

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO



PROYECTO FINAL DE CARRERA ÁREA DE INGENIERÍA QUÍMICA
(2006-2007)



LAURA CASTRO ALVAREDO
NATALIA FERNÁNDEZ BERBEL
MARINA GUILLÉN MONTALBÁN
MARTA MOYA GÓMEZ
SHEILA PALLARÉS MOSQUERA
CÉSAR SIERRA MARTÍN

15/06/2007

ÍNDICE DE VOLÚMENES

VOLUMEN I

1. Especificaciones del proyecto.

1.1. Especificaciones y necesidades de servicio

1.1.1 Definición

1.1.2 Descripción del proceso de fabricación.

1.1.1. Constitución de la planta

1.1.2. Especificaciones y necesidades de servicio

2. Listado de equipos y hojas de especificación.

2.1 Listado de equipos

2.2 Hojas de especificación

3. Instrumentación y control

3.1 Instrumentación

3.2 Listado de instrumentación

3.3 Descripción de los lazos. Diagramas. Hojas de especificación.

VOLUMEN II

4. Válvulas y accesorios.

4.1 Denominación de las tuberías

4.2 Listado de tuberías, accesorios y válvulas

4.3 Listado de accesorios

4.4 Hojas de especificación

5. Seguridad e higiene

5.1 Introducción

5.2 Clasificación de la planta

5.3 Disposiciones generales de planta

5.4 Manipulación de substancias químicas

5.5 Almacenamiento de substancias químicas

5.6 Protección contra incendios

5.7 Plan de emergencia interior (PEI)

5.8 Equipos de protección individual

6. Medio Ambiente

- 6.1 Introducción**
- 6.2 Contaminación industrial y normativa**
- 6.3 Residuos industriales**
- 6.4 Sistemas de gestión medioambiental**
- 6.5 Residuos de la planta de ácido acético**
- 6.6 Estudio del impacto ambiental**

7. Evaluación económica

- 7.1 Valoración económica de la inversión inicial**
- 7.2 Estimación del coste de producción**
- 7.3 Estimación de los ingresos por ventas**
- 7.4 Estudio de la rentabilidad y viabilidad del proyecto**

8. Puesta en marcha de la planta

9. Parada de la planta

10. Operación de la planta

VOLUMEN III

11. Manual de cálculo

VOLUMEN IV

12. Planos

ÍNDICE

11. Manual de cálculo

I Balance de materia y energía

II Introducción teórica al diseño de tanques.

11.1 Tanques de almacenamiento.

11.1.1 Tanques de almacenamiento de metanol

11.1.2 Tanques de almacenamiento de CO

11.1.3 Tanques de almacenamiento de ácido acético glacial

11.1.4 Tanques de almacenamiento de ácido acético diluido

11.1.5 Tanques de espera y pulmón.

11.1.5.1 Tanque pulmón de metanol (T-201)

11.1.5.2 Tanque pulmón línea de recirculación (T-301)

11.1.5.3 Tanque pulmón primera columna (T-302)

11.1.5.4 Tanque pulmón entre columnas (T-303)

11.1.5.5 Tanque pulmón segunda columna (T-304)

11.1.5.6 Tanque pulmón ácido acético (T-305)

11.2 Área de reacción

11.2.1 Reactores de proceso (R-201/202)

11.3 Área de purificación

11.3.1 Diseño de columna de destilación (C-301)

11.3.2 Diseño de columna de destilación (C-302)

11.4 Intercambiadores de calor

III Introducción teórica al diseño de intercambiadores

11.4.1 Intercambiadores en tanques de acético glacial.

11.4.2 Intercambiadores incineradora (H-304)

11.4.3 Evaporador de CO (E-101)

11.4.4 Diseño de Media caña del reactor

11.4.5 Diseño de intercambiadores para mediacaña (HE-201)

11.4.6 Kettle Reboilers (RB-201, 301 y 302)

11.4.7 Condensadores (CD-301 y 302)

11.5 Incineradora

11.6 Compresores y sopladores

11.6.1 Compresores de CO (CO-101 y 102)

11.7 Bombas

11.8 Agitadores

11.8.1 Agitadores reactores (AG-201 y 202)

11.8.2 Agitador tanque de dilución (AG-301)

11. MANUAL DE CÁLCULO.

Asunto previo al diseño de equipos es la realización de los balances de materia y energía. Seguidamente se presentarán las distintas líneas de proceso, debidamente clasificadas, en tablas y aportando la información sobre su composición, caudal, propiedades físicas, etc. Por último como valoración final se realiza una comprobación del balance global de materia y energía.

I BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

	1		2		3		4a		4b		5		6		7	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w										
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4848,48	0,999	4848,48	0,999	4848,48	0,999
Monóxido de carbono (kg/h)	4767,12	1	4767,12	1	4767,12	1	2383,56	1	2383,56	1	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ioduro de metilo (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de metilo(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido acético (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Agua (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4,85	0,001	4,85	0,001	4,85	0,001
Metano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrogeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido propiónico (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de aluminio básico(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Iridio (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Caudal Total (kg/h)	4767,12		4767,12		4767,12		2383,56		2383,56		4853,33		4853,33		4853,33	
Caudal volumétrico (m³/h)	6,932		219,4		129,1		64,55		64,55		6,13		6,13		6,19	
Presión (KPa)	9,78		9,78		3100		2900		2900		101,3		290,4		2955	
Temperatura (°C)	-170		-119,5		9,7		10,64		10,64		20		20,17		21	
Calor (KJ/h)	2,07E+07		1,95E+07		1,89E+07		9,45E+06		9,45E+06		3,64E+07		3,64E+07		3,62E+07	
Estado	Líquido		Gas		Gas		Gas		Gas		Líquido		Líquido		Líquido	

	8a		8b
	kg/h	w	kg/h
Metanol(kg/h)	2424,24	0,999	2424,24
Monóxido de carbono (kg/h)	0	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0
Ioduro de metilo (kg/h)	0	0	0
Acetato de metilo(kg/h)	0	0	0
Ácido acético (kg/h)	0	0	0
Agua (kg/h)	2,43	0,001	2,43
Metano (kg/h)	0	0	0
Hidrogeno (kg/h)	0	0	0
Ácido propiónico (kg/h)	0	0	0
Acetato de aluminio básico(kg/h)	0	0	0
Iridio (kg/h)	0	0	0
Caudal Total (kg/h)	2426,67		2426,67
<hr/>			
Caudal volumétrico (m³/h)	3,095		3,095
Presión (KPa)	2860		2860
Temperatura (°C)	21,3		21,3
Calor (KJ/h)	1,81E+07		1,81E+07
Estado	Líquido		Líquido

	10a		10b		11		12		13		14		15		16	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Monóxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ioduro de metilo (kg/h)	123,85	0,021	123,85	0,021	247,7	0,021	0,37	0,001	247,33	0,022	247,7	0,103	247,7	0,103	247,7	0,103
Acetato de metilo(kg/h)	843,38	0,143	843,38	0,143	1686,76	0,142	9,61	0,024	1677,2	0,147	1686,6	0,7	1686,6	0,7	1686,6	0,7
Ácido acético (kg/h)	4500	0,761	4500	0,761	9000	0,76	347,84	0,854	8652,2	0,757	351,45	0,146	351,45	0,146	351,45	0,146
Agua (kg/h)	430,54	0,073	430,54	0,073	861,07	0,073	12,1	0,03	848,97	0,074	85,08	0,035	85,08	0,035	85,08	0,035
Metano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrogeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido propiónico (kg/h)	2,85	0	2,85	0	5,7	0	0,59	0,001	5,11	0	0,59	0	0,59	0	0,59	0
Acetato de aluminio básico(kg/h)	7,07	0,001	7,07	0,001	14,4	0,001	14,4	0,035	0	0	14,4	0,006	14,4	0,006	14,4	0,006
Iridio (kg/h)	7,07	0,001	7,07	0,001	22,37	0,002	22,37	0,055	0	0	22,37	0,009	22,37	0,009	22,37	0,009
Caudal Total (kg/h)	5914,76		5914,76		11838		407,28		11430,81		2408,19		2408,19		2408,19	
Caudal volumétrico (m³/h)	7,2		7,2		3389		0,3917		6704		17,94		2,324		2,4	
Presión (KPa)	2860		2860		101		108		102,3		101,3		101,3		3570	
Temperatura (°C)	194		194		102,6		109,4		109,3		59,84		19,82		30	
Calor (KJ/h)	4,44E+07		4,44E+07		8,79E+07		2,87E+06		8,21E+07		1,40E+07		1,41E+07		1,41E+07	
Estado	Líquido		Líquido		Gas/Líquido		Líquido		Gas		Gas/Líquido		Líquido		Líquido	

	17a		17b		18		19		20		21		22	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Monóxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ioduro de metilo (kg/h)	123,85	0,103	0,187	0,001	0	0	0	0	0	0	2225,9	0,1236	2473,3	0,1236
Acetato de metilo(kg/h)	843,3	0,7	4,804	0,024	0,598	0	0,44611	1,1424E-4	0,15289	1,621E-05	15092	0,8380	16769	0,8380
Ácido acético (kg/h)	175,725	0,146	173,92	0,872	11798	0,887	3180	0,8143	8648,5	0,9171	32,804	0,00182	36,448	0,00182
Agua (kg/h)	42,54	0,035	6,049	0,03	1495,9	0,112	723,93	0,1854	775,99	0,082	657,91	0,03653	731,01	0,03653
Metano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrogeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido propiónico (kg/h)	0,296	0	0,296	0,001	5,669	0	0,575605	1,474E-4	5,1075	5,416E-4	0	0	0	0
Acetato de aluminio básico(kg/h)	7,2	0,006	7,07	0,035	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Iridio (kg/h)	11,185	0,009	11,185	0,035	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Caudal Total (kg/h)	1204,096		199,396		13300,166		3905		9429,75039		18008,614		20009,758	
Caudal volumétrico (m³/h)	1,2		0,19585		14,04		2912		9,958		18,84		7541	
Presión (KPa)	2860		2860		101,3		101,3		101,3		101,3		101,3	
Temperatura (°C)	21,3		21,3		105,9		107,7		107,7		55,89		57,98	
Calor (KJ/h)	7,00E+06		7,00E+06		1,12E+08		3,23E+07		7,72E+07		9,99E+07		1,02E+08	
Estado	Líquido		Líquido		Líquido		Gas		Líquido		Líquido		Gas	

	23	24	25	26	27				
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	
Monóxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	
Ioduro de metilo (kg/h)	2473,3	0,1236	247,33	0,1236	0	0	0	0	
Acetato de metilo(kg/h)	16769	0,8380	1677	0,8381	0,15289	1,621E-05	14539	0,5099	
Ácido acético (kg/h)	36,448	0,0018	3,6172	0,0018	8648,5	0,917	7409,9	0,2597	
Agua (kg/h)	731,01	0,0365	72,985	0,0365	775,99	0,0822	6582,5	0,2307	
Metano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	
Hidrogeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	
Ácido propiónico (kg/h)	0	0	0	0	5,1075	0,00054	0	0	
Acetato de aluminio básico(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	
Iridio (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	
Caudal Total (kg/h)	20009,75		2000,93		9429,75		28531,4		28526
Caudal volumétrico (m³/h)	20,88		2,054		9,96		16300		15,52
Presión (KPa)	101,3		101,3		101,3		101,3		101,3
Temperatura (°C)	55,89		55,89		107,7		100,3		99,74
Calor (KJ/h)	1,11E+08		1,11E+07		7,70E+07		1,50E+08		1,70E+08
Estado	Líquido		Líquido		Líquido		Gas		Líquido

	28		29		30		31		32	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	Kg/h	w	Kg/h	w
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Monóxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ioduro de metilo (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de metilo(kg/h)	1,3005	8,805E-05	0,15289	9,84E-05	0,15289	9,840E-05	0	0	0	0
Ácido acético (kg/h)	7409,9	0,5017	778,86	0,5012	778,86	0,5012	50507	0,999	58376	0,9992
Agua (kg/h)	7358,6	0,4982	774,72	0,4986	774,72	0,4986	24,271	0,0005	25,52	0,00043
Metano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrogeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido propiónico (kg/h)	0	0	0	0	0	0	13,298	0,00026	18,409	0,00031
Acetato de aluminio básico(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Iridio (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Caudal Total (kg/h)	14769,8005		1553,73289		1553,73289		50544,569		58419,929	
Caudal volumétrico (m³/h)	13,88		1,634		1,531		28650		61,84	
Presión (KPa)	101,3		101,3		101,3		101,3		101,3	
Temperatura (°C)	99,74		99,74		33,21		117,7		117,6	
Calor (KJ/h)	1,52E+08		1,79E+07		1,82E+07		3,60E+08		4,40E+08	
Estado	Líquido		Líquido		Líquido		Gas		Líquido	

	33	34	35	36	37					
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Monóxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ioduro de metilo (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de metilo(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido acético (kg/h)	29188	0,999	29188	0,999	25253	0,999	25253	0,999	3935,4	0,999
Agua (kg/h)	12,762	0,0004	12,762	0,0004	12,136	0,00048	12,136	0,00048	0	0
Metano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrogeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0,6293	0,00016
Ácido propiónico (kg/h)	9,2045	0,0003	9,2045	0,0003	6,6506	0,0002	6,6506	0,00026	2,5563	0,00064
Acetato de aluminio básico(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Iridio (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Caudal Total (kg/h)	29209,9665		29209,9665		25271,7866		25271,7866		3938,5856	
Caudal volumétrico (m³/h)	44,81		44,81		13520		13520		4,169	
Presión (KPa)	101,3		101,3		101,3		101,3		101,3	
Temperatura (°C)	117,6		117,6		117,7		117,7		117,7	
Calor (KJ/h)	2,20E+08		2,20E+08		1,80E+08		1,80E+08		2,96E+07	
Estado	Líquido		Líquido		Gas		Gas		Líquido	

	38		39		40		41		42	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Monóxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ioduro de metilo (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de metilo(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido acético (kg/h)	3935,4	0,999	7869,7	0,999	7869,7	0,999	7869,7	0,999	2124,8	0,999
Agua (kg/h)	0	0	1,263	0,00016	1,263	0,000160	1,263	0,000160	0,341	0,00016
Metano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrogeno (kg/h)	0,6293	0,00016	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido propiónico (kg/h)	2,5563	0,0006	5,1073	0,00064	5,1073	0,00064	5,1073	0,00064	1,379	0,00064
Acetato de aluminio básico(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Iridio (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Caudal Total (kg/h)	3938,58		7876,07		7876,07		7876,07		2126,52	
Caudal volumétrico (m³/h)	4,169		8,339		8,339		7,486		2,021	
Presión (KPa)	101,3		101,3		220,7		101,3		101,3	
Temperatura (°C)	117,7		117,8		117,9		31,73		31,73	
Calor (KJ/h)	2,96E+07		5,92E+07		5,92E+07		6,03E+07		1,63E+07	
Estado	Líquido		Líquido		Líquido		Líquido		Líquido	

	43		44		45		46		47	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Monóxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ioduro de metilo (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de metilo(kg/h)	0	0	0	0	0,15289	3,6882E-05	0	0	0,15289	3,688E-05
Ácido acético (kg/h)	5744,9	0,999	0	0	2903,7	0,7004	5744,9	0,999	2903,7	0,700
Agua (kg/h)	0,92202	0,00016	465	1	1240,1	0,3	0,92202	0,00016	1240,1	0,3
Metano (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrogeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido propiónico (kg/h)	3,7283	0,00064	0	0	1,379	0,00033	3,7283	0,0006	1,379	0,00033
Acetato de aluminio básico(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Iridio (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Caudal Total (kg/h)	5749,55		465		4145,33		5749,55		4145,33	
Caudal volumétrico (m³/h)	5,464		0,46		4,053		5,468		4,053	
Presión (KPa)	101,3		101,3		101,3		468,8		705,6	
Temperatura (°C)	31,73		20		30,03		32,4		30,85	
Calor (KJ/h)	4,40E+07		7,36E+06		4,18E+07		4,40E+07		4,18E+07	
Estado	Líquido		Líquido		Líquido		Líquido		Líquido	

	9a		9b		9c		9d	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
Metanol(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0
Monóxido de carbono (kg/h)	50,23	0,522	50,23	0,522	100,45	0,522	0	0
Dióxido de carbono (kg/h)	36,44	0,379	36,44	0,379	72,88	0,379	274,46	0,136
Ioduro de metilo (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de metilo(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácido acético (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0
Agua (kg/h)	0	0	0	0	0	0	84,05	0,042
Metano (kg/h)	7,95	0,083	7,95	0,083	15,9	0,083	0	0
Hidrógeno (kg/h)	1,66	0,017	1,66	0,017	3,31	0,017	0	0
Ácido propiónico (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de aluminio básico(kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0
Iridio (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0
Oxígeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	272,84	0,135
Nitrógeno (kg/h)	0	0	0	0	0	0	1383,55	0,687
Caudal Total (kg/h)	96,27		96,27		192,54		2014,89	
Caudal volumétrico (m³/h)	5,336		5,336		221,6		7130,172976	
Presión (KPa)	2860		2860		101,3		101,3	
Temperatura (°C)	194		194		194		988,89	
Calor (KJ/h)	5,40E+05		5,40E+05		1,08E+06		-	
Estado	Gas		Gas		Gas		Gas	

Comprobación del balance global de materia

$$m_{\text{entrada sistema}} = m_{\text{salida sistema}}$$

Caudales de entrada al sistema

	Kg/h
1	4767,12
5	4853,33
44	465
Caudal total	10085,45

Caudales de salida del sistema

	Kg/h
9C	192,54
46	5749,55
47	4145,33
Caudal total	10087,42

Como se puede observar hay una diferencia de unos 2 kilogramos/h en el balance de materia. Esto se puede atribuir a errores en el arrastre de decimales y en los métodos de cálculo.

Una vez mostrado el balance de materia y energía se pasa a considerar el diseño de los distintos equipos que componen la planta de producción.

II INTRODUCCIÓN TEÓRICA AL DISEÑO DE TANQUES.

Como alguna de la metodología de cálculo puede resultar repetitiva se ha considerado la opción de detallar inicialmente aquellos métodos de cálculo más estándares como pueden ser el cálculo de recipientes a presión o el método de Kern para intercambiadores de calor.

- **Diseño mecánico de recipientes a presión:**

Para el cálculo del diseño mecánico de todos los equipos proyectados se ha seguido de manera general el código **ASME sec8/1**, de tal forma que para el cálculo del grosor de un cilindro se utiliza la expresión:

Expresión para el cálculo del grosor de un cilindro:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{SE - (0,6 \cdot P_d)} + C_1 + C_2 \quad (1)$$

Donde:

t es el grosor en (mm)

P_d es la presión de diseño (bar)

R es el radio en (mm)

S es el valor de resistencia a la tracción (bar)

E es el valor del radiografiado.

C₁ es el coeficiente de sobre espesor por corrosión

C₂ es el coeficiente de sobre espesor por defecto de fabricación.

Los parámetros de diseño necesarios según cada equipo vienen definido por las siguientes expresiones:

Presión de diseño (en bar):

$$P_d = P_{op.} + 1 \quad (2)$$

ó

$$P_d = 1,1 * P_{op.} \quad (2) \text{ bis}$$

Se calcularán ambas presiones y se considerará en el diseño la más elevada, además se le añade siempre la presión debida a la columna de líquido:

$$P_{col. líquido} = \varphi \cdot g \cdot h \quad (3)$$

Temperatura de diseño (en °C):

$$T_d = T_{op.} + 20^\circ C \quad (4)$$

Donde:

P_d y **T_d** son presión y temperatura de diseño respectivamente en (bar) y (°C).

P_{op.} Y **T_{op.}** son la presión y temperatura de operación en (bar) y (°C).

φ es la densidad del líquido confinado en el equipo (Kg/m³)

g es la aceleración de la gravedad (m²/s).

h es a altura de columna de líquido.

Valores de C₁ y C₂:

C₁ corresponde al valor de sobre espesor por corrosión y equivale a 1 mm.

C₂ sigue la expresión siguiente:

$$C_2 = 0,2(6 - t) + 0,07 \cdot t + 1 \quad (5)$$

Por tanto la expresión (1) sustituida quedaría como sigue:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + 0,2 \cdot (6 - t) + 0,07 \cdot t + 1$$

Estas son las directrices básicas para el diseño mecánico del cuerpo cilíndrica o virola, a partir de aquí se seleccionaran las expresiones pertinentes para los distintos fondos también recogidas en el código ASME.

Fondo toriesférico:

$$t = \frac{P_d \cdot R \cdot M}{2SE - (0,2 \cdot P_d)} + C_1 + C_2 \quad (5)$$

Las variables mostradas en esta expresión son de igual significado que las referidas en la ecuación (1), exceptuando el parámetro M cuyos valores se han de extrapolar de la tabla siguiente:

Fondo cónico:

Se plantea como el cálculo de espesor en un cilindro con la salvedad que el cálculo de volumen del fondo se realizará siguiendo la expresión:

$$h = \frac{D}{2 \cdot \operatorname{tg} \alpha} \quad (6)$$

Donde:

h es la altura del fondo

α es la inclinación medida en grados

D es el diámetro en (m)

El volumen de cada tanque quedará repartido entre el cuerpo cilíndrico (virola) y el fondo cónico:

$$V_{tanque} = V_{virola} + V_{fondocónico}$$

Donde:

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

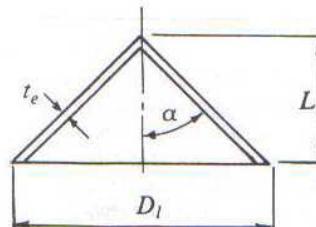


Figura 11.1: esquema del fondo cónico

$$V_{fondocónico} = \frac{\pi/4 \cdot D^2 \cdot L}{3}$$

$$\text{Donde } L \text{ es: } L = \frac{D}{2 \cdot \text{TAG}\alpha}$$

Sustituyendo estas ecuaciones en la primera:

$$V_{\tan \text{ que}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \cdot \left(r + \frac{1}{6 \cdot \text{TAG}\alpha} \right) \quad \text{donde } r = H/D$$

11.1 TANQUES DE ALMACENAMIENTO

11.1.1 TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE METANOL (T-101 a T-104).

Teniendo en cuenta la normativa para líquidos inflamables y combustibles que se incluye en la inspección técnica **ITCMIEAPQ1**, entre los cuales se encuentra el metanol, tomaremos las decisiones relativas a su almacenamiento.

Éste se llevará a cabo en recipientes fijos de superficie situados al aire libre. Los recipientes serán tanques atmosféricos ya que el metanol se almacenará a una temperatura inferior a su temperatura de ebullición. Serán necesarios **cuatro** tanques idénticos de 100 m^3 que estarán a un 75% de su capacidad aproximadamente ya que para productos de la clase **B1** consideramos recomendable este porcentaje de ocupación. Cada uno de los tanques constará de un cuerpo cilíndrico, un fondo inferior plano y uno superior cónico. No hemos considerado necesaria la instalación de aislante.

A) Diseño funcional

- **Capacidad de almacenamiento**

Las necesidades de metanol corresponden al valor de $6,3 \text{ m}^3/\text{h}$. Teniendo en cuenta que los tanques tendrán la capacidad suficiente para poder almacenar un día de producción y un día de stock, el volumen de metanol a almacenar será el siguiente:

$$6,3 \text{ m}^3 / \text{h} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \times 2 \text{ dias} = 302,5 \text{ m}^3$$

- **Cálculo del volumen de los tanques**

Si utilizamos 4 tanques verticales de 100 m^3 , en cada tanque tendremos una ocupación del 75% aproximadamente:

$$\frac{302,5 \text{ m}^3}{4 \text{ tanques}} = 75,6 \text{ m}^3 \text{ en cada tanque} \Rightarrow 75,6\% \text{ de ocupación}$$

- **Cálculo de las dimensiones de los tanques**

Como diámetro cogemos 4m ya que es el máximo permitido en transporte especial y 60° como el ángulo del fondo cónico.

$$V_{\text{recipiente}} + V_{\text{fondo cónico}} = 100 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{recipiente}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h$$

$$V_{\text{fondo cónico}} = \frac{\pi/4 \cdot D^2 \cdot L}{3} ; \quad L = \frac{D}{2 \cdot \tan \alpha} ; \quad \alpha \leq 60^\circ$$

Agrupando las dos expresiones obtenemos lo siguiente:

$$100 m^3 = \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \cdot \left(r + \frac{1}{6 \cdot \tan \alpha} \right) \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 100}{\pi \cdot \left(r + \frac{1}{6 \cdot \tan 60^\circ} \right)}} = 4 m$$

$$r = 1,9 m \quad ; \quad r = \frac{h}{D} \Rightarrow h = 1,9 \cdot 4 = 7,6 m$$

$$L = \frac{4}{2 \cdot \tan 60^\circ} = 1,15 m$$

Por tanto las dimensiones de los tanques son las siguientes:

Tabla 1: dimensiones de los tanques de metanol.

ALTURA RECIPIENTE (m)	ALTURA FONDO CÓNICO (m)	ALTURA TOTAL (m)	DIÁMETRO (m)	VOLUMEN RECIPIENTE (m ³)	VOLUMEN FONDO CÓNICO (m ³)	VOLUMEN TOTAL (m ³)
7,6	1,15	8,75	4	95,5	4,8	100

- **Cálculo de la densidad de metanol**

Como el tanque estará ubicado al aire libre, como Temperatura de operación cogeremos el caso más desfavorable, en que la densidad es menor. Por tanto, cogeremos el valor de $T_{\text{almacenamiento}} = 35^\circ\text{C} = 308^\circ\text{K}$.

$$Den = \frac{DenA}{(DenB)^{(1 + \left(\frac{1-T}{DenC}\right)^{DenD}})} \quad \text{Donde:}$$

$$DenA = 1,2057$$

$$DenB = 0,19779$$

$$DenC = 512,63$$

$$DenD = 0,17272$$

Substituyendo obtenemos:

$$Den = 24,3 \text{ Kmol} / m^3$$

$$24,3 \text{ Kmol} / m^3 \times \frac{32 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol metanol}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} = 0,7776 \text{ Kg} / \text{l}$$

Por tanto, $\rho_{CH_3OH}(35^\circ C, 1 \text{ atm}) = 0,7776 \text{ Kg} / \text{l}$

Como la densidad del metanol es menor que la del agua ($\rho_{\text{agua}} = 1 \text{ kg/l}$), utilizaremos la del agua para realizar los cálculos. De esta manera sobredimensionamos para asegurar un buen funcionamiento.

B) Diseño mecánico

- **Cálculo del espesor de los tanques**

En primer lugar debemos calcular la presión de operación, que en nuestro caso corresponde a la presión ejercida por la columna de líquido en el interior del tanque.

$$P_l = h_l \cdot g \cdot \rho$$

Donde:

h_l : altura de líquido (m)

g : gravedad (m/s^2)

ρ : densidad (Kg/m^3)

Nos falta por conocer h_l :

$$V_l = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h_l \Rightarrow 75,6 = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot h_l \Rightarrow h_l = 6,02 \text{ m}$$

$$P_l = 6,02 \cdot 9,81 \cdot 1 \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} = 5,9 \cdot 10^4 \text{ Kg} / \text{m} \cdot \text{s}^2 = 59 \text{ KPa}$$

$$59 \text{ KPa} \times \frac{10^3 \text{ Pa}}{1 \text{ KPa}} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,0132 \cdot 10^5 \text{ Pa}} = 0,58 \text{ atm}$$

Una vez conocemos la presión de operación, calculamos la presión de diseño con la siguiente expresión:

$$P_d = P_{op} + 1 \text{ barg} = 0,58 + 1 = 1,58 \approx 1,6 \text{ atm}$$

Ya podemos calcular el espesor del recipiente y de los fondos cónico y plano. Lo hacemos según el código ASME. Como factor de soldadura (E) se toma el valor de 0,85.

$$S(35^\circ\text{C}) = 16100 \text{ psi} \times \frac{6894,76 \text{ N/m}^2}{1 \text{ psi}} \times \frac{1 \text{ bar}}{10^5 \text{ N/m}^2} = 1110,06 \text{ bars}$$

$$t = \frac{1,6 \text{ barg} \cdot 2000 \text{ mm}}{1110,06 \text{ bar} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,6 \text{ barg}} + 0,2 \cdot (6 - t) + 0,07 \cdot t + 1$$

$$t = 4,95 \text{ mm} \Rightarrow 5 \text{ mm}$$

Como el fondo cónico sólo tiene que soportar su propio peso, tendrá el espesor mínimo ponderado de 4 mm.

Para el fondo plano cogemos el mismo espesor del recipiente, 5mm. Este soporta una presión menor que las paredes laterales y hacerlo de la misma medida supondrá un coste menor.

Por tanto, los espesores son los siguientes:

Tabla 2: espesores calculados para recipientes de metanol.

RECIPIENTE (mm)	FONDO PLANO (mm)	FONDO CÓNICO (mm)
5	5	4

- **Cálculo del peso de los tanques**

Peso del recipiente vacío:

Calculamos el peso de cada una de las tres partes que constituyen el tanque. La densidad del acero escogido que tiene un valor de 7800 Kg/m³.

Cilindro:

$$P_{cilindro} = \rho_{acero} \cdot V_{cilindro} = \rho \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot H$$

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t = 4 + 2 \cdot 5 \cdot 10^{-3} = 4,01m$$

$$P_{cilindro} = 7800 \text{ Kg} / \text{m}^3 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (4,01^2 - 4^2) \text{ m}^2 \cdot 7,6 \text{ m} = 3729,33 \text{ Kg}$$

Fondo plano:

$$P_{fondo\ plano} = \rho_{acero} \cdot A_{fondo} \cdot t = 7800 \text{ Kg} / \text{m}^3 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \text{ m}^2 \cdot 5 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 490,1 \text{ Kg}$$

Fondo cónico:

$$P_{fondo\ cónico} = \rho_{acero} \cdot A_{fondo} \cdot t \quad ; \quad A = \pi \cdot R \cdot g \quad ; \quad g = \frac{R}{\sin \alpha}$$

$$P_{fondo\ cónico} = 7800\text{ Kg/m}^3 \cdot \pi \cdot 2 \cdot \frac{2}{\sin 60^\circ} \text{ m}^2 \cdot 5 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 565,91\text{ Kg}$$

Por tanto, el peso total del recipiente vacío es:

$$P_{T\ vacío} = 3729,33 + 490,1 + 565,91 = 4785,34\text{ Kg}$$

Peso del recipiente lleno:

Consideramos el peor de los casos en el que el recipiente está al 100% de ocupación y el líquido que contiene es agua.

$$P_{T\ lleno} = P_{T\ vacío} + P_{agua} = P_{T\ vacío} + \rho_{agua} \cdot V = 4785,34 + 1000\text{ kg/m}^3 \cdot 100\text{ m}^3$$

$$P_{T\ lleno} = 104785,34\text{ Kg} \Rightarrow \approx 105\text{ Tn}$$

11.1.2 TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE CO: T-105,106 i 107

El monóxido de carbono, debido a sus características físicas y químicas, puede almacenarse como un gas licuado en tanques criogénicos; aunque se distribuye, en la mayoría de casos, como un gas comprimido. Nosotros lo tendremos almacenado como un líquido siguiendo la normativa **MIE-APQ-001** y **MIE-AP-10**.

Los tanques criogénicos son tanques los cuales trabajan a presión elevada, en este caso de unos 9 barg, y temperaturas extremas, -170°C; esto implica que las características de diseño de este tipo de tanques sean especiales. En la **figura 11.1** podemos ver representado un esquema de un tanque criogénico, el

cual consta de dos recipientes, uno externo de acero al carbono y otro interno de acero al níquel al 9%, entre medio de estos dos recipientes encontramos un material aislante, generalmente perlita expandida, y se hace el vacío para evitar la transmisión de calor entre el exterior e interior.

El uso de perlita para el aislamiento criogénico o de baja temperatura es apto debido a que presenta una baja conductividad térmica a través de un amplio rango de densidades; sin embargo, la densidad recomendada es de 48 a 72 Kg/m³ (3 a 4 lb/ft³).

Además de sus excelentes propiedades térmicas, el aislamiento con perlita es relativamente bajo en coste y su instalación y manejo son sumamente fáciles. Debido a su estructura no tenemos deformación del recipiente que se debe aislar.

Ya que es un material incombustible, cumple con las regulaciones de incendio.

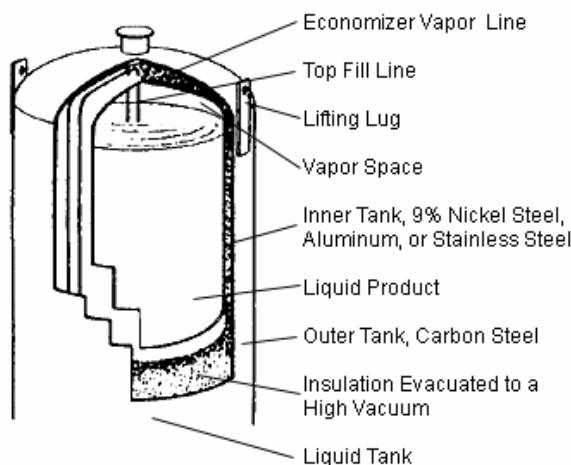


Figura 11.1 Esquema tanque criogénico.

El tanque lo compraremos fabricado a la empresa americana *Universal Industrial Gases, Inc.* Ya que es la única que nos ha facilitado los datos específicos de diseño para estos tanques.

Para la producción de 78000Tn/año de ácido acético (60% glacial i 40% al 70% en agua) necesitaremos 4767,12 kg/h de monóxido de carbono gas, sabiendo que un 10% no reaccionará. Esto implica que necesitaremos almacenar 166,4 m³/d de monóxido de carbono líquido, pero tendremos un stock de 2 días por seguridad; así que en total almacenaremos 332,8 m³/d. Según la normativa

MIE-AP-10 estos tanques podrán llenarse hasta una capacidad del 75% del volumen total del recipiente interno. Instalaremos 3 tanques horizontales de 137,565 m³.

Todos los sistemas de almacenamiento criogénico constan, a parte del tanque descrito anteriormente, de un evaporador tal y como se observa en la **figura 11.2**

El cual nos sirve para pasar de líquido a gas el monóxido de carbono mediante convección natural con el aire.

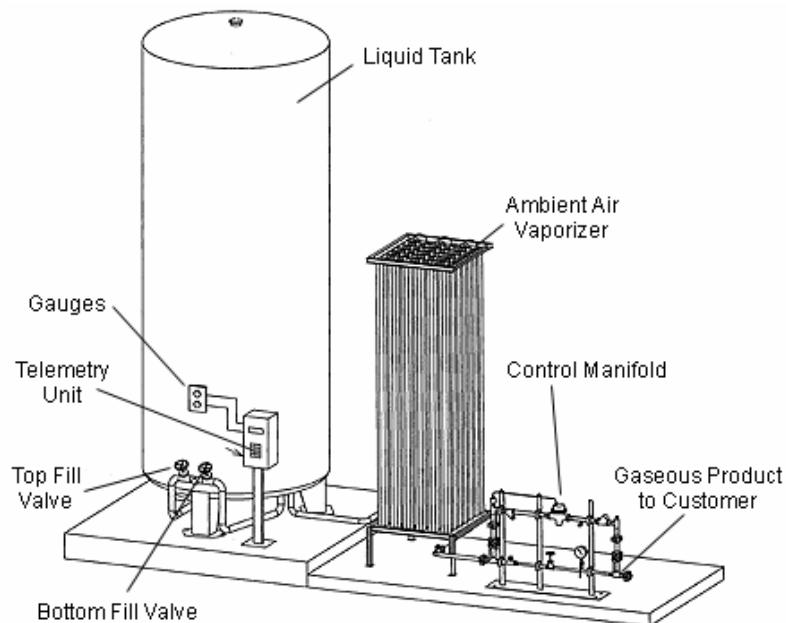


Figura 11.2 Esquema de un sistema de almacenamiento criogénico

Este evaporador tendrá que cumplir las propiedades necesarias para evaporar el caudal necesario de monóxido de carbono procedente de los tres tanques de almacenamiento.

También hay que remarcar que sólo se coloca un evaporador, para los tres tanques, porque mientras uno de los tanques sea rellenado este no suministrará CO al proceso y los otros dos tendrán que suministrar la cantidad necesaria total.

A parte del evaporador y válvulas se requiere un equipo de refrigeración que produce la refrigeración necesaria para compensar las ganancias de calor a través del aislamiento.

Tendremos que diseñar un cubeto contra derrames específico para este tipo de tanques, ya que los depósitos para gases inflamables de capacidad superior a 100.000 litros lo requieren por normativa. Siguiendo la normativa **MIE-AP-10** el cubeto tendrá un volumen igual al del depósito de mayor capacidad. Como todos los depósitos tienen el mismo volumen, nuestro cubeto será como mínimo de 137,565m³. La altura de las paredes no superará el metro de altura y el fondo de éste deberá ser compacto y tener una pendiente tal que todo producto líquido derramado discorra rápidamente hacia el cubeto a distancia, sin pasar por debajo de otros recipientes, tuberías y elementos de mando de la red de incendios. El cubeto a distancia deberá tener, al menos, una capacidad igual al 20 por 100 de la capacidad global de los recipientes en él contenidos.

La distancia de los tanques a las paredes del cubeto será de 1,5m y la distancia entre tanques tendrá que seguir la siguiente relación:

$$\frac{h}{D} > 1,75 \rightarrow L = \frac{h+D}{2} \cdot 0,5$$

$$\frac{h}{D} < 1,75 \rightarrow L = \frac{D}{2}$$

h → altura del tanque (m)

D → Diámetro del tanque (m)

L → distancia entre los tanques (m)

En nuestro caso como los tanques se encuentran en posición horizontal el diámetro equivale más o menos a la altura del tanque, entonces la relación h/D ≈ 1. Así que la distancia que tendremos entre los tanques de CO será de 1,9m aproximadamente.

La cimentación de los tanques que contienen líquidos criogénicos será algo distinta a la de los tanques normales, ya que deben adoptarse precauciones especiales para evitar la congelación y variación del volumen del subsuelo.

11.1.3 TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE ÁCIDO ACÉTICO GLACIAL (T-108 a T-111)

Estos tanques almacenan ácido acético glacial.

El ácido acético es corrosivo e inflamable y son necesarias ciertas precauciones por lo que respecta a su almacenamiento y transporte.

El diseño de tanques de almacenamiento de productos corrosivos y/o inflamables, está sujeto a la normativa **MIE-APQ-001** sobre el almacenaje de productos químicos que es la que se seguirá en el proyecto.

Siguiendo esta normativa, los tanques de acético glacial no se llenarán por encima del 75% de su capacidad.

Por cuestiones de logística se fija un diámetro del tanque de 4 m (máxima anchura que se puede transportar por carretera) y un volumen de 100m³.

Se almacenará en un tanque cilíndrico en posición vertical, con fondo superior cónico e inferior plano.

Por lo que respecta al material de construcción, se recomienda utilizar aluminio o acero inoxidable.

En el caso de que se utilice aluminio es necesario un control muy preciso de la temperatura, ya que a partir de 30°C la corrosión se incrementa de forma importante. Con tal de intentar evitar estos problemas, nos hemos decantado por la opción de utilizar acero inoxidable **AISI 316** para la construcción del tanque.

Además, en nuestra situación es necesario proveer de calor al tanque para prevenir que el ácido se congele, debido a que la temperatura de congelación es fácilmente alcanzable (16°C).

A) Diseño funcional

- **Caudal de entrada al tanque**

Q: caudal de entrada de ácido al tanque (m^3)

m: cabal másico de ácido acético producido por día, 136360 Kg/dia

ρ: densidad del ácido acético a la temperatura de almacenamiento ,1038,25Kg/ m^3

$$Q = \frac{m}{\rho} = 131,34 \text{ } m^3/\text{día}$$

- **Volumen diario a almacenar**

V: volumen de líquido a almacenar

Q: caudal de entrada de ácido al tanque, 131,34 m^3 / día

τ: tiempo de residencia

Fijamos un tiempo de residencia de 2 días debido a que consideramos un día de stock y uno de producción, y así tenemos:

$$V = Q \cdot \tau = 262,67 \text{ } m^3$$

- **Número de tanques**

Utilizamos tanques con una capacidad de 100 m^3 aunque debido a normas de seguridad únicamente se aprovechará el 75% de este volumen.

$$\text{Nº tanques} = \frac{V}{0,75} = 3,5$$

Redondeamos el número y utilizaremos cuatro tanques de 100 m^3 .

- **Condiciones de operación y diseño**

El tanque opera a las siguientes condiciones (Para el diseño utilizamos presiones relativas):

$$T_{op}=30^{\circ}\text{C}$$

$$P_{op} = P = \rho \cdot g \cdot h_l$$

Donde:

h_l : altura de la columna de líquido (m)

ρ : densidad del ácido a $30^{\circ}\text{C}=1049\text{kg/m}^3$

h_l : altura de la columna de líquido (m)

Dado que conocemos el volumen de ácido en el tanque (75 m^3) podemos conocer la altura de la columna de líquido a partir del volumen de un cilindro.

$$V_l = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h_l$$

h_l : altura de la columna de líquido (m)

V_l : volumen del líquido, 75 m^3

D: diámetro de la carcasa, 4m

Despejando en la ecuación anterior obtenemos una altura de líquido de 6m. Así pues:

$$P_{op}=60819,46\text{ Pa}= 0,61\text{ bar.}$$

En cuanto a los parámetros de diseño se han fijado respecto a orientaciones bibliográficas:

$$T_d = T \text{ operación} + 20^{\circ}\text{C}=50^{\circ}\text{C}$$

$$P_d=1,1 \cdot P_{op}= 0,671\text{ bar}$$

- **Dimensiones de los tanques**

Los tanques tienen una capacidad de 100m^3 y un diámetro de 4m. A continuación se calculará la altura.

V_v = Volumen de la carcasa (m^3)

V_c = Volumen del cono (m^3)

$$V_v + V_c = 100\text{m}^3$$

Con fórmulas geométricas, podemos conocer la altura de la sección cónica.

$$H = \frac{D}{2 \cdot \operatorname{tg} \alpha}$$

Donde:

D: diámetro de la carcasa, 4m.

α : ángulo del fondo cónico, 60°

Se obtiene $h=1,2m$ y podemos encontrar el volumen del cono,

$$V_c = \frac{\pi}{12} \cdot D^2 \cdot h = 4,84 \text{ m}^3$$

Y del cilindro,

$$V_v = 100 \text{ m}^3 - V_c = 95,16 \text{ m}^3$$

Por ultimo, de la fórmula del volumen de un cilindro, la altura (H) de éste:

$$V_v = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \quad H = 7,6 \text{ m}$$

Grueso de la virola

Se calcula con la siguiente expresión para cilindros a presión interna:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C1$$

Donde:

t es el grueso de la virola (mm)

E es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado doble, 0,85

P_d Presión de diseño, 0,67 bar

S es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, 1038 bar

R es el radio del cilindro, 2000mm

C1 es el incremento por corrosión 1mm

Substituyendo obtenemos un grueso de 2,71mm.

Es recomendable aplicar un factor de corrosión a este grueso, definido como $0,2 \cdot (6-t) - 0,07 \cdot t$. Esto nos da un grueso final de 3,71mm. Normalizamos y consideramos un grueso de 4mm.

Grueso del fondo plano

Se puede considerar que es entre 1mm más grueso que el de la virola.

Por lo tanto sería de 4,71mm. Al normalizar consideramos un grueso de 5mm.

Grueso del cono

Debido que no resiste ninguna presión interna se puede considerar que es el mínimo normalizado, es decir, 4mm.

- **Peso en vacío del equipo**

Peso de la pared del tanque

-Área envolvente

$$\text{Área chapa} = D_o \cdot L \cdot \pi$$

Donde:

D_o es el diámetro externo, 1,994 m

L es la altura, 7,6 m

$$\text{Área chapa} 47,58 \text{m}^2$$

-Volumen envolvente

$$\text{Volumen chapa} = A_{chapa} \cdot t$$

Donde: t es el grosor de chapa de la carcasa, 0,004m

$$\text{Volumen chapa} = 0,19 \text{m}^3$$

-Peso de la carcasa

$$\text{Peso carcasa} = V_{chapa} \cdot \rho$$

Donde ρ es la densidad del material de construcción. En nuestro caso se ha elegido acero inoxidable AISI-316 cuya densidad es 7900 kg/m³.

Peso carcasa=1503 kg

Peso del fondo cónico

-Área lateral del cono

Se calculará a partir de la expresión:

$$A_{cono} = \pi \cdot r \cdot g$$

Donde: g, generatriz externo de los fondos, 2,33m

r, radio externo, 2m

$$A_{cono} = 14,65 \text{ m}^2$$

-Volumen cono

$$Volumen cono = A_{cono} \cdot t = 14,65 \cdot 0,004 = 0,06 \text{ m}^3$$

-Peso cono

$$Peso cono = V_{cono} \cdot \rho = 0,06 \cdot 7900 = 462,86 \text{ Kg}$$

Peso del fondo plano

-Área del fondo

$$\text{Área fondo} = \pi \cdot r^2 = 12,56 \text{ m}^2$$

-Volumen del fondo

$$Volumen fondo = A_{fondo} \cdot t = 0,063 \text{ m}^3$$

-Peso del fondo

$$Peso fondo = V_{fondo} \cdot \rho = 496,12 \text{ Kg}$$

Peso del aislante

Este cálculo se ha llevado a cabo a través de la página web www.isover.com con el software induver. El material que hemos utilizado es BX SPINTEX 613 – 40 y un revestimiento exterior de acero austenítico. Se obtiene que es necesario 200mm de aislante.

$$\text{Peso}_{\text{aislante carcasa}} = \frac{\pi}{4} \cdot \left((t_{\text{aislante}} + D_{\text{ext}})^2 - D_{\text{ext}}^2 \right) H \cdot \rho_{\text{aislante}}$$

donde $\rho_{\text{aislante}} = 40 \text{ Kg/m}^3$

Se obtiene: $\text{Peso}_{\text{aislante carcasa}} = 65,312 \text{ Kg}$

Peso total del tanque vacío

Peso total vacío = $P_{\text{carcasa}} + P_{\text{fondo}} + P_{\text{cono}} + P_{\text{aislante}} = 2527,97 \text{ Kg}$

- **Peso del equipo lleno de agua**

- Densidad agua = 1000 kg/m^3

- Peso del agua en el reactor = Densidad · Capacidad tanque = $1000 \cdot 100 = 100000 \text{ kg}$

- Peso tanque lleno = peso líquido + peso tanque vacío = $102527,972 \text{ Kg}$

- **Peso del equipo en operación**

Siguiendo las normas, el tanque no estará lleno a más del 75% de su capacidad.

- Densidad ácido acético (30°C) = $1038,25 \text{ Kg/m}^3$

- Peso del ácido en el tanque = Densidad · $0,75 \cdot$ Capacidad tanque = $1038,25 \cdot 0,75 \cdot 100 = 77868,75 \text{ Kg}$

- Peso del tanque lleno = $80214,72 \text{ Kg}$

11.1.4 TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE ÁCIDO ACÉTICO DILUIDO (70%) T-112 A T-114.

Para llevar a cabo el diseño de estos tanques se ha seguido la normativa **MIE-APQ-001** para productos químicos corrosivos y/o inflamables.

Su almacenamiento tendrá lugar en 2 tanques idénticos de 100 m³ y un tercero de 50 m³, todos ellos situados al aire libre. Por motivos de seguridad, hemos considerado que solo estén llenos hasta un 75 % de su capacidad.

Cada uno estos tanques constará de un cuerpo cilíndrico, un fondo superior cónico y uno inferior plano.

El material de construcción será acero inoxidable AISI-316.

Debido a la alta corrosión que el ácido acético presenta una vez se superan los 30º C de temperatura, el tanque estará recubierto por un material aislante.

A) Diseño funcional

- **Cálculo de la cantidad producida de ácido acético al 70%:**

$$75000Tn/año \cdot 0.4 = 30000Tn/año \text{ acético 70\%}$$

Solo el 40 % de la cantidad total producida de ácido acético es de acético al 70 %. Pero esto es un valor teórico, y no lo que la nuestra planta está produciendo realmente. La producción real es de :

32831 Tn/año

- **Cálculo de la cantidad a almacenar:**

1 día de producción + 1 día de stock:

$$\frac{32831Tn}{año} \cdot \frac{1año}{330d} \cdot 2dias = 199Tn$$

- **Cálculo del volumen a almacenar:**

$$199Tn \cdot \frac{10^6 \text{ g}}{1Tn} \cdot \frac{1 \text{ cm}^3}{1.0637 \text{ g}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{10^6 \text{ cm}^3} = 187 \text{ m}^3 \text{ de acético al 70 \%}$$

Llenando los tanques solo hasta el 75 % obtenemos:

2 tanques de 100 m³ → con 75 m³ cada uno

1 tanque de 50 m³ → con 37 m³

- **Cálculo de las dimensiones:**

El diámetro vendrá fijado ya que para poder transportar los tanques por carretera, estos tienen que tener un diámetro máximo de 4 m. Y fijaremos α en 60°, porque es el valor máximo que podemos coger y de esta manera obtener la menor altura de fondo cónico posible.

Los valores obtenidos para cada tanque son:

- Tanques de 100 m³ : $r = 1.89 \rightarrow L = 1.2 \text{ m}$ y $H = 7.6 \text{ m}$
- Tanque de 50 m³ : $r = 2.26 \rightarrow L = 0.9 \text{ m}$ y $H = 6.8 \text{ m}$

- **Cálculo de la altura de líquido en los tanques:**

$$V_{\text{almacenado}} = \frac{\pi}{4} \cdot D \cdot H$$

Sustituyendo en esta ecuación y sabiendo el volumen almacenado en cada tanque y sus dimensiones se obtiene:

- Tanques de 100 m³ : $V_{\text{almacenado}} = 75 \text{ m}^3$ $D = 4 \text{ m}$
 $H_{\text{líquido}} = 6 \text{ m}$
- Tanque de 50 m³ : $V_{\text{almacenado}} = 37 \text{ m}^3$ $D = 3 \text{ m}$

$$H_{líquido} = 5.2 \text{ m}$$

- **Cálculo de la presión del líquido:**

$$P_{líquido} = H_{líquido} \cdot \rho \cdot g$$

Donde ρ es la densidad del acético y tiene un valor de 1063.7 Kg/m³ y g es la aceleración de la gravedad (9.8 m/s²). Sustituyendo:

- Tanques de 100 m³: sabiendo que $H_{líquido}$ son 6 m se obtiene que
 $P_{líquido} = 0.62 \text{ bars}$
- Tanque de 50 m³: sabiendo que $H_{líquido}$ son 5.2 m se obtiene que
 $P_{líquido} = 0.53 \text{ bars}$

- **Cálculo del grosor de la virola:**

Para cilindros diseñados a presión interna se calcula a partir de la ecuación:

$$t = \frac{P_D \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_D} + C_1 + C_2$$

Donde:

P_D : presión de diseño. Se calcula a partir de la $P_{líquido}$:

- $P_{líquido} > 0.5 \text{ bar-g}$: $P_D = P_{líquido} + 10\% P_{líquido}$ pero cogiendo como valor mínimo el de $P_{líquido} + 1 \text{ bar-g}$.
- $P_{líquido} \leq 0.5 \text{ bar-g}$: $P_D = P_{líquido} + 20\% P_{líquido}$

Según los valores de $P_{líquido}$ calculados y el criterio anterior:

- Tanques de 100 m³ : $P_D = 1.62 \text{ bar-g}$

- Tanque de 50 m^3 : $P_D = 0.65 \text{ bar-g}$

R: radio del cilindro (mm)

S: esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño.

La temperatura de operación para el caso más desfavorable será de 35°C . Para calcular la de diseño hemos considerado:

$$T_D = T_{op} + \frac{1}{2} \cdot T_{op} = 52.5^\circ\text{C}$$

Para esta temperatura la tensión máxima admisible es de 1110.3 bars

E: factor de soldadura. En el caso de radiografiado parcial es de 0.85.

C₁: tolerancia de fabricación. Hemos considerado:

$$0.2 \cdot (6 - t) + 0.07 \cdot t$$

C₂: tolerancia de corrosión. Hemos considerado 1 mm.

Sustituyendo estos valores se obtiene un grueso de:

- Tanques de 100 m^3 : $t = 4.14 \text{ mm}$, por lo tanto, se coge una chapa de **5 mm**.
- Tanque de 50 m^3 : $t = 2.86 \text{ mm}$, por lo tanto, se coge el grueso de chapa mínimo que es de **4 mm**.

- **Cálculo del grosor del fondo cónico:**

Como no tiene que soportar ninguna presión, el grosor requerido de la chapa será el mínimo: **4 mm**.

- **Cálculo del grosor del fondo plano:**

En este caso la presión de líquido de cada tanque queda compensada con la fuerza normal que ejerce el suelo. Por tanto, el grosor será el mismo que el de la virola. En el caso que la virola tenga el grosor mínimo se la sumará 1 mm.

- Tanques de 100 m³: **5 mm**
- Tanque de 50 m³: 4 mm +1mm = **5 mm**

- **Cálculo del grosor del aislante:**

Este cálculo se ha llevado a cabo a través de la página web www.isover.com con el software induver. El material escogido ha sido BX SPINTEX 613 – 40 y un revestimiento exterior de acero austenítico. Con la temperatura de operación, una temperatura exterior de 35 °C y una temperatura exterior de revestimiento de 30°C se obtiene que para los tres tanques es necesario un grosor de aislante de: **210 mm**.

- **Cálculo del peso de los tanques:**

- ❖ Cálculo del peso de los tanques vacíos:

$$V_{tanque\ vacío} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot H \quad \text{donde } D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t$$

$$\text{Peso}_{\text{carcasa}} = V_{\text{tanque\ vacío}} \cdot \rho_{\text{material}} \quad \text{donde } \rho = 7800 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Peso}_{\text{aislante\ carcasa}} = \frac{\pi}{4} \cdot ((t_{\text{aislante}} + D_{ext})^2 - D_{ext}^2) \cdot H \cdot \rho_{\text{aislante}}$$

Donde:

$$\rho_{\text{aislante}} = 40 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Peso}_{\text{TOTAL\ carcasa}} = \text{Peso}_{\text{carcasa}} + \text{Peso}_{\text{aislante\ carcasa}}$$

Tabla 3: Volumen y peso de los tanques.

TANQUES	V _{tanque vacío} (m ³)	Peso _{carcasa} (Kg)	Peso _{aislante} (Kg)	Peso _{TOTAL} (Kg)
100 m ³	0.478	3728	413	4141
50 m ³	0.257	2002	279	2281

$$\text{Peso}_{\text{fondo plano}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{ext}} \cdot t \cdot \rho_{\text{material}}$$

$$\text{Peso}_{\text{fondo cónico}} = \pi \cdot R \cdot g \cdot t \cdot \rho_{\text{material}} \text{ donde } R: \text{radio} \text{ y } g = \frac{R}{\sin \alpha} \text{ siendo}$$

$$\alpha = 60^\circ$$

$$\text{Peso}_{\text{aislante fondo cónico}} = \pi \cdot D \cdot g \cdot t_{\text{aislante}} \cdot \rho_{\text{aislante}}$$

Solo llevará aislante el fondo cónico, el plano no.

Tabla 4: Peso de cada una de las partes del tanque de ácido acético diluido.

TANQUES	Peso _{fondo plano} (Kg)	Peso _{fondo cónico} (Kg)	Peso _{aislante} fondo cónico (Kg)	Peso _{total} fondo cónico (Kg)
100 m ³	123	453	122	575
50 m ³	92	255	69	324

❖ Cálculo del peso de los tanques llenos:

Se calculará el peso de los tanques llenos a su máxima capacidad. Como el ácido acético al 70 % tiene una densidad superior a la del agua, se realizarán estos cálculos con su densidad y no con la del agua.

- Tanques de 100 m³ llenos :

$$Peso_{acético} = 100m^3 \cdot \frac{1063.7Kg}{m^3} = 106370Kg$$

- Tanque de 50 m³ llenos:

$$Peso_{acético} = 50m^3 \cdot \frac{1063.7Kg}{m^3} = 53185Kg$$

$$\text{Peso total} = \text{Peso}_{\text{total vacíos}} + \text{Peso}_{\text{acético}}$$

Tabla 5: peso total vacío y lleno de los tanques de ácido acético diluido..

TANQUES	Peso _{total vacío (Kg)}	Peso total (Kg)
100 m ³	4839	111208
50 m ³	2697	55882

11.1.5 TANQUES DE ESPERA Y PULMÓN.

11.1.5.1 Tanque de espera de metanol (T-201)

Se debe diseñar un tanque de espera de metanol, anterior a la bomba que dará la presión necesaria para llevar a cabo la reacción en los RCTA's diseñados. Será diseñado siguiendo la normativa **MIE-APQ-001**.

El recipiente será diseñado a presión atmosférica y su capacidad no deberá superar el 75%.

El diseño elegido para la cubierta y el fondo es del tipo torisférico.

A) Diseño funcional

Se determina la capacidad necesaria del tanque a partir del caudal y del tiempo de residencia escogido.

$$Q = 6,33 \frac{m^3}{h}$$

$$\tau = 0,71h$$

$$6,33 \frac{m^3}{h} \times 0,71h = 4,5m^3$$

El recipiente debe de estar lleno solo en un 75% de su capacidad.

$$V = 4,5m^3 / 0,75 = 6m^3$$

B) Diseño mecánico

El volumen total del recipiente se puede expresar como,

$$V_{total} = V_{CIL} + 2 \cdot V_{fondo}$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot 0,08089 \cdot D^3$$

Suponiendo $H=1,5D$ y sustituyendo el volumen obtenemos,

$$D = 1,7m$$

$$H = 2,55m$$

La altura total de tanque será la suma de la altura del cilindro y los fondos torisféricos.

$$H = 2,55m + 2 * 0,169 * D$$

$$H = 2,55 + 2 * 0,169 * 1,7 = 3,12 \text{ m}$$

Para determinar el grosor debemos fijar la presión de diseño a partir de la presión de operación. Esta última depende de la altura de líquido.

$$V_{liq} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 h_{liq} + 0,08089 D^3$$

Sustituyendo, obtenemos una altura de líquido de 1,8 m.

A partir de este dato ya podemos conocer el calor de la presión de operación y, por consiguiente, la presión de diseño.

$$P_{op} = \rho \cdot g \cdot h = 770 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{N}{Kg} \cdot 1,8m = 1360 Pa = 0,136 bar$$

$$P_d = 1 bar + 0,136 bar = 1,136 bar$$

A partir de este dato determinaremos el grosor del cilindro y fondos.

- **Grosor cilindro**

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,136 bar \cdot 1700 / 2 mm}{1110,06 bar \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,136 bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 2,8 \text{ mm}$$

- **Grosor fondo**

$$t = \frac{Pd \cdot R \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,136 \text{ bar} \cdot 1700 / 2 \text{ mm} \cdot 1,54}{2 \cdot 1110,06 \text{ bar} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,136 \text{ bar}} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos:

$$t = 2,64 \text{ mm}$$

Se diseñará el tanque para un espesor mínimo de **4 mm**.

11.1.5.2 TANQUE DE ESPERA DE LA RECIRCULACIÓN (T-301)

Se debe diseñar un tanque de espera del caudal de recirculación al reactor.

Será diseñado siguiendo la normativa **MIE-APQ-001**

El recipiente será diseñado a presión atmosférica y su capacidad no deberá superar el 75%.

El diseño elegido para la cubierta y el fondo es del tipo torisférico.

A) Diseño funcional

Se determina la capacidad necesaria del tanque a partir del caudal y del tiempo de residencia escogido.

$$Q = 2,326 \frac{m^3}{h}$$

$$\tau = 0,5h$$

$$2,326 \frac{m^3}{h} \times 0,5h = 1,2m^3$$

El recipiente debe de estar lleno solo en un 75% de su capacidad.

$$V = 1,2m^3 / 0,75 = 1,6m^3$$

B) Diseño mecánico

El volumen total del recipiente se puede expresar como,

$$V_{total} = V_{CIL} + 2 \cdot V_{fondo}$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot 0,08089 \cdot D^3$$

Suponiendo $H=1,5D$ y sustituyendo el volumen obtenemos,

$$D = 1,06 \text{m}$$

$$H = 1,6 \text{m}$$

La altura total de tanque será la suma de la altura del cilindro y los fondos torisféricos.

$$H = 1,6 \text{m} + 2 \cdot 0,169 \cdot D$$

$$H = 1,6 + 2 \cdot 0,169 \cdot 1,06 = 1,96 \text{ m}$$

Para determinar el grosor debemos fijar la presión de diseño a partir de la presión de operación. Esta última depende de la altura de líquido.

$$V_{liq} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 h_{liq} + 0,08089 D^3$$

Sustituyendo, obtenemos una altura de líquido de 1,25 m.

A partir de este dato ya podemos conocer el calor de la presión de operación y, por consiguiente, la presión de diseño.

$$P_{op} = \rho \cdot g \cdot h = 1020 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{N}{Kg} \cdot 1,25m = 12507,75 Pa = 0,125 bar$$

$$P_d = 1 bar + 0,125 bar = 1,125 bar$$

A partir de este dato determinaremos el grosor del cilindro y fondos.

- **Grosor cilindro**

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,125 bar \cdot 1060 / 2 mm}{1110,06 bar \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,125 bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 2,5 \text{ mm}$$

- **Grosor fondo**

$$t = \frac{Pd \cdot R \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,125 bar \cdot 1060 / 2 mm \cdot 1,54}{2 \cdot 1110,06 bar \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,125 bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 2,38 \text{ mm}$$

Se diseñará el tanque para un espesor mínimo de **4 mm**.

11.1.5.3 TANQUE DE ESPERA REFLUJO PRIMERA COLUMNA (T-302)

Se debe diseñar un tanque de espera del caudal de condensado de la primera columna.

Será diseñado siguiendo la normativa **MIE-APQ-001**.

El recipiente será diseñado a presión atmosférica y su capacidad no deberá superar el 75%.

El diseño elegido para la cubierta y el fondo es del tipo torisférico.

A) Diseño funcional

Se determina la capacidad necesaria del tanque a partir del caudal y del tiempo de residencia escogido.

$$Q = 20,868 \frac{m^3}{h}$$

$$\tau = 2 \text{ min} = 0,033h$$

$$20,868 \frac{m^3}{h} \times 0,033h = 0,696m^3$$

El recipiente debe de estar lleno solo en un 75% de su capacidad.

$$V = 0,695m^3 / 0,75 = 1m^3$$

B) Diseño mecánico

El volumen total del recipiente se puede expresar como,

$$V_{total} = V_{CIL} + 2 \cdot V_{fondo}$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot 0,08089 \cdot D^3$$

Suponiendo H=1,5D y sustituyendo el volumen obtenemos,

$$D = 0,9\text{m}$$

$$H = 1,35\text{m}$$

La altura total de tanque será la suma de la altura del cilindro y los fondos torisféricos.

$$H = 1,35\text{m} + 2 \cdot 0,169 \cdot D$$

$$H = 1,35 + 2 \cdot 0,169 \cdot 0,9 = 1,65 \text{ m}$$

Para determinar el grosor debemos fijar la presión de diseño a partir de la presión de operación. Esta última depende de la altura de líquido.

$$V_{liq} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 h_{liq} + 0,08089 D^3$$

Sustituyendo, obtenemos una altura de líquido de 1 m.

A partir de este dato ya podemos conocer el calor de la presión de operación y, por consiguiente, la presión de diseño.

$$P_{op} = \rho \cdot g \cdot h = 958,9 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{N}}{\text{Kg}} \cdot 1\text{m} = 9406,8 \text{Pa} = 0,094 \text{bar}$$

$$P_d = 1 \text{bar} + 0,094 \text{bar} = 1,094 \text{bar}$$

A partir de este dato determinaremos el grosor del cilindro y fondos.

- **Grosor cilindro**

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C1 + C2 = \frac{1,094 \text{bar} \cdot 900 / 2 \text{mm}}{1110,06 \text{bar} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,094 \text{bar}} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 2,409 \text{ mm}$$

- **Grosor fondo**

$$t = \frac{Pd \cdot R \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,094 \text{ bar} \cdot 900 / 2 \text{ mm} \cdot 1,54}{2 \cdot 1110,06 \text{ bar} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,094 \text{ bar}} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 2,3 \text{ mm}$$

Se diseñará el tanque para un espesor mínimo de **4 mm**.

11.1.5.4 TANQUE DE ESPERA ENTRE COLUMNAS T-303

Se debe diseñar un tanque de espera del caudal de colas de la primera columna.

Será diseñado siguiendo la normativa **MIE-APQ-001**

El recipiente será diseñado a presión atmosférica y su capacidad no deberá superar el 75%.

El diseño elegido para la cubierta y el fondo es del tipo torisférico.

A) Diseño funcional

Se determina la capacidad necesaria del tanque a partir del caudal y del tiempo de residencia escogido.

$$Q = 9,958 \frac{m^3}{h}$$

$$\tau = 0,45h$$

$$9,958 \frac{m^3}{h} \times 0,45h = 4,5m^3$$

El recipiente debe de estar lleno solo en un 75% de su capacidad.

$$V = 4,5m^3 / 0,75 = 6m^3$$

B) Diseño mecánico

El volumen total del recipiente se puede expresar como,

$$V_{total} = V_{cil} + 2 \cdot V_{fondo}$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot 0,08089 \cdot D^3$$

Suponiendo $H=1,5D$ y sustituyendo el volumen obtenemos,

$$D = 1,7m$$

$$H = 2,55m$$

La altura total de tanque será la suma de la altura del cilindro y los fondos torisféricos.

$$H = 2,55m + 2 \cdot 0,169 \cdot D$$

$$H = 2,55 + 2 \cdot 0,169 \cdot 1,7 = 3,12 \text{ m}$$

Para determinar el grosor debemos fijar la presión de diseño a partir de la presión de operación. Esta última depende de la altura de líquido.

$$V_{liq} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 h_{liq} + 0,08089 D^3$$

Sustituyendo, obtenemos una altura de líquido de 1,8 m.

A partir de este dato ya podemos conocer el calor de la presión de operación y, por consiguiente, la presión de diseño.

$$P_{op} = \rho \cdot g \cdot h = 770 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{N}{Kg} \cdot 1,8m = 1360 Pa = 0,136 bar$$

$$P_d = 1 bar + 0,136 bar = 1,136 bar$$

A partir de este dato determinaremos el grosor del cilindro y fondos.

- **Grosor cilindro**

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,136 bar \cdot 1700 / 2 mm}{779,1 bar \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,136 bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 3,23 \text{ mm}$$

- **Grosor fondo**

$$t = \frac{Pd \cdot R \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,136 bar \cdot 1700 / 2 mm \cdot 1,54}{2 \cdot 779,1 bar \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,136 bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 2,94 \text{ mm}$$

Se diseñará el tanque para un espesor mínimo de **4 mm**.

Ejemplo de Cálculo de peso de los tanques

Peso del recipiente vacío:

Calculamos el peso de cada una de las tres partes que constituyen el tanque.

La densidad del acero escogido que tiene un valor de 7960 Kg/m³.

Haremos un ejemplo de cálculo para el tanque de metanol T-201

Cilindro:

$$P_{cilindro} = \rho_{acero} \cdot V_{cilindro} = \rho \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot H$$

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t = 1,7 + 2 \cdot 4E - 3 = 1,708 \text{ m}$$

$$P_{cilindro} = 7960 \text{ Kg/m}^3 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (1,708^2 - 1,7^2) \text{ m}^2 \cdot 2,55 \text{ m} = 434,64 \text{ Kg}$$

Fondo TORISFÉRICO:

$$P_{fondo_plano} = \rho_{acero} \cdot (V_{ext} - V_{int})$$

El volumen de un fondo torisférico se expresa como,

$$V_{fondo} = 0,08089 \cdot D^3$$

Por tanto,

$$P_{fondo_plano} = 7960 \cdot (0,08089 \cdot 1,708^3 - 0,08089 \cdot 1,7^3) = 44,87 \text{ kg}$$

Por tanto, el peso total del recipiente vacío es:

$$P_{T\ vacío} = 434,64 + 2 \cdot 44,87 = 524,38 \text{ Kg}$$

Peso del recipiente lleno:

Consideramos el peor de los casos en el que el recipiente está al 100% de ocupación.

Haremos el ejemplo para el caso de que el líquido que contiene sea agua.

$$P_{T\ lleno} = P_{T\ vacío} + P_{agua} = P_{T\ vacío} + \rho_{agua} \cdot V = 524,38 + 1000 \text{ kg/m}^3 \cdot 6,5 \text{ m}^3$$

$$P_{T\ lleno} = 7024,38 \text{ Kg}$$

Los tanques pulmón de las líneas de servicio se han diseñado siguiendo el mismo procedimiento.

11.1.5.5 TANQUE DE ESPERA DE REFLUJO SEGUNDA COLUMNA T-304

Se debe diseñar un tanque de espera del caudal de recirculación al reactor.

Será diseñado siguiendo la normativa MIE-APQ-001

El recipiente será diseñado a presión atmosférica y su capacidad no deberá superar el 75%.

El diseño elegido para la cubierta y el fondo es del tipo torisférico.

A) Diseño funcional

Se determina la capacidad necesaria del tanque a partir del caudal y del tiempo de residencia escogido.

$$Q = 15,53 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\tau = 2 \text{ min} = 0,033 \text{ h}$$

$$15,53 \frac{m^3}{h} \times 0,033h = 0,51m^3$$

El recipiente debe de estar lleno solo en un 75% de su capacidad.

$$V = 0,51m^3 / 0,75 = 0,67m^3$$

B) Diseño mecánico

El volumen total del recipiente se puede expresar como,

$$V_{total} = V_{CIL} + 2 \cdot V_{fondo}$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot 0,08089 \cdot D^3$$

Suponiendo $H=1,5D$ y sustituyendo el volumen obtenemos,

$$\mathbf{D = 0,8m}$$

$$\mathbf{H = 1,2m}$$

La altura total de tanque será la suma de la altura del cilindro y los fondos torisféricos.

$$H = 1,2m + 2 \cdot 0,169 \cdot D$$

$$H = 1,2 + 2 \cdot 0,169 \cdot 0,8 = 1,47 \text{ m}$$

Para determinar el grosor debemos fijar la presión de diseño a partir de la presión de operación. Esta última depende de la altura de líquido.

$$V_{liq} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 h_{liq} + 0,08089 D^3$$

Sustituyendo, obtenemos una altura de líquido de 0,91 m.

A partir de este dato ya podemos conocer el calor de la presión de operación y, por consiguiente, la presión de diseño.

$$P_{op} = \rho \cdot g \cdot h = 950,6 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{N}{Kg} \cdot 0,91m = 8507,78 Pa = 0,085 bar$$

$$P_d = 1 bar + 0,085 bar = 1,085 bar$$

A partir de este dato determinaremos el grosor del cilindro y fondos.

- **Grosor cilindro**

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,085 bar \cdot 800 / 2 mm}{1110,06 bar \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,085 bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 2,35 \text{ mm}$$

- **Grosor fondo**

$$t = \frac{Pd \cdot R \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,085 bar \cdot 800 / 2 mm \cdot 1,54}{2 \cdot 1110,06 bar \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,085 bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Despejando el grosor obtenemos,

$$t = 2,26 \text{ mm}$$

Se diseñará el tanque para un espesor mínimo de **4 mm**.

11.1.5.6 TANQUE DE PREPARACIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO AL 70% (T-305).

En este tanque se diluye el acético glacial con agua. Se obtiene ácido acético al 70%.

Se escogen fondos tóriesféricos para optimizar la agitación y conseguir una mejor mezcla.

B) Diseño mecánico

- **Caudal de entrada al tanque**

Q: caudal de entrada al tanque (m³/h)

m_g: caudal masico de acético glacial que entra en el tanque, 3680Kg/h

m_a: caudal masico de agua que entra en el tanque, 465Kg/h

ρ_g: densidad del ácido acético a la temperatura de almacenamiento, 1024Kg/ m³

ρ_a: densidad del agua a la temperatura a la que entra en el tanque (20ºC), 1011kg/m³

$$Q = \frac{m_g}{\rho_g} + \frac{m_a}{\rho_a} = 26,84 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Capacidad del tanque**

V: volumen de líquido a almacenar

Q: caudal de entrada al tanque, 26,84 m³/h

τ: tiempo de residencia, lo fijamos de 10 min, 0,166.

$$V = Q \cdot \tau = 4,47 \text{ m}^3$$

Sobredimensionamos y utilizamos 1 tanque de 10m³.

- **Condiciones de operación y diseño**

El tanque opera a las siguientes condiciones (Para el diseño utilizamos presiones relativas):

$$T_{op}=30^{\circ}\text{C}$$

$$P_{op}=P=\rho \cdot g \cdot h_l$$

Donde h_l : altura de la columna de líquido (m)

ρ : densidad de la mezcla ,1020 kg/m³

h_l : altura de la columna de líquido (m). Se conoce a partir de la siguiente E

Ecuación:

$$V_l = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h_l$$

V_l : volumen del líquido, 4,47 m³

D : diámetro del cilindro, 2,5m

Substituyendo se encuentra una altura de la columna de líquido de 0,91m y la presión de operación:

$$P_{op}= 9116 \text{ Pa} = 0,0912 \text{ bar.}$$

Por último definimos las condiciones de diseño:

$$T_d = T_{op} + 20^{\circ}\text{C} = 50^{\circ}\text{C}$$

$$P_d = 1,1 \cdot P_{op} = 0,100 \text{ bar}$$

- **Dimensión del tanque**

Los tanques tienen una capacidad de 10m³ y un diámetro de 2,5m. A continuación se calculará la altura.

V_v = Volumen de la carcasa (m³)

V_c = Volumen del fondo (m³)

$$V_v + 2 \cdot V_c = 10 \text{ m}^3$$

Con la fórmula de **Megyesy** calculamos el volumen de los fondos,

$$V_c = 0,08089 \cdot D^3 = 1,27 \text{ m}^3$$

$$\text{Por tanto: } V_v = 10 - 2 \cdot V_c = 7,47 \text{ m}^3$$

Con la fórmula del volumen de un cilindro encontramos la altura de éste,

$$V_v = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \quad H = 1,9 \text{ m}$$

Respecto a los fondos se obtiene su altura (L) mediante la relación de **Megyesy**,

$$L = 0,169 \cdot D = 0,5 \text{ m}$$

La altura total del tanque es la suma de la altura de los fondos y la del cilindro : 2 m.

- **Grueso de la virola**

Se calcula con la siguiente expresión para cilindros a presión interna:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1$$

Donde:

t es el grueso de la virola (mm)

E es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado doble, 0,85

P_d, Presión de diseño, 0,1 bar

S es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, 1154,53 bar

R es el radio del cilindro, 2500mm

C₁ es el incremento por corrosión, 1mm

Substituyendo obtenemos un grueso de 1,25mm.

Es recomendable aplicar un factor de incremento por fabricación a este grueso, definido como $0,2 \cdot (6-t) + 0,07 \cdot t$. Esto nos da un grueso final de 2,25 mm. Normalizamos y consideramos un grueso de 4mm, ya que es el grueso mínimo que hay en el mercado.

- **Grueso del fondo inferior toriesférico decimal**

$$t = \frac{Pd \cdot D \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C1$$

Donde:

t es el grueso del fondo toriesférico (mm)

E es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado doble, 0,85

P_d, Presión de diseño, 0,1bar

S es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, 1154,53 bar

D es el diámetro, 2500mm

M es un valor tabulado en función del valor de D/r, en nuestro caso, al ser decimal su valor es 1,54.

C₁ es el incremento por corrosión, 1mm

Substituyendo obtenemos un grueso de 1,2mm.

Aplicando el incremento por fabricación definido en el apartado anterior, se obtiene un grueso final de 2,2mm. Normalizando consideramos un grueso de 4mm.

- **Grueso del fondo superior toriesférico decimal**

Debido que no resiste ninguna presión interna se puede considerar que es el mínimo normalizado, es decir, 4mm.

PESO DEL TANQUE

Peso en vacío del equipo

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot H ; \text{ donde } D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t$$

$$\text{Peso}_{\text{carcasa}} = V_{\text{tanque vacío}} \cdot \rho_{\text{material}} \text{ donde } \rho = 7800 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_{\text{fondo}} = 0,918 \cdot D_{int} \cdot t$$

$$\text{Peso}_{\text{fondo}} = V_{\text{fondo}} \cdot \rho$$

$$\text{Peso tanque vacío} = \text{Peso carcasa} + \text{Peso fondo}$$

Tabla 6: peso de las diferentes partes del tanque de espera.

Peso carcasa (kg)	Peso fondo (kg)	Peso tanque(kg)
367,96	71,604	439,5

Peso del tanque lleno con agua

Se calcula el peso de los tanques llenos a su máxima capacidad con agua.

$$10m^3 \text{ agua} \cdot \frac{1000Kg}{1m^3} = 10000Kg$$

$$\text{Peso total} = \text{Peso}_{\text{total vacío}} + \text{Peso}_{\text{mezcla}} = 10439,5Kg$$

Peso del tanque en operación

Se calcula su peso cuando en el tanque hay aproximadamente $5m^3$ de la mezcla, que es la cantidad que se ha calculado para un tiempo de residencia de 5 minutos.

$$5m^3 \text{ dilución} = 5120 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso en operación} = \text{Peso}_{\text{total vacío}} + \text{Peso}_{\text{mezcla}} = 5559,57 \text{ Kg}$$

NOTA: Los aislantes de todos los tanques se han determinado mediante el software de ISOVER.

11.2 ÁREA DE REACCIÓN

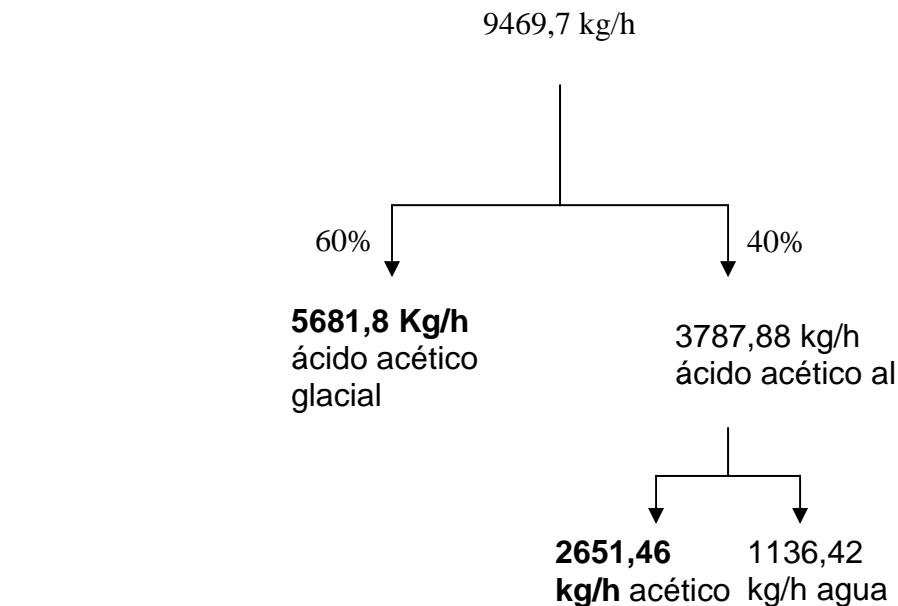
11.2.1 REACTORES DE PROCESO (R-201-202)

A) Diseño teórico del reactor

Primero determinaremos la cantidad de ácido acético que tenemos que producir (exento de agua) a partir de la producción total. Esto se puede ver en el **esquema 1**.

$$75000 \frac{\text{Tn}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{330 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Tn}} = 9469,7 \text{ Kg/h}$$

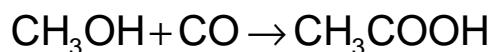
Esquema 1: Especificación de las características de la producción



Por tanto, de ácido acético tenemos que producir unos **8333,3 kg/h**.

Aún así, se ha de tener en cuenta que durante el proceso de purificación se perderá cierta cantidad de acético por lo que se diseña el reactor para una producción de acético mayor, concretamente para unos 9000 Kg/h de acético (un 8 % más).

La reacción es la siguiente:

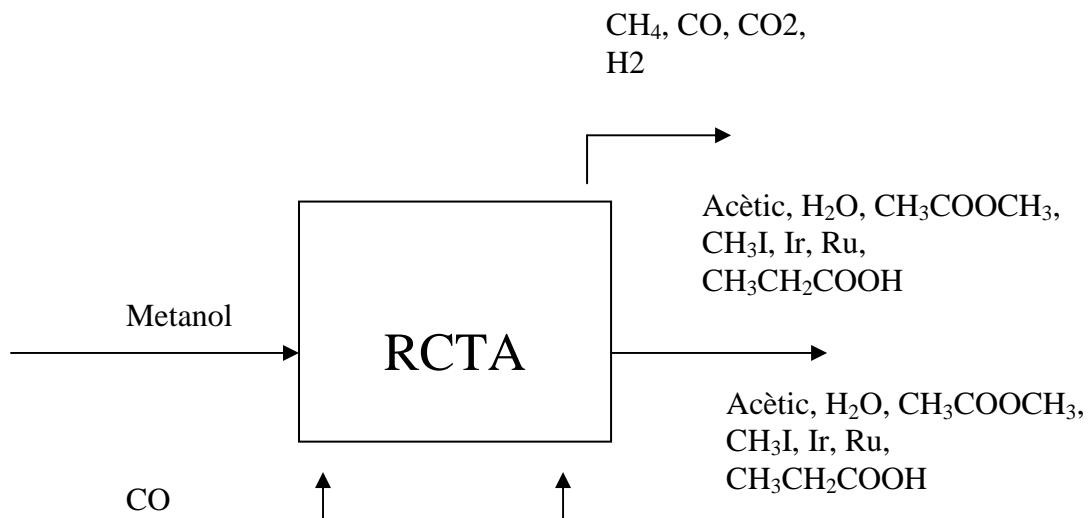


El proceso escogido, como se ha explicado en el apartado de introducción, es el **Cativa**. Se utilizará un catalizador de Iridio y acetato de aluminio básico, juntamente con un promotor de iodo (ioduro de metilo).

La patente consultada [2,3], indicaba una concentración de 1000 ppm de Ir y de Acetato de aluminio básico, una presión de **28,6 bar** y **194°C**.

De la patente, también se extrae que el tiempo de residencia es de **1,2 h**.

El esquema del reactor es el siguiente



Vemos que el esquema del reactor consta de:

- ❖ Caudal de entrada de metanol líquido
- ❖ Caudal de entrada de monóxido de carbono gas
- ❖ Caudal de recirculación que contiene todo el promotor i catalizador.
- ❖ Caudal de salida de gases
- ❖ Caudal de salida de líquido

Como podemos ver en el esquema aparecen otras especies no nombradas anteriormente. La presencia de metano, hidrógeno y dióxido de carbono se debe a una serie de reacciones secundarias, al igual que el acetato de metilo, el agua i el ácido propiónico ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}$).

Del artículo [1], se sabe que la conversión con respecto al metanol es prácticamente de un 99,9 %.

Gracias a este dato, las necesidades de metanol son:

$$9000 \frac{\text{Kg acético}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol acético}}{60 \text{ Kg acético}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_3\text{OH}}{0,99 \text{ Kmol acético}} \times \frac{32 \text{ Kg CH}_3\text{OH}}{1 \text{ kmol CH}_3\text{OH}} = 4848,48 \text{ Kg/h CH}_3\text{OH}$$

El metanol, sin embargo, se vende al 99,9 %, por tanto llevará cierta cantidad de agua, por tanto:

$$4848,48 \frac{\text{Kg CH}_3\text{OH}}{\text{h}} \times \frac{0,001 \text{ Kg H}_2\text{O}}{0,999 \text{ Kg CH}_3\text{OH}} = 4,85 \text{ Kg/h H}_2\text{O}$$

Las necesidades de CO, sabiendo que la conversión es de prácticamente 0,9 serían.

$$9000 \frac{\text{Kg acético}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol acético}}{60 \text{ Kg acético}} \times \frac{1 \text{ kmol CO}}{0,9 \text{ Kmol acético}} \times \frac{28 \text{ Kg CO}}{1 \text{ kmol CO}} = 4666,67 \text{ Kg/h CO}$$

Aún así, según los datos de la patente, el CO se adiciona en exceso debido a que se consume cierta cantidad en las reacciones secundarias. El exceso necesario se determinara más adelante.

Según la patente y, trabajando en las condiciones especificadas, el caudal de salida presenta las siguientes características:

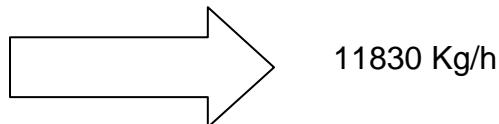
76,3% CH_3COOH
 14,3 % $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$
 7,3% H_2O
 2,1% CH_3I
 397 ppm propiónico
 1000 ppm Ir
 1000 ppm Acetato de aluminio básico

El caudal de acético tiene que ser de 9000 Kg/h. Con el porcentaje en peso podemos determinar el caudal total de salida de líquido.

$$9000 \frac{\text{Kg acético}}{\text{h}} \times \frac{1\text{Kg totals}}{0,763\text{Kg acético}} = 11795,5\text{kg/h}$$

Aplicando los porcentajes podemos determinar los caudales individuales de cada compuesto en el caudal de salida líquida del reactor.

9000 Kg/h CH_3COOH
 1686,76 Kg/h $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$
 861,07 kg/h H_2O
 247,7 kg/h CH_3I
 5,7 kg/h $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}$
 14,4 kg IrCl_3
 22,37 kg de acetato básico



Cuando ya tenemos este caudal definido podemos llevar a cabo la simulación del proceso de separación, que se explica en el apartado siguiente.

Seguidamente determinaremos el caudal de recirculación.

Sabiendo que el balance de materia global se tiene que cumplir. (No tendremos en cuenta el catalizador, porque todo lo que sale del reactor se recircula totalmente.)

$$m_{\text{entrada metanol}} + m_{\text{entrada CO}} + m_{\text{entrada CO excés}} + m_{\text{recirculación}} = m_{\text{líquid sortida}} + m_{\text{gas sortida}} + m_{\text{sortida CO excés}}$$

$$m_{\text{entrada metanol}} = 6303,03 \text{ kg/h}$$

$$m_{\text{entrada CO}} = 4666,67 \text{ Kg/h}$$

$$m_{\text{recirculación}} = ?$$

$$m_{\text{líquido salida}} = 11801,23 \text{ Kg/h}$$

$$m_{\text{gas salida}} = ?$$

Se conocen, según la patente, las velocidades de formación de CH₄, CO₂ y H₂.

$$r_{\text{CH}_4} = 0,096 \text{ mol/l*h}$$

$$r_{\text{CO}_2} = 0,16 \text{ mol/l*h}$$

$$r_{\text{H}_2} = 0,16 \text{ mol/l*h}$$

Si multiplicamos por el volumen del reactor sabremos los caudales individuales de cada gas.

Se pondrá el volumen en función del caudal y del tiempo de residencia.

$$V = Q * \tau$$

Substituyendo el tiempo de residencia queda:

$$V = Q * 1,2$$

Para determinar el volumen del reactor necesitamos saber los caudales líquidos de entrada.

Del proceso de separación sabemos que una parte del caudal recirculado corresponde al caudal líquido del flash. Este caudal corresponde a 391,2 l/h. La otra parte de la recirculación provendrá del destilado de la primera columna de rectificación (Q_1).

El caudal de metanol corresponde a **6303,026 L/h**

Por tanto:

$$V = (6303,026 \text{ l/h} + 391,2 \text{ l/h} + Q_1)$$

Entonces:

$$m_{\text{CH}_4} = 0,096 \text{ mol/l} \cdot h \cdot (1,2h \cdot (6303,026 \text{ l/h} + 391,2 \text{ l/h} + Q_1)) \cdot 16 \text{ Kg/1000 mol} = 1,8432E-3 \cdot Q + 12,34$$

$$m_{\text{CO}_2} = 0,16 \text{ mol/l} \cdot h \cdot (1,2h \cdot (6303,026 \text{ l/h} + 391,2 \text{ l/h} + Q_1)) \cdot 44 \text{ Kg/1000 mol} = 8,448E-3 \cdot Q + 56,55$$

$$m_{\text{H}_2} = 0,16 \text{ mol/l} \cdot h \cdot (1,2h \cdot (6303,026 \text{ l/h} + 391,2 \text{ l/h} + Q_1)) \cdot 2 \text{ Kg/1000 mol} = 3,84E-4 \cdot Q + 2,57$$

El balance queda:

$$4853,33 \text{ Kg/h} + 4666,57 \text{ Kg/h} + 370,5 \text{ Kg/h} + Q_1 \cdot 0,9585 \text{ Kg/L} = 11801,23 \text{ Kg/h} + 1,8432E-3 \cdot Q_1 + 12,34 + 8,448E-3 \cdot Q_1 + 56,55 + 3,84E-4 \cdot Q_1 + 2,57$$

Obtenemos como resultado:

$$Q_1 = 2,09 \text{ m}^3/\text{h}$$

Por tanto el caudal que se introduce al reactor es de $8,4 \text{ m}^3/\text{h}$

$$V = 1,2 \cdot 8,4 = 10,1 \text{ m}^3$$

Haremos dos reactores, cada uno de los cuales trabajará para la mitad de la producción, i trabajaremos en paralelo. El diseño de los reactores será del 75% del volumen total. Esto nos permitirá que, en caso de fallada de uno de ellos, solo perdamos un 25% aproximadamente de la producción, ya que el otro podrá absorber la mitad de la producción del reactor no operativo.

$$10,1 \text{ m}^3 \cdot 0,75 = 7,575 \text{ m}^3$$

Consideraremos que están llenos al 75%.

Haremos 2 reactores de **10,7 m³**.

Con la información que tenemos ya podemos determinar el exceso de CO que debemos alimentar al reactor.

Según la patente escogida [2], debemos mantener una presión parcial de CO en el reactor de 12,6 bar y el reactor trabaja a una presión absoluta de 28,6 bar.

Utilizando la **Ley de Dalton** podemos determinar la fracción molar de CO en el gas, y al ser un RCTA, esta composición será la misma en la corriente de salida de gases del reactor.

$$P_i = P \cdot y \quad \text{Ley de Dalton}$$

Sustituyendo los valores tenemos que la fracción molar de CO es de aproximadamente 0,45.

Según la expresión de la fracción molar:

$$y = \frac{\text{moles CO}}{\text{moles CO} + \text{moles CH}_4 + \text{moles H}_2 + \text{moles CO}_2}$$

Sabiendo el caudal molar de todos los gases de salida y la fracción molar de CO podemos determinar el caudal molar de CO a la salida del reactor.

Calcularemos el caudal total que producimos de cada gas, gracias a las expresiones de velocidad de reacción.

$$n_{CH_4} = 0,096 \text{ mol/lh} (1,2h (6303,026l/h + 391,2l/h + 2090l/h)) = 1011,9 \text{ mol/h}$$

$$n_{CO_2} = 0,16 \text{ mol/lh} (1,2h (6303,026l/h + 391,2l/h + 2090l/h)) = 1686,57 \text{ mol/h}$$

$$n_{H_2} = 0,16 \text{ mol/lh} (1,2h (6303,026l/h + 391,2l/h + 2090l/h)) = 1686,57 \text{ mol/h}$$

$$n \text{ total} = 4385,04 \text{ mol/h}$$

Sustituyendo en la expresión de fracción molar de CO, obtenemos

$$n_{CO} = 3587,76 \text{ mol/h}$$

En masa,

$$m_{CO} = 100,45 \text{ Kg/h}$$

Por tanto el caudal de CO para alimentar el reactor será la suma de 105,5 Kg/h más el calculado estequiométrico,

$$4767,12 \text{ Kg/h de CO}$$

B) Diseño mecánico

Especial atención requiere el diseño de los reactores principales; los cuales han de soportar una elevada corrosión debido al producto generado (ácido acético) a la temperatura de operación (194 °C).

Por tanto, ésta premisa condiciona la elección del material de construcción de nuestros reactores. Las propiedades ideales de dicho material deberían sobresalir por su elevada resistencia a la corrosión y además poseer una buena estabilidad térmica. Por otra parte, la presión de operación que tenemos (28,5 barg) nos obliga a escoger un material con una alta resistencia a la tracción.

En base a todo lo expuesto, una buena elección es construir los reactores con **Hastelloy B** (Hastelloy anti-corrosión), el cual presenta una notable resistencia a la corrosión (< 0,01 mm/año para acético). Esto supondría una reducción inferior a 0,1mm en 10 años; que es un tiempo de vida razonable.

Una vez seleccionado el material de construcción podemos abordar el diseño mecánico de los reactores.

La geometría que adoptaremos para el reactor será aquella que minimice el problema de zonas no agitadas (zonas muertas). Asimismo instalando fondos torisféricos facilitaremos la agitación del reactor.

Siguiendo el diseño para un recipiente torisférico, y teniendo determinado el volumen ($V=10,1\text{m}^3$) extraemos el diámetro del reactor fácilmente gracias a la relación:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h + 2 \cdot 0,08089 \cdot D^3$$

Fijando $H = 1,5 D$ y sustituyendo obtenemos el valor del diámetro:

$$D = 2\text{ m}$$

La **altura** corresponde a **3 m**.

Conociendo la altura de los reactores y la densidad del ácido acético a la temperatura de diseño podemos calcular la presión de la columna de líquido, la cual permite influye, como hemos visto, en el valor de presión de diseño

Presión debida a la columna de líquido (acético):

$$P_{col.\text{líquido}} = \varphi \cdot g \cdot h$$

Donde $\varphi = 1050 \text{ Kg/m}^3$ para el ácido acético a la temperatura de diseño, por lo que nos queda:

$$P_{col.\text{líquido}} = 1050 \cdot 9,81 \cdot 2 = 0,20601 \text{ bar}$$

Los datos de $P_{op.}$, $T_{op.}$ y sus correspondientes P_d y T_d se recogen en la siguiente tabla:

Tabla 7: Valores de operación y diseño en los reactores.

	Presión (barg)	Temperatura (ºC)
Valor de operación	27,6	194
Valor de diseño	30,59	214

Para el cálculo del grueso del cilindro y de los fondos toriesféricos utilizamos las expresiones referidas en el reputado código ASME sec.8/1:

Cilindro:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{SE - (0,6 \cdot P_d)} + C_1 + C_2$$

Fondos toriesféricos:

$$t = \frac{P_d \cdot R \cdot M}{2SE - (0,2 \cdot P_d)} + C_1 + C_2$$

M=1,45 según tabla del código ASME para fondos toriesféricos si $L/r < 16^{2/3}$ (en pulgadas).

El valor de S (stress value) para nuestro material a la temperatura de diseño es igual a 8701,19 barg (126200 psi). La fuente que nos aporta dicho valor es la empresa Haynes que a través de su página web (www.haynesintl.com/) nos ofrece detallada información sobre el Hastelloy B-2 alloy (nuestro material de construcción).

C_1 es el sobre espesor por corrosión y equivale a añadir 1mm de grosor.

C_2 es el defecto de fabricación y es igual a:

$$C_2 = 0,2 \cdot (6 - t) + 0,07 \cdot t$$

Entonces si substituimos los valores, nos queda:

Tabla 8: grosor de las paredes del reactor.

	t(mm)
cilindro	5,62=6
fondos	4,6=5

Obviamente consideraremos el caso más desfavorable, por tanto los reactores tendrán un grueso de pared de 6mm. Aún así se ha estimado sobredimensionar el grosor del equipo para que pueda sufrir el peso del agitador y el momento de inercia de la agitación, por tanto se especifica un grosor de **8 mm**.

Este sería el grosor calculado para la acción de la presión interna, pero además el reactor ha de ser capaz de soportar el peso del agitador y el difusor de CO.

El grosor de los reactores se ha determinado mediante el software de ISOVER

11.3 ÁREA DE PURIFICACIÓN

11.3.1 DISEÑO DE COLUMNA DE DESTILACIÓN C-301

A) Diseño funcional

La columna de destilación C-301 es diseñada con el objetivo de separar todo el ioduro de metilo que no se ha conseguido recuperar en el flash, y recircularlo al reactor. Además el caudal total recirculado debe ser aquel que cumpla el balance de materia.

La cantidad de CH_3I a recircular es de:

$$m_{\text{CH}_3\text{I}} = 247,33 \text{ Kg/h}$$

Además debemos fijar que el caudal de destilado, por donde extraeremos el CH_3I , sea de:

$$Q_d = 2,09 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Al recircular este volumen, conseguiremos mantener el ioduro de metilo en el reactor y además cumpliremos el balance de materia.

Por colas obtendremos el caudal que contiene la mayoría del acético, ya que es el compuesto menos volátil, junto con el propiónico.

Utilizando el prestigioso simulador **Hysys**, fijamos el caudal de destilado en $2,09 \text{ m}^3/\text{h}$ y controlamos que todo el ioduro de metilo vaya en él.

De esta forma, y realizando diversas iteraciones, conseguimos un diseño de la columna C- 301 de las siguientes características:

Tabla 9: Caudales y composiciones.

	Caudal de alimento	Caudal de detilado (Kg/h)	Caudal de colas (Kg/h)
Ácido acético (Kg/h)	8652,2	3,6172	8648,5
Agua (Kg/h)	848,97	72,985	775,99
Ioduro de metil (Kg/h)	247,33	247,33	0
Acetato de metil (Kg/h)	1677,2	1677	0,1529
Ácido propiónico (Kg/h)	5,1075	0	5,1075
Caudal total (Kg/h)	11430,72	2000,93	9429,79
Caudal volumétrico (m³/h)	6704	2,088	9,958
Estado	G	L	L

Mediante la utilidad “tray sizing” de Hysys podemos determinar las siguientes características de la columna

Tabla 10: Características de la columna.

Número de etapas	20
Tipo de columna	platos
Etapa de entrada alimento	11
Relación de reflujo	9
Tipo de platos	agujeros
Distancia entre platos (mm)	735
Altura de la columna (m)	14,7
Diámetro de la columna (m)	1,067
Porcentaje de inundación	66,95
Presión de trabajo (bar)	1,013
Temperatura Reboiler (°C)	107,7
Temperatura condensador (°C)	55,89

B) Diseño mecánico

En el diseño mecánico de la columna se ha considerado que el material a utilizar es el **AISI-316**, ya que es un acero inoxidable con buenas propiedades anticorrosión.

Se diseñará considerando una geometría cilíndrica con fondo y cubierta torisférica.

Primero fijaremos la temperatura de diseño, considerando la temperatura de operación la más elevada de la columna que corresponde a $107,7^{\circ}\text{C}$,

$$Td = Top + 20^{\circ}\text{C}$$

$$Td = 107,7^{\circ}\text{C} + 20^{\circ}\text{C} \approx 130^{\circ}\text{C}$$

A continuación se fija la presión de diseño

$$Pd = Pop + 1\text{bar}$$

Para determinar la presión de operación supondremos que la columna está llena de líquido.

$$Pop = \rho \cdot g \cdot h = 958,5\text{Kg/m}^3 \cdot 9,81\text{N/Kg} \cdot 14,7\text{m} = 138222,4\text{Pa} = 1,38\text{bar}$$

$$Pd = 1,38 + 1\text{bar} = 2,38\text{bar}$$

- **Grosor del cilindro.**

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{2,38bar \cdot 1067 / 2mm}{779,1bar \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2,38bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Se obtiene $t = 3,6$ mm.

- **Grosor fondo torisférico**

$$t = \frac{Pd \cdot R \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{2,38bar \cdot 1067 / 2mm \cdot 1,54}{2 \cdot 779,1bar \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 2,38bar} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Se obtiene un grosor de $t = 3,25$ mm

Por tanto se diseñará con un grosor de **4mm**.

El grosor del aislante se ha determinado mediante el software de ISOVER.

11.3.2 DISEÑO DE COLUMNA DE DESTILACIÓN C-302

A) Diseño funcional

La columna de destilación **C-302** es diseñada con el objetivo de obtener acético glacial por colas.

Nuestro objetivo es obtener una solución por colas de ácido al 99 % en masa como mínimo.

El caudal de alimento corresponde a las colas de la columna C-301.

Mediante el simulador Hysys se realizan diversas iteraciones hasta obtener una configuración de columna de destilación que permite obtener una solución por colas al **99,9 %** en peso.

De esta forma, conseguimos un diseño de la columna C-302 de las siguientes características:

Tabla 11: Caudales y composiciones.

	Caudal de alimento	Caudal de destilado (Kg/h)	Caudal de colas (Kg/h)
Ácido acético (Kg/h)	8648,5	778,86	7869,7
Agua (Kg/h)	775,99	774,73	1,263
Ioduro de metil (Kg/h)	0	0	0
Acetato de metil (Kg/h)	0,1529	0,153	0
Ácido propiónico (Kg/h)	5,1075	0	5,1073
Caudal total (Kg/h)	9429,79	1553,74	7876,05
Caudal volumétrico (m³/h)	9,958	1,634	8,339
Estado	L	L	L

Mediante la utilidad “tray sizing” de Hysys podemos determinar las siguientes características de la columna

Tabla 12: Características de la columna

Número de etapas	10
Tipo de columna	platos
Etapa de entrada alimento	6
Relación de reflujo	8,5
Tipo de platos	agujeros
Distancia entre platos (mm)	609,6
Altura de la columna (m)	6,096
Diámetro de la columna (m)	2,286
Porcentaje de inundación	76,65
Presión de trabajo (bar)	1,013
Temperatura Reboiler (°C)	117,8
Temperatura condensador (°C)	99,74

B) Diseño mecánico

En el diseño mecánico de la columna se ha considerado, al igual que en la columna C-301 que el material a utilizar es el **AISI-316**, ya que es un acero inoxidable con buenas propiedades anticorrosión.

Se diseñará considerando una geometría cilíndrica con fondo y cubierta torisférica.

Primero fijaremos la temperatura de diseño, considerando la temperatura de operación la más elevada de la columna que corresponde a 117,8°C,

$$Td = Top + 20^\circ C$$

$$Td = 117,8^\circ C + 20^\circ C \approx 137,8^\circ C$$

A continuación se fija la presión de diseño

$$Pd = Pop + 1bar$$

Para determinar la presión de operación supondremos que la columna está llena de líquido.

$$Pop = \rho \cdot g \cdot h = 950,6 \text{Kg/m}^3 \cdot 9,81 \text{N/Kg} \cdot 6,097 \text{m} = 56847,55 \text{Pa} = 0,568 \text{bar}$$

$$Pd = 0,568 + 1bar = 1,568 \text{bar}$$

- **Grosor del cilindro.**

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,568 \text{bar} \cdot 2286 / 2 \text{mm}}{779,1 \text{bar} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,568 \text{bar}} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Se obtiene $t = 4,3 \text{ mm.}$

- **Grosor fondo torisférico.**

$$t = \frac{Pd \cdot R \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C1 + C2 = \frac{1,568 \text{ bar} \cdot 2286 / 2 \text{ mm} \cdot 1,54}{2 \cdot 779,1 \text{ bar} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,568 \text{ bar}} + 1 + 0,2(6 - t) + 0,07t$$

Se obtiene un grosor de $t = 3,79 \text{ mm}$

Por tanto se diseñará con un grosor de **4mm**.

El grosor del aislante se ha determinado mediante el software de ISOVER.

Cálculo del peso de los tanques

Peso del recipiente vacío:

Calculamos el peso de cada una de las tres partes que constituyen el tanque.

La densidad del acero escogido que tiene un valor de 7960 Kg/m^3 .

Haremos un ejemplo de cálculo para el tanque de metanol C-301

Cilindro:

$$P_{\text{cilindro}} = \rho_{\text{acero}} \cdot V_{\text{cilindro}} = \rho \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \cdot H$$

$$D_{\text{ext}} = D_{\text{int}} + 2 \cdot t = 1,067 + 2 \cdot 4E - 3 = 1,075m$$

$$P_{\text{cilindro}} = 7960 \text{ Kg} / \text{m}^3 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (1,075^2 - 1,067^2) \text{ m}^2 \cdot 14,7 \text{ m} = 1574,8 \text{ Kg}$$

Fondo TORISFÉRICO:

$$P_{\text{fondo plano}} = \rho_{\text{acero}} \cdot (V_{\text{ext}} - V_{\text{int}})$$

El volumen de un fondo torisférico se expresa como,

$$V_{fondo} = 0,08089 \cdot D^3$$

Por tanto:

$$P_{fondo\ plano} = 7960 \cdot (0,08089 \cdot 1,075^3 - 0,08089 \cdot 1,067^3) = 17,72\text{kg}$$

Por tanto, el peso total del recipiente vacío es:

$$P_{T\ vacío} = 1574,8 + 2 \cdot 17,72 = 1610,25\text{Kg}$$

Peso del recipiente lleno:

Consideramos el peor de los casos en el que la columna está al 100% de ocupación.

Haremos el ejemplo para el caso de que el líquido que contiene sea agua.

$$P_{T\ lleno} = P_{T\ vacío} + P_{agua} = P_{T\ vacío} + \rho_{agua} \cdot V = 1610,25 + 1000\text{kg/m}^3 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 1,067^2 \cdot 14,7\text{m}^3$$

$$P_{T\ lleno} = 14754,5\text{Kg} = 14,8\text{Tn}$$

11.4 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Seguidamente se detalla, de manera general, como se han calculado estos equipos.

III. INTRODUCCIÓN TEÓRICA AL DISEÑO DE INTERCAMBIADORES.

- **Intercambiadores de carcasa y tubos:**

Para su diseño se seguirá el método de Kern.

1. Balance térmico

1.1- *Decisión del fluido circulará por carcasa del que circulará por tubos.*

Siguiendo las recomendaciones, se escogerá como el fluido que circule por tubos el más corrosivo. Por carcasa circulará el otro.

1.2- *Cálculo de el calor a intercambiar y del cabal de refrigerante necesario.*

$$q = M_s \cdot C_{p_s} \cdot (T_1 - T_2) = m_t \cdot C_{p_t} \cdot (t_2 - t_1)$$

Donde:

q : calor intercambiado , W

S: carcasa

t: tubos

M,m : caudal másico , Kg/s

Cp : capacidad calorífica , J/Kg°C

T₁,T₂: temperaturas de entrada y salida del fluido en el lado de la carcasa.

t_{1,t₂} : temperaturas de entrada y salida del fluido que circula por tubos.

Con un balance en el lado de la carcasa encontramos el calor a intercambiar y del balance en el lado de los tubos encontramos el caudal másico necesario de refrigerante.

2.-Cálculo de ΔTML

2.1- Decisión del tipo de circulación.

En nuestro caso escogemos circulación en contracorriente para mejorar el intercambio de calor.

$$\Delta T1(^{\circ}\text{C}) = T1 - t2$$

$$\Delta T2 (^{\circ}\text{C}) = T2 - t1$$

$$\Delta TML(^{\circ}\text{C}) = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

2.2. Decisión del número de pasos por carcasa (n_s) y por tubos (n_t)

En la primera iteración se supone que tanto n_s como n_t son 1.

Una vez llegamos a la última iteración obtenemos como valores finales.

3. Corrección de ΔTML : $(\Delta TML)_c$

$$(\Delta TML)_c = \Delta TML \times F$$

Se corrige ΔTML mediante un factor F que se lee gráficamente en función de n_s y n_t y de las temperaturas de entrada y salida tanto del fluido refrigerante como del proceso.

4.-Selección del intercambiador

4.1-Suposición del coeficiente global inicial (U)

Mediante la bibliografía (fig.12.1) obtenemos un coeficiente global inicial.

Una vez llegamos a la última iteración se obtiene el valor real de U.

4.2- Cálculo del área total de intercambio, A

$$A = \frac{q}{U \cdot (\Delta TML)c}$$

q: calor intercambiado, W

U: coeficiente global supuesto ,W/m²°C

(ΔTML)c: temperatura media logarítmica corregida, °C

4.3- Selección de las características de los tubos

Se fijan los valores más habituales:

- Diámetro externo
- Grueso de la pared
- Diámetro interno
- Longitud

Para realizar la unión con el cabezal restamos 2,5 cm por cada lado:

-Longitud efectiva = Longitud – 0.05

4.4- Distribución de los tubos

Se ha escogido una distribución de los tubos de forma cuadrada con la finalidad de facilitar la limpieza cuando sea necesaria.

El pitch recomendado es de 1,25 veces el diámetro externo del tubo.

4.5- Carcasa

El diámetro de la carcasa corresponde al espacio que ha de existir entre el haz de tubos y la pared externa de la carcasa, que depende del tipo de carcasa seleccionada.

Se calcula su diámetro en función del diámetro equivalente y de los parámetros **K** y **n** que se leen en tablas según el pitch y el número de pasos por tubos.

$$Db = De \cdot (N_t/K)^{1/n} \quad y \quad N_t = K \cdot (Db/De)^{(n)}$$

Donde:

Db: diámetro del fajo de tubos, mm

De: diámetro externo del tubo, mm

Nt: número de tubos

K y **n** son parámetros tabulados

4.6- Cálculo de la superficie de intercambio de un tubo (A_t)

$$A_t = \pi \cdot De \cdot L$$

En este punto se sigue el siguiente algoritmo:

- Cálculo del número de tubos: $N_t = A / A_t$
- Cálculo de Db para el anterior N_t
- Cálculo del diámetro de la carcasa: $Ds = Db + (D_{IS} - Db)$

Donde $D_{IS} - Db$ se encuentra en **la tabla (fig.)**

Se comprueba que D_s se encuentre entre 150 y 1520mm y que la relación L/D_s esté comprendida entre 4 y 6.

4.7- Selección del número de pasos por tubo (npt) mediante velocidades típicas.

-Área de paso por 1 tubo:

$$A_{\text{paso 1 tubo}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_t^2$$

-Número de pasos por tubos:

$$N_{tp} = \frac{Nt}{npt}$$

-Velocidad por tubos:

$$V_t = \frac{m_t}{\rho \cdot A_{\text{paso1tubo}} \cdot N_{tp}}$$

Esta velocidad se encuentra dentro del rango bibliográfico para líquidos de proceso por tuberías, que se sitúan entre 1 y 2 m/s.

4.8- Número de pantallas deflectoras y separación entre ellas.

$$\text{Baffle cut} = 0,25 \cdot D_s$$

El espacio entre pantallas (l_b) se recomienda que sea aproximadamente un 25% del diámetro de carcasa:

$$l_b = 0,25 \cdot D_s$$

El número de pantallas deflectoras se calcula mediante la expresión:

$$N_{\text{pantallas}} = (L/l_b) - 1$$

5.- Corrección del valor de U del intercambiador.

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L \cdot D_e$$

$$U = \frac{q}{A \cdot (\Delta TML) \cdot c}$$

6.-Determinación del U del intercambiador a partir de los cálculos de los coeficientes individuales y factores de ensuciamiento.

6.1-Coeficientes de convección en tubos

- Sección de paso: $A_{paso1tubo} = (\pi/4) \cdot D_l^2$
- Área de paso de todos los tubos de un mismo paso:

$$Apaso_t = N_t \cdot \frac{A_{paso1tubo}}{npt}$$

-Diámetro equivalente = D_l

-Caudal másico por unidad de área (Densidad de flujo másico):

$$G_{tubo} = \frac{m_t}{Apaso_t}$$

-Cálculo de los números adimensionales:

$$Re_t = \frac{D_l \cdot G}{\mu}$$

$$Pr_t = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

-Cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor en tubos a partir del factor de transferencia.

$$\frac{h_t \cdot D}{k} = j_h \cdot Re \cdot Pr^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

j_h : factor de transferencia de calor, (fig 12.23) = $3,2 \cdot 10^{-3}$

6.2. Coeficiente de convección por carcasa.

- Calculamos el área transversal de la carcasa A_{st} .

$$A_{st} = \frac{lb \cdot Ds \cdot (pitch - De)}{pitch \cdot ns}$$

- Cálculo del caudal másico por unidad de área y la velocidad por la carcasa.

$$Gs = \frac{M_s}{A_{st}}$$

$$Vs = \frac{M_s}{A_{st} \cdot \rho_s}$$

Comprobamos que esta velocidad está comprendida entre 0,3 y 1m/s:

- Cálculo del diámetro equivalente de carcasa

Es función de pitch, que en nuestro caso es cuadrado:

$$Deq = \frac{1,1}{De} \cdot (pitch^2 - 0,917 \cdot De^2)$$

- Cálculo del número de Reynolds por carcasa:

$$Re_s = \frac{deq \cdot Gs}{\mu s}$$

$$Pr_s = \frac{Cps \cdot \mu s}{Ks}$$

- Càcul de hs:

$$\frac{hs \cdot D}{k} = j_h \cdot Re \cdot Pr^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

7- Cálculo del coeficiente global U a partir de los coeficientes individuales.

En este caso Ur está referido a el área externa.

$$\frac{1}{Ur} = \frac{1}{hs} + \frac{1}{Rs} + \frac{De \cdot \ln(De / D_t)}{2 \cdot k} + \frac{De}{D_t \cdot Rt} + \frac{De}{D_t \cdot ht}$$

Se compara este resultado con el valor supuesto inicialmente y en caso que el error sea mayor al 15% se vuelve a iterar.

$$\text{Error} = \frac{U - Ur}{U} \cdot 100$$

8- Cálculo de las pérdidas de presión

8.1- Por tubos

Considerando contracción y expansión:

$$\Delta P_t = npt \cdot (8 \cdot jf \cdot \left(\frac{L}{D_{int}} \right) + 2,5) \cdot (\rho \cdot vt^2 / 2)$$

Jf es el factor de fricción que se obtiene de la **figura 3 del anexo I**.

8.2. Por carcasa

$$\Delta P_s = ns \cdot 8 \cdot j_f \cdot (D_s/D_{eq}) \cdot (L/l_b) \cdot (\rho \cdot v_t^2/2) \cdot (\mu/\mu_w)^{-0.14}$$

Jf es el factor de fricción que se obtiene de la lectura de la **figura 3 del anexo I**.

11.4.1 INTERCAMBIADORES DE CALOR EN LOS TANQUES DE ACÉTICO GLACIAL.

El acético glacial es un producto que tiene una temperatura de congelación relativamente alta (16°C) y fácilmente alcanzable en invierno, es por esto que es necesaria la presencia de un intercambiador de calor que impida que se alcancen estas temperaturas.

Debido a que los tanques son de acero inoxidable, el cual puede corroerse por encima de los 30°C, se diseñará un intercambiador que mantenga la temperatura del interior a esta temperatura límite.

Con tal de ahorrar espacio y facilitar el aislamiento externo de los tanques, colocaremos un serpentín interior en cada tanque y no una camisa.

Por el interior del serpentín, cuando sea necesario calentar el tanque, circulará agua.

Se diseña el serpentín en el caso de que la temperatura ambiente mínima alcanzable sea de 5°C, que es la mínima en Barcelona.

Determinaremos el área del serpentín y el cabal que debe circular para mantener el tanque isotermo.

Intercambio de calor entre el exterior y el tanque

$$Q=U \cdot A \cdot (T_{op} - T_a)$$

Q: calor a intercambiar, W

A: área del tanque, m²

T_a: temperatura en el ambiente, 5ºC

T_{op}: temperatura en el interior del tanque, 30ºC

U: coeficiente global de intercambio de calor, 15W/m²ºC

En primer lugar calculamos el área del tanque con fórmulas geométricas:

$$A_{lateral\ cono} = \pi \cdot r \cdot g = \pi \cdot 2 \cdot 2,3 = 14,46 \text{ m}^2$$

$$A_{cilindro} = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot h = 2 \cdot 3,14 \cdot 2 \cdot 7,6 = 95,45 \text{ m}^2$$

Donde:

r: radio del cilindro, m

g: generatriz del cono, m

h: altura del cilindro, m

El área total del tanque es:

$$A_{tanque} = A_{lateral\ cono} + A_{cilindro} = 110 \text{ m}^2$$

Con este dato ya podemos encontrar el calor que pierde el acético glacial del tanque:

$$Q = 54 \cdot 110 \cdot (30-5) = 41250 \text{ W}$$

Calor absorbido por el serpentín

$$Q = m \cdot Cp \cdot (T_e - T_s)$$

m: caudal de agua, kg/h

Cp: capacidad calorífica del agua , 4180 J/kg°C

T_e: temperatura de entrada del agua en el serpentín, 50°C.

T_s: temperatura de salida del agua,35°C

$$m = \frac{Q}{m \cdot Cp \cdot (T_e - T_s)} = 0,66 \text{ Kg/s}$$

Este caudal corresponde a un caudal volumétrico (Q_v) de 0,00066 m³/s

Intercambio de calor entre el serpentín y el tanque

$$Q = U \cdot A_s \cdot \Delta MTL$$

Q: calor a intercambiar, 41250W

A_s: área del serpentín, m²

U: coeficiente global de intercambio de calor, 200 W/m²°C

ΔMTL: Temperatura media logarítmica, °C

Esta última se define como:

$$\Delta MTL = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Donde:

$$\Delta T_1 = T_e - T_{\text{Top}}$$

$$\Delta T_2 = T_s - T_{\text{Top}}$$

En nuestro caso se obtiene un valor de ΔMTL de 10,82 °C.

Substituyendo todos los datos en la ecuación de intercambio de calor se obtiene una A_s de 6,35m².

Características de los tubos

Se determinan las características de los tubos comprobando que la velocidad de circulación por su interior se encuentra dentro del rango de velocidades típicas.

Se define la velocidad del fluido (v) como:

$$v = \frac{Qv}{(\pi/4) \cdot (D_I)^2}$$

Donde:

D_I : diámetro interno, m

Qv : caudal volumétrico, 0,00066 m³/s

Se utilizarán tubos con diámetro estándar.

Se itera sobre el D_I hasta encontrar una velocidad adecuada. Obtenemos las siguientes características de tubo:

Tabla 13: Dimensiones intercambiador.

Di (m)	0,03
Grueso (m)	0,0034
De (m)	0,0309
v (m/s)	1,3

Con una longitud de 3m, se calcula el número de tubos (Nt) a partir del área de un tubo:

$$A_{1tubo} = \pi \cdot D_e \cdot L = 0,39m^2$$

$$Nt = \frac{A_s}{A_{1tubo}} = 63$$

11.4.2 DISEÑO INTERCAMBIADOR INCINERADORA (H-304)

A partir de los gases calientes (**T = 988,8°C**), que se obtienen en la incineradora,

Se construirá un intercambiador para aprovechar el calor de este caudal y calentar el caudal de aceite térmico que sirve al reboiler RE-302.

Además conseguiremos enfriar el caudal de gases antes de ser emitidos a la atmósfera, hasta unos 180°C.

Por tanto, el calor de que dispondremos para calentar el aceite se determinará de la siguiente manera,

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q = 2014,89 \text{ Kg/h} \cdot 1,256 \text{ KJ/(Kg}^\circ\text{C}) \cdot (988,8 - 180)^\circ\text{C} = 2,04E6 \text{ KJ/h}$$

Determinaremos la temperatura de salida del caudal de aceite.

$$Q = 47316,98 \text{ Kg/h} \cdot 2,32 \text{ KJ/(Kg}^\circ\text{C}) \cdot (T - 130)^\circ\text{C} = 2,04E6 \text{ KJ/h}$$

$$T_{\text{sal aceite}} = 149^\circ\text{C}$$

A partir de la ecuación siguiente, y considerando circulación en contracorriente, determinaremos el área de intercambio necesaria.

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

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(988,8 - 149) - (180 - 130)}{\ln \frac{(988,8 - 149)}{(180 - 130)}} = 280,05^\circ C$$

Se utiliza un coeficiente global de transferencia global típico (30Btu/h ft²°F = 613,1KJ/m²h°C) entre un rango proporcionado por la bibliografía.

Sustituyendo,

$$2,04E6KJ / h = 613,1KJ / m^2h^\circ C \cdot A \cdot 280,05^\circ C$$

Despejando el área se obtiene,

$$A = 11,88 \text{ m}^2$$

El área obtenida es menor a 20m² y en estos casos la bibliografía aconseja el uso de un intercambiador anular.

Fijamos que la circulación de los gases sea interior y el aceite por el tubo anular.

- Diseño del tubo interior

Escogeremos un diámetro interior normalizado de 8" (0,2032m), al cual corresponde un diámetro exterior de 9,25" (0,235m)

Tenemos así un área de paso de,

$$A_{paso} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (0,2032m)^2 = 0,0324m^2$$

Sabiendo que la presión del gas a la entrada es de 2 bares,

$$Q = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{68,8E3 \text{mol}/\text{h} \cdot 8,314 \text{Pa} \cdot \text{m}^3/\text{mol} \cdot \text{K} \cdot (988,8 + 273)}{2 \cdot E5 \text{Pa}} = 3608,8 \text{m}^3/\text{h}$$

$$v = Q/A = \frac{3608,17 \text{m}^3/\text{h} \cdot \frac{1\text{h}}{3600\text{s}}}{0,0324 \text{m}^2} = 30,94 \text{m/s}$$

Esta velocidad se encuentra dentro del rango encontrado en la bibliografía.

Se determina a continuación la longitud de tubo necesaria.

$$A = \pi \cdot D \cdot L$$

$$11,88 \text{m}^2 = \pi \cdot 0,2032 \text{m} \cdot L$$

$$L = 18,6 \text{ m}$$

Haciendo tres giros de 360° obtenemos 3 tubos de 6,2 m aproximadamente.

-Diseño del tubo anular

Por el tubo anular circulará el aceite.

$$m = 47316,98 \text{Kg/h}$$

$$Q = 47316,98 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{m}^3}{829,9 \text{Kg}} \cdot \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} = 0,0158 \text{m}^3/\text{s}$$

$$v = Q/A = \frac{0,0158 \text{m}^3/\text{s}}{\frac{\pi}{4} \cdot (D_i^2 - D_{ext,t}^2)} = \frac{0,0158 \text{m}^3/\text{s}}{\frac{\pi}{4} \cdot (D_i^2 - (0,235\text{m})^2)}$$

Escogemos un Di normalizado del tubo anular de 10" (0,254 m)

De esta forma obtenemos una velocidad de 2,2 m/s.

Tenemos pues un intercambiador anular de características:

L= 18,6 m

Tubo interior: Di=8"

De=9,25"

Tubo anular: Di=10"

De=11,5"

Cálculo de pérdidas de carga.

Para la determinación de las perdidas de carga se hace uso de las siguientes ecuaciones.

-Por tubos

$$\Delta P = \frac{4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D}$$

Donde:

G es velocidad másica Kg/h m²

L longitud en m

f factor de fricción (en la **figura 3 del anexo I** se encuentra en función del Re)

g aceleración de la gravedad m/s²

ρ densidad Kg/m³

D diámetro de la tubería

- Por tubo anular

El calculo es equivalente al de tubos, pero el diámetro utilizado es un diámetro equivalente ($D_{int\ anular} - D_{externo\ tubo}$)

11.4.3 EVAPORADOR DE CO (E-101)

11.4.4

Como se ha mencionado antes, en el diseño de los tanques para el almacenamiento de monóxido de carbono en fase liquida, se requiere de un evaporador de convección natural con el aire para pasar el CO de fase liquida a fase gas. Este evaporador será de aluminio con tubos aleteados para mejorar la transferencia de calor entre los dos medios.

Tabla 14: Relación de propiedades a la entrada y salida del evaporador.

	Entrada (1)	Salida (2)
Temperatura (ºC)	-170	-119,5
Presión (atm)	9,78	9,78
Fase	L	V
Densidad (Kg/m³)	687	21,7
Cp (KJ/Kg·ºC)	2,254	1,041
K (W/m·K)	0,1595	$1,494 \cdot 10^{-2}$
λ (KJ/Kg)	185,1	186,4
Viscosidad (Cp)	$8,76 \cdot 10^{-2}$	$9,984 \cdot 10^{-3}$
Caudal másico (Kg/h)	4767,12	4767,12

Hacemos un balance de energía para encontrar la temperatura de salida del CO si fijamos un área de diseño de nuestro distribuidor, **Tabla 15**. Debido a que la temperatura no es un parámetro importante ya que antes del reactor tendremos que calentar este CO hasta una temperatura aproximada de unos 10ºC.

Model	Columns x Row x Length (ft)	Total Area ft2 (m2)
1	6 x 2 x 4	205.4 (19.08)
2	8 x 2 x 4	274.0 (25.45)
3	4 x 2 x 8	274.0 (25.45)
4	6 x 2 x 8	410.0 (38.09)
5	8 x 2 x 8	548.0 (50.91)
6	4 x 2 x 16	548.0 (50.91)
7	6 x 2 x 16	822.0 (76.36)
8	8 x 2 x 16	1095.0 (101.72)
9	10 x 2 x 16	1370.0 (127.27)
10	12 x 2 x 16	1644.0 (152.73)

Tabla 15: Áreas de los evaporadores de nuestro distribuidor.

Balance de energía

$$m \cdot Cp \cdot (T_{salidaCO} - T_{alimento}) + \lambda \cdot m = U \cdot A \cdot (T_{aire} - T_{salidaCO})$$

m → caudal másico que circula por dentro del evaporador (kg/s)

Cp → calor específico del CO (KJ/kg°C)

$T_{salidaCO}$ → Temperatura a la que sale el CO del evaporador (°C)

$T_{alimento}$ → Temperatura a la que entra el CO al evaporador (°C)

λ → Calor latente del CO (KJ/Kg)

U → Coeficiente de la transferencia de calor global (KW/m²°C)

A → Superficie del evaporador (m²)

T_{aire} → Temperatura del aire (°C)

Ahora calcularemos la temperatura a la salida del evaporador del CO, cogeremos un área para el evaporador de 127,27 m² , **Tabla 11**, y el

coeficiente de transferencia de calor global para el aluminio es de $25 \cdot 10^{-3}$ KW/(m²·°C).

$$T_{salidaCO} = -119,5^{\circ}C$$

La temperatura de salida del CO en forma gas será de $-119,5^{\circ}C$ para una temperatura del aire exterior de $5^{\circ}C$ y 70% de humedad. Lo diseñamos para las condiciones de temperatura más desfavorables.

Escogemos un tipo de tubos aleteados como podemos observar en la **Figura 3**, ya que es el tipo que normalmente se usa para estos casos.

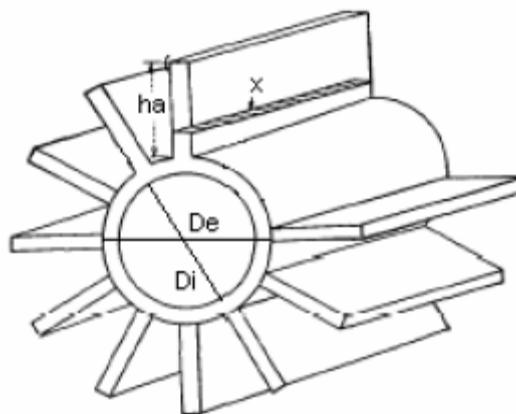


Figura 3 Esquema de los tubos del evaporador

Los datos de diseño para los tubos son los siguientes:

ha → altura de las aletas (m)

Na → número de aletas

De → diámetro externo del tubo (m)

Di → diámetro interno (m)

x → grosor aletas (m)

ht → altura tubos (m)

Nt → número de tubos

P_{aletas} → Perímetro de las aletas de 1 tubo (m²)

P_{tubo} → Perímetro de 1 tubo sin aletas (m²)

Calcularemos el número de tubos necesarios para obtener un área de transferencia total igual a 127,27 m².

$$ha = 1'' = 2,54 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

$$Na = 10$$

$$De = 1,9'' = 0,04826 \text{ m}$$

$$Di = 1,5'' = 0,03801 \text{ m}$$

$$x = 0,30 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$h_{tubo} = 4,88 \text{ m}$$

$$Nt = \frac{\text{Área total de intercambio}}{\text{Área de un tubo}}$$

$$\text{espaciado entre aletas} = \frac{D_e \cdot \pi - N_a \cdot x}{N_a}$$

$$P_{aletas} = N_a \cdot h_a \cdot 2$$

$$P_{tubo} = \pi \cdot D_e - N_a \cdot x$$

$$P_{total} = P_{aletas} + P_{tubo}$$

$$A_{tubo} = P_{total} \cdot h_{tubo}$$

El número total de tubos de nuestro evaporador será de 40, lo que hace un total de 20 horquillas. Como en la **Tabla 15** tenemos 10 columnas para un área de 127,27 m².

Debido a que se trata de una circulación politrópica isobara la presión a la salida del evaporador será la misma que a la entrada; ya que para estos casos tenemos la siguiente relación:

$$P_1 \cdot V_1^n = P_2 \cdot V_2^n$$

Si $n=0$ tendremos un proceso isóbaro, porqué en este caso no podemos tener los otros tipos de circulación. Entonces $P_1 = P_2$.

Para calcular la velocidad por tubos utilizaremos la siguiente expresión:

$$v_s = \frac{m}{\frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot \rho_2 \cdot 2}$$

$m \rightarrow$ caudal másico (Kg/s)

$v_s \rightarrow$ velocidad del fluido (m/s)

$\rho_2 \rightarrow$ densidad del fluido a la salida (Kg/m³)

Dividimos entre 2, porqué el caudal se divide en las dos filas que tiene el evaporador.

La velocidad del fluido a la salida es de 26,7 m/s, la cual está dentro del rango de velocidades típicas para un gas a presión que circula por una tubería con un diámetro menor o igual a 6".

Recalculamos el valor del coeficiente global de transmisión para comprobar que estamos trabajando con el valor correcto.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_t} \cdot \frac{D_E}{D_i} + \frac{1}{h_{ext}} + \frac{D_E \cdot \ln\left(\frac{D_E}{D_i}\right)}{2 \cdot k_1}$$

$U \rightarrow$ coeficiente global de transferencia ($W/(m^2 \cdot ^\circ C)$)

$h_t \rightarrow$ coeficiente de transferencia individual por tubos ($W/(m^2 \cdot ^\circ C)$)

$h_{ext} \rightarrow$ coeficiente de transferencia individual por el lado externo de los tubos ($W/(m^2 \cdot ^\circ C)$). De la bibliografía tenemos que para convección natural este valor es de $30 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ \text{C})$.

$k_1 \rightarrow$ conductividad térmica del aluminio ($W/(m \cdot ^\circ C)$). La cual tiene un valor de $220 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ \text{C})$

$k_2 \rightarrow$ conductividad térmica del hielo ($W/(m \cdot ^\circ C)$). Tiene un valor de $2,22 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ \text{C})$

El coeficiente individual por tubos lo calculamos a partir de la correlación de Mostinski.

$$h_t = 3.75 \cdot 10^{-5} \cdot P_c^{0.69} \cdot \left(\frac{Q}{A} \right)^{0.7} \cdot \left[1.80 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{0.17} + 4 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{1.2} + 10 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{10} \right]$$

$P \rightarrow$ presión de trabajo (N/m^2)

$P_c \rightarrow$ presión crítica del CO (N/m^2). La cual corresponde a $3638000 \text{ (N}/\text{m}^2)$ para el CO.

$Q \rightarrow$ calor a intercambiar (W)

$A \rightarrow$ área de intercambio por el lado de tubos (m^2)

Haciendo el cálculo obtenemos una h_t de $802,6 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ \text{C})$.

Como no sabemos cuantos tubos estarán recubiertos por hielo, supondremos que el primero lo estará y el resto no. De esta forma podremos saber que espaciado habrá que dejar entre tubos.

Primero habrá que calcular el área de intercambio suponiendo que se forme hielo en el primer tubo y sin considerar que los tubos tienen aletas.

$$A_{ml} = \frac{\pi \cdot D_e \cdot L - \pi \cdot D_i \cdot L}{\ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right)}$$

$$Q_{12} = \frac{k_1 \cdot A_{ml} \cdot (T_2 - T_1)}{\left(\frac{D_e - D_i}{2}\right)}$$

El calor intercambiado cuando se forme una capa de hielo disminuirá en un 90%, entonces tendremos que $Q = 0,1 \cdot Q_{12}$.

$$Q = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_3 - T_1)}{\left(\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} \right) + \left(\frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} \right)}$$

$Q \rightarrow$ calor intercambiado cuando hay capa de hielo (J/s)

$Q_{12} \rightarrow$ calor intercambiado cuando no hay hielo (J/s)

$L \rightarrow$ longitud del tubo (m). En este caso considerando que se forme hielo en el primer tubo tendremos que $L = 4,88\text{m}$

$T_1 \rightarrow$ temperatura en el interior del tubo ($^{\circ}\text{C}$).

$T_2 \rightarrow$ temperatura en la superficie del tubo ($^{\circ}\text{C}$). Consideraremos -165°C

$T_3 \rightarrow$ temperatura en la superficie del hielo ($^{\circ}\text{C}$). Consideraremos 0°C .

$A_{ml} \rightarrow$ área media logarítmica del tubo (m^2)

$D_e \rightarrow$ diámetro externo del tubo (m)

$D_i \rightarrow$ diámetro interno del tubo (m)

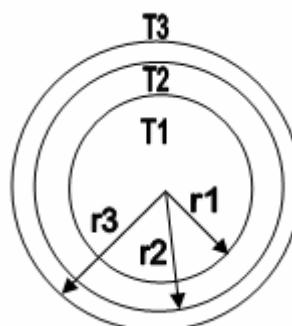


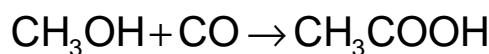
Figura 4: Esquema para el cálculo del coeficiente externo (h_e)

Haciendo los cálculos obtenemos que en el peor de los casos se nos formara una capa de hielo en el primer tubo de unos 30mm. Esta será la separación mínima que tendremos que poner entre los tubos.

Si calculamos el valor del coeficiente global de transferencia obtenemos 28,7 W/(m²·°C). Comparando con la supuesta tenemos un 12,9% sobredimensionado el evaporador.

11.4.4 DISEÑO DE LA MEDIACAÑA DEL REACTOR (R-201/202).

La reacción de carbonización que se da en los reactores es la siguiente:



Con una entalpía de la reacción de 138,7 KJ/mol.

La reacción se llevará a cabo isotérmicamente a 194°C.

Determinaremos mediante un balance de energía el calor necesario a intercambiar para mantener constante esta temperatura en el reactor.

El balance de materia lo podemos expresar como,

$$m_{\text{Met}}\Delta H_{\text{Met}} + m_{\text{CO}}\Delta H_{\text{CO}} + m_{\text{rec}}\Delta H_{\text{rec}} + m_{\text{Met}}\Delta H_{\text{Reacción}} = m_{\text{salida}}\Delta H_{\text{salida}} + m_{\text{gases}}\Delta H_{\text{gases}} + Q_{\text{intercambio}}$$

Mediante el simulador Hysys, obtenemos cada término de $m\Delta H$ para cada caudal.

Tabla 16: balance de materia para cada componente.

$m_{Met}\Delta H_{met} (21^{\circ}C)$	3,637E7 KJ/h
$m_{Co}\Delta H_{Co} (9,5^{\circ}C)$	1,890E7 KJ/h
$M_{rec}\Delta H_{rec} (21^{\circ}C)$	1,414E7 KJ/h
$m_{Salida}\Delta H_{salida} (194^{\circ}C)$	8,888E7 KJ/h
$m_{gases}\Delta H_{gases} (194^{\circ}C)$	1,079E6 KJ/h

A continuación se determinará el término de calor de reacción $m_{Met}\Delta H_{Reacción}$

$$m_{Met}\Delta H_{Reacción} = 4848,48 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1Kmol}{32Kg} \cdot \frac{1000moles}{1Kmol} \cdot \frac{138,7KJ}{mol} = 2,102E7 KJ/h$$

Sustituyendo todos los valores en el balance de materia y despejando el calor de intercambio obtenemos,

$$Q_{int\ ercambio} = 466130,5 KJ/h$$

La reacción se lleva a cabo en dos reactores, con lo cual cada reactor deberá intercambiar la mitad del calor antes calculado.

$$Q_{int\ ercambio} = \frac{466130,5 KJ/h}{2} = 233065,25 KJ/h$$

Fijaremos un caudal de agua de refrigeración, con la cual conseguiremos intercambiar el calor necesario.

Seguiremos la ecuación,

$$Q_{int\ ercambio} = Q_{H_2O\ ref} = m_{H_2O\ ref} \cdot C_{p\ H_2O\ ref} \cdot \Delta T$$

El intercambio se realizará mediante una media caña, con un diámetro estándar fijado de 1,5" (0,0381m).

Determinaremos el caudal de agua a circular para que su velocidad esté entre el rango típico de velocidades (0,7-1,7m/s).

Fijamos, por ejemplo, $v=1,2$ m/s.

$$A_{paso\ tubo} = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} 0,0381^2 = 1,14E - 3m^2$$

Pero el área de paso se reduce, en este tipo de equipos, a la mitad.

$$A_{tubo} = \frac{1,14E - 3m^2}{2} = 5,70E - 4m^2$$

Habiendo fijado una velocidad típica de 1,2 m/s podemos determinar el caudal de agua de refrigeración mediante la ecuación siguiente,

$$Q_V = v \cdot A$$

Sustituyendo,

$$Q_V = 1,2m/s \cdot 5,70E - 4m^2 = 6,84m^3/s = 2,46m^3/h$$

A partir del caudal volumétrico y la densidad determinaremos el caudal másico,

$$m_{H_2O} = 2,46 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1000Kg}{1m^3} = 2462,6Kg/h$$

Determinaremos mediante la ecuación siguiente, la temperatura de salida del agua de refrigeración, considerando que ésta entra a 20°C.

$$233065,25KJ/h = m_{H_2O\ ref} \cdot Cp_{H_2O\ ref} \cdot \Delta T = 2462,6Kg/h \cdot 4,18Kj/^\circ CKg \cdot (T_{sal} - 20^\circ C)$$

Despejando la temperatura de salida, obtenemos

$$T_{sal} = 42,6^{\circ}C$$

A continuación se determinará el área necesaria para llevar a cabo el intercambio de calor. Se hará uso de la ecuación siguiente,

$$Q_{intercambio} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

Fijaremos un coeficiente global de intercambio típico de 150 Kcal/hm²

Por tanto,

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{((194 - 20) - (194 - 42,6))}{\ln \frac{194 - 20}{194 - 42,6}} = 162,41^{\circ}C$$

$$233065,625 KJ / h = 150 \frac{Kcal}{hm^2} \cdot \frac{4,18 KJ}{1 Kcal} \cdot A \cdot 162,41^{\circ}C$$

Despejando el área de la ecuación anterior, obtenemos,

$$A = 2,3m^2$$

Aún así, debemos dimensionar la mediacaña de manera que pueda intercambiar el calor si un reactor trabaja al 75% de la producción.

En este caso el calor a intercambiar sería de 349597,88 KJ/h

Por tanto, el calor de más que deberíamos intercambiar, corresponde a 116632,6 KJ/h. Considerando que realizamos otra mediacaña anexa a la anterior con entrada de agua de refrigeración a 20°C y utilizando el mismo caudal de agua de refrigeración obtenemos,

$$116632,6 \text{KJ} / \text{h} = m_{H_2O \text{ ref}} \cdot Cp_{H_2O \text{ ref}} \cdot \Delta T = 2462,6 \text{Kg} / \text{h} \cdot 4,18 \text{KJ} / \text{o CKg} \cdot (T_{sal} - 20^\circ \text{C})$$

La temperatura de salida del agua en este caso seria de 30,1 °C.

De manera que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{((194 - 20) - (194 - 30,1))}{\ln \frac{194 - 20}{194 - 30,1}} = 168,89^\circ \text{C}$$

$$116632,6 \text{KJ} / \text{h} = 150 \frac{\text{Kcal}}{\text{hm}^2} \cdot \frac{4,18 \text{KJ}}{1 \text{Kcal}} \cdot A \cdot 168,89^\circ \text{C}$$

$$A = 1,1 \text{ m}^2$$

Por tanto tendremos dos mediascañas continuas con entrada de agua de refrigeración de 20 °C cada una.

El área total será de 3,4 m².

Aplicando un factor de área eficaz, (teniendo en cuenta que el espacio entre vueltas no intercambia de igual manera que los tubos), de 0,9, obtenemos finalmente un área de intercambio total de

$$A = 4 \text{ m}^2$$

Supondremos una distancia entre vuelta y vuelta de 0,019m (valor típico encontrado en la bibliografía).

Determinaremos a continuación el número de vueltas total del serpentín.

Cada vuelta tiene una longitud igual al perímetro del reactor,

$$A_{vuelta} = D_{reactor} \cdot \pi = 2 \cdot \pi = 6,28 \text{m}$$

Consideramos que cada vuelta del serpentín tiene una altura igual al diámetro de tubo (0,0381m) y nombraremos al número de vueltas con la letra n.

$$4m^2 = 6,28m \cdot 0,0381m \cdot n + (n-1) \cdot 6,28m \cdot 0,019m$$

Obtenemos:

n≈12 vueltas

La altura se puede determinar como,

$$h = n \cdot D_{tubo} + (n-1) \cdot 0,019m = 12 \cdot 0,0381 + 11 \cdot 0,019 = 0,6m$$

11.4.5 DISEÑO INTERCAMBIADOR PARA MEDIACAÑA DEL REACTOR (HE-201)

Se necesita enfriar el agua de refrigeración utilizada en la mediacaña del reactor de 42,64°C a 20°C.

Para esto reprovecharemos el caudal de agua con el agua glicolada que sale del condensador HE-302, a una temperatura de 0°C.

El caudal de agua a refrigerar es de 4925,2 Kg/h (2462,6 Kg/h de cada reactor), pero lo sobredimensionaremos un 25% para que sea capaz de enfriar 6600 Kg/h.

Calcularemos el calor a intercambiar.

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$Q = 6600 \text{ Kg/h} \cdot 4,18 \text{ KJ/(Kg°C)} \cdot (42,64 - 20)^\circ\text{C} = 6,246E5 \text{ KJ/h}$$

A continuación se determinará el caudal de agua glicolada necesaria fijando una temperatura de salida de ésta de 13°C.

$$Q = m_{glicol} \cdot 3,63 \text{KJ} / (\text{Kg}^\circ \text{C}) \cdot (13 - 0)^\circ \text{C} = 6,246E5 \text{KJ} / \text{h}$$

Despejando el caudal másico se obtiene,

$$m_{glicol} = 13235,7 \text{Kg} / \text{h}$$

Seguidamente se hará un calculo para determinar el área de intercambio necesario, suponiendo circulación en contracorriente.

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

Calculamos el termino de ΔT_{ml}

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(42,64 - 13) - (20 - 0)}{\ln \frac{(42,64 - 13)}{(20 - 0)}} = 24,5^\circ \text{C}$$

Por tanto,

$$6,246E6 \text{KJ} / \text{h} = 2700 \text{KJ} / \text{h}^\circ \text{C} m^2 \cdot A \cdot 24,6^\circ \text{C}$$

Se obtiene un área de

$$A = 9,37 \text{m}^2$$

El área obtenida es menor a 20m² y en estos casos la bibliografía aconseja el uso de un intercambiador anular.

El agua de refrigeración circulará por tubo y el agua glicolada por el tubo anular.

Fijaremos un diámetro nominal para el agua que circulará por tubos, de forma que la velocidad esté en el rango típico de 1 a 2 m/s.

- Diseño del tubo interior

Fijamos un diámetro interior de 1 3/4" (0,04445m), el cual corresponde a un diámetro exterior de 1,83" (0,04648m).

Determinaremos el área de paso,

$$A_{paso} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (0,04445m)^2 = 1,55E-3m^2$$

Tenemos un caudal de agua de,

$$6600 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1m^3}{1000Kg} \cdot \frac{1h}{3600s} = 1,83E-3m^3 / s$$

De modo que la velocidad de circulación será de,

$$v = Q / A = \frac{1,83E-3m^3/s}{1,55E-3m^2} = 1,2m/s$$

La velocidad que obtenemos está dentro del rango de velocidades típicas.

Determinaremos a continuación la longitud de tubo necesaria,

$$A = \pi \cdot D \cdot L$$

$$9,37m^2 = \pi \cdot 0,04445m \cdot L$$

$$L = 67 \text{ m}$$

Haciendo 15 giros de 360° obtenemos 15 tubos de 4,5 m aproximadamente.

-Diseño del tubo anular

Por el tubo anular circulará el agua glicolada.

$$m = 13235,7 \text{ Kg} / \text{h}$$

$$Q = 13235,7 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1071,9 \text{ Kg}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 3,43E - 3 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$v = Q / A = \frac{3,43E - 3 \text{ m}^3 / \text{s}}{\frac{\pi}{4} \cdot (D_i^2 - D_{ext,t}^2)} = \frac{3,43E - 3 \text{ m}^3 / \text{s}}{\frac{\pi}{4} \cdot (D_i^2 - (0,046482m)^2)}$$

Escogemos un Di normalizado del tubo anular de 2 ¾ “ (0,06985 m)

De esta forma obtenemos una velocidad de 1,6 m/s que se encuentra dentro del rango.

Tenemos pues un intercambiador anular de características:

$$L = 67 \text{ m}$$

Tubo interior: Di=1 3/4"

$$De=1,83"$$

Tubo anular: Di=2 3/4"

$$De=2,918"$$

Cálculo de pérdidas de carga.

Para la determinación de las perdidas de carga se hace uso de las siguientes ecuaciones.

-Por tubos

$$\Delta P = \frac{4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D}$$

Donde:

G es velocidad másica Kg/h m²

L longitud en m

f factor de fricción (en la **figura 3 del anexo I** se encuentra en función del **Re**)

g aceleración de la gravedad m/s²

ρ densidad Kg/m³

D diámetro de la tubería

- Por tubo anular

El calculo es equivalente al de tubos, pero el diámetro utilizado es un diámetro equivalente ($D_{int\ anular} - D_{externo\ tubo}$)

NOTA: Todos los intercambiadores de doble tubo se han diseñado de forma análoga.

11.4.6 KETTLE-REBOILERS: RE-301, 302, 303 Y 304

A continuación plantearemos el esquema de cálculo para el diseño de los tres reboilers que tenemos en la planta.

Como que no son intercambiadores convencionales no podremos usar el método de Kern, así que seguiremos los siguientes pasos. Cabe remarcar que en este caso el fluido térmico siempre irá por tubos y el que se va a evaporar por carcasa.

1. Determinar que caudal de líquido que entra se va a evaporar, lo obtenemos del balance de materia.
2. Cálculo del calor necesario que el fluido térmico tiene que aportar a la mezcla que queremos evaporar y/o calentar.

Si sólo queremos evaporar todo el caudal líquido de entrada o una parte la expresión del calor será:

$$Q = m' \cdot \lambda$$

Si a parte de evaporar también queremos calentar la expresión queda como:

$$Q = m' \cdot \lambda + m \cdot Cp \cdot (T_{eb} - T_0) + m \cdot Cp' \cdot (T_f - T_{eb})$$

$Q \rightarrow$ calor a intercambiar (KJ/h)

$m \rightarrow$ caudal total de la mezcla (Kg/h)

$m' \rightarrow$ caudal que se va a evaporar (Kg/h)

$Cp \rightarrow$ calor específico de la mezcla a la temperatura T_0 (KJ/Kg°C)

$Cp' \rightarrow$ calor específico de la mezcla a la temperatura T_f (KJ/Kg°C)

$\lambda \rightarrow$ calor latente de vaporización de la mezcla (KJ/Kg)

$T_f \rightarrow$ temperatura final de la mezcla (°C)

$T_0 \rightarrow$ temperatura inicial de la mezcla (°C)

$T_{eb} \rightarrow$ temperatura de ebullición de la mezcla (°C)

En el caso que Cp no cambie mucho con la temperatura podemos cogerla como constante y la expresión quedaría como.

$$Q = m' \cdot \lambda + m \cdot Cp \cdot (T_f - T_0)$$

3. Fijamos la temperatura de salida del fluido térmico. Pero cuando calculemos la velocidad del fluido por tubos tendremos que asegurarnos que este entre el rango, sino tendremos que cambiar esta temperatura.

4. Calculamos el caudal de fluido térmico que será necesario para el suministrar el calor calculado en el apartado 2.

$$m_f = \frac{Q}{C_p \cdot (T_e - T_s)}$$

m_f → caudal de fluido térmico necesario (Kg/h)

C_p → calor específico del fluido térmico (KJ/Kg°C)

T_e → temperatura de entrada del fluido térmico (°C)

T_s → temperatura de salida del fluido térmico (°C)

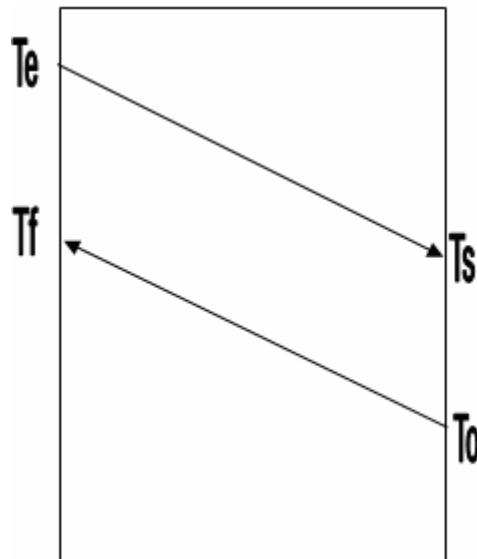
5. Calculo del ΔT_{ML} del sistema.

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_1 = T_e - T_f$$

$$\Delta T_2 = T_s - T_o$$

La circulación de los fluidos será en contra corriente, ya que la transferencia de calor será más eficiente.



6. Suposición del coeficiente global U, del sistema. Para ello se ha utilizado la **Figura 2** del anexo I.
7. Calculamos la superficie de intercambio de calor a partir de los valores obtenidos en los apartados anteriores.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta TML}$$

A → superficie de intercambio (m^2)

U → coeficiente global de transferencia ($\text{W/m}^2\text{C}$)

8. Seleccionamos el diámetro interno de los tubos. El diámetro de tubos será uno de los parámetros variables, ya que tendremos que cumplir con la velocidad requerida para un fluido que circula por tubos y esta depende directamente del diámetro. En la **Figura 5** siguiente tenemos el valor que puede tomar el diámetro de los tubos para un intercambiador de calor.

Tubos para intercambiador de calor. Soldados y sin soldadura de acero inoxidable

Diámetro		Galga, B.W.G						
		22	20	18	16	14	12	11
Pulgadas	mm	Espesor / mm						
		0,71	0,89	1,24	1,65	2,11	2,77	3,05
		Peso: Kg/m						
5/8"	15,88	0,288	0,334	0,455	0,588	0,728	-	-
3/4"	19,05	0,348	0,405	0,553	0,719	0,895	-	-
1"	25,40	0,469	0,546	0,750	0,981	1,231	1,570	1,707
1 1/4"	31,80	-	-	0,949	1,246	1,569	2,014	2,196
1 1/2"	38,10	-	-	1,144	1,506	1,902	2,451	2,677
1 3/4"	44,45	-	-	1,342	1,768	2,237	2,891	3,162
2"	50,80	-	-	1,539	2,031	2,573	3,331	3,647
2 1/4"	57,15	-	-	1,736	2,293	2,908	3,772	4,132
2 3/8"	60,30	-	-	1,834	2,423	3,074	3,990	4,372
2 1/2"	63,50	-	-	1,933	2,555	3,244	4,212	4,617
2 3/4"	69,90	-	-	2,132	2,820	3,582	4,656	5,105
3"	76,20	-	-	2,327	3,080	3,915	5,093	5,587
3 1/2"	88,90	-	-	-	3,605	4,585	5,974	6,557
4"	101,60	-	-	-	4,130	5,256	6,855	7,526
4 1/2"	114,30	-	-	-	4,654	5,927	7,736	8,496

Figura 5 Tabla de diámetros para los tubos del intercambiador

9. Suponemos la longitud de los tubos en "U". La longitud al igual que el diámetro interno de los tubos será un parámetro clave en la iteración. La longitud que se supone corresponde a la media horquilla del tubo en "U". Los tubos podrán alcanzar hasta una longitud de 15m, los cuales serán proporcionados por la empresa Profins.
10. Cálculo del área de intercambio de 1 tubo para poder calcular en el siguiente punto en número de tubos totales con el área total de intercambio calculada en el apartado 7.

$$A_{1tubo} = 2 \cdot \pi \cdot D_{externo} \cdot L$$

$D_{externo}$ → diámetro externo (m)

L → longitud (m)

11. Número de tubos totales y número de tubos en U

$$N_{\text{tubos totales}} = \frac{\text{Área total de intercambio}}{\text{Área de 1 tubo}}$$

12. Determinación de la velocidad de paso por un tubo, el valor de esta velocidad debe estar entre 1-3 m/s aproximadamente.

$$v_t = \frac{Q_L}{\text{Área paso 1 tubo} \cdot N_{tp}}$$

$$N_{tp} = \frac{N_t}{N_{pt}}$$

v_t → velocidad del fluido por tubos (m/s)

Q_L → caudal volumétrico total (m³/s)

N_{tp} → número de tubos por paso

N_t → número de tubos totales

N_{pt} → número de pasos por tubo

13. Selección del pitch. En este caso al tratarse de un kettle reboiler utilizaremos un pitch cuadrado, ya que la limpieza del equipo se simplifica.

$$Pitch = 1,50 \cdot D_{\text{externo}}$$

14. Cálculo del diámetro del haz de tubos, bundle diameter. Es necesario el número de pasos por tubo, para poder determinar K_1 y n_1 mediante la **Figura 6.**

$$D_b = D_{externo} \cdot \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$$

$D_b \rightarrow$ Bundle diameter (m)

$D_{externo} \rightarrow$ diámetro externo de los tubos (m)

$N_t \rightarrow$ número total de tubos

$K_1 \rightarrow$ constante

$n_1 \rightarrow$ constante

TABLE 12.4. Constants for use in equation 12.3

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

Figura 6: Constantes para el cálculo de D_b .

15. Debido a que la tabla anterior es para intercambiadores de carcasa y tubos, tenemos que el pitch es 1,25 veces el diámetro externo de los tubos; pero en los kettle este es 1,50 veces. Así que tendremos que sobre dimensionar el bundle diámetro.

$$D_b' = \frac{1.50}{1.25} \cdot D_b$$

16. Comprobados que la relación L/D_b' se encuentra entre un valor de 4-6. Este parámetro nos define si la geometría del equipo es la correcta.

17. Calculamos el coeficiente individual de transmisión por carcasa, para ello se ha utilizado la correlación de Mostinski.

$$h_s = 0,104 \cdot P_c^{0,69} \cdot \left(\frac{Q}{A} \right)^{0,7} \cdot \left[1,08 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{0,17} + 4 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{1,2} + 10 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{10} \right]$$

P_c → presión crítica de la mezcla (N/m²)

P → presión de trabajo (N/m²)

h_s → coeficiente individual de transmisión en la carcasa (W/(m²·°C))

18. Calculamos el coeficiente individual de transmisión por tubos a partir de la correlación de Dittus-Boelter para líquidos que se enfrian.

$$Nu = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,3}$$

$$R_e = \frac{\rho \cdot v_{tubos} \cdot D_i}{\mu}$$

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k}$$

$$N_u = \frac{h_t \cdot D_i}{k}$$

Re → Reynolds por el lado de tubos

ρ → Densidad del fluido que circula por tubos (Kg/m³)

V_{tubos} → velocidad del fluido que circula por tubos (m/s)

μ → Viscosidad del fluido que circula por tubos (Kg/(m·s))

Pr → número de prandtl

Cp → calor específico (KJ/(Kg·°C))

$k \rightarrow$ conductividad térmica (W/(m·K))

$Nu \rightarrow$ Nusselt

$h_t \rightarrow$ coeficiente individual de transmisión por tubos (W/(m²·°C))

$D_i \rightarrow$ diámetro interno de las tuberías (m)

19. Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor a partir de los coeficientes individuales calculados en los apartados anteriores.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{R_s} + D_e \cdot \frac{\ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right)}{2 \cdot k} + \frac{D_e}{D_i \cdot h_t} + \frac{D_e}{D_i \cdot R_t}$$

$U \rightarrow$ coeficiente global de transmisión de calor (W/(m²·°C))

$h_s \rightarrow$ coeficiente individual por carcasa (W/(m²·°C))

$h_t \rightarrow$ coeficiente individual por tubos (W/(m²·°C))

$R_s \rightarrow$ Fouling factor, coeficiente de ensuciamiento por carcasa (W/(m²·°C))

$R_t \rightarrow$ Fouling factor, coeficiente de ensuciamiento por tubos (W/(m²·°C))

Los coeficientes de ensuciamiento los obtendremos de la tabla siguiente,

Figura 7

TABLE 12.2. *Fouling factors (coefficients), typical values*

Fluid	Coefficient (W/m ² °C)
River water	3000-12,000
Sea water	1000-3000
Cooling water (towers)	3000-6000
Towns water (soft)	3000-5000
Towns water (hard)	1000-2000
Steam condensate	1500-5000
Steam (oil free)	4000-10,000
Steam (oil traces)	2000-5000
Refrigerated brine	3000-5000
Air and industrial gases	5000-10,000
Flue gases	2000-5000
Organic vapours	5000
Organic liquids	5000
Light hydrocarbons	5000
Heavy hydrocarbons	2000
Boiling organics	2500
Condensing organics	5000
Heat transfer fluids	5000
Aqueous salt solutions	3000-5000

Figura 7: Coeficientes de ensuciamiento

20. El coeficiente global que calculemos tiene que mantener una diferencia del 15%, como mucho, con el coeficiente global supuesto. Si el coeficiente global calculado es mayor que el supuesto querrá decir que estamos sobredimensionando, sino estaremos infradimensionando.

21. Cálculo del diámetro de carcasa. Para el cálculo del diámetro de carcasa partiremos de la tabla siguiente, **Tabla 17**, la cual nos relaciona el flujo de calor (Q/superficie de intercambio) con D_s/D_b.

Tabla 17: *flujos de calor*

Flujo de calor (KJ/m ²)	D _s /D _b
2,27E+05	2,2
1,70E+05	1,95
1,40E+05	1,6
9,10E+04	1,45
<9,1E4	1,35

22.Comprobación de la distancia entre el nivel de líquido (freeboard) y corrección del diámetro de carcasa. El valor del freeboard debe ser superior a 0,250 m según la bibliografía. Si no es así deberemos corregir el diámetro de carcasa.

23.

$$\text{Freeboard} = D_s - h_{\text{líquido}}$$

La altura del líquido, $h_{\text{líquido}}$, es recomendable que este 2" por encima del haz de tubos.

$$h_{\text{líquido}} = D_s + 2 \cdot 2,54 \cdot 10^{-2}$$

Freeboard → distancia entre la parte superior de la carcasa y el líquido (m)

D_s → diámetro de carcasa (m)

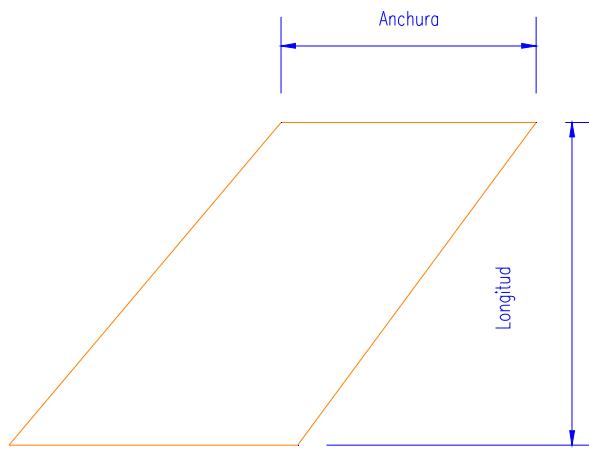
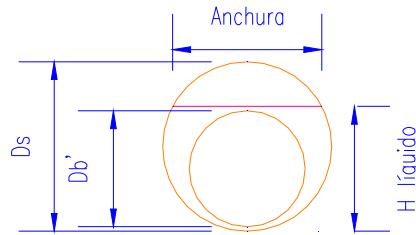
$h_{\text{líquido}}$ → altura del líquido (m)

Si freeboard < 0,25m → $D_s' = D_s + (0,25 - \text{freeboard})$

Si freeboard > 0,25m → $D_s' = D_s$

D_s' → diámetro de carcasa corregido (m)

24. Evaluación de la velocidad del vapor por carcasa. Para ello necesitaremos medir el área de la superficie de líquido.



$$v_{vapor} = \frac{m_{vapor}}{\rho_{vapor} \cdot (longitud \cdot anchura)}$$

v_{vapor} → velocidad del vapor (m/s)

m_{vapor} → caudal mísico de vapor (Kg/s)

ρ_{vapor} → densidad del vapor (Kg/m³)

Longitud → longitud del tramo por dónde circulara el vapor (m)

Anchura → anchura (m)

A parte también tendremos que calcular la velocidad crítica del vapor, ya que la velocidad de vapor en la carcasa no podrá superar a la velocidad crítica.

$$v_{crítica} = 0,2 \cdot \left(\frac{\rho_{líquido} - \rho_{vapor}}{\rho_{vapor}} \right)^{0,5}$$

25. Determinación de las pérdidas de carga. En el caso de la carcasa al tratarse de un kettle las pérdidas de carga pueden despreciarse. En los tubos las calcularemos a partir de la siguiente expresión.

$$\Delta P_t = N_{pt} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \frac{L}{D_i} + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

$\Delta P_t \rightarrow$ pérdida de carga por tubos (Pa)

$N_{pt} \rightarrow$ número de pasos por tubo

$j_f \rightarrow$ parámetro obtenido a partir de la **Figura 1 del anexo I**, el cual es función del Reynolds.

$L \rightarrow$ longitud de los tubos (m)

$D_i \rightarrow$ diámetro interno de los tubos (m)

$\rho \rightarrow$ Densidad (kg/m³)

$v_t \rightarrow$ velocidad del fluido por tubos (m/s)

El valor de ΔP_t no puede ser > 50-70 KPa

26. El cálculo de los grosores de las chapas de los equipos se ha realizado mediante las ecuaciones del código ASME que se explicaron en el apartado de diseño de tanques.

27. Peso del equipo. Para determinar el peso total del equipo vacío se tendrán que seguir los pasos siguientes:

a) Peso de los fondos

Primero tendremos que calcular el área de los fondos mediante la siguiente expresión.

$$A_{fondos} = 0,918 \cdot D_s^2$$

El peso de los fondos se calcula como:

$$P_{fondos} = A_{fondos} \cdot t \cdot \rho_{ácero}$$

P_{fondos} → peso de los fondos (Kg)

t → espesor de la chapa del fondo (m)

$\rho_{ácero}$ → densidad del AISI 316L (Kg/m³). 796 Kg/m³.

A_{fondos} → superficie de los fondos (m²)

b) Peso del haz de tubos

$$P_{tubos} = N_{tubos} \cdot L_{tubo} \cdot \rho_{tubo}$$

P_{tubos} → peso de los tubos (Kg)

N_{tubos} → número de tubos

L_{tubo} → longitud de los tubos (m)

ρ_{tubo} → densidad del material de los tubos (Kg/m³). Que en este caso son del mismo material que la carcasa, AISI 316L.

c) Peso de la carcasa

$$P_{carcasa} = A_{carcasa} \cdot t \cdot \rho_{acero}$$

$$A_{carcasa} = \pi \cdot D_s \cdot L_{carcasa}$$

$P_{carcasa}$ → peso de la carcasa (Kg)

$A_{carcasa}$ → superficie de la carcasa (m^2)

D_s → diámetro de la carcasa (m)

$L_{carcasa}$ → longitud de la carcasa (m)

t → espesor de la carcasa (m)

$$P_{vacío} = P_{fondos} + P_{carcasa} + P_{tubos}$$

28. Peso del equipo lleno de agua.

En este caso tendremos que determinar primero el equipo lleno de agua, el cual se aproximarán al volumen de carcasa.

$$V_{equipo} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{carcasa}^2 \cdot L_{carcasa}$$

$$P_{lleno\ de\ agua} = P_{vacío} + V_{equipo} \cdot \rho_{agua}$$

29. Peso del equipo en operación. Tendremos que calcular el peso con el fluido térmico y con el fluido de proceso a calentar.

$$P_{\text{fluido térmico}} = N_{\text{tubos}} \cdot \left(\frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot L_{\text{tubo}} \right) \cdot \rho_{\text{fluido térmico}}$$

$P_{\text{fluido térmico}}$ → peso del fluido térmico (Kg)

$\rho_{\text{fluido térmico}}$ → densidad del fluido térmico (Kg/m³)

Para determinar el peso del fluido de proceso primero tendremos que determinar que parte ocupa este dentro de la carcasa.

$$V_{\text{carcasa ocupado}} = \%_{\text{ocupación}} \cdot V_{\text{carcasa}}$$

$$V_{\text{ocupado tubos}} = N_{\text{tubos}} \cdot L_{\text{tubo}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_e^2$$

$$V_{\text{ocupado fluido proceso}} = V_{\text{carcasa ocupado}} - V_{\text{ocupado tubos}}$$

$$P_{\text{fluido proceso}} = V_{\text{ocupado fluido proceso}} \cdot \rho_{\text{fluido proceso}}$$

$$P_{\text{operación}} = P_{\text{fluido proceso}} + P_{\text{fluido térmico}} + P_{\text{vacío}}$$

30. El aislante que tengamos que poner al equipo lo calcularemos mediante el programa ISOVER.

11.4.7 CONDENSADORES: CD-301 Y 302

Igual que en los kettle reboilers plantearemos el esquema de cálculo para el diseño de los dos condensadores que tenemos en la planta.

Como que no son intercambiadores convencionales no podremos usar el método de Kern, así que seguiremos los siguientes pasos. Cabe remarcar que en este caso el fluido que enfriá siempre irá por tubos.

1. Determinar que caudal de vapor que se va a condensar, lo obtenemos del balance de materia.
2. Cálculo del calor a intercambiar entre el fluido y la mezcla a condensar.

Tendremos que plantear el siguiente balance de energía.

Si sólo queremos condensar todo el caudal de vapor de entrada o una parte la expresión del calor será:

$$Q = m' \cdot \lambda$$

Si a parte de condensar también queremos enfriar la expresión queda como:

$$Q = m' \cdot \lambda + m \cdot Cp \cdot (T_o - T_{cond}) + m \cdot Cp' \cdot (T_{cond} - T_f)$$

$Q \rightarrow$ calor a intercambiar (KJ/h)

$m \rightarrow$ caudal total de la mezcla (Kg/h)

$m' \rightarrow$ caudal que se va a condensar (Kg/h)

$Cp \rightarrow$ calor específico de la mezcla a la temperatura T_0 (KJ/Kg°C)

$Cp' \rightarrow$ calor específico de la mezcla a la temperatura T_f (KJ/Kg°C)

$\lambda \rightarrow$ calor latente de condensación de la mezcla (KJ/Kg)

$T_f \rightarrow$ temperatura final de la mezcla (°C)

$T_0 \rightarrow$ temperatura inicial de la mezcla ($^{\circ}\text{C}$)

$T_{\text{cond}} \rightarrow$ temperatura de condensación de la mezcla ($^{\circ}\text{C}$)

En el caso que C_p no cambie mucho con la temperatura podemos cogerla como constante y la expresión quedaría como.

$$Q = m \cdot \lambda + m \cdot C_p \cdot (T_f - T_0)$$

3. Fijamos la temperatura de salida del fluido térmico. Pero cuando calculemos la velocidad del fluido por tubos tendremos que asegurarnos que este entre el rango, sino tendremos que cambiar esta temperatura.
4. Calculamos el caudal de fluido que enfría que será necesario para quitar el calor calculado en el apartado 2.

$$m_f = \frac{Q}{C_p \cdot (T_e - T_s)}$$

$m_f \rightarrow$ caudal de fluido necesario (Kg/h)

$C_p \rightarrow$ calor específico del fluido térmico (KJ/Kg $^{\circ}\text{C}$)

$T_e \rightarrow$ temperatura de entrada del fluido que enfría ($^{\circ}\text{C}$)

$T_s \rightarrow$ temperatura de salida del fluido que enfría ($^{\circ}\text{C}$)

5. Calculo del ΔTML del sistema.

$$\Delta TML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_1 = T_e - T_f$$

$$\Delta T_2 = T_s - T_o$$

La circulación de los fluidos será en contra corriente, como en el caso de los reboilers, ya que la transferencia de calor será más eficiente.

6. Suponemos el valor de coeficiente global de transferencia, U , a partir de la **Figura 2** del apartado de diagramas.
7. Calculo del área total de intercambio.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta TML}$$

$A \rightarrow$ superficie de intercambio (m^2)

$U \rightarrow$ coeficiente global de transferencia ($W/m^{20}C$)

8. Seleccionamos el diámetro interno de los tubos. El diámetro de tubos será uno de los parámetros variables, ya que tendremos que cumplir con la velocidad requerida para un fluido que circula por tubos y esta depende directamente del diámetro. De la **figura 6** que tenemos en el apartado de reboilers, obtendremos el valor que puede tomar el diámetro de los tubos para un intercambiador de calor.

9. Suponemos la longitud de los tubos. La longitud al igual que el diámetro interno de los tubos será un parámetro clave en la iteración. En este caso al tratarse de un condensador sólo tendremos un paso por tubos. Los tubos, como en el caso anterior, podrán alcanzar hasta una longitud de 15m, los cuales serán proporcionados por la empresa **Profins**.

10. Calculo del área de intercambio de 1 tubo para poder calcular en el siguiente punto en número de tubos totales con el área total de intercambio calculada en el apartado 7.

$$A_{1tubo} = 2 \cdot \pi \cdot D_{externo} \cdot L$$

$D_{externo} \rightarrow$ diámetro externo (m)

$L \rightarrow$ longitud (m)

11. Número de tubos totales y número de tubos en U

$$N_{tubos\ totales} = \frac{\text{Área total de intercambio}}{\text{Área de 1 tubo}}$$

12. Determinación de la velocidad de paso por un tubo, el valor de esta velocidad debe estar entre 1-3 m/s aproximadamente.

$$v_t = \frac{Q_L}{\text{Área paso 1 tubo} \cdot N_{tubos\ totales}}$$

$$N_{tp} = \frac{N_t}{N_{pt}}$$

$v_t \rightarrow$ velocidad del fluido por tubos (m/s)

$Q_L \rightarrow$ caudal volumétrico total (m³/s)

$N_{tp} \rightarrow$ número de tubos por paso. En este caso es 1.

$N_t \rightarrow$ número de tubos totales

$N_{pt} \rightarrow$ número de pasos por tubo

13. Selección del pitch. En este caso al tratarse de un condensador utilizaremos un pitch cuadrado, ya que la limpieza del equipo se simplifica.

$$Pitch = 1,25 \cdot D_{externo}$$

14. Calculo del diámetro del haz de tubos, bundle diameter. Es necesario el número de pasos por tubo, para poder determinar K_1 y n_1 mediante la **Tabla 6.**

$$D_b = D_{externo} \cdot \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$$

$D_b \rightarrow$ Bundle diameter (m)

$D_{externo} \rightarrow$ diámetro externo de los tubos (m)

$N_t \rightarrow$ número total de tubos

$K_1 \rightarrow$ constante

$n_1 \rightarrow$ constante

En este caso K_1 y n_1 corresponden a 1 paso por tubo.

15. Comprobados que la relación L/Db se encuentra entre un valor de 4-6. Este parámetro nos define si la geometría del equipo es la correcta.

16. Calculamos el coeficiente individual de transmisión por carcasa, para ello se ha utilizado la correlación de Mostinski.

$$h_s = 0,104 \cdot P_c^{0,69} \cdot \left(\frac{Q}{A} \right)^{0,7} \cdot \left[1,08 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{0,17} + 4 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{1,2} + 10 \cdot \left(\frac{P}{P_c} \right)^{10} \right]$$

P_c → presión crítica de la mezcla (N/m²)

P → presión de trabajo (N/m²)

h_s → coeficiente individual de transmisión en la carcasa (W/(m²·°C))

17. Calculamos el coeficiente individual de transmisión por tubos a partir de las ecuaciones siguientes.

$$Nu = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,3}$$

$$R_e = \frac{\rho \cdot v_{tubos} \cdot D_i}{\mu}$$

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k}$$

$$N_u = \frac{h_t \cdot D_i}{k}$$

Re → Reynolds por el lado de tubos

ρ → Densidad del fluido que circula por tubos (Kg/m³)

v_{tubos} → velocidad del fluido que circula por tubos (m/s)

μ → Viscosidad del fluido que circula por tubos (Kg/(m·s))

Pr → número de prandtl

Cp → calor específico (KJ/(Kg·°C))

$k \rightarrow$ conductividad térmica (W/(m·K))

$Nu \rightarrow$ Nusselt

$h_t \rightarrow$ coeficiente individual de transmisión por tubos (W/(m²·°C))

$D_i \rightarrow$ diámetro interno de las tuberías (m)

18. Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor a partir de los coeficientes individuales calculados en los apartados anteriores.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{R_s} + D_e \cdot \frac{\ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right)}{2 \cdot k} + \frac{D_e}{D_i \cdot h_t} + \frac{D_e}{D_i \cdot R_t}$$

$U \rightarrow$ coeficiente global de transmisión de calor (W/(m²·°C))

$h_s \rightarrow$ coeficiente individual por carcasa (W/(m²·°C))

$h_t \rightarrow$ coeficiente individual por tubos (W/(m²·°C))

$R_s \rightarrow$ Fouling factor, coeficiente de ensuciamiento por carcasa (W/(m²·°C))

$R_t \rightarrow$ Fouling factor, coeficiente de ensuciamiento por tubos (W/(m²·°C))

Los coeficientes de ensuciamiento los obtendremos de la misma tabla que hemos usado para los reboilers, **figura 7**.

19. El coeficiente global que calculemos tiene que mantener una diferencia del 15%, como mucho, con el coeficiente global supuesto. Si el coeficiente global calculado es mayor que el supuesto querrá decir que estamos sobredimensionando, sino estaremos infradimensionando.

20.Calculamos el diámetro de carcasa a partir de la siguiente ecuación.

Elegiremos un pitch cuadrado, ya que es mucho más fácil de limpiar.

$$D_s = \Delta x + D_b$$

D_s → diámetro de carcasa (m)

Δx → diferencia entre el haz de tubos y el diámetro de carcasa (m).

D_b → bundle diameter (m)

21.Estimación de la velocidad por carcasa.

Tendremos que comprobar que las velocidades de los fluidos por el lado de carcasa son las correctas.

En este caso calcularemos la velocidad de circulación del vapor que ha de condensar. Esta velocidad estará entre 10-30m/s para vapor a presión atmosférica:

$$D_{eq} = \frac{1,27}{D_e} \cdot (pitch^2 - 0,785 \cdot D_e^2)$$

D_{eq} → diámetro equivalente (m)

D_e → diámetro externo (m)

Pitch → calculado en el apartado 13.

$$A_{st} = \left(\frac{l_B \cdot D_s \cdot (pitch - D_e)}{(pitch \cdot nps)} \right)$$

$$v_s = \frac{m_s}{A_{st} \cdot \rho_s}$$

A_{st} → área transversal de la carcasa (m^2)

l_B → distancia entre las pantallas deflectoras (m). l_B varia entre 0,2 a 1 veces el diámetro de carcasa.

D_s → diámetro de carcasa (m)

n_{ps} → número de pasos por carcasa

m_s → caudal másico del fluido de carcasa (Kg/h). En este caso el del vapor que condensa.

ρ_s → densidad del fluido de carcasa (Kg/m³)

v_s → velocidad del fluido de carcasa (m/s)

22. Número de pantallas deflectoras. Para calcular este valor haremos uso de la siguiente ecuación.

$$N_p = \frac{L}{l_B - 1}$$

N_p → número de pantallas deflectoras

L → longitud de los tubos (m)

l_B → distancia entre las pantallas deflectoras (m). l_B varia entre 0,2 a 1 veces el diámetro de carcasa.

23. Pérdidas de presión por tubos y por carcasa

En los tubos:

$$\Delta P_t = N_{pt} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \frac{L}{D_i} + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

ΔP_t → pérdida de carga por tubos (Pa)

N_{pt} → número de pasos por tubo

j_f → parámetro obtenido a partir de la **Figura 1** del **anexo I** el cual es función del Reynolds.

$L \rightarrow$ longitud de los tubos (m)

$D_i \rightarrow$ diámetro interno de los tubos (m)

$\rho \rightarrow$ Densidad (kg/m³)

$v_t \rightarrow$ velocidad del fluido por tubos (m/s)

El valor de ΔP_t no puede ser > 50-70 KPa

En la carcasa:

$$\Delta P_s = n_{ps} \cdot 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{D_s}{D_{eq}} \right) \cdot \left(\frac{L}{l_B} \right) \cdot \left(\frac{\rho_s \cdot v_s^2}{2} \right)$$

$\Delta P_s \rightarrow$ pérdida de carga por carcasa (Pa)

$n_{ps} \rightarrow$ número de pasos por carcasa

$j_f \rightarrow$ parámetro obtenido a partir de la **Figura 3** del **anexo I**.

$D_s \rightarrow$ diámetro de carcasa (m)

$D_{eq} \rightarrow$ diámetro equivalente (m)

$L \rightarrow$ longitud de los tubos (m)

$l_b \rightarrow$ distancia entre las pantallas deflectoras (m)

$\rho_s \rightarrow$ densidad del fluido de carcasa (kg/m³)

$v_s \rightarrow$ velocidad del fluido de carcasa (m/s)

El valor de ΔP_s no podrá superar los 35 KPa.

24. El diseño mecánico del equipo se realizará mediante el código ASME explicado en el apartado de tanques y recipientes.

25. El cálculo del peso del equipo seguirá el mismo esquema de cálculo que el kettle reboiler. Apartado **28**.

26. El aislante que tengamos que poner al equipo lo calcularemos mediante el programa ISOVER.

11.5 INCINERADORA

A) Diseño incineradora

En nuestro proceso se generan una serie de gases provenientes de los reactores.

Las corrientes gaseosas de los dos RCTA's se unen en un caudal **9C** el cual tiene las características siguientes:

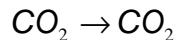
Tabla 18: *Caudal 9C.*

	9C	
	kg/h	w
Monóxido de carbono (kg/h)	100,45	0,522
Dióxido de carbono (kg/h)	72,88	0,379
Metano (kg/h)	15,90	0,083
Hidrógeno (kg/h)	3,31	0,017
Caudal Total (kg/h)	192,54	

Este caudal gaseoso no se puede emitir directamente a la atmósfera, debido a sus componentes. El tratamiento elegido es una combustión ya que, podremos aprovechar los gases calientes que se producen para obtener vapor de agua que pueda ser utilizada como vapor de servicio en la planta.

Se diseñará una incineradora que trabajará a presión atmosférica.

Primeramente, se describen a continuación las reacciones de combustión que tienen lugar, junto con sus respectivas entalpías:



En la tabla anterior disponemos de las características del caudal de entrada.

Seguidamente determinaremos las del caudal de salida mediante la estequiométría de la reacción.

Primero determinaremos la cantidad de CO_2 ,

$$100,45 \frac{\text{kgCO}}{\text{h}} \times \frac{1\text{Kmol CO}}{28 \text{kg CO}} \times \frac{1\text{Kmol CO}_2}{1\text{Kmol CO}} \times \frac{44 \text{Kg CO}_2}{1\text{Kmol CO}_2} = 157,9 \frac{\text{Kg CO}_2}{\text{h}}$$

$$15,9 \frac{\text{kgCH}_4}{\text{h}} \times \frac{1\text{Kmol CH}_4}{16 \text{kg CH}_4} \times \frac{1\text{Kmol CO}_2}{1\text{Kmol CH}_4} \times \frac{44 \text{Kg CO}_2}{1\text{Kmol CO}_2} = 43,7 \frac{\text{Kg CO}_2}{\text{h}}$$

Por tanto la salida de CO_2 corresponde a la suma de los valores calculados más el caudal de CO_2 que salía del reactor.

Por tanto tenemos un caudal de 274,5 Kg/h de dióxido de carbono.

A continuación determinaremos las cantidades de agua a la salida de la incineradora.

$$15,9 \frac{\text{kgCH}_4}{\text{h}} \times \frac{1\text{Kmol CH}_4}{16 \text{kg CH}_4} \times \frac{2\text{Kmol H}_2\text{O}}{1\text{Kmol CH}_4} \times \frac{18 \text{Kg H}_2\text{O}}{1\text{Kmol H}_2\text{O}} = 35,8 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$3,31 \frac{\text{kgH}_2}{\text{h}} \times \frac{1\text{KmolH}_2}{2\text{kg H}_2} \times \frac{1\text{Kmol H}_2\text{O}}{1\text{Kmol H}_2} \times \frac{18\text{KgH}_2\text{O}}{1\text{Kmol H}_2\text{O}} = 29,8 \frac{\text{KgH}_2\text{O}}{\text{h}}$$

El caudal de agua a la salida constará de los dos términos anteriores más el agua proveniente de la humedad del aire.

A continuación se determina la cantidad de aire necesaria para la combustión,

$$100,45 \frac{\text{kgCO}}{\text{h}} \times \frac{1\text{Kmol CO}}{28\text{kg CO}} \times \frac{0,5\text{Kmol O}_2}{1\text{Kmol CO}} \times \frac{32\text{Kg O}_2}{1\text{Kmol O}_2} = 57,4 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{h}}$$

$$15,9 \frac{\text{kgCH}_4}{\text{h}} \times \frac{1\text{Kmol CH}_4}{16\text{kg CH}_4} \times \frac{2\text{Kmol O}_2}{1\text{Kmol CH}_4} \times \frac{32\text{Kg O}_2}{1\text{Kmol O}_2} = 63,6 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{h}}$$

$$3,31 \frac{\text{kgH}_2}{\text{h}} \times \frac{1\text{KmolH}_2}{2\text{kg H}_2} \times \frac{0,5\text{Kmol O}_2}{1\text{Kmol H}_2} \times \frac{32\text{KgO}_2}{1\text{Kmol O}_2} = 26,5 \frac{\text{KgO}_2}{\text{h}}$$

Las necesidades estequiométricas de oxígeno son, 147,48 Kg/h.

El caudal de aire necesario no será el justamente estequímétrico, sino que deberá ir con un exceso para asegurar una combustión completa y cumplir la normativa de límites de emisión de NO_x.

Después de varias pruebas se decide utilizar un exceso de aire de 185%, obteniendo así una concentración de NO_x de 239,4mg/Nm³ (el límite se encuentra en 300mg/Nm³) y una temperatura de salida de gases de 988,8°C.

Para calcular esta concentración de NO_x se determinó la constante de equilibrio de formación de NO_x a partir de la temperatura de salida de gases, y a partir de esta constante se calcularon los moles de NO_x formados y su concentración.

Los cálculos se describen a continuación.

Caudal de oxígeno a la entrada = 147,48*2.85=420,32 kg/h

Caudal de nitrógeno a la entrada = $420,32 \times 0,767 / 0,233 = 1383,6 \text{ Kg/h}$

A partir del diagrama del psicrométrico y escogiendo una temperatura media de 20°C y una humedad relativa de un 85% se determina una humedad absoluta del aire de 10,25 g agua/Kg aire. Por tanto,

$$1803,9 \frac{\text{Kg aire}}{\text{h}} \times \frac{10,25 \text{ g agua}}{1 \text{ Kg aire}} \times \frac{1 \text{ Kg}}{1000 \text{ g}} = 18,5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Por tanto, el caudal de salida y el de entrada de aire quedan resumidos en la tabla siguiente.

Tabla 19: Caudales de la incineradora.

	Salida incineradora		Aire entrada incineradora	
	kg/h	w	kg/h	w
Monóxido de carbono (kg/h)	0,00	0,000	0,00	0,000
Dióxido de carbono (kg/h)	274,46	0,136	0,00	0,000
Agua (kg/h)	84,05	0,042	18,49	0,010
Metano (kg/h)	0,00	0,000	0,00	0,000
Hidrógeno (kg/h)	0,00	0,000	0,00	0,000
Oxígeno (kg/h)	272,84	0,135	420,32	0,231
Nitrógeno (kg/h)	1383,55	0,687	1383,55	0,759
Caudal Total (kg/h)	2014,89		1822,35	

A continuación se determinará el balance de energía,

Las entalpías calculadas mediante correlaciones que se encuentran en la bibliografía son:

Tabla 20: Entalpías de los diferentes compuestos.

Compuesto	Temperatura (ºC)	Entalpia (Kcal/Kmol)
CO	194	1248,7
CO ₂	194	1739,4
H ₂	194	1242,2
CH ₄	194	1715,12
H ₂ O	10	-39
Aire	10	-34,16

El balance de energía se expresa como:

$$m_{\text{entrada}} \cdot \Delta H_{\text{entrada}} + m_{\text{aire}} \cdot \Delta H_{\text{aire}} + m_{\text{combustión}} \cdot \Delta H_{\text{combustión}} = m_{\text{salida}} \cdot \Delta H_{\text{salida}}$$

Con las entalpías calculadas anteriormente, se determina cada término,

$$m_{\text{entrada}} \cdot \Delta H_{\text{entrada}} = 11120,9 \text{ Kcal/h}$$

$$m_{\text{aire}} \cdot \Delta H_{\text{aire}} = -2166,67 \text{ Kcal/h}$$

$$m_{\text{combustión}} \cdot \Delta H_{\text{combustión}} = 529428,64 \text{ Kcal/h}$$

Por tanto,

$$m_{\text{salida}} \cdot \Delta H_{\text{salida}} = 538372,86 \text{ Kcal/h}$$

A partir del caudal de salida total y las correlaciones en función de la temperatura para cada componente, podemos determinar el valor de la temperatura de salida.

Se obtiene así una temperatura de salida de los gases de la incineradora de 989ºC.

A continuación se determinará el volumen de la incineradora, según la expresión siguiente,

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

Donde:

V = volumen

τ = tiempo de residencia

Q= Volumen

El tiempo de residencia será fijado para la completa oxidación del CO.

La cinética es la siguiente,

$$\ln \frac{X_{cof}}{X_{coi}} = -1,3 * 10^{14} \cdot \exp\left(\frac{-15100}{T}\right) \cdot C_{O_2}^{0,5} \cdot C_{H_2O}^{0,5} \cdot \tau$$

Donde:

X_{cof}= fracción molar de CO final

X_{coi}=fracción molar de CO inicial

T= temperatura (K)

C_{O₂}= concentración final de oxígeno (moles/cm³)

C_{H₂O}= concentración final d'aigua (moles/cm³)

Por normativa sabemos que la concentración de CO al final debe ser inferior a 100mg/Nm³.

Por tanto podemos calcular la fracción molar de CO máxima que podemos tener a la salida de la incineradora.

$Q = 7498,78 \text{ m}^3 / \text{h}$ a la salida de la incineradora.

Expresado en condiciones normales,

$$Q = 1622,42 \text{ N m}^3 / \text{h}$$

Por tanto,

$$1622,42 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{100 \text{ mg CO}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ g}}{1000 \text{ mg}} \times \frac{1 \text{ mol}}{28 \text{ g}} = 5,79 \text{ mols CO}$$

Para determinar la fracción molar de CO a la salida debemos conocer el número de moles total.

$$PV = nRT$$

Donde:

P presión (Pa)

V volumen (m³)

n número de moles totales

R 8,314 Pa m³/moles K

T temperatura (K)

Despejando n y sustituyendo,

$$n = \frac{1,013 \cdot 10^5 \text{ Pa} \times 1622,42 \text{ m}^3}{8,314 \frac{\text{Pa} \cdot \text{m}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 273 \text{ K}} = 72410,25 \text{ mol / h}$$

Por tanto,

$$X_{cof} = \frac{5,79 \text{ molCO}}{72410,25 \text{ mols}} = 7,996 \cdot 10^{-5}$$

Se calcula a continuación la fracción molar de CO en la entrada

Sabemos el caudal másico de monóxido de carbono a la entrada. Esto en caudal molar corresponde a, 3587,5 moles CO/h.

Calculando, con la expresión de los gases ideales, el caudal total molar a la entrada de la incineradora, tenemos, 7889,1 moles/h.

Por tanto,

$$X_{co_i} = \frac{3587,5 \text{ molCO}}{7889,1 \text{ mols}} = 0,455$$

Se determinará a continuación la concentración de oxígeno y agua a la salida de la incineradora.

Los moles de oxígeno y de agua a la salida de la incineradora son, respectivamente: 8526,25 moles/h , 4669,44 moles/h.

Por tanto,

$$C_{o_2} = \frac{8526,25 \text{ moles}}{7498,79 \text{ m}^3 \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3}} = 1,137 \cdot 10^{-6} \text{ moles / cm}^3$$

$$C_{H_2O} = \frac{4669,44 \text{ moles}}{7498,79 \text{ m}^3 \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3}} = 6,227 \cdot 10^{-7} \text{ moles / cm}^3$$

Sustituyendo en la ecuación de la cinética.

$$\ln \frac{7,996 \cdot 10^{-5}}{0,455} = -1,3 \cdot 10^{14} \cdot \exp\left(\frac{-15100}{1261,8}\right) \cdot (1,137 \cdot 10^{-6})^{0,5} \cdot (6,227 \cdot 10^{-7})^{0,5} \cdot \tau$$

Despejando el tiempo de residencia se obtiene,

$$\tau = 0,012 \text{ s.}$$

Sobredimensionaremos este tiempo fijando

$$\tau = 0,5 \text{ s.}$$

El volumen lo determinaremos mediante la ecuación siguiente,

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

Sustituyendo:

$$V = 0,5 \text{ s} \cdot 7498,79 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = \mathbf{1,04 \text{ m}^3}$$

De la bibliografía escogemos una velocidad típica de los gases de 3m/s, para así determinar el área.

$$A = \frac{Q}{v}$$

Donde:

A = área de paso (m^2)

Q = caudal volumétrico de gases (m^3/s)

v = velocidad de los gases (m/s)

Sustituyendo,

$$A = \frac{7498,79 \frac{m^3}{h} \times \frac{1h}{3600s}}{3m/s} = 0,69m^2$$

Suponiendo que la incineradora es cilíndrica determinaremos su diámetro y altura.

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

Conociendo el área de paso antes calculada, podemos determinar el diámetro despejándolo de la ecuación anterior.

$$D=0,94 \text{ m}$$

El volumen se puede expresar de la siguiente manera,

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

Despejando la altura obtenemos un valor de $h=1,5 \text{ m}$

11.6 COMPRESORES Y SOPLADORES

11.6.1 COMPRESOR DE CO: CO-101/CO-102

Para pasar de la presión de 9,2 bar, a la entrada del compresor, a la presión de trabajo en el reactor, 28,6 bar precisaremos del uso de un compresor. Aún y así la presión a la comprimiremos el CO será mayor que la de trabajo en el reactor, ya que hay que tener en cuenta las perdidas de carga en las tuberías.

Para escoger el tipo de compresor necesitaremos calcular la relación de compresión mediante la expresión siguiente:

$$r = \frac{P_2}{P_1}$$

$P_2 \rightarrow$ Presión después del compresor (atm)

$P_1 \rightarrow$ Presión antes del compresor (atm)

Para que el compresor sea de 1 sola etapa r ha de encontrarse entre 3 y 5, si r es mayor que 5 tendremos un compresor multietapa.

En nuestro caso esta relación es de 3,13, así que tendremos un compresor mono etapa.

Potencia requerida en una compresión adiabática

Primero hay que calcular la potencia por unidad de masa

$$W_{ad} = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot \frac{z \cdot R \cdot T_1}{PM} \cdot \left(r^{\left(\frac{\gamma-1}{\gamma} \right)} - 1 \right)$$

Wad → Potencia por unidad de masa (J/Kg)

γ → Cp/Cv

Z → Factor de los gases

R → Constante de los gases (J/Kmol*K)

T₁ → Temperatura de entrada al compresor (K)

PM → Peso molecular CO (Kg/Kmol)

Finalmente calculamos la potencia total a partir de la potencia por unidad de masa

$$W = Wad \cdot Qm$$

W → Potencia total (Kw)

Wad → Potencia por unidad de masa (KJ/Kg)

Q_m → Caudal másico (Kg/s)

La potencia que obtendremos seria si la eficiencia de la compresión fuese del 100%, pero en la realidad no es así. Calcularemos la eficiencia a partir de la siguiente expresión.

$$\eta = \frac{\left[r^{\frac{2}{7}} - 1 \right]}{\left(\frac{T_2}{T_1} - 1 \right)}$$

η → Eficiencia adiabática

T₂ → Temperatura a la salida del compresor (K)

Tabla 21: Caudales de entrada-salida.

	Entrada (2)	Salida (3)
Caudal (Kg/h)	4767,12	4767,12
Presión (KPa)	989	3100
Temperatura (K)	153,5	282,7
$\gamma = Cp/Cv$	1,4	
R (J/Kmol·K)	8314	
PM (Kg/Kmol)	28,01	
Fase	V	V

$$W_{ad} = 61553,76 \text{ J/Kg}$$

$$W = 81,5 \text{ Kw}$$

$$\eta = 0,46$$

$$W_{real} = \frac{W}{\eta}$$

La potencia real del compresor será de 177,2 Kw.

11.7 BOMBAS

Para ayudar a la circulación de los fluidos líquidos por las tuberías usaremos bombas. Todas las bombas que usaremos serán bombas centrífugas, aunque las de alta presión serán un tipo de bombas un poco diferentes en cuanto a su funcionamiento.

A continuación presentaremos el esquema de cálculo a seguir para escoger en cada caso el tipo de bomba a utilizar a partir de las especificaciones de esta.

Balance de energía mecánica

$$g \cdot (z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{v_2^2}{\alpha_2} - \frac{v_1^2}{\alpha_1} \right) + ev = W$$

$g \rightarrow$ gravedad = 9,8 (m/s²)

z_2 i $z_1 \rightarrow$ altura del líquido en las posiciones 1 y 2 (m)

P_2 i $P_1 \rightarrow$ Presión en el punto 1 y 2 (Pa)

$\rho \rightarrow$ densidad del líquido (Kg/m³)

v_1 i $v_2 \rightarrow$ velocidades del fluido en el punto 1 y 2 (m/s)

α_1 i $\alpha_2 \rightarrow$ Si $Re < 2100$ $\alpha = 0,5$, Si $Re > 4000$ $\alpha = 1$

$ev \rightarrow$ perdidas de energía mecánica (m²/s²)

$W \rightarrow$ energía aportada al sistema (m²/s²)

Pérdidas de energía mecánica por fricción

Las pérdidas de energía mecánica en la conducción son debidas a la fricción del fluido con la tubería. Pero el cálculo será diferente para los tramos rectos y accidentes.

$$ev = ev_{tramos \cdot rectos} + ev_{accidentes}$$

Las pérdidas por fricción en los tramos rectos las calcularemos con la ecuación de Fanning.

$$ev_{tramos \cdot rectos} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D}$$

Y en los accidentes mediante la siguiente ecuación

$$ev_{accidentes} = \sum K \cdot \frac{v^2}{2}$$

$f \rightarrow$ factor de fricción, se encuentra a partir del diagrama de Moody, **Figura 1** del **anexo I**

$v \rightarrow$ velocidad del fluido (m/s)

$L \rightarrow$ longitud de la tubería (m)

$D \rightarrow$ diámetro de la tubería (m)

$K \rightarrow$ constante característica de cada tipo de accidente.

Carga total

La carga total es la diferencia entre la carga total necesaria en la impulsión y la aspiración.

$$h = h_i - h_a$$

Donde,

$$h_i = (z_2 - z_4) + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha} + evi \right)$$

$$h_a = (z_1 - z_3) + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha} - eva \right)$$

$eva \rightarrow$ pérdidas de energía mecánica en el tramo de aspiración (tanto accidentes como tramos rectos) (m^2/s^2)

$evi \rightarrow$ pérdidas de energía mecánica en el tramo de impulsión (tanto accidentes como tramos rectos) (m^2/s^2)

h son los metros que el fluido podrá subir gracias a su energía mecánica. Si su valor es negativo, el sistema no requerirá aportación externa de energía, pero

si es positivo será necesaria la instalación de una bomba para aportar la energía requerida por el sistema.

Potencia de la bomba

Para calcular la potencia necesaria de la bomba para impulsar el fluido utilizaremos la siguiente ecuación.

$$P = W \cdot m$$

$P \rightarrow$ potencia necesaria (J/s)

$W \rightarrow$ energía aportada al sistema (m^2/s^2)

$m \rightarrow$ caudal másico (Kg/s)

La potencia real de la bomba la calcularemos a partir del rendimiento de esta, dado por el fabricante, y de la potencia necesaria calculada anteriormente.

$$P_{real} = \frac{P}{\eta}$$

$\eta \rightarrow$ Rendimiento de la bomba

NPSH disponible

El NPSH es un factor importante a tener en cuenta, ya que si la presión disminuye por debajo de la presión de vapor este puede vaporizar y producir el fenómeno de cavitación.

$$NPSH_{disponible} = h_a - \frac{P_v}{\rho \cdot g}$$

El NPSH disponible tendrá que ser mayor que el requerido al menos en un 10%.

A continuación presentaremos un esquema de cálculo de la bomba P-103/104, para corroborar que los valores obtenidos con el simulador Hysys son los mismos que los calculados. Ya que todo el diseño de tuberías se ha realizado con el simulador. Aunque el rendimiento real de las bombas lo obtendremos de las curvas características para cada caso.

Tabla 22: Valores obtenidos para las bombas P-103/104.

Z_1 (m)	6,6
Z_2 (m)	2,10
Z_3 (m)	0
Z_4 (m)	0
P_1 (Pa)	$1,01 \cdot 10^5$
P_2 (Pa)	$1,01 \cdot 10^5$
ρ (Kg/m ³)	791,4
α	1
v_2 (m/s)	0
v_1 (m/s)	0
μ (Kg/(m·s))	$5,86 \cdot 10^{-4}$

v_1 y v_2 son 0 porque suponemos que el fluido tiene una velocidad menospreciable en la superficie dentro del tanque.

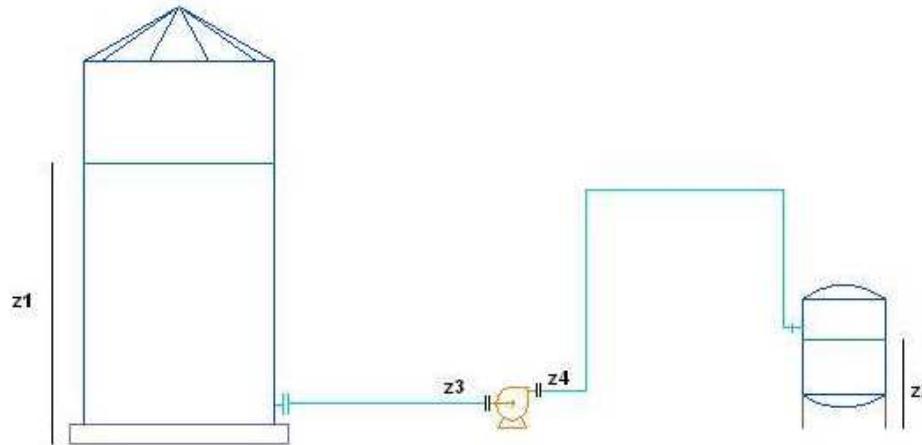


Figura 12: Esquema de la zona a estudiar

Tabla 23: Características de tramos.

	Tramo aspiración 5	Tramo impulsión 6
ϵ/D	$1,12 \cdot 10^{-3}$	$1,7 \cdot 10^{-3}$
Re	$7,5 \cdot 10^4$	$1,17 \cdot 10^5$
f	$6 \cdot 10^{-3}$	$6 \cdot 10^{-3}$
$L (m)$	22,12	35,5
$D (m)$	0,041	0,027
L/D	539,5	1314,8
$v (m/s)$	1,36	3,21
ϵ_V tramos rectos (m)	174,6	
Nº codos 90º	3	4
válvulas	2 de bola	1 de bola y 1 de retención
K	3,25	5
ϵ_V accidentes (m)	3	25,76
$W (m^2/s^2)$	505,7	
$h_a (m)$	18,14	
$h_i (m)$	34,34	
$h_{sistema} (m)$	16,21	
$m (Kg/s)$	1,32	
$P (J/s)$	210,3	
$\eta (%)$	40,8	
$P_{real} (Kw)$	0,52	
$NPSH_{disponible} (m)$	4,8	

Las otras bombas se han ajustado con el simulador Hysys añadiendo todos los accidentes y longitudes de cada tramo, de esta manera nos ahorramos calcular el balance de energía mecánica a mano. Se ha realizado de esta forma porque el simulador nos da aproximadamente los mismos resultados.

11.8 AGITADORES

11.8.1 AGITADOR REACTOR R-201/202. (AG-201 Y 202).

A continuación se determinará el tipo de agitador y la potencia necesaria para llevar a cabo la reacción de carbonilación en los reactores R-201/202.

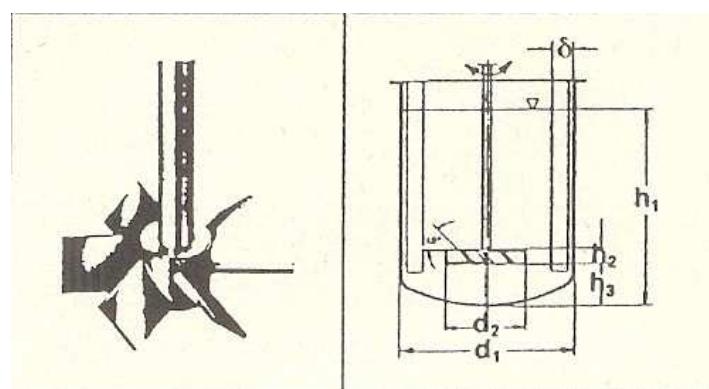
Primeramente se escogerá el tipo de agitador,

El fluido a agitar presenta una viscosidad y densidad similar al agua. Para este tipo de fluidos la bibliografía nos recomienda el uso de agitadores tipo turbina o hélice.

En nuestro caso escogemos el tipo turbina, **Pitched Blade turbine SBR**, que nos proporciona un flujo radial i axial y unas palas.

En la siguiente imagen podemos ver un esquema de la turbina.

Figura 13: Esquema de turbina.



Las relaciones para el diseño de la turbina son las siguientes,

$$d_2/d_1=0,33$$

$$h_2/d_2=0,125$$

$$h_3/d_1=0,3$$

$$h_1/d_1=1$$

$$\delta/d_1=0,1$$

Para el caso de las palas seguiremos las relaciones siguientes,

$$d_2/d_1=0,7$$

y escogeremos una altura de las palas de 1,6m

Sabemos que d_1 corresponde al diámetro del reactor que tiene un valor de 2m.

Las características del agitador se resumen en la siguiente tabla,

Tabla 24: Dimensiones de turbina y pala.

	Turbina	Pala
Diámetro (m)	0,66	1,4
Altura (m)	0,6	1,6
Anchura bafles (m)	0,2	
Bafles (m)	4	

Para determinar la potencia, se realizará un escalado a partir del dato de potencia por metro cúbico obtenida en la patente [1].

Se dimensionará para la turbina y posteriormente se sobredimensionará para las palas.

De la patente se extrae que para un volumen de 150ml se ha utilizado un agitador a una velocidad de agitación de 1000rpm.

Determinaremos la potencia utilizada.

Es necesario conocer el valor del Reynolds de agitación,

$$\text{Re}_{ag} = \frac{D_{ag} \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

Donde:

Re_{ag}: Reynolds de agitación

N: velocidad de agitación, rps

ρ: densidad (Kg/m³)

μ: viscosidad (Pa·s)

No conocemos el diámetro del agitador utilizado en la patente, pero supondremos que es del tipo turbina y lo calcularemos.

$$150ml \cdot \frac{1L}{1000ml} \cdot \frac{1m^3}{1000L} = 1,5E - 4m^3$$

Supondremos $H = 1,33D$.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 H = \frac{\pi}{4} 1,33 \cdot D^3 = 1,5E - 4m^3$$

Obtenemos $D = 0,052$ m

A partir de la relación $D_{ag}/D = 0.33$, obtenemos el diámetro del agitador,

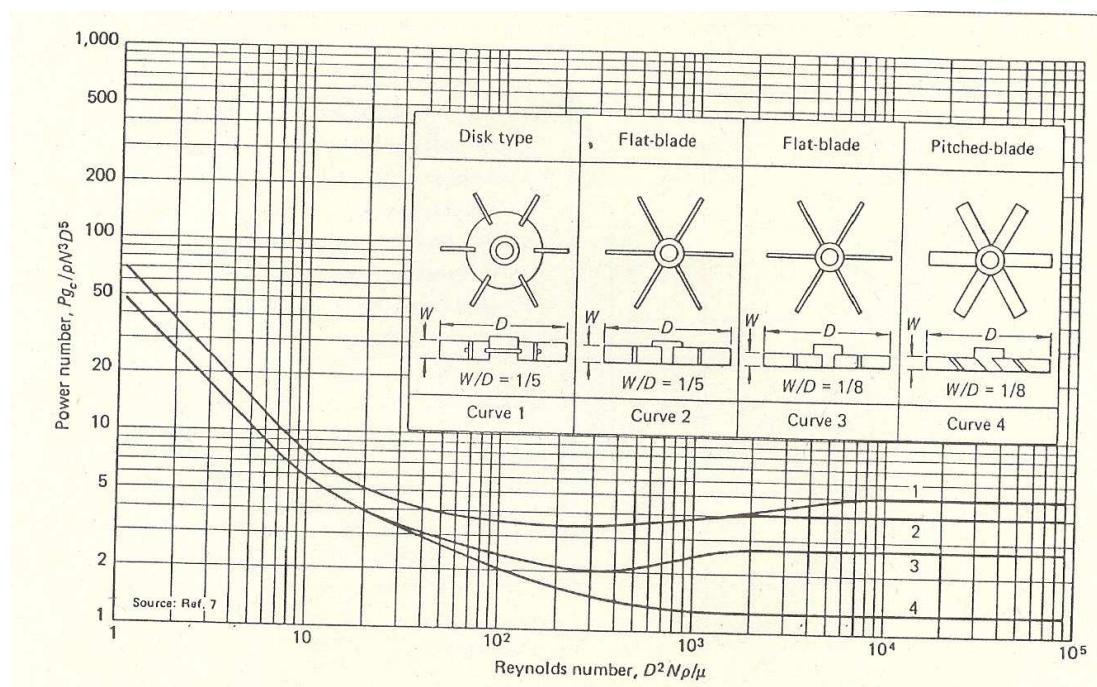
$$D_{ag} = 0,0173 \text{ m}$$

Ya podemos calcular el Reynolds de agitación.

$$Re_{ag} = \frac{0.0173^2 m \cdot 1500 / 60 rps \cdot 819,3 Kg / m^3}{0,4458 \cdot 10^{-3} Pa \cdot s} = 1,3E4$$

Del gráfico siguiente obtenemos el número de potencia, leyendo en la línea 4 que corresponde a nuestro agitador.

Figura 14: Diagrama para el cálculo del número de potencia.



Se obtiene pues,

$$Np = 1,4$$

El número de potencia se expresa como,

$$Np = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot D_{ag}^5}$$

Despejando la potencia,

$$P = 1,4 \cdot 819,3 \text{Kg/m}^3 \cdot (1500/60)^3 \text{rps} \cdot 0,0173^5 = 0,028 \text{W}$$

De esta forma obtenemos la relación.

$$\frac{0,028 \text{W}}{1,5E - 4 \text{m}^3} = 186,7 \text{W/m}^3$$

El volumen de nuestro reactor es de 10,72 m³, de los cuales son útiles 9m³. Aún así sobredimensionaremos el agitador para un volumen de 11 m³.

Por tanto,

$$11 \text{m}^3 \cdot \frac{186,7 \text{W}}{1 \text{m}^3} = 2054 \text{W}$$

A partir de la potencia determinaremos la velocidad de agitación.

Supondremos régimen turbulento, y por tanto Np=1,4

El diámetro del reactor es de 2 m, por tanto según la relación D_{ag}/D=0.33, el diámetro del agitador es de 0,66 m

$$Np = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot D_{ag}^5} = 1,4 = \frac{2054 \text{W}}{819,3 \text{Kg/m}^3 \cdot N^3 \cdot 0,66^5 \text{m}}$$

Despejando N,

$$N=2,4 \text{ rps} = 145 \text{ rpm}$$

Considerando que también dispondremos de unas palas sobredimensionaremos la potencia para el doble.

$$P = 4108 \text{ W}$$

11.8.2 AGITADOR DEL TANQUE DE DILUCIÓN (AG-301)

Dado que el fluido a agitar presenta una viscosidad y densidad similar al agua, es recomendable utilizar agitadores tipo turbina o hélice.

Escogemos el tipo turbina, **Pitched Blade turbine SBR**, que nos proporciona un flujo radial y axial.

Es necesario conocer el valor del Reynolds de agitación:

$$Re_{ag} = \frac{D_{ag} \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

Donde:

Re_{ag}: Reynolds de agitación

N: velocidad de agitación (rps)

ρ: densidad (Kg/m³)

μ: viscosidad (Pa·s)

D_{ag}: diámetro del agitador (m)

Éste último se calcula a partir de la relación bibliográfica D_{ag}/D_{tanque}=0,33.

Se obtiene el diámetro del agitador,

$$D_{ag}=0,825 \text{ m}$$

Por lo que respecta a la velocidad de agitación, consideramos el parámetro típico de 3m/s, que equivale a 1,16rps.

Ya podemos calcular el Reynolds de agitación.

$$Re_{ag} = \frac{0,825^2 m \cdot 1,16rps \cdot 1020Kg / m^3}{0,001Pa \cdot s} = 803980,89$$

Del gráfico del número de potencia en función del Reynolds de agitación obtenemos el número de potencia (Np) : 1,4.

El número de potencia se expresa como,

$$Np = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot D_{ag}^5}$$

Despejando la potencia,

$$P = 1,4 \cdot 1020Kg / m^3 \cdot (1,16)^3 rps \cdot 0,825^5 = 847,6W$$

ANEXO I

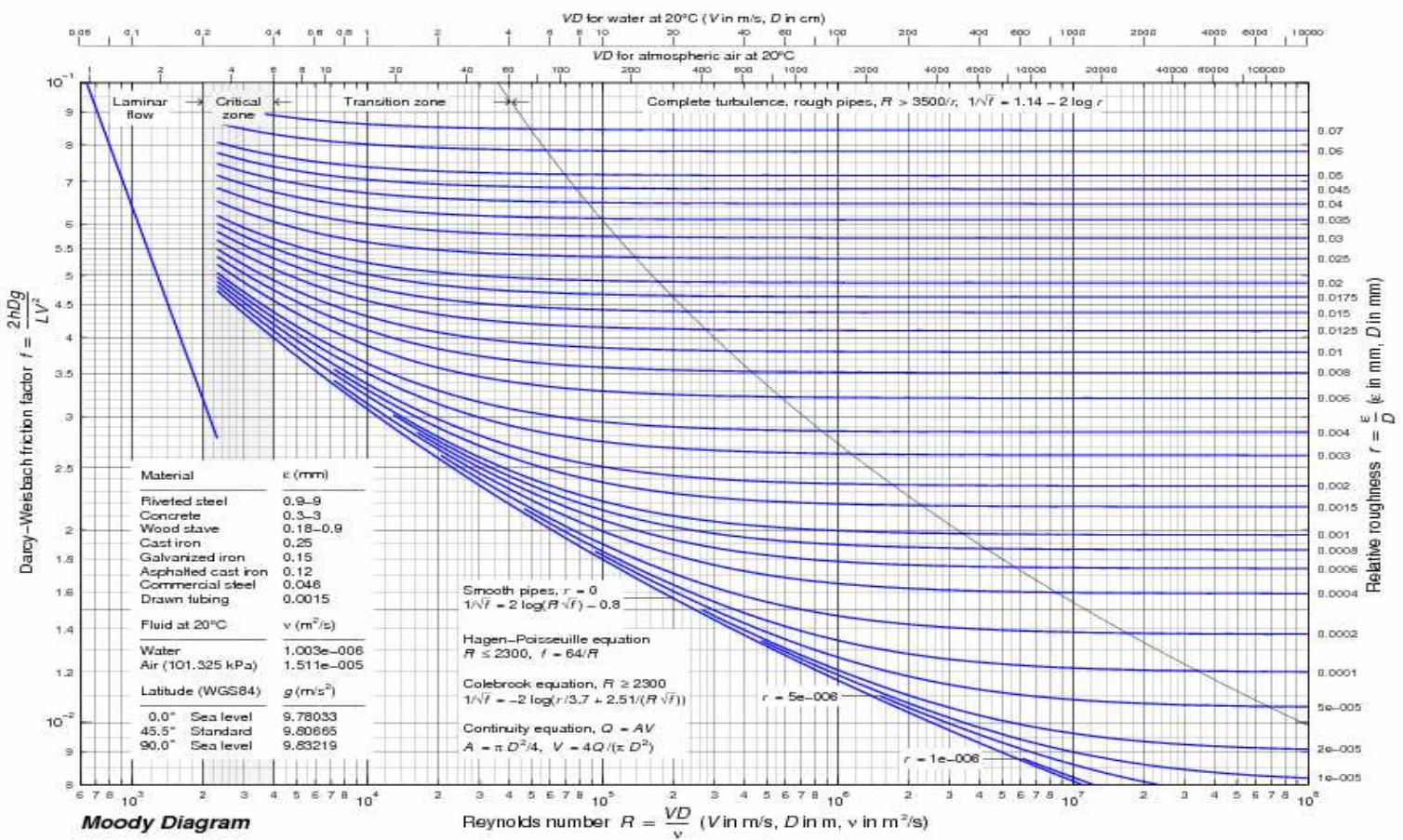


Figura 1: Diagrama de Moody

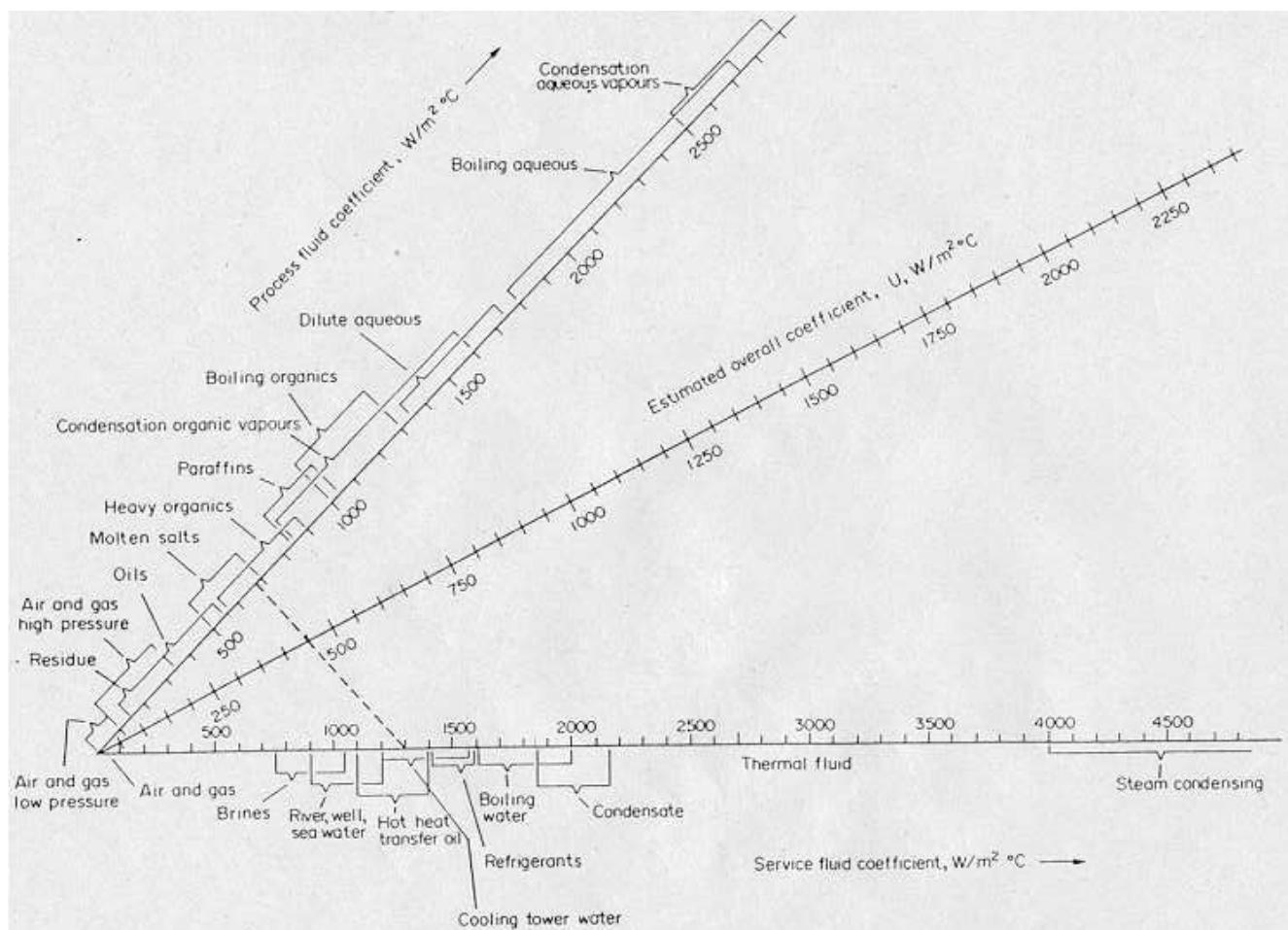


Figura 2: Diagrama para la suposición de U , coeficiente global de transferencia.

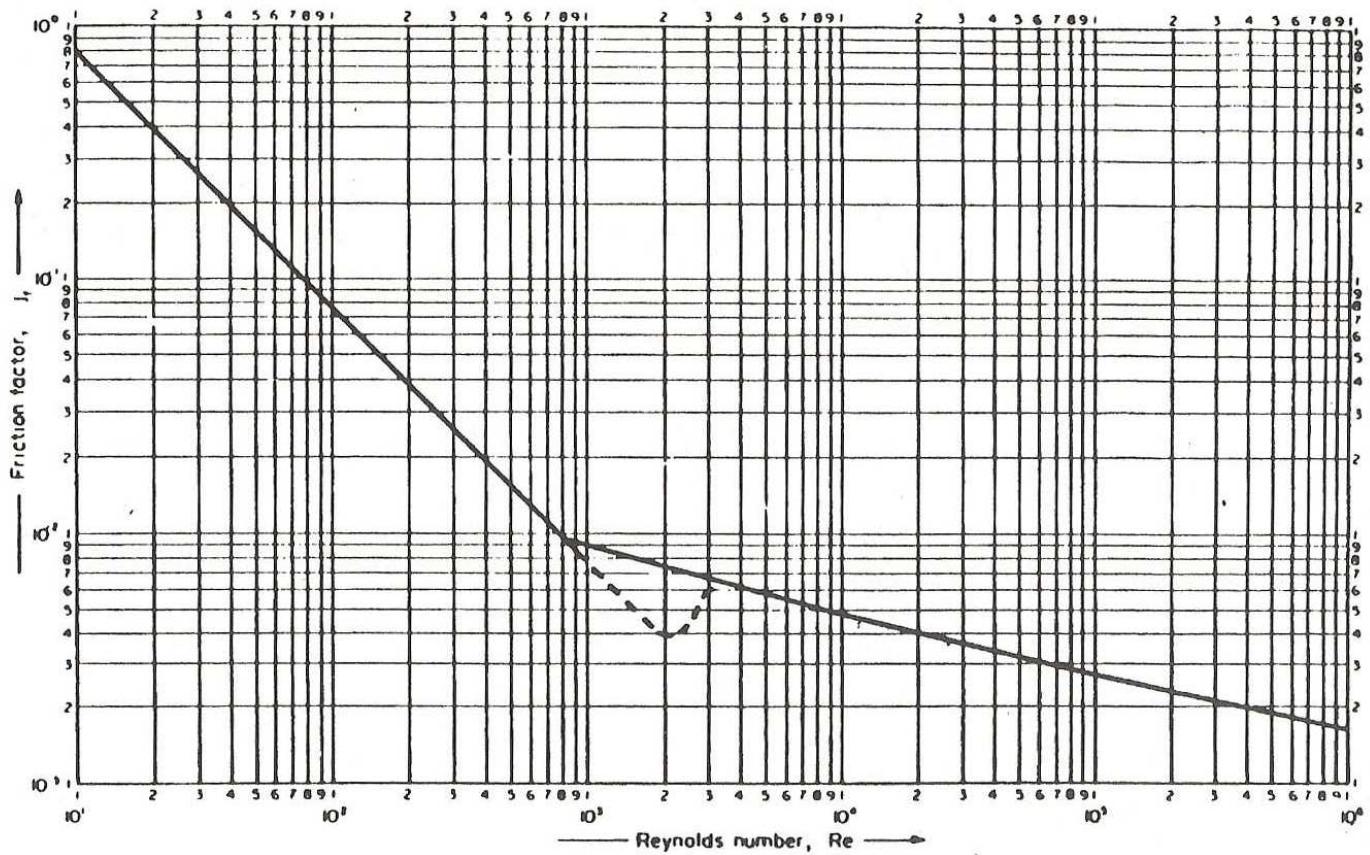


FIG. 12.24. Tube-side friction factors

Note: The friction factor j_f is the same as the friction factor for pipes ϕ ($= \frac{R}{\rho u^2}$), defined in Volume I Chapter 3.

Figura 3: Diagrama para la obtención de f para el cálculo de pérdida de carga en tubos de un intercambiador

Bibliografía

- Página web de la empresa Goodfellow, www.goodfellow.com donde se pueden consultar las distintas propiedades de los aceros empleados.
- Página web de la empresa Haynes, www.haynesintl.com/ donde se pueden consultar las propiedades del material Hastelloy.
- Normativa ASME sec. 8/1, diseño de equipos a presión.
- Kenneth J. Mc Naughton *The chemical Engineering Guide to Heat Transfer*, volume 1: Plant Principles
- Ludwig, Ernest E. *Applied process design for chemical and petrochemical plants*, volume 3 (2nd edition).
- Magyesy, Eugene *Manual de recipientes a presión* ed Limusa (2001).
- Página web de la empresa www.profins.com , para el apartado de evaporador de CO, reboilers y condensadores e intercambio de calor en general.
- [1] Glenn Sunley, J. , Derrick Watson, J., *High productivity methanol catalysis using iridium. The CativaTM process for the manufacture of acetic acid*, Catalysis today (2000).
- [2] Patente EP 0 643 034 A1.
- [3] Patente GB 2 337751 A.
- Página web www.cryoquip.com . para equipos de proceso criogénicos.
- Página web de la empresa www.uigi.com para almacenamiento de gases criogénicos.
- Página web de la empresa www.debem.it para el apartado de bombas, donde también se destaca www.Bomohsa.com , www.deanpump.com,
- Para bombas de alta presión se destacan las páginas web de www.directindustry.es,www.gouldspumps.com y www.sterlingfluidsystems.es.
- En lo referente a bombas criogénicas se destaca la web www.cryostar.com .
- En bombas de caudal bajo www.process-control.com.