



Universitat Autònoma de Barcelona

Proyecto Final de Carrera

*Ingeniería Técnica Industrial,
Química Industrial*



PARFA, S.A.

Planta de Producción de Ácido Láctico

Volumen II

**Sergi Alonso Piernas
Alba Arasa Pérez
Ana Fernández García
Marta Posada Rincón
Ana Ramos Pérez
Marcos Sánchez Alonso**

2 de Febrero de 2010

ÍNDICE

1. ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO.....	4
1.1. Descripción del proyecto.....	5
1.1.1. Bases del proyecto	5
1.1.2. Situación geográfica de la planta.....	6
1.1.3. Características i aplicaciones del ácido láctico	8
1.2. Abreviaturas	9
1.3. Especificaciones de las materias primas a almacenar	11
1.3.1. Propiedades del Acetaldehído.....	11
1.4. Descripción del proceso de producción.....	17
1.4.1. Métodos de obtención del ácido láctico	17
1.4.2. Proceso de fabricación	19
1.4.3. Constitución de la planta	20
1.4.4. Plantilla de trabajadores	21
1.5. Balance de Materia	22
1.5.1. Balance de materia global	22
1.6. Balances Unitarios	24
1.6.1. Balance del R-201 y R-202.....	24
1.6.2. Balance de los C-203 y C-204.....	25
1.6.3. Balance del T-209.....	25
1.6.4. Balance del T-301.....	26
1.6.5. Balance del R-302	26

1.7.	Balance de Materia por zonas.....	27
1.7.1.	Comprobación del balance global del sistema	32
1.8.	Especificaciones y necesidades de servicio.....	33
1.8.1.	Agua de red	33
1.8.2.	Agua descalcificada.....	33
1.8.3.	Gas natural	34
1.8.4.	Energía eléctrica.....	35
1.8.5.	Aire comprimido.....	35
1.8.6.	Fluido refrigerante.....	35
1.8.7.	Red de Nitrógeno.....	36
2.	EQUIPOS DE PROCESO	41
2.1.	Almacenamiento	41
2.1.1.	Plan de almacenamiento	41
2.1.2.	Incompatibilidad de sustancias.....	42
2.1.3.	Consideraciones para el diseño de los almacenes.....	43
2.1.4.	Diseño y número de los diferentes tanques.....	48
2.2.	Sistema de Venteo	49
2.2.1.	Estimación de las emisiones fugitivas de los tanques de almacenamiento.....	49
2.3.	Reactores R-201 y R-202.....	50
2.3.1.	Objetivo de los R-201 y R-202.....	50
2.3.2.	Dimensiones de los R-201 y R-202	52

2.4.	Etapa de destilación. C-203 y C-204.....	52
2.4.1.	Dimensiones de los C-203 y C-204	53
2.5.	Lavador de gases S-205	54
2.5.1.	Características generales de las columnas de absorción	54
2.5.2.	Objetivos de la columna de absorción.....	55
2.5.3.	Diseño de la columna de absorción.....	55
2.6.	Reactor de hidrólisis R-302	56
2.6.1.	Dimensiones del los R-302.....	57
2.7.	Tanques pulmón	57
2.7.1.	Tanque pulmón Acetaldehído (T-206)	57
2.7.2.	Tanque pulmón de Lactonitrilo T-301	58
2.7.3.	Tanque de Lactonitrilo recuperado T-303.....	59
2.8.	Purificación.....	59
2.8.1.	Acidificación i cristalización R-401	60
2.8.2.	Centrifuga F-402.....	60
2.8.3.	Columna de destilación D-403.....	61
2.9.	Listado de equipos	62
2.1.	Hojas de especificación de los equipos.....	68
3.	CONTROL E INSTRUMENTACIÓN.....	94
3.1.	Introducción.....	94
3.2.	Tipos de lazos de control	94
3.2.1.	Elementos de los lazos de control	96

3.2.2.	Nomenclatura de los lazos de control.....	96
3.3.	Listado de los lazos de control.....	98
3.3.1.	Lazos de control del área 100: Almacenaje de materias primas ..	99
3.3.2.	Lazos de control del área 200: Zona de reacción.....	101
3.3.3.	Lazos de control del área 300: Zona de la reacción de hidrólisis	105
3.3.4.	Lazos de control del área 400: Almacenaje de producto acabado 106	
3.4.	Descripción y diagramas de los lazos de control	107
3.4.1.	Área 100: Almacenaje	107
3.4.2.	Área 200: Zona de reacción	117
3.4.3.	Área 300: Zona de hidrolisis	148
3.4.4.	Área 500: Almacenaje de producto acabado.....	160
3.5.	Instrumentación: elementos finales de control	181
3.5.1.	Listado de elementos finales de control.....	182
3.5.2.	Listado de elementos finales de control del área 100: Almacenaje de materias primas.....	183
3.5.3.	Listado de elementos finales de control del área 200: Zona de reacción.....	184
3.5.4.	Listado de elementos finales de control del área 300: Zona de la reacción de hidrólisis.....	186
3.5.5.	Listado de elementos finales de control del área 500: Almacenaje de producto acabado	186
3.5.6.	Dimensionamiento de válvulas de control.	187
3.5.7.	Diseño de los elementos finales de control.	189

3.5.8.	Descripción de las alarmas.....	193
3.5.9.	Listado de alarmas.	193
3.6.	Sistemas de adquisición de datos.....	200
3.6.1.	Control de la planta.....	200
3.6.2.	Tarjeta de adquisición de datos.....	200
3.6.3.	Recuento de datos.....	201
3.6.4.	Elección de tarjetas de datos.....	206
4.	TUBERÍAS, VÁLVULAS Y ACCESORIOS.....	215
4.1.	Identificación de Tuberías.....	215
4.1.1.	Tuberías.....	216
4.1.2.	Aislamiento térmico de tuberías.....	218
4.1.3.	Listado de líneas.....	219
4.2.	Válvulas.....	228
4.2.3.	Listado de válvulas.....	230
4.2.4.	Hojas de especificación de válvulas.....	234
4.3.	Identificación de Accesorios.....	239
4.3.1.	Listado de Accesorios.....	239
4.4.	Bombas.....	243
4.4.1.	Bombas Centrífugas.....	244
4.4.2.	Bombas Dosificadoras.....	244
4.4.3.	Bombas de Vacío.....	244
4.4.4.	Listado de Bombas.....	246

4.4.5.	Hojas de especificación	247
5.	SEGURIDAD E HIGIENE	269
5.1.	Introducción.....	269
5.2.	Clasificación de la planta.....	269
5.3.	Disposiciones generales de la planta	270
5.3.1.	Orden, limpieza y mantenimiento	270
5.3.2.	Condiciones ambientales de los lugares de trabajo.....	271
5.3.3.	Iluminación de los lugares de trabajo	271
5.3.4.	Primeros auxilios	271
5.4.	Principales riesgos de la industria.....	272
5.4.1.	Incendios	272
5.4.2.	Explosión	274
5.4.3.	Fuga	275
5.5.	Manipulación de sustancias químicas	275
5.6.	Almacenamiento de sustancias químicas	299
5.6.1.	Almacenamiento de Acetaldehído (T-101 y T-102)	299
5.6.2.	Almacenamiento de HCN (T-103 y T-104)	300
5.6.3.	Almacenamiento de H ₂ SO ₄ (T-105).....	301
5.6.4.	Almacenamiento de Ácido láctico (T-501 y T-502)	301
5.6.5.	Medidas generales de seguridad.....	302
5.7.	Señalización.....	303
5.7.1.	Tipos de señales.....	303

5.7.2.	Tubos, recipientes y áreas de almacenaje	304
5.8.	PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS	306
5.8.1.	Características del establecimiento industrial:	306
5.8.2.	Evaluación del nivel de riesgo de la actividad industrial	308
5.8.3.	Evacuación del establecimiento industrial	310
5.8.4.	Detección y alarma de incendios.	314
5.8.5.	Sistema de abastecimiento de aguas contra incendios.	316
5.8.6.	Determinación de la reserva de agua.	319
5.8.7.	Estación de bombeo de agua.	319
5.8.8.	Sistema de hidrantes exteriores.	319
5.8.9.	Sistema de extintores de incendio.	320
5.8.10.	Sistema de BIE's.	323
5.8.11.	Señalización de los medios de protección contra incendios.....	325
5.9.	Plan de emergencia interior (PEI).	325
5.9.1.	Descripción de la actividad, superficies y ocupación.	325
5.9.2.	Alcance del plan de emergencia.....	327
5.9.3.	Categorización de los accidentes	327
5.9.4.	Situaciones de emergencia a considerar.....	328
5.9.5.	Dirección del plan de emergencia.....	328
5.9.6.	Acciones a realizar en caso de incendio.....	329
5.9.7.	Acciones a realizar en caso derrame.....	329
5.9.8.	Fin de la emergencia	330
5.9.9.	Interfase con el plan de emergencia exterior (PEE)	330

5.9.10. Inventario de medios de protección y recursos humanos.....	330
5.9.11. Señalización de los medios de protección contra incendios.....	330
5.9.12. Plan de evacuación.	330
5.10. Equipo de protección individual (EPI)	332
6. MEDIO AMBIENTE	337
6.1. Introducción.....	337
6.2. Contaminación industrial.....	337
6.2.1. Contaminación atmosférica	337
6.2.2. Contaminación del agua	338
6.2.3. Contaminación acústica.....	338
6.2.4. Contaminación lumínica	338
6.2.5. Contaminación por residuos	338
6.3. Residuos industriales	338
6.3.1. Residuos generados en la planta	339
6.4. Gestión de residuos de la planta	341
6.4.1. Gestión de los residuos	341
6.5. Gestión de los subproductos.....	355
6.6. Estudio de impacto ambiental	357
6.6.1. Vulnerabilidad de la zona	358
6.6.2. Evaluación de los impactos a partir del método cuantitativo	359
6.6.3. Matriz de pesos apoderados	362
6.6.4. Medidas para disminuir los impactos.....	364

7.	EVALUACIÓN ECONÓMICA	369
7.1.	Introducción.....	369
7.2.	Estimación de la inversión inicial.....	369
7.2.2.	Costes previos al proyecto	369
7.2.3.	Capital inmovilizado.....	369
7.2.4.	Costes de maquinaria y equipos.....	371
7.2.5.	Aplicación del método de VIAN	375
7.2.6.	Capital circulante	378
7.2.7.	Costes asociados a la puesta en marcha	379
7.2.8.	Inversión inicial total	379
7.3.	ESTIMACIÓN DELS COSTES DE LA PLANTA.....	379
7.3.1.	Costes de fabricación directos.....	380
7.3.2.	Costes de fabricación indirectos.....	386
7.3.3.	Costes generales, G	386
7.3.4.	Costes generales totales	387
7.3.5.	Costes totales de operación	388
7.4.	Ingresos por ventas y estudio de la rentabilidad	388
7.4.1.	Ingresos por ventas	388
7.5.	RENTABILIDAD DEL PROYECTO	389
7.6.	Viabilidad del proyecto	390
7.6.1.	Net Cash Flow (NCF)	390
7.7.	PAY-BACK.....	394
7.8.	CÁLCULO DEL VAN	394

7.9. CÁLCULO DEL VAN.....	395
8. PUESTA EN MARCHA DE LA PLANTA.....	399
8.1. Pruebas mecánicas.....	399
8.1.1. Prueba hidráulica.....	399
8.1.2. Prueba a presión	399
8.1.3. Limpieza	399
8.2. Comprobación de los servicios	400
8.3. Arranque de los equipos auxiliares	400
8.4. Llenado de los tanques de materias primas (A-100).....	400
8.5. Llenado de los reactores R-201 y R-202.....	401
8.6. Llenado del T-301	402
8.7. Carga del R-302.....	402
9. MANUAL DE CÁLCULOS.....	407
9.1. Balance de Materia	407
9.1.1 Reacción 2. Producción ácido láctico	407
9.1.1. Reacción 1. Producción de Lactonitrilo.....	410
9.2.2. Cálculo del peso de los tanques.....	421
9.2.3. Emisiones fugitivas de los tanques de almacenamiento. Venteo	424
9.2.4. Coeficientes globales de transferencia de calor (U_{ext})	426
9.2.6. Intercambiador de calor de los tanques de almacenaje.....	431
9.3. Diseño R-201 y R-202.....	437

9.3.1.	Cálculo de la entalpía de reacción.....	440
9.3.2.	Intercambiador de los reactores R-201 y R-202	442
9.3.3.	Destilación simple. C-203 y C-204.....	447
9.3.4.	Intercambiador de doble tubo	449
9.5.	Diseño de Tanques pulmón	468
9.5.1.	Tanque pulmón Acetaldehído (T-206)	468
9.5.2.	Tanque pulmón de Lactonitrilo T-301	470
9.5.3.	Tanque de Lactonitrilo recuperado T-303.....	471
9.6.	Tuberías	473
9.6.1.	Cálculo del diámetro de tubo	473
9.6.2.	Cálculo de radio de codo	474
9.7.	Evaluación de impacto ambiental.....	475
9.7.1.	Valoración de los impactos.....	491
10.	LEGISLACIÓN.....	500
10.1.	Actividad	500
10.2.	Agua	500
10.3.	Residuos.....	501
10.4.	Atmosfera.....	501
10.5.	Suelo.....	502
10.6.	Ruido.....	502
10.7.	Seguridad industrial	503
10.7.1.	Seguridad industrial: Almacenamiento	503

10.7.2. Seguridad industrial: Aparatos a presión	503
10.7.3. Seguridad industrial: CTE	503
10.7.4. Seguridad industrial: Instalaciones contra incendios	503
11. BIBLIOGRAFÍA.....	505
11.1. Especificaciones del proyecto.....	505
11.2. Diseño de equipos	505
11.3. 11.3. Control e instrumentación	506
11.4. Tuberías, válvulas y accesorios	506
11.5. Seguridad e higiene	507
11.6. Medioambiente	507
11.7. Evaluación económica	508
11.8. Legislación	508
11.9. Patentes.....	508
11.10. Programas	508

6. MEDIO AMBIENTE

6. MEDIO AMBIENTE

6.1. Introducción

El medio ambiente global manifiesta, cada vez más, un mayor deterioro debido al uso indiscriminado de los recursos naturales y a la insuficiente atención, en general, que se da a la solución de los efectos negativos que esto produce sobre los seres vivos, incluidas las poblaciones humanas.

Debido a las sustancias altamente peligrosas utilizadas en la planta la correcta gestión de los residuos que está produciendo es de superlativa importancia.

6.2. Contaminación industrial

Se entiende por contaminación cualquier sustancia o forma de energía que puede provocar algún daño o desequilibrio (irreversible o no) en un ecosistema, medio físico o un ser vivo. Es siempre una alteración negativa del estado natural del medio ambiente, y por tanto, se genera como consecuencia de la actividad humana.

Para que exista contaminación, la sustancia contaminante deberá estar en cantidad relativa suficiente como para provocar ese desequilibrio. Por eso la contaminación se puede clasificar como contaminación atmosférica, contaminación del agua, contaminación acústica, contaminación lumínica y contaminación por residuos.

6.2.1. Contaminación atmosférica

La contaminación atmosférica se denomina contaminación atmosférica o contaminación ambiental a la presencia en el ambiente de cualquier agente (físico, químico o biológico) o bien de una combinación de varios agentes en lugares, formas y concentraciones tales que sean o puedan ser nocivos para

la salud, la seguridad o para el bienestar de la población; o que puedan ser perjudiciales para la vida vegetal o animal.

6.2.2. Contaminación del agua

La contaminación del agua es el grado de impurificación que puede originar efectos adversos a la salud de un número representativo de personas durante periodos previsibles de tiempo. Por tanto un agua está contaminada, cuando ya no puede utilizarse para el uso que se le iba a dar, en su estado natural o cuando se ven alteradas sus propiedades fisicoquímicas.

6.2.3. Contaminación acústica

La contaminación acústica se puede definir como el incremento significativo de los niveles acústicos del medio y es uno de los factores importantes del deterioro calidad ambiental del territorio.

6.2.4. Contaminación lumínica

La contaminación lumínica se define como la emisión de flujos luminosos de fuentes artificiales nocturnas en intensidades, direcciones o rangos espectrales innecesarios para la realización de las actividades previstas en la zona en que se han instalado las luminarias.

6.2.5. Contaminación por residuos

Contaminación por residuos se origina por el consumo de productos que consume la sociedad como los residuos que se generan en el proceso productivo de los mismos. Por esta razón es importante concienciar a la sociedad y a la industria para minimizar y gestionar correctamente los residuos.

6.3. Residuos industriales

Los residuos industriales se definen como cualquier material sólido, pastoso o líquido resultante de un proceso de producción, transformación, de utilización, de consumo o de limpieza, que el productor o poseedor destina al abandonamiento.

Los residuos se pueden clasificar en función de la procedencia o del riesgo asociado a peligrosidad del residuo. En el caso de los residuos industriales generados en la Provincia de Cataluña se clasifican en función de la peligrosidad del residuo y a la vez se clasifican según el grado de peligrosidad del residuo, obteniendo residuos especiales, residuos no especiales y residuos inherentes.

- Los residuos especiales están cualificados como peligrosos por la normativa básica del estado y por la normativa comunitaria (Directiva 91/689/CE del 12 de diciembre). Según la directiva 91/689/CE del 12 de diciembre, relativa a los residuos peligrosos, se define un residuo peligroso como *“cualquier residuo que figure en una lista que se elaborará de acuerdo con el procedimiento establecido al artículo 18 de la Directiva 75/442/CEE y tomando como base los anexos I y II. Los residuos tendrán que tener una o más propiedades de las enumeradas en la lista del anexo III. Esta lista tendrá en cuenta el origen y la composición de los residuos y, cuando corresponda, los valores límite de concentración”*.
- Los residuos no especiales son todos aquellos residuos que no están clasificados como especiales o inertes.
- Es residuo inerte, el residuo, que una vez depositado en un vertedero no experimenta transformaciones físicas, químicas o biológicas significativas.

6.3.1. Residuos generados en la planta

Los residuos que se obtienen en esta actividad proceden de diferentes sectores dentro de nuestra planta, como el proceso de producción, de los laboratorios y de las oficinas.

Una parte de los residuos generados son considerados residuos especiales procedentes del proceso de producción y, en segundo lugar, de los laboratorios que tiene la planta para realizar la investigación y los controles de calidad. Por otra parte, los residuos clasificados como no especiales proceden del sector administrativo, el sector de servicios y el sector de tratamiento de aguas.

En el proceso productivo, concretamente en el área de reacción, se obtiene un residuo especial, acetaldehído procedente de la limpieza de los reactores R-201 y R-202 y un residuo no especial, el sulfato de amonio.

En el área de tratamiento de gases se generan dos residuos no especiales, el cloruro sódico y el cianuro sódico en fase acuosa que se llevan al tratamiento de aguas. En el tratamiento de aguas residuales de la planta se obtiene un residuo no especial, los lodos de la depuradora.

En el área de almacenamiento y en los laboratorios se obtienen envases contaminados y en el área de mantenimiento generan aceites térmicos sólidos.

En los laboratorios de calidad y de investigación se generan una pequeña cantidad de residuos especiales con una composición y características muy diversas.

En cambio, los residuos generados en las oficinas y en los servicios que tiene la planta, se generan residuos no especiales como el papel y cartón, materia orgánica, aguas residuales, material informático y/o eléctrico, y residuos especiales como pilas, fluorescentes, tóneres entre otros.

En el apartado siguiente se explicarán los métodos disponibles para gestionar los residuos producidos en esta actividad, cuál de estos métodos es el adecuado y la documentación que se necesita para cada uno de los residuos.

6.4. Gestión de residuos de la planta

6.4.1. Gestión de los residuos

La gestión de residuos industriales de Cataluña se rige mediante el Programa de Gestión de Residuos Industriales, llamado PROGRIC para el periodo del 2007-2012, que da continuidad a la tarea de planificación iniciada en el año 1994 con el Programa de gestión de residuos especiales y, más recientemente, al periodo del 2001-2006.

El programa de gestión de residuos industriales de Cataluña permite detectar los puntos fuertes y flojos del programa, de la misma manera que identifica los aspectos esenciales para garantizar los logros de los objetivos y que la gestión de los residuos industriales en Cataluña se da a cabo de manera eficiente, eficaz y sostenible.

A partir del modelo de gestión se ha demostrado que son eficaces y operativos para los diferentes agentes implicados en la gestión de residuos industriales y da respuesta a las a las deficiencias detectadas en los diferentes ámbitos de gestión.

Por otra parte, también se han considerado la evolución a lo largo de los últimos 6 años como, por ejemplo, el marco normativo o la tecnología existente para la gestión y tratamiento de residuos.

Para que la gestión de residuos sea fácil y adecuada es necesario tener un código para cada tipo de residuo. Hay dos tipos de códigos, el Código Europeo de Residuos, y en el caso de Cataluña el Código de Residuos de Cataluña. El código CER y CRC están relacionados entre si, de esta manera, la tabla 6.1 se muestra el Código Europeo de Residuos y el Código de Residuos de Cataluña para cada uno de los residuos.

Tabla 6.1. Códigos de gestión europeo y catalán de residuos

Residuo	CER	CRC
Otros residuos de reacciones y de destilación	070708	070202
Otros disolventes, líquidos de limpieza y licores madre orgánicos	070704	070104
Sales sólidas	060311	060314
Residuos no especificados en ninguna otra categoría	061099	060313
Pilas	160604	200119
Tóneres para impresión	080318	080309
Envases que contienen restos de sustancias peligrosas o están contaminados por estos compuestos	150110	150101
Aceites fácilmente biodegradables de motor, de transmisión mecánica y lubricantes	130208	130205
Equipos obsoletos	160214	160110
Componentes retirados de los equipos rechazados	160216	160216
Lotes de productos fuera de especificación y productos no utilizados	160306	070709
Productos químicos de laboratorio que contienen sustancias peligrosas, incluidas las mezclas de productos químicos de laboratorio	160506	160506
Purgas, lodos de calderas y circuitos de refrigeración	161002	150407
Fibra de lana	170604	150404
Envases compuestos	150106	150101
Envases plásticos	150102	200302
Absorbentes, materiales de filtración, trapos de limpieza y ropa protectora	150202	150201
Papel y cartón	200101	200101
Mezcla de residuos municipales	200301	200198
Fluorescentes y otros residuos que contienen mercurio	200121	200114

Residuo	CER	CRC
Plásticos	200139	200103
Residuos biodegradables de poda	200201	200201
Resinas del intercambio iónico	190806	150401
Lodos de depuradora	190902	190603
Chatarra y metales	200140	200105
Disolventes, mezclas sucias con disolventes l líquidos orgánicos no halogenados	140603	140203

Para gestionar este tipo de residuos hay diferentes vías de gestión. En la tabla 6.2 representa las diferentes posibilidades que hay para gestionar un residuo y la vía de gestión más adecuada para cada uno de los residuos según su clasificación.

Tabla 6.2. Tipos de tratamiento de residuos.

Residuo	CER	CRC	Especial/ no especial/ Inerte	Métodos de tratamiento			
				Métodos disponibles		TDR Escogido	
				VAL	TDR		
Otros residuos de reacciones y de destilación	070708	070202	E	V61	T24 T21 T13	V61	Utilización como combustible
Otros disolventes, líquidos de limpieza y licores madre orgánicos	070704	070104	E	V21 V61	T24 T21	V61	Regeneración de disolventes
Sales sólidas	060311	060314	E	-	T31 T21 T13	T31	Tratamiento fisicoquímico y biológico
Residuos no especificados en ninguna otra categoría	061099	060313	-	-	-	-	-
Pilas	160604	200119	NE	V44	-	V44	Reciclaje y recuperación de metales
Tóneres para impresión	080318	080309	NE	V54	T12	V54	Reciclaje de tóneres
Envases que contienen restos de sustancias peligrosas o están contaminados por estos compuestos	150110	150101	E	V51	T21 T36 T13	V51	Recuperación, reutilización y regeneración de envases
Aceites fácilmente biodegradables de motor, de transmisión mecánica y lubricantes	130208	130205	E	V22	T21	V22	Regeneración de aceites minerales
Equipos obsoletos	160214	160110	NE	V41	T32	V41	Reciclaje y recuperación de metales o compuestos metálicos

Residuo	CER	CRC	Especial/ no especial/ Inerte	Métodos de tratamiento			
				Métodos disponibles		TDR Escogido	
				VAL	TDR		
Componentes retirados de los equipos rechazados	160216	160216	NE	V45	T32 T12	T33	Estabilización
Lotes de productos fuera de especificación y productos no utilizados	160306	70709	NE	-	T31 T33 T12 T21	T33	Estabilización
Productos químicos de laboratorio que contienen sustancias peligrosas, incluidas las mezclas de productos químicos de laboratorio	160506	160506	E	V24 V42	T32 T21 T31	V24	Reciclaje de sustancias orgánicas (no disolventes)
Purgas, lodos de calderas y circuitos de refrigeración	161002	150407	NE	-	T31 T21 T36 T32 T24	T31	Tratamiento fisicoquímico y biológico
Fibra de lana	170604	150404	I	-	T12	T12	Deposición de residuos no especiales
Envases compuestos	150106	150101	NE	V51 V11 V61	T21 T12	V12	Reciclaje de plásticos
Chatarra y metales	200140	200105	NE	V41	-	V41	Reciclaje y recuperación de metales o compuestos metálicos
Envases plásticos	150102	200302	NE	V51 V61 V12	T12	V12	Recuperación, reutilización y regeneración de envases

Residuo	CER	CRC	Especial/ no especial/ Inerte	Métodos de tratamiento			
				Métodos disponibles		TDR Escogido	
				VAL	TDR		
Absorbentes, materiales de filtración, trapos de limpieza y ropa protectora	150202	150201	E	V13 V41	T24 T21 T22 T13 T31 T36	V13	Reciclaje textiles
Papel y cartón	200101	200101	NE	V61 V11 V85	-	V11	Reciclaje de papel y cartón
Mezcla de residuos municipales	200301	200198	NE	-	T12 T21 T62 T36	T21	Incineración de residuos no halogenados
Fluorescentes y otros residuos que contienen mercurio	200121	200114	E	V41	-	V41	Reciclaje y recuperación de metales o compuestos metálicos
Plásticos	200139	200103	NE	V12 V61	-	V12	Reciclaje de plásticos
Residuos biodegradables de poda	200201	200201	NE	V83 V85	-	V11	Reciclaje de papel i cartón
Resinas de intercambio iónico	190806	150401	E	V24 V42	T21 T13	V24	Reciclaje de sustancias orgánicas (no disolventes)
Lodos de depuradora	290902	NE	NE	-	T12	T12	Reciclaje de plásticos
Disolventes, mezclas con disolventes y líquidos orgánicos no halogenados	140603	140603	E	V21 V91	T21	V21	Incineración de residuos no halogenados

Los criterios para la gestión de residuos han sido seleccionar la vía de valorización siempre que sea posible y cuando no sea posible, seleccionar un tratamiento de residuos adecuado.

Las vías de valorización más comunes son aquellas que mediante un tratamiento se puede reciclar, estabilizar o utilizar del residuo como combustible o compostaje.

Una vez seleccionado el método más adecuado para la gestión de cada residuo, es necesario escoger a un gestor externo para que trate dichos residuos. Estos gestores deben estar inscritos como el *Registro general de gestores de Residuos de Cataluña* para garantizar que los residuos que entran en sus plantas se tratan o valoran de la forma más correcta posible. También deben llevar al día un registro de entradas de residuos y materias, cumplir todos los aspectos de la resolución sobre la normativa vigente y a la declaración de impacto ambiental en el caso de que haya.

Otros documentos que deben elaborar y tramitar correctamente de acuerdo con las instrucciones de la Agencia Catalana de Residuos de Cataluña, es la Declaración anual de residuos industriales para gestores y/o el resumen mensual de las entradas de residuos producidas a la planta.

Asimismo, los gestores deben gestionar los residuos generales a la propia actividad mediante empresas del *Registro General de Gestores de Residuos de Cataluña* y estar dados de alta en el *Registro de Productores de Residuos Industriales* y presentar la Declaración de Residuos industriales como productores.

Los gestores también deben informar inmediatamente a la Agencia de Residuos de Cataluña de cualquier incidencia significativa que se produzca en la planta, sobre todo si afecta el proceso de gestión que se realiza y facilitar todas las dadas solicitadas así como las tareas de seguimiento y control a la Agencia de Residuos de Cataluña.

En la tabla 6.3 se muestran los residuos generados en la planta junto con el gestor que gestionaría dichos residuos y la documentación necesaria para poder llevarse a cabo la gestión externa.

Tabla 6.3. Gestores de los residuos de la planta.

Residuo	CER	Clasificación	TDR Escogido		Gestor			
					Nombre	Localidad	Comarca	Código
Otros residuos de reacciones y de destilación	070708	E	V61	Utilización como combustible	Uniland cementera, SA	Sitges	Garraf	E-998.07
Otros disolventes, líquidos de limpieza y licores madre orgánicos	070704	E	V61	Regeneración de disolventes	Uniland cementera, SA	Sitges	Garraf	E-998.07
Sales sólidas	060311	E	T31	Tratamiento fisicoquímico y biológico	Ecológica Ibérica y Mediterránea, S.A.	Barcelona	Barcelona	E-49.92
Residuos no especificados en ninguna otra categoría	061099	-	-	-	-	-	-	-
Pilas	160604	NE	V44	Reciclaje y recuperación de metales	Aprofitament assessorament Ambiental, SL	Les Franqueses del Vallès	Valles Oriental	E-1023.08
Tóneres para impresión	080318	NE	V54	Reciclaje de tóneres	Barcelona recicla, SL.	Barcelona	Barcelona	E-1055.08

Residuo	CER	Clasificación	TDR Escogido		Gestor			
					Nombre	Localidad	Comarca	Código
Envases que contienen restos de sustancias peligrosas o están contaminados por estos compuestos	150110	E	V51	Recuperación, reutilización y regeneración de envases	Artesanos de envases reciclados Calvo, S.L.	Sant Andreu de la Barca	Baix Llobregat	E-129.95
Aceites fácilmente biodegradables de motor, de transmisión mecánica y lubricantes	130208	E	V22	Regeneración de aceites minerales	Cator, S.A.	Alcover	Alt Camp	E-56.93
Equipos obsoletos	160214	NE	V41	Reciclaje y recuperación de metales o compuestos metálicos	Aluminis Giralt, S.L.	Barcelona	Barcelona	E-812.03
Purgas, lodos de calderas y circuitos de refrigeración	161002	NE	T31	Tratamiento físico químico y biológico	Ecologica Iberica y Mediterranees, S.A.	Barcelona	Barcelona	E-49.93
Fibra de lana	170604	I	T12	Deposición de residuos no especiales	Planta Intercomarcal del Reciclatge, S.A.	Sabadell	Vallés Oriental	E-475.98

Residuo	CER	Clasificación	TDR Escogido		Gestor externo			
					Nombre	Localidad	Comarca	Código
Componentes retirados de los equipos rechazados	160216	NE	T33	Estabilización	Ecologica Iberica y Mediterranea, S.A.	Barcelona	Barcelona	E-49.92
Lotes de productos fuera de especificación y productos no utilizados	160306	NE	T33	Estabilización	Ecologica Iberica y Mediterranea, S.A.	Barcelona	Barcelona	E-49.93
Productos químicos de laboratorio que contienen sustancias peligrosas, incluidas las mezclas de productos químicos de laboratorio	160506	E	V24	Reciclaje de sustancias orgánicas (no disolventes)	LPG Técnicas en extinción de incendios, S.A.	Espluges de Llobregat	Baix Llobregat	E-584.98
Envases compuestos	150106	NE	V12	Reciclaje de plásticos	Alrplast, S.A.	Hospitalet de Llobregat	Barcelona	E-303.96
Envases plásticos	150102	NE	V12	Recuperación, reutilización y regeneración de envases	Alrplast, S.A.	Hospitalet de Llobregat	Barcelona	E-303.96

Residuo	CER	Clasificación	TDR Escogido		Gestor externo			
					Nombre	Localidad	Comarca	Código
Absorbentes, materiales de filtración, trapos de limpieza y ropa protectora	150202	E	V13	Reciclaje textiles	Cespa, Gestión de residuos, S.A.	Barcelona	Barcelona	E-174.96
Papel y cartón	200101	NE	V11	Reciclaje de papel y cartón	Ana Maria Tabuena Casbas	Barcelona	Barcelona	E-185.96
Mezcla de residuos municipales	200301	NE	T21	Incineración de residuos no halogenados	Gestió de Residus Especials de Catalunya, S.A. (GRECAT)	Barbera del Vallès	Vallès Occidental	E-470.98
Fluorescentes y otros residuos que contienen mercurio	200121	E	V41	Reciclaje y recuperación de metales o compuestos metálicos	Aluminis Giralt, S.L.	Barcelona	Barcelona	E-812.03
Disolventes, mezclas de disolventes y líquidos orgánicos no halogenados	140603	E	V21	Incineración de residuos no halogenados	Gestió de Residus Especials de Catalunya, S.A. (GRECAT)	Barbera del Vallès	Vallès Occidental	E-470.98

Residuo	CER	Clasificación	TDR Escogido		Gestor externo			
					Nombre	Localidad	Comarca	Código
Plásticos	200139	NE	V12	Reciclaje de plásticos	Alreplast, S.L.	Hospitalet de Llobregat	Barcelona	E-303.96
Residuos biodegradables de poda	200201	NE	V11	Reciclaje de papel i cartón	Ana Maria Tabuena Casbas	Barcelona	Barcelona	E-185.96
Resinas del intercambio iónico	190806	E	V24	Reciclaje de sustancias orgánicas (no disolventes)	LPG Técnicas en extinción de incendios, S.A.	Espluges de Llobregat	Baix Llobregat	E-584.98
Lodos de depuradora	190902	NE	T12	Reciclaje de plásticos	Alreplast, S.L.	Hospitalet de Llobregat	Barcelona	E-303.96
Chatarra y metales	200140	NE	V41	Reciclaje y recuperación de metales o compuestos metálicos	Aluminis Giralt, S.L.	Barcelona	Barcelona	E-812.03

Según el Decreto 93/1999 del 6 de abril, sobre el procedimiento de Gestión de Residuos, cada residuo necesita una documentación para que la gestión sea correcta.

Para conocer la documentación necesaria para cada residuo es necesario clasificar los residuos según el tipo de modelo de gestión. En la gestión de residuos de Cataluña hay cuatro modelos, el modelo A o modelo estándar, el modelo B o modelo de valorización, modelo C para pequeñas cantidades y el modelo de residuos de cartón, chatarra entre otros.

El residuo que estén incluidos en el modelo A, requieren la ficha de aceptación, la ficha de seguimiento i la ficha de itinerante mientras que en el modelo B sólo se necesita la documentación de la ficha de seguimiento y la ficha del seguimiento itinerante.

El modelo C se subdivide en 4 apartados, C1, C2, C3 y C4. El modelo C1 y el modelo C2 no requieren la ficha de aceptación pero si la hoja de seguimiento itinerante y el justificante de recepción del residuo pero la diferencia entre ellos es que para el C1 se puede utilizar un vehículo propio y el modelo C2 es necesario un vehículo autorizado.

El modelo C3 son casos muy especiales donde se requiere la ficha de aceptación y el justificante de recepción del residuo y pueden ir con un vehículo propio. En cambio el modelo 4 requiere ficha de aceptación, hoja de seguimiento itinerante y deben de ir con un vehículo autorizado.

El último modelo es el que incluyen residuos como el papel y cartón entre otros residuos. En este tipo de modelos deben ir con vehículo autorizado y sólo es necesario albaranes privados entre el productor y el gestor autorizado.

La ficha de aceptación (FA) es el documento normalizado que se ha de suscribir entre el productor y poseedor del residuo y el gestor, que tiene por objeto el reconocimiento de la destinación correcta.

La ficha de seguimiento (FS) es el documento normalizado que acredita la entrega del residuo del productor o poseedor del transportista para llevar hasta el gestor.

La hoja de seguimiento itinerante (FI) es una hoja alternativa a la anterior, que acredita la entrega de diversos residuos de diferentes productores o poseedores a un transportista per entregarlos a un mismo gestor.

Justificante de recepción del residuo (JRR) es el documento normalizado que entrega el gestor al productor o poseedor del residuo en el momento de la recepción.

6.5. Gestión de los subproductos

En nuestra planta obtenemos un residuo que puede valorizarse como subproducto por sus características debido a que tiene un valor añadido. Este residuo es el sulfato de amonio que se obtendrá en estado sólido y cómo este residuo puede ser utilizado como una materia prima, se puede *vender* a otras empresas que necesiten este compuesto como materia prima.

De este modo la utilización de subproductos como materia prima implica una reducción del coste de las entradas de proceso productivo, también, la gestión de los residuos como subproductos disminuyen el coste de la eliminación i el impacto sobre el medio ambiente.

La gestión de residuos como subproductos se establece a la legislación catalana en el artículo 29 del Decreto 93/1999, de 6 abril, sobre procedimientos de gestión de residuos.

Para que un residuo se pueda gestionar como subproducto se dispone de la resolución de la Agencia de residuos de Cataluña, que lo declara como subproducto. Así que, una vez la empresa productora y receptora del residuo has llegado a un acuerdo (y antes que se comienzan a gestionar los subproductos por parte de la empresa receptora), hace falta que ambas lo soliciten conjuntamente a Agencia Catalana de Residuos.

Asimismo el residuo que se quiere valorizar como subproducto, en este caso, la empresa puede insertar un anuncio de oferta a través de la web o llegar la información mediante fax o correo electrónico a la Secretaria de la BSP o a otra sala de comercio.

Para poder vender el residuo como subproducto es necesario solicitar una serie de documentación. Los documentos que son necesarios es un documento solicitando conjuntamente del productor y el receptor del residuo dirigida al director de la Agencia Catalana de Residuos, un contrato en el que el productor o poseedor del residuo y el receptor de acuerdo con el modelo adjuntado y la empresa productora y receptora del residuo tendrán que adjuntar una memoria explicativa que incluya la siguiente información.

En la memoria explicativa la empresa productora tendrá que incluir la información sobre la descripción del proceso donde se genera el residuo, las características y su descripción, la cantidad anual generada del residuo y el análisis actualizada del residuo.

Para los receptores del residuo deberán incluir en la memoria una descripción del proceso donde se utilice el “residuo”, la forma de recepción, almacenamiento y manipulación del residuo, la materia prima sustituida, consumo previo del residuo y cantidad de ahorro de a primera prima y las medidas i controles sobre los efectos adicionales producidos por el uso del residuo.

Una vez inscrito en la bolsa de subproductos, el sulfato de amonio se le proporciona un código, que en este caso es el D-B-01-CA-026.

La periodicidad de la declaración de subproducto tiene un vigencia máxima de 5 años, pero siempre supeditada por la vigencia del contrato de las empresas. Una vez que vencido el contrato, si las empresas quieren seguir efectuando la gestión del residuo como subproducto, se tendrá que presentar una nueva solicitud con un nuevo contrato y una nueva memoria explicativa.

La empresa productora tendrá que declarar dicho residuo en su Declaración Anual de Residuos Industriales (DARI) la gestión del sulfato de amonio como subproducto en el apartado correspondiente y para la empresa receptora tendrá que declarar en la Declaración Anual de Residuos Industriales la gestión del residuo como materia prima.

6.6. Estudio de impacto ambiental

Se entiende por evaluación de impacto ambiental el conjunto de estudios y sistemas técnicos que permiten estimar los efectos que la ejecución de un determinado proyecto, obra o actividad causa sobre el medio ambiente.

Según el Decreto 114/1988, del de 7 de abril, de Evaluación de Impacto Ambiental, la planta Parfa se encuentra clasificada en el grupo de *“instalaciones químicas integradas”* por lo que es necesario realizar una evaluación ambiental.

El estudio de impacto ambiental debe comprender la estimación de los efectos sobre la población humana, el suelo, el agua, el aire, el paisaje en el área previsiblemente afectada. Asimismo, debe comprender la estimación de la incidencia que el proyecto sobre las relaciones sociales y las condiciones de sosiego público, tales como ruidos, vibraciones, olores y emisiones luminosas y la de cualquier otra incidencia ambiental derivada de su ejecución.

El Estudio de Impacto Ambiental de la empresa debe incluir los contenidos siguientes:

- Descripción del funcionamiento de la planta
- Características de la instalación
- Ubicación de la instalación
- Análisis de las alternativas del proceso
- Identificación de impactos

Los primeros cuatro puntos se han tratado en los puntos anteriores de la presente memoria. Así pues, en este capítulo se detallará la identificación caracterización y evaluación de los impactos de la empresa a partir de los métodos cualitativos y cuantitativos. El método cualitativo incluye los sistemas cartográficos mientras que el método cuantitativo incluye la matriz de Leopold y ponderación por peso.

6.6.1. Vulnerabilidad de la zona

Antes de iniciar el estudio de impacto ambiental es necesario conocer los mapas de capacidad y la vulnerabilidad del terreno donde se encuentra la empresa.

Utilizando el *Servei Interactiu de Mapes Ambiental* de la *Generalitat de Catalunya* se ha analizado la zona para caracterizar los efectos previsibles que podría generar la implantación de esta industria y que podría afectar en el marco de la población, suelo, aire, agua y otros factores como el paisaje.

Como se ha mencionado en capítulos anteriores, la empresa Parfa se encuentra en la parte del sud de la ciudad de Barcelona en el polígono industrial de Zona Franca, teniendo próximas vías de comunicación por carretera, ferrocarril y marítima.

Analizando los parámetros asociados a las aguas, se observa en la figura 6.1 que existen acuíferos protegidos que pueden afectar a la actividad a la que se dedica Parfa. En esta figura se incluyen los puntos de control de las aguas superficiales y subterráneas de la zona donde está ubicada la empresa.

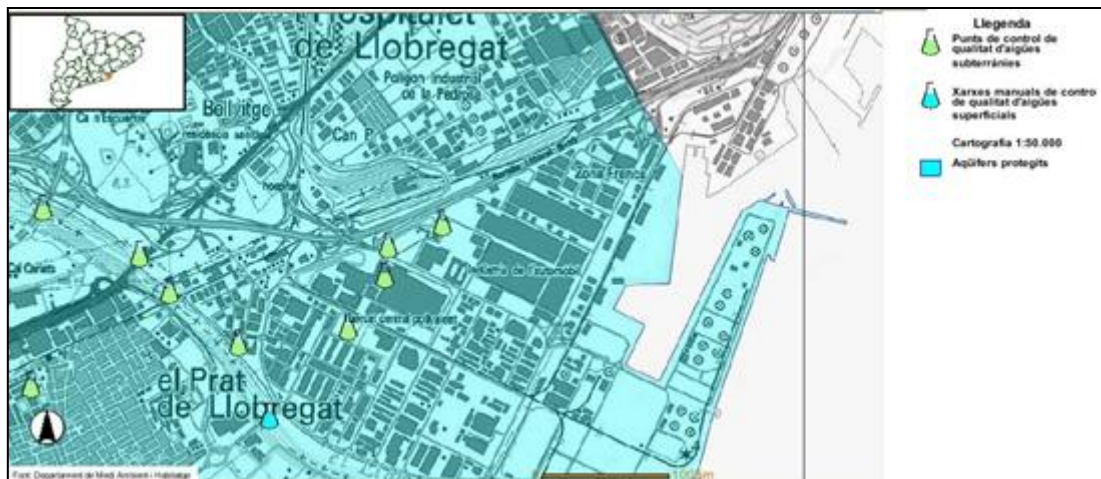


Figura 6.1 Punto de control y acuíferos protegidos

La empresa dispone de una estación depuradora de aguas residuales industriales en la planta de producción, por tanto, las aguas residuales tratadas por la depuradora de la empresa se vierten al cauce público y se llevan a la depuradora del Prat.

En cambio en la figura 6.2 muestra el grado de la contaminación lumínica que tiene la zona de Zona Franca y dando que esta zona tiene una protección moderada.

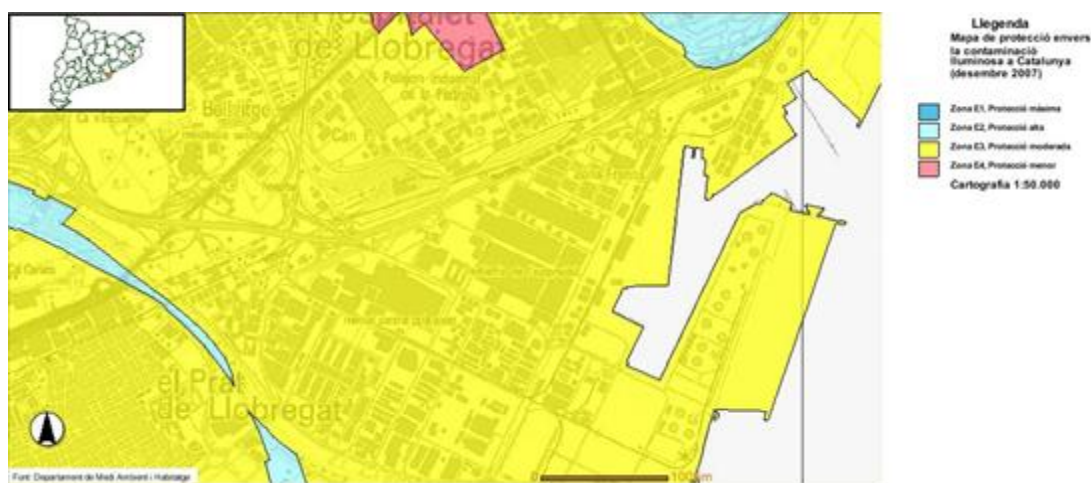


Figura 6.2 Zonas de contaminación lumínica

A partir del *Servei de Mapes de Mapes de Vulnerabilitat i Capacitat del Territori (MVCT)*, se ha analizado la zona donde está ubicada la empresa para caracterizar el tipo de vulnerabilidad o de capacidad que podría tener el medio atmosférico en cuestión de las emisiones producidas.

La Zona Franca presenta una vulnerabilidad que esta zona tiene una capacidad baja y una vulnerabilidad baja a la captación de contaminantes de monóxido de carbono y de óxidos de nitrógeno. En cambio, para las partículas en suspensión totales tiene capacidad alta y una vulnerabilidad baja.

6.6.2. Evaluación de los impactos a partir del método cuantitativo

- **Matriz de Leopold**

La Matriz de Leopold inicial (tabla 6.4) identifica los impactos que pueden provocar las diferentes unidades que tiene el proceso productivo de la actividad.

Tabla 6.4 Matriz de los pesos ponderados

			Transporte de materias primas	Recepción y descarga	Almacenamiento de reactivos	Reacción 1	Tanque pulmón del lactonitrilo	Reacción de hidrólisis	Cristalización	Destilación	Almacenamiento de productos acabados	Tanque de acetaldehído puro	Scrubbers	Limpieza de equipos y de las instalaciones	Calderas	Frio	Tratamiento de aguas residuales	Mantenimiento	Compresores, bombas, etc.	Laboratorio	Gerencia y administración	
Atmosfera	Aire	Composición y calidad	x										x	x	x		x	x				
	Luz	Calidad																		x	x	
	Ambiente	Ruido y vibraciones	x	x		x	x	x	x	x			x	x	x	x		x	x			
Medio ambiente	Suelo	Composición y calidad	x	x		x	x	x	x	x		x		x			x	x		x		
	Hidrología superficial	Composición y calidad		x										x			x		x	x	x	
	Hidrología subterránea	Composición y calidad																		x		
Consumos de recursos	Renovables	Agua				x		x						x	x			x		x	x	
		Envases y embalajes													x				x		x	x
	No renovables	Energía eléctrica		x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x		x	x	x	x
		Combustibles fósiles	x													x			x			

			Transporte de materias primas	Recepción y descarga	Almacenamiento de reactivos	Reacción 1	Tanque pulmón del lactonitrilo	Reacción de hidrólisis	Cristalización	Destilación	Almacenamiento de productos acabados	Tanque de acetaldehído puro	Scrubbers	Limpieza de equipos y de las instalaciones	Calderas	Frio	Tratamiento de aguas residuales	Mantenimiento	Compresores, bombas, etc.	Laboratorio	Gerencia y administración
Paisaje Medio socioeconómico	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	x	x	x						x					x	x				
	Población	Calidad de vida	x	x		x	x	x	x	x				x	x		x	x		x	x
	Infraestructura y servicios	Caminos y carreteras	x																		
Paisaje Medio socioeconómico	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	x	x	x						x					x	x				
	Población	Calidad de vida	x	x		x	x	x	x	x				x	x		x	x		x	x
	Hidrología subterránea	Composición y calidad																		x	

6.6.3. Matriz de pesos apoderados

A partir de la Matriz de Leopold inicial se aplica la ponderación por peso para conocer la importancia del efecto para cada una de las acciones de producción del ácido láctico. Para ello, se ha definido un método para contabilizar el impacto de cada una de las acciones clasificándola según el carácter, el tipo, la duración, la sinergia, la temporalidad, la reversibilidad y la aparición de cada impacto para dar la matriz que se muestra en la figura 6.5.

Tabla 6.5 Matriz de los pesos ponderados

			Transporte de materias primas	Recepción y descarga	Almacenamiento de reactivos	Reacción 1	Tanque pulmón del lactonitrilo	Reacción de hidrólisis	Cristalización	Destilación	Almacenamiento de productos acabados	Tanque de acetaldehído puro	Scrubbers	Limpieza de equipos y de las instalaciones	Calderas	Frío	Tratamiento de aguas residuales	Mantenimiento	Compresores, bombas, etc.	Laboratorio	Gerencia y administración	
Atmósfera	Aire	Composición y calidad	-16,5										-14,5	-21,5	-53,5		-29	-29				
	Luz	Calidad																			-13	13
	Ambiente	Ruido y vibraciones	-16,5	-33,5		-38		-20	-10,5	-33,5			-14,5	-28	-41,5	-33,5		-13	-38			
Medio ambiente	Suelo	Composición y calidad	-16,5	-47,5		-16	-16	-16	-16	-16		-19		-21,5			-43	-29			-13	
	Hidrología superficial	Composición y calidad		-27,5										-20			-46			-21	-13	-13
	Hidrología subterránea	Composición y calidad																			-13	
Consumos de recursos	Renovables	Agua				-37,5							-30	-24	-35			-29			-31,5	-31,5
		Envases y embalajes													-32			-30,5			-32	-38
	No renovables	Energía eléctrica		-36	-44	-48	-44	-48	-48	-48	-44	-48			-35,5	-33,5	-40		-46,5	-34	-34	-34
		Combustibles fósiles	-44	-31,5												-34,5			-29			
Paisaje	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-18	-33,5	-29,5						-29,5		-29,5			-17,5	-29					
Medio socioeconómico	Población	Calidad de vida	31,5	31,5		41,5		35,5	23,5	23,5				60	30		31,5	31,5		29,5	34	
	Infraestructura y servicios	Caminos y carreteras	-44																			

El efecto compatible es un impacto inferior al valor 24 y este está señalizado con el color verde mientras que el efecto moderado tiene un impacto inferior a 26 con el color amarillo. El efecto severo tiene un impacto inferior a 48 y está señalizando con el color naranja y el impacto crítico son aquellos que son inferiores a 60.

6.6.4. Medidas para disminuir los impactos

A partir de la matriz de Leopold inicial y la matriz de los pesos ponderados para cuantificar los impactos se ha podido observar los puntos donde se necesitan medidas correctoras.

Hay que destacar que los puntos de calidad de vida que son positivos no presentan un impacto crítico ni severo ya que es un impacto positivo para la sociedad. En cambio hay puntos donde si hay efectos severos y críticos donde se necesita actuar para que dichos impactos disminuyan hasta que obtengan como mínimo un efecto moderado. No obstante, los puntos donde se haya obtenido un impacto con un efecto igual o inferior al efecto moderado se tiene que aplicar medidas correctoras para poder reducir el impacto.

- **Atmosfera**

Respecto a la composición y calidad encontramos un impacto severo producido por calderas y tratamiento de aguas. Respecto a las calderas se pueden reducir este efecto introduciendo filtros o mecanismos para evitar la emisión de gases contaminantes, y tener un buen mantenimiento para disminuir la generación de sustancias perjudiciales.

En el proceso productivo se encuentra varios puntos con ruido y vibraciones con un impacto severo. Este impacto es producido por la maquinaria requerida para realizar la actividad. Para poder reducir este factor severo se puede implementar la insonorización de los diferentes componentes para evitar que en el exterior de la empresa no se escuche los ruidos.

- **Medio ambiente**

Durante la operación de carga y descarga de las materias primas, que llega a la empresa con cisternas, se pueden producir vertidos accidentales, o bien, fugas a través de las juntas o mangueras. Estos vertidos accidentales suponen un impacto ambiental severo, debido a que la materia prima podría filtrarse a través del pavimento y provocar la contaminación del suelo y las aguas superficiales.

Para poder prevenir estos impactos, la empresa tiene que realizar un mantenimiento periódico de sus instalaciones para asegurar el buen estado y el buen funcionamiento de las unidades de carga y descarga de la materia prima.

Ya que los accidentes no se pueden prevenir, la zona de recepción de las cisternas donde se acopla la manga para proceder con la descarga, se ha instalado de manera bajo tierra, un sistema de recolección para los posibles vertidos.

Entonces, las materias primas vertidas travesarían las rejillas del sistema de recolección y sería conducida hasta llegar a la estación depuradora de aguas residuales industriales (EDARI) para ser tratada como agua residual.

Del mismo modo en que los lugares donde están localizadas las bombas, válvulas y conexiones de tuberías donde pueden producirse vertidos también tienen un sistema de recolección.

Este tipo de sistemas presentan un inconveniente ya que estas zonas se encuentran en el exterior, y las aguas de lluvia podrían suponer un aumento de las aguas residuales a tratar en la EDARI. Para minimizar este problema se ha instalado una cubierta en esta zona para minimizar la entrada de agua a la EDARI.

- **Consumos de recursos**

Durante el proceso de producción del ácido láctico hay diversos puntos donde se obtienen un impacto ambiental severo debido al consumo de agua, electricidad y combustibles fósiles. Este consumo es necesario para poder llevar a cabo la actividad de la empresa, no obstante, este consumo se puede reducir en diferentes puntos como en la operación de transporte, calderas, laboratorios y la zona de oficinas.

Para poder reducir el consumo de combustible en el transporte se podría disminuir la frecuencia de transporte de las materias primas cambiando la capacidad de los camiones. En cambio para las calderas se podría realizar un

aislamiento para reducir las pérdidas de calor mejorar la eficiencia de la caldera y de este modo reducir el consumo de gas natural.

7. EVALUACIÓN ECONÓMICA

7. EVALUACIÓN ECONÓMICA

7.1. Introducción

En cualquier proceso industrial se requiere de una evaluación económica para determinar la viabilidad o no de este, en términos económicos.

Así que en este capítulo, se realizara el estudio económico de la planta, teniendo en cuenta todos los factores económicos más importantes. Se intentará ser lo más preciso y real posible, pero por falta de información, se utilizarán algunos métodos de cálculos que supondrán hacer suposiciones.

A lo largo del estudio se citarán estas suposiciones, pero se debe decir, que al ser suposiciones personales suponen un error del 10 al 20%.

7.2. Estimación de la inversión inicial

El primer punto a tener en cuenta es la inversión necesaria para poder llevar a cabo nuestro proyecto. En este punto se incluyen los siguientes puntos:

- 7.2.1.1. Los costes previos
- 7.2.1.2. El capital inmovilizado
- 7.2.1.3. El capital circulante
- 7.2.1.4. Los costes de puesta en marcha.

7.2.2. Costes previos al proyecto

Los costes previos son esos que tienen lugar antes de comenzar el proyecto, como por ejemplo la investigación, la construcción de la planta o la construcción del proyecto.

Estos costes previos no se tendrán en cuenta en nuestra evaluación económica de la planta, ya que consideramos que son anteriores al proyecto.

7.2.3. Capital inmovilizado

El capital inmovilizado se trata de la parte más importante del capital inicial de la planta química. Este capital invertido, es la parte que se destina a la adquisición de la maquinaria y de las instalaciones productivas de la planta.

El capital inmovilizado se invierte en el inicio de la actividad industrial de la planta y va perdiendo valor de manera progresiva, debido al desgaste y envejecimiento de los equipos. Como consecuencia de esta pérdida valor, el capital inmovilizado será amortizable.

Para poder estimar el capital inmovilizado se aplicara el método de Vian. Este método estima el capital inmovilizado a partir de porcentajes, que divide el capital en diferentes apartados. Como más preciso sea el valor del coste de cada equipo, más real será el capital inmovilizado encontrado.

En la tabla 7.1. se pueden observar estos apartados y el resultado del capital inmovilizado.

Tabla 7.1. Apartados y porcentajes del capital inmovilizado

Equipos y maquinaria	%
I ₁ : Maquinaria y equipos	I ₁
I ₂ : Gastos de instalación	0.35* I ₁
I ₃ : Tuberías y válvulas	0.4* I ₁
I ₄ : Instrumentos de medida y control	0.15* I ₁
I ₅ : Aislamientos térmicos	0.06* I ₁
I ₆ : Instalación eléctrica	0.15* I ₁
I ₇ : Terrenos y edificios	0.15* I ₁
I ₈ : Instalación auxiliares	0.2* I ₁
I ₉ : Honorarios del proyecto y dirección del montaje	0.2* I _F
I ₁₀ : Contrata de obras	0.05* I _S
I ₁₁ : Gastos no previstos	0.1* I _S

Como se puede observar, este método esta en base del coste de la maquinaria y equipos. Como más preciso sea el valor del coste de cada equipo, más real será el capital inmovilizado encontrado.

7.2.4. Costes de maquinaria y equipos

Para la estimación de los costes de compra de equipos, se han consultado los precios a través de páginas webs o mediante una consulta telefónica con diferentes empresas.

7.2.4.1. Tanques de almacenamiento

Se define tanque de almacenamiento, a los tanques que contienen las materias primas y el producto acabado. Dentro de este apartado, también se tendrán en cuenta los tanques pulmón y los tanques de limpieza.

Se tienen 7 tanques de almacenamiento en todo el proceso. Los tanques de acetaldehído tienen un precio de 95350€ y están hechos de acero inoxidable. Los tanques de cianhídrico tienen un valor de 84.560€ y el de ácido sulfúrico al ser tener menor volumen tiene un valor de 8.730€. los tanques de producto acabado no necesitan ser tan resistentes y su valor asciende a 73.400€.

Los 2 tanques pulmones que se encuentran en la zona 300, tienen diferente volumen, y tienen un valor de 95.200€ y 87.450€.

El tanque de limpieza de la zona 200, tiene un volumen muy inferior a los otros tanques. Su valor es de es de 1.345€.

7.2.4.2. Agitadores

Un agitador resistente a todas las substancias del proceso y con la potencia de agitación necesaria tiene un coste de 25.000€.

En la planta existen 4 agitadores, y se deciden poner todos del mismo material y con la misma potencia.

7.2.4.3. Equipos de intercambio

En este apartado se incluirán los siguientes equipos:

7.2.4.4. Intercambiadores de proceso

En todo el proceso solo se utilizan intercambiadores de calor para algunos tanques de la zona de almacenamiento y para el tanque de acetaldehído para la limpieza de los reactores. Se decide utilizar el mismo intercambiador para todos los tanques de parecido volumen. Su precio es de 9.500€.

El tanque para limpieza tiene un menor volumen y el intercambiador es menor. Su precio es de 4.000€.

7.2.4.5. Media caña de los reactores

Los tres reactores trabajan con la media caña. Los dos de la zona 200 tiene en el mismo volumen y el de la zona 300 es menor.

Sus precios son de 4.500€ para los dos con mayor volumen y 2.100€ para el de menor volumen.

7.2.4.6. Condensadores

La planta de producción dispone de 2 condensadores situados en la zona 200. Tienen un área de 4.5m² y su valor es de 2.900€.

7.2.4.7. Bombas

La planta dispone de varios tipos de bombas.

Existen 12 bombas centrifugas repartidas por toda la planta, con un valor de 1.400€ cada una.

Las 7 bombas dosificadoras tienen un valor de 1.250€ cada una.

La planta dispone de una bomba helicoidal de 3.700€. la bomba de vacío es la más cara y tiene un valor económico de 5.400€.

7.2.4.8. Reactores

Los tres reactores de la zona 200 están hechos de acero inoxidable. Su valor económico asciende a 187.300€ cada uno.

7.2.4.9. Lavador de gases

Para poder purificar los gases, es necesario la instalación de un lavador de gases. El lavador tiene un precio de 12.300€ y el relleno utilizado asciende a 2.000€.

7.2.4.10. Columna de destilación

La columna de destilación no ha sido diseñada y no se puede dar un valor real. Para poder incluirla dentro de la evaluación económica se han mirado diferentes tipos de columnas y se ha decidido utilizar un valor aproximado de 40.000€.

7.2.4.11. Cristalizador

El cristalizador tampoco ha sido diseñado y no se puede dar un valor real. Para poder incluirlo dentro de la evaluación económica se han mirado diferentes tipos de cristalizadores y se ha decidido utilizar un valor aproximado de 29.000€.

7.2.4.12. Centrífuga

Es necesario una centrífuga para poder purificar el producto. La centrífuga tampoco ha sido diseñada y no se puede dar un valor real. Para poder incluirla dentro de la evaluación económica se ha decidido que tendrá un valor aproximado de 11.000€.

7.2.4.13. Equipos auxiliares

En este apartado se incluirán los siguientes equipos:

7.2.4.14. Compresores

En todo el proceso existen dos compresores para proceso y uno para abastecer aire a las válvulas automáticas. Su precio individual es de 99.000€.

7.2.4.15. Caldera

Existe una caldera para poder dar el calor necesario al proceso. Su precio aproximado es de 210.000€.

7.2.4.16. Chiller

La planta de producción dispone de 2 chillers. Uno está situado en la zona de almacenamiento y el otro en la zona 200.

El chiller de la zona de reacción, necesita mucha potencia para poder hacer el intercambio de calor necesario; su precio es de 120.000€. El de la zona de almacenamiento necesita una potencia menor, lo que conlleva a que su precio sea de 37.500€.

7.2.4.17. Descalcificadora

La planta de producción necesita una descalcificadora de agua, para que los equipos no se estropeen. Su precio es de 2.300€.

En la tabla 7.2. se resume el precio total del coste de los equipos.

Tabla 7.2. Costes de equipos

Equipo	Coste de compra (€)
Tanques de almacenamiento	699.345
Agitadores	100.000
Equipos de intercambio	27.960
Bombas	34.650
Reactores	561.900
Lavador de gases	14.300
Columna de destilación	40.000
Cristalizador	29.000
Centrífuga	11.000
Equipos auxiliares	666.800
<u>TOTAL</u>	<u>1.935.255</u>

7.2.5. Aplicación del método de VIAN

Una vez calculado el coste de los equipos, se puede proceder al cálculo del capital inmovilizado total de la planta.

Antes de la aplicación del método, se definen brevemente los diferentes grupos que intervienen en el cálculo del coste del inmovilizado.

7.2.5.1. I₁: maquinaria y equipos

Incluye el coste de compra de los equipos que operan en la planta. Este grupo ha sido calculado anteriormente y se sabe su valor real.

7.2.5.2. I₂: Costes de instalación

Como los equipos no tienen una gran dimensión, la instalación de todos estos, no es muy costosa. El rango es del 35% al 50% respecto el coste de la maquinaria (I_1), por lo tanto se decide que se aplicará un valor del 35% del coste de la maquinaria.

7.2.5.3. I₃: Tuberías y válvulas

Este apartado tiene en cuenta la compra y las instalaciones de las tuberías y las válvulas. Para la producción de sólidos se determina que es un 10% sobre el coste de I_1 y para la conducción de líquidos es de un 60%.

La mayor parte del proceso de la planta trabaja con líquidos, y una pequeña zona trabajará con gases y sólidos. Por esta razón se decide que se aplicará el 40% I_1 .

7.2.5.4. I₄: Instrumentación y control

En este caso también se tiene en cuenta la compra y la instalación de los instrumentos de control. El valor variará según el grado de automatización que se quiera tener en la planta.

Se considera que tendrá un coste del 15% de I_1 ya que la mayor parte de la planta irá automatizada.

7.2.5.5. I₅: Aislamiento térmico

Normalmente tienen un valor del 0.06% sobre el valor de I_1 .

7.2.5.6. I₆: Instalación eléctrica

El rango del valor de la instalación eléctrica variará entre el 10% y el 20% de I_1 . Como la planta tendrá una instalación sencilla, se considerará que tendrá un valor del 15% de I_1 .

7.2.5.7. I₇: Terrenos y edificación

El valor es variable según el tipo de edificación. Para instalaciones interiores, el valor es del 25% de I_1 , en el caso de instalaciones en el exterior, el valor es del 5% de I_1 y por último, si la instalación es mixta el valor es del 15%.

La planta será mixta, así que se escoge el valor de 15% de I_1 .

7.2.5.8. I₈: Servicios (agua, vapo, luz...)

Su valor común es del 20% de I_1 .

7.2.5.9. I₉: Proyecto y dirección de obra

Corresponde a los costes que ocasiona la dirección, el montaje y de las gestiones realizadas para la compra de los equipos. Normalmente es un 20% del capital físico primario (I_F).

El capital físico primario es la suma de todos los costes descritos anteriormente.

7.2.5.10. I₁₀: Contrato de obra

Este valor varía según la gradaría de la planta. Normalmente, representa un 5% del capital secundario (I_S).

El capital secundario es la suma del valor del capital físico, más el valor del proyecto y dirección de obra.

7.2.5.11. I₁₁: Costes imprevistos

En este apartado se incluyen esos costes que a veces quedan olvidados o pasan desapercibidos. Se debe considerar que será un 10% del capital secundario.

En la tabla 7.3. se muestran los porcentajes que se han decidido, para calcular el capital inmovilizado total y los resultados obtenidos.

Tabla 7.3. Capital inmovilizado total.

Equipos y maquinaria	%	Coste MM €
I ₁ : Maquinaria y equipos	I ₁	1.935.255,00
I ₂ : Gastos de instalación	0.35* I ₁	677.339,25
I ₃ : Tuberías y válvulas	0.4* I ₁	774.102,00
I ₄ : Instrumentos de medida y control	0.15* I ₁	290.288,25
I ₅ : Aislamientos térmicos	0.06* I ₁	116.115,30
I ₆ : Instalación eléctrica	0.15* I ₁	290.288,25
I ₇ : Terrenos y edificios	0.15* I ₁	290.288,25
I ₈ : Instalación auxiliares	0.2* I ₁	387.051,00
I ₉ : Honorarios del proyecto y dirección del montaje	0.2* I _F	952.145,46
I ₁₀ : Contrata de obras	0.05* I ₅	285.643,64
I ₁₁ : Gastos no previstos	0.1* I ₅	28.564,36
<u>TOTAL</u>		<u>6.027.081</u>

7.2.6. Capital circulante

El capital circulante tiene que ver con la cantidad de capital necesario para que nuestra instalación pueda comenzar a funcionar. El capital circulante será constante a lo largo de la vida operativa de la planta y se recuperará mediante la venta del producto acabado.

El capital circulante asegura la rentabilidad del capital inmovilizado; se trata de un capital que no pierde valor con el tiempo y no es amortizable.

Este capital se puede calcular como el 20% del capital inmovilizado.

En la tabla 7.4. se puede observar su valor.

Tabla 7.4. Capital circulante total

Capital circulante	Coste MM €
TOTAL	120.5416

7.2.7. Costes asociados a la puesta en marcha

No se contemplan en la evaluación económica, ya que se incluyen en el grupo I₁ del método de Vian.

7.2.8. Inversión inicial total

El coste total de la inversión inicial total para la planta se determina a partir de la suma de los costes previos al proyecto, capital inmovilizado, capital circulante y costes asociados a la puesta en marcha.

En la tabla 7.5. se puede observar el resultado final.

Tabla 7.5. Inversión inicial

Componente	Coste (€)
Costes previos al proyecto	-
Capital inmovilizado	6.027.081
Capital circulante	1.205.416
Costes asociados a la puesta en marcha de la planta	-
INVERSIÓN INICIAL	7.232.497

7.3. ESTIMACIÓN DELS COSTES DE LA PLANTA

Para poder calcular los costes de producción seguiremos teniendo en cuenta el método de los porcentajes

Una vez se ha determinado la inversión inicial, se deben calcular los costes asociados a la producción de ácido láctico, considerando los valores de los

bienes y servicios utilizados, donde se incluyen entre otros, la mano de obra y servicios auxiliares. Estos costes se dividen en cuatro clases.

En las tablas 7.6. se presenta la clasificación de estos costes.

Tabla 7.6. Clasificación de costes

Costes de manufactura, M				
	Variables	Descripción	Fijos	Descripción
Directos	M1	Materias primas		
	M2	Mano de obra directa		
	M3	Patentes		
Indirectos	M4	Mano de obra indirecta	M11	Directivos
	M5	Servicios generales	M12	Amortización
	M6	Suministros	M13	Alquiler
	M7	Mantenimiento	M14	Tasas
	M8	Laboratorio	M15	Aseguradoras
	M9	Envasado		
	M10	Expedición		

Costes generales, G				
	Variables	Descripción	Fijos	Descripción
Directos	G1	Costes comerciales		
			G2	Gerencia
			G3	Costes financieros
			G4	R+D y servicio técnico

Los costes de operación se obtienen de la suma de M y G.

7.3.1. Costes de fabricación directos

Estos costes están relacionados directamente con la producción y se dividen en diferentes bloques para poder operar mejor.

7.3.1.1. Materia primas

Par determinar el coste de las materias primas utilizadas, es necesario saber el precio orientativo de cada una de ellas.

A partir de las necesidades anuales de materias primas, el coste anual se puede observar en la tabla 7.7.

Tabla 7.7. Costes materia prima

Materia	Necesidad (t/año)	Coste (€/t)	Coste (€/año)
Acetaldehído	1617	710	1180410
HCN	1105	820	884000
Ácido sulfúrico (98%)	1792	55	107520
NaOH (20-30%)	3	55	165
Hipoclorito de sodio (10%)	2	250	500
Ácido sulfúrico (50%)	1	35	20
Materia	Necesidad (m³/año)	Coste (€/m³)	Coste (€/año)
Agua	1936	0.6	1162
TOTAL			2.173.537 €

Se ha intentado conseguir unos precios fiables de las materias primas. Para ello hemos utilizado la página web www.icispricing.com, que es conocida por una alta fiabilidad.

7.3.1.2. Mano de obra directa

Son las personas contratadas directamente por la planta y se definen en la tabla 7.8.

7.3.1.1. Patentes

Las patentes se pagan en concepto de derecho de explotación de un proceso. Como la planta en principio no innovará, no se necesitará pagar ningún tipo de patente.

Tabla 7.8. Mano de obra directa

Puesto	Número de trabajadores	Sueldo (€/mes)	Total (€)
Jefe ingeniero	1	3.500	3.500
Ingeniero químico	3	2.250	6.750
Ingeniero eléctrico	1	2.000	2.000
Responsable seguridad de la planta	1	2.500	2.500
Control de calidad	5	1.500	7.500
Personal de oficina	2	1.200	2.400
Operarios	20	1.200	24.000
Total	33	-	48.650€

7.3.1.2. Mano de obra indirecta

Se trata de personal de fábrica que realiza tareas no atribuidas directamente a la producción del producto. Un ejemplo sería el personal de vigilancia, personal de limpieza, etc.

Se considera un 30% del personal de mano de obra directa.

7.3.1.3. Servicios

En este apartado se incluyen los principales servicios necesarios en el proceso de producción del ácido láctico. En la tabla 7.9. se observan los costes de cada uno de ellos.

Tabla 7.9. Costes de servicios generales

Materia	Necesidad (m3/año)	Coste(€/m3)	Coste anual
Agua glicolada	12	478	5736
Nitrógeno líquido	68,00	2,97	201,96 €
Servicio	Necesidad (kWh/año)	Coste (kWh/año)	Coste anual
Electricidad	403,88	0,123	49,67724
Servicio	Necesidad (m3/año)	Coste (€/m3)	Coste anual
Gas natural	6887,63	0,04	275,5052
TOTAL			6.263,14 €

El coste del agua se ha encontrado en la web de agua de Barcelona, en tarifas por consumo industrial.

El coste unitario del agua glicolada se ha encontrado en la web www.indianchemical.com

El coste unitario del consumo de electricidad se ha encontrado en la web www.fecsaonline.com

El coste unitario del consumo de gas natural se ha encontrado en la web www.gasnatural.com

7.3.1.4. Suministros

Hacen referencia a productos que aunque se deban comprar habitualmente, no se consideran materias primas. Algunos ejemplos serían herramientas, vestuario y equipos de seguridad, etc.

Se calcula como el 0.7% del capital inmovilizado.

7.3.1.5. Mantenimiento

Se incluyen dentro de este coste, las revisiones periódicas de la planta, reparaciones y sustituciones de piezas.

Al ser una industria química, su valor es de un 5% sobre el capital inmovilizado.

7.3.1.6. Laboratorio

Para poder garantizar la calidad de los productos fabricados y de las materias primas que llegan, es necesario la instalación de un laboratorio.

El coste que supone es un porcentaje de la mano de obra directa, cogiendo un valor estándar del 15%.

7.3.1.7. Envasado

Este apartado hace referencia al coste de envasado del producto producido; en el caso de la planta de ácido láctico, los productos acabados son líquidos y sólidos que serán recogidos por camiones cisterna en planta.

Así que se considera nulo el coste de envasado.

7.3.1.8. Expedición

Costes derivados del transporte del producto de planta al consumidor. Vendrán determinados en función de la distancia, del medio de transporte, de la naturaleza del producto y de su peligrosidad entre otros.

El coste de expedición será nulo, ya que estos costes de transportes correrán a cargo del consumidor solicitante del producto.

7.3.1.9. Directivos y empleados

Se trata del salario del personal que se encuentra en la planta gestionando el correcto funcionamiento del proceso. Se calcula como el 10-40% de la mano de obra directa.

Se decide que el coste de este bloque será nulo, ya que estos empleados se han tenido en cuenta dentro de la mano de obra directa.

7.3.1.10. Amortización

No se trata de un coste físico ya que es un coste asociado a la pérdida de valor de las instalaciones productivas.

En este apartado, este bloque no se tendrá en cuenta ya que posteriormente se hará el cálculo del valor de caja y se contará por separado.

7.3.1.11. Alquiler

Este coste viene dado por el alquiler de la parcela y de la maquinaria. La parcela donde se encuentra la planta de ácido láctico es de compra y la maquinaria también.

Así únicamente se contabiliza el alquiler del tanque de nitrógeno, para inertizar los tanques de almacenamiento. En la tabla 7.10. se observa el coste de este.

Tabla 7.10. Coste alquiler

Tanques de nitrógeno	Alquiler mensual (€)	Coste (€/año)
1	500	5.500

7.3.1.12. Impuestos

El coste de las tasas corresponde a todo el coste físico efectuado a las administraciones correspondientes y no atribuidas a los beneficios.

En este apartado, este bloque no se tendrá en cuenta ya que posteriormente se hará el cálculo del valor de caja y se contará por separado.

7.3.1.13. Seguros

Se incluyen los costes referentes a seguros sobre instalaciones y edificios. En cambio, no se incluyen el coste generado por seguros sobre personas físicas.

El coste de los seguros se evalúa como un 0.7% del capital inmovilizado.

7.3.2. Costes de fabricación directos

Una vez evaluados todos los costes individualmente; se presenta en la tabla 7.11. los costes totales.

Tabla 7.11. Costes totales

Costes de producción	coste (€)
M ₁ :Materia prima	2.173.537
M ₂ :Mano de obra directa	48.650
M ₃ :Patentes	0
M ₄ :Mano de obra indirecta	7.298
M ₅ :Servicios generales	6.263,14
M ₆ :Suministros	42.189
M ₇ :Mantenimiento	301.354
M ₈ :Laboratorio	4.865
M ₉ :Envasado	0
M ₁₀ :Expedición	0
M ₁₁ :Directivos y empleados	0
M ₁₂ :Amortización	0
M ₁₃ :Alquiler	5.500
M ₁₄ :Impuestos	0
M ₁₅ :Seguros	42.189
TOTAL	2.631.845

7.3.3. Costes generales, G

Estos costes no están relacionados directamente con la producción. Como en los costes directos, se dividen en 4 bloques diferenciados.

7.3.3.1. Costes comerciales

Los costes comerciales son todos aquellos relacionados con la publicidad, la venta y el marketing. Se trata de costes atribuidos a la venta del producto.

Se recomienda una evaluación entre el 5-20% del coste de manufactura. En el caso de la planta de ácido láctico se decide que sea un 10%.

7.3.3.2. Gerencia

Se trata de un coste fijo, ya que no depende del ritmo de producción. Dentro de estos costes se encuentran los sueldos de gerencia y administración de la planta.

El coste de gerencia se suele calcular como un 3-6% del coste de manufactura. En este caso se escoge aplicar un 3%.

7.3.3.3. Costes financieros

Costes asociados a los intereses de capitales invertidos en el negocio. Se avalúan según el interés del capital prestado. Este apartado tiene un valor nulo, ya que se desconoce la cantidad que se ha solicitado para la realización del proyecto.

7.3.3.4. R+D y servicios técnicos

En este apartado se evalúa el coste generado por proyectos de investigación y servicios técnicos.

Se elige un valor del 1% sobre los costes de manufactura ya que normalmente se encuentran entre el 1-5%.

7.3.4. Costes generales totales

En la tabla 7.12. se pueden observar un resumen de los diferentes bloques y el valor de cada uno.

Tabla 7.12. Costes generales totales

Costes generales		Coste (€)
Gastos comerciales	$0.1 \cdot C_T$	40.647
Gastos de gerencia y administración	$0.03 \cdot C_T$	24.388
Gastos financieros	$0.05 \cdot I_T$	0
Gastos de investigación	$0.01 \cdot C_T$	40.647
	TOTAL	105.682

7.3.5. Costes totales de operación

Finalmente sumando los costes generales y los directos se obtienen los costes totales, que se pueden observar en la tabla 7.13.

Tabla 7.13. Costes totales de operación

Costes totales	Coste (€)
TOTAL	2.737.527

7.4. Ingresos por ventas y estudio de la rentabilidad

7.4.1. Ingresos por ventas

La planta produce 3.300 t/año de ácido láctico y 1.500 de sales amónicas. Para poder calcular los ingresos por ventas anuales generados por estos dos productos es necesario saber el precio actual de mercado de ambos productos.

En la tabla 7.14. se muestra el valor de mercado de estos productos.

Tabla 7.14. Precio de mercado de los diferentes productos

Producto	Precio de mercado (€/Kg)
Ácido láctico	1,79
Sales amónicas	0,55

Una vez hallado el precio de mercado, se decide el precio de venta del producto y se pasa a calcular las ventas anuales de la planta.

En la tabla 7.15. se observan todos estos valores.

Tabla 7.15. Valores de las ventas de los productos

Producto	Cantidad producida (t)	Precio €/kg	Precio (€)
Ácido láctico	3.300	1,79	5907000,00
Sal amonica	1.500	0.7	1050000
		TOTAL	6.957.000

7.5. RENTABILIDAD DEL PROYECTO

La rentabilidad del proyecto se calcula a partir del cociente entre beneficios y inversión. Para poder evaluar la rentabilidad económica del proyecto se estudiaran los siguientes parámetros.

- **Beneficio bruto (Bb):** es la diferencia entre los ingresos por ventas y los costes de operación anual
- **Beneficio neto (Bn):** es la diferencia entre los ingresos por ventas y los costes de operación anuales, pero descontando en este caso los impuestos. Se considera una tasa de impuestos del 35% respecto el beneficio bruto.
- **Rentabilidad percentual bruta (Rpb):** se determina a partir del capital total invertido (CI)
- **Rentabilidad percentual neta (Rpn):** se calcula de la misma manera que la Rpb, pero en este caso se descuentan los impuestos.

Como se puede observar en la tabla 7.16., el beneficio bruto de la planta es positivo. Esto es debido a que las ventas superan los costes de operación, por lo tanto, se puede decir que el proceso de producción del ácido láctico es rentable.

Tabla 7.16. Rentabilidad del proyecto

		€
Bb: beneficio bruto	$(V-C)_{\text{anuals}}$	4219472,54
Bn: beneficio limpio	$(V-C)_{\text{anuals}} - 0,35(V-C)_{\text{anuals}}$	2742657,15
		%
Rpb: rentabilidad percentual bruta	$(Bb/CI)_{\text{anuals}} * 100$	70,01
Rpn: rentabilidad percentual limpia	$(Bn/CI)_{\text{anuals}} * 100$	45,51

7.6. Viabilidad del proyecto

7.6.1. Net Cash Flow (NCF)

El Net Cash Flow o movimiento neto de caja, se trata de un método de evaluación de la rentabilidad económica y viabilidad de un proyecto. Este sistema consiste en contabilizar el flujo de corriente del dinero en la actividad económica de la planta, en base a ejercicios anuales a partir del año en que se efectúa la inversión inicial. De esta manera se determinaran el dinero generado por la inversión y nos permitirá efectuar un rápido análisis de la economía de la empresa.

$$(NCF)_n \text{ (incluidos impuestos)} = (-I - CC + R + X)_n + (V - C)_n - t * (V - (C + A))_{n-1} \quad (1)$$

donde: I: capital inmovilizado

CC: capital circulante

R: ingresos por valor residual

X: otros posibles ingresos o gastos relacionados con la inversión

V: ingresos por ventas

C: costes totales de producción

t: tasa de amortización (35%)

$V - (C + A)$: base

A: amortización

Por lo tanto, se puede definir el NCF como:

$$\text{NCF} = \text{Ventas} - \text{Costes} - \text{Inversión} - \text{Impuestos} \quad (2)$$

Para el procedimiento del NCF se tienen en cuenta los siguientes criterios:

- Tiempo de vida operativa de la planta: se determina un tiempo de vida útil de 15 años.
- Periodo de construcción de la planta: evaluando las instalaciones productivas, se prevé una durada de construcción de 1 año aproximado.
- Valor residual, R: se suponen un valor residual nulo al final de la vida de la planta, ya que ni los terrenos ni el capital circulante son amortizables.
- Capital circulante, CC: el capital circulante se pagará a partes iguales durante 2 años, siendo el primer año previo al inicio de producción.
- Amortización, A: la amortización es un coste asociado a la pérdida de valor de las instalaciones a lo largo del tiempo. Hay diversos métodos de evaluación de esta amortización. Para el caso de la planta de ácido láctico se decide aplicar el método de la evaluación lineal y se calculara de la siguiente manera:

$$A = (I - R) / t_v \quad (3)$$

donde: A: amortización

I: capital inmovilizado

R: valor residual de las instalaciones

t_v : tiempo de vida económico

- Impuestos: la tasa de impuestos se fija en un 35% sobre la base imputada. Los impuestos se pagarán sobre los beneficios obtenidos el año anterior al que se haga efectivo el pago. En el caso que la bases imputada sea negativa, no se aplicará el concepto de impuesto.

- Producción: en el primer año de vida operativa de la planta se supone un 80% de la producción total, ya que se prevén posibles problemas de operación en el inicio del proceso productivo.
- Costes de primeras materias y servicios generales: se supone que serán constantes a lo largo de la vida operativa de la planta. En el caso que hubiera variaciones, se debería de proceder a recalcular el NCF, teniendo en cuenta que estas variaciones afectarían al precio de venta del producto.

En la tabla 7.17. se observa la tabla del NCF.

Tabla 7.17. Tabla NCF

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Capital Inmovilizado	-3,01	-3,01														6,03
Capital circular			-1,21													1,21
Ventas		5,57	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	
Costes		-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	
Ventas- Costes		2,83	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	
NCF sin impuestos	-3,01	-0,19	3,01	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	7,23
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Ventas		5,57	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	6,96	
Costes		-2,74		-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	-2,74	
B= Ventas-costes		2,83	6,96	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	4,22	
Amortización		-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	-0,40	
Beneficios brutos= V-(C+A)		5,66	12,70	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	
Base imponible		5,66	12,70	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	8,44	
Impuestos			-4,45	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-2,95	-1,50
Beneficios después de impuestos	-3,01	-0,19		1,27	1,27	1,27	1,27	1,27	1,27	1,27	1,27	1,27	1,27	1,27	1,27	5,73
NCF CON impuestos	-3,01	0,22	0,40	1,67	1,67	1,67	1,67	1,67	1,67	1,67	1,67	1,67	1,67	1,67	1,67	5,73

7.7. PAY-BACK

Con este método se determina el tiempo que transcurrirá hasta que el beneficio neto de caja sea positivo.

En la figura 7.18. se indica cuando se considera que se está empezando a recuperar la inversión realizada.

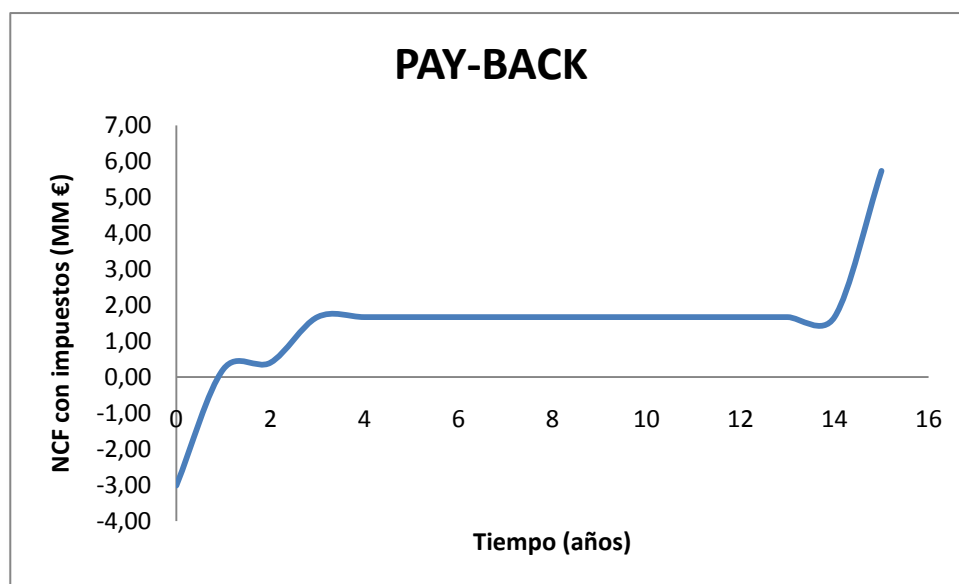


Figura 7.18. Gráfica del PAY-BACK

Observando la figura 7.18. se observa que la planta empieza a rendir a partir del segundo año, ya que es cuando se empieza a tener unas ventas del 80%.

En el último año de vida de la planta se ve un aumento en el NCF, ya que se supone que se venden los equipos.

7.8. CÁLCULO DEL VAN

En la ejecución del NCF no se tiene en cuenta la actualización de los beneficios y pérdidas a lo largo de la vida operativa de la planta. Como método de actualización se utiliza el VAN que corresponde a la suma del valor actual de los ingresos futuros que generará la planta.

De esta forma, se aporta otro método de evaluación de la viabilidad del proyecto y de la inversión que supone.

El VAN se calcula en función de la tasa de interés del dinero futuro; por lo tanto, interesa que sea positivo y lo más elevado posible.

En la figura 7.19. se presenta el VAN en función del interés, para poder visualizar los beneficios obtenidos según la tasa de los impuestos que se fije.

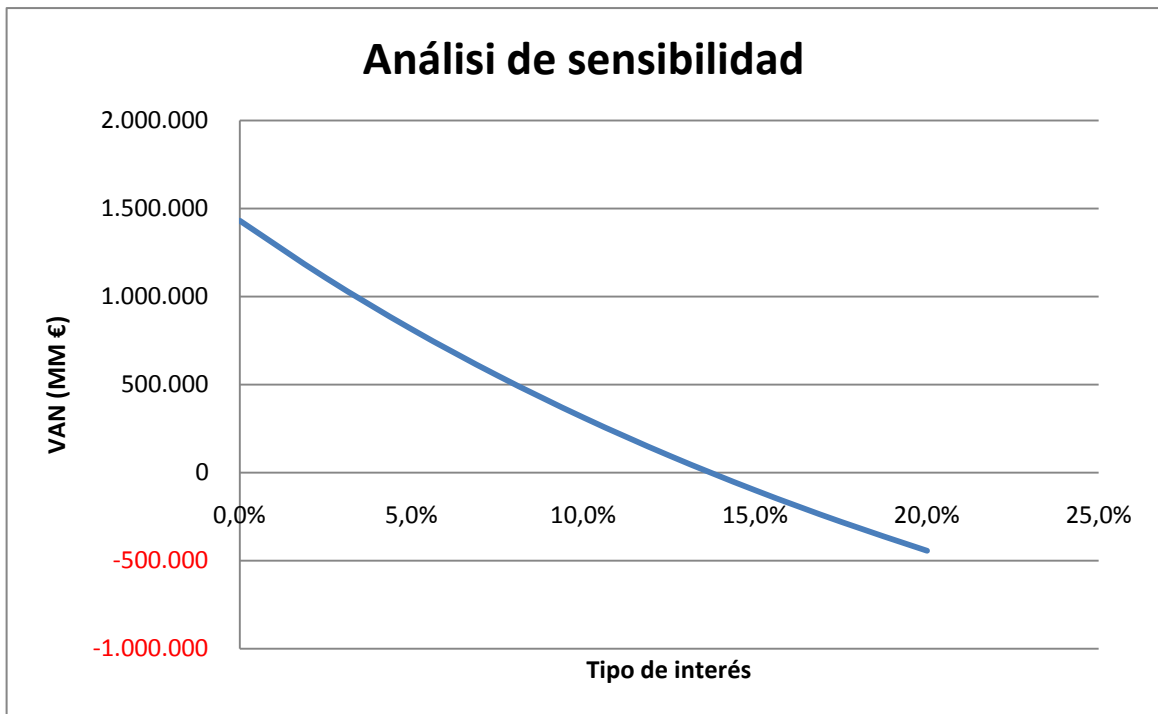


Figura 7.19. Gráfica VAN vs Tipo de interés

Observando el gráfico vemos que el VAN será positivo para un interés inferior al 13.69% cuando los valores de interés del mercado sean inferiores a estos, entonces se tendrá una inversión rentable.

Sabiendo que los valores de interés actuales están en torno al 1-2%, se llega a la conclusión de que la inversión para la producción de la planta de ácido láctico, será rentable.

7.9. CÁLCULO DEL VAN

La TIR se define como la tasa interna del retorno, esa que corresponde a un valor de VAN nulo.

Con la comparación de la TIR con la tasa de interés del capital, fijado por los bancos, es posible apreciar el rendimiento que se obtiene del proyecto y la conveniencia, o no, de realizar la inversión. Como más elevada sea la TIR, más rentable será la planta.

A partir de la figura 7.19. se concluye que la TIR corresponde a un valor de 13,69%. Este resultado nos indica que el proyecto de la producción de ácido láctico será rentable.

8. PUESTA EN MARCHA DE LA PLANTA

8. PUESTA EN MARCHA DE LA PLANTA

A continuación se exponen las pruebas necesarias para realizar una puesta en marcha efectiva.

8.1. Pruebas mecánicas

Estas pruebas sólo se realizarán la primera vez que se ponga en marcha la planta y siempre que se lleva a cabo una modificación importante del proceso. Para comprobar el buen estado de los equipos se llevará a cabo las pruebas siguientes.

8.1.1. Prueba hidráulica

Para realizar esta prueba se hará circular agua descalcificada por los equipos, tuberías y accesorios por los que circulará un líquido durante el proceso. El agua llevará un colorante para facilitar la detección de fugas durante su recorrido.

En el caso de tuberías por donde circule gas se hará pasar aire para detectar las fugas.

8.1.2. Prueba a presión

El objetivo de este ensayo es comprobar el correcto funcionamiento mecánico de todos los equipos. El procedimiento que se seguirá será la inyección de aire comprimido por las entradas auxiliares de cada equipo hasta llegar a la presión de diseño. Una vez alcanzada, se realizará un seguimiento de la presión interior para comprobar que se mantiene constante.

8.1.3. Limpieza

Para evitar contaminaciones del proceso, una vez realizadas estas pruebas se llevará a cabo una limpieza de todas las conducciones y equipos del proceso.

8.2. Comprobación de los servicios

El procedimiento que se seguirá será el siguiente.

- Comprobación del suministro eléctrico y del correcto funcionamiento de todos aquellos equipos que precisen energía eléctrica.
- Comprobación del correcto funcionamiento de los equipos que proporcionan vapor, agua de refrigeración.
- Comprobación de todas las medidas de seguridad, como válvulas de seguridad, duchas y lavajojos y EPI`s.

8.3. Arranque de los equipos auxiliares

Antes de poner en marcha cualquier equipo de proceso, se comprueban los siguientes puntos:

- Se hará circular el fluido refrigerante o calefactor, por los intercambiadores y los condensadores asociados a los equipos de proceso.
- Se activará la bomba de vacío para comprobar su correcto funcionamiento.
- Se activará el sistema de control con la correspondiente comprobación de las válvulas.

8.4. Llenado de los tanques de materias primas (A-100)

- **Llenado de los T-101 y T-102**

El proceso se inicia en el área 100, en el que se siguen las siguientes etapas:

1. El camión cisterna de acetaldehído al 99% se conecta a la TP-111 a partir de una conexión "Gillemin".
2. Se abre la válvula 4,5-T-O-102 de T-101 y T-102
3. Se pulsa el interruptor para accionar la B-104.
4. Se espera a que la alarma de nivel máximo se active para verificar que el sistema de control tiene un correcto funcionamiento.

- **Llenado de los tanques T-103 y T-104**

El procedimiento para el llenado de los tanques de almacenaje de ácido cianhídrico es análogo al llenado de los tanques de acetaldehído, siguiendo las etapas que se presentan a continuación:

1. El camión cisterna de ácido cianhídrico al 98% se conecta a la TP-115 a partir de una conexión "Gillemin".
2. Se abre la válvula 4,5-T-O-114 de T-103 y T-104.
3. Se pulsa el interruptor para accionar la B-106.
4. Se espera a que la alarma de nivel máximo se active para verificar que el sistema de control tiene un correcto funcionamiento.

- **Llenado del tanque T-105**

El procedimiento que se lleva a cabo para el llenado del tanque de almacenaje de ácido sulfúrico al 98% es idéntico a los descritos anteriormente. Las etapas son las siguientes:

1. El camión cisterna de ácido sulfúrico al 98% se conecta a la TP-119 a partir de una conexión "Gillemin".
2. Se abre la válvula 3,5-T-O-126 de T-105.
3. Se pulsa el interruptor para accionar la B-107.
4. Se espera a que la alarma de nivel máximo se active para verificar que el sistema de control tiene un correcto funcionamiento.

8.5. Llenado de los reactores R-201 y R-202

Debido a que las reacciones de la zona 200 se llevan a cabo de forma discontinua, la adición de los productos será por etapas:

1. Se activa la B-101 y dependiendo de qué tanque se abastezca el reactor, se abre la válvula de tres vías 10-T-ZM-108.
2. Los reactores R-201 y R-202 se llenarán simultáneamente. Éstos incluyen un contador de caudal, los cuales, al llegar a la cantidad deseada mandarían la señal a las válvulas 8-T-M-204 y 8-T-M-213 para que se

- cierren, éstas activan la alarma para que deje de impulsar la B-101, activando así la B-201.
3. La B-201 impulsa el NaOH a los R-201 y R-202, a través del contador de caudal, la bomba dosifica la cantidad exacta estipulada.
 4. Se activa los AG-201 y AG-202.
 5. Se activa la B-102 y dependiendo de qué tanque se abastezca el reactor, se abre la válvula de tres vías 0,75-T-ZM-206.
 6. Los reactores R-201 y R-202 se llenarán simultáneamente. Éstos incluyen un contador de caudal, los cuales, al llegar a la cantidad deseada mandarían la señal a las válvulas 0,75-T-B-205 y 0,75-T-B-212 para que se cierren, éstas activan la alarma para que deje de impulsar la B-102, activando así la B-205.
 7. La B-205 impulsa el ácido sulfúrico al 50% a los reactores, en cuanto se alcanza el pH deseado, el sensor manda la señal a la válvula 0,25-P-O-209, para que cierre el paso de fluido.
 8. El producto quedará contenido en los reactores durante 2 horas.

8.6. Llenado del T-301

Debido a que el reactor R-302 trabaja en continuo, anteriormente consta de un tanque pulmón, el cual acumulará la cantidad necesaria de lactonitrilo para la posible puesta en marcha del R-302. Las etapas serán las siguientes:

1. Transcurridas las 2 horas de reposo un operario de la planta abre las válvulas 0,5-T-O-216 y 0,5-T-O-215
2. y desde la sala de control se activa la bomba B-203, de este modo se carga el T-301 de lactonitrilo.

8.7. Carga del R-302

Este reactor habitualmente trabajará en continuo pero, durante la puesta en marcha, el R-302 actuará como un reactor discontinuo, así que se llenará hasta su nivel máximo. Las etapas de puesta en marcha son:

1. En cuanto el sensor de nivel del T-301 dé la señal de máxima, la bomba B-301 se activará para impulsar el lactonitrilo al R-302 con un caudal constante durante las 24 horas.
2. En cuanto la B-301 se activa, simultáneamente se activan las B-103, B-304.
3. El sensor de nivel máximo del reactor mandará la señal a las B-301, B-103 y B-304, a que dejen de impulsar en el momento en que llegue al nivel deseado de producto. Como el tiempo de residencia de la reacción es de 2 horas, se deja reaccionar el producto.
4. Transcurridas las 2 horas, desde la sala de control se activa la bomba B-302, que impulsa el producto hacia la purificación.
5. El producto se hará pasar por el cristalizador, la centrifuga y la columna de destilación.
6. La columna separará el ácido láctico del lactonitrilo de éste primer lote. El lactonitrilo saldrá por colas, el cual será un producto desechado, y por cabezas saldrá el ácido láctico, que también deberá ser desechado ya que este primer lote no llega a cumplir la pureza deseada del producto de interés.

9. MANUAL DE CÁLCULOS

9. MANUAL DE CÁLCULOS

9.1. Balance de Materia

9.1.1 Reacción 2. Producción ácido láctico

Primeramente se determina la cantidad en quilos de ácido láctico puro que se deben producir en el proceso, sabiendo que la producción estimada diaria de ácido láctico es de 10.000 kg/día con un 88% de pureza, como se puede ver a continuación:

$$10.000 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \cdot 0,88 = 8.800 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ ácido láctico}$$

A partir de los quilos de ácido láctico puro ya se puede llevar a cabo, teniendo en cuenta las estequiometrias de reacción (2) de hidrólisis, las cantidades de reactivos necesarios para llevar a cabo la reacción como se puede ver a continuación:

$$8.800 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ ácido láctico} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{90,558 \text{ kg}} \text{ ácido láctico} = 97,7 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ ácido láctico}$$

Teniendo en cuenta que en la última reacción de proceso se obtendrán 97,7 kmol de ácido láctico, a partir de la conversión de la reacción ($X_k=0,6$) y su estequiometria representada en la reacción (1), se podrán calcular las cantidades de reactivos necesario para la obtención de la cantidad del producto deseado.



Reacción (1)

Como se puede observar en la figura 9.1, los reactivos son, respectivamente, lactonitrilo, agua y ácido sulfúrico, teniendo como productos el ácido láctico y una sal amónica. Según la patente 5,824,818, esta reacción se puede llevar a cabo en continuo. Con estos datos se ha podido obtener los caudales de las corrientes expresados en la figura 9.1.

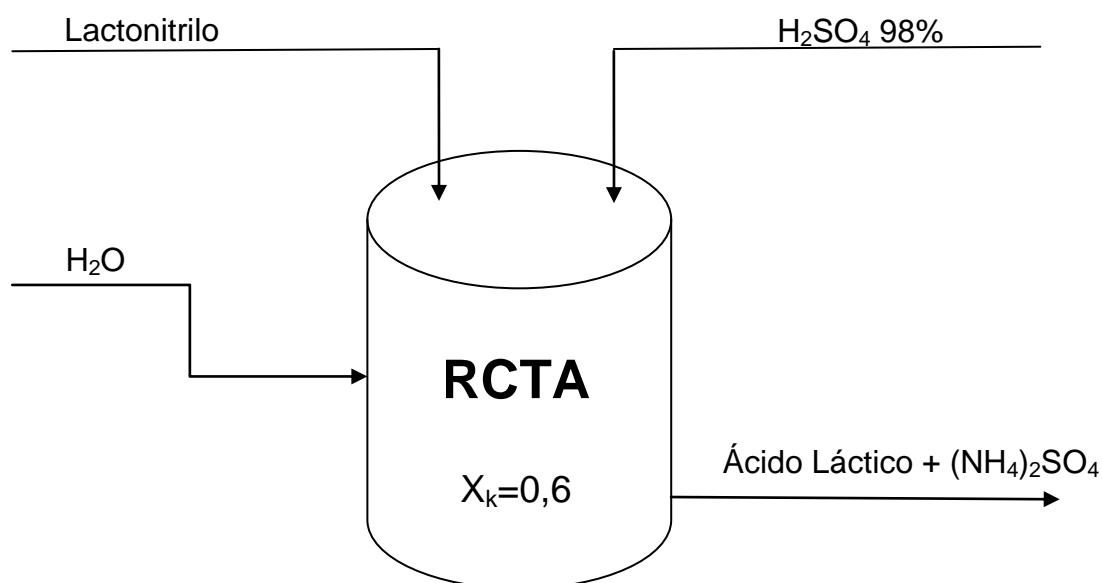


Figura 9.1. Especificación de las corrientes de entrada y salida del reactor (2).

Sabiendo que la conversión de la reacción de hidrólisis es de un 0,6 (Sustainable development in practice, 2004), se han podido estimar las cantidades necesarias de lactonitrilo, agua y ácido sulfúrico, determinando que el compuesto clave es el lactonitrilo. Los cálculos se pueden observar a continuación.

Corriente de lactonitrilo:

$$97,7 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ ácido láctico} \cdot \frac{1 \text{ kmol lactonitrilo}}{1 \text{ kmol ácido láctico}} \cdot \frac{100}{60} = 162,83 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ lactonitrilo}$$

Corriente Agua:

$$162,83 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ ácido láctico} \cdot \frac{2 \text{ kmol Agua}}{1 \text{ kmol ácido láctico}} \cdot \frac{100}{60} = 325,67 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ Agua}$$

Corriente de H₂SO₄:

$$97,7 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ ácido láctico} \cdot \frac{\frac{1}{2} \text{ kmol H. sulfúrico}}{1 \text{ kmol ácido láctico}} \cdot \frac{100}{60} = 81,42 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ H. Sulfúrico}$$

El ácido sulfúrico, sin embargo, se comercializa con una composición del 98%, llevará cierta cantidad de agua, por tanto:

$$81,42 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{H. Sulfúrico} \cdot \frac{98,08 \text{kg H. sulfúrico}}{1 \text{kmol H. Sulfúrico}} = 7.984,7 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{H. Sulfúrico}$$

$$7.984,7 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{H. Sulfúrico} \frac{0,02 \text{kg agua}}{0,98 \text{kg H. Sulfúrico}} = 162,95 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{agua}$$

$$7.984,7 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{H. Sulfúrico} + 162,95 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{agua} = 7.821,73 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{H. Sulfúrico } 98\%$$

A partir de estas cantidades iniciales de reactivos obtenidas partiendo de la producción final de ácido láctico, se procede al cálculo de los caudales de los productos de la reacción a partir de la ecuación 9.1.

$$N_j = N_{j0} - \left(\frac{\nu_j}{\nu_k} \right) \cdot N_{k0} \cdot X_k \quad (9.1)$$

Donde:

N_j = Caudal molar final del componente a estimar.

N_{j0} = Caudal molar inicial del componente a estimar.

ν_j/ν_k = Coeficientes estequiométricos del componente a estimar (j), y del componente clave (k).

N_{k0} = Caudal molar inicial del componente clave.

X_k = Coeficiente de conversión de la reacción.

- Caudal molar final de lactonitrilo:

$N_{\text{LACTONITRILLO}} = N_{\text{LACTONITRILLO } 0} \times (1-X_k) = 162,83 \times (1-0,6) = 65,13 \text{ kmol/día de lactonitrilo sin reaccionar}$

- Caudal molar final de agua :

$$N_j = 325,67 - (-2/-1) \times 162,83 \times 0,6 = 130,27 \text{ kmol/día de agua sin reaccionar}$$

- Caudal final de H_2SO_4 :

$$N_j = 81,42 - (-0,5/-1) \times 162,83 \times 0,6 = 32,57 \text{ kmol/día de } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ sin reaccionar}$$

- Caudal de ácido láctico= 97,7 kmol/día ácido láctico formado

- Caudal molar $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ formado:

$$N_j = 0 - (0,5/-1) \times 162,83 \times 0,6 = 48,85 \text{ kmol/día } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \text{ formados}$$

Obteniendo el caudal inicial del componente en común en las dos reacciones necesarias en el proceso (lactonitrilo), se puede proceder al cálculo del balance del primer reactor.

9.1.1. Reacción 1. Producción de Lactonitrilo

Para la obtención del lactonitrilo, es necesaria la reacción del acetaldehído con ácido cianhídrico. Según la patente 5,824,818, el acetaldehído es el reactivo limitante, es decir, el ácido cianhídrico se adiciona con exceso, el cual, en el balance se ha considerado un exceso del 10% siguiendo la patente para asegurar la reacción completa del acetaldehído.

Además la patente menciona la necesidad de un catalizador, como es el NaOH a un 20%. Éste, en finalizar su función, será eliminado con la adición de ácido sulfúrico al 50% hasta llegar a un pH de 3. Estos gases, junto con el exceso de HCN que no haya reaccionado, serán eliminados con un sistema en vacío, incluyendo un condensador. Para capturar el acetaldehído que queda sin reaccionar se pondrá en marcha un sistema de destilación simple en el mismo reactor, cambiando el fluido refrigerante por vapor de agua con el objetivo de llegar a la temperatura de ebullición del acetaldehído. Éste será conducido al condensador, pasará a estado líquido y finalmente será acumulado en un tanque para la posible recirculación del acetaldehído sobrante. (patente 5,824,818).

Si se parte del caudal de lactonitrilo obtenido en el apartado anterior, y se tiene en cuenta la estequiometría de la reacción (9.2.), se obtendrán las cantidades necesarias diarias de reactivos.



Seguidamente, en la figura 9.2. se muestra el esquema especificando las entradas y salidas del primer reactor del proceso.

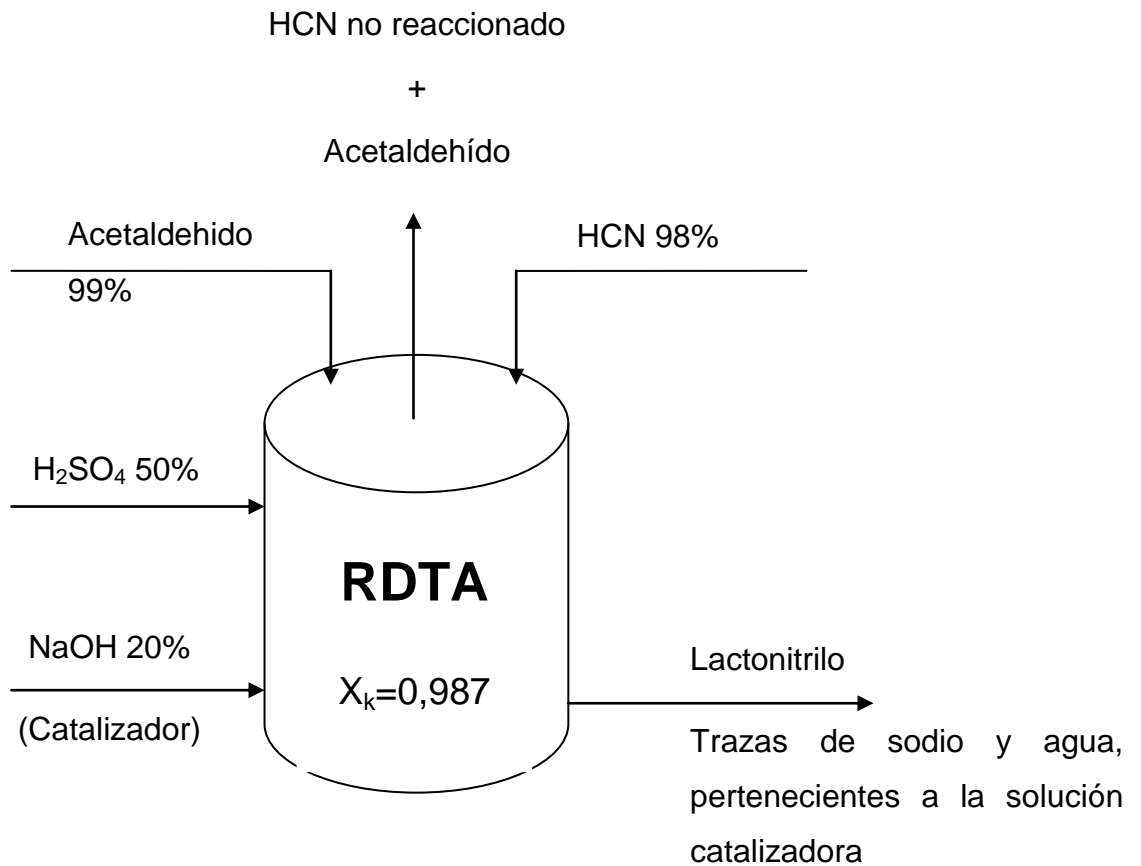


Figura 9.2. Especificación de los corrientes de entrada y salida del reactor (1).

Esta reacción, según la patente, se lleva a cabo en discontinuo y manteniéndola a 10°C para absorber todo el calor desprendido ya que la reacción es exotérmica,

$$\Delta H_r = -21,6 \text{ J/kmol (Perry's)}$$

Teniendo todos estos datos necesarios para llevar a cabo el balance de materia del primer reactor, se procede al cálculo de los caudales molares necesarios para producir 162,83 kmol/día de lactonitrilo.

- Caudal inicial de HCN

$$162,83 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ lactonitrilo} \cdot \frac{1 \text{ kmol HCN}}{1 \text{ kmol lactonitrilo}} \cdot \frac{100}{98,7} = 164,98 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ HCN}$$

Considerando que se adiciona con un 10% de exceso:

$$164,98 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ HCN} \cdot 1,1 = 182,48 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ HCN}$$

Teniendo en cuenta que el HCN comercial se vende con un 98% de pureza, se procede al cálculo de la cantidad total necesaria en proceso de HCN al 98%.

$$182,48 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ HCN} \cdot \frac{27 \text{ kg HCN}}{1 \text{ kmol HCN}} = 4.899,9 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ HCN}$$

$$4.899,9 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ HCN} \frac{0,02 \text{ kg agua}}{0,98 \text{ kg HCN}} = 100 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ agua}$$

$$4.899,9 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ HCN} + 100 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ agua} = 5.003,40 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ HCN al } 98\%$$

- Caudal inicial de acetaldehído

$$162,83 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ lactonitrilo} \cdot \frac{1 \text{ kmol acetaldehído}}{1 \text{ kmol lactonitrilo}} \cdot \frac{100}{98,7} = 164,97 \frac{\text{kmol}}{\text{día}}$$

Se considera que el acetaldehído comercial se vende con un 99% de pureza, por lo tanto:

$$164,97 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{ acetaldehído} \cdot \frac{44 \text{ kg acetaldehído}}{1 \text{ kmol acetaldehído}} = 7.258,88 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ acetaldehído}$$

$$7.258,88 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ acetaldehído} \frac{0,01 \text{ kg agua}}{0,99 \text{ kg acetaldehído}} = 73,32 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ agua}$$

$$7258,88 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ acetaldehído} + 73,32 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ agua} = 7332,21 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ acetaldehído al } 98\%$$

Según la patente 5,824,818, es necesaria la adición de un catalizador básico, como el NaOH. La patente menciona el experimento a escala laboratorial, donde se considera que en un vaso de 500ml se añaden a los 88,1g de acetaldehído 1 ml de NaOH 1N en solución, y finalmente los 59,4g de HCN. Teniendo estos datos prominentes de la patente, a partir de un factor de conversión se considera la cantidad necesaria de catalizador,

$$\frac{0,001\text{mol}}{88,1\text{g}} \cdot 7332,21 \cdot 10^3\text{g} = 83,23\text{mol} \cdot 40 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 3329,04\text{g} = 3,33\text{kg NaOH}$$

$$3,33\text{kg NaOH} \cdot \frac{1\text{litro}}{2,1\text{kg}} \text{NaOH} = 1,57\text{ litros NaOH}$$

Se supone que el NaOH comercial se vende al 20% de pureza, por lo tanto:

$$3,30 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{NaOH} \frac{0,80\text{kg agua}}{0,20\text{kg NaOH}} = 13,20 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{agua} + \frac{3,30\text{kg}}{\text{día}} \text{NaOH} = 16,5\text{ kg NaOH } 20\%$$

Se añadirán como catalizador a la reacción por cada batch, 16,5 kg de NaOH al 20%.

A partir de los caudales iniciales estimados, considerando que el reactivo limitante es el HCN, se procede a los cálculos de los caudales individuales finales a partir de la ecuación (9.1).

- Caudal final de HCN

$$N_j = 181,48 - \left(\frac{-1}{-1}\right) \cdot 162,83 \cdot 0,987 = 2,14 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{HCN finales}$$

- Caudal final de acetaldehído

$$N_j = 164,98 - \left(\frac{-1}{-1}\right) \cdot 162,83 \cdot 0,987 = 18,64 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{acetaldehído finales}$$

- Caudal final de lactonitrilo

$$N_j = 162,83 \frac{\text{kmol}}{\text{día}} \text{lactonitrilo}$$

Con la obtención de los caudales molares individuales anteriormente descritos, se pueden obtener los caudales máscicos y volumétricos a partir de las

densidades y pesos moleculares respectivos para cada componente que interviene en el proceso.

Pero en terminar la reacción, la solución formada es básica debido al NaOH añadido. La patente especifica que es necesario disminuir el pH adicionando H₂SO₄ al 50%, para disminuirlo a 3. El cálculo del H₂SO₄ teniendo en cuenta, primeramente, la ecuación (9.2), en la que obtiene la molaridad del acetaldehído.

$$pH = pKa - \log\left(\frac{[A^-]}{[AH^-]}\right) \quad (9.2)$$

Sabiendo que el término logarítmico es despreciable, y que el pH del acetaldehído es 13,57 (David R. Lide, 2006) queda la igualdad de la ecuación (9.3):

$$pH = pKa = 13,57 \quad (9.3)$$

$$pH = 14 + pOH \quad 13,57 = 14 + pOH \quad pOH = 0,43$$

Sabiendo que el pOH es proporcional a la concentración de iones hidróxido según la ecuación 9.4.

$$pOH = -\log[OH^-] \quad (9.4) \quad 0,43 = -\log[OH^-] \quad [OH^-] = 0,37 \frac{mol}{l}$$

Con estos pasos se obtiene que la concentración de iones OH⁻ sea de 0,37mol/l. Con este dato, sabiendo el volumen de NaOH añadido en el reactor, se obtiene la expresión de la ecuación (9.5).

$$0,37 \frac{mol}{l} \cdot 14,77 l \text{ acetaldehído} = 5,46 mol \text{ de } OH^+ \quad (9.5)$$

Como se tiene que considerar el pH global de toda la solución, se tendrá en cuenta el pH del Ácido Cianhídrico final, teniendo su pka=3,46 (David R. Lide, 2006), y a partir de la ecuación (9.2) se considera que el término logarítmico es despreciable como en el caso del acetaldehído. Finalmente se obtiene:

$$pH = pKa = 3,46$$

$$pH = -\log[H^+] \quad 0,43 = -\log[H^+] \quad [H^+] = 3,46 \cdot 10^{-4} \frac{mol}{l}$$

A partir de la concentración de protones presentes se calculan los moles totales de protones en solución con la cantidad de Ácido Cianhídrico presente después de la reacción, como se muestra en la ecuación (9.6).

$$3,46 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot 733,49 \text{ l HCN} = 0,25 \text{ mol de } H^+ \quad (9.6)$$

A los moles obtenidos de iones OH^- se suman los moles de iones OH^- procedentes del acetaldehído, como se muestra en la ecuación 9.7.

$$(83,23 \text{ mol } [OH] + 5,46 \text{ mol } OH^+) - 0,25 \text{ mol } H^+ = 88,44 \text{ mol } [OH^-] \text{ a añadir}$$

Con estos cálculos se concluye que en la solución final hay un total de 88,44 moles de protones hidróxido, es decir que para llegar a la neutralización de la solución se deben añadir 88,44 moles de protones procedentes del Ácido Sulfúrico.

Teniendo en cuenta que se necesita disminuir el pH a 3, se siguen las expresiones de la ecuación (9.7).

$$pH = -\log[H^+] = 3 \quad [H^+] = 0,001M \quad (9.7)$$

Para llegar a pH 3 en la solución se sabe que la concentración debe ser de 0,001 mol/l de protones en la totalidad de la solución, así que:

$$0,001 \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot 12640,57 \text{ l totales} = 12,64 \text{ mol de Ácido Sulfúrico}$$

Finalmente, para poder considerar la cantidad de Ácido Sulfúrico que se precisa, a partir de su peso molecular, se obtienen los kg por batch necesarios para abastecer los dos reactores.

$$12,64 \text{ mol de Ácido Sulfúrico} \cdot \frac{98g}{1\text{mol}} = \frac{1238,72g}{1000g} = 1,24\text{kg Ácido Sulfúrico}$$

Siguiendo las especificaciones de la patente, la reacción precisa que el ácido sulfúrico se adicione diluido al 50%.

$$1,24\text{kg Ácido Sulfúrico} \cdot 1,5 = 2,48\text{kg ácido sulfúrico al } 50\%/día$$

9.2. Tanques de almacenaje

9.2.1. Diseño de los tanques de almacenaje

Como algunas metodologías de cálculo pueden llegar a ser un poco repetitivas, se ha considerado únicamente poner un ejemplo de cada metodología.

En este apartado se ha calculado el diseño de los tanques de ácido cianhídrico y finalmente se hace un breve resumen en una tabla para tener todos los datos de los diferentes tanques de almacenamiento.

9.2.1.1. Tanques de almacenamiento de ácido cianhídrico

En estos tanques se almacenaran el ácido cianhídrico necesario para la planta. El cabal requerido de nuestra planta es de 204.39 kg/h y llegará a nuestra planta con camiones de 20 m³.

Los tanques se diseñan para que puedan almacenar las necesidades de la planta durante cuatro días para evitar una parada de planta en el caso que tuviéramos problemas con el suministro del ácido cianhídrico.

$$\frac{204.39 \text{ kg HCN}}{h} \cdot \frac{24h}{1 \text{ día}} \cdot \frac{1L}{0.687 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000L} \cdot \frac{1 \text{ camión}}{20 \text{ m}^3} = \frac{0.36 \text{ camiones}}{\text{dia}}$$

Se observa que en un día no se requiere todo un camión, por la cual cosa se decide que el suministro de ácido cianhídrico se debería hacer cada 3 días. Al utilizar el lactonitrilo que sale de la hidrólisis cada tres días, se decide que los camiones de acetaldehído se suministren cada 4 días.

A continuación se calculara el número de tanques suficientes para poder almacenar todo el volumen requerido para 4 días de producción.

$$\frac{204.39 \text{ kg HCN}}{h} \cdot \frac{24h}{1 \text{ dia}} \cdot \frac{1L}{0.687 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000L} \cdot 4 \text{ días} = 28.56 \text{ m}^3$$

Se necesitan 28.56 m³ de ácido, pero se hace un sobredimensionamiento del 20%, ya que los tanques no se podrán vaciar del todo.

$$28.56 \text{ m}^3 \cdot (1 + 0.2) = 34.27 \text{ m}^3$$

A continuación se calculará la dimensión que debe tener el tanque y la cantidad de tanques necesarios para almacenar todo el volumen de ácido cianhídrico.

Se supone un diámetro de 2.5m y un volumen útil del tanque de 20m³.

$$V_{tanque} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_{líquido}$$

$$H_{líquido} = \frac{20m^3}{\frac{\pi}{4} \cdot (2.5m)^2} = 4.07m$$

Se necesita una altura mínima de 4,07m. Se decide que se debe dejar una altura de 0,5m de fracción vacía para prevenir un derrame, así que la altura del tanque será finalmente de 4.5m.

Al añadir una fracción vacía por precaución el volumen total del tanque ya no es el mismo. A continuación se calcula el nuevo volumen del tanque.

$$V_{tanque} = \frac{\pi}{4} \cdot 2.5^2 \cdot 4.5 = 22m^3$$

Para saber los tanques necesarios de ácido cianhídrico se utiliza el volumen útil, ya que se supone que la fracción vacía no se debe utilizar.

$$n^{\circ}_{tanques} = \frac{34.27m^3}{\frac{20m^3}{tanque}} = 1.71 \text{ tanques} \approx 2 \text{ tanques}$$

9.2.1.2. Diseño y número de los diferentes tanques

En la tabla 9.1 se resume el diseño de cada tanque de almacenamiento y el número necesario de tanques para cada sustancia.

Tabla 9.1. Diseño y número de tanques.

Substancia almacenada	Volumen total (m ³)	Volumen útil (m ³)	Altura (m)	Diámetro (m)	Número de tanques	Tiempo de suministro (días)
Ácido cianhídrico	22	20	4.5	2.5	2	4
Acetaldehído	22	20	4.5	2.5	2	3
Ácido sulfúrico	22	20	4.5	2.5	1	5

9.2.1.3. Contenedores de hidróxido de sodio al 20% y de ácido sulfúrico al 50%.

La cantidad necesaria anual de hidróxido de sodio al 20% y de ácido sulfúrico al 50%, es muy baja, por lo tanto se decide que se utilizarán contenedores en vez de tanques fabricados.

A continuación se muestra la tabla 9.2 con las necesidades de la planta y el almacenamiento de estas sustancias.

Tabla 9.2. Necesidades de ácido sulfúrico 50% e hidróxido de sodio 20%.

Substancia almacenada en contenedores	Necesidad de la substancia (kg/año)	Volumen contenedor (m ³)	Tiempo de suministro (meses)
Ácido sulfúrico 50%	1500	500	4
Hidróxido de sodio 20%	520	500	12

9.2.1.4. Disco de ruptura de los tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento pueden dañarse o destruirse por variaciones no controladas de presión. Para proteger los equipos y las personas de la planta, es necesario emplear equipos de seguridad que permitan eliminar el exceso de presión, o los riesgos de depresión y vacío.

En el caso de la planta se deciden utilizar los discos de ruptura, que generalmente tienen una presión de ruptura de un 50-75% más que la presión de operación.

Como todos los tanques de almacenamiento están a presión atmosférica, la presión de ruptura de la planta queda;

$$P_{ruptura} = 1.65 \cdot P_{operación} = 1.64 atm$$

9.2.1.5. Venteo de emergencia de los tanques de almacenamiento

El venteo de emergencia está relacionado con la superficie húmeda del recipiente que puede estar expuesta a un fuego exterior. Dicha superficie se calculará sobre las bases de los 10 metros por encima del suelo de un recipiente vertical y se descontará la parte de superficie que esté en contacto con el suelo. Para los almacenamientos atmosféricos la capacidad total de venteo se determina por la ecuación 9.8:

$$m^3 \text{ de aire por hora} = \frac{4.414 \cdot Q}{L \cdot \sqrt{M}}$$

$$Q = 139.7 \cdot F \cdot A^{0.82} \cdot 10^3 \quad (9.8)$$

Donde: Q= calor recibido (kJ/h)

F= factor de reducción (adimensional y tabulada)

A= superficie húmeda (m²)

L= calor latente de vaporización (kJ/kg)

M= peso molecular

Se calculará el venteo de emergencia para las situaciones más desfavorables. A continuación se calculará el venteo de emergencia para los tanques de almacenamiento de ácido cianhídrico cuando están totalmente llenos.

$$Q = 139.7 \cdot 1 \cdot 10.175^{0.82} \cdot 10^3 = 936212.92 \frac{kJ}{h}$$

$$m^3 \text{ de aire por hora} = \frac{4.414 \cdot 168.97}{932.29 \cdot \sqrt{27.03}} = 852.58 m^3 \text{ de aire/hora}$$

A continuación se muestra la tabla 9.3 con el venteo de emergencia de los tanques de almacenamiento de las diferentes sustancias.

Tabla 9.3. Venteo de emergencia

Substancia almacenada	Calor recibido (kJ/kg)	m ² de aire por hora
Ácido cianhídrico	936212.92	852.58
Acetaldehído	936212.92	1088.13
Ácido sulfúrico	936212.92	447.30

9.2.1.6. Tanque de Nitrógeno

Este compuesto se utilizará para inertizar la instalación antes de su puesta en marcha y como relleno de las zonas vacías de los tanques de proceso y almacenamiento. Por ello se ha previsto un tanque de 50 m³ en el área 100. Éste será gestionado por la empresa Linde, la cual cobrará un alquiler por sus servicios.

9.2.2. Cálculo del peso de los tanques

Peso del recipiente vacío:

Para obtener el peso total de los tanques de almacenaje se debe calcular las tres partes de las que constan los tanques de almacenaje mediante la ecuación 9.9, 9.10, 9.11. La densidad del acero inoxidable AISI 316 es de 7800kg/m³.

1. Cilindro:

$$P_{cilindro} = \rho_{acero} \times V_{cilindro} = \rho_{acero} \times \frac{\pi}{4} \times (D_{externo}^2 - D_{interno}^2) \times h \quad (9.9)$$

donde:

$P_{cilindro}$: peso del cilindro

P_{acero} : densidad del acero ($7800\text{kg}/\text{m}^3$)

$V_{cilindro}$: volumen cilindro

$D_{externo}$: Diámetro externo (m)

$D_{interno}$: Diámetro interno (2,5m)

h: altura (4,5m)

$$D_{externo} = D_{interno} + 2 \times E = 2,5 + 2 \times 0,005 = 2,505\text{m}$$

donde:

E: espesor del acero (5 mm, según API 650 los tanques de acero inoxidable atmosféricos).

$$P_{cilindro} = 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{\pi}{4} \times (2,505^2 \times 2,5^2) \text{m}^2 \times 4,5\text{m} = 689,88\text{kg}$$

2. Fondo plano:

$$P_{cilindro} = \rho_{acero} \times A_{fondo} \times E = 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{\pi}{4} \times 2,5^2 \times 0,005\text{m} = 191,44\text{kg} \quad (9.10)$$

donde:

A_{fondo} : área del fondo plano (m^2)

3. Fondo cónico:

$$P_{\text{fondocónico}} = \rho_{\text{acero}} \times A_{\text{fondocónico}} \times E = \rho \times \pi \times R \times \sqrt{R^2 + \left(\frac{D_{\text{interno}}}{2 \times \text{tg } 45^\circ}\right)^2} \quad (9.11)$$

donde:

$P_{\text{fondo cónico}}$: Peso del fondo cónico (kg)

$A_{\text{fondo cónico}}$: área del fondo cónico (m²)

R: radio (2,5 m)

$$P_{\text{fondocónico}} = 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \pi \times 2,5\text{m} \times \sqrt{1,25^2 + \left(\frac{2,5}{2 \times 1}\right)^2} = 270,74\text{kg}$$

Por tanto, el peso total del recipiente vacío es:

$$P_{\text{Totalvacío}} = 689,88 + 191,44 + 270,74 = 1152,06\text{kg}$$

Peso del recipiente lleno:

Se considera el peor de los casos en el que los recipientes están llenos al 100% de ocupación y el líquido que contiene es agua.

$$P_{\text{lleno}} = P_{\text{Totalvacío}} + P_{\text{agua}} = P_{\text{Totalvacío}} + \rho_{\text{agua}} \times V = 1152,06\text{kg} + 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 20\text{m}^3 = 21152,06\text{kg}$$

$$P_{\text{lleno}} \approx 21\text{Tn}$$

Peso del recipiente lleno del líquido a contener

Se considera que los recipientes están llenos al 100% de su capacidad. Al igual que en el caso anterior es necesario saber la densidad de cada sustancia para proceder al cálculo del peso de los tanques de almacenaje ya que el volumen es igual para todos. En la tabla 9.4. se puede observar la densidad de cada sustancia a almacenar.

Tabla 9.4. Densidad de cada sustancia. (Perry's, 1999)

Sustancia	Densidad (kg/m ³)
Acetaldehído	783,4
Ácido sulfúrico	1800
Ácido cianhídrico	1120
Ácido láctico	1249

A continuación, se realiza como ejemplo el cálculo para el tanque de acetaldehído al 100% de su capacidad mediante la ecuación 9.12.

$$P_{\text{Tlleno}} = P_{\text{Totalvacío}} + P_{\text{acetaldehído}} = P_{\text{Totalvacío}} + \rho_{\text{acetaldehído}} \times V_{\text{acetaldehído}}$$

$$P_{\text{Tlleno}} = 1152,06 \text{ kg} + 783,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 20 \text{ m}^3 = 16820,06 \text{ kg} \quad (9.12)$$

Seguidamente, se puede observar en la tabla 9.5 los valores de los pesos de cada tanque de almacenaje.

Tabla 9.5. Pesos de los tanques de almacenaje llenos.

Sustancia	Pesos de los tanques llenos (kg)
Acetaldehído	16820
Ácido sulfúrico	37152
Ácido cianhídrico	23552
Ácido láctico	26132

9.2.3. Emisiones fugitivas de los tanques de almacenamiento.

Venteo

Esta metodología es americana, así que se deberán pasar las unidades a su forma correcta para poder aplicar las formulas.

Este método nos permitirá saber la cantidad de emisiones fugitivas que se generan en los tanques de almacenamiento. Al ser una metodología igual para cada compuesto, se decide explicar únicamente el del tanque de cianhídrico.

9.2.3.1. Emisiones fugitivas del tanque de cianhídrico (Venteo)

Primeramente, se debe calcular las emisiones que se producen a la hora del almacenamiento. Para ellos hay que seguir las ecuaciones 9.13, 9.14, 9.15, 9.16, 9.17, 9.18.

$$L_S = 365 \cdot V_V \cdot W_V \cdot K_E \cdot K_S \quad (9.13) \quad W_V = \frac{M_V \cdot P_{VA}}{R \cdot T_{LA}} \quad (9.14)$$

$$K_E = \frac{\Delta T_V}{T_{LA}} + \frac{(\Delta P_V - \Delta P_B)}{(P_A - P_{VA})} \quad (9.15) \quad V_V = \frac{\pi}{4 \cdot D \cdot H_{VO}} \quad (9.16)$$

$$K_S = \frac{1}{(1 + 0.053 \cdot P_{VA} \cdot H_{VO})} \quad (9.17) \quad H_{VO} = H_S - H_L + \left(\frac{1}{3} \cdot 0.0625 \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot D \right) \right) \quad (9.18)$$

donde:

L_S : Perdidas durante el almacenamiento

V_V : volumen de vapor. (ft³)

W_V : densidad de vapor.

K_E : factor de expansión

K_S : factor de saturación del venteo

H_{VO} : altura de vapor (ft)

ΔT_V : Intervalo de temperatura media diaria (°R).

T_{LA} : temperatura media del líquido (°R)

ΔP_V : presión atmosférica (psi)

ΔP_B : intervalo de presión de venteo (psi)

P_A : presión atmosférica (psi)

P_{VA} : presión de vapor a T^a media (psi)

H_S : altura del tanque (ft)

H_L : altura del líquido (ft)

D : diámetro del tanque (ft)

En la tabla 9.6 se observa el resultado de cada término.

Tabla 9.6. Resultados para la obtención de las emisiones anuales.

H_{VO}	1.72
V_V	0.007
W_V	42.8
K_E	0.28
K_S	0.43
L_S	11.33

A continuación, se deben calcular las pérdidas durante el llenado y vaciado del tanque con la ecuación 9.19.

$$L_W = 0.001 \cdot M_W \cdot P_{VA} \cdot Q \cdot K_N \cdot K_P \quad (9.19)$$

donde:

M_W : peso molecular del vapor (lb/mol)

Q : cantidad anual de líquido almacenado. (lb/año)

K_N : factor de renovación que es igual a 1.

K_P : factor de pérdida de producto que es igual a 1

$$L_W = 0.001 \cdot 0.0594 \cdot 11.98 \cdot 8083.2 \cdot 1 \cdot 1 = 3.74$$

Finalmente se suman los dos términos y se determina las pérdidas totales de las emisiones fugitivas.

$$L_T = L_S + L_W = 11.33 + 3.74 = 15.07 \text{ lb/año} \approx 6.85 \text{ kg/año}$$

9.2.4. Coeficientes globales de transferencia de calor (U_{ext})

Para poder hallar el calor que se desprende de cada sustancia en su respectivo tanque de almacenaje, se debe obtener el coeficiente global de transmisión de calor ($U_{externa}$) para cada sustancia. Dicho valor se obtiene a partir de la ecuación (9.20)

$$\frac{1}{U_{\text{externo}}} = \frac{1}{h_{\text{interno}} \times \frac{A_{\text{interna}}}{A_{\text{externa}}}} + \frac{\Delta r}{k \times \frac{A_{\text{ml}}}{A_{\text{externa}}}} + \frac{1}{h_{\text{externo}} \times \frac{A_{\text{externa}}}{A_{\text{externa}}}} \quad (9.20)$$

donde:

U_{externo} : Coeficiente global de transmisión de calor ($\text{W}/\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}$)

h_{interno} : Coeficiente individual de transmisión de calor interno ($\text{W}/\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}$)

A_{interna} : Área interna del serpentín (m^2)

A_{externa} : Área externa del serpentín (m^2)

Δr : grosor del serpentín (m)

k : conductividad del acero (material del serpentín, $46,4 \text{ W}/\text{m} \times ^\circ\text{C}$)

A_{ml} : Área mediana logarítmica (m^2)

h_{externo} : Coeficiente individual de transmisión de calor externo (datos bibliográficos para cada sustancia, $\text{w}/\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}$)

En la tabla 9.7. se pueden observar los diferentes valores del coeficiente individual de transmisión de calor para todas las sustancias con necesidad de refrigeración .

Tabla 9.7. Coeficientes individuales externos (Perry's, 1999).

Sustancia	$h_{\text{externo}} (\text{W}/\text{m}^2 \times ^\circ\text{C})$
Acetaldehído	1,65
Ácido cianhídrico	1,5
Ácido sulfúrico	1,6
Ácido láctico	1,63

Primero se debe hallar el h_{interno} , para ello se deben aplicar la ecuación (9.21) que consiste en una convección forzada por tubos con régimen turbulento, aproximación de Dittus y Boelter que es válida para un $\text{Re} > 10000$ y $0,7 < \text{Pr} < 160$.

$$Nu = \frac{h_{\text{interno}} \times l}{k} \quad (9.21)$$

donde:

Nu: número adimensional Nüsselt.

h_{interno} : coeficiente individual de transmisión de calor ($\text{W}/\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}$).

l: longitud del serpentín (m).

k: conductividad del fluido refrigerante, agua glicolada 15% ($0,242 \text{ W}/\text{m} \times \text{K}$).

La ecuación 9.21 se aísla para poder obtener h_{interno} y queda de la siguiente manera:

$$h_{\text{interno}} = \frac{Nu \times k}{l}$$

Para poder hallar el valor de h_{interno} , antes se debe encontrar el valor de varios números adimensionales como son el Reynolds ecuación 9.22, el Prandtl ecuación 9.23 y Nüsselt ecuación 9.24.

$$Re = \frac{\rho \times D_{\text{interno}} \times v}{\mu} \quad (9.22) \quad (9.10)$$

donde:

Re: número adimensional Reynolds

ρ : densidad del agua glicolada 15% ($1071 \text{ kg}/\text{m}^3$).

D_{interno} : Diámetro interno del serpentín (0,01 m).

v: velocidad del agua glicolada (1,2 m/s, velocidad típica del fluido refrigerante).

μ : viscosidad del fluido refrigerante ($1 \times 10^{-3} \text{ kg}/\text{m} \times \text{s}$)

Seguidamente a modo de ejemplo, se puede observar el cálculo del Reynolds para el acetaldehído.

$$Re = \frac{1071 \times 0,01 \times 1,2}{1 \times 10^{-3}} = 1,34 \times 10^4$$

El valor resultante del Reynolds es mayor a 10.000 se puede afirmar que se trabaja en régimen turbulento.

$$Pr = \frac{\mu \times C_p}{k} \quad (9.23)$$

donde:

Pr: número adimensional Prandlt

μ : viscosidad del fluido refrigerante (1×10^{-3} kg/mxs)

Cp: Capacidad calorífica del agua glicolada (3118,27 J/kg \times °C)

k: conductividad del fluido refrigerante, agua glicolada 15% (0,242 W/m \times K).

A continuación, se puede contemplar como ejemplo de cálculo del Prandlt que será el mismo valor para todas las sustancias.

$$Pr = \frac{1 \times 10^{-3} \times 3118,27}{0,242} = 12,89$$

$$Nu = 0,023 \times Re^{0,8} \times Pr^n \quad (9.24)$$

donde:

Nu: número adimensional Nüsselt.

Re: número adimensional Reynolds

Pr: número adimensional Prandlt

n: coeficiente de enfriamiento (0,3)

Y por último se calcula el valor de Nüsselt como ejemplo se realiza el cálculo para el acetaldehído.

$$Nu = 0,023 \times (1,36 \times 10^4)^{0,8} \times (12,89)^{0,3} = 100,44$$

Los valores de los números adimensionales para cada sustancia de las ecuaciones anteriores se pueden observar de manera resumida en la tabla 9.8.

Tabla 9.8. Valores de los números adimensionales para las diferentes sustancias.

Sustancia	Reynolds	Prandtl	Nüsselt
Acetaldehído	$1,36 \times 10^4$	12,89	100,44
Ácido cianhídrico	$1,26 \times 10^4$	12,89	169,56
Ácido sulfúrico	$1,34 \times 10^4$	12,89	99,00
Ácido láctico	$1,34 \times 10^4$	12,89	99,47

Con la ecuación 9.21 aislada se puede proceder a hallar para cada sustancia el valor de h_{interno} . A modo de ejemplo se realiza el cálculo para el acetaldehído.

$$h_{\text{interno}} = \frac{160,71 \times 46,4}{0,01} = 160,71 \text{ W} / \text{m}^2 \times ^\circ \text{C}$$

A continuación, en la tabla 9.9 se pueden observar los valores del coeficiente individual interno para cada sustancia.

Tabla 9.9. Coeficiente individual interno de transmisión de calor.

Sustancia	$h_{\text{interno}} \text{ (W/m}^2 \times ^\circ \text{C)}$
Acetaldehído	160,71
Ácido cianhídrico	280,99
Ácido sulfúrico	164,06
Ácido láctico	159,15

Para finalizar, se utiliza la ecuación (9.25) para obtener los valores del coeficiente global de transmisión de calor (U) de cada sustancia. Como ejemplo de los cálculos realizados se expone el cálculo para el acetaldehído.

$$\frac{1}{U_{\text{externo}}} = \frac{1}{160,71 \times \frac{0,95}{1,82}} + \frac{0,0048}{46,4 \times \frac{1,34}{1,82}} + \frac{1}{1,65 \times 1} = 0,62$$

$$U_{\text{externa}} = \frac{1}{0,62} = 1,62 \frac{w}{m^2 \times ^\circ C} \quad (9.25)$$

En la tabla 9.10., se puede observar todos los valores del coeficiente global de transmisión de calor para cada sustancia con necesidad de refrigeración.

Tabla 9.10. Coeficiente global de transmisión de calor.

Sustancia	U (W/m ² ×°C)
Acetaldehído	1,62
Ácido cianhídrico	1,48
Ácido sulfúrico	1,57
Ácido láctico	1,60

Todos los valores de la tabla anterior serán utilizados para realizar los cálculos de diseño de los intercambiadores de calor de los tanques de almacenaje.

9.2.5. Intercambiador de calor de los tanques de almacenaje

Los tanques de almacenaje de 25 m³ cada uno T101y T102; T103 y T104; y T105; que contienen respectivamente acetaldehído, ácido cianhídrico y ácido sulfúrico se han de mantener a una temperatura de reacción 10°C. Un intercambiador de calor evita llegar a los puntos de inflamación o de ebullición y mantener los tanques de manera isotérmica, de las diferentes sustancias, las cuales se detallan en la tabla 9.11.

Tabla 9.11. Temperaturas de ebullición, inflamación y fusión (INSHT).

Equipo	Sustancia	Punto ebullición	Punto inflamación	Punto de fusión
T101 T102	Acetaldehído	20,2 °C	-38 °C	-123°C
T103 T104	Ácido cianhídrico	26 °C	-18 °C	-13°C
T105	Ácido sulfúrico	340°C	----	10°C
T501 T502	Ácido láctico	125°C	>74°C	16,8-18°C

Para ahorrar espacio en la planta se coloca un serpentín interior por el que circulara agua glicolada como líquido refrigerante procedente de un chiller con un salto térmico de 5 °C.

El diseño del serpentín se realiza para el caso extremo de que la temperatura ambiente alcanzable sea de 35 °C, temperatura máxima en verano en la ciudad de Barcelona.

A continuación, se determinan los pasos que se han seguido para realizar el diseño del sistema de refrigeración, como la determinación del área del serpentín y el caudal de refrigerante que debe circular para mantener el tanque en estado isoterma.

9.2.5.1. Intercambio de calor entre el tanque y el exterior

El intercambio de calor entre el tanque de almacenamiento y el exterior se calcula a partir de la ecuación (9.26):

$$Q = U \times A \times (T_{\text{ambiente}} - T_{\text{proceso}}) \quad (9.26)$$

donde:

Q: calor a intercambiar (W)

U: coeficiente global de intercambio de calor (calculadas para cada sustancia, W/m²·°C)

A: área del tanque

T_{proceso} : temperatura de operación (10°C)

T_{ambiente} : temperatura ambiente (35°C)

Para poder aplicar la ecuación anterior se debe, en primer lugar, calcular el área del tanque con las ecuaciones geométricas (9.27) y (9.28):

$$A_{\text{lateral cono}} = \pi \times r \times g = \pi \times 1,25 \times 1,77 = 6,94m^2 \quad (9.27)$$

$$A_{\text{cilindro}} = 2 \times \pi \times r \times h = 2 \times \pi \times 1,25 \times 4,5 = 35,34m^2 \quad (9.28)$$

Donde:

r: radio del cilindro (m)

g: generatriz del cono (m)

h: altura del cilindro (m)

$$g = \sqrt{r^2 + l^2} = 1,77m \quad (9.29)$$

Donde:

l: altura del cono (m)

Una vez calculados las áreas individuales, se determina el área total del tanque mediante la ecuación (9.30).

$$A_{\text{tanque}} = A_{\text{lateral cono}} + A_{\text{cilindro}} = 42,28 m^2 \quad (9.30)$$

Con este dato se puede proceder al cálculo del calor que se desprende del tanque de almacenaje según la sustancia que contenga, a modo de ejemplo se realiza el cálculo para el acetaldehído.

$$Q = 1,62 \times 42,28 \times (10 - 35) = 1712,54W = 1,71kW$$

A continuación, se puede observar la tabla 9.12 para las diferentes sustancias:

Tabla 1.12. Intercambio de calor entre los tanques y el exterior.

Tanque	Sustancia	Q (J/s)	Q (kJ/s=kw)
T101 T102	Acetaldehído	1712,54	1,71
T103 T104	Ácido cianhídrico	1564,54	1,56
T105	Ácido sulfúrico	1659,68	1,66
T501 T502	Ácido láctico	1691,40	1,69

9.2.5.2. Calor absorbido por el serpentín

El calor absorbido por el serpentín será el mismo que el calor intercambiado entre el tanque y el medio exterior, por lo tanto, a partir de la ecuación (9.31) se puede calcular el cabal de refrigerante necesario para mantener los tanques a la temperatura deseada.

$$Q = m \times C_p \times (T_{salida} - T_{entrada}) \quad (9.31)$$

donde:

m : caudal del refrigerante que circula por el serpentín, agua glicolada 15% (kg/s)

C_p : capacidad calorífica del refrigerante (3118,27 J/kg×°C)

$T_{entrada}$.: Temperatura de entrada al serpentín (0°C)

T_{salida} .: Temperatura salida serpentín (5°C)

Aislado el caudal másico de la ecuación (9.31) queda de la siguiente manera:

$$m = \frac{Q}{C_p \times (T_s - T_e)}$$

En la tabla 9.13, se contempla los caudales necesarios másicos y volumétricos para mantener la temperatura constante de las diferentes sustancias.

Tabla 9.13. Caudales máscicos y volumétricos.

Tanque	Sustancia	m (kg/s)	Qv (m3/s)	Qv (m3/h)
T101 T102	Acetaldehído	0,11	$1,03 \times 10^{-4}$	0,37
T103 T104	Ácido cianhídrico	0,10	$9,37 \times 10^{-5}$	0,34
T105	Ácido sulfúrico	0,11	$9,94 \times 10^{-5}$	0,36
T501 T502	Ácido láctico	0,11	$1,01 \times 10^{-4}$	0,36

9.2.5.3. Intercambio de calor entre el serpentín y el tanque

Para hallar el área del serpentín se utiliza la fórmula (9.32).

$$Q = U \times A_s \times \Delta T_{ml} = U \times A_s \times \frac{(T_e - T_T) - (T_s - T_T)}{\ln \frac{(T_e - T_T)}{(T_s - T_T)}} \quad (9.32)$$

Donde:

Q: Calor a intercambiar (W)

U: Coeficiente global de transmisión de calor ($250 \text{ W/m}^2 \times \text{°C}$)

A_s : Área de paso del agua glicolada (m^2)

T_T : Temperatura del fluido del tanque (10°C)

T_e : Temperatura de entrada al serpentín (0°C)

T_s : Temperatura salida serpentín (5°C)

Aplicando los valores de diseño de los tanques y despejando el parámetro de interés se obtiene la siguiente fórmula:

$$A_s = \frac{Q}{U \times \Delta T_{ml}}$$

En la tabla 9.14, se contemplan las diferentes áreas de los serpentines para las diferentes productos.

Tabla 9.14. Áreas de los serpentines.

Tanque	Sustancia	A_s (m ²)
T101 T102	Acetaldehído	0,95
T103 T104	Ácido cianhídrico	0,87
T105	Ácido sulfúrico	0,92
T501 T502	Ácido láctico	0,94

9.2.5.4. Características del serpentín

A partir del caudal volumétrico y de la velocidad típica del refrigerante se puede calcular las dimensiones del serpentín. En el caso del área del tubo, se obtiene mediante la ecuación (9.33).

$$A_{tubo} = \frac{Q_v}{v} \quad (9.33)$$

Donde:

A_{tubo} : Área de los tubos del serpentín (m²)

Q_v : Caudal volumétrico de agua (m³/s)

v : Velocidad típica del refrigerante (0,3 m/s)

A continuación, se debe proceder al cálculo del diámetro del serpentín, que se obtiene a partir de la formula (9.34).

$$D_{tubo} = \sqrt{\frac{4 \times A_{tubo}}{\pi}} \quad (9.34)$$

Donde:

D_{tubo} : Diámetro de los tubos del serpentín (m)

A_{tubo} : Área de los tubos del serpentín (m²)

Con el área del serpentín y el diámetro de los tubos se calcula la longitud del serpentín a partir de la ecuación (9.35).

$$L = \frac{A_{tubo}}{D_{tubo} \times \pi} \quad (9.35)$$

Donde:

L: Longitud del serpentín (m)

A_{tubo} : Área del serpentín (m^2)

D_{tubo} : Diámetro de los tubos del serpentín (m)

En la tabla 9.15, a modo de resumen se observa las características de los diferentes serpentines para los distintos tanques de almacenaje.

Tabla 9.15 Características del serpentín.

Tanque	Sustancia	A_{tubo} (m^2)	D_{tubo} (m)	L (m)
T101 T102	Acetaldehído	$8,55 \times 10^{-5}$	0,01	29
T103 T104	Ácido cianhídrico	$7,81 \times 10^{-5}$	0,01	28
T105	Ácido sulfúrico	$8,28 \times 10^{-5}$	0,01	28,5
T501 T502	Ácido láctico	$8,44 \times 10^{-5}$	0,01	29

9.2.5.5. Chiller CH-101

Para poder refrigerar todos los tanques de almacenaje del área 100, se necesita instalar un chiller con una potencia de 9 kW. Se seleccionan dos chillers de la empresa *Eurochiller*, modelo GC-LT para cubrir las necesidades de esta área de la planta de producción de ácido láctico. Se tendrán dos pero sólo estará operativo uno, el otro se dejará en el almacén por si falla el chiller instalado. El catálogo del modelo de chiller seleccionado se puede ojear en el anejo.

9.3. Diseño R-201 y R-202

El volumen de los reactores de la reacción 1 se diseña considerando que se llevara a cabo un batch por día, es decir, en un solo batch se producirá la cantidad diaria deseada de lactonitrilo en un día.

Para poder considerar el volumen de estos reactores no se tendrán en cuenta las cinéticas de reacción, sino el volumen necesario de reactivos en un día.

$$\left(7985,12 \frac{kg}{día} \text{acetaldehído} \cdot \frac{1 l \text{ Acetaldehído}}{0,78kg \text{ acetaldehído}} \right) + 80,66l \text{ agua} = 10317,99 l$$

$$\left(4454,46 \frac{kg}{día} \text{HCN} \cdot \frac{1 l \text{ HCN}}{0,687kg \text{ HCN}} \right) + 90,91l \text{ agua} = 6574,84 l \text{ HCN } 98\%$$

$$10317,99 l \text{ acetaldehído } 99\% + 6574,84 l \text{ HCN } 98\% = 16892,83 l \text{ TOTALES}$$

Por lo tanto el caudal total introducido en el reactor será de $16,89m^3$

Se ha considerado el diseño de dos reactores para un batch, cada reactor trabajará el 50% de la producción. Debido a la posibilidad de un periodo de mantenimiento o su mal funcionamiento se diseñaran con un 100% de capacidad de producción para cada uno. Los reactores se diseñaran para un 75% del total, se dejará un volumen de margen del 25%.

$$16,89m^3 \cdot 1,25 = 21,11 m^3$$

Cada reactor tendrá un volumen total de $21,11 m^3$ considerando que estarán llenos en un 75% de la cavidad total del reactor. Pero normalmente estos reactores trabajarán a un 50% de la producción cada uno.

Este volumen total no es el real, ya que es oportuno que el diámetro (D) y la altura (h) de reactor sean números redondos.

Sabiendo que el volumen de un cilindro se calcula de la siguiente manera:

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

Y suponiendo que: $h = 1,5 \cdot D$

El volumen será: $V = \frac{\pi}{4} \cdot 1,5 \cdot D^3$

Por lo tanto, si se sabe que el volumen de reactor supuesto es de $21,11\text{m}^3$,

$$21,11 = \frac{\pi}{4} \cdot 1,5 \cdot D^3 \quad D = 2,61\text{m}$$

Entonces la altura sería, $h = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 2,61 = 3,92\text{m}$

Correspondería que el diámetro del reactor fuera de $2,61\text{m}$ y una altura de $3,92\text{m}$. Pero teniendo en cuenta un tanque de un diámetro superior a $2,5\text{m}$ precisa de un transporte especial, y que las láminas de construcción del cilindro tienen que ser números redondos, se impone que:

$$D = 2,5\text{m} \quad h = 1,5 \cdot D = 1,5 \cdot 2,5 = 3,75\text{m} \approx 4\text{m} = h$$

A demás se tiene que tener en cuenta que a cuanto menor sea el diámetro del reactor, más efectiva será la transferencia de calor.

Con los cambios considerados, se recalcula el volumen de reactor:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h = \frac{\pi}{4} \cdot 2,5^2 \cdot 4 = 19,63\text{m}^3$$

El volumen real de los dos reactores será de $19,63\text{m}^3$.

Pero el cilindro del reactor estará compuesto de un fondo toriesférico, así que se tendrá en cuenta en el volumen total del reactor.

Suponiendo que el área del fondo toriesférico es el área de la circunferencia multiplicada por $1,25$:

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 1,25 = \frac{\pi}{4} \cdot 2,5^2 \cdot 1,25 = 6,13\text{m}^2$$

En la figura 9.3, se observa las dimensiones de los dos RDTA que llevarán a cabo la reacción 1.

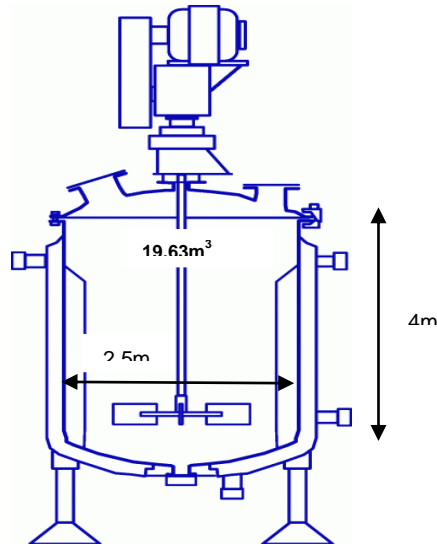


Figura 9.3. Especificación de las dimensiones de los 2 reactores de la reacción 1.

Considerando los datos obtenidos anteriormente, se dispone al cálculo de el área de del reactor que ocupará la solución en el momento de su máxima capacidad, trabajando a un 100% de la capacidad.

Altura de la solución.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h \quad 16,89m^3 = \frac{\pi}{4} \cdot 2,5^2 \cdot h \quad h = 3,44m$$

Área de la solución.

$$A = \pi \cdot D \cdot h = \pi \cdot 2,5 \cdot 3,44 = 27,02m^2$$

Área del fondo torisférico.

$$A = 6,13m^2$$

Área total de la ocupación de la solución.

$$A_{total} = 27,02m^2 + 6,13m^2 = 33,15m^2$$

El área del reactor ocupado por la solución en su punto máximo de capacidad será de $33,15m^2$. Este dato será considerado para el diseño de los intercambiadores de calor, ya que solo es necesario cubrir la zona donde se encuentra la solución a enfriar.

9.3.1. Cálculo de la entalpía de reacción

Como no se dispone de la entalpía de formación del producto intermedio del proceso, el lactonitrilo, se ha buscado a partir del método descrito. (Perry's, Chemical Engineers's Handbook). Obteniendo de forma bibliográfica las entalpías de formación del acetaldehído y del ácido cianhídrico como se puede ver a la tabla 9.16.

Tabla 9.16. Entalpías de formación. (Perry's, 1999)

Componente	AH_f° (25°C) (kJ/mol)
Ácido Cianhídrico	135,143
Acetaldehído	-166,2

Siguiendo el guión, la bibliografía explica que a partir de la estructura de la molécula objetivo, con unos parámetros a continuación expresados, se consigue su entalpía de formación. La expresión utilizada se observa en la ecuación (9.36).

$$AH_{f298}^\circ = 68,29 + \sum_{i=1}^n N_t \cdot \Delta_{Ht} \quad (9.36)$$

Donde,

$$AH_{f298}^\circ = \text{Entalpía de formación a } 298,25 \text{ K, } \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

N_t = número de los diferentes grupos atómicos contenidos en la molécul.

Δ_{Ht} = número obtenido del grupo atómico i obtenido de la tabla 9.16.

La molécula de lactonitrilo sigue la estructura mostrada en la figura 9.4.

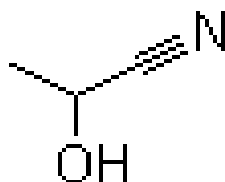


Figura 9.4. Estructura de la molécula de lactonitrilo. (ChemBlink)

Teniendo en cuenta cada sección de la estructura molecular del lactonitrilo y substituyendo en la ecuación (9.36), queda la ecuación (9.37).

$$AH_{f298}^{\circ} = 68,29 + 2CH_2 + OH + CN \quad (9.37)$$

Considerando la tabla 9.17. se obtienen los coeficientes de cada sección de la molécula.

Tabla 9.17. Grupos atómicos para cada sección de la molécula de lactonitrilo. (Perry's, 1999).

Estructura	Δ_H
CH ₂	-20,64
OH	-208,04
CN	88,43

Los datos mostrados en la tabla 9.17 son sustituidos en la ecuación 9.37, quedando la siguiente expresión:

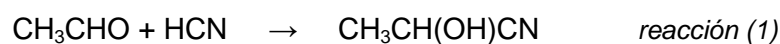
$$AH_{f298}^{\circ} = 68,29 + 2(-20,64) + (-208,04) + 88,43 = -92,6 \frac{kJ}{mol} \text{ lactonitrilo}$$

Con la obtención de la entalpía del lactonitrilo se puede considerar la entalpía de reacción con la ecuación (9.38), teniendo en cuenta las entalpías de los reactivos mostrados en la tabla 3.

$$AH_r = AH_{f298}^{\circ} \text{ productos} - AH_{f298}^{\circ} \text{ reactivos} \quad (9.38)$$

9.3.2. Intercambiador de los reactores R-201 y R-202

Los reactores R-201 y R-202 tienen la función de llevar a cabo la reacción (1):



Con una entalpía de reacción de -16,6 kJ/mol (Perry's, 1999). Según la patente, esta reacción debe llevarse a cabo a 10°C de forma isotérmica, así que mediante el balance de energía, se puede determinar el calor necesario a intercambiar para mantener constante esta temperatura en el reactor. Estos primeros cálculos, se realizan para un reactor que trabaja al 100% de su capacidad, suponiendo que se han tenido problemas en el otro reactor y no está operativo. Por esta razón, se debe utilizar un solo reactor al 100%.

El balance de energía se expresa en la ecuación (9.39):

$$m_{HCN} \cdot \Delta H_{HCN} + m_{CH_3CHO} \cdot \Delta H_{CH_3CHO} + m_{reaccion} \cdot \Delta H_{reaccion} = m_{lactonitrilo} \cdot \Delta H_{lactonitrilo} + (m_{CH_3CHO} \cdot \Delta H_{CH_3CHO})_{salida} + (m_{HCN} \cdot \Delta H_{HCN})_{salida} + Q_{int.} \quad (9.39)$$

Seguidamente, se determinará cada término del balance anterior poniendo como ejemplo el balance de la reacción.

$$m_{reaccion} \times \Delta H_{reaccion} = 12180,82kg \times \frac{1kmol}{142,206kg} \times \frac{1000mol}{1kmol} \times \frac{-16,6kJ}{1mol} = -1421892,76kJ$$

Este cálculo llevado a cabo para todos los fluidos que intervienen en la reacción utilizando la ecuación 9.39, los resultados se pueden observar en la tabla 9.18.

Tabla 9.18 Balance de energía para cada sustancia.

$m_{HCN} \times \Delta H_{HCN}$	24517387,71 kJ
$m_{CH_3CHO} \times \Delta H_{CH_3CHO}$	-27419351,57 kJ
$m_{reacc.} \times \Delta H_{reacc.}$	-1421892,76 kJ
$m_{lactonitrilo} \times \Delta H_{lactonitrilo}$	-7767150,00 kJ
$(m_{CH_3CHO} \times \Delta H_{CH_3CHO})_{salida}$	-392096,73 kJ
$(m_{HCN} \times \Delta H_{HCN})_{salida}$	2518604,37 kJ

Sustituyendo los valores en la ecuación (9.39) y aislando el calor intercambiado, se obtiene el calor que se debe intercambiar.

$$Q_{intercambiado} = -1316785,73kJ$$

A continuación, se debe calcular la potencia necesaria para poder intercambiar todo el calor que se genera en la reacción, en este caso se utiliza como

refrigerante agua glicolada. Con la ecuación 9.40, se puede calcular dicha potencia.

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

donde:

U: Coeficiente global de transferencia de calor (0,3 kJ/sxm²x°C, Kern))

A: Área del líquido de intercambio (33,16m²)

ΔT_{ml} : Incremento de temperaturas mediana logarítmica (°C)

Para el cálculo del incremento de temperaturas mediana logarítmica se utiliza la ecuación (9.41).

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{Reactor} - T_{salidaserpentin}) - (T_{Reactor} - T_{entradaserpentin})}{\ln\left(\frac{T_{Reactor} - T_{entradaserpentin}}{T_{Reactor} - T_{salidaserpentin}}\right)} \quad (9.41)$$

Donde:

$T_{reactor}$: Temperatura a la que se desea mantener el reactor (10°C)

$T_{salida serpentin}$: Temperatura de salida del agua glicolada (5°C)

$T_{entrada serpentin}$: Temperatura del agua glicolada (0°C)

Resolviendo la formula (9.41), se obtiene:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(10 - 5) - (10 - 0)}{\ln\left(\frac{10 - 0}{10 - 5}\right)} = 7,21^{\circ}C$$

Seguidamente, utilizando la ecuación 9.40 se halla la potencia necesaria para intercambiar todo el calor generado por la reacción.

$$Q = 0,3 \times 33,16 \times 7,21 = 71,76 \frac{kJ}{s} = 71,76 kW$$

En este momento, ya se puede calcular el tiempo de reacción con la fórmula (9.42).

$$t = \frac{Q_{intercambiado}}{Q} = \frac{1316785,73 kJ}{71,76 \frac{kJ}{s}} = 18349,99 s = 5,10 h \quad (9.42)$$

Ahora ya se puede pasar a conseguir el caudal necesario para poder realizar el intercambio de calor generado por la reacción, esto se logra con la ecuación (9.43).

$$Q = m_{refrigerante} \times C_p \times \Delta T = m_{refrigerante} \times C_p \times (T_{salidaserpentin} - T_{entradaserpentin}) \quad (9.43)$$

donde:

Q: Potencia necesaria para intercambiar el calor generado por la reacción (kJ/s).

$m_{refrigerante}$: caudal necesario de refrigerante, agua glicolada, (kg/s)

C_p : Capacidad calorífica del refrigerante (3,118 kJ/kg \times °C, Perry's)

$T_{salida serpentin}$: Temperatura de salida del agua glicolada (5°C)

$T_{entrada serpentin}$: Temperatura del agua glicolada (0°C)

Aislando el caudal de refrigeración la ecuación 9.43 queda de la siguiente manera.

$$m_{refrigerante} = \frac{Q}{C_p \times (T_{salidarefrigerante} - T_{entradarefrigerante})} = \frac{71,76}{3,118 \times (5 - 0)} = 4,60 \frac{kg}{s} = 16569,07 \frac{kg}{h}$$

Conociendo el valor de la densidad 1071 kg/m^3 (Perry's, 1999) se puede obtener el caudal volumétrico con la conversión siguiente:

$$Q_{v,\text{refrigerante}} = \frac{m_{\text{refrigerante}}}{\rho} = \frac{4,60 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{1071 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 4,30 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 15,47 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

La velocidad típica de circulación del refrigerante por dentro del serpentín es $1,2 \text{ m/s}$. Con el caudal volumétrico hallado y la velocidad de circulación fijada se debe calcular el área de paso, y por tanto se puede encontrar el valor del diámetro interno. Todo esto se halla con la ecuación (9.44) y (9.45).

$$A_{\text{paso}} = \frac{Q_{v,\text{refrigerante}}}{v} = \frac{4,30 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{1,2 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 3,58 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \quad (9.44)$$

Como se realiza el cálculo para una media caña, el área de paso se reduce a la mitad.

$$A_{\text{paso}} = \frac{3,58 \times 10^{-3}}{2} = 1,79 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$D_{\text{interno}} = \sqrt{\frac{4 \times A_{\text{paso}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times (1,79 \times 10^{-3})}{\pi}} = 0,05 \text{ m} \quad (9.45)$$

A continuación, se debe proceder a obtener el número de vueltas que tiene que tener la media caña para el área de intercambio ($33,16 \text{ m}^2$). Como no se intercambia el mismo calor en los codos de la media caña, hay que aplicar un factor de eficiencia de $0,9$, obteniendo un área de $36,84 \text{ m}^2$.

Se supone una distancia entre vuelta y vuelta de $0,019 \text{ m}$ (valor típico encontrado en la bibliografía).

Ahora se puede proceder al cálculo del número de vueltas total de la media caña.

Cada vuelta tiene una longitud igual al perímetro del reactor, con la ecuación (9.46) se procede a dicho cálculo.

$$P_{\text{reactor}} = \pi \times D_{\text{reactor}} = \pi \times 2,5 = 7,85m \quad (9.46)$$

Se considera que cada vuelta de la media caña tiene una altura igual al diámetro del tubo (0,05 m), con la ecuación (9.47) se obtendrá el numero de vueltas optimo.

$$A_{\text{intercambio}} = P_{\text{reactor}} \times D_{\text{interno}} \times n + (n-1) \times P_{\text{reactor}} \times d \quad (9.47)$$

donde:

$A_{\text{intercambio}}$: Área de intercambio (m^2)

P_{reactor} : Perímetro reactor (m)

D_{interno} : Diámetro interno del tubo (m)

n: número de vueltas de la media caña

d: distancia entre vuelta y vuelta (0,019 m)

Aislando el número de vueltas en la ecuación (9.47), se obtiene:

$$36,84 = 7,85 \times 0,05 \times n + (n-1) \times 7,85 \times 0,019$$

$$n \approx 70 \text{vueltas}$$

Como se comentado anteriormente, se han realizado los cálculos para un solo reactor trabajando al 100%. A continuación, en la tabla 9.19 se especificaran los datos más relevantes de los reactores trabajando cada uno al 50%, estado óptimo del proceso.

Tabla 9.19. Resumen de las características del sistema de refrigeración de los reactores R-201 y R-202.

	50%	100%
Q_{intercambio} (kJ)	658392,86	1316785,73
Q (kJ/s)	42,52	71,76
Tiempo de reacción (h)	4,30	5,10
Área de intercambio (m^2)	19,65	33,16

Caudal refrigerante (kg/s)	2,73	4,60
Área de paso (m ²)	1,15×10 ⁻³	1,79×10 ⁻³
Diámetro media caña (m)	0,05	0,05
Perímetro reactor (m)	7,85	7,85
Nº de vueltas de la media caña	68	70

Como se observa en la tabla 9.19., el número de vueltas de la media caña para el mismo reactor es diferente si trabaja al 50% o al 100%, por lo tanto se debe colocar una válvula manual para cumplir las necesidades del reactor dependiendo de cómo esté operando.

Para poder refrigerar los reactores, R-201 y R-202, se instalan dos chillers en la zona de proceso, uno sería suficiente, pero por motivos de operatividad, se instala un segundo chiller con la función de sustituir el primero en caso de avería. Según las necesidades de refrigeración del área de proceso, se instala un chiller con una potencia de 100kW. Se seleccionan los chillers de la empresa *Eurochiller*, el modelo es el GC-LT y cubrirá las necesidades de los reactores como las de los tanques de almacenaje del ácido láctico, que se encuentran en la misma área de proceso. En el anejo, se puede observar el catálogo del chiller y todos sus accesorios.

9.3.3. Destilación simple. C-203 y C-204

En acabar la reacción, se pone en marcha el sistema de evaporación de los reactivos que no han reaccionado. Esta función se lleva a cabo como una destilación simple dentro del mismo reactor. Hay que tener en cuenta que el ejemplo de cálculo se lleva a cabo para un solo reactor que trabaja al 50% de producción.

Primeramente se ha determinado el calor necesario a suministrar para evaporar el acetaldehído y el ácido cianhídrico a partir de la ecuación (9.48) teniendo en cuenta sus calores latentes de vaporización.

$$Q = m_t \cdot Cp_t \cdot \Delta T + m_{acet} \cdot \lambda_{acet} + m_{HCN} \cdot \lambda_{HCN} \quad (9.48)$$

Donde:

m_t = Caudal másico total de los dos componentes (kg/batch).

C_{p_t} = Calor específico de la mezcla de gases (kJ/kg·°C).

ΔT = Salto térmico considerado de los gases (°C).

m_{acet} = caudal másico de acetaldehído no reaccionado (kg/batch).

λ_{acet} = calor latente de vaporización del acetaldehído (1133,8 kJ/kg)
(Perry's, 1999)

m_{HCN} = caudal másico de ácido cianhídrico no reaccionado (kg/batch).

λ_{HCN} = calor latente de vaporización de ácido cianhídrico (1030 kJ/kg).
(Perry's, 1999)

Sabiendo que la temperatura del contenido del reactor se quiere conservar a 20°C, el primer término se elimina ya que la diferencia de temperaturas es cero, entonces se obtiene la ecuación (9.49):

$$Q = m_{acet} \cdot \lambda_{acet} + m_{HCN} \cdot \lambda_{HCN} \quad (9.49)$$

Con este cálculo se obtiene el calor necesario a suministrar en un batch (kJ).

Seguidamente se calcula el calor que debe suministrar el vapor de agua que circula por el serpentín con la ecuación (9.50.), teniendo la caracterización anteriormente descrita de las dimensiones del tubo de media caña.

$$Q = U_{acet} \cdot A_{intercambio} \cdot \Delta T_{ml} \quad (9.50)$$

Con esta ecuación se obtiene el calor a suministrar por unidad de tiempo (kJ/minuto), así que dividiendo el valor obtenido en la ecuación 9.48 entre el valor de la ecuación 9.49 se obtiene el tiempo necesario para evaporar los dos productos en su totalidad.

$$\frac{Q(kJ)}{Q\left(\frac{kJ}{min}\right)} = 20,13 \text{ minutos}$$

Otro dato importante a tener en cuenta es el caudal de vapor que se necesita para llevar a cabo la destilación, desarrollado a partir de la ecuación 9.51.

$$Q = m_{vapor} \cdot Cp_{vapor} \cdot \Delta T_{vapor} \quad (9.51)$$

Con los datos necesarios anteriormente descritos, se aísla el caudal de vapor y se obtiene:

$$m_{vapor} = 27 \frac{kg}{s} \text{ vapor de agua}$$

9.3.4. Intercambiador de doble tubo

La función del intercambiador de doble tubo es condensar la fracción de acetaldehído que no ha reaccionado en el reactor, que anteriormente, mediante la destilación, se ha evaporado, junto con el ácido cianhídrico. Esta fracción de acetaldehído es recuperada a partir de la condensación mediante un flujo a contracorriente de agua glicolada, como se utiliza en todo el sistema de refrigeración de la planta.

Para llevar a cabo estos cálculos, anteriormente se escogen unos parámetros necesarios para su diseño. Como los diámetros externos de doble tubo, como se observa en la tabla 9.20.

Tabla 9.20. Tamaños estándar de tes y cabezales de retorno. (Kern, 1999)

Tubo exterior (Pulgadas)	Tubo interior (Pulgadas)
2	1 1/4
2 1/2	1 1/4
3	2
4	3

Para el intercambiador de proceso se escoge el diámetro más pequeño, ya que a menor diámetro, más económico es el equipo (Kern, 1999).

Los intercambiadores de doble tubo, generalmente se ensamblan en longitudes efectivas de 12, 15 o 20 pies, la longitud efectiva es la distancia de cada tubo donde ocurre la transferencia de calor y excluye la prolongación del tubo interior después de la sección del intercambio. (Kern, 1999).

9.3.4.1. Selección del tipo de circulación

La temperatura media logarítmica depende del tipo de circulación de fluido en paralelo o a contracorriente. En el caso de los C203 y C204 se escoge circulación a contracorriente ya que se obtiene una temperatura media logarítmica más elevada, reduciendo así el área de intercambio de calor, como se verá en la ecuación 5.

La selección del fluido que pasara por el tubo interior y el exterior es la mostrada en la figura 9.4.

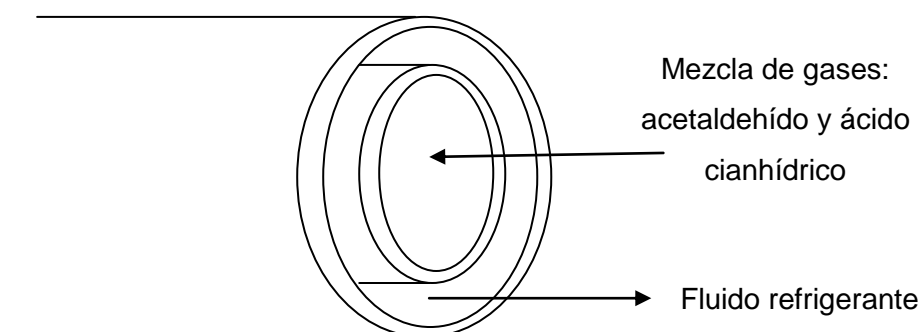


Figura 9.4. Direcciones de las sustancias que pasan por tubo y por ánulo.

Para llevar a cabo los cálculos se ha utilizado una longitud efectiva de 15 pies, es decir, 4,5 metros.

Seguidamente se seleccionan las temperaturas apropiadas para la condensación del acetaldéhid, como se observa en la tabla 9.21

Tabla 9.21 Temperaturas de entrada y salida de los fluidos.

	Temperatura entrada (K)	Temperatura salida (K)
Refrigerante	273	278
Gases	294	288

El salto de temperaturas del refrigerante es 5, ya que durante todo el proceso se utiliza el mismo salto térmico. La temperatura de entrada de los gases son 294 K, ya que la temperatura de evaporación es de 20,2°C (INSHT).

A continuación se calcula la cantidad de calor necesario a transferir para condensar el acetaldehído.

Para el dimensionamiento de este equipo han sido necesarios un seguido de cálculos.

Primeramente se calcula el calor necesario para condensar, de la mezcla de gases, el acetaldehído, a partir de la ecuación (9.48).

$$Q = m_t \cdot C_{p_t} \cdot \Delta T + m_{acet} \cdot \lambda_{acet} + m_{HCN} \cdot \lambda_{HCN} \quad (9.48)$$

Pero teniendo en cuenta que solamente se quiere condensar el acetaldehído, el tercer término desaparece, quedando:

$$Q = m_t \cdot C_{p_t} \cdot \Delta T + m_{acet} \cdot \lambda_{acet}$$

El calor obtenido se trata de kJ/batch, para saber el caudal necesario de refrigerante para llevar a cabo la condensación se utiliza la ecuación 9.52.

$$Q = m_{refrigerante} \cdot C_{p_{refrigerante}} \cdot \Delta T_{refrigerante} \quad (9.52)$$

El calor obtenido en la ecuación 9.48 es substituida en la ecuación 9.52, de esta manera se obtiene el caudal de refrigerante ($m_{refrigerante}$) aislándola.

Con estas ecuaciones se obtiene que la potencia necesaria para llevar a cabo la condensación sea 23,2 kJ/s, y el caudal requerido de refrigerante es de 1,49 kg/s. Estos resultados entran dentro de los rangos de la normalidad.

Para los cálculos necesarios para el diseño del intercambiador, primeramente es necesaria la suposición de un coeficiente individual de intercambio ($U_{intercambio}$).

Con este dato se determina el área de intercambio de los tubos mediante la ecuación de Fourier, que se muestra en la ecuación (9.53).

$$Q = U_{intercambio} \cdot \text{Área}_{intercambio} \cdot \Delta TML \quad (9.53)$$

9.3.4.2. Longitud necesaria del intercambio de calor

Sustituyendo el calor obtenido en la ecuación 1, con la ecuación 5 y utilizando el coeficiente individual de transferencia supuesto, se obtiene un área de intercambio en m². Con esta área de intercambio y utilizando la longitud efectiva escogida del intercambiador, mediante la ecuación 9.54.

$$\text{Área (m}^2\text{)} = \pi \cdot \text{Longitud} \cdot \text{Diámetro} \quad (9.54)$$

Donde L es la longitud total de trayectoria de transferencia de calor antes de que haya mezcla. Aislado la longitud se obtiene la longitud total necesaria para el intercambio de calor de la zona de la zona de transferencia, sin contar los codos, para el calor calculado en la ecuación 9.52.

Con los datos hasta ahora obtenidos, se procede al cálculo de los parámetros que caracterizan el sistema de doble tubo.

Los parámetros utilizados para la distinción entre los dos tubos se muestran en la figura 9.5.

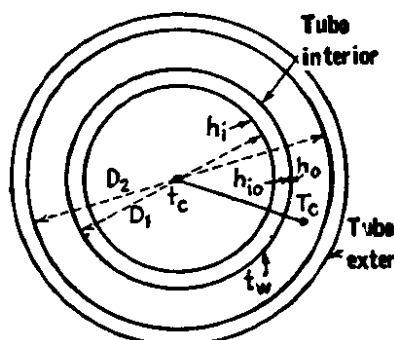


Figura 9.5. Diámetros de los ámulos y localización de coeficientes. (Kern, 1999)

- Tubo interior:

El fluido que circula a través del tubo interior son los gases evaporados en la destilación. Primeramente se calcula el área de paso de estos fluidos por el tubo a partir de la ecuación 9.55.

$$\text{Área de transferencia (m}^2\text{)} = \frac{\pi}{4} \cdot D_i \quad (9.55)$$

Donde:

D_i : Diámetro interior del tubo interior. (m)

Con este dato es posible la obtención de la velocidad del fluido que circula.

$$velocidad \left(\frac{m}{s}\right) = \frac{Q \left(\frac{m^3}{s}\right)}{\text{Área}(m^2)} = 0,57 \frac{m}{s}$$

A continuación se procede al cálculo del caudal másico por unidad de área (G_{tubo}).

$$G_{tubo} = m_{total} / A_{paso \ total}$$

Con este valor se obtiene el número de Reynolds del tubo interior a partir de la ecuación 9.56, para saber si el régimen de circulación será laminar o turbulento.

$$Re_{tubo} = \frac{Di \cdot G_{tubo}}{\mu} = 54940,69 \quad (9.56)$$

El resultado de la ecuación de Reynolds muestra que el régimen de circulación es turbulento, ya que supera los 10000.

Con el número de Reynolds se calcula el valor del factor de transferencia de calor (j_h), ya que el Reynolds es >10000 , mediante la ecuación 9.57.

$$j_h = 0,027 \cdot Re_{tubo}^{0,8} \quad (9.57)$$

Para un régimen turbulento y con los datos calculados se obtiene el coeficiente de transferencia de calor (h_i) a partir de la ecuación 9.58.

$$h_i = j_h \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_\omega}\right)^{0,14} \quad (9.58)$$

Donde:

h_i : Coeficiente de película para tubo interior ($\text{kJ}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$)

D_e : Diámetro exterior del tubo interior (m)

k : Conductividad térmica ($\text{kJ}/\text{s} \cdot \text{m} \cdot \text{K}$)

G : Caudal másico por unidad de área ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$).

C_p : Calor específico ($\text{kJ}/\text{kg} \cdot \text{K}$)

μ : Viscosidad del fluido ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)

μ_ω : Viscosidad del fluido en la pared del tubo ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)

La relación de viscosidad a la temperatura calórica y la viscosidad a la temperatura del tubo $\left(\frac{\mu}{\mu_\omega}\right)^{0,14}$ es un valor que se puede considerar 1 (Kern, 1999), así que llevando a cabo el cálculo de la ecuación 9.59 se obtiene un coeficiente de transferencia de calor:

$$h_i = 2,03 \frac{\text{kJ}}{\text{s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}} \quad (9.59)$$

En intercambiadores de doble tubo es costumbre usar la superficie exterior del tubo interior como la superficie de referencia en $Q=U \cdot A \cdot \Delta T$, y puesto que h_i se ha determinado para A_i , y no para A , debe ser corregida. h_i se basa en el área correspondiente del diámetro interior donde la superficie por metro de longitud es de

$\pi \cdot DI$. En el exterior del tubo la superficie por metro de longitud es $\pi \cdot DE$; y de nuevo, haciendo h_{io} el valor de h_i referida al diámetro exterior, obtenido con la ecuación 9.60.

$$h_i = h_i \cdot \frac{Ai}{A} = h_i \cdot \frac{DI}{DE} \quad (9.60)$$

Los datos obtenidos para el tubo interior se muestran en la tabla 9.22.

Tabla 9.22. Datos obtenidos referentes al tubo interior.

Caudal (kg/s)	0,248869408
Densidad (kg/m ³)	702,9154062
Área de paso (m ²)	0,000624137
vt (m/s)	0,567268175

G tub (kg/s·m ²)	398,7415395
Reynolds tubo	54940,68697
$jH=0,027 \cdot Ret^{0,8}$	167,2164629
$jh=0,027 \cdot Ret^{-0,2}$	0,003043582

turbulento

$h_i \cdot D/k$	148,1193271
h_i	2,028168154
h_{io}	1,373306438

- Tubo exterior

El fluido que circula por el tubo exterior, o ánulo, es el fluido refrigerante. Como se ha mostrado en la ecuación 9.40, el caudal de refrigerante necesario para condensar el vapor es de 1,48kg/s. Con este dato se llevan a cabo los mismos pasos seguidos para el tubo interior, definiendo el diámetro equivalente del tubo exterior como se muestra en la ecuación 9.61.

$$D_e = D \text{ interior (tubo exterior)} - D \text{ exterior (tubo interior)} \quad (9.61)$$

Con los datos obtenidos de G tubo, su Reynolds, y su j_{ho} , explicados anteriormente, se obtiene el coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior del tubo a partir de la ecuación 9.46.

Los resultados obtenidos para el tubo exterior se muestran en la tabla 9.23.

Tabla 9.23. Datos obtenidos referentes al tubo exterior.

Caudal (kg/s)	1,487871496
ρ (kg/m ³)	1071
Área de paso (m ²)	0,001104438
Velocidad (m/s)	1,257867137
De (diámetro eq.) (m)	0,037499515
De'	0,01514

G tub	1347,175704	Turbulento
Reynolds tubo exterior	50219,19	
$jH=0,027 \cdot \text{Ret}^{0,8}$	155,6178916	
$jH=0,027 \cdot \text{Ret}^{0,2}$	0,003098773	
ho	235,4409634	

9.3.4.3. Factores de obstrucción

Cuando el sistema de transferencia de calor ha estado en servicio algún tiempo, se les depositan incrustaciones en la parte interior y exterior de las tuberías, añadiendo dos resistencias más de las que fueron incluidas en el cálculo de U (ecuación 9.41). La resistencia adicional reduce el valor original de U, y la cantidad requerida de calor ya no se transfiere por la superficie, T_2 aumenta, y t_2 disminuye respecto a las temperaturas de salida deseadas, aun así los coeficientes de h_i y h_o se mantienen constantes.

Para tener en cuenta estos factores de resistencia se incluye el parámetro R_d o factor de incrustación. Así que se recalcula el valor de U, llamándolo U_d , o coeficiente total limpio, a partir de la ecuación 9.62.

$$\frac{1}{U_c} = R_{io} + R_o = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} \quad (9.62)$$

El coeficiente que incluye la resistencia de lodos se llama de diseño o coeficiente total de lodos U_d , calculado a partir de la ecuación 9.63.

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_{di} + R_{de} \quad (9.63)$$

Donde:

R_{di} : Factor de obstrucción. $R_{di} = 0,003 \text{ s} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{kJ}$ (Kern, 1999)

R_{de} : Factor de obstrucción. $R_{de} = 0,002 \text{ s} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{kJ}$ (Kern, 1999)

Los resultados obtenidos siguiendo las ecuaciones representadas se muestran en la tabla 9.24.

Tabla 9.24. Coeficientes de obstrucción de los tubos de intercambio.

Uc (kJ/s·m ² ·K)	1,37
1/Uc	0,732416949
Rdi	0,003
Rdo	0,002
1/Ud (m ² ·K/kJ)	0,737416949
Ud (kJ/m ² ·K)	1,36

9.3.4.4. Caída de presión en tuberías y tuberías de ánulo

La caída de presión en tuberías puede ser calculada a partir de la ecuación de Fanning (ecuación 9.64), usando un valor apropiado de f dependiendo del tipo de flujo.

$$\Delta F = \frac{4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \quad (9.64)$$

Donde:

G : Caudal másico por unidad de área (kg/m²·s).

L : Longitud total de transferencia (m)

g : Aceleración de la gravedad (m/s²)

ρ : Densidad (kg/m³)

D : Diámetro interior (m)

f : Factor de fricción (ecuación de Hagen-Poiseuille) $f = \frac{16}{D \cdot G / \mu}$

Finalmente, con los datos hasta ahora mostrados, se obtienen las pérdidas de presión en kg/m², aplicando la ecuación 9.65.

$$\Delta P = \frac{\Delta F}{\rho} \quad (9.65)$$

9.3.4.5. Caracterización del sistema de vacío

Con los datos hasta ahora calculados, ya es posible la caracterización y dimensionamiento del sistema de vacío. Sumando los volúmenes de todos los complementos que lo componen, la dimensión total del sistema es de 26,84 m³. Los datos se muestran en la tabla 9.25.

Tabla 9.25. Volúmenes de cada complemento que caracterizan el sistema de vacío.

V condensador m ³	0,91
V Reactor m ³	19,63
Volumen T206	0,93
V sistema (m³)	26,84

9.4. Diseño de la columna de absorción

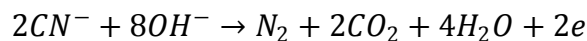
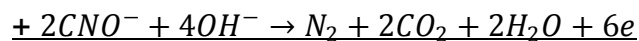
Esta columna permitirá purificar el ácido cianhídrico en fase gas generado en la etapa de condensación.

9.4.1. Reacciones producidas en la columna

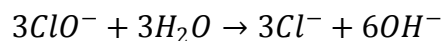
Para que se lleve a cabo las reacciones de purificación, se introducen los gases de ácido cianhídrico con una solución de NaClO al 30% en la columna de absorción, trabajando en medio básico.

Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:

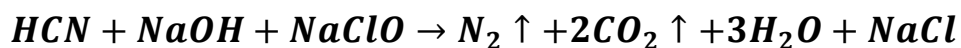
- El cianhídrico en medio básico, se disocia y reacciona según las siguientes ecuaciones:



- El hipoclorito en medio básico reacciona según la siguiente ecuación:



- Si se suman las 2 semireacciones nos queda la reacción final:



9.4.2. Composición de todos los corrientes

Primeramente, se debe calcular el caudal de gas que deberá ser tratado y su composición.

Se supone que todo el caudal de líquido de ácido cianhídrico que entra en el reactor, se evapora y se emite por el venteo que está conectado con la entrada del lavador de gases.

Se conoce que la composición en peso de la solución de HCN es del 84.9% en peso. Para poder calcular la composición gaseosa se necesita saber la composición molar de la fase líquida, que se encuentra con la ecuación 9.66:

$$x = \frac{\frac{W_{HCN}}{PM_{HCN}}}{\frac{W_{HCN}}{PM_{HCN}} + \frac{W_{H_2O}}{PM_{H_2O}}} = \frac{\frac{0.849}{27}}{\frac{0.849}{27} + \frac{0.151}{18}} = 0.79 \quad (9.66)$$

Una vez conocida la composición molar de la fase líquida, se pasa a calcular la composición gaseosa del ácido cianhídrico a partir de la ecuación 9.67:

$$y = \frac{P_{vap}}{P_T} \cdot x = \frac{82.6 \text{ mmHg}}{101.325 \text{ mmHg}} \cdot 0.79 = 0.64 \quad (9.67)$$

A continuación, se debe encontrar el caudal de ácido cianhídrico. Para encontrarlo, se utiliza el cabal volumétrico de entrada al reactor.

En el caso del ácido cianhídrico, se sabe que todo el gas es absorbido por el lavador de gas con un caudal de 0.73m^3 en 40 minutos.

$$\text{Caudal de HCN} = \frac{0.73\text{m}^3}{40 \text{ min}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \cdot 0.64 = 0.70\text{m}^3/\text{h}$$

$$\text{Caudal de aire} = \frac{0.73\text{m}^3}{40 \text{ min}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \cdot (1 - 0.64) = 0.39\text{m}^3/\text{h}$$

Con estos caudales y la ecuación de gases ideales mostrada en la ecuación 9.68 se encontraran los números de moles de las dos especies a tratar:

$$n_{HCN} = \frac{P \cdot Q}{T \cdot R} = \frac{1\text{atm} \cdot \frac{0.70\text{m}^3}{\text{h}}}{293\text{K} \cdot \frac{0.082 \text{ atm} \cdot \text{l}}{\text{K} \cdot \text{mol}}} \cdot \frac{1000\text{l}}{1\text{m}^3} \cdot \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} = 8.15 \text{ mol HCN}/\text{s} \quad (9.68)$$

$$n_{aire} = \frac{P \cdot Q}{T \cdot R} = \frac{1 \text{ atm} \cdot \frac{0.39 \text{ m}^3}{\text{h}}}{293 \text{ K} \cdot \frac{0.082 \text{ atm} \cdot \text{l}}{\text{K} \cdot \text{mol}}} \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 4.51 \text{ mol aire/s}$$

$$n_{total} = n_{HCN} + n_{aire} = 8.15 + 4.51 = 12.66 \text{ mol}_{totales} / \text{s}$$

La columna se diseñara en función de este caudal molar ya que trabajará en discontinuo y será el caudal máximo que deberá tratar

Una vez se saben todos los datos iniciales, se pasa a buscar la composición final de cada corriente.

Normalmente los sistemas industriales tienen un rendimiento elevado, pero nunca llegan al 100% de eficacia, así que supone que la columna trabajará con un rendimiento del 99%.

$$y_n = y_o \cdot (1 - \text{eficiencia}) = 0.64 \cdot (1 - 0.99) = 0.0064$$

$$y_{inicia} = \frac{y_o}{1 - y_o} = \frac{0.64}{1 - 0.64} = 1.81$$

$$y_{final} = \frac{y_n}{1 - y_n} = \frac{0.0064}{1 - 0.0064} = 0.0065$$

Una vez calculado la composición molar del gas, se pasa a calcular la composición del líquido.

$$\text{moles absorbidos de HCN} = G \cdot (y_o - y_n) = \frac{12.66 \text{ moles}}{\text{s}} \cdot (1.81 - 0.0065)$$

$$\text{moles absorbidos HCN} = 8.064 \text{ moles HCN/s}$$

Sabiendo que el caudal de de hipoclorito sódico al 30% que se le añade a la columna será un 20% mayor que el caudal de entrada del ácido cianhídrico, se sabe que la composición de HCN en forma de cloruro de sodio será la siguiente:

$$X_{salida} = \frac{8.064 \text{ moles HCN}}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ mol NaCl}}{1 \text{ mol HCN}} \cdot \frac{58.5 \text{ g NaCl}}{1 \text{ mol NaCl}} \cdot \frac{40 \text{ min}}{0.73 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}$$

$$X_{salida} = \frac{155.1 \text{ g NaCl}}{\text{l}}$$

9.4.3. Diseño funcional de la columna de absorción.

Una vez se tiene claro las composiciones tanto d entrada como de salida, se pasa a calcular el diseño funcional de la columna.

Al no tener datos de equilibrio entre los dos compuestos, se decide utiliza el método “Kremser” aunque no tenga tanta precisión. Este método consiste en la aplicación de una serie de ecuaciones.

El primer término a definir, será el tipo de relleno que llevara la columna. Se ha decidido utilizar los anillos Raschig de acero inoxidable de un tamaño nominal de 2”. Esta decisión se ha tomado ya que tienen un coste razonable, proporcionan un buen contacto entre el líquido y el gas y químicamente son inertes a los fluidos de la torre.

El siguiente paso es encontrar la X con la ecuación 9.69:

$$X = \frac{L}{G} \cdot \frac{PM_l}{PM_g} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} \quad (9.69)$$

Donde: X: adimensional

ρ_g y ρ_l : densidad del gas y del líquido. (g/cm³)

PM_g y PM_l : peso molecular del gas y del líquido. (g/mol)

δ : relación entre la densidad del líquido y del gas.

μ_l : viscosidad del líquido. (g/cm·s)

Fp: factor de relleno, en nuestro caso es de 65.

a= varia con Fp, para nuestro caso es un 0.3.

L y G: caudal molar de líquido y gas. (mol/s)

$$X = \frac{42.20}{12.66} \cdot \frac{74.4}{27} \cdot \left(\frac{6.87 \cdot 10^{-4}}{7.83 \cdot 10^{-1}} \right)^{0.5} = 0.23$$

Con la ayuda de la figura 9.6, se encuentra la Y para una línea de inundación del 70%, ya que no interesa que la columna se inunde.

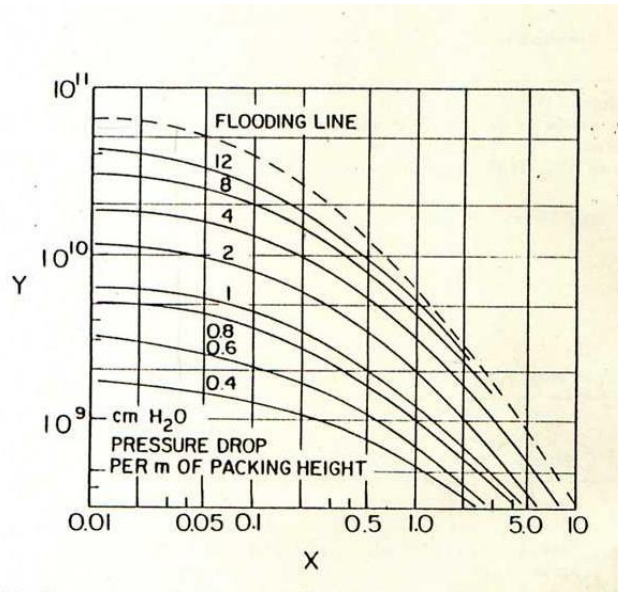


Figura 9.6. Línea de inundación (Environmental engineering, 1985)

De este modo se obtiene una Y de $9 \cdot 10^{10}$.

A continuación se busca el flujo molar de gas para poder, posteriormente, calcular el área y diámetro de la columna con la ecuación 9.70.

$$Gg = \sqrt{\frac{Y \cdot \rho_g \cdot \rho_l}{PM_g^2 \cdot Fp \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right) \cdot \mu_e^a}} \quad (9.70)$$

Donde: Gg: flujo molar de gas. (mol/cm²·h)

Y: adimensional

ρ_g y ρ_l : densidad del gas y del líquido. (g/cm³)

PM_g: peso molecular del gas. (g/mol)

δ : relación entre la densidad del líquido y del gas.

μ_l : viscosidad del líquido. (g/cm·s)

Fp: factor de relleno, en nuestro caso es de 65.

a= varia con Fp, para nuestro caso es un 0.3.

$$Gg = \sqrt{\frac{9 \cdot 10^{10} \cdot 0.000687 \cdot 1.155}{27^2 \cdot 65 \cdot \left(\frac{1.155}{0.000687}\right) \cdot 0.783^{0.3}}} = 30.35 \text{ mol/cm}^2 \cdot \text{h}$$

Se sabe que el área se encuentra con la ecuación 9.71.

$$A = \frac{G}{Gg} = \frac{12.7}{30.35} = 0.42m^2 \quad (9.71)$$

Una vez calculado el área se determina el diámetro con la ecuación 9.72.

$$Dc = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.42}{\pi}} = 0.73m \quad (9.72)$$

Finalmente se debe calcular la altura. La estimación de la altura se puede hacer mediante correlaciones basadas en coeficientes de transferencia de energía, diámetros de gota y flujos máxicos. Sin embargo, los valores que se obtendrán serán poco reales, ya que es muy difícil conocer exactamente estos datos.

Por lo tanto, se decide trabajar con estimaciones experimentales, como la de Pigford and Pyle, que dicen que las alturas típicas de este tipo de columnas, se encuentran entre 1 y 3 metros.

Para conseguir una relación de $H/D \approx 2$, se propone una altura de 1,5 metros.

9.4.4. Diseño funcional del tanque de hipoclorito.

Al ser una reacción bastante exotérmica, se decide poner un tanque de hipoclorito debajo, para que se vaya recirculando y se evite un sobrecalentamiento del líquido.

Al gastar únicamente $4.4m^3/h$ d hipoclorito por etapa, se decide poner un tanque con un volumen de $15m^3$. Este hipoclorito se irá recirculando hasta que se agote.

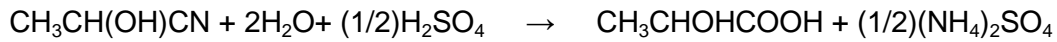
En la tabla 9.26 se muestran las medidas del tanque.

Tabla 26. Dimensiones del Scrubber.

Volumen del tanque	15 m ³
Diámetro del tanque	1.5 m
Altura del tanque	5.5 m

5.4. Intercambiador del reactor R-302

El reactor 301 tiene la función de llevar a cabo la reacción (1):



reacción(1)

Esta reacción se realiza en un reactor continuo de tanque agitado (RCTA).

En la patente sólo se especifica la temperatura de reacción (100°C) y la conversión a la que se realiza esta reacción es del 60%. Como en la patente no está definido el tiempo de residencia, se ha llegado a un consenso y se ha establecido 2 horas.

La entalpía de reacción es de 50,66 kJ/kmol (Perry's), debido a que la reacción es endotérmica el intercambiador de calor debe aportar calor al sistema, este aporte de calor se transmite mediante una media caña por donde circula agua en forma de vapor.

A continuación, en la ecuación (9.73) se expresa el balance de energía con el que se halla el calor que debe ser intercambiado por la media caña.

$$\begin{aligned} m_{\text{lactonitrilo}} \cdot \Delta H_{\text{lactonitrilo}} + m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot \Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} + m_{\text{reaccion}} \cdot \Delta H_{\text{reaccion}} = \\ m_{\text{á.láctico}} \cdot \Delta H_{\text{á.láctico}} + m_{(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} \cdot \Delta H_{(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} + (m_{\text{lactonitrilo}} \cdot \Delta H_{\text{lactonitrilo}})_{\text{salida}} + \\ (m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times \Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4})_{\text{salida}} + (m_{\text{H}_2\text{O}} \times \Delta H_{\text{H}_2\text{O}})_{\text{salida}} + Q_{\text{intercambiado}} \end{aligned} \quad (9.73)$$

Seguidamente, se determina cada término del balance anterior poniendo como ejemplo el balance de reacción.

$$m_{\text{reaccion}} \times \Delta H_{\text{reaccion}} = 0,29 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times \frac{20762,60\text{kJ}}{1\text{kg}} = 6110,09 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Este cálculo llevado a cabo para todas las sustancias que intervienen en la reacción, se resumen en la tabla 9.27.

Tabla 9.27: Balance de energía.

$m_{\text{lactonitrilo}} \times \Delta H$	-175,73 kJ/s
$m_{\text{H}_2\text{O}} \times \Delta H$	-1123,22 kJ/s
$m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times \Delta H$	-788,13 kJ/s
$m_{\text{reacción}} \times \Delta H$	6110,09 kJ/s
$m_{\text{á.láctico}} \times \Delta H$	260,60 kJ/s
$m_{(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} \times \Delta H$	-608,85 kJ/s
$(m_{\text{lactonitrilo}} \times \Delta H)_{\text{salida}}$	-70,29 kJ/s
$(m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times \Delta H)_{\text{salida}}$	-315,25 kJ/s
$(m_{\text{H}_2\text{O}} \times \Delta H)_{\text{salida}}$	-449,29 kJ/s

Sustituyendo los valores en la ecuación (9.62) y aislando el calor intercambiado se obtiene la potencia necesaria que se debe aportar para mantener el reactor de forma isotérmica a 100°C.

$$Q_{\text{intercambiado}} = 5206,09 \text{ kJ} / \text{s} = 5206,09 \text{ kW}$$

Seguidamente, se debe calcular el área de intercambio necesaria para mantener el reactor a la temperatura de reacción constante. Para hallar este valor se utiliza la fórmula (9.74).

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ml} \quad (9.74)$$

donde:

Q: Potencia calorífica generada por la reacción (5206,09 kJ/s)

U: Coeficiente global de transferencia de calor (12 kJ/sxm²x°C, Kern))

A: Área del líquido de intercambio (m²)

ΔT_{ml} : Incremento de temperaturas mediana logarítmica (°C)

Para aportar el calor necesario se utiliza agua en forma de vapor.

Para el cálculo del incremento de temperaturas mediana logarítmica se utiliza la ecuación (9.75).

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{Reactor} - T_{salidaserpentín}) - (T_{Reactor} - T_{entradaserpentín})}{\ln\left(\frac{T_{Reactor} - T_{entradaserpentín}}{T_{Reactor} - T_{salidaserpentín}}\right)} \quad (9.75)$$

donde:

$T_{reactor}$: Temperatura a la que se desea mantener el reactor (100°C)

$T_{salida\ serpentin}$: Temperatura de salida del agua (105°C)

$T_{entrada\ serpentin}$: Temperatura del agua (110°C)

Resolviendo la formula (3), se obtiene:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(100 - 105) - (100 - 110)}{\ln\left(\frac{100 - 110}{100 - 105}\right)} = 7,21^\circ C$$

Aislando en la fórmula (2) el área de intercambio necesaria para aportar el calor óptimo para el reactor de hidrólisis, se obtiene:

$$A = 60,14m^2$$

A continuación, se debe hallar el caudal necesario de vapor de agua para mantener el reactor isotérmico. Este cálculo se realiza con la ecuación (9.76).

$$Q = m_{vapordeagua} \times C_p \times \Delta T = m_{vapordeagua} \times C_p \times (T_{entradamedacaña} - T_{salidamedacaña}) \quad (9.76)$$

donde:

Q: Potencia que se genera en la reacción de hidrólisis (kJ/s).

$m_{vapor\ de\ agua}$: caudal de vapor de agua (kg/s)

C_p : Capacidad calorífica del refrigerante (1,9263 kJ/kg×°C, Perry's)

$T_{\text{salida serpentín}}$: Temperatura de salida del vapor de agua (105°C)

$T_{\text{entrada serpentín}}$: Temperatura del vapor de agua (110°C)

Si se aísla el caudal de vapor de agua de la ecuación anterior, da el resultado siguiente:

$$m_{\text{refrigerante}} = \frac{Q_{\text{intercambiado}}}{C_p \times (T_{\text{entrada media caña}} - T_{\text{salida media caña}})} = \frac{5206,09}{1,92 \times (110 - 105)} = 540,53 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Conociendo ya el caudal necesario de vapor y su densidad (958 kg/m³, Perry's, 1999), se puede conseguir el caudal volumétrico a partir de la conversión (9.77).

$$Q_{v, \text{refrigerante}} = \frac{m_{\text{refrigerante}}}{\rho} = \frac{540,53 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{958 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,56 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (9.77)$$

Sabiendo el caudal volumétrico y fijando la velocidad de circulación del vapor de agua típica que es de 9 m/s, se puede obtener con la fórmula (9.78) el área de paso de la media caña.

$$A_{\text{paso}} = \frac{Q_v}{v} = \frac{0,56 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{14 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0,04 \text{m}^2 \quad (9.78)$$

Como se realiza el cálculo para una media caña, el área de paso se reduce a la mitad.

$$A_{\text{paso}} = \frac{0,04}{2} = 0,02 \text{m}^2$$

Como ya se ha obtenida el área de paso, se puede proceder a hallar el diámetro interno de la media caña utilizando la fórmula 9.79.

$$D_{\text{interno}} = \sqrt{\frac{4 \times A_{\text{paso}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,02}{\pi}} = 0,16 \text{m} \quad (9.79)$$

A continuación, se debe proceder a obtener el número de vueltas que tiene que tener la media caña para el área de intercambio ($60,14 \text{ m}^2$). Como no se intercambia el mismo calor en los codos de la media caña, hay que aplicar un factor de eficiencia de 0,9, obteniendo un área de $66,83 \text{ m}^2$.

Se supone una distancia entre vuelta y vuelta de $0,019 \text{ m}$ (McCabe, 1996).

Ahora se puede proceder al cálculo del número de vueltas total de la media caña.

Cada vuelta tiene una longitud igual al perímetro del reactor, con la ecuación (9.80) se procede a dicho cálculo.

$$P_{\text{reactor}} = \pi \times D_{\text{reactor}} = \pi \times 2 = 6,28m \quad (9.80)$$

Se considera que cada vuelta de la media caña tiene una altura igual al diámetro del tubo ($0,05 \text{ m}$), con la fórmula (9.81) se obtendrá el número de vueltas optimo.

$$A_{\text{intercambio}} = P_{\text{reactor}} \times D_{\text{interno}} \times n + (n-1) \times P_{\text{reactor}} \times d \quad (9.81)$$

donde:

$A_{\text{intercambio}}$: Área de intercambio (m^2)

P_{reactor} : Perímetro reactor (m)

D_{interno} : Diámetro interno del tubo (m)

n: número de vueltas de la media caña

d: distancia entre vuelta y vuelta ($0,019 \text{ m}$)

Aislando el número de vueltas en la ecuación (9.81), se obtiene:

$$66,83 = 6,28 \times 0,16 \times n + (n-1) \times 6,28 \times 0,019$$

$$n \approx 59 \text{ vueltas}$$

Después de este cálculo, se puede afirmar que la media caña debe dar 59 vueltas al reactor para poder aportar el calor necesario para que trabaje de forma isotérmica.

Para poder abastecer de vapor la media caña del reactor de hidrólisis, se ha escogido la caldera de la marca Viessmann modelo Vitomax 200-LW con una potencia de 6,6 MW. La caldera será utilizada para el reactor de hidrólisis y para la destilación en el área 200.

9.5. Diseño de Tanques pulmón

Durante el proceso de producción son imprescindibles 3 tanques auxiliares para la correcta operación de la planta.

1. Tanque pulmón de Acetaldehído T-206
2. Tanque pulmón de Lactonitrilo de proceso T-301
3. Tanque pulmón de Lactonitrilo recuperado de purificación T-303

9.5.1. Tanque pulmón Acetaldehído (T-206)

Este tanque almacena el acetaldehído condensado durante el proceso de destilación de los gases del reactor, el acetaldehído recuperado es almacenado durante 3 días de proceso, el cual será utilizado para el mantenimiento o limpieza de los reactores en cada parada de la zona 200.

Para el cálculo de sus dimensiones se tiene en cuenta la cantidad a almacenar de acetaldehído, es decir, condensada en la destilación. A partir del balance de materia se observa que el caudal diario a recuperar es de:

$$Q_v=0,1334 \text{ m}^3/\text{día} \quad \text{ó} \quad Q_m=104,04 \text{ kg/día}$$

Como stock de seguridad, en caso de necesitar más cavidad, se diseña el tanque para que pueda almacenar toda una producción de una semana, y este volumen se sobredimensiona para una ocupación máxima de un 75% del total. Estos datos se observan en la tabla 9.28.

Tabla 9.28. Cantidades a abastecer por el T-206.

	Qv (m ³)	Qm (kg)
1 día	0,13	104,04
STOCK (1 semana)	0,93	728,28
Ocupación máxima: 75%	1,17	910,35

Con estos datos ya es posible la utilización de la ecuación 9.82, suponiendo que el diámetro y la altura sean números redondos, para que el volumen que proporcione sea lo más parecido al calculado como necesario.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \quad (9.82)$$

Con el volumen final, se procede a saber cuál es la altura y el área máxima que ocupará el contenido, a partir de la ecuación 9.83.

$$A = \pi \cdot D \cdot H \quad (9.83)$$

Los valores obtenidos se muestran en la tabla 9.29.

Tabla 9.29. Dimensiones del T-206.

Volumen TOTAL (m³)	1,18
Diámetro interior (m)	1,00
Altura (m)	1,50
Altura del líquido (m)	0,30
Área del líquido (m²)	0,93

El tanque pulmón debe mantenerse a 10°C para mantener el acetaldehído en estado líquido y ocupe menos espacio, así que se instala un sistema de refrigeración, pasos explicados en el manual de cálculo del sistema de refrigeración de la planta, a partir de los pasos, se obtiene que el calor requerido a absorber, según la ecuación 9.53 de calor, sea:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} = 0,24 \frac{kJ}{s} = 0,24 kW \quad (9.53)$$

Donde:

$$U = \text{Coeficiente global de intercambio} \left(1,62 \frac{J}{m^2 \cdot s \cdot ^\circ C}\right)$$

$$A = \text{Área de intercambio } (5,82\text{m}^2)$$

Y finalmente se busca el caudal necesario de refrigerante para absorber el calor que desprende el producto para mantenerlo a 10°C, con la ecuación 9.76.

$$Q = m_r \cdot C_{p_r} \cdot ATr \quad m_r = 1,41 \cdot 10^{-5} \text{m}^3/\text{s} \quad (9.76)$$

9.5.2. Tanque pulmón de Lactonitrilo T-301

El proceso de producción de la planta se divide por la zona 200, que se caracteriza por trabajar en discontinuo, y la zona 300 se caracteriza por operar en continuo, así que es necesaria la instalación de un tanque pulmón del producto intermedio, el lactonitrilo. Este tanque debe tener capacidad para almacenar todo el lactonitrilo producido en los batch de los reactores R-201 y R-202 necesario para abastecer el reactor continuo R-302.

Debido a que la bibliografía encontrada con información sobre la reacción de hidrólisis del R-301 es el grado de conversión ($X_k=0,6$) y la temperatura ($t=100^\circ\text{C}$), (Sustainable development in practice, 2004), no se sabe el tiempo de residencia, así que por falta de información se supone que serán necesarias 2 horas de reacción. Para su dimensionamiento se siguen los pasos descritos para el diseño del T-206. Este volumen es sobredimensionado calculando un stock y que su capacidad máxima no cubra más del 75% del volumen. Estos datos se muestran en la tabla 9.30.

Tabla 9.30. *Parámetros necesarios para dimensionar el T-301.*

	Qv (m ³ /día)	Qm (kg/día)
1 día	12,43	12234,84
STOCK (1,5 días)	18,65	18352,25
Ocupación máxima: 75%	23,32	22940,32

Con estos datos se obtienen las dimensiones necesarias del tanque pulmón de lactonitrilo producido en el área 200, mostrados en la tabla 9.31.

Tabla 9.31. Dimensiones del T-301.

Volumen TOTAL (m³)	22,09
Diámetro interior (m)	2,50
Altura (m)	4,50
Altura del líquido (m)	0,95
Área del líquido (m²)	7,46

Este tanque no es necesario mantener a temperatura constante, ya que el lactonitrilo se trata de un producto muy estable. Así que no diseña el sistema de refrigeración.

9.5.3. Tanque de Lactonitrilo recuperado T-303

Debido a la recuperación de lactonitrilo procedente del área 400 (área de purificación), ya que la eficiencia de la reacción de hidrólisis es de un 60%, el 40% recuperado se recircula a otro tanque pulmón, ya que no es posible la recirculación al T-301, debido a que se trata del mismo producto pero con diferentes propiedades, porqué procede de una serie de etapas de purificación.

Para el cálculo de las dimensiones del T-303, no se sigue el mismo método que para el cálculo del T-301, ya que debe tener capacidad de almacenar el lactonitrilo suficiente para la producción de 1 día de proceso continuo para abastecer el R-302.

Se tiene en cuenta que este tanque debe abastecer el reactor para la producción de ácido láctico de un día, entonces sabiendo la cantidad de lactonitrilo sin reaccionar, y el lactonitrilo necesario para producir el ácido láctico esperado, se obtiene el tiempo en el que se acumulará para un día de proceso.

$$Tiempo = \frac{Q_{molar \text{ lactonitrilo inicial}}}{Q_{molar \text{ lactonitrilo final}}} = \frac{162,83 \text{ kmol/día}}{65,13 \text{ kmol}} = 2,5 \text{ días}$$

Teniendo en cuenta que la planta no se puede parar cada 2,5 días, se parará cada 3 y de esta forma queda una cantidad en stock por si aparecieran circunstancias adversas.

$$2,5 \text{ días} \approx 3 \text{ días}$$

$$\begin{aligned} \text{Stock lactonitrilo} &= (3\text{días} \cdot 65,13\text{kmol}) - (2,5\text{días} \cdot 65,13\text{kmol}) \\ &= 32,57\text{kmol lactonitrilo} \end{aligned}$$

Con este dato, se procede al cálculo de los días que se parará la zona 200 (zona de producción de lactonitrilo), sabiendo que la planta opera 330 días al año.

$$\begin{aligned} \text{Días de operación del área 200} &= \frac{330\text{días} \frac{\text{operativa}}{\text{año}}}{3\text{días de cada parada}} \\ &= 110 \text{ días operará el área 200} \end{aligned}$$

Así que el T-303 abastecerá el R-302 durante 220 días al año.

Con esta información es posible proceder al dimensionamiento del T-303, parámetros presentados en la tabla 9.32, con el mismo procedimiento seguido para el dimensionamiento del T-206.

Tabla 9.32. Cantidades a abastecer por el T-303.

	Qv (m3/día)	Qm (kg/día)
1 día	4,71	4629,42
STOCK (3 días)	14,13	13888,25
Ocupación máxima: 75%	17,66	17360,31

Las dimensiones del tanque pulmón se muestran en la tabla 9.33, con el procedimiento seguido para el diseño del T-206.

Tabla 9.33. Dimensiones del T-303.

Volumen TOTAL (m ³)	17,18
Diámetro interior (m)	2,5
Altura (m)	3,5
Altura máxima del líquido (m)	0,72
Área ocupación máxima del líquido (m ²)	5,65

9.6. Tuberías

9.6.1. Cálculo del diámetro de tubo

El diseño de las tuberías se basa en el cálculo del diámetro necesario para que circule un caudal específico a la velocidad típica del fluido. Los caudales de cada sección del proceso se recopilan en el apartado de manual de cálculos de los balances y las velocidades típicas de circulación de fluidos se muestran en la tabla 9.34.

Tabla 9.34. Velocidades típicas de circulación de fluidos por tuberías. (McCabe, 1999)

Características		Rango de velocidad (m/s)
Líquidos no viscosos	Flujo por gravedad	0,15 - 0,30
	Entrada de bomba	0,3 - 0,9
	Salida de bomba	1,2 - 3
	Línea de conducción	1,2 - 2,4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0,06 - 0,15
	Salida de bomba	0,15 - 0,6
Vapor de agua		9 - 15
Aire o gas		9 - 30

Para los tramos de tuberías donde circulan una gran mezcla de compuestos, se ha seleccionado la velocidad típica del fluido principal (en mayor porcentaje volumétrico).

La fórmula que relaciona la velocidad típica del fluido con el caudal para obtener el diámetro de tubería es la ecuación (9.84).

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot v}} \quad (9.84)$$

Donde:

D : Diámetro (m)

Q : Caudal (m^3/s)

v : Velocidad típica del fluido (m/s)

El diámetro calculado se compara con las dimensiones de tuberías comerciales y se selecciona el más cercano a éste. Una vez escogido el valor real del diámetro de la tubería se puede encontrar con la misma ecuación anterior la velocidad del fluido que pasa a través de él.

9.6.2. Cálculo de radio de codo

Una vez calculado el diámetro real de la tubería se puede calcular el radio del codo. Para el cálculo de éste se ha de tener en cuenta que en tuberías de radio corto es 1,5 veces el diámetro y en tuberías de radio largo, cinco veces el diámetro, entonces:

$$R \text{ corto} = 1,5 \cdot D$$

$$R \text{ largo} = 5 \cdot D$$

Donde:

R: radio de la circunferencia del codo (mm).

D: Diámetro de tubería (mm).

9.7. Evaluación de impacto ambiental

Para la realización de la matriz de pesos ponderados para PARFA es necesario tener un baremo para poder cuantificar la importancia de los impactos. En la tabla 9.35 se muestran las siglas y los valores dados para poder realizar el cálculo de la importancia del efecto para cada una de las acciones de producción de esta actividad. A partir de la ecuación 9.85 se obtiene el valor del impacto de cada uno de los procesos que se llevan a cabo en esta industria.

Tabla9.35. Nomenclatura utilizada para la medida de los impactos

Tipo de impacto	Rango	Valor
Carácter (Ca)	Efecto positivo	1
	Efecto negativo	-1
Tipo (IN)	Directo (D)	1
	Indirecto (In)	5
Intensidad (AC)	Mínimo(Min)	1
	Medio(Me)	2,5
	Notable (No)	5
Simple (SI)	Simple (Sm)	1
	Acumulativo (A)	5
	Sinérgico(Sn)	3
Temporalidad (TE)	Corto (C)	5
	Medio (M)	3
	Largo (L)	1
Reversibilidad (MC)	Reversible (R)	1
	Irreversible (I)	5
Aparición (PR)	Irregular (Ir)	1
	Periódico (Pr)	1
	Continuo (Cn)	2,5
	Discontinuo (Ds)	2,5

9.7.1. Valoración de los impactos

A partir de la matriz de Leopold y de la formula de ponderación (ecuación 9.85) se obtiene las tablas que se presentan a continuación, donde se valoran los impactos identificados en la matriz de Leopold.

$$Importancia\ del\ impacto = Ca \cdot [3IN + AC + 2SI + TE + 2RV + 2MC + PR] \quad (9.85)$$

Actividad	Tipos de impacto		Carácter	Tipos		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reserva		Recuperación		Aparición				Valoración	
				In	D	Min	Me	No	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds		
Transporte de materias	Aire	Composición y calidad	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-16,5
	Ambiente	Ruido y vibraciones	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-16,5	
	Suelo	Composición y calidad	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-16,5	
		Combustibles fósiles	-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-44	
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	1	0	1	0,0	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-18	
	Población	Calidad de vida	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5	
	Infraestructura y servicios	Caminos y carreteras	-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-44	

Actividad	Tipos de impacto		Carácter	Tipos			Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reserva		Recuperación		Aparición			Valoración
				In	D		Min	Me	No	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	
Recepción y descarga	Ambiente	Ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5
	Suelo	Composición y calidad	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	3	0	1	0	0	5	0	2,5	2,5	0	-47,5
	Hidrología superficial	Composición y calidad	-1	1	0	0	2,5	0	0	5	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-27,5
	No renovables	Combustibles fósiles	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-31,5
		Energía eléctrica	-1	1	0	1	0,0	0	1	0	0	5	0	0	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-36
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5
Población	Calidad de vida	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5	
Almacenaje de reactivos	No renovables	Energía eléctrica	-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-44	
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-29,5
Reacción 1	Ambiente	Ruido y vibraciones	-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	0	3	0	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-38
	Suelo	Composición y calidad	-1	1	0	1	0,0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-16
	Renovables	Agua	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	1	0	0	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-37,5
	No renovables	Energía eléctrica	-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	5	0	0	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-48
	Población	Calidad de vida	1	0	5	0	2,5	0	0	0	5	5	0	0	1		1	0	0	2,5	2,5	0	41,5

Actividad	Tipos de impacto		Carácter	Tipos		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reserva		Recuperación		Aparición				Valoración	
				In	D	Min	Me	No	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds		
Almacenaje de productos acabados	No renovables	Energía eléctrica	-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-44	
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-29,5	
Tanque de acetaldéhidó puro	Suelo	Composición y calidad	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	2,5	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-19	
	No renovables	Energía eléctrica	-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	5	0	0	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-48	
Scrubbers	Atmosfera	Composición y calidad, ruidos y vibraciones	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	2,5	-14,5	
	Hidrología superficial	Agua	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	1	0	0	2,5	-30	
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-29,5	
Limpieza de equipos y de las instalaciones	Aire	Composición y calidad	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-21,5	
	Ambiente	Ruido y vibraciones	-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-28	
	Suelo	Composición y calidad	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-21,5	
	Hidrología superficial	Composición y calidad	-1	1	0	1	0,0	0	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-20	
	Renovables	Agua		-1	1	0	0	0,0	5	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-24
		Envases y embalajes		-1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-32
	No renovables	Energía eléctrica	-1	0	5	0	2,5	0	0	2	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-35,5	
Población	Calidad de vida	1	0	5	0	0,0	5	0	5	0	5	0	0	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	60		

Actividad	Tipos de impacto		Carácter	Tipos			Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reservilidad		Recupabilidad		Aparición				Valoración
				In	D		Min	Me	No	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Calderas	Aire	Composición y calidad	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-53,5	
	Ambiente	Ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-41,5	
	Renovables	Agua	-1	0	5	0	0,0	0	0	5	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-35	
	No renovables	Energía eléctrica	-1	1	0	0	2,5	0	0	5	0	0	0	1	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5	
		Combustibles fósiles	-1	1	0	1	2,5	0	0	5	0	0	0	1	1	0	0	5	0	2,5	2,5	0	-34,5	
Población	Calidad de vida	1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	30		
Frío	Ambiente	Ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5	
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-17,5	
	No renovables	Energía eléctrica	-1	0	5	0	0	5	0	5	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-40	
Tratamiento de aguas residuales	Aire	Composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29	
	Suelo	Composición y calidad	-1	0	5	0	3	0	0	5	0	0	0	1	0	5	1	0	1	0	0	1	-43	
	Hidrología superficial	Composición y calidad	-1	0	5	0	3	0	0	5	0	0	0	1	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-46	
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-29	
	Población	Calidad de vida	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5	

Actividad	Tipos de impacto		Carácter	Tipos		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reservilidad		Recupabilidad		Aparición				Valoración
				In	D	Min	Me	No	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Calderas	Aire	Composición y calidad	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-53,5
	Ambiente	Ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-41,5
	No renovables	Energía eléctrica	-1	1	0	0	2,5	0	0	5	0	0	0	1	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5
		Combustibles fósiles	-1	1	0	1	2,5	0	0	5	0	0	0	1	1	0	0	5	0	2,5	2,5	0	-34,5
	Población	Calidad de vida	1	0	5	1	0,0	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	30
Frío	Ambiente	Ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-17,5
	No renovables	Energía eléctrica	-1	0	5	0	0	5	0	5	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-40
Tratamiento de aguas residuales	Aire	Composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Suelo	Composición y calidad	-1	0	5	0	3	0	0	5	0	0	0	1	0	5	1	0	1	0	0	1	-43
	Hidrología superficial	Composición y calidad	-1	0	5	0	3	0	0	5	0	0	0	1	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-46
	Paisaje urbano	Afección del paisaje de la zona	-1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-29
	Población	Calidad de vida	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5

actividad	Tipos de impacto		Carácter	Tipos		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reservilidad		Recupabilidad		Aparición				Valoración
				In	D	Min	Me	No	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Laboratorio	Atmosfera	Calidad y composición	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Medio ambiente	Composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
		Composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Consumos de recursos	Energía eléctrica	-1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-34
		Agua	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-31,5
	Consumos de recursos	Envases y embalajes	-1	0	5	1		0	0	0	3	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-32
		Población	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0		1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	29,5
Gerencia, administración y servicios	Ambiente	Composición y calidad del suelo	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Consumos de recursos	Composición y calidad de las aguas superficiales	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
		Consumo de agua	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-31,5
		Envases y embalajes	-1	0	5	0	0	5	0	0	3	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-38
	Población	Energía eléctrica	-1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-34
		Ocupación	1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	34

10. LEGISLACIÓN

10. LEGISLACIÓN

La planta está ubicada en el término municipal de Barcelona, por lo que está obligada a cumplir las leyes estatales, autonómicas y municipales. A continuación se especifican las leyes (clasificadas por vectores) que debe cumplir la planta.

10.1. Actividad

Leyes que la empresa debe de cumplir referente a las actividades son:

- Real decreto 2090/2008, de 22 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de desarrollo parcial de la Ley 16/2007, de 23 de octubre, de Responsabilidad Medioambiental.
- Real Decreto 509/2007, de 20 de abril, por el que se aprueba el Reglamento para el desarrollo y ejecución de la Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control de la contaminación.
- **Ley 20/2009, de 4 de diciembre, de prevención y control ambiental de las actividades**
- Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación.
- La [Ley 3/1998, de 27 de febrero, de la intervención integral de la Administración ambiental](#). **Ley 20/2009, de 4 de diciembre, de prevención y control ambiental de las actividades.**
- Norma UNE 150008:2008 de Evaluación de Riesgos Ambientales.
- Ordenanza municipal de actividades y de intervención integral de la administración ambiental de Barcelona.

10.2. Agua

Leyes que la empresa debe de cumplir referente a las actividades son:

- Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas.
- Real Decreto-ley 4/2007, de 13 de abril, por el que se modifica el texto refundido de la Ley de Aguas, aprobado por el Real Decreto Legislativo

1/2001, de 20 de julio.

- Decreto Legislativo 3/2003, de 4 de noviembre, por el que se aprueba el texto refundido de la legislación en materia de aguas de Cataluña.

10.3. Residuos

Leyes que la empresa debe de cumplir referente a las actividades son:

- Decreto Legislativo 1/2009, de 21 de julio, por el que se aprueba el Texto refundido de la Ley reguladora de los residuos.
- Real Decreto 679/2006, de 2 de junio, por el que se regula la gestión de los aceites industriales usados.
- Real Decreto 252/2006, de 3 de marzo, por el que se revisan los objetivos de reciclado y valorización establecidos en la Ley 11/1997, de 24 de abril, de Envases y Residuos de Envases, y por el que se modifica el Reglamento para su desarrollo y ejecución, aprobado por el Real Decreto 782/1998, de 30 de abril.
- Real Decreto 208/2005, de 25 de febrero, sobre aparatos eléctricos y electrónicos y la gestión de sus residuos.
- Real Decreto 782/1998, de 30 de abril, por el que se aprueba el Reglamento para el desarrollo y ejecución de la Ley 11/1997, de 24 de abril, de Envases y Residuos de Envases.
- Real Decreto 833/1988, de 20 de julio, por el que se aprueba, el Reglamento para la ejecución de la Ley 20/1986, Básica de Residuos Tóxicos y Peligrosos.
- Ley 10/1998, de 21 de abril, de Residuos.

10.4. Atmosfera

Leyes que la empresa debe de cumplir referente a las actividades son:

- Ley 34/2007, de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera.

10.5. Suelo

Leyes que la empresa debe de cumplir referente a las actividades son:

- Real Decreto 9/2005, de 14 de enero, por el que se establece la relación de actividades potencialmente contaminantes del suelo y los criterios y estándares para la declaración de suelos contaminados.

10.6. Ruido

Leyes que la empresa debe de cumplir referente a las actividades son:

- Real Decreto 1371/2007, de 19 de octubre, por el que se aprueba el documento básico "DB-HR Protección frente al ruido" del Código Técnico de la Edificación y se modifica el Real Decreto 314/2006, de 17 de marzo, por el que se aprueba el Código Técnico de la Edificación.
- Real Decreto 286/2006, de 10 de marzo, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido.
- Real Decreto 524/2006, de 28 de abril, por el que se modifica el Real Decreto 212/2002, de 22 de febrero, por el que se regulan las emisiones sonoras en el entorno debidas a determinadas máquinas de uso al aire libre.
- Real Decreto 524/2006, de 28 de abril, por el que se modifica el Real Decreto 212/2002, de 22 de febrero, por el que se regulan las emisiones sonoras en el entorno debidas a determinadas máquinas de uso al aire libre.
- Real Decreto 1513/2005, de 16 de diciembre, por el que se desarrolla la Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido, en lo referente a la evaluación y gestión del ruido ambiental.
- Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido.
- Ordenanza sobre las instalaciones luminosas particulares.
- Ordenanza municipal sobre contaminación acústica.

10.7. Seguridad industrial

Leyes que la empresa debe de cumplir referente a las actividades son:

- Ley 12/2008, de 31 de julio, de seguridad industrial.

10.7.1. Seguridad industrial: Almacenamiento

- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril por el que se aprueba el Reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias MIE APQ-1, MIE APQ-2, MIE APQ-3, MIE APQ-4, MIE APQ-5, MIE APQ-6 y MIE APQ-7.

10.7.2. Seguridad industrial: Aparatos a presión

- Real Decreto 2060/2008, de 12 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias.

10.7.3. Seguridad industrial: CTE

- Real Decreto 314/2006, de 17 de marzo, por el que se aprueba el Código Técnico de la Edificación.

10.7.4. Seguridad industrial: Instalaciones contra incendios

- Real Decreto 948/2005, de 29 de julio, por el que se modifica el Real Decreto 1254/1999, de 16 de julio, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.
- Real Decreto 119/2005, de 4 de febrero, por el que se modifica el Real Decreto 1254/1999, de 16 de julio, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales.
- ORD reguladora de las condiciones de protección contra incendios.

11. BIBLIOGRAFÍA

11. BIBLIOGRAFÍA

11.1. Especificaciones del proyecto

- Benninga H., **A history of lactic acid making: a chapter in the history of biotechnology**, Kluwer Academic Publishers, 1990
- Chahal, Surinder P., **Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry**, Sixth Edition, Electronic Release, 2002.
- Craig, C, **Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology**, (4th Edition)
- Lide D., **CRC handbook of chemistry and physics**, Taylor and Francis Group, 2006
- Página web: www.acindar.com.ar/eng/pdf/libroamarillo.pdf
- Página web: www.scribd.com
- Página web: www.bdigital.eafit.edu.com
- Página web: www.elconsorci.net
- Página web: <http://www.meteo.cat/>
- Página web: www.eis.uva.es/~biopolimeros/alberto/acido_lactico.htm
- Página web: www.chemblink.com

11.2. Diseño de equipos

- Aucejo A., **Introducció a l'enginyeria química**, Editorial Pòrtic, 1999.
- Clift R., **Sustainable development in practice: case studies for engineers and scientists**, Ed. Wiley, 2004.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F., **Chemical Engineering, Volume 6, Design**, R. K Sinnott, Pergamon Press, 1983, 1ª edición.
- Donald Q. Kern , **Procesos de Transferencia de Calor**, Ed. Cecsa, 1999
- Dullien, F.A.L, **Introduction to industrial gas cleaning**, Academic Press, Inc. (1989)
- Eugene F. Megyesy, **Manual de recipientes a presión. Diseño y cálculo**, Editorial Limusa, Noriega editores, 2001, 7ª edición.

- Harris D., **Químico cuantitativo**, Editorial Reverté, 2007.
- Himmelblau, D., **Basic principles and calculations in Chemical Engineering**, 5th ed. Prentice Hall Ed., 1989.
- Levenspiel O., **Ingeniería de las reacciones químicas**, Editorial LIMUSA WILEY, 2004.
- Magyesy, E. F., **Manual de recipientes a presión. Diseño y cálculo**, Ed. Limusa, Noriega editores, 2001, 7ª edición.
- McCabe W.L., **Operaciones unitarias en ingeniería química**, McGraw-Hill, 1996.
- Robert H. Perry, **Perry's chemical engineers' handbook**, McGraw-Hill, 1999
- Smith J.M., **Introducción a la termodinámica en la ingeniera química**, McGraw-Hill, 1997
- Theodore, L, Buonicore, A., **Air pollution control equipment. Selection, design, operation and maintenance**, Springer-Verlag ,1994.
- Vian, A., **Elementos de Ingeniería Química**, Ed. Alhambra, 1975.
- Página web: www.eurochiller.com
- Página web: www.thermoequipos.com
- Página web: www.weissman.com
- Página web: www.riera-nadeu.com

11.3. 11.3. Control e instrumentación

- Ollero de Castro, P.; **Control e instrumentación de procesos químicos**. Ed.Síntesis.
- Stephanopoulos, G.; **Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice**, Prentice Hall, New Jersey, 1984

11.4. Tuberías, válvulas y accesorios

- Página web: www.bobinox.com
- Página web: www.busch-vacuum.com

- Página web: www.prominent.com

11.5. Seguridad e higiene

- **Fábrega C, J., Análisis de riesgos en las instalaciones industriales, Edicions UPC, 1999, 1ª edición.**
- Página web: <http://www.tankeros.com>
- Página web: <http://www.xtec.es/>
- Página web: <http://www.senyals.com>
- Página web: www.inspeccion.com
- Página web: www.agrosoluciones.dupont.com
- Página web: www.ceat.org.es
- Página web: www.anvela.com
- Página web: www.seguridadpus.com
- Página web: www.amarengo.org
- Página web: www.aquamarket.com
- **NTP 566 Señalización de recipientes y tuberías: aplicaciones prácticas.**
- **NTP 635 Clasificación, envasado y etiquetado de las sustancias peligrosas.**

11.6. Medioambiente

- Página web: www.arc-cat.net
- Página web: <http://www.subproductes.com>
- Página web: www.cscamaras.es/bolsa/consulta/home.html
- Página web: <http://sima.gencat.cat/website/sima/viewer.htm>
- Página web: <http://www.subproductes.com>
- Página web: www.cscamaras.es/bolsa/consulta/home.html
- Página web: <http://mediambient.gencat.cat>

11.7. Evaluación económica

- Max S. Peters, **Plant design and economics for chemical engineering**, McGraw-Hill International Edition, Chemical and Petroleum engineering series.
- Página web: <http://www.matche.com/>
- Página web: <http://www.icis.com/>
- Página web: www.ecorecursos.es/luz.htm
- Página web: www.agua-dulce.org
- Página web: www.aca-web.gencat.cat
- Página web: <http://www.gasnatural.com>
- Página web: www.iberdrola.es

11.8. Legislación

- Página web: www.noticias.juridicas.com
- Página web: www.boe.es
- Página web: <http://www.gencat.cat/dogc/>
- Página web: <http://w3.bcn.es>

11.9. Patentes

- MITSUBISHI GAS CHEMICAL COMPANY, INC., Tokyo, Japan, **Process for preparing Lactate**, United States Patent, Patent Number 5.824.818, 1998 - octubre – 20.
- United States Patent. Patent Number 6.384.276, 2002 - Mayo - 07

11.10. Programas

- Flyps 2.1.
- Google earth
- Siscet 6.3

