°C)$	80	$T_{entrada} (°C)$	70
$T_{ref} (°C)$	25	$(H_w - h_w) (kJ/kg)$	2202
$T_{cámara conden} (°C)$	120	$F (kg/s)$	180
$h_F (kJ/kg)$	160	$C (kg/s)$	140
$h_c (kJ/kg)$	298.8	$E (kg/s)$	40.4
$H_E (kJ/kg)$	2156	$W (kg/s)$	31.9

Dimensiones

Por su gran similitud, el diseño de evaporadores se realiza siguiendo las consideraciones para el dimensionado de intercambiadores de calor de carcasa y tubos (ver apartado 5.1.2), pero asumiendo las limitaciones que existen para este tipo de evaporadores. Los resultados obtenidos se muestran en las tablas que aparecen a continuación:

Tabla 5.25: Calor intercambiado y área de transferencia

Q(kW)	71971,23
Q _{max} (kW)	7556979,
m _{vapor} (kg/s)	32,6
U _{sup} (w/m ² ·°C)	1741,6
ΔT _{ml} (°C)	22,42
A _o (m ²)	1842,67
q(w/m ²)	39068,042

*U_{sup} se ha tomado de tablas de valores para coeficientes de transmisión de calor, Perry, para soluciones acuosas y vapor con tubos de acero inoxidable.

Tabla 5.26: Disposición y tamaño de tubos

L(m)	8
d_o (mm)	0,05
p_t/d_o	1,25
p_t (m)	0,0625
e_{tubo} (m)	0,002
d_i (m)	0,046
Perímetro (m)	1,256
$A_t(m^2)$	1,156
N_t	1594

Así, se procede al cálculo del diámetro de carcasa.

Tabla 5.27: Diámetro de la carcasa

$A_1(m^2)$	0,00312
$A_2(m^2)$	0,996
D_{haz} (m)	1,126
D_c/D_{haz}	1,8
$D_{c,int}$ (m)	2,03
e_{min} (cm)	1,49
$D_{c,ext}$ (m)	2,058
L/D	3,96

6 CRISTALIZACIÓN

6.1 INTRODUCCIÓN

6.1.1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

La operación de cristalización es aquella por medio de la cual se separa un componente de una solución líquida transfiriéndolo a la fase sólida en forma de cristales que precipitan. Es una operación necesaria para todo producto químico que se presenta comercialmente en forma de polvos o cristales, como es el caso del ácido adípico.

En la cadena de operaciones unitarias de los procesos de fabricación, la cristalización se ubica después de la evaporación y antes de la operación de secado de los cristales y envasado.

Cristalizadores

El hecho de que se le dé a un recipiente el nombre de cristalizador depende primordialmente de los criterios utilizados para determinar su tamaño. En un cristalizador, la clasificación por tamaños se realiza normalmente sobre la base del volumen necesario para la cristalización o de las características especiales que se requieren para obtener tamaños apropiados de productos. Sin embargo, en su aspecto exterior, los recipientes pueden ser idénticos.

Los cristalizadores comerciales pueden operar de forma continua o por cargas, excepto para algunas aplicaciones especiales, es preferible la operación continua. La primera condición que debe de cumplir un cristalizador es crear una solución sobresaturada, ya que la cristalización no se puede producir sin sobresaturación. El medio utilizado para producir la sobresaturación depende esencialmente de la curva de solubilidad del soluto.

Para cristalizar compuestos poco solubles es preciso crear la sobresaturación mediante evaporación. En los casos intermedios resulta útil la combinación de evaporación y de enfriamiento.

La cristalización a partir de una solución es un ejemplo de la creación de una nueva fase dentro de una mezcla homogénea. El proceso tiene lugar en dos etapas. La primera de ellas consiste en la formación del cristal y recibe el nombre de nucleación. La segunda corresponde al crecimiento del cristal. El potencial impulsor de ambas etapas es la sobresaturación, de forma que ni la nucleación ni el crecimiento tendrán lugar en un solución saturada o insaturada.

Tipos de cristalización

La cristalización se puede lograr por tres procedimientos distintos:

- *Cristalización por Enfriamiento*

Si la solubilidad variase mucho con la temperatura, la concentración de saturación se puede sobrepasar por enfriamiento.

- *Cristalización por evaporación*

Se evapora una parte del disolvente, hasta que la cantidad de sustancia disuelta en la solución restante supere la concentración de saturación. Este método se emplea en los casos en que la solubilidad depende poco de la temperatura.

- *Cristalización a vacío*

En este método se aprovecha una combinación de los dos efectos antes mencionados. En un evaporador a vacío se evapora una parte del disolvente. La eliminación del calor necesario enfriá además la solución. Este método es ventajoso, ante todo, para los casos de sustancias sensibles a la temperatura, ya que la evaporación en vacío tiene lugar a temperaturas más bajas.

Por este motivo el cristalizador diseñado en este proyecto trabaja al vacío.

Dicho cristalizador consiste en un tanque agitado con una camisa por la cual circula un fluido calefactor que intercambia calor con la mezcla que contiene el producto deseado con el fin de evaporar el agua que contiene dicha mezcla y de esta manera se obtienen los cristales. Además con la ayuda de un grupo de vacío se mejora dicha cristalización.

SISTEMA DE VACÍO

Para hacer el vacío en los equipos de la planta se han instalado dos bombas (solo funciona una, se ha doblado la bomba por si hubiese algún fallo) que sean capaces de realizar el vacío del equipo que necesite el mayor de los vacíos. Como las necesidades de vacío son diferentes según el equipo, se han instalado válvulas de regulación para variar la pérdida de carga y con ella la presión del vacío de cada uno de los equipos que deben funcionar con este.

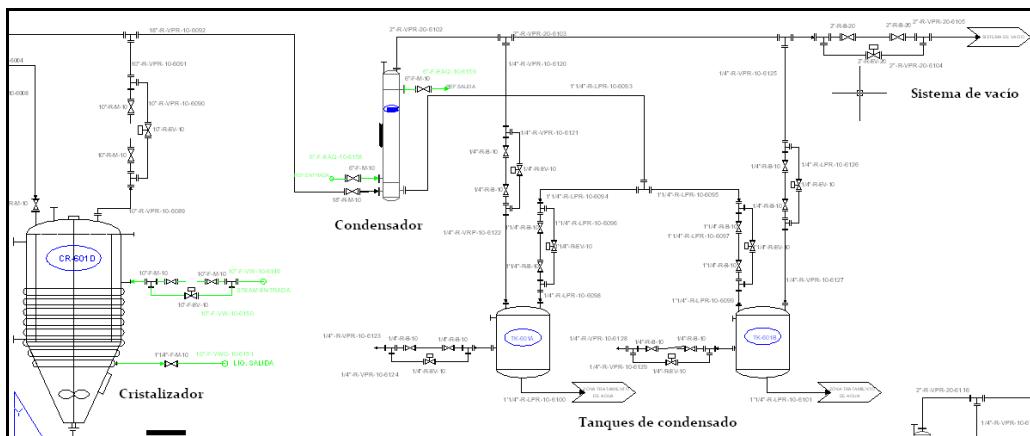
Los equipos que funcionan a vacío son la torre de destilación, el evaporador, los cuatro cristalizadores de la primera cristalización y los dos cristalizadores de la segunda cristalización.

Equipo	P (mmHg)
<i>Torre de destilación (CD-401)</i>	100
<i>Evaporador (E-301)</i>	280
<i>Cristalización 1 (CR-601)</i>	30
<i>Cristalización 2 (CR-602)</i>	90

Por tanto, observando la tabla anterior, la bomba tiene que ser capaz de trabajar como mínimo a 30 mmHg.

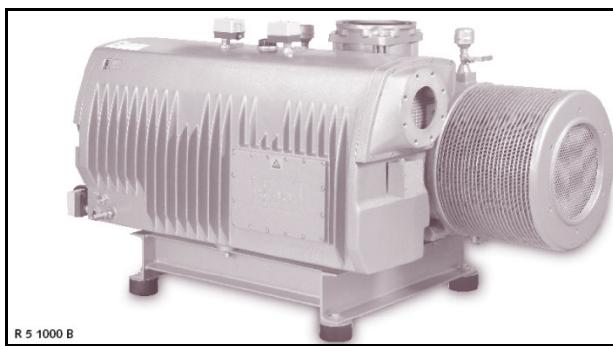
El sistema de vacío es utilizado para aumentar la eficiencia de evaporación. Por esta razón todo es vapor de agua. Para que la bomba pueda funcionar correctamente sin que tenga problemas a causa del vapor, se ha instalado un condensador para condensar el vapor, y dos tanques de condensados, y después está la bomba de vacío. Dichos tanques funcionan al vacío pero tiene instaladas unas válvulas para romper el vacío y de esta manera poder descargar el vapor condensado.

El esquema de funcionamiento sería el siguiente:



El caudal total a tratar al vacío es de 401.2 m³/h.

Se ha escogido la bomba R5 1000B capaz de tratar 1000 m³/h.



El principio de operación de estas bombas de vacío se basa en el principio de paleta rotatoria. Un rotor instalado excéntricamente (1) gira en el cilindro. La fuerza centrífuga de la rotación empuja las paletas (2), que se desliza y hace encajar el rotor, hacia la pared de cilindro. Las paletas separan el espacio entre el rotor y el cilindro en cámaras. Cuando las cámaras están conectadas con el canal de admisión, el gas es aspirado, comprimido por la siguiente rotación y empujado en el separador del aceite. La presión diferencial hace que constantemente el aceite sea pasado en las cámaras de compresión. El aceite y el medio entonces son descargados en el separador del aceite y allí se separaron del aire de gases de combustión por la gravedad y los filtros de gases de combustión (7). El aceite se reúne sobre la parte inferior del separador de aceite y es pasado en la cámara de compresión otra vez.

Las especificaciones técnicas de la bomba de vacío son las siguientes:

		Especificaciones técnicas	
Nomenclatura		Sistema de vacío	
Tipo de bomba		R 5 1000 B	
Frecuencia	Hz	50	
Caudal nominal	m^3/h	1000	
Presión final	hPa (mbar)	0,1	
Potencia nominal del motor	kW	22	
Velocidad nominal del motor	min^{-1}	1000	
Nivel de sonido (DIN 45635)	dB(A)	82	
Capacidad de vapor de agua admisible	l/h	19	
Temperatura de operación	°C	80	
Cantidad de aceite	l	30	
Peso aproximado	Kg	990	

De todos modos, industrialmente, para la obtención del ácido adípico, la cristalización se suele realizar en cristalizadores tipo *evaporador de desviador y tubo de extracción (DTB, Draft tube baffle crystallizer)*.

Dicho cristalizador consiste en un cuerpo en el cual los cristales que van creciendo son conducidos hasta la superficie de ebullición. La suspensión de los cristales se mantiene mediante una hélice grande y de movimiento lento, rodeada por un tubo de extracción dentro del cuerpo. La hélice dirige el magma hacia la superficie del líquido, para evitar que los sólidos pongan en cortocircuito la zona de sobresaturación más intensa. El magma enfriado regresa al fondo del recipiente y vuelve a recircular a través de la hélice. En esta última, la solución calentada se mezcla con el magma de recirculación.

Este diseño consta de una característica de destrucción de partículas finas que comprende la zona de asentamiento que rodea al cuerpo del cristalizador, la bomba de circulación y el elemento calentador. Este último proporciona suficiente calor para satisfacer los requisitos de evaporación y elevan la temperatura de la solución retirada del asentador, con el fin de destruir todas las partículas cristalinas pequeñas que se retiran. Los cristales gruesos se separan de las partículas finas en la zona de asentamiento por sedimentación gravitacional.

6.1.2 BALANCE DE MATERIA

En la mayoría de procesos industriales, el licor madre y los cristales están en contacto suficiente para conseguir el equilibrio es decir, la saturación del licor madre. Dicho equilibrio se representa con la curva de solubilidad.

La solución está saturada a la temperatura final de proceso, y la concentración del soluto en la solución puede obtenerse de la curva de solubilidad.

El balance de materia en la zona de cristalización, es el siguiente:

Tabla 6.1: Balance de materia zona de cristalización

Componente	1 ^a Cristalización (kg/s)			1 ^a Centrifugación (kg/s)		
	entrada	salida L+S	salida V	entrada	salida L	salida S
Agua	8,185	6,491	1,683	6,491	6,215	0,276
ác.nítrico	3,054	3,308	0,052	3,308	3,303	0,005
ác.succínico	0,034	0,034	0	0,034	0,034	0
ác.glutárico	0,096	0,096	0	0,096	0,096	0
ác.adípico	2,630	2,630	0	2,630	0,176	2,454
Ciclohexanol	0,002	0,002	0	0,002	0,002	0
Total	14,001	12,561	1,735	12,561	9,826	2,735

Tabla 6.2: Balance de materia zona de cristalización

Componente	Tanque redisolución (kg/s)			2 ^a Cristalización (kg/s)			2 ^a Centrifugación (kg/s)		
	entrada	entrada adicional	salida	Entrada	salida L+S	salida V	entrada	salida L	salida S
Agua	0,276	2,990	3,266	3,266	2,516	0,750	2,516	2,276	0,240
ác.nítrico	0,005	0	0,005	0,005	0,005	0	0,005	0,005	0
ác.succínico	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ác.glutárico	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ác.adípico	2,454	0	2,410	2,410	2,410	0	2,410	0,210	2,200
Ciclohexanol	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	2,735	2,990	5,681	5,681	4,931	0,750	4,931	2,491	2,440

El sistema de cristalización utilizado consiste, tal y como se puede observar en la tabla anterior, en:

Una primera cristalización, en la cual entra la corriente que proviene del evaporador, esta corriente líquida, durante la primera cristalización es transformada a una corriente líquida pastosa y a otra de vapor. En el vapor, se encuentra principalmente agua con una pequeña cantidad de nítrico, el cual sale debido al equilibrio que se establece entre ambos componentes. La pasta que sale de dicha cristalización, contiene el ácido adípico cristalizado gracias a la evaporación de parte del agua de la mezcla inicial, junto a una gran cantidad de agua y nítrico, así como también los subproductos: ácidos succínico y glutárico, y una pequeña cantidad de ciclohexanol que quedó sin reaccionar en el reactor. Esta corriente es dirigida hacia las centrífugas, las cuales separan el adípico cristalizado de una corriente líquida que contiene los subproductos. Éstos irán a una destilación para separar los subproductos.

La finalidad de esta primera cristalización es la de extraer la mayor cantidad de nítrico posible.

A continuación, el adípico cristalizado se dirige hacia un tanque de redisolución en el que se añade agua para disolver al adípico y a continuación se realiza una segunda cristalización con el fin de conseguir un producto más puro y cristales de mayor tamaño, ya que se añade agua pero poca cantidad lo cual permite la presencia de núcleos donde crecen los cristales.

Se evapora una parte del agua y sale una corriente pastosa que contiene el adípico cristalizado. Esta corriente es dirigida hacia unas centrífugas las cuales separan el adípico cristalizado, con aproximadamente un 10% de humedad, de una corriente líquida que se irá hacia el tanque de mezcla (TK-201).

Rendimiento de la cristalización

El rendimiento de la operación se define como la relación entre la masa de cristales producidos, $C \cdot X_C$, respecto a todo el soluto alimentado al cristalizador $M_A \cdot X_A$:

$$R_c = \frac{C \cdot X_C}{M_A \cdot X_A} \quad (6.1)$$

- 1^a cristalización: 93%
- 2^a cristalización: 92%

6.1.3 CRISTALIZADORES

El sistema de cristalización consiste en una primera cristalización en 4 cristalizadores situados en paralelo, los cuales trabajan a vacío, una presión de 30mmHg i una temperatura de 35°C, i una segunda cristalización, la cual consiste en 2 cristalizadores en paralelo que trabajan a 90mmHg i 55°C.

Ambas cristalizaciones utilizan tanques agitados con una camisa por la cual circula vapor de agua a 120 °C que intercambia calor con la mezcla que contiene el producto deseado con el fin de evaporar el agua que contiene dicha mezcla y de esta manera se obtienen los cristales de ácido adípico.

El vacío se realiza mediante un grupo de vacío. Se realiza la cristalización al vacío para mejorar dicha cristalización.

Agitación

El agitador utilizado en cada uno de los cristalizadores es de tipo *hélice marina*, pues es el más indicado para cristalización, debido a la forma de sus palas, las cuales al ser redondeadas favorece la conservación de los cristales, pues no se rompen. Este tipo de agitador tiene un porcentaje de turbulencia medio.



Figura 6.1: Agitador tipo hélice marina

Camisa calefactora

Para mantener la temperatura del cristalizador constante durante todo el proceso, se coloca una media caña por donde pasa vapor de agua, que condensará. De esta manera se aprovecha el calor latente del vapor para el intercambio de calor y como consecuencia cristalizar. Tanto el balance de energía como los cálculos de la camisa de hallan en el apartado 6.2.1.

6.1.4 CENTRÍFUGAS

Para separar el adípico cristalizado del resto del líquido, se utiliza una centrífuga para cada cristalizador. El tipo de centrífuga utilizada es una *Pusher centrifuga*. Este tipo de centrífuga es la más utilizada para la centrifugación del ácido adípico.



Figura 6.2: Pusher centrifuga

Las características de estas centrífugas son las siguientes:

La separación de la mezcla de sólido-líquido, que llega través del tubo de admisión, se realiza en el distribuidor y la rotación está distribuida de manera uniforme en todo el tamiz, durante la primera etapa. La mayoría del líquido ya es centrifugado en esta primera etapa y se forma una sólida torta.

Además de rotación, esta etapa, incorpora una oscilante circulación realizada de forma hidráulica mediante un pistón pusher (empujador) que dirige el pastel sólido hacia la segunda etapa, y finalmente, abandona la centrífuga a través del canal de recogida y la carcasa de sólidos. Los cristales, salen de la centrífuga con aproximadamente un 10% de humedad, que se puede comprobar con el balance de materia realizado en las centrífugas, visto anteriormente.

El sólido se limpia en la centrífuga empujadora (pusher centrifuga) gracias a la continua adición de líquido de limpieza a la torta sólida. El lavado de tuberías u otros dispositivos de lavado es sencillo y se realiza en la canasta interior de libre acceso. El licor madre y el líquido de limpieza se recogen y se evacuan por separado, si es necesario.

Se ha escogido el tipo de centrífuga pusher en función del caudal a tratar; para la primera centrifugación necesarias 4 centrífugas P-50, que tratan 18tn/h, y para la segunda centrifugación son necesarias 2 centrífugas P-32, que tratan 6tn/h.

Ventajas:

- *Alto rendimiento sólido:*
 - mediante la óptima altura de pastel permitida por la eficiencia del distribuidor en suspensión.
 - mediante el incremento de la frecuencia de la centrífuga gracias a un control de flujo con presión hidrostática central en la alimentación.
- *Baja humedad residual:*
 - por medio de la separación adicional inter-capilar y capilar líquido a través de la ruptura de la torta y la reforma de la torta durante la transición a la cesta más grande.
 - mediante la selección de la mejor altura de pastel y, por tanto, la mejora de tiempos de retención.
- *Alto rendimiento sólido:*
 - debido a la utilización del tamiz Escher Wyss.
- *Alta eficiencia de lavado:*
 - como resultado de los productos que dependen de posicionamiento de los dispositivos de lavado de la canasta interior, que son libremente accesibles gracias al sistema de distribuidor en suspensión.
 - debido a la adición de líquido de limpieza en varias zonas de lavado (es posible el lavado a contracorriente).
- *Baja rotura del cristal:*
 - debido a la suave aceleración de las partículas gracias al distribuidor.
- *Bajo consumo de energía:*
 - debido a la mínima fuerza necesaria para la centrifugación como resultado de las canastas de corto.
 - debido a la optimización del rendimiento de aceleración resultante de la separación de aprox. el 80% del licor madre en la primera etapa con su pequeño diámetro.
- *Bajo los requisitos de espacio:*
 - debido al diseño compacto permitiendo ahorrar tiempo de mantenimiento y trabajo de inspección.

- *Bajo coste de mantenimiento:*
 - debido a sus partes y a los tamices que están óptimamente adaptados a las condiciones de explotación.

6.1.5 TANQUE DE REDISOLUCIÓN:

El tanque de redisolución es un tanque agitado en el que se añade agua para disolver el adípico y a continuación realizar la segunda cristalización.

Agitación:

El tipo de agitador utilizado es una *turbina axial de palas planas*. El flujo generado por este tipo de agitador es predominantemente axial con un componente radial. Es empleado para la puesta en suspensión o favorecer el intercambio térmico en medios no viscosos. Las turbinas de palas inclinadas funcionan con velocidad lenta con un porcentaje de turbulencia más elevado. El consumo de energía es entonces más importante.

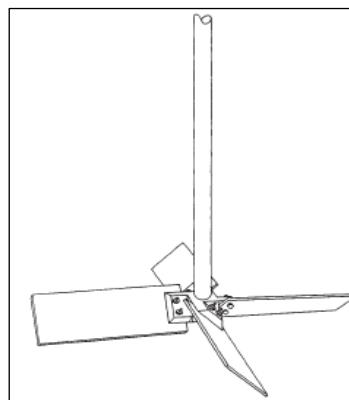


Figura 6.3: Turbina axial de palas planas

Camisa calefactora:

Para el tanque se redisolución se ha utilizado un serpentín por el que circula vapor de agua a 120°C que condensará al ceder su calor latente. De esta manera se calentará el tanque para facilitar la redisolución del ácido adípico.

6.2 DISEÑO

6.2.1 CRISTALIZADORES

Datos de la corriente de entrada y dimensiones de los cristalizadores

La corriente de entrada en la primera cristalización es de 14 kg/s y la de la segunda cristalización es de 5,7 kg/s. Suponiendo un valor de la densidad de la corriente de entrada de 1000 kg/m³ y un tiempo de retención de 3 h:

$$V_{\text{cristalización 1}} = 152 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cristalización 2}} = 62 \text{ m}^3$$

Sobredimensionamos el volumen de cristalización en un 30%:

$$V_{\text{cristalización 1, sobredimensionado}} = 200 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cristalización 2, sobredimensionado}} = 80 \text{ m}^3$$

Como en la industria no existen cristalizadores de tanta capacidad, se ha decidido hacer, para la primera cristalización, 4 cristalizadores idénticos de 50 m³ y para la segunda cristalización, 2 cristalizadores también de 50 m³.

Cada cristalizador es de forma cilíndrica en la parte superior y forma cónica en la parte inferior.

$$V_{\text{cilindro}} = \frac{3}{4} \cdot V_{\text{total}} \quad (6.2)$$

$$V_{\text{cono}} = \frac{1}{4} \cdot V_{\text{total}} \quad (6.3)$$

Para calcular las dimensiones del cilindro, se supone como primera aproximación que $h_{\text{cilindro}} = D_{\text{cilindro}}$.

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot h = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot D \quad (6.4)$$

Se debe tener en cuenta que el diámetro mayor de la sección cónica tiene que ser igual al diámetro del cilindro.

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot \left(\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \frac{D}{2} \cdot \frac{d}{2} + \left(\frac{d}{2} \right)^2 \right) \quad (6.5)$$

Por tanto, la altura del cono es:

$$h_{cono} = \frac{V_{cono} \cdot 3}{\pi \cdot \left(\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \frac{D}{2} \cdot \frac{d}{2} + \left(\frac{d}{2} \right)^2 \right)} \quad (6.6)$$

Finalmente, las dimensiones para cada tipo de cristalizadores son las siguientes:

Tabla 6.3: Dimensiones cristalizadores

	1 ^a cristalización	2 ^a cristalización
D _{cilindro} (m)	3,5	3,5
H _{cilindro} (m)	4	4
D _{cono} (m)	3,5	3,5
d _{cono} (m)	0,75	0,5
H _{cono} (m)	3	3
L _{cono} (m)	3,3	3,5

Agitación

Para el cálculo de la potencia del agitador se utiliza el método siguiente:

- *Cálculo de Reynolds:*

$$Re = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (6.7)$$

- *Determinación del número de potencia:*

Mediante un gráfico que relaciona Re con el N_p y el tipo de agitador utilizado. A partir del Re (eje de las abcisas) y seleccionando la curva correspondiente al agitador utilizado, se halla el N_p (eje de las ordenadas).

- *Cálculo de la potencia de agitación:*

$$N_p = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot D^5} \rightarrow P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \quad (6.8)$$

Donde:

N_p es el número de potencia (adimensional)

P es la potencia de agitación (W)

ρ es la densidad de la mezcla (Kg/m³)

N son las revoluciones del agitador (rev/s)

D es el diámetro del agitador (m)

A continuación se muestra una tabla con los datos obtenidos para cada uno de los cristalizadores:

Tabla 6.4: datos cristalizadores

	cristalizador 1	cristalizador 2
Tipo de agitador	Hélice marina	Hélice marina
$d_1=d_{\text{cilindro}}$	3,5	3,5
d_2/d_1	0,33	0,33
$d_2 (D_{\text{agitador}})$	1,155	1,155
h_3/d_1	0,6	0,6
h_3	2,1	2,1
$\alpha (\%)$	25	25
h_1/d_1	2	2
h_1	7	7
δ/d_1	0,1	0,1
ΔT	0,35	0,35
$N(\text{rev/s})$	1	1
$V_{\text{total}} (\text{m}^3)$	50	50
Re	100562,81	160273,67
$\rho (\text{kg/m}^3)$	1039,55	851,95
$\mu (\text{kg/m}\cdot\text{s})$	0,014	0,007
N_p	0,6	0,5
P (W)	1282,05	875,57

Camisa calefactora

Para mantener la temperatura del cristalizador constante durante todo el proceso, se coloca una media caña por donde pasa vapor de agua, que condensará. De esta manera se aprovecha el calor latente del vapor para el intercambio de calor y como consecuencia cristalizar.

- Balance de energía

Para poder ser transferido a la fase sólida, es decir, cristalizar, un soluto cualquiera debe eliminar su calor latente o entalpía de fusión, por lo que el estado cristalino además de ser el más puro, es el de menor nivel energético de los tres estados físicos de la materia, en el que las moléculas permanecen inmóviles unas respecto a otras, formando estructuras en el espacio, con la misma geometría, sin importar la dimensión del cristal.

Así pues, el balance de energía es el siguiente:

$$q_{\text{cristales}} = Q_{\text{cristales}} \cdot C_{p,\text{cristales}} \cdot (T_s - T_e)_{\text{cristales}} + Q_{\text{cristales}} \cdot H_{\text{formación cristales}}$$

$$q_{\text{vapor}} = Q_{\text{vapor}} \cdot H_{\text{vaporización}}$$

$$q_{\text{líquido}} = Q_{\text{líquido}} \cdot C_{p,\text{líquido}} \cdot (T_s - T_e)_{\text{líquido}}$$

$$q = q_{\text{cristales}} + q_{\text{vapor}} + q_{\text{líquido}} \text{ (kJ/s)} \quad (6.9)$$

Donde:

q es el flujo de calor (kJ/s)

Q es el caudal másico (kg/s)

C_p es la capacidad calorífica (kJ/kg °C)

T_s es la temperatura de salida del cristalizador (°C)

T_e es la temperatura de entrada en el cristalizador (°C)

Teniendo en cuenta que: $q = U \cdot A \cdot \Delta T_{\text{cristalizador,camisa}}$ (6.10)

Donde:

U es el coeficiente de transmisión entre la camisa refrigerante y el cristalizador (kJ/m²·K).

A es el área de transmisión de calor (m²).

$\Delta T_{\text{cristalizador,camisa}}$ es el incremento de temperaturas entre el cristalizador y la camisa (°C).

Teniendo en cuenta que el fluido calefactor es vapor de agua a 120 °C, del cual se aprovecha su calor al cambiar de fase; entonces:

$$\Delta T_{\text{cristalizador,camisa}} = T_{\text{camisa}} - T_{\text{cristalizador}}$$

Igualando las ecuaciones (6.9) y (6.10) se obtiene el área de transmisión de calor.

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{\text{cristalizador,camisa}}} \quad (6.11)$$

Los valores obtenidos son los siguientes:

Tabla 6.5: valores obtenidos

	1 ^a cristalización	2 ^a cristalización
T _{operación} (K)	308	328
<u>Cristales</u>		
H _{formación cristales} (kJ/kg)	220	230
Q _{cristales} (kg/s)	0,684	1,22
<u>Vapor</u>		
H _v (kJ/kg)	2436	2387
Q _v (kg/s)	0,434	0,375
<u>Líquido</u>		
Q _{líquido} (kg/s)	2,457	1,246
C _p (kJ/kg·°C)	1,549	1,874
T _e (K)	353	353
T _s (K)	308	328

Balance de energía		
Q (kJ/s)	1035,810	1117,373
U (W/m ² ·K)	550	550
T _{e,vapor} (K)	393	393
T _{s,vapor} (K)	393	393
ΔT (K)	85	65
A (m ²)	23	32
m (kg/s)	0,476	0,495
ρ _{vapor} (kg/m ³)	1,09	1,09
v _{paso} (m/s)	17,511	18,221
D _{paso} (")	10	10
distáncia entre tubos (")	5	5
A _{paso} (m ²)	0,025	0,025
nº vueltas	8	12
h _{real,camisa} (m)	3	4,5
h _{camisa,cilindro} (m)	2	3
h _{cono,camisa} (m)	1	1,5

Además para el cálculo de la camisa se debe cumplir que sus dimensiones coincidan con el área de intercambio correspondiente. Es decir, que el área de transferencia calculada a partir de la fórmula anterior y la calculada mediante las dimensiones de la camisa tienen que ser iguales.

Así pues, el área de la camisa será:

$$A_{camisa} = \pi \cdot D_{cilindro} \cdot h_{camisa} \quad (6.12)$$

Por tanto, cambiando la altura de la camisa se ha hecho coincidir con el área de intercambio calculada.

6.2.2 TANQUE DE REDISOLUCIÓN

El tanque de redisolución es un tanque agitado en el que se añade agua para disolver el adípico y a continuación realizar la segunda cristalización.

Datos de la corriente de entrada y dimensiones del tanque de redisolución

Tal y como se puede ver en el balance de materia expuesto anteriormente, el caudal a tratar en el tanque de redisolución es de 5,721 kg/s, lo que supone un volumen de 41,223 m³.

Para determinar las dimensiones del tanque se utilizan las expresiones siguientes:

- 1) $H/D = 1$
- 2) $L = 0.169 \cdot D$ (Relación de Megyesey)
- 3) $V_{\text{tanque total}} = \pi/4 \cdot D^2 \cdot H$; de aquí calculamos la altura
- 4) $V_{\text{fondo toriesférico}} = 0.08089 \cdot D^3$ (m³) (Relación de Megyesey)
- 5) $V_{\text{útil total}} = V_{\text{tanque total}} + 2 \cdot V_{\text{fondo toriesférico}}$ (m³); tiene en cuenta el volumen del fondo y de la cubierta, estos son toriesféricos.

Los valores obtenidos son los siguientes:

Tabla 6.6: dimensiones tanque

ρ (Kg/m ³)	1000
$t_{\text{retención}}$ (h)	2
Q (Kg/s)	5,725
V (m ³)	41,223
$V_{\text{sobredimensionado}}$ (m ³)	49,468
$V_{\text{diseño}}$ (m ³)	50
H/D	1
H (m)	3,993
D (m)	3,993
L (m)	0,675
$V_{\text{fondo torieférico}}$ (m ³)	5,150
$V_{\text{util total}}$ (m ³)	60

Agitación

Las dimensiones y consumo para la agitación son los siguientes:

Tabla 6.7: dimensiones y consumo agitación

Tanque de redisolución	
Tipo de agitador	Turbina axial (SBR; Palas planas)
$d_1=d_{\text{cilindro}}$	4,25
d_2/d_1	0,33
d_2	1,4
h_2/d_2	0,13
h_2	0,18
h_3/d_1	0,3
h_3	1,28
h_1/d_1	1
h_1	4,25
δ/d_1	0,1
ΔT	0,43
$N(\text{rev/s})$	1
$V_{\text{total}} (\text{m}^3)$	60
N_p	7
Re	2,28E+06
$\rho (\text{kg/m}^3)$	995,1
$\mu (\text{kg/m}\cdot\text{s})$	8,59E-04
P (W)	37799

La potencia está calculada con el mismo método que la agitación de los cristalizadores, pero en este caso se ha mirado otra curva debido a que se trata de otro tipo de agitador.

Camisa calefactora

Para el tanque se redisolución se ha utilizado un serpentín por el que circula vapor de agua a 120°C que condensará al ceder su calor latente. De esta manera se calentará el tanque para facilitar la redisolución del ácido adípico.

- Balance de energía:

$$q_{\text{cristales}} = Q_{\text{cristales}} \cdot C_{p,\text{cristales}} \cdot (T_s - T_e)_{\text{cristales}} + Q_{\text{cristales}} \cdot H_{\text{solubilización cristales}}$$

$$q_{\text{agua}} = Q_{\text{agua}} \cdot C_{p,\text{agua}} \cdot (T_s - T_e)_{\text{agua}}$$

$$q = q_{\text{cristales}} + q_{\text{agua}} \text{ (kJ/s)} \quad (6.13)$$

Donde:

q es el flujo de calor (kJ/s)

Q es el caudal másico (kg/s)

C_p es la capacidad calorífica (kJ/kg °C)

T_s es la temperatura de salida del cristalizador (°C)

T_e es la temperatura de entrada en el cristalizador (°C)

Teniendo en cuenta que: $q = U \cdot A \cdot \Delta T_{\text{tanque,camisa}}$ (6.14)

Donde:

U es el coeficiente de transmisión entre la camisa refrigerante y el cristalizador (kJ/m²·K).

A es el área de transmisión de calor (m²).

$\Delta T_{\text{tanque,camisa}}$ es el incremento de temperaturas entre el cristalizador y la camisa(°C).

Teniendo en cuenta que el fluido calefactor es vapor de agua a 120 °C, del cual se aprovecha su calor al cambiar de fase; entonces:

$$\Delta T_{\text{tanque, camisa}} = T_{\text{camisa}} - T_{\text{tanque}}$$

Igualando las ecuaciones (6.13) y (6.14) se obtiene el área de transmisión de calor.

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{\text{tanque, camisa}}} \quad (6.15)$$

A su vez, como en el caso de los cristalizadores, esta área de transferencia calculada anteriormente tiene que coincidir con el área de transferencia calculada a partir de las dimensiones del serpentín.

Por tanto, el área de transferencia a partir de las dimensiones del serpentín es:

$$A = 4 \cdot \pi \cdot D_{\text{serp}} \cdot D_{\text{hélice}} / 2 \cdot n^{\circ} \text{vueltas} \quad (6.16)$$

Los valores obtenidos son los siguientes:

Tabla 6.8: Tabla datos balance energía

Tanque de redisolución	
T _{operación} (K)	353
Cristales	
H _{solubilización} cristales (kJ/kg)	-230
Q _{cristales} (kg/s)	2,735
C _p (kJ/kg·°C)	2,392
T _e (K)	308
T _s (K)	353
Aqua	
C _p (kJ/kg·°C)	4,18
T _e (K)	293
T _s (K)	353
Q _{agua} (kg/s)	2,99
landa (kJ/kg)	2256

Balance de energía	
Q (kJ/s)	82,259
U (W/m ² ·K)	600
T _{e,vapor} (K)	393
T _{s,vapor condensado}	393
ΔT (K)	40
A (m ²)	3,5
m (kg/s)	0,036
D _{serpentín} (m)	0,0504
L _{serpentín} (m)	39,3
D _{hélice} (m)	2,5
nº vueltas del serpentín	5

7. ACONDICIONAMIENTO DE PRODUCTO: SECADO, ENFRIAMIENTO Y CICLONES

7.1 INTRODUCCIÓN

7.1.1 SECADO

El secado de sólidos consiste en separar pequeñas cantidades de agua u otro líquido de un material sólido con el fin de reducir el contenido de líquido residual hasta un valor aceptablemente bajo. El secado es habitualmente la etapa final de una serie de operaciones y con frecuencia, el producto que se extrae de un secador, se dirige al empaquetado.

El contenido de humedad de una materia suele expresarse como porcentaje en peso respecto al material seco. Un sólido expuesto al aire a una determinada humedad y temperatura pierde o gana agua hasta alcanzar unas condiciones de equilibrio. El grado de humedad, en el equilibrio, depende de las características del material.

Existen varios tipos de operaciones de secado, que se diferencian entre sí por la metodología seguida en el procedimiento de secado: por eliminación de agua de una solución mediante el proceso de ebullición en ausencia de aire, por eliminación de agua mediante adsorción de un sólido y por reducción del contenido de líquido en un sólido hasta un valor determinado mediante evaporación en presencia de un gas. Esta última metodología es la empleada en dicho proyecto.

Entre estos tipos de secadores, destacan los secadores rotatorios, que se pueden clasificar en tres tipos:

- Secador rotatorio de cascada con calentamiento directo.
- Secador directo con persianas periféricas para el aire caliente.
- Secador por calentamiento indirecto.

El secador con persianas periféricas es, en realidad, un equipo continuo de secador agitado con circulación transversal.

Los sólidos que se secan pueden tener formas diferentes (escamas, gránulos, cristales, polvo, tablas o láminas continuas) y poseer propiedades muy diferentes, con lo que será necesario utilizar distintas metodologías de secado, que difieren en la forma en que se mueven los sólidos a través de la zona de secado y en la forma en la que se transmite.

El lecho fluidizado se puede usar para secar productos en muchas industrias incluyendo las de alimentos, productos químicos, minerales y polímeros. La gama de materiales alimentados puede ser muy diversa como polvos, cristales, gránulos y esferas pequeñas.

7.1.2 LECHO FLUIDIZADO

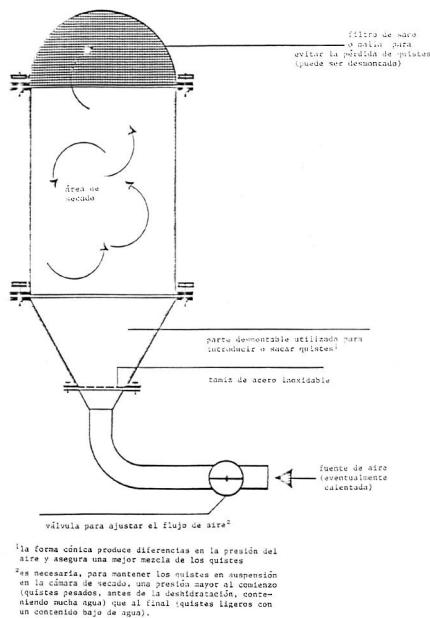


Figura 7.1: Lecho fluidizado

El procesamiento en lechos fluidizados implica el secado, enfriamiento, aglomeración, granulación y revestimiento de los materiales en gránulos. El procesamiento uniforme se logra haciendo pasar un gas (por lo general aire, aunque puede utilizarse también nitrógeno para evitar problemas con el polvo) a una velocidad controlada a través de una capa del producto para crear un estado fluidizado.

El gas de fluidización aporta el calor para el secado en lechos fluidizados, pero el flujo del gas no tiene que provenir de una sola fuente. El calor se puede introducir de manera eficaz calentando las superficies (paneles o tubos) inmersas en la capa fluidizada.

En el enfriamiento en lechos fluidizados se usa gas frío (por lo general aire acondicionado o ambiental). En las plantas de tamaño más económico en ocasiones será necesario acondicionar el gas para lograr que el producto se enfríe adecuadamente y para evitar que capte partículas volátiles (por lo general humedad). El calor también se puede eliminar enfriando las superficies inmersas en la capa fluidizada.

La aglomeración y la granulación se pueden realizar de varias formas, dependiendo del producto que se vaya a alimentar y las propiedades que deba tener el producto final.

El revestimiento en lechos fluidizados de polvos, gránulos o tabletas requiere de la aspersión de un líquido en condiciones estrictamente controladas sobre el polvo fluidizado.

Se utiliza el secado en lecho fluidizado porque en el secado del producto, la cantidad de aire requerida a la temperatura máxima admisible es tan grande que no sería económico el tamaño del equipo, debido a la gran sección transversal necesaria para asegurar una fluidización regular.

7.1.3 CICLÓN

Los ciclones son colectores centrífugos utilizados para capturar partículas relativamente grandes (diámetro de partícula superior a los $10\mu\text{m}$) del aire u otros gases, aprovechando la fuerza centrífuga.

Constan de un cuerpo cilíndrico vertical, una sección cónica inferior, una entrada de gas tangencial (de esta manera se fuerza a las partículas a dirigirse hacia las paredes, donde perderán su energía y caerán a un colector o tolva situado en la parte inferior del cuerpo) y una salida superior compuesta por un tubo que penetra en el cuerpo cilíndrico. La salida de las partículas sólidas se hace por el fondo cónico. La porción del tubo de salida que se encuentra en el interior del cuerpo cilíndrico, se conoce como buscador de vórtices, y evita que la corriente de gas de alimentación entre directamente a la salida.

El modelo de flujo seguido por el gas dentro de los ciclones es el de un doble vórtice. Primero el gas realiza una espiral hacia abajo y por la zona exterior, para después ascender por la zona interior describiendo igualmente una hélice.

Además destaca el hecho de que, al hacer uso de fuerzas centrífugas en vez de gravitatorias, la velocidad de sedimentación de las partículas se incrementa en gran medida haciéndose más efectiva la separación.

Las principales ventajas de los ciclones son:

- Bajo coste de operación (al no poseer partes móviles, los costes de mantenimiento son mínimos).
- Simplicidad en su construcción.
- Capacidad de operar a altas temperaturas y presiones.

Las principales desventajas de los ciclones son:

- Bajos rendimientos (especialmente para las partículas muy pequeñas)
- Altos gastos de explotación.

Los ciclones convencionales se pueden encontrar en una gran variedad de tamaños y la entrada al equipo puede ser bien rectangular o circular. Una forma de clasificar los distintos tipos se puede efectuar atendiendo a la manera en que se produce la carga y la descarga del equipo, y otra en función de su eficiencia.

La eficiencia de un ciclón está determinada en gran medida por su tamaño. Se ha comprobado que los ciclones de menor diámetro son los que proporcionan mejores eficacias en la separación de partículas. Asimismo se observa que la altura total del equipo también afecta a la eficacia, aumentando ésta con la altura. Según este criterio se consideran los siguientes tipos:

- Muy eficientes (98 - 99%)
- Moderadamente eficientes (70- 80%)
- De baja eficiencia (50%)

También se pueden clasificar de acuerdo a su disposición geométrica:

- Entrada tangencial y descarga axial

- Entrada tangencial y descarga periférica
- Entrada y descarga axiales
- Entrada axial y descarga periférica

7.1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La alimentación, ácido adípico húmedo proveniente de la centrífuga, se introduce en la cámara de secado por su parte superior.

El gas caliente, nitrógeno (suministrado por Air Liquide), es soplado a través del lecho de material a secar. El gas es distribuido a una velocidad suficientemente elevada para soportar el peso de las partículas en estado fluidizado. Se forman burbujas y caen en el lecho fluidizado del material, promoviendo un intenso movimiento de partículas. En este estado, los sólidos se comportan como un líquido en ebullición que fluye libremente. Las temperaturas muy altas y los valores de transferencia de masa se obtienen como resultado del contacto íntimo con los sólidos y el diferencial de velocidades entre cada una de las partículas y el gas fluidizante.

El gas de secado abandona el equipo a través de un sistema colector de polvo, un ciclón. Su funcionamiento y diseño se detalla más adelante.

Este equipo es muy necesario ya que los gases que abandonan el sistema arrastran una buena proporción del sólido en forma de polvo; para la recuperación de éstos se puede emplear el ciclón.

Esta tecnología también se puede usar para aplicaciones de enfriamiento, en unidades individuales o combinadas con el secado.

Ventajas e inconvenientes

Ventajas:

El secado en lechos fluidizados ofrece ventajas importantes sobre los demás métodos de secado de los materiales en gránulos.

La fluidización de los materiales en gránulos permite una mayor facilidad en el transporte de los materiales, altas velocidades de intercambio de calor con una gran eficiencia térmica, a la vez que evita el sobrecalentamiento de las partículas.

Las propiedades de los productos se determinan basándose en la información derivada de su velocidad de secado.

Otras propiedades importantes son la velocidad del gas de fluidización, el punto de fluidización (contenido de partículas volátiles bajo el cual se logra la fluidización sin agitación mecánica), el contenido de partículas volátiles en equilibrio y el coeficiente de transferencia de calor para las superficies de calentamiento inmersas.

Adecuado para polvos, gránulos aglomerados y pastillas con un tamaño de partícula promedio entre 50 y 500 micras.

Inconvenientes:

Se produce mayor arrastre de polvo en el gas, lo que implica la necesidad de eliminarlo mediante algún sistema colector.

Mayor consumo de energía eléctrica, por la incidencia que representa la soplante del lecho.

Mayor consumo por el hecho de utilizar nitrógeno para el secado, para asegurar la inertización del medio, ya que se trabaja con polvo, lo que podría dar lugar a explosiones.

7.1.5 CIRCUITO DE NITRÓGENO

El nitrógeno es utilizado para extraer la humedad de los cristales de ácido adípico en el secador. También se utiliza para enfriar el adípico de salida del secador, ya que éste trabaja a una temperatura de 100°C.

El circuito de nitrógeno es un circuito cerrado con una pequeña entrada de nitrógeno fresco equivalente a la cantidad de nitrógeno que se purga después del filtro de mangas. Por tanto, el nitrógeno utilizado en el secador, que proviene del intercambiador IC-701, a una temperatura de 100°C, extrae la humedad del ácido adípico. Por gravedad el adípico es conducido hacia el enfriador en el cual se hace circular, como en el caso anterior, nitrógeno a contracorriente, pero en este caso a una temperatura de 20°C para enfriar el adípico.

El nitrógeno de salida, tanto del secador como del enfriador, va a parar a unos ciclones donde se limpia el gas de partículas. Estas se enviaran hacia los silos, pero como la eficiencia del ciclón no es del 100% una parte se va por la salida del gas, por este motivo se coloca un filtro de mangas. A continuación, el nitrógeno se dirige hacia un intercambiador IC-702 con el fin de enfriarlo de 37°C a 20°C, y de esta manera extraer la humedad. Al enfriarse el vapor de agua condensa y se purga. Una parte del nitrógeno seco a 20 °C se dirige hacia la entrada del enfriador. La otra parte de nitrógeno seco junto con la corriente de nitrógeno fresco se calienta hasta 100°C en intercambiador IC-701, cerrando el circuito de nitrógeno.

Este circuito de nitrógeno es impulsado por una soplante que trabaja a una presión ligeramente superior a la atmosférica con el fin de vencer las pérdidas de carga del circuito e impulsar el nitrógeno por todo el recorrido.

7.2 DISEÑO

7.2.1 SECADOR

Datos de las corrientes

Tabla 7.1. Datos de las corrientes

	Caudal (kg/s)	Humedad (%1)
<i>Adípico entrada</i>	2,200	0,100
<i>Adípico salida</i>		0,002
<i>Gas entrada</i>	8,357	0,015
<i>Gas salida</i>		0,043

Procedimiento de cálculo

- **Velocidad del gas (g/s·m²)**

$$G = \frac{0,0141 \cdot D_p^{1,82}}{\mu_g^{0,88} \cdot (\rho_g \cdot (\rho_p - \rho_g))^{0,94}} \quad (7.1)$$

Donde:

G: velocidad del gas (g/s·m²)

D_p: diámetro de partícula (mm)

μ_g: viscosidad del gas (kg/m·s)

ρ_g: densidad del gas (kg/m³)

ρ_p: densidad de la partícula (kg/m³)

- **Velocidad lineal del gas (m/s)**

$$G' = \frac{G}{\rho_g} \quad (7.2)$$

Donde:

G: velocidad del gas (m/s)

ρ_g: densidad del gas (kg/m³)

- **Volumen específico**

$$V_{esp} = \frac{\left(\frac{H_s}{18} + \frac{1}{29} \right) 22,4 T}{273} \quad (7.3)$$

Donde:

V_{esp}: volumen específico (m³/kg aire seco)

H_s: humedad del ácido adípico de salida

T: temperatura de entrada del gas para el secado (K)

- **Área de paso**

$$A = \frac{Q_{N2} \cdot V_{esp}}{G'} \quad (7.4)$$

Donde:

A: área (m²)

Q_{N2}: caudal de nitrógeno para el secado (kg/s)

V_{esp}: volumen específico (m³/kg aire seco)

- **Diámetro del secador**

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\Pi}} \quad (7.5)$$

Donde:

D: diámetro del secador (m)

A: área de paso de nitrógeno (m²)

- **Volumen del secador**

$$V = \frac{Q_{adip} \cdot t_{ret}}{\rho_p} \quad (7.6)$$

Donde:

V: volumen del secador (m³)

Q_{adip}: caudal de ácido adípico (kg/s)

t_{ret}: tiempo de retención (s)

ρ_p: densidad de la partícula (kg/m³)

- **Altura del secador**

$$h = \frac{V}{A} + 1,5 \quad (7.7)$$

Donde:

h: altura del secador (m)

V: volumen del secador (m^3)

A: área de paso de nitrógeno (m^2)

Al cálculo de la altura del secador se le añaden 1,5 m para el gas.

Los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla 7.2. Resultados obtenidos

Q_{adip} (kg/s)	2,200
Q_{N2} (kg/s)	8,357
$H_{e,adip}$	0,100
$H_{s,adip}$	0,002
$h_{e,N2}$	0,109
$h_{s,N2}$	0,003
D_p (mm)	0,2
ρ_g (kg/m ³)	0,914
ρ_p (kg/m ³)	650
G (g/s·m ²)	3893,465
G' (m/s)	4,260
V_{esp} (m^3 /kg aire seco)	1,059
A (m^2)	2,077
D (m)	1,626
t_{ret} (h)	1
V (m^3)	12,185
h (m)	7,366

Balance de energía

Tabla 7.3. Balance de energía

	AD	N₂	agua	
<i>F</i> (kg/s)	2,20	8,36	0,23	
<i>C_p</i> (kJ/kg·°C)	2,16	1,05	2256,00	<i>l_{anda}</i> (kJ/kg)
<i>T_e</i> (°C)	55,00	100,00		
<i>T_s</i> (°C)	59,70	37,22		

El caudal de nitrógeno necesario viene fijado por el contenido de agua a eliminar del ácido adípico. El balance de energía permite conocer la temperatura de salida del ácido adípico, teniendo en cuenta que se pretende que el intercambio de calor sea únicamente entre fluidos y no con el exterior.

La temperatura de salida del nitrógeno viene dada por el diagrama psicrométrico.

7.2.2 ENFRIADOR

El procedimiento de cálculo es el mismo que para el secador, al tratarse también de un lecho fluidizado. En este caso, el objetivo es enfriar el producto a una temperatura igual a 20°C, de manera que se calcula el caudal de nitrógeno necesario para asegurar que el flujo de calor sea igual a cero. Los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla 7.4. Resultados obtenidos

Q_{adip} (kg/s)	2,200
Q_{N2} (kg/s)	9,947
D_p (mm)	0,2
ρ_g (kg/m ³)	1,092
ρ_p (kg/m ³)	650
G (g/s·m ²)	4601,127
G' (m/s)	4,213
V_{esp} (m ³ /kg aire seco)	0,832
A (m ²)	1,963
D (m)	1,581
t_{ret} (h)	1
V (m ³)	12,185
h (m)	7,706

Balance de energía:**Tabla 7.5. Balance de energía**

	AD	N₂
F (kg/s)	2,200	9,947
Cp (kJ/kg·°C)	2,082	1,039
T_e (°C)	59,7	20
T_s (°C)	20	37,5

7.2.3 CICLÓN

Para el diseño de estos equipos, diferentes configuraciones geométricas han sido propuestas. En todos los casos, se toma como longitud característica del equipo al diámetro del cuerpo cilíndrico principal y el resto de las dimensiones se obtiene a partir de relaciones empíricas o semiempíricas de las dimensiones restantes del ciclón con respecto al diámetro del mismo.

Las configuraciones propuestas son las siguientes:

- Lapple
- Stairmand
- Swift

En el caso que nos ocupa se ha escogido una configuración Swift.

Se utiliza la colocación de dos ciclones en paralelo para poder tratar así un mayor caudal de entrada. El esquema de dicho ciclón es el siguiente:

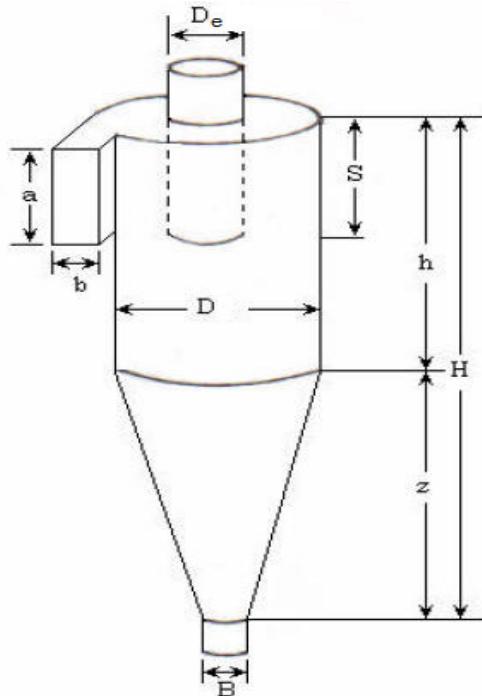


Figura 7.2. Ciclón tipo Swift

Donde:

a,b: dimensiones de la boca de entrada de producto

De: diámetro del conducto de salida del gas

S: penetración del conducto de salida del gas

D: diámetro del ciclón

h: altura de la parte cilíndrica del ciclón

z: altura de la parte cónica del ciclón

H: altura total del ciclón

B: salida de producto

Los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla 7.6. Resultados obtenidos

D	1,500
a/D	0,440
A	0,660
b/D	0,210
B	0,315
s/D	0,500
S	0,750
De/D	0,400
De	0,600
h/D	1,400

H	2,100
H/D	3,900
H	5,850
B/D	0,400
B	0,600
Θ	3,200
K	0,674
K	69,900
z	3,750

La distribución de cristales para el ácido adípico es la que se presenta a continuación:

Tabla 7.7. Distribución de tamaños

D _p (μm)	%
15	0,05
20	0,07
25	0,08
30	0,10
35	0,20
40	0,80
50	1,20
55	1,20
60	1,10
65	0,60
70	0,50
75	0,40
80	1,00
85	1,50
90	2,40
95	2,60

D _p (μm)	%
100	2,90
120	3,20
140	3,80
150	4,20
180	4,80
190	5,40
200	9,00
220	8,00
250	7,50
280	7,00
300	6,50
350	5,50
420	4,00
450	3,90
500	3,00
550	2,50

Procedimiento de cálculo:

- Área transversal al flujo de entrada (A):

$$A = a \cdot b = f(D) \quad (7.8)$$

Donde:

a,b: dimensiones de la boca de entrada de producto (m)

- Velocidad de entrada de gas al ciclón (u):

$$u = \frac{Q}{A} = f(D) \quad (7.9)$$

Donde:

Q: caudal de entrada (m^3/s)

A: área de paso (m^2)

- Exponente del vórtice (n):

$$n = 1 - (1 - 0,67 \cdot D^{0,14}) \left(\frac{T}{283} \right)^{0,3} \quad (7.10)$$

Donde:

D: diámetro del ciclón (m)

T: temperatura (K)

- Eficacia de cada fracción de partículas (η_i):

$$\eta_i = 1 - \exp \left(-2 \cdot \frac{(1+n)Q \cdot K \cdot \rho_p \cdot Dp^2}{(D^3 \cdot 18 \cdot \mu)^{\left(\frac{1}{2 \cdot n + 2}\right)}} \right) \quad (7.11)$$

Donde:

n: exponente del vórtice

Q: caudal de entrada (m^3/s)

K: coeficiente particular del tipo de ciclón

ρ_p : densidad de la partícula (kg/m^3)

D_p : diámetro de partícula (m)

D: diámetro del ciclón (m)

μ : viscosidad ($kg/m \cdot s$)

- Fracción total recuperada, eficacia en vacío (η):

Es la eficacia si sólo entrase una partícula con el gas.

$$\eta = \sum \eta_i \cdot m_i \quad (7.12)$$

Donde:

η_i : eficacia de cada fracción de partículas

m_i : fracción de partículas (tanto por uno)

- Eficacia corregida (η_c):

La eficacia en vacío obtenida anteriormente se corrige para tener en cuenta todas las partículas.

El valor de la eficacia corregida va a ser superior, ya que el choque entre partículas favorece la separación.

El valor de ésta debe ser superior al 97%.

$\eta_c = f(\eta, c)$ (se obtiene gráficamente)

$$c = \frac{F}{Q} \quad (7.13)$$

Donde:

c: concentración de partículas a la entrada (kg/m^3)

F: caudal de entrada (kg/s)

Q: caudal de entrada (m^3/s)

- Pérdida de carga (ΔP):

Es la pérdida de carga en vacío, como si sólo entrase gas.

$$\Delta P = \xi \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} \quad (7.14)$$

$$\xi = 16 \cdot \frac{a \cdot b}{D e^2} \quad (7.15)$$

Donde:

ΔP : pérdida de carga (N/m^2)

ρ : densidad del gas (kg/m^3)

u: velocidad del gas (m/s)

a,b: dimensiones de la boca de entrada de producto (m)

D: diámetro del conducto de salida del gas limpio (m)

- Pérdida de carga corregida (ΔP_c):

La pérdida de carga se corrige teniendo en cuenta la concentración de partículas a la entrada.

El valor de ésta debe ser inferior a 2500 N/m².

$$\Delta P_c = \Delta P \cdot \frac{1}{1 + 0,0086 \cdot \sqrt{c}} \quad (7.16)$$

Donde:

ΔP : pérdida de carga (N/m²)

c: concentración de partículas a la entrada (g/m³)

8. SILOS DE ALMACENAMIENTO

INTRODUCCIÓN



Los silos son contenedores de distintas formas y volúmenes, que pueden ser abiertos o herméticamente cerrados, y que se utilizan para el almacenamiento o conservación de una extensa gama de productos, como el ácido adípico. En el caso que nos ocupa se han escogido silos herméticamente cerrados para evitar pérdidas de producto y asegurar una atmósfera de nitrógeno.

Todos los silos tienen aberturas de alimentación, generalmente cerca del extremo superior y bocas de descarga en la base o a un lado. En los silos cerrados las aberturas están herméticamente

Figura 8.1. *Silos de almacenamiento*

menudo se sitúa una válvula de compensación selladas, pero a de presión en lo alto para facilitar el vaciado.

Estos silos están conectados a su vez con la salida del enfriador, por donde llega la mayor parte de producto seco y enfriado. También están conectados a unos ciclones para minimizar las pérdidas de producto en polvo arrastrado por la corriente de nitrógeno utilizada en secador y enfriador.

Medidas de seguridad

El hecho de tratar con polvo hace que se deban tomar ciertas medidas, ya que sinó pueden llegar a producirse explosiones.

Durante una explosión se producen fuerzas horizontales y verticales sobre las paredes del silo, las cuales llegan a su máximo valor cuando el silo se encuentra vacío. A medida que el silo tiene más cantidad de producto estas presiones disminuyen y parte del empuje sobre las paredes se sustituye por el material almacenado. Cuando el silo está lleno no se produce explosión y las presiones que soporta el mismo son las causadas por el producto almacenado.

Los riesgos propios del almacenamiento en silos pueden sintetizarse de la siguiente manera:

a) **Incendios y explosiones:** este riesgo suele presentarse en el ensilado de polvos. Una explosión de polvo es el resultado de una rápida combustión de partículas combustibles puestas en suspensión, con capacidad para propagarse. Sus efectos son mecánicos (aumento de presión), térmicos (aumento de temperatura) y de producción de humos asfixiantes (consumo de oxígeno).

Para que se produzca una explosión, además de requerir unas características determinadas de las partículas en suspensión y una determinada concentración de oxígeno, es necesaria una fuente de ignición.

b) **Accidentes mecánicos y atrapamientos:** el trabajo cerca de tornillos sin fin, elevadores, mezcladores y otras piezas mecánicas pueden atrapar a los trabajadores, por lo que debe prestarse total atención al llenado y vaciado de silos así como a las demás medidas de seguridad diseñadas para prevenir tales accidentes.

Durante el ensilado de granos no debe permitirse que los trabajadores entren en el silo sin tener asegurado un medio de salida, ya que existe el peligro que queden enterrados entre el material moviente.

Las medidas a tomar para prevenir estos riesgos son las siguientes:

A) Para incendios y explosiones:

- Controlar las nubes de polvo, especialmente cerca de posibles fuentes de ignición, limpiando completamente el área, evitando levantar polvo y acudiendo a métodos como separadores magnético para su control.

- Controlar las fuentes de ignición.
- Procurar un silo lleno permanentemente. Un silo vacío es más propenso a sufrir una explosión que un silo lleno, por las razones explicadas anteriormente.
- Evitar la caída de objetos o materiales que puedan generar chispas.
- Seguir los procedimientos de seguridad de las máquinas.
- Prohibir en el área operaciones en caliente (soldadura, corte, pulido,...). Estas operaciones deben realizarse de acuerdo a un protocolo previamente revisado y aprobado.
- Utilizar equipos eléctricos seguros.
- Aterrizar todos los contenedores metálicos donde exista flujo de partículas, líquidos o electricidad para evitar la acumulación de cargas estáticas.

B) Espacios confinados:

- No debe penetrarse en un silo hasta que haya circulado aire fresco por medios mecánicos (ventiladores) mínimo durante 30 minutos y con un equipo de respiración autocontenido.
- Si la tarea requiere acciones cerca de líneas energizadas o impedir el movimiento de máquinas, interrumpa el fluido eléctrico de las líneas de conducción presentes en el lugar y asegúrelas con ayuda de una etiqueta de peligro. Si esto no es posible, utilice otra medida como la remoción de un fusible y a continuación fije un aviso que prohíba cambiar el estado del circuito o retirar el candado.
- Realice pruebas de contenido de oxígeno en el aire. El contenido de oxígeno debe estar entre el 19.5% y 21.5%. Monitoree la concentración de vapores en el ambiente. Las concentraciones no deben exceder el 10% de los límites inferiores de inflamabilidad.
- Reúna los equipos de protección personal y de rescate adecuados y pruébelos antes de entrar. Incluya de ser necesario equipo de iluminación, cascos, caretas, escaleras, arneses, cuerdas, elementos de comunicación (radios, pitos),...

Incluya todo equipo especial de iluminación, herramientas que no produzcan chispas, y otros equipos eléctricos que deban estar disponibles antes de entrar al espacio confinado.

BIG BAGS, SACOS Y A GRANEL

Después de llegar a los silos, los cristales de ácido adípico se venden de distintas formas. Entre ellas, nuestra planta dispone de tres tipos de distribución del producto:

BIG BAGS



Figura 8.2. Big bags

Big bag, esta palabra está empezando a sonar con mucha fuerza dentro del sector del envase y embalaje.

La amplísima variedad de Big bag que actualmente hay en el mercado, podría resumirse en las siguientes características:

- Tela plastificada o sin plastificar.
- Bordón o cinta antifugas en las costuras.
- Protección de la boca de descarga: Estrella o "cross closure".
- Boca de carga y descarga de diferentes dimensiones.
- Bolsa interior de polietileno o polipropileno.
- Big bag con bolsa integrada.
- Impresión a una o dos caras y a uno o dos colores.
- Porta documentos.
- Base cónica.
- Protección en las asas.
- Coeficiente de seguridad, 5:1, 6:1 y 8:1
- Medidas interiores standard (87x87), (92x92) y (97x97).
- Peso de 500 a 2.000 Kg.
- Capacidad de 400 L. a 2.400 L.
- Altura de 50 cm. a 250 cm.
- Big bag antiestático.
- Big bag con cable conductor.
- Big bag homologado UN para materias peligrosas.
- Big bag para residuos industriales y domésticos.

Así pues, tal y como se puede observar, se utiliza para prácticamente todo: líquidos, sólidos, granulados, materias peligrosas, residuos, ...

SACOS



Para determinar el tipo de saco a utilizar, se debe determinar el tipo de producto que va a contener la bolsa, su naturaleza y presentación. Además, peso específico, peso total que se quiere introducir en la bolsa, densidad.

Figura 8.3. Sacos

Atributos importantes son el que no dejen pasar el polvo del producto y la agresividad que es la sensibilidad del producto a los agentes atmosféricos. Referente a la puesta en máquina de los sacos (en el caso se use una máquina para llenar los sacos) hay que tener en cuenta el deslizamiento del material en los elementos de la máquina, la facilidad para soldar del material y las necesidades de impresión del mismo saco. Finalmente tenemos que tener en cuenta las necesidades de apilar los sacos uno encima de otro.

Se pueden hacer distintas clasificaciones. Entre ellas, las siguientes:

1. Según su cierre:

Los sacos se dividen principalmente en tres grandes categorías: de boca abierta, de tres soldaduras y de válvula. El saco de boca abierta es muy fácil de llenar pero luego necesita un sistema de cierre mientras para los otros tipos de sacos hace falta una máquina.

El saco de tres soldaduras es un saco que se forma en la misma máquina y que se suelda antes en sentido longitudinal. A continuación, una mordaza hace el fondo del saco, se llena y la misma mordaza al mismo tiempo suelda la cima del saco, el fondo del siguiente y corta en el medio.

El saco de válvula se llena mediante una máquina pero no necesita ningún sistema de cierre en cuanto el mismo producto entrando en el saco cierra la válvula (típico ejemplo es el saco de cemento).

2. Según su llenado:

Si el saco es en forma de simple tubo se define normalmente como almohadilla, mientras que si ya está dotado de unos pliegues laterales se define como fuelle. El segundo tipo de saco sirve para dar al mismo, cuando esté lleno, una forma más escuadrada para una mejor palatización.

3. Según el tipo de material:

Se encuentran sacos de papel con cierre de válvula, de boca abierta para producciones más bajas. No existen sacos de papel de tres soldaduras por la imposibilidad de soldar el papel. El saco de papel se usa para garantizar entre otras cosas la absorción de la humedad interna del producto. También existe el saco de rafia, cuyo ejemplo más moderno es el Big Bag visto anteriormente.

Con este material realizado con un polímero especial y luego tejido se embalan una grande cantidad de productos, prácticamente los mismos que se embalan con el papel para la transpiración que otorga este material. Siendo de plástico obviamente no va bien en las aplicaciones donde se requiere que el saco absorba la humedad interna del producto. Cuando la transpiración no es suficiente se recurre también a sacos de malla con aberturas muy superiores. Otro material que se usa para sacos es la fibra natural sea de algodón o de yute. La categoría probablemente más amplia de sacos se encuentra en los sacos de plástico, generalmente de polietileno, pocas veces de polipropileno. El saco de polietileno tiene muchísimas aplicaciones y se puede soldar (como en el caso de sacos de producto químico), se puede coser (como en el caso de cierto abono o producto tan polvoriento que es difícil de soldar) o atar, cuando el volumen que se llena no es constante.

SACO DE YUTE

El yute es una fibra natural que se produce en la India y Bangladesh. Desde allí se distribuye por todos los países del mundo, donde se manipula y se fabrican los sacos. En el transporte de los granos de estos productos los sacos de yute son preferidos a los de polipropileno por la impermeabilidad de este último. Efectivamente, en el momento de llenar los sacos, los granos mantienen una tasa de humedad demasiado elevada para asegurar una buena conservación. La impermeabilidad de los sacos sintéticos tiene como consecuencia la deterioración del grano.

Comparación entre el yute y el polipropileno**Tabla 8.1. Tabla comparación yute-polipropileno**

	YUTE	POLIPROPILENO
Características técnicas	+permeabilidad de los sacos +biodegradabilidad +aspecto natural -fibra polvorienta -incompatible con una automatización del llenado	+solidez +ligereza +/-impermeabilidad (según utilización) -inflamable y tóxico
Calidades de fabricación	-problemas ocasionales	+calidad constante
Regularidad de la oferta	-inestabilidad de la oferta causada por riesgos climatológicos y transporte irregular	+oferta regular y rápida adaptación a la demanda
Mercado	-ausencia de sistema organizado	+estrategias agresivas +posibilidades de arbitraje con otros subproductos petrolíferos

A GRANEL

La última forma de vender el producto obtenido, ácido adípico, es a granel.

Este tipo consiste en el transporte del sólido mediante la utilización de camiones cisterna de 25m³.

DISEÑO**SILOS DE ALMACENAJE**

La corriente de entrada a los silos es de 2,2 kg/s, con una densidad de los cristales de ácido adípico de 650 kg/m³.

Suponiendo un tiempo de retención de 1,5 días:

$$V_{\text{total,silos}} = \frac{Q \cdot t_{\text{ret}}}{\rho} \quad (8.1)$$

Donde:

$V_{\text{total,silos}}$: volumen total de los silos (m³)

Q: caudal de entrada de cristales de ácido adípico (kg/s)

t_{ret} : tiempo de retención (s)

ρ : densidad de los cristales (kg/m³)

El valor del volumen del silo que se obtiene es de 570m³ (una vez sobredimensionado un 30%), lo cual conduce a subdividir la corriente de entrada en 6 silos (5 silos en funcionamiento, y uno de reserva).

$$V_{\text{silos}} = \frac{V_{\text{total}}}{6} \quad (8.2)$$

El volumen obtenido para cada uno de ellos es de 95m³ (volumen sobredimensionado).

Los silos tienen forma cilíndrica con sección cónica en la parte inferior.

$$V_{\text{cilindro}} = 0,8 \cdot V_{\text{total}} \quad (8.3)$$

$$V_{\text{cono}} = 0,2 \cdot V_{\text{total}} \quad (8.4)$$

Para calcular las dimensiones del cilindro se supone: $H_{cilindro} = D_{cilindro}$

$$V_{cilindro} = \pi \left(\frac{D}{2} \right)^2 \cdot H = \pi \left(\frac{D}{2} \right)^2 \cdot D \quad (8.5)$$

Donde:

$V_{cilindro}$: volumen del cilindro (m^3)

D: diámetro del cilindro (m)

H: altura del cilindro (m)

$$D_{cilindro} = 3,5 \text{ m}$$

$$H_{cilindro} = 4 \text{ m}$$

El diámetro grande de la sección cónica debe ser igual al diámetro del cilindro,

$$D_{cono} = 3,5 \text{ m.}$$

El diámetro pequeño de la sección cónica que se obtiene es, $d_{cono} = 0,35 \text{ m}$

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \pi \cdot h \cdot \left(\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \frac{D}{2} \cdot \frac{d}{2} + \left(\frac{d}{2} \right)^2 \right) \quad (8.6)$$

Donde:

V_{cono} : volumen del cono (m^3)

h: altura del cono (m)

D: diámetro grande del cono (m)

d: diámetro pequeño del cono (m)

Por lo tanto, la altura del cono se calcula de la siguiente forma:

$$h_{cono} = \frac{3 \cdot V_{cono}}{\pi \cdot \left(\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \frac{D}{2} \cdot \frac{d}{2} + \left(\frac{d}{2} \right)^2 \right)} \quad (8.7)$$

$$h_{cono} = 2,5 \text{ m}$$

A partir de ésta, se calcula también la longitud del cono:

$$L_{cono} = \sqrt{\left(\frac{D_{cono}}{2} - \frac{d_{cono}}{2}\right)^2 + h_{cono}^2} \quad (8.8)$$

Donde:

L_{cono} : longitud del cono (m)

D_{cono} : diámetro grande del cono (m)

d_{cono} : diámetro pequeño del cono (m)

h_{cono} : altura del cono (m)

$L_{cono} = 3,38$ m

BIG BAGS, SACOS Y A GRANEL

Después de los silos, el producto sólido es almacenado y vendido posteriormente para su utilización en la producción de nylon, mayoritariamente.

Para ello, el producto se almacena y se distribuye de la siguiente forma:

Tabla 8.2. Resumen distribución del producto

	porcentaje (tanto por 1)	cantidad (kg)	unidades	Volumen (m^3)
sacos (25 kg)	0,05	14256	570,24	21,932
big-bags	0,15	42768	53,46	65,797
a granel	0,80	228096		

La mayor parte de la producción de ácido adípico se destina a la venta a granel, medio utilizado normalmente en el transporte de éste para la fabricación de nylon.

Un porcentaje bastante inferior pero no menos importante es el almacenaje en big-bags. El porcentaje destinado a este tipo de almacén es muy inferior. El motivo de dicho valor es el hecho que frente a cualquier huelga en el transporte a granel u otros problemas que puedan surgir, el ácido adípico producido serán pasará a ser envasado en big-bags.

9. COLUMNA DE DESTILACIÓN

9.1 INTRODUCCIÓN TEORICA

9.1.1 CÁLCULO DEL NÚMERO DE ETAPAS.

TEMPERATURA DE TOPE Y FONDO

Para la fijación de ambas temperaturas se tiene en cuenta la temperatura de los compuestos. Como se trabaja con mezcla multicomponente en donde se designan ligero y pesado clave, se considera aproximadamente la temperatura del tope de la columna, será la temperatura de ebullición del ligero clave a la presión de diseño. Asimismo, la temperatura del fondo de la columna se aproxima a la de ebullición del más pesado de la mezcla de entrada, a la presión a la que se encuentre.

MÉTODO DE HENGSTEBECK-GEDDES

Para comprobar la distribución de los componentes no claves se aplica la ecuación de *Winn* linealizada a los componentes clave, lo que permitirá obtener las constantes *A* y *C*:

$$\log\left(\frac{d_i}{b_i}\right) = A + C \cdot \log \alpha_i \quad (9.1)$$

Una vez obtenidas las constantes, y por aplicación de la misma ecuación, se puede determinar, en combinación con un balance global de materia para cada componente, el flujo en cabezas u colas para los componentes no clave.

MÉTODO DE HENGSTEBECK

Este es uno de los métodos más empleados para el cálculo del número de etapas ideales en destilación multicomponente. Se trata de un método aproximado con fundamento en métodos más rigurosos que, mediante simplificaciones, permite obtener de forma rápida resultados concluyentes; suficientemente precisos para un proyecto de ingeniería básica.

Para cualquier componente, las ecuaciones del balance de materia correspondiente a la unidad de destilación se puede escribir en términos de su flujo molar:

- En la sección de enriquecimiento:

$$v_{n+l,i} = l_{n,i} + d_i$$

$$v_{n,i} = K_{n,i} \cdot \frac{V}{L} \cdot l_{n,i} \quad (9.2)$$

- En la zona de stripping:

$$l'_{n+1,i} = v'_{n,i} + b_i$$

$$v'_{n,i} = K_{n,i} \cdot \frac{V'}{L'} \cdot l'_{n,i} \quad (9.3)$$

donde $l_{n,i}$ es el flujo molar de líquido del componente i en la etapa n , $v_{n,i}$ es el flujo molar de vapor del componente i en la etapa n , b_i es el flujo molar del componente i en las colas, d_i es el flujo molar del componente i en cabezas, $K_{n,i}$ es la constante de equilibrio del componente i en la etapa n . L y V son los flujos totales de líquido y vapor, que se suponen constantes en cada una de las secciones de la columna y el superíndice “ $'$ ” hace referencia a la sección de stripping.

Para reducir un sistema multicomponente a su equivalente binario es necesario estimar el flujo de los componentes clave en la columna. Hengstebeck se basa en el hecho de que en una destilación típica los flujos de los componentes más ligeros que el LK en la sección de enriquecimiento permanecerán prácticamente constante, y, asimismo, los flujos de los componentes más pesados que el HK en la sección de stripping también son, a efectos prácticos, constantes. Esto permite realizar una estimación bastante sencilla del flujo de los componentes clave:

- En la sección de rectificación:

$$L_e = L - \sum l_i$$

$$V_e = V \sum v_i \quad (9.4)$$

- En la sección de stripping:

$$\dot{L}_e = \dot{L} - \sum \dot{l}_i$$

$$\dot{V}_e = \dot{V} - \sum \dot{v}_i \quad (9.5)$$

donde \dot{V}_e y \dot{L}_e son los flujos estimados de los claves combinados, \dot{l}_i y \dot{v}_i son los flujos limitantes de líquido y vapor de los componentes más ligeros que los claves y \dot{l}_i y \dot{v}_i son los flujos limitantes de líquido y vapor de los componentes más pesados que los claves.

El método para estimar los flujos limitantes ha sido propuesto por *Jenny*, de acuerdo con:

$$\dot{l}_i = \frac{d_i}{\alpha_i - 1} \quad \dot{v}_i = \frac{\alpha_i \cdot b_i}{\alpha_{LK} - \alpha_i}$$

$$\dot{v}_i = \dot{l}_i + d_i \quad \dot{l}_i = \dot{v}_i + b_i \quad (9.6)$$

donde α_i es la volatilidad del componente i , relativa al pesado clave (*HK*), y α_{LK} es la volatilidad del ligero clave (*LK*), relativa al pesado clave (*HK*).

Las estimaciones de los flujos combinados permiten que sea posible establecer las líneas de operación. La línea de equilibrio se establece suponiendo una volatilidad relativa del ligero clave constante:

$$y = \frac{\alpha_{LK} \cdot x}{1 + (\alpha_{LK} - 1) \cdot x} \quad (9.7)$$

Una vez que se dispone de la curva de equilibrio y de las rectas de operación para las zonas de enriquecimiento y agotamiento el número de etapas necesarias se obtiene por aplicación directa del método gráfico desarrollado por *McCabe-Thiele*.

MÉTODO DE ERBAR-MADDOX

Se trata del método empírico que proporciona los resultados más fiables y, por tanto, usado más frecuentemente para estimar el número de etapas requeridas en destilaciones multicomponente. Esta correlación empírica relaciona el número de etapas ideales necesarias para realizar una separación dada, operando a una determinada relación de reflujo, con el número de etapas que se necesitarían si se trabajase a reflujo total (numero mínimo de etapas) y también con la relación de reflujo mínima del sistema (número infinito de etapas).

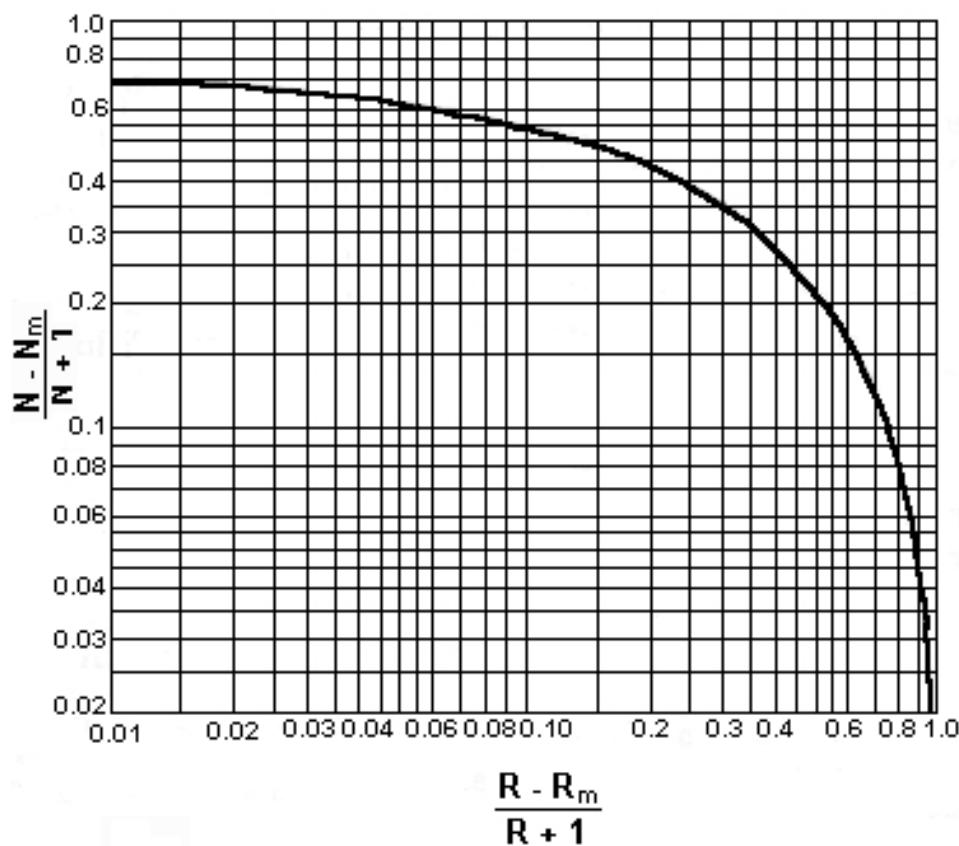


Fig 9.1: Correlación R_m y N_m

Esta correlación, que se muestra gráficamente en la figura 9.1, proporciona la relación entre el número mínimo de etapas ideales y el número de etapas requeridas como una función de la relación de reflujo, con la relación mínima de reflujo como parámetro. Para usar esta correlación es necesario estimar previamente el número mínimo de etapas ideales y la relación de reflujo mínima.

- **Número mínimo de etapas** (Ecuación de Fenske)

La ecuación de *Fenske* es usada para estimar el número de etapas de equilibrio requeridas al trabajar a reflujo total y puede aplicarse indistintamente a sistemas binarios y sistemas multicomponente. La forma más común en que se encuentra esta ecuación es la siguiente:

$$\left[\frac{x_i}{x_r} \right]_d = \alpha^{N_m} \cdot \left[\frac{x_i}{x_r} \right]_b \quad (9.8)$$

donde $\left[x_i/x_r \right]$ es la relación entre la concentración de cualquier componente i y la concentración de un componente de referencia r , y los subíndices d y b hacen referencia al destilado y al producto de fondo, respectivamente; N_m es el número mínimo de platos del sistema (incluido el reboiler), que se obtendrían al operar a reflujo total, y α_i es la volatilidad relativa promedio del componente i con respecto al componente de referencia r .

También es bastante habitual la variante introducida por *Winn*, ecuación en la que las composiciones se expresan en términos de caudales molares, en vez de fracciones molares:

$$\frac{d_i}{d_r} = \alpha^{N_m} \cdot \frac{b_i}{b_r} \quad (9.9)$$

donde d y b son los caudales molares en el tope y el fondo y los subíndices i y r se refieren al componente considerado.

Normalmente los requisitos de la separación se especificarán en término de los componentes clave, y la ecuación de *Fenske* puede reorganizarse para que dé una estimación del número mínimo de etapas:

$$N_m = \frac{\log \left\{ \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \cdot \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b \right\}}{\log \alpha_{LK}} = \frac{\log \left(\frac{d_{LK} \cdot b_{HK}}{d_{HK} \cdot b_{LK}} \right)}{\log \alpha_{LK}} \quad (9.10)$$

donde α_{LK} es la volatilidad relativa promedio del ligero clave con respecto al pesado clave; x_d y x_b son las fracciones molares en el destilado y el fondo de la torre, y d y b los caudales molares en cabezas y colas. Los subíndices “ LK ” y “ HK ” designan a los componentes clave, a los que se refieren las concentraciones.

La volatilidad relativa suele tomarse como un valor promedio entre los valores obtenidos a las temperaturas del tope y el fondo de la torre, pero si existe una amplia diferencia entre estos dos valores de volatilidad relativa, como va a ocurrir en nuestras columnas, es uso de un valor promedio subestima el número de etapas. En estas circunstancias, se puede realizar una mejor estimación calculando el número de etapas en las secciones de rectificación y agotamiento por separado. Para ello se debe tomar la concentración de la alimentación como la concentración del fondo para la zona de enriquecimiento, y como la composición del tope para la de agotamiento; y estimar las volatilidades relativas promedio para cada sección.

Este procedimiento, además, proporciona una estimación inicial de la localización del punto de alimentación.

- **Reflujo mínimo** (Ecuación de Underwood)

La ecuación de Underwood puede establecerse de la siguiente forma:

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (9.11)$$

donde α_i es la volatilidad relativa del componente i con respecto a algún componente referencia, usualmente el pesado clave; R_m es la relación de reflujo mínimo para el sistema en estudio, y $x_{i,d}$ la concentración del componente i en la parte superior de la columna, operando a reflujo mínimo. El parámetro θ , por su parte, es la raíz de la ecuación:

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (9.12)$$

donde $x_{i,f}$ es la concentración del componente i en la alimentación, y q es la relación entre el calor necesario para vaporizar 1 mol de alimentación y el calor latente molar de aquella (λ); que se calcula como:

$$q = \frac{H^V - h^{a\lim}}{\lambda} \quad (9.13)$$

El valor de θ debe estar comprendido entre los valores de volatilidad relativa de los componentes clave y se determina por un procedimiento de tanteo.

En la deducción de las ecuaciones (NUM)(NUM) las volatilidades relativas de los componentes se han considerado constantes, por lo que debe usarse un promedio de los valores estimados en el condensador y la caldera, lo que a su vez requiere una estimación de las composiciones en los extremos. Aunque las composiciones deberían ser estrictamente las obtenidas al operar en condiciones de reflujo mínimo, pueden usarse los valores obtenidos al trabajar a reflujo total (ecuación de *Fenske*). No obstante, se puede conseguir una mejor estimación reemplazando el número mínimo de etapas por un valor actualizado que con frecuencia se calcula como $N=N_m/0,6$ en la ecuación de *Winn*, y recalculando los caudales molares de todos los componentes mediante el método de Hengstebeck-Geddes antes descrito.

- **Localización del punto de alimentación** (Ecuación de *Kirkbride*)

La principal limitación del método de Erbar-Maddox es que no proporciona la localización del punto de alimentación. Para solucionar este problema se ha empleado la ecuación empírica de *Kirkbride*:

$$\log\left[\frac{N_r}{N_s}\right] = 0,206 \cdot \log\left[\left(\frac{B}{D}\right) \cdot \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right) \cdot \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right] \quad (9.14)$$

donde N_r es el número de etapas por encima de la alimentación, incluido el condensador parcial; N_s el número de etapas por debajo de la alimentación, incluido el reboiler; B el flujo molar del producto de colas y D el del producto de cabeza; $x_{f,HK}$ y $x_{f,LK}$ son las concentraciones del pesado clave y el ligero clave en la alimentación; $x_{d,HK}$ es la composición del pesado clave en el producto de cabezas y $x_{b,LK}$ es la composición del ligero clave en el producto de colas.

Una vez que se dispone de la relación entre el número de etapas en las secciones de rectificación y stripping y del número total de etapas ideales de la columna (suma de las existentes en las dos secciones) se deduce directamente el número de etapas en cada zona de la torre y, consiguientemente, también el punto de separación de ambas, en donde debe introducirse la alimentación.

EFICACIA DE LAS ETAPAS

Sea cual sea el método empleado en el cálculo del número de etapas necesarias para llevar a cabo la separación deseada (*Hengstebeck* o *Erbar-Maddox*), el resultado final del procedimiento va a corresponder con una situación ideal, ya que se ha considerado que el líquido y el vapor que abandonan cada una de las etapas de contacto de la columna, están en equilibrio; lo que no ocurre en realidad.

La forma más sencilla de cuantificar la desviación de la idealidad en el sistema consiste en definir una eficiencia global de los platos (valor comprendido entre 0 y 1), basada en datos típicos disponibles en la bibliografía para sistemas similares, o calculada a través de sencillas correlaciones como la de *Eduljee* (basada en la correlación gráfica de *O'Connell*):

$$E_0 = 51 - 32,5 \cdot \log(\mu_f \cdot \alpha_a) \quad (9.15)$$

donde E_0 es el valor de la eficiencia global de plato; μ_f la viscosidad promedio de la alimentación, y α_a la volatilidad relativa del ligero clave.

De esta forma basta con dividir el número de platos ideales calculado entre el valor de la eficiencia seleccionado, para obtener una aproximación válida del número de etapas reales que se necesitan para realizar la separación.

9.1.2. DETERMINACIÓN DE LAS DIMENSIONES DE LA COLUMNA

ALTURA DE LA COLUMNA

Para determinar la altura bastará con conocer la separación entre platos. Se estima que para evitar problemas de formación de espumas la separación entre dos platos se fijará en función de la magnitud de los caudales molares de líquido y vapor en el interior de la torre, entre 0,3 y 0,9 m.

$$\text{Altura de la columna} = (\text{Número real de platos}) \cdot (\text{Distancia entre platos}) \quad (9.16)$$

A este valor, que incluye una distancia entre el plato superior y el tope físico de la columna igual a la distancia entre platos, hay que adicionarle una altura en el fondo de la columna, por debajo del plato inferior, donde se recoge el líquido de las colas antes de evacuarlo hacia el reboiler y asimismo donde se reintroduce el vapor recirculado a la torre desde aquel. Este valor se seleccionará, al igual que la distancia entre platos, en función de la capacidad del equipo.

DIÁMETRO DE LA COLUMNA

El diámetro de la unidad condiciona su capacidad. El principal factor que determina el diámetro de una columna es la velocidad de flujo de vapor que tiene lugar en su interior, y esta debe ser lo suficientemente baja para evitar un excesivo arrastre de líquido o una gran caída de presión.

Teniendo en cuenta que el flujo molar, tanto de líquido como de vapor, varía dentro de la columna, los diámetros en la sección superior e inferior serán diferentes. Ambos se determinarán mediante el cálculo de la velocidad de inundación. En este método los pasos a seguir son los siguientes:

1. Determinación del factor de flujo líquido-vapor (F_{LV}):

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (9.17)$$

donde F_{LV} es el factor de flujo líquido-vapor; L y V los caudales máscicos de líquido y vapor en el sector considerado (kg/h), y ρ_v , ρ_L las densidades de vapor y líquido en kg/m³.

2. Determinación de la velocidad de inundación según:

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (9.18)$$

donde u_f es la velocidad de inundación (m/s), K_1 una constante obtenida a partir de una gráfica. Habrá que tener en cuenta que la figura proporciona el valor de K_1 cuando la tensión superficial del líquido sea 0,2 N/m, si la tensión superficial del líquido es distinta habrá que corregir el valor obtenido en la gráfica de acuerdo con:

$$K_{1,corr} = K_{1,graf} \cdot \left(\frac{\sigma}{0,2} \right)^{0,2} \quad (9.19)$$

donde σ es la tensión superficial del líquido en N/m.

3. Se fija un porcentaje de inundación y la velocidad del vapor se establece como el producto de la velocidad de inundación, previamente calculada, y este porcentaje:

$$U_v = (\% \text{ inundación}) \cdot u_f \quad (9.20)$$

4. El área neta de la columna vendrá determinada por la expresión:

$$A = \frac{V}{u_v} \quad (9.21)$$

donde A es el área neta (m^2) y V el caudal volumétrico del vapor en cada sección (m^3/h). A partir de este valor calculado y de la ecuación del área de la sección transversal de un cilindro,

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (9.22)$$

CÁLCULO DE LOS ESPESORES DE LAS PAREDES

Para realizar estos cálculos se recurre a las ecuaciones expuestas en el apartado del anexo de cálculos referido al diseño mecánico de equipos, basándonos en la ecuación:

$$e = \frac{P \cdot D}{2\sigma E - 1,2P'} + c$$

El valor obtenido fue de 15mm en el cilindro del equipo y también en el techo y fondo, pues se aproxima al valor comercial.

Las condiciones de operación extremas se dan en la parte inferior de la columna pero, a diferencia de los restantes recipientes en los que es necesario llevar a cabo este cálculo, debe contemplarse la existencia de dos secciones distintas y por tanto sería necesario calcular los espesores en ambas. No obstante, como el perfil de presión y el de temperatura varían a lo largo de la torre, y las ecuaciones de diseño mecánico dependen directa o indirectamente de estas dos variables, se seleccionarán en cada sección valores representativos. Estos serán, en rectificación, los del tope de la columna, y en agotamiento los del reboiler.

El material de la columna de destilación, debido a la presencia del ácido nítrico será acero inoxidable AISI-304, por las mismas razones explicadas en los demás equipos.

9.2. DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN CD-401.

- *Función:* Separar agua y gran parte de ácido nítrico de los ácidos orgánicos (adípico, succinico, glutámico y el catalizador). Debido a que a la entrada de esta columna hay trazas de ciclohexanol, para hacer los cálculos no se tendrá en cuenta. La corriente de agua, nítrico y ciclohexanol que sale por cabezas se recircula al reactor, pero una pequeña parte se hace pasar por la resina para recuperar el catalizador, que después también irá al reactor. Las condiciones de operación son las especificadas en la patente US 3.476.804. Al finalizar el diseño de este equipo, se ha razonado, que la mejor elección sería un reboiler más grande que hiciera directamente la función de la columna de destilación, pues el flujo que se va por destilado es con gran diferencia el mayoritario.
- *Criterios de diseño:* La columna trabajará a una presión de diseño de 100mmHg (en el tope de columna), provocando así que la composición del azeótropo que forman los componentes agua y nítrico se desplace (veáse figura 9.2). Se trata de una destilación multicomponente, en donde se designarán unos compuestos ligero y pesado claves, lo que permite considerar que todos los compuestos más ligeros que el ligero clave salgan totalmente por el tope de la columna y los más pesados que es pesado clave salgan por el fondo. De esta manera se cierran los balances de materia y se fija la temperatura de operación en ambos extremos. El diseño del condensador y reboiler que acompañan a esta columna está en el apartado (apartado 5, equipos de calor).

9.2.1. CÁLCULO DEL NÚMERO DE PLATOS

Flujos de materia

La corriente de entrada se conoce de la salida de la centrífuga 1. Teniendo en cuenta que los componentes más ligeros que el ligero clave (agua) saldrán todo por el destilado y los componentes más pesados que el pesado clave (glutámico y adípico) saldrán completamente por colas, se puede conocer exactamente la cantidad de cada uno de los componentes en todas las corrientes.

Se considera que la cantidad de nítrico en la cabeza de la columna viene determinada por la concentración del azeótropo agua-nítrico a la temperatura de 334K y la presión de 100mmHg (que son las condiciones de la cabeza de la columna de destilación).

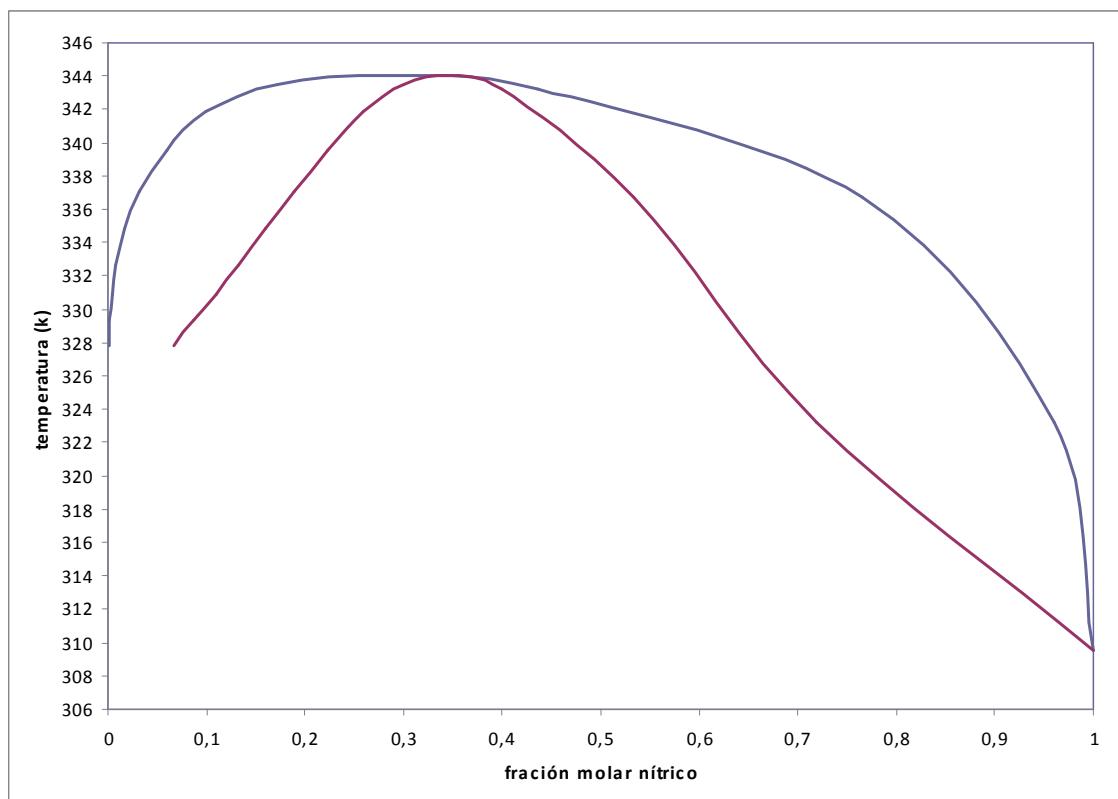


Fig 9.2: composición-temperatura para 100mmHg

Así mismo, se considera que la cantidad del pesado clave que se va por la parte superior de la columna es mínima (menos de 1%).

Tabla 9.1: Balance de materia

	$f_i(\text{kmol/h})$	$d_i(\text{kmol/h})$	$b_i(\text{kmol/h})$
Ác. Adípico	4.34	-	4.34
Ác. Glutámico	2.62	-	2.62
Ciclohexanol	0.071	0.071	-
Ác. Succínico(HK)	1.04	0.0034	1.03
Ác. Nítrico(LK)	189.1	152.2	36.82
Agua	1242.6	1242.6	-
TOTAL	1024.7	1012.6	12.08

Temperatura en los extremos de la columna

En este apartado se calcula las temperaturas de los extremos de una forma aproximada, sin seguir ningún método analítico. Como lo que se quiere separar es, por la parte del tope de la columna, el ácido nítrico y los más ligeros que él, la temperatura tendría que ser la temperatura de ebullición de éste, a la presión de diseño. Pero en este caso existe un azeótropo entre el agua y nítrico, por lo que la temperatura en la parte superior, será la aproximada a la del azeótropo, 334K (véase fig. 9.2). Así mismo la temperatura del fondo, se aproxima a la del más pesado a la presión a la que trabaje, 411K.

Número de etapas

El cálculo del número de etapas teóricas para esta columna se calcula por el método de *Erbar-Maddox*, que también fue descrito con detalle en secciones anteriores (apartado 9.1.1). Para ello se determinan en un primer lugar los dos parámetros límite del sistema, necesarios para emplear la gráfica de la figura 9.1: el número mínimo de etapas (operación a reflujo total) y la relación mínima de reflujo (para la que el número de etapas se hace mínimo):

Número mínimo de etapas:(Ecuación de Fenske-Winn)

Para el cálculo del número mínimo de etapas se calculará globalmente, en toda la torre; para lo que se emplean los valores de dichas constantes medidos en el tope y en el fondo del equipo, a pesar de que el uso de un promedio cuando existe mucha diferencia entre los valores extremos puede subestimar el número de etapas. Así se aplica directamente la ecuación 9.10 para lo que serán necesarios los datos que se muestran en la tabla 9.2:

Tabla 9.2: Valores de los compuestos claves

		α_{Lk}	$d(\text{kmol}/\text{h})$	x_d	$b(\text{kmol}/\text{h})$	x_b
Ac. Nítrico	LK	7	152.1	0.3	36.82	0.67
Ac. succínico	HK	-	0.003	$3 \cdot 10^{-6}$	1.036	0.086

Aplicando la ecuación se obtiene un valor de $N_{\min}=3.72 \approx 4$ etapas ideales.

Reflujo mínimo: (Ecuación de Underwood)

Antes de poder aplicar la ecuación de Underwood es necesario determinar la condición de alimentación (q) a partir de la ecuación 9.13. Una vez conocido este valor (que en este caso al tratarse de líquido saturado el valor de q es 0), el siguiente paso para determinar la relación de reflujo mínima es el cálculo del parámetro θ , cuyo valor debe estar comprendido entre los valores de volatilidad relativa de los componentes clave, y se obtiene a partir de la ecuación 9.11 mediante un procedimiento de tanteo. A continuación se emplea este valor en la ecuación 9.12 para calcular el R_{\min} . Los datos empleados en este procedimiento con el resultado de la iteración definitiva se exponen en la tabla 9.3:

Tabla 9.3: Iteración final para el cálculo θ .

Θ=1.001					
	α_{medio}	$x_{i,f}$	$x_{i,d}$	$\alpha_i \cdot x_f / (\alpha_i - \theta)$	$\alpha_i \cdot x_d / (\alpha_i - \theta)$
Agua	27	0.86	0.89	0.89	0.95
Ác. Nítrico(LK)	7	0.13	0.10	0.15	0.12
Ác. Succínico(HK)	1	0.002	$3 \cdot 10^{-6}$	-0.79	-0.002
Ác. Glutárico	0	0,003	0	0	0
Ác. Adípico	0	0,003	0	0	0
			Σ	0.3	1.05

La obtención de la relación de reflujo mínima a partir de los datos de la tabla anterior es directa. Con este valor y el seleccionado para la relación de reflujo se pueden calcular los parámetros necesarios para utilizar la gráfica de la fig. 9.1 y obtener el valor del número de etapas ideales necesarias para llevar a cabo la separación deseada. Para determinar el número de etapas reales una vez conocido el número de platos ideales de la columna se debe aplicar el valor de la eficiencia global de plato (que se considera 99%). Los resultados son los siguientes:

Tabla 9.4: Relación de reflujo y número de platos reales.

R_{\min}	0.05
$(R - R_{\min}) / (R + 1)$	0.82
R	0.5
$(N - N_{\min}) / (N + 1)$	0.06
N_{\min}	3.72
N_{teorica}	4.1
E_0	0.99
N_{reales}	5

A pesar de que el valor seleccionado para la relación real de reflujo en la columna de fraccionamiento es relativamente bajo, debe tenerse en cuenta que es del orden de 7 veces superior a la relación mínima. Aumentando dicho valor se reduciría el número de etapas de equilibrio y por tanto, en principio, el tamaño del equipo; sin embargo al aumentar el reflujo también se aumenta los flujos de vapor y líquido en el interior de la columna y esto puede derivar en un incremento del tamaño del equipo. Además también crecería el gasto energético y consiguientemente los costes de operación.

Localización de la alimentación: Ecuación de Kirkbride

Aplicando esta ecuación se obtiene directamente la relación entre el número de etapas en la sección de rectificación y en la sección de agotamiento lo que permite, conociendo el número total de etapas reales, determinar el número de etapas en cada zona y, por tanto, el plato de alimentación, en el que ambas convergen. Los datos de partida para este cálculo y los resultados del mismo se muestran tabulados:

Tabla 9.5: Localización del plato de alimentación.

D	1440 kmol/h	N_{rect}/N_{strip}	1.5
B	44.81 kmol/h	N_{reales}	5
X_{f,Lk}	0.13	N_{rectificación}	3
X_{f,Hk}	0.001	N_{stripping}	2
X_{b,Lk}	0.82	PLATO	5º
X_{d,Hk}	2.10 ⁻⁶	ALIMENTACIÓN	

Este dato, de que la alimentación entre por el plato cinco, es otra indicación de que era mejor haber considerado directamente un reboiler que separase estas corrientes, pero que por cuestión de tiempo no se ha podido modificar.

Dimensionamiento

Altura:

En este caso los flujos de vapor y líquido en el interior de la columna son bastante elevados, por lo que la posibilidad de que se presenten problemas de arrastre e inundación en el equipo es alta y por consiguiente la distancia entre platos no debe ser muy pequeña. Con un número de etapas reales calculado en el apartado anterior ($N=5$) y seleccionando una distancia entre platos de 0.8m, al aplicar la ecuación 9.16 se obtiene un valor de la altura para esta columna de $H'=4$ m; a la que hay que sumar la altura ocupada por el producto de colas que, en esta ocasión se estima en 1.1m, por lo que la altura total de la torre será de $H=5.5$ m.

Diámetro:

La aplicación de las ecuaciones 9.17 y 9.22 correspondientes al método de inundación antes descrito, y teniendo en cuenta el cálculo del espesor de una columna sometida a estas condiciones, conduce a los resultados reflejados en la tabla 9.6:

Tabla 9.6: Diámetros de la columna

		Rectificación	Agotamiento
σ	N/m	0.78	0.6
V	Kg/h	48045.6	48045.6
V	m^3/h	6674.01	6674.01
L	Kg/h	16082.8	16082.8
F_{LV}	-	0.026	0.085
d_{platos}	M	0.8	0.8
$K_{1(grafo)}$	-	0.15	0.13
u_f	m/s	1.86	1.61
Inund.	-	80	80
u_v	m/s	1.49	1.29

u_v	m/h	5370.9	4654.5
A	m²	1.24	1.43
D	m	1.32	1.35
e_c	m	0.0167	0.0167
e_t	m	0.0149	0.0149

Caída de presión:

La presión de operación de una columna de destilación se refiere a la presión en la parte superior de la torre. Para conocer la presión en el plato de alimentación y en el fondo de la misma, se preestablece una caída de presión constante en cada plato de la columna y se va sumando a la presión de operación este valor tantas veces como platos tenga la columna hasta llegar al plato que nos interesa.

La presión de la corriente de entrada a la columna debe ser mayor que la que existe en la etapa correspondiente al plato de alimentación –aunque ligeramente superior- para que el flujo de la misma sea en el sentido correcto; es decir, hacia el interior de la torre. Por ello, para definir una presión correcta de la correcta de alimentación, es fundamentalmente conocer previamente la presión que va a haber en el plato en el que esta se introduce.

De igual manera es importante determinar la presión de la corriente de colas que se dirige al reboiler, ya que esta debe estar a su temperatura de burbuja, la cual depende de la presión a la que se encuentra. A este valor, además de la caída en plato, contribuye la presión hidrostática del líquido en el fondo de la columna.

Debido a esto el cálculo del número de etapas de la columna es iterativo: es necesario conocer la presión en el fondo para establecer su temperatura y llevar a cabo el cálculo de las etapas y, a su vez, conocer el número de etapas para determinar la caída de presión.

En la tabla 9.10 se muestran los datos necesarios para determinar las presiones en la alimentación y en el fondo así como los resultados del cálculo:

Tabla 9.10: Caída de presión a lo largo de la columna

$P_{operación}(\text{atm})$	0.13	$P_{plato_fonto}(\text{atm})$	0.20
$\Delta P_{plato}(\text{atm})$	0.014	$z(\text{m})$	1.1
N	5	$\rho_{líquido}(\text{kg/m}^3)$	1120
$P_{plato_aliment}(\text{atm})$	0.18	$P_{hidrostática}(\text{atm})$	0.12
$P_{aliment}(\text{atm})$	0.19	$P_{fondo/reboiles}(\text{atm})$	0.32

10. REGENERACIÓN DEL CATALIZADOR

10.1 INTRODUCCIÓN

Los catalizadores empleados en el proceso serán sales de los metales Cu y Vd, concretamente $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ y NH_4VO_3 . Su intervención tiene, principalmente, la finalidad de mejorar el grado de conversión de la reacción, es decir, aumentar la producción de ácido adípico a partir de la misma cantidad de reactivos.

La cantidad a introducir de los catalizadores oscila entre 0,3%-0,6% en peso para el cobre y 0,01%-0,5% para el vanadio (según la patente de Dupont). Teniendo en cuenta que se recuperará por métodos regenerativos de resinas catiónicas (ver apartado 10.2) y que la actividad de la planta es continua, sólo se efectuará el recambio de catalizador una vez al año, así que la cantidad que se adquirirá de los mismos es reducida.

En cuanto a su función en la reacción, el vanadio actúa sobre la diona, consiguiendo que esta se convierta rápidamente en ácido adípico y además, principalmente en ácido succínico y glutárico.

El cobre es efectivo a altas temperaturas (por encima de 40º C), y previene la formación de intermediarios inestables de reacción.

Son catalizadores homogéneos ya que se trata de sales. Por tanto se pueden combinar con uno de los reactivos y así reacciona más rápidamente con el otro.

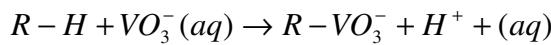
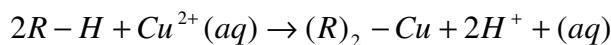
10.2. RECUPERACIÓN DEL CATALIZADOR

La recuperación del catalizador se realizará a partir de la corriente que sale por colas de la torre de destilación (CD-401). Esta corriente se compone de ácido succínico, glutárico y adípico así como de los iones de cobre y vanadato que se desean recuperar. La composición de la misma está en la tabla 9.1. (*Balance de materia en la columna de destilación*).

Para la retención de las partículas de catálisis se dispone de una resina de intercambio iónico. De esta forma, al pasar la corriente a través de ella, los cationes quedarán retenidos en el lecho.

Concretamente se trata de una resina de intercambio catiónico consistente en una matriz sólida que contiene sitios activos (también llamados grupos ionogénicos), con carga electrostática positiva neutralizada por un ion de carga opuesta (contracción). En estos sitios activos tiene lugar la reacción de intercambio inónico.

Esta reacción se puede ilustrar con la siguiente ecuación tomando el intercambio entre el ion hidrógeno, H^+ , que se encuentra en los sitios activos de la matriz R, y los iones cobre Cu^{2+} y vanadato, VO_3^- , presente en la disolución que contacta dicha matriz:



A medida que la disolución pasa a través de la resina, los iones presentes en dicha disolución desplazan a los que estaban originariamente en los sitios activos. La eficiencia de este proceso depende de factores como la afinidad de la resina por un ion en particular, el pH de la disolución si el grupo activo tiene carácter ácido y básico, la concentración de iones o la temperatura.

Dado que la resina se encargará a una empresa proveedora dedicada a su fabricación, se elegirá aquella que mejor se ajuste a las condiciones de operación del proyecto. Se ha escogido Amberlita IR-200, consistente en una matriz de estireno e iones de H^+ , manufacturada por Rohm and Haas Company.

Para esta resina, las condiciones son:

Tabla 10.1: *Condiciones de operación de la resina*

Capacidad (eq/l)	Densidad (g/l)	Temperatura (°C)
1,75	800	150

La geometría de la misma será cilíndrica y depende de su espesor, del volumen necesario para retener los iones y de la sección de la columna en la que se introduce (ver cálculos).

Una vez que la matriz se colmate, es decir que todos sus iones de hidrógeno hayan sido sustituidos por los de catalizador, la concentración de la corriente de salida será la misma que la de entrada y entonces se ha de proceder a la regeneración de la misma. Este proceso se llevará a cabo mediante el lavado con ácido nítrico y agua que se aprovechan del destilado que sale por cabezas de la torre CD-401.

Dado que cuando se regenera la matriz, no se está reteniendo catalizador, se debe poner otra resina en paralelo para que la planta siga operando en continuo. Así, mientras la matriz 1 está reteniendo los iones de catalizador, la 2 se está regenerando simultáneamente. Para ello se ha fijado el tiempo de regeneración igual al de colmatación.

Este último se halla de la siguiente forma:

A partir porcentaje de catalizador en la mezcla inicial (ver inicio) se calculan los equivalentes por segundo de la corriente que sale del reactor:

Tabla 10.2: Equivalentes por unidad de tiempo en la corriente que sale del reactor

	Cu	VO3
% en peso	0,3	0,1
Kg/s ion	0,8814	0,2938
Eq/s	27,74	2,964

Así que los equivalentes totales en la corriente será la suma de ambos, es decir, 30,704 eq/s.

Con los eq/s totales de la corriente que sale del reactor, considerando su caudal, se pueden obtener los eq/l de la misma:

Tabla 10.3: Equivalentes por unidad de volumen en la corriente que sale del reactor

m(kg/s)	ρ (kg/m ³)	Qv(m ³ /s)	Qv(l/s)	(eq/l)
146,9	1100	0,133	133,5	0,229

La capacidad de la resina es de 1,75 eq/l y como no es necesario regenerar demasiada cantidad de catalizador, se escoge arbitrariamente un volumen de 15L con lo que la masa de resina necesaria se presenta en la tabla (10.4):

Tabla 10.4: Características de la resina

volumen de resina	ρ (g/l)	m(kg)
15,00	800	12

Al salir de la columna de destilación hay los mismos (eq/l) pero diferentes (eq/s) ya que cambia el caudal de la corriente.

Tabla 10.5: Equivalentes por unidad de tiempo a la salida de la columna de destilación

(eq/s)	$Qv(m^3/s)$	$ml(kg/h)$	$ml(kg/s)$	$\rho(kg/m^3)$
0,000184	0,000801688	3420	0,95	1185

Así que el número de veces que tiene que pasar la corriente por la resina hasta q se colmate, los equivalentes de la corriente y los (eq/s) calculados a partir del nuevo caudal, determinarán el tiempo que tarda la resina en colmatarse y a partir de aquí, el numero de regeneraciones al año.

Tabla 10.6: Regeneraciones al año

t de colmatacion(s)	t(h)	t de operacion(s)	Regeneraciones/año
39,55226	142388,1443	28512000	200,24

Como ya se ha explicado, para tener dos resinas en paralelo, cuando una funcione la otra debe estar regenerándose, entonces el tiempo de saturación de una de ellas se ha igualado al de regeneración de la otra. A partir de esta suposición se calcula el caudal de nítrico que pasa por la resina. Y tras realizar los cálculos inversos a los anteriores se obtienen los equivalentes de nítrico que deben pasar por unidad de tiempo y el flujo másico del mismo:

Tabla 10.7: Flujo másico de ácido nítrico.

(eq/s)HNO ₃	m(kg/s)	Qv(m ³ /s)	Qv(l/s)
0,000184355	1,16144E-05	1,05585E-08	1,05585E-05

Dado que en el destilado que sale por cabezas de la torre (número) el ácido está más diluido (ver tabla balances), finalmente el caudal necesario será de 3,937E-5 l/s.

De esta manera, los iones de pasan a la solución y se recirculan al reactor donde vuelven a comenzar su actividad de catálisis de reacción.

Modos de operación en el intercambiador iónico.

En los procesos de intercambio iónico en columna se puede trabajar de dos modos:

1. Las disoluciones de carga y de regeneración se introducen siempre por la parte superior de la columna.

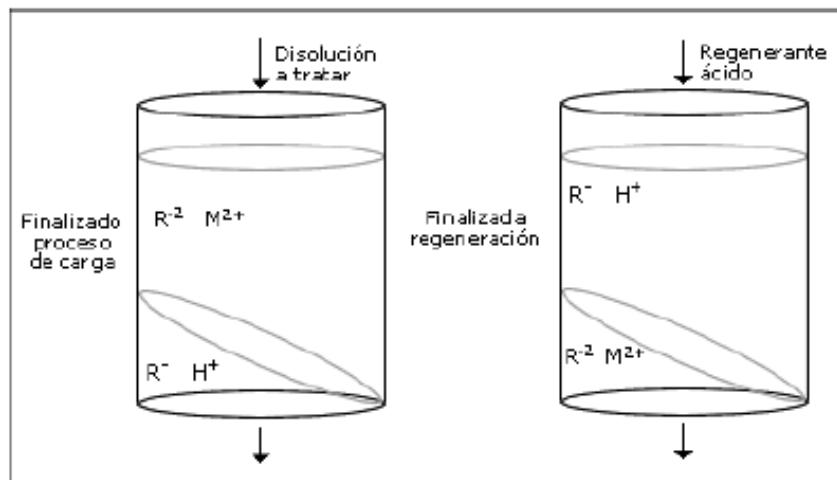


Fig 10.1: Esquema básico, disolución de carga

2. El regenerante se introduce en dirección opuesta a la disolución de carga, es decir, por la parte inferior de la columna. Este proceso se denomina, proceso en contracorriente

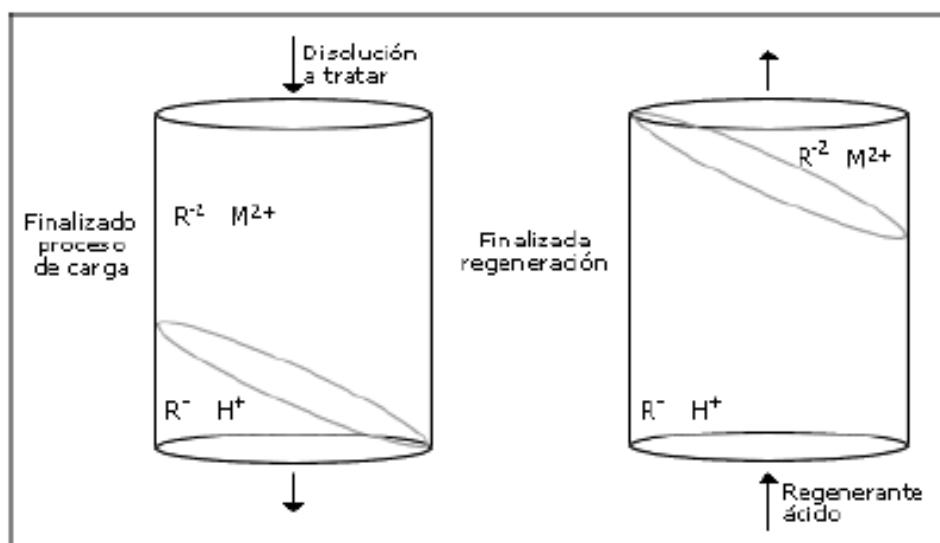


Fig 10.2: Esquema básico, entrada del regenerante.

El procedimiento más habitual es el primero, ya que supone un equipamiento más barato que el segundo. No obstante, este modo de operación utiliza el regenerante menos eficientemente que el proceso en contracorriente. En éste, al pasar el regenerante de abajo a arriba, se fluidiza el lecho de intercambiador, de manera que se aumenta la superficie de contacto, la regeneración es más rápida y se necesita menos volumen de regenerante.

El cálculo de la dimensión de la columna se efectúa teniendo en cuenta los parámetros típicos para este tipo de equipos.

Considerando que la mínima profundidad para el lecho es de 0,6 m y los caudales máximos y mínimos que deben pasar por la misma, las dimensiones obtenidas se presentan en la tabla a continuación:

Tabla 10.8: Dimensiones de la columna de intercambio iónico

L(m)	V(m ³)	A(m ²)	Di(m)	e(cm)	De (m)
0,6	0,015	0,025	0,178	0,57	0,189

11 BOMBAS

- **Balance de energía mecánica**

El trabajo por unidad de masa se extrae del balance de energía mecánica del sistema, relacionado con la expresión:

$$W = g \cdot (z_2 - z_1) + \left(\frac{p_2}{d_2} - \frac{p_1}{d_1} \right) + \frac{1}{2 \cdot \alpha} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \sum F \quad (11.1)$$

Donde:

w, Trabajo por unidad de masa (J/Kg)

g, Aceleración de la gravedad (m/s²)

v1 y v2, Velocidades inicial y final (m/s)

$\sum F$, Perdidas de energía mecánica debidas a fricción

d1 y d2, Densidades inicial y final (kg/m³)

$\alpha=1$, para régimen turbulento ($Re>2100$).

- **Pérdidas de energía mecánica por fricción**

Las perdidas por fricción tienen su origen tanto en el paso del fluido por la tubería en tramos rectos, codos y estrechamientos como por el paso por válvulas, accesorios y equipos. Para escribir la ecuación se dividirá en dos términos:

$$\sum F = \sum F_{tramo\ recto} + \sum F_{accidentes} \quad (11.2)$$

- **Cálculo de pérdidas por fricción en tramos rectos**

Se calcula mediante la ecuación de Fanning:

$$\sum F_{tramo\ recto} = 2 \cdot f \cdot \frac{L}{D} \cdot v^2 \quad (11.3)$$

Donde:

v, Velocidad del fluido en la tubería (m/s)

f, Factor de fricción

L, Longitud del tramo (m)

D, Diámetro de la tubería (m)

Para calcular la f, necesitamos conocer la rugosidad relativa (ϵ/D) de la tubería, que para el acero inoxidable AISI 316 es 0.00015.

Conocido E/D y Reynolds, podemos calcular el factor de fricción mediante el ábaco de Moody:

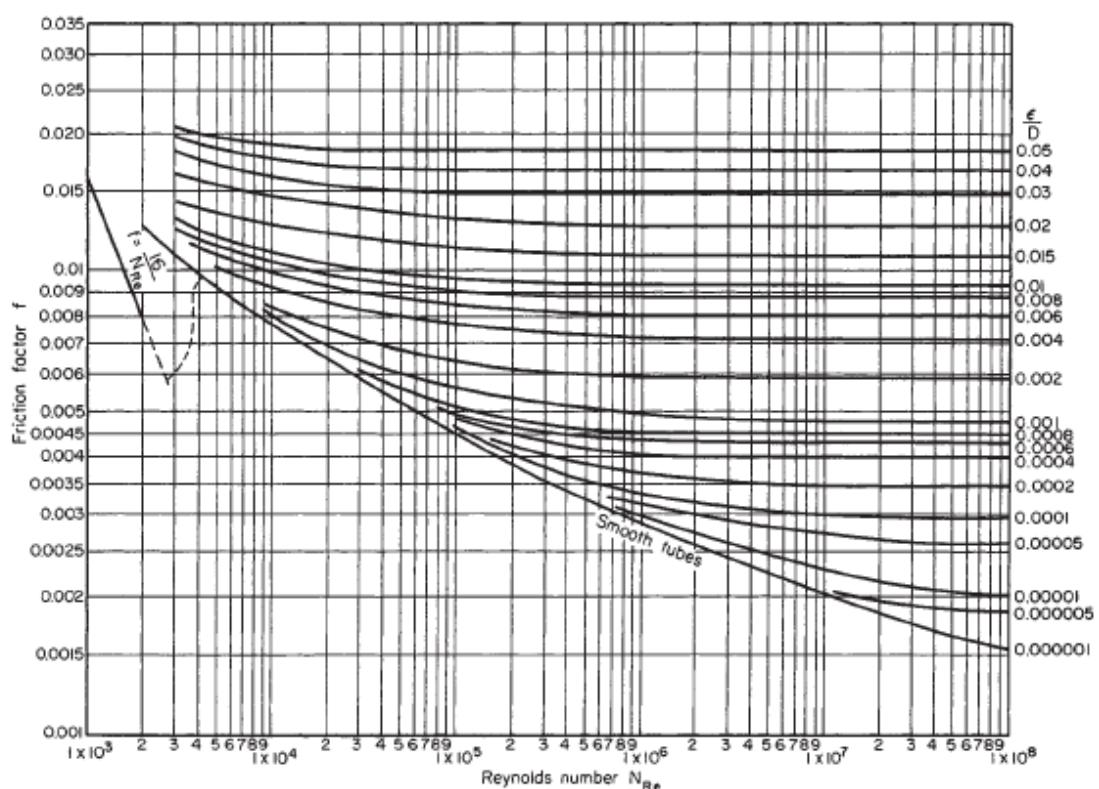


FIG. 6-9 Fanning Friction Factors. Reynolds number $Re = DV\rho/\mu$, where D = pipe diameter, V = velocity, ρ = fluid density, and μ = fluid viscosity. (Based on Moody, Trans. ASME, 66, 671 [1944].)

Fig11.1. Ábaco de Moody

- **Cálculo de las pérdidas por fricción en accidentes**

Considerando que las perdidas en tramo recto son el componente principal de las perdidas por fricción, para el cálculo de las perdidas en accidentes se ha aproximado a la siguiente expresión:

$$\sum F_{accidentes} = 0.5 \sum F_{tramo\ recto} \quad (11.4)$$

- **Cálculo de la carga total h (m):**

Es la diferencia entre la carga de aspiración e impulsión, es decir, la que tiene que suministrar la bomba. Su expresión es:

$$h = \frac{W}{g} \quad (m) \quad (11.5)$$

- **Cálculo de la potencia total (W)**

La energía en forma de potencia que la bomba debe ceder al fluido se calcula como:

$$P = w \cdot m \cdot \left(\frac{J}{s} \right) \quad (11.6)$$

Donde:

w, es el trabajo por unidad de masa (J/Kg)

m, es el caudal másico (Kg/s)

P, es la potencia (J/s)

Pero esta potencia es la teórica, ya que no toda la energía que suministra la bomba es captada por el fluido. Una parte se disipa por lo que tenemos que aplicar a este valor una corrección. Esta corrección es el factor de rendimiento, que cada bomba tiene asignado en función de marca y modelo y parámetros como el caudal, la carga, etc.

Para este caso aplicaremos un factor de rendimiento del 60%, un valor estándar.

$$P_{real} = \frac{P_{teórica}}{\eta} \quad (11.7)$$

- ***Cálculo del NPSH_{disponible}***

Es la carga que la bomba posee en la aspiración. Siempre se debe mantener el NPSH_{disponible} por encima de un valor llamado NPSH_{requerido}. Si la carga fuese menor que este, o lo que es lo mismo, menor que la presión de vapor de nuestro fluido, parte del líquido se evaporaría, dando lugar al fenómeno de la capitación.

Para el cálculo del NPSH_{disponible} utilizaremos la ecuación:

$$NPSH_{disponible} = z_1 - z_3 + \frac{1}{g} \cdot \rho \cdot (P_1 - P_v) + v_1^2 / 2 - \sum e_v, \text{aspiración} \quad (11.8)$$

Donde:

Z_1 y Z_3 , son la altura inicial y de la aspiración respectivamente (m)

g , gravedad (m/s^2)

P_1 y v_1 , son presión y velocidad inicial, respectivamente (Pa), (m/s)

ρ , densidad (Kg/m^3)

P_v , Presión de vapor del fluido (Pa)

$\sum e_v = \sum F$, las pérdidas de carga en la aspiración (m)

12 COMPRESORES

Determinación de la pérdida de carga en los tramos de impulsión y aspiración.

En primer lugar es necesario calcular la perdida de carga en los tramos de impulsión y aspiración para poder calcular las presiones a las cual trabaja el compresor. Para determinar esto nos ceñimos al balance de energía, igual que en las bombas.

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot (z_2 - z_1) + \frac{1}{2} \cdot \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{\alpha} = \hat{W} - ev \quad (12.1)$$

El único inconveniente es que la densidad del fluido no es constante ni su velocidad.

Mediante esta expresión seleccionando solamente el tramo de aspiración del compresor o el de impulsión calcular la presión necesaria en la boca de impulsión o aspiración de la bomba. Requerimiento indispensable para poder determinar la potencia de la bomba.

Determinación de la potencia de la bomba.

La manera de determinar la potencia de la bomba es mediante la siguiente ecuación:

$$\hat{W} = \frac{Z \cdot R \cdot T}{PM} \cdot \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) \quad (12.2)$$

Z = factor de compresibilidad, 1.

R = 8,341 J · K⁻¹ · mol⁻¹

T = temperatura en la zona de succión

P₁ = presión en la zona de succión, N/m²

P₂ = presión en la zona de descarga, N/m²

PM = peso molecular del gas a impulsar, g/mol

\hat{W} = energía de carga, J/kg

Una vez calculada la potencia de carga, se calcula la potencia real del compresor mediante las siguientes ecuaciones:

$$\hat{W} = W_{teorica} \cdot m$$

$$W = \frac{W_{teorica}}{\eta}$$

$W_{teorica}$ = potencia teórica, W

m = caudal másico, kg/s

η = rendimiento, 80 %

W = potencia de real de la bomba, W

ÍNDICE

1. Diseño mecánico
2. Pesos de los equipos
3. Aislantes
 - 3.1 Aislantes de tuberías
 - 3.2 Aislantes de equipos
4. Bibliografía
 - 4.1 Especificaciones del proyecto
 - 4.2 Instrumentación y control
 - 4.3 Seguridad e higiene
 - 4.4 Evaluación económica
 - 4.5 Manual de cálculos. Diseño de equipos

1 DISEÑO MECÁNICO

El diseño mecánico de los equipos del presente proyecto se efectúa teniendo en cuenta diversos factores, como son:

- Recipientes sometidos a presión interna
- Recipientes sometidos a presión externa
- Condiciones de operación (presión, temperatura, tiempo de residencia)

Para los depósitos sometidos a presión interna los datos básicos a considerar son:

1. La presión de proyecto o de diseño:

$$P \geq 1,1 \text{ Presión máxima de operación (kg/cm}^2\text{)}$$

2. La temperatura de proyecto:

$$T^a_{\text{max. de operación}} + 20^{\circ}\text{C}$$

3. El tipo de material que determinará el sobreespesor de corrosión. Este se asocia con el máximo espesor corroído previsto durante diez años y para el AISI 304 el valor de c es 3,2 mm en condiciones severas.

4. El espesor mínimo de pared, que viene dado por:

$$e_{\text{min}} \geq 2,5 + c(\text{mm})$$

5. La tensión máxima admisible que depende de las características del material y del coeficiente de seguridad (depende de T) y su valor se obtiene de tablas pero se puede expresar en función de R' que es la carga de rotura a 20°C , y ; el límite elástico o carga que produce una deformación permanente del 0,2% a la temperatura de proyecto, f_1 ; carga producida por el alargamiento del 1% en 100000 horas y f_r , que es la carga de rotura por el alargamiento de 100000 horas a la temperatura de proyecto.

$$\sigma = \min(R'/4,5y/8, f_1, 2f_r/3)$$

6. La eficiencia de la soldadura. Se trata de un factor que reduce la tensión máxima admisible y puede ser $E=0,85$ para radiografiado por puntos y $E=1$ para radiografiado total. En el proyecto se tomará el segundo valor.

El cálculo de espesores para recipientes sometidos a presión interna dependerá de la parte del recipiente (carcasa o fondo) y de su geometría.

➤ **Carcasa**

- **Cilíndrica**

El espesor se determina mediante la siguiente ecuación:

$$e = \frac{P' \cdot D}{2\sigma E - 1,2P'} + c$$

Donde, e es el espesor de la carcasa cilíndrica a calcular, P' es la presión interna máxima que puede soportar el recipiente y que es función a su vez de la presión hidrostática del líquido que contiene, σ es la tensión máxima admisible, D es el diámetro interior del cilindro, c es el sobreespesor de corrosión y E es la eficiencia de la soldadura.

- **Esférica**

Para este tipo de geometría el espesor se calcula de manera similar pero cambian algunos factores:

$$ef = \frac{P' \cdot Di}{4\sigma E - 0,4P'} + c$$

Las variables son las mismas que para el caso de carcasa cilíndrica.

➤ **Fondo**

- **Plano**

$$ef = C_p \cdot D \sqrt{\frac{P}{\sigma}} + c$$

Donde D es el diámetro y C_p una constante de diseño.

- **Elíptico**

$$ef = \frac{P' \cdot D_i}{2\sigma E - 0,2P'} + c$$

Donde D_i es el diámetro interior.

- **Semiesférico o hemiesférico**

$$ef = \frac{P' \cdot L}{2\sigma E - 0,2P'} + c$$

- **Torisférico**

$$ef = \frac{P' R_c \cdot Cs}{2\sigma E + P' \cdot Cs - 0,2P'} + c$$

Donde Cs es el factor de concentración de tensión para fondos torisféricos y viene dado por:

$$Cs = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}} \right)$$

R_c: radio de la corona

R_k: radio del nudillo

Los equipos que trabajan a presión externa pueden ser aquellos que estén a una presión menor que la atmosférica o recipientes contenidos en otros.

Para estos equipos primero se calculará el espesor mínimo para la presión interna y más tarde se comprobará si este espesor resiste la presión externa.

También influye la geometría de la carcasa y el fondo al igual que ocurre en los equipos que trabajan a presión interna.

➤ **Carcasa**

- **Cilíndrica**

En primer lugar se han de determinar las relaciones $\frac{L}{De}$ y $\frac{De}{e - c}$

Donde D_e es el diámetro externo.

Con estos dos valores y mediante gráficas se determina el factor A (factor de dimensiones del recipiente). Con este factor A y el módulo elástico del material escogido se determina también gráficamente el factor B (sólo para aceros al C e inoxidables).

Una vez que se tienen estos datos, se calcula la presión externa máxima que puede soportar el recipiente para el espesor calculado:

$$Pa = \frac{B}{10.66 \cdot \left(\frac{De}{e - c} \right)}$$

- **Esférica**

Para este tipo de carcasa el factor A se calcula mediante una ecuación:

$$A = \frac{0,25}{\left(\frac{De}{e - c} \right)}$$

Y la presión máxima admisible es:

$$Pa = \frac{2B}{14,233 \cdot \left(\frac{De}{e - c} \right)}$$

Si $Pa > Pe$ el espesor es correcto

Si $Pa < Pe$ el espesor es insuficiente.

Y en este caso deberá aumentarse o instalar anillos rigidizadores externos

➤ **Fondos**

- **Semiesféricos**

Se calculan de igual forma que las carcasa esféricas.

- **Elípticos y policéntricos**

$$A = \frac{0,125}{k \left(\frac{De}{e - c} \right)}$$

Donde k depende de la relación $D_e/2h$ (D_e diámetro externo y h la altura del fondo)

Una vez calculado continúa el proceso como en las carcasa.

Material

Varios factores han de considerarse a la hora de seleccionar los materiales de construcción de una planta química, pero el más importante es la capacidad de resistencia a la corrosión. Además, hay que tener en cuenta los requerimientos del diseño mecánico y que el material elegido debe tener fuerza suficiente para resistirlos. Entre las diferentes opciones se elegirá siempre el material más económico, que es aquel que da el menor coste en la vida útil de la planta.

Hay otros factores que influyen en la elección del mismo, tales como la contaminación y la seguridad del proceso.

Para todos los equipos se ha escogido acero inoxidable AISI 304 ya que resiste a la corrosión tanto de ácido orgánicos (ciclohexanol, ácido adípico ,succínico y glutárico) como de ácido inorgánicos fuertes (HNO₃) y soporta temperaturas elevadas.

Se trata de un acero inoxidable de alta aleación, de tipo austenítico (ya que contiene más del 7% de Ni) y cuya composición es de 0,08% en carbono, 1% en silicio,2% en manganeso,18% en cromo,8% en níquel y 2,25-3% en molibdeno.Sus propiedades mecánicas vienen indicadas en la siguiente tabla:

Tabla 2.1 Propiedades mecánicas especificadas para los aceros inoxidables usuales según EN 10088-2

Grado	Producto ¹⁾	Espesor máximo (mm)	Mínima resistencia ²⁾ correspondiente al 0,2% (N/mm ²)	Resistencia última a tracción (N/mm ²)	Alargamiento de rotura (%)
Aceros inoxidables austeníticos básicos de cromo y níquel	1.4301	C	8	230	45 ⁽³⁾
		H	13,5	210	520 – 720
		P	75	210	45
	1.4307	C	8	220	520 – 700
		H	13,5	200	520 – 700
		P	75	200	500 – 700
Aceros inoxidables austeníticos de molibdeno, cromo y níquel	1.4401	C	8	240	530 – 680
		H	13,5	220	530 – 680
		P	75	220	520 – 670
	1.4404	C	8	240	530 – 680
		H	13,5	220	530 – 680
		P	75	220	520 – 670

El acero 1,4301 se corresponde con el AISI 304.

Generalmente los aceros inoxidables se utilizan para la resistencia a la corrosión cuando existen condiciones de oxidación. Más concretamente los aceros inoxidables austeníticos proporcionan una buena combinación de resistencia a la corrosión y de las propiedades de fabricación.

Todos los aceros inoxidables contienen el cromo suficiente para darles características de inoxidables. Muchas aleaciones inoxidables contienen además níquel para reforzar aun más su resistencia a la corrosión. Estas aleaciones son añadidas al acero en estado de fusión para hacerlo "inoxidable en toda su masa". Por este motivo, los aceros inoxidables no necesitan ser ni chapeados, ni pintados, ni de ningún otro tratamiento superficial para mejorar su resistencia a la corrosión. En el acero inoxidable no hay nada que se pueda pelar, ni desgastar, ni saltar y desprenderse. También estos aceros se oxidan, pero en vez de óxido común, lo que se forma en la superficie es una tenue película de óxido de cromo muy densa que constituye una coraza contra los ataques de la corrosión. Si se elimina esta película de óxido de cromo que recubre los aceros inoxidables, se vuelve a formar inmediatamente al combinarse el cromo con el oxígeno de la atmósfera ambiente.

Se ha estudiado la posibilidad de uso de PVC, pero han sido desechadas ya que este termoplástico tan utilizado en la industria química no resiste ni a los ácidos inorgánico fuertes, tales como el nítrico ni a la mayoría de compuestos orgánicos ya que cabe la posibilidad de que se disuelva. Además su temperatura máxima de operación ronda los 60°C.

También ha sido considerado como posible material de construcción el politerafluoroetileno (PTFE) porque es un material resistente mecánicamente así como a la temperatura pero se ha descartado ya que es caro debido a su dificultad de fabricación

2. PESOS DE LOS EQUIPOS

Masa del equipo vacío

Primero se calcula la masa de la pared del equipo y después la del fondo. Para hacerlo hace falta calcular las dimensiones y multiplicarlas por la densidad. La masa total del equipo vacío es el sumatorio entre la masa de la carcasa, las del fondo y la de la camisa.

a) *Masa de la carcasa y fondo*

Primero se calculan las dimensiones de la carcasa según la geometría del equipo:

- Cilindro:

$$\text{Área envolvente carcasa, } A_{\text{car}} = \pi \cdot D_o \cdot L \text{ (m}^2\text{)}$$

D_o es el diámetro externo (m)

L es la longitud de la carcasa del equipo (m)

$$\text{Volumen envolvente, } V_{\text{car}} = A_{\text{car}} \cdot t \text{ (m}^3\text{)}$$

t espesor de la chapa (m)

Ahora se multiplica por la densidad del material, acero inoxidable y se obtiene la $\text{masa}_{\text{pared}}$ (Kg).

$$\text{Área envolvente fondo, } A_{\text{fondo}} = 0,99 \cdot D_{\text{fondo}}^2 \text{ (m}^2\text{)}$$

D_{fondo} , diámetro externo del fondo (m)

$$\text{Volumen envolvente, } V_{\text{fondo}} = A_{\text{fondo}} \cdot t_{\text{fondo}} \text{ (m}^3\text{)}$$

t_{fondo} grosor de la chapa del fondo (m)

Se multiplica por la densidad del material y se obtiene la $\text{masa}_{\text{fondo}}$

- Cilindro-Cono

$$\text{Área envolvente carcasa, } A_{\text{car}} = \pi \cdot D_o \cdot L \text{ (m}^2\text{)}$$

D_o es el diámetro externo (m)

L es la longitud de la carcasa del equipo (m)

$$\text{Volumen envolvente, } V_{\text{car}} = A_{\text{car}} \cdot t \text{ (m}^3\text{)}$$

t espesor de la chapa (m)

Ahora se multiplica por la densidad del material, acero inoxidable y se obtiene la masa_{pared} (Kg).

Se multiplica por la densidad del material y se obtiene la masa_{fondo}

b) Masa de la camisa

Para mantener una temperatura determinada del equipo, se coloca una camisa.

Para calcular la masa de la camisa se hace de la siguiente manera:

$$\text{masa}_{\text{camisa}} = V_{\text{camisa}} \cdot \text{densidad}_{\text{acero inoxidable}}$$

c) Masa total

Es la suma de todas las masas: masa_{pared} + masa_{fondo} + masa_{camisa} (kg)

Masa del equipo en operación y lleno de agua

Primer se calcula la masa de agua que cabe en el equipo y a ésta se le suma el peso del equipo vacío para encontrar el peso total.

a) Masa del equipo lleno:

$$\text{masa}_{\text{agua}} = \text{caudal (m}^3\text{)} \cdot \text{densidad}_{\text{agua (kg/m}^3\text{)}}$$

Para calcular la masa de la camisa del cilindro lleno, se suman el valor del volumen interior de la camisa multiplicado por la densidad del agua, al valor anterior de masa:

$$V_{\text{interior}} = \pi \cdot D \cdot L_{\text{cil}} \cdot h_{\text{camisa}} \text{ (m}^3\text{)}$$

$$m_{\text{interior}} = V_{\text{interior}} \cdot \rho_{\text{densidad}} \text{ (kg)}$$

$$\text{masa}_{\text{total}} = \text{masa}_{\text{agua}} + \text{masa}_{\text{interior}} \text{ (kg)}$$

Si se trata de una geometría cilíndrico-cónica la masa de la camisa del fondo lleno es:

$$V_{\text{interior}} = \pi \cdot L \cdot (R + 2 \cdot h_{\text{camisa}} + r + 2 \cdot h_{\text{camisa}}) \text{ (m}^3\text{)}$$

$$m_{\text{interior}} = V_{\text{interior}} \cdot \rho_{\text{agua}} \text{ (kg)}$$

$$\text{masa}_{\text{total}} = \text{masa}_{\text{agua}} + \text{masa}_{\text{interior}} \text{ (kg)}$$

El peso total del equipo será la suma del peso de la mezcla y el peso del propio equipo. Los resultados son los siguientes:

EQUIPOS	Peso X nº equipos(kg)
tanques almacenamiento nítrico (9)	882387
tanques almacenamiento ciclohexanol (5)	389910
tanque de mezcla	74095
columna destilación(vacío)	9600
reactor (2)	144000
cristalizadores tipo 1 (4)	242156
centrífugas tipo 1 (4)	11200
tanque redisolución	12435
cristalizadores tipo 2 (2)	117779
centrífugas tipo 2 (2)	4000
secador	3340
enfriador	2558
ciclones (2)	2334
silos (10)	70395
absorber	8000
stripping	4100
tanques mezcla (2 tanques)	124000

3 AISLANTES

Los tipos de aislantes empleados en las tuberías así como también en los quipos son los siguientes:

3.1 AISLANTES TUBERÍAS:

Para tuberías se han utilizado los aislantes Coquillas ISOVER, Manta SPINTEX: Manta Spintex 322-G-70, Manta Spintex 342-G-100, Manta Spintex 342-G-125 y Manta Telisol.

Las características de cada uno de ellos se detallan a continuación:

Coquillas Isover:

Descripción

Elementos moldeados de lana de vidrio con forma cilíndrica y estructura concéntrica. Llevan practicada una apertura en su generatriz para permitir su apertura y de esta forma su colocación sobre la tubería.

Aplicaciones

Aislamiento térmico en:

- Tuberías de calefacción y refrigeración.
- Tuberías Industriales hasta 250 °C de temperatura.

Dimensiones

Diámetro		Espesor (mm)	Longitud (m)
Pulgadas	Interior de la coquilla (mm)		
1/2	21	30, 40 y 50	1,2
3/4	27		
1	34		
1 1/4	42		
1 1/2	48		
2	60		
2 1/2	76		
3	89		
4	114	30, 40 50, 60 y 80	1,2
5	140		
6	169		
8	219		

Comportamiento al agua

No hidrófilo.

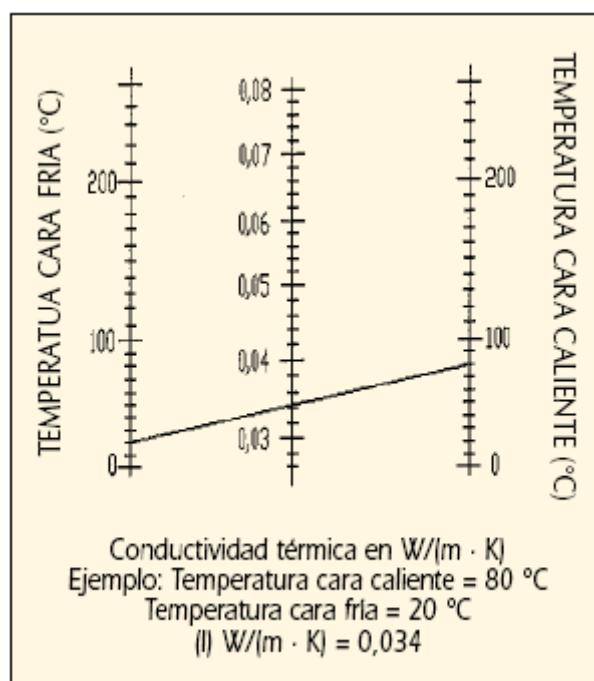
Dilatación y contracción

Material totalmente estable.

Corrosión

No corrosivo. Segundo ASTMC-795 y C-871.

Exp. 1-7/88 del Instituto de Cerámica y Vidrio.

Conductividad térmica W/(m·K)

Manta Spintex 322-G-70:*Descripción*

Manta de lana de roca con malla metálica de acero galvanizado por su cara exterior.

Aplicaciones

Aislamiento térmico:

- Equipos.
- Hornos.
- Calderas.
- Transporte de fluidos.
- Construcción naval.
- Calderas de calefacción.

Dimensiones

Espesor (mm)	Largo (m)	Ancho (m)
40	6,00	1,00
50, 60, 70	4,00	1,00
80	3,00	1,00
100	2,50	1,00

Reacción al fuego

Clasificación M0 (no combustible). Según UNE 23.727.

No combustible según IMO.

Resolución A.799 (19).

No combustible según B.S.

Temperatura límite de empleo

600 °C en régimen continuo.

Comportamiento al agua

No hidrófilo.

Dilatación y contracción

Material totalmente estable.

Corrosión

No corrosivo.

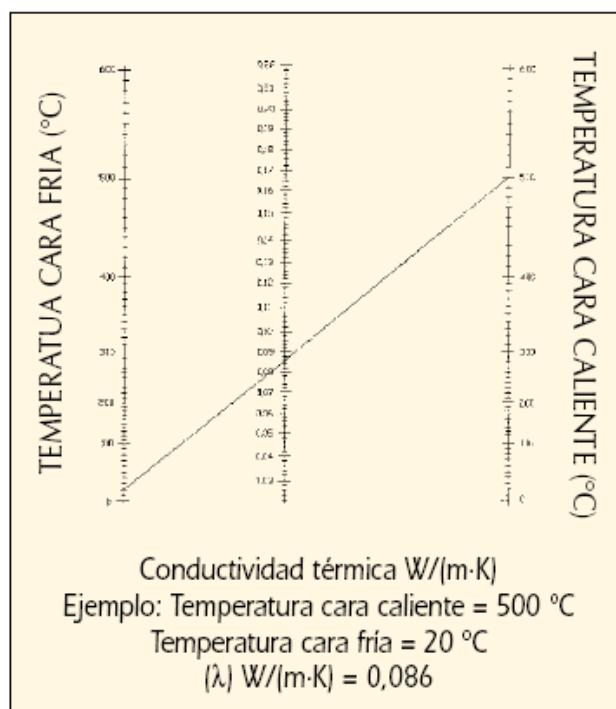
Según norma ASTM C-795, C-871.

Densidad aproximada

70 kg/m³.

Absorción acústica

		Coeficiente de absorción α Sabine					
Frecuencia (Hz)		125	250	500	1.000	2.000	4.000
Espesor (mm)	50	0,17	0,52	0,90	0,96	0,97	0,90
	60	0,30	0,67	0,95	0,99	0,99	0,97
	70	0,40	0,79	0,99	1,03	1,04	0,99
	80	0,48	0,87	1,02	1,02	0,99	0,99

Conductividad térmica W/(m·K)

Manta Spintex 342-G-100:*Descripción*

Manta de lana de roca con malla metálica de acero galvanizado por su cara exterior. Pueden incorporarse entre la manta y el soporte otros complejos a petición (velo, lámina de aluminio, etc.)

Aplicaciones

Aislamiento térmico:

- Equipos en general.
- Tuberías de gran diámetro.
- Hornos.
- Calderas.
- Transporte de fluidos.
- Construcción naval.

Dimensiones

Espesor (mm)	Largo (m)	Ancho (m)
40	6,00	1,00
50,60,70	4,00	1,00
80,100,120	2,50	1,00

Temperatura límite de empleo

700 °C en régimen continuo.

Dilatación y contracción

Material totalmente estable.

Reacción al fuego

Clasificación M0 (no combustible). Según UNE 23.727.

No combustible según IMO. Resolución A.799(19) .

No combustible según B.S.

Cubierta clase A-60.

Mamparo clase A-60.

Comportamiento al agua

No hidrófilo.

Corrosión

No corrosivo.

Según norma ASTM C-795, C-871.

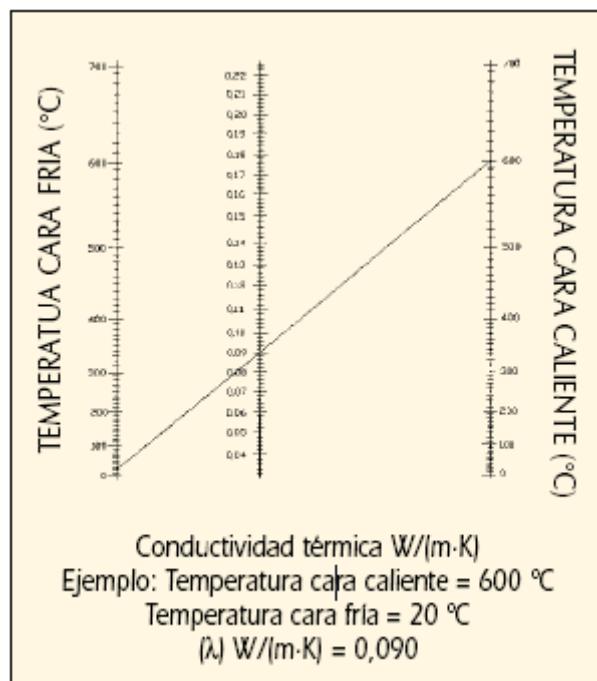
Según Regulatory Guide 1:36.

Densidad aproximada

100 kg/m³.

Absorción acústica

		Coeficiente de absorción α Sabine					
Frecuencia [Hz]		125	250	500	1.000	2.000	4.000
Espesor [mm]	50	0,22	0,62	0,90	0,90	0,89	0,95
	60	0,32	0,73	0,93	0,91	0,97	0,97
	70	0,42	0,82	0,93	0,91	0,99	0,98
	80	0,51	0,93	0,93	0,93	0,98	0,98

Conductividad térmica W/(m·K)

Manta Spintex 342-G-125:*Descripción*

Manta de lana de roca con malla metálica de acero galvanizado por su cara exterior. Pueden incorporarse otros soportes a petición (velo, lámina de aluminio, etc.).

Aplicaciones

Aislamiento térmico:

- Equipos en general.
- Tuberías de gran diámetro.
- Hornos.
- Calderas.
- Transporte de fluidos.

Dimensiones

Espesor (mm)	Largo (m)	Ancho (m)
30	8,00	1,00
40	6,00	1,00
50, 60, 70	4,00	1,00
80, 100	2,50	1,00

Reacción al fuego

Clasificación M0 (no combustible). Según UNE 23.727.

No combustible según B.S.

Temperatura límite de empleo

750 °C en régimen continuo.

Comportamiento al agua

No hidrófilo.

Dilatación y contracción

Material totalmente estable.

Corrosión

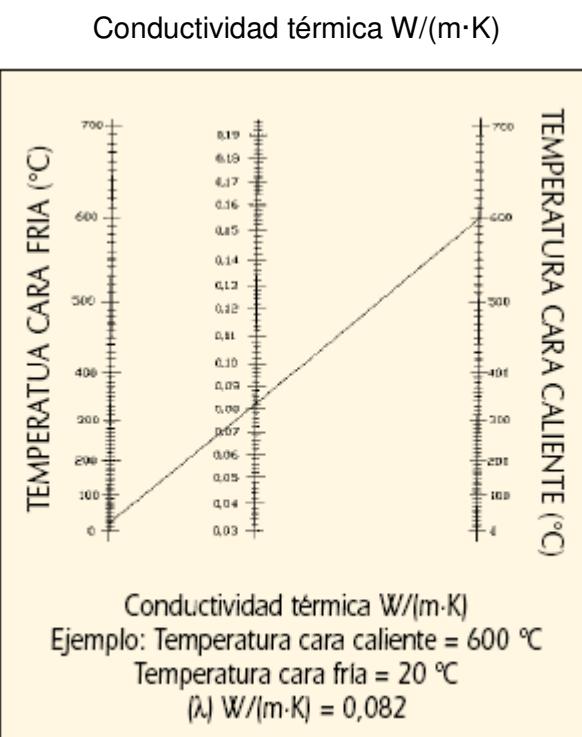
No corrosivo.

Según norma ASTM C-795, C-871.

Según Regulatory Guide 1:36.

Densidad aproximada

125 kg/m³.



Manta Telisol:

Descripción

Manta de lana de vidrio sin aglomerar y con soporte de malla de acero galvanizado.

Aplicaciones

Aislamiento térmico en:

- Calderas.
- Depósitos.
- Tuberías de gran diámetro.
- Hornos.
- Equipos.

La ausencia de aglomerantes evita la aparición de olores en la primera puesta en marcha de los equipos. Idóneo para la industria alimentaria.

Dimensiones

Espesor (mm)	Largo (m)	Ancho (m)
40	8,00	1,20
50	7,00	1,20
60	5,00	1,20

Reacción al fuego

Categorización M0 (no combustible). Según UNE 23.727.

Temperatura límite de empleo

500 °C en régimen continuo.

Comportamiento al agua

No hidrófilo.

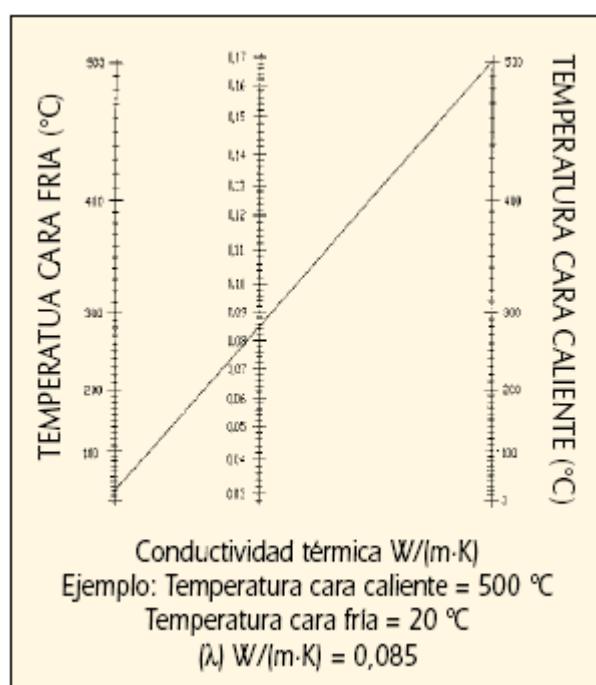
Dilatación y contracción

Material totalmente estable.

Densidad aproximada

50 kg/m³.

Conductividad térmica W/(m·K)



3.2 AISLANTES EQUIPOS

Para los equipos se han utilizado los aislantes Panel PI-156 y BX-SPINTEX 613-40.

Las características de cada uno de ellos se detallan a continuación:

Panel PI-156:

Descripción

Panel semirrígido de lana de vidrio.

Aplicaciones

Aislamiento térmico y absorción acústica en:

- Calorifugado industrial.
- Cámaras frigoríficas.
- Cisternas.
- Construcción naval.
- Salas de máquina.
- Transporte de fluidos.
- Aislamiento resistente a vibraciones.

Dimensiones

Espesor (mm)	Largo (m)	Ancho (m)
30, 40, 50 y 100	1,35	0,60

Reacción al fuego

Clasificación M0 (no combustible). Según UNE 23.727.

Incombustible según Resolución IMO A. 799(19) . Euroclase A1.

Temperatura límite de empleo

Desde -30 °C hasta +150 °C en régimen continuo.

Comportamiento al agua

No hidrófilo.

Dilatación y contracción

Material totalmente estable.

Corrosión

No corrosivo, según certificado I-4/87 del Instituto de Cerámica y Vidrio.

Densidad aproximada

22 kg/m³.

Resistencia a las vibraciones

El producto ha sido sometido a vibraciones verticales de 900 ciclos/minuto y con una de amplitud 6,3 mm. Después de dos horas se han obtenido los siguientes resultados:

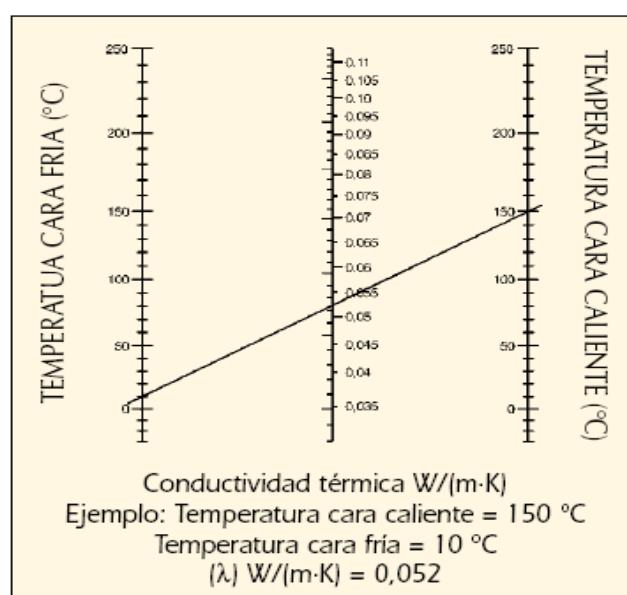
- Desprendimiento NULO.
- Cedimiento 0 mm.

Absorción acústica

Coeficiente de absorción α Sabine						
Frecuencia (Hz)	125	250	500	1.000	2.000	4.000
Espesor (mm)	30	0,10	0,32	0,55	0,66	0,79
	50	0,19	0,43	0,77	0,82	0,94
	100	0,54	0,87	1,00	0,96	0,97

Norma ISO, R-354.

Conductividad térmica $W/(m \cdot K)$ $\lambda D \leq 0,036$.



BX-SPINTEX 613-40:*Descripción*

Panel semirrígido de lana de roca.

Aplicaciones

Aislamiento térmico y absorción acústica en:

- Transporte y almacenamiento de fluidos.
- Mamillas divisorias.
- Construcción naval.

Dimensiones

Espesor (mm)	Largo (m)	Ancho (m)
40, 50, 60	1,00	0,60
70, 80 y 100		

Reacción al fuego

Clasificación M0 (no combustible). Según UNE 23.727.

Incombustible según Resolución IMO A. 799(19)

No combustible, según BRITISH STANDARD.

Temperatura límite de empleo

450 °C en régimen continuo.

Comportamiento al agua

No hidrófilo.

Dilatación y contracción

Material totalmente estable.

Corrosión

No corrosivo frente a los metales.

Situado en la zona aceptable de la curva de Karnes.

Según norma ASTM C-795, C-781.

Densidad aproximada

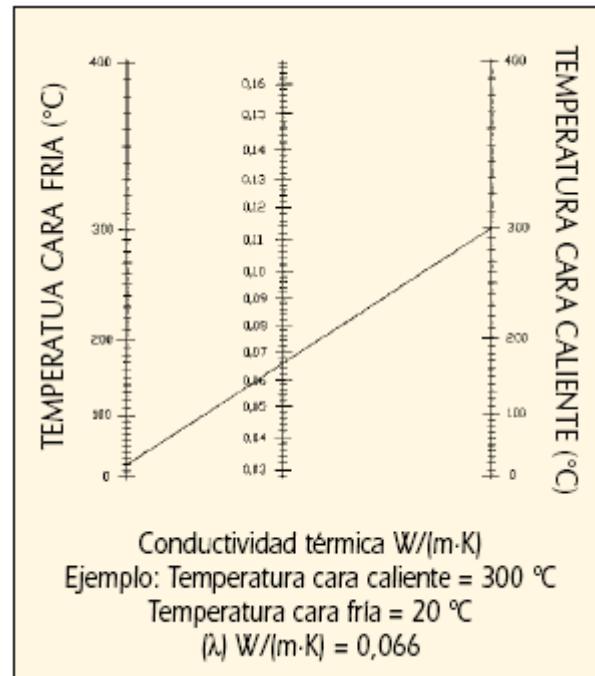
22 kg/m³.

Absorción acústica

		Coeficiente de absorción α Sabine					
Frecuencia (Hz)		125	250	500	1.000	2.000	4.000
Espesor (mm)	50	0,16	0,49	0,80	0,83	0,93	0,96
	60	0,23	0,61	0,86	0,89	0,96	0,97
	70	0,30	0,72	0,91	0,93	0,98	0,97
	80	0,38	0,81	0,94	0,96	0,98	0,98

Norma ISO, R-354.

Conductividad térmica W/(m·K)



4 BIBLIOGRAFIA

4.1. ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

- Web de la Generalitat de Catalunya, Departament de Medi Ambient Metereològic www.meteocat.com.
- Web AENA www.aena.es
- www.infomet.es , para consulta de datos climatológicos de Barcelona
- www.igc.cat, para el mapa sísmico de Cataluña

4.2. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

- Stephanopoulos, G. Chemical Process Control. Prentice Hall, 1984.

4.3. SEGURIDAD E HIGIENE

- Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales (RD 2267/2004).
- Reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias (RD 379/2001).
- Real Decreto 485/1997 sobre Disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.
- NBE-CPI-96. Norma Básica de la edificación condiciones de protección contra incendios en los edificios.
- NTP 334. Planes de emergencia interior en la industria química.
- <http://www.mtas.es/insht>.
- <http://www.xtec.es>
- <http://www.gencat.net>

4.4 MEDIO AMBIENTE

- Gestión Ambiental; Revista Tecnociencia. Especial Residuos
- www.gencat.com, per consulta de legislació medi ambiental.
- Wark and Warner. Contaminación del aire. Origen y Control, Limusa Editores.

4.4 EVALUACIÓN ECONÓMICA

- Web de FECSA-Endesa www.fecsaonline.com
- Web AGBAR www.aiguesdebarcelona.es

4.5 MANUAL DE CÁLCULOS. DISEÑO DE EQUIPOS

- Chemical Engineering.

J.M.Coulson & J.F.Richardson

Volume 1. Fluid flow, heat transfer and mass transfer.

6th Edition. Butterworth Heinemann. ISBN 0 7506 4444 3

Volume 2. Particle technology and separation processes.

4th Edition. Butterworth Heinemann. ISBN 0 7506 2942 8

-Crystallization Technology Handbook

Edited by A.Mersmann

Marcel Dekker. Inc.

-Handbook of industrial drying.

Arun S.Mujumdar

Marcel Dekker, Inc. ISBN 0 8247 7606 2

-El secado de sólidos en la industria química

G.Nonhebel, M.A. A.A.H.Moss, B.Sc.

Ed. Reverté. ISBN 84 291 7966 6

-Unit operations of chemical engineering.

Warren L.McCabe, Julian C.Smith, Peter Harriott

6th Edition. McGraw Hill. ISBN 0 07 039366 4

-Perry's Chemical Engineers

Handbook

Robert H. Perry

Don W. Green

1999 The McGraw-Hill Companies. Inc.

-www.isover.es, para la selección y cálculo del espesor del aislante.

-ASME Code Section VIII

-Kirk

-Kern D. Q. Procesos de transferencia de calor, Compañía Editorial Continental.

-Wankat Ph. C. Separations in Chemical Engineering: Staged Operations N.Y. (1988).