



Trabajo de final de grado

**ESTUDIO PARA LA OPTIMIZACIÓN DEL SISTEMA DE
ELIMINACIÓN DE CARBONATOS EN LAS AGUAS
RESIDUALES DE VERTIDO DE LA PLANTA DE CO**

Tarragona, 30 de mayo de 2016

Grado de Ingeniería Química

1609

Esmeralda González del Hoyo

Judith Graells Llordés

Soraya Rodríguez Pérez

Sarah Rodríguez Soler

Tutores: Carlos Álvarez Herrero

Esteve Obis Torruella

ÍNDICE

1. Introducción.....	4
1.1. Datos principales del proyecto	4
1.2. Resumen del proyecto	5
1.3. Agradecimientos.....	6
2. Etapa preliminar	6
2.1. Descripción del proyecto.....	6
2.2. Alcance del proyecto	7
2.3. Antecedentes históricos.....	8
2.4. Estudio de las alternativas de proceso.....	9
2.4.1. Alternativa 1: Desgasificación por <i>stripping</i>	9
2.4.2. Alternativa 2: Evaporación	10
2.4.3. Alternativa 3: Descarbonatación por resinas de intercambio iónico	10
2.4.4. Comparación de las alternativas	11
2.5. Planificación inicial del proyecto (Diagrama de Gantt).....	12
3. Bases para el desarrollo del proyecto	15
3.1. Bases de diseño	15
3.1.1. Especificación de la alimentación.....	15
3.1.2. Capacidad, flexibilidad operativa y factor de servicio.....	16
3.1.3. Especificaciones de los productos	17
3.1.4. Condiciones de las materias primas y productos en el L.B	18
3.1.5. Normas de diseño a aplicar	19
3.1.6. Otros criterios de diseño	19
3.2. Datos básicos para el desarrollo de ingeniería	19
3.2.1. Servicios (<i>utilities</i>) disponibles.....	19
3.2.2. Precio de las <i>utilities</i>	20
3.2.3. Datos del emplazamiento.....	20
3.2.3.1. Climáticos, pluviométricos y sísmicos	21
3.2.3.2. Elevación y estructura del terreno.....	23
3.2.4. Normas y códigos de diseño (oficiales).....	23
3.3. Estudio de las reacciones.....	24
3.3.1. Estudio termodinámico	24
3.3.1.1. Efecto de la temperatura sobre el pH.....	34
3.3.1.2. Efecto de la presión sobre el pH	35
3.3.1.3. Efecto de la concentración de sales sobre las constantes de equilibrio	
35	
3.3.2. Estudio cinético.....	37
3.4. Balance de materia	38
3.5. Balance de energía	40

3.5.1.	Balance de energía preliminar: cálculo de la dilución	40
3.5.2.	Balance de energía de los equipos	42
3.6.	Estudio de simulación	43
4.	Desarrollo de la ingeniería básica.....	45
4.1.	Elaboración de diagramas	45
4.1.1.	De bloques: Diseño conceptual.....	46
4.1.2.	De simulación	47
4.1.3.	De Flujo de Proceso (PFD).....	48
4.1.3.1	Situación 1	48
4.1.3.2	Situación 2	49
4.1.3.3	Situación 3	50
4.1.4.	De implantación (<i>Plot plan</i>).....	51
4.1.5.	De tuberías e instrumentos (P&ID).....	52
4.1.5.1	Nomenclatura y simbología P&ID.....	53
4.1.6.	Isométrico	54
4.2.	Diseño básico	55
4.2.1.	Diseño de tuberías.....	55
4.2.1.1	Nomenclatura de las tuberías	55
4.2.1.2	Dimensionamiento de las tuberías	55
4.2.1.3	Dimensionamiento del grosor de las tuberías	58
4.2.1.4	Diseño de accesorios.....	67
4.2.2.	Diseño de la instrumentación y control	76
4.2.2.1	Caracterización de las estrategias de control	76
4.2.2.2	Diseño de la instrumentación.....	80
4.2.2.3	Listado de instrumentos de control	83
4.2.3.	Diseño de equipos	89
4.2.3.1	Mezclador estático	89
4.2.3.2	Columna de stripping.....	93
4.2.3.3	Tanque de almacenamiento.....	108
4.2.3.4	Diseño bombas PA001-A y PA001-B	109
4.2.3.5	Diseño de la bomba PA002.....	117
4.3.	Descripciones	121
4.3.1.	Descripción funcional de proyecto	121
4.3.2.	Descripción de la instalación	125
5.	Seguridad en el diseño de las instalaciones	127
5.1.	Seguridad de los procesos	127
5.1.1.	Análisis de riesgo preliminar. Detección rápida y fiable del problema	127
5.1.1.1	Substancias afectadas.....	127
5.1.1.2	Evaluación de los riesgos del proceso	128
5.1.1.3	Diseño de un sifón para la línea de aire	134

5.1.1.4	Diseño de un cubeto de retención	134
5.1.2.	Zonas ATEX (Atmosfera explosiva)	136
6.	Documentación autorización ambiental	137
6.1.	Descripción de la actividad proyectada.....	137
6.2.	Identificación y evaluación de las emisiones en el aire, agua y suelo	137
6.2.1.	Emisiones atmosféricas.....	137
6.2.2.	Emisiones líquidas	138
6.2.3.	Emisiones en el suelo.....	138
6.3.	Identificación y evaluación de los residuos sólidos producidos	138
6.4.	Consumo de energía y de recursos naturales	138
6.5.	Generación de gases de efecto invernadero	138
6.6.	Otros impactos.....	139
6.6.1.	Ruidos	139
6.6.2.	Vibraciones	139
6.6.3.	Olores.....	139
6.6.4.	Luz	139
7.	Mantenimiento de las instalaciones	140
7.1.	Tipología de mantenimiento.....	140
7.1.1.	Mantenimiento preventivo	140
7.1.2.	Mantenimiento predictivo	141
7.1.3.	Mantenimiento proactivo	141
7.1.4.	Mantenimiento correctivo	141
7.2.	Análisis de riesgo	142
8.	Posibles mejoras del proceso.....	145
8.1.	Alternativa 1: calentar corriente de aire	145
8.2.	Alternativa 2: calentar la corriente 7	146
9.	Estudio económico	147
9.1.	Presupuesto de ejecución del proyecto.....	147
9.2.	Estimación de costes de producción.....	148
9.2.1.	Costes de producción directa	149
9.2.1.1	Materia prima.....	149
9.2.1.2	Utilities.....	149
9.2.1.3	Mano de obra	150
9.2.2.	Costes fijos de producción	150
9.2.3.	Gastos generales.....	150
9.3.	Cuenta de pérdidas y ganancias	151
9.4.	Evaluación global de la inversión	152
10.	Referencias	153

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Datos principales del proyecto

Título del proyecto	Estudio para la optimización del sistema de eliminación de carbonatos en las aguas residuales de vertido de la planta de CO
Número del proyecto	1609
Localización	La Canonja (Tarragona). Polígono Industrial Químico Sur, s/n. Planta de CO del establecimiento de <i>Covestro, S.L.</i>
Autoras	Esmeralda González del Hoyo Judith Graells Llordés Soraya Rodríguez Pérez Sarah Rodríguez Soler
Tutores	Carlos Álvarez Herrero (URV) Esteve Obis Torruella (Covestro, S.L.)
Fecha de entrega	30 de mayo de 2016

Las integrantes del equipo han desarrollado parte del TFG mencionado de forma individual, correspondiendo a:

- Esmeralda González del Hoyo, el diseño y cálculo de equipos dinámicos y tuberías, diagrama isométrico y descripción de la instalación, indicado en el extremo superior con el color azul.
- Judith Graells Llordés, el diseño y cálculo de equipos estáticos, diagrama *Plot plan* y mantenimiento de las instalaciones, indicado en el extremo superior con el color rojo.

- Soraya Rodríguez Pérez, el balance de materia y energía, estudio de la reacción, aspectos ambientales del proceso y opciones de mejora del proceso escogido, indicado en el extremo superior con el color verde.
- Sarah Rodríguez Soler, el diseño y cálculo del control e instrumentación, diagrama P&ID, seguridad de proceso y estudio económico, indicado en el extremo superior con el color amarillo.

El estudio de la simulación se ha realizado entre las integrantes Judith Graells Llordés y Soraya Rodríguez Pérez y se indica con los colores correspondientes de ambas.

Las partes comunes, desarrolladas por todo el equipo, no tienen indicación de color.

1.2. Resumen del proyecto

El presente proyecto consiste en eliminar la mayor cantidad posible de los carbonatos procedentes de las aguas de oxidación de la planta de CO con el objetivo de evitar la precipitación éstos en el tanque de aguas residuales 15B200 y cumplir así, con la licencia de actividad de Covestro S.L, la cual marca el límite de sólidos en suspensión en el vertido en 250 mg/L (ref.1).

Las aguas de oxidación de la planta de CO (con pH 13.3) contienen una alta concentración de iones carbonatos que pueden precipitar y taponar tuberías y equipos en etapas posteriores. Para eliminar estos carbonatos se utiliza el método de acidificación con ácido clorhídrico. Producto de esta reacción se desprende dióxido de carbono que con la instalación actual provoca cavitación en las bombas, con los consecuentes problemas de operación.

Para solucionar este problema, se diseña una etapa de operación continua capaz de gestionar la carga discontinua de la planta de CO oxidación y tratar estas aguas para cumplir la licencia de actividad y evitar los problemas operacionales descritos anteriormente.

1.3. Agradecimientos

Queremos agradecer la realización de este proyecto, en primer lugar tanto a nuestro tutor interno como externo, el Sr. Carlos Álvarez y el Sr. Esteve Obis (Covestro, S.L.), por su implicación, ayuda y seguimiento durante toda la realización del proyecto. Además, agradecerles junto al coordinador del Trabajo de Final de Grado, Sr. Jordi Gavaldà, la posibilidad del desarrollo de este proyecto.

En segundo lugar, agradecer al Sr. Gerard Gomis en calidad de técnico de control de procesos de Covestro, S.L., por ampliar nuestros conocimientos sobre el funcionamiento del control de la planta existente y su apoyo en el desarrollo del proyecto.

Finalmente, agradecer al Dr. Josep Font por su apoyo en la resolución de aspectos/problemas técnicos del proceso.

2. ETAPA PRELIMINAR

2.1. Descripción del proyecto

La finalidad de este proyecto consiste en el rediseño del sistema de eliminación de carbonatos de las aguas residuales de oxidación de la planta de CO, con el objetivo de seguir cumpliendo con la licencia de actividad, reducir la inestabilidad del sistema de regulación de pH y evitar problemas operacionales (cavitación de las bombas).

Se busca estudiar el proceso existente y rediseñarlo para cumplir los objetivos establecidos anteriormente.

Las tres situaciones operacionales que pueden tener lugar son:

- Situación 1: Únicamente circulan las aguas de MDA por el circuito. No hay descarga de las aguas de oxidación de la planta de CO.
- Situación 2: Descarga de las aguas de oxidación de la planta de CO juntamente con las aguas en continuo de la planta de MDA.
- Situación 3: Situación 2, más la descarga de las fosas de la planta de CO y MDA. Principalmente se da esta situación los días de lluvia.

Para un mayor entendimiento de éstas per apartado 4.1.3. Diagrama de flujo de proceso. Cuando se produce la descarga de las aguas de oxidación de la planta de CO, con un elevado contenido de carbonatos y de sosa (pH 13.3), se diluyen con las aguas residuales procedentes de MDA (pH 8.1) que se encuentran en el mismo *site*, con el objetivo de disminuir la concentración de sosa evitando el aumento de temperatura excesivo al añadir el ácido clorhídrico. Estas aguas circulan por el interior de un mezclador estático donde se mezclan con la corriente de ácido clorhídrico para alcanzar un pH 6. En este equipo tienen lugar principalmente la reacción de neutralización de la sosa y las de eliminación de los carbonatos (ver apartado 3.3. Estudio de las reacciones). A continuación, las aguas se envían a una columna de *stripping* donde se elimina el dióxido de carbono formado. Finalmente, las aguas tratadas son enviadas al tanque 15B200.

2.2. Alcance del proyecto

El proyecto realizado se trata de un rediseño en base a una ingeniería básica partiendo del proyecto actual. Se parte de un estudio de alternativas para encontrar el proceso óptimo de eliminación de carbonatos, por el método de acidificación, evitando la formación de sólidos en el tanque 15B200.

Como base de diseño se realiza un estudio cinético y termodinámico de las reacciones que intervienen en el proceso.

El nuevo proceso optimizado consta de un mezclador estático (MA001), una columna de *stripping* (KA001) unida al tanque BA001 y tres bombas centrífugas (PA001-A/B y PA002). Así mismo también consta de la correspondiente instalación de tuberías y del estudio de control e instrumentación.

El presente proyecto es de vital importancia ya que se prevé una mejora medioambiental y operacional para la empresa. Teniendo en cuenta que se trata de un proyecto de mejora, la parte económica y financiera del proyecto supone una inversión inicial de 121,000 €, con un VAN de -1.4 M€. Hay que tener en cuenta que el presupuesto del proyecto también incluye la obra civil y el acondicionamiento del terreno.

2.3. Antecedentes históricos

La empresa Covestro S.L., hasta Septiembre de 2015 conocida como Bayer Material Science S.L, fue construida en 1972. Está situada en la carretera de Vila-Seca-La Pineda s/n (Polígono Industrial Entrevías). Es una empresa multinacional con competencias clave en el ámbito de los materiales poliméricos de alta tecnología, concretamente, se dedica a la producción de diisocianato de difenil metano (MDI).

Dentro del complejo industrial coexiste Covestro S.L. con Elix Polymer S.L, Berschi Ibérica S.L y Kemira Ibérica S.A. El proceso a estudiar se centra en las plantas de producción de metilendianilina (MDA) y CO, más concretamente en las aguas de CO oxidación, que se tratan en la zona de medioambiente de la empresa Covestro.

El tanque de aguas residuales 15B200 se construyó en un primer momento para tratar todas las aguas del *site* mediante un tratamiento biológico. Posteriormente, hubo problemas para tratar las aguas de MDA debido a la altura que debían superar estas para llegar hasta la parte superior del tanque, hecho que provocaba el rebose de los colectores. Para solucionar este problema, se construyó el tanque 09B07 con una altura inferior al 15B200.

Posteriormente se intentó tratar conjuntamente las aguas residuales de CO oxidación y CO decantación pero aparecieron problemas de precipitación de los carbonatos contenidos en la corriente, por lo que se separaron las aguas de oxidación de las de decantación, ya que se obstruían las tuberías.

Actualmente, las aguas de CO oxidación se diluyen con las aguas de MDA y hay un sistema de acidificación de éstas para eliminar los carbonatos presentes. Debido a esta reacción se desprende CO₂ provocando problemas de cavitación en las bombas ya que no tiene suficiente tiempo para separarse y salir por la parte superior del tanque.

2.4. Estudio de las alternativas de proceso

A continuación, se muestra el estudio realizado sobre las posibles alternativas para resolver el problema planteado.

2.4.1. Alternativa 1: Desgasificación por *stripping*

Esta alternativa consiste en acidificar la corriente de aguas residuales con ácido clorhídrico y, a continuación, desgasificar las aguas en una columna de *stripping* mediante el uso de aire atmosférico, a contracorriente, para tratar el efluente líquido y poder separar así el CO₂.

Para hacer más efectiva la eliminación del CO₂, se introduce aire con eyectores por la parte inferior. Además se diseña un circuito de recirculación en el sistema para asegurar la dilución de las aguas de oxidación de la planta de CO.

Este proceso puede llegar a tener una eficiencia de 98% de eliminación de CO₂ (ref.2), por lo que resulta una alternativa atractiva de eliminación del compuesto no deseado y evitar así posibles problemas de cavitación.

Dado que tratamientos similares se han aplicado industrialmente (ref.2), se conoce que tiene un bajo coste de instalación, explotación y mantenimiento.

2.4.2. Alternativa 2: Evaporación

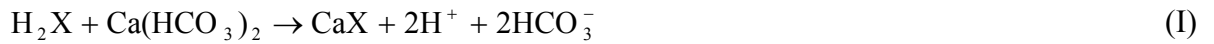
El proceso de descarbonatación por evaporación consiste en introducir el agua en forma de gotas finas en una cámara a presiones bajas, inferiores a la presión de saturación. Parte de estas gotas de agua se convierten inmediatamente en vapor haciendo que el carbonato precipite en el fondo. Las gotas de vapor son posteriormente condensadas y evaporadas una y otra vez hasta que se alcance la concentración de carbonatos deseada en el agua de salida. Normalmente, estas cámaras pueden contar con más de 24 etapas de descarbonatación (ref.3).

Este proceso tiene un alto rendimiento alrededor del 70 %. En este proceso se obtendría un subproducto (Na_2CO_3), el cual podría implicar una fuente de ingresos alternativa puesto que el carbonato de sodio tiene múltiples aplicaciones en la producción del vidrio, de jabones, tintes, etc.

Uno de los principales inconvenientes de esta alternativa es el aspecto económico ya que este proyecto supondría una alta inversión inicial. Además, tiene un consumo energético elevado y un continuo mantenimiento de las cámaras de baja presión.

2.4.3. Alternativa 3: Descarbonatación por resinas de intercambio iónico

El proceso de descarbonatación por resinas de intercambio consiste en el uso de una resina de intercambio de cationes débilmente ácida (ref.4), que es capaz de eliminar la dureza del agua cuando esta posee cierta alcalinidad. Se muestra un ejemplo de las reacciones que tienen lugar para el catión calcio:



Donde la “X” es considerada como una unidad divalente de intercambio de cationes.

El agua tratada contiene gran cantidad de dióxido de carbono, lo que provoca que sea necesario el uso de una columna de *stripping* o torre de desgasificación a posteriori. Cuando se termina la dotación de iones de hidrógeno, se dice que la resina está en la etapa de agotamiento. Para regenerarla se realiza un lavado ácido empleando ácido clorhídrico o sulfúrico.

El uso de resinas de intercambio tiene ciertas limitaciones. No se recomienda su uso si las aguas a tratar pueden contener materia en suspensión, coloides o emulsiones grasas y sólo pueden trabajar en presencia de una fase líquida de concentración limitada. Además se debe reemplazar anualmente alrededor del 10 % de la resina de cationes. Pueden producirse pérdidas de capacidad debido al mal estado de la resina.

2.4.4. Comparación de las alternativas

A continuación se muestra una tabla comparativa de las diferentes alternativas estudiadas.

Tabla 2.1. Comparativa de alternativas.

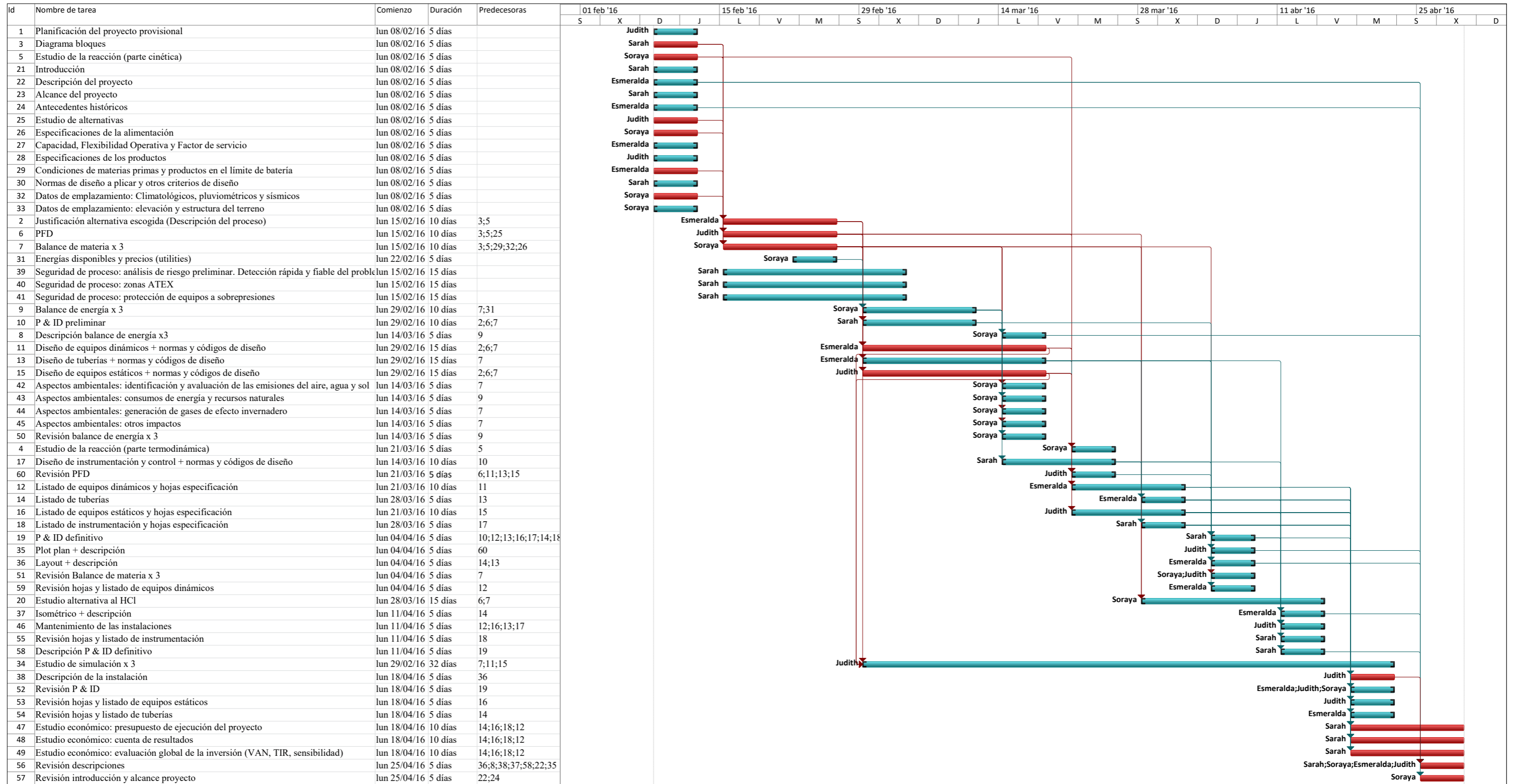
Alternativa	1	2	3
Precio inversión inicial	Alto	Alto	Alto
Beneficio económico adicional	Bajo	Medio	Bajo
Residuo	Alto	Alto	Alto
Amigable con el medio ambiente	Bajo	Medio	Bajo
Consumo de energía	Medio	Alto	Medio
Condiciones de operación agresivas	Bajo	Medio	Bajo
Rendimiento de eliminación de carbonatos	Alto	Medio	Medio
Fiabilidad	Alto	Medio	Bajo
Necesidad de infraestructuras	Bajo	Medio	Bajo
Necesidad de seguridad	Medio	Medio	Medio
Necesidad de mantenimiento	Bajo	Alto	Alto
Espacio a ocupar	Medio	Alto	Medio

Una vez realizado el estudio de alternativas y tal como se muestra en la tabla 2.1, la opción más viable es la primera alternativa, dado que el coste de mantenimiento es relativamente bajo y el rendimiento de eliminación de carbonatos es elevado si se compara con las otras dos alternativas. Además, es un proceso conocido y tiene una gran fiabilidad.

2.5. Planificación inicial del proyecto (Diagrama de Gantt)

Para gestionar el proyecto correctamente se han dividido las diferentes tareas a realizar, se han organizado en el tiempo con los recursos disponibles. En el diagrama de Gantt se muestra la distribución temporal de las tareas. De la misma manera se estudia la interdependencia de éstas para encontrar el camino crítico y conocer las tareas cuya desviación sobre la programación inicial, produciría un cambio en la fecha de entrega del

proyecto. Las tareas que pertenecen al camino crítico recibirán un control exhaustivo en su avance. Este camino queda representado en el diagrama de Gantt en color rojo.



Proyecto: planificación_V6 Fecha: mar 10/05/16	Tarea		Resumen		Hito externo		Resumen inactivo		Tarea manual		Sólo duración		Sólo el comienzo			Sólo fin		Fecha límite		Tareas críticas			División crítica			Progreso	
	División		Resumen del proyecto		Tarea inactiva		Tarea manual		Sólo duración		Sólo el comienzo		Sólo fin		Fecha límite		Tareas críticas		División crítica				Progreso				
	Hito		Tareas externas		Hito inactivo		Sólo duración		Sólo el comienzo		Sólo fin		Fecha límite		Tareas críticas		División crítica						Progreso				

3. BASES PARA EL DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1. Bases de diseño

3.1.1. Especificación de la alimentación

La corriente de agua a tratar procede de las aguas de CO oxidación (corriente 3), concretamente del reactor de salida de la planta de CO, las cuales se descargan en discontinuo cada 4-6 horas. Cada descarga supone 6 m³ de agua a tratar. Sabiendo que la descarga se realiza en 1 h, el caudal de entrada es de 6 m³/h. Éstas aguas tienen un pH básico de 13.3 y contienen mayoritariamente NaOH , Na₂CO₃ y Na₂SO₄. La concentración de las aguas depende del tratamiento anterior. El intervalo de concentraciones de cada compuesto en la corriente de las aguas de oxidación de la planta de CO se muestra en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Composición aguas de CO oxidación (pH 13.3).

Espece	Concentración mínima (g/L)	Concentración máxima (g/L)
NaOH	50	70
Na ₂ CO ₃	50	100
Na ₂ SO ₄	15	35

Con el objetivo de eliminar los carbonatos mediante acidificación de las aguas será necesario una solución de ácido clorhídrico procedente de la planta de MDI situada en el mismo *site*. Esta solución de ácido clorhídrico presenta una concentración del 32% en peso.

Las aguas procedentes de la planta de MDA (corriente 2), situada en el mismo *site*, contienen mayoritariamente NaCl aunque también contienen trazas de anilina y fenol. Dicha composición se muestra en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Composición aguas de la planta de MDA (pH 8.1).

Compuesto	Concentración (g/L)
NaCl	300
Anilina	0.020
Fenol	0.015

Teniendo en cuenta que la cantidad de anilina y fenol presente en las aguas de MDA presentan una concentración muy baja, no se tienen en cuenta en el proceso.

Las fosas de MDA presentan un caudal de 80 T/h, mientras que las fosas de CO un caudal de 30 T/h. La entrada de aire presenta una composición de 21% de O₂ y 79% de N₂. La esquematización de las entradas de proceso se contempla en el diagrama de bloques (ver apartado 4.1.1. Diagrama de bloques).

3.1.2. Capacidad, flexibilidad operativa y factor de servicio

La planta opera 365 días al año las 24 horas. Respecto a la flexibilidad operativa, en este proyecto existen tres situaciones a estudiar.

La primera situación es cuando únicamente circulan las aguas procedentes de la planta de MDA con un caudal de 11 T/h. La segunda situación se produce cuando descargan las aguas de oxidación de la planta de CO y se diluyen junto con las aguas de MDA. Su periodicidad es 6 m³ cada 4-6 horas con un tiempo de descarga de 1 hora. La tercera y última situación es cuando además de las corrientes consideradas en la segunda situación (MDA y CO) se produce la descarga de las fosas de MDA y de CO.

3.1.3. Especificaciones de los productos

El objetivo de este proyecto es conseguir una corriente de agua con la mínima cantidad de carbonatos posible. Estos carbonatos en forma de CO₂ son eliminados a la atmosfera gracias a un *stripping* con aire. Por tanto existen dos corrientes de salida, la del agua a pH 6 y la corriente gaseosa con un contenido mayoritario de CO₂. En la tabla 3.3, 3.4, 3.5 y 3.6 se muestran las composiciones másicas de salida de la corriente acuosa y gaseosa en la situación 2 y 3, respectivamente. Cabe destacar que no se muestran los resultados de la composición de salida de la situación 1, dado que la composición de entrada es la misma que la de salida.

Tabla 3.3. Composición agua tratada situación 2, corriente 12.

Compuesto	Composición (%)
H ₂ O	78.9
NaCl	20.1
Na ₂ SO ₄	1.00

Tabla 3.4. Composición agua tratada situación 3, corriente 12.

Compuesto	Composición (%)
H ₂ O	96.7
NaCl	3.00
Na ₂ SO ₄	0.16
CO ₂	0.01
NaHCO ₃	0.17

Tabla 3.5. Composición aire de salida situación 2, corriente 8.

Compuesto	Composición (%)
N ₂	44.8
O ₂	11.9
CO ₂	40.2
H ₂ O	3.10

Tabla 3.6. Composición aire de salida situación 3, corriente 8.

Compuesto	Composición (%)
N ₂	56.7
O ₂	15.0
CO ₂	26.2
H ₂ O	2.10

3.1.4. Condiciones de las materias primeras y productos en el límite de batería

A continuación en la tabla 3.7 se muestran las condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida en cada situación (ver diagramas del apartado 4.1.3. Diagrama de bloques). En la tabla 3.8 se muestran las densidades de las corrientes.

Tabla 3.7. Condiciones y propiedades de las corrientes de entrada y salida en cada situación.

Corriente	Caudal (T/h)			P (bar _a)	T (°C)	pH
	Situación 1	Situación 2	Situación 3			
1	0	2.48	2.19	1.25	25	1.00
2	11.0	11.0	91.0	1.13	25	8.10
3	0	6.96	37.0	1.13	25	13.3
4	0	0.350	0.35	1.20	25	-
8	0	0.617	0.485	1.01	26-38	-
12	11.0	2.017	130	3.00	25-38	6.00

Tabla 3.8. Densidades de las corrientes de entrada y salida en cada situación.

Corriente	Densidad (kg/m ³)		
	Situación 1	Situación 2	Situación 3
1	0	976	976
2	1190	1190	1020
3	0	1160	1030
4	0	1.21	1.21
8	0	1.27	1.25
12	1140	1140	1020

3.1.5. Normas de diseño a aplicar

El proyecto se desarrolla en la empresa Covestro, S.L. y se utiliza la normativa propia de ésta. Por su origen alemán esta es la DIN. Esta norma incluye la metodología de diseño, cálculos pertinentes, identificación de diagramas además de criterios mínimos de seguridad a tener en cuenta en el diseño.

3.1.6. Otros criterios de diseño

Covestro, S.L. dispone de una base de datos donde se definen los criterios de diseño a partir del *know-How* de la propia empresa. Se complementa la información con las *BAT* (*Best Available Techniques*) que proporcionan los documentos *BREFs* (*Best available techniques REFerence document*) publicadas por el Parlamento Europeo para la industria química. Concretamente se complementa la información con el documento *BREF* de los Sistemas de Gestión y Tratamiento de Aguas y Gases Residuales en el Sector Químico (ref.5).

3.2. Datos básicos para el desarrollo de ingeniería

3.2.1. Servicios (*utilities*) disponibles

El proceso a realizar consta de los siguientes *utilities*:

- Electricidad trifásica de un voltaje de 380-400 V con una frecuencia de 50 Hz. Es utilizada para los motores de las bombas PA001 A/B y PA002.
- Aire de instrumentación comprimido a 7 bara. El aire de instrumentación es subministrado internamente por la empresa en un intervalo de temperatura entre 5 y 35°C y un punto de rocío de -40°C. Es utilizado para toda la instrumentación del

proceso. Según las especificaciones, el aire presenta un contenido máximo de partículas en suspensión de 5 mg/Nm³, con un tamaño de partícula inferior a 50 µm.

3.2.2. Precio de las *utilities*

El precio de la electricidad y el aire comprimido vienen fijados por la compañía Covestro S.L., que en el mismo *site* dispone de una planta de energías. Cabe destacar que los precios van variando mensualmente, sin embargo, la empresa facilita el valor de la media anual. Los precios se muestran en la tabla 3.9.

Tabla 3.9. Precio de las *utilities*.

<i>Utilities</i>	Precio
Aire comprimido (€/Nm ³)	0.0137
Electricidad (€/kWh)	0.093

3.2.3. Datos del emplazamiento

La planta de producción de Covestro S.L se encuentra situada en el municipio de la Canonja, en el polígono industrial Entrevies. En la figura 3.1 se muestra el mapa de emplazamiento geográfico del *site* y en la figura 3.2 se muestra el mapa de situación del sistema de tratamiento de aguas a diseñar.



Figura 3.1. Mapa de emplazamiento planta de producción de Covestro S.L.



Figura 3.2. Mapa de situación sistema de eliminación de carbonatos dentro del site.

3.2.3.1 *Climáticos, pluviométricos y sísmicos*

El clima de Tarragona es un clima típico mediterráneo. El régimen térmico se caracteriza por tener unas temperaturas suaves durante el invierno y unos veranos calurosos. Las heladas son poco frecuentes, exceptuando los meses de diciembre y enero, el resto del

año es prácticamente un periodo libre de heladas. Las estaciones más lluviosas son el otoño y la primavera. El periodo árido comprende los meses de junio y julio. La figura 3.3 muestra el climograma de Tarragona.

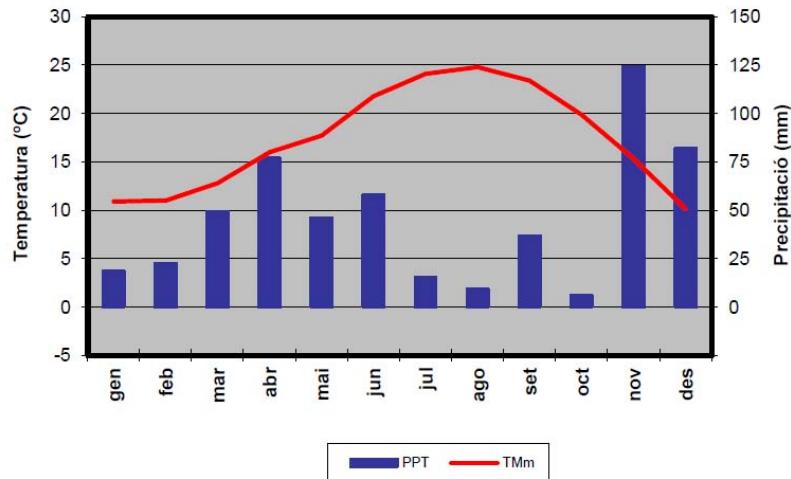


Figura 3.3. Climograma de Tarragona.

Según la norma Simoresistente NCSE-94 del 8 de febrero de 1995 (ref.6), la zona de Tarragona tiene una aceleración sísmica de $0.4 \cdot g$, que corresponde a la segunda zona sísmica de sismicidad media y tiene un grado VI de intensidad máxima en la escala macrosísmica internacional, MSK.

Los efectos que se pueden producir ante un grado VI son: sonido de campanas de pequeñas torres y campanarios, apertura de grietas de hasta un centímetro de ancho en suelos húmedos, deslizamientos en montañas y daños moderados como fisuras en muros y chimeneas, caída de grandes trozos de revestimientos, tejas y hasta derrumbes de construcciones de mampostería en seco o con barro, de adobes o de tapial.

3.2.3.2 Elevación y estructura del terreno

El *site* se encuentra a 20 metros sobre el nivel del mar. Según el IGC (Instituto Geográfico de Cataluña) el suelo presenta una composición en la que predominan gravas y arenas.

3.2.4. Normas y códigos de diseño (oficiales)

La empresa Covestro, S.L. de origen alemán, utiliza normas DIN para la gestión de la empresa. Esta gestión incluye la metodología de diseño de equipos, elaboración de diagramas de proceso, criterios de seguridad, etc.

- Diagrama de proceso: DIN EN ISO 10628
- Diagrama de instrumentación: WN 9060-P 2012-09
- Diseño de equipos estáticos: AD-Merkblatt 2000 y UNE-EN 12573-2:2000
- Diseño de equipos dinámicos: EN 22858, ISO 2858, ISO5199 y (2006/42/EC) directiva de máquinas
- Tuberías, accesorios y bridas: WN 9901 y EN 1092-2

3.3. Estudio de las reacciones

3.3.1. Estudio termodinámico

En este apartado se estudia el comportamiento de las reacciones (ref.7) y como se ven afectadas por diversos parámetros. Las aguas residuales de oxidación de la planta de CO tienen un pH muy básico (pH 13.3) debido al elevado contenido de sosa. Cuando esta agua se acidifica se producen diversas reacciones.

En primer lugar, se produce la reacción de la neutralización de la sosa que se muestra en la ecuación III.



Esta reacción entre ácido y base fuerte es altamente exotérmica y su entalpía de reacción es de -57.3 kJ/mol. Se lleva a cabo de forma instantánea.

En segundo lugar se produce la reacción principal del proceso que es la eliminación parcial de los carbonatos. El hecho de acidificar las aguas presenta cambios en la distribución de las especies derivadas del ion carbonato original, proveniente del carbonato de sodio. Mediante el programa Medusa se realiza una representación gráfica de la distribución de las especies en una disolución ideal (sin la presencia de otros iones) y en una solución con sulfato de sodio (Na_2SO_4), dado que las aguas de oxidación de la planta de CO contienen este compuesto (ver tabla 3.1 apartado 3.1.1 Especificación de la alimentación).

$$[\text{CO}_3^{2-}]_{\text{TOT}} = 710.00 \text{ mM}$$

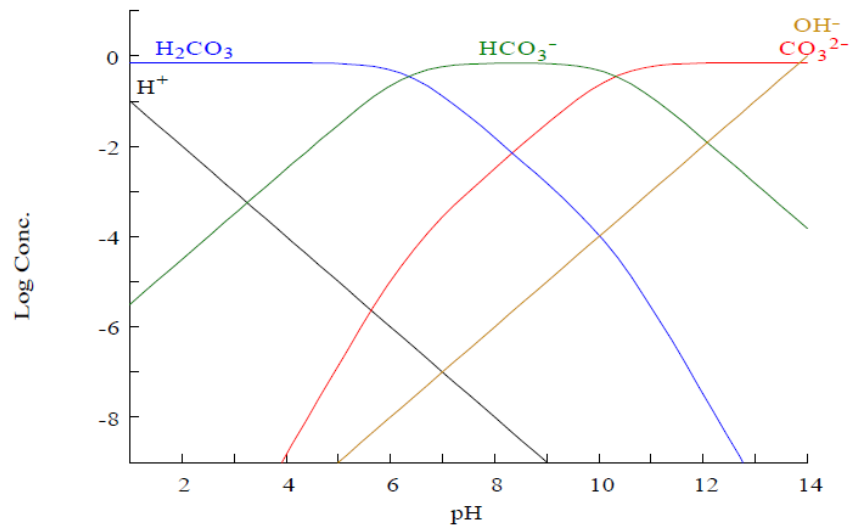


Figura 3.4. Distribución de las concentraciones de las diferentes especies de carbonatos en función del pH.

$$[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{TOT}} = 1.95 \text{ M} \qquad [\text{CO}_3^{2-}]_{\text{TOT}} = 710.00 \text{ mM}$$

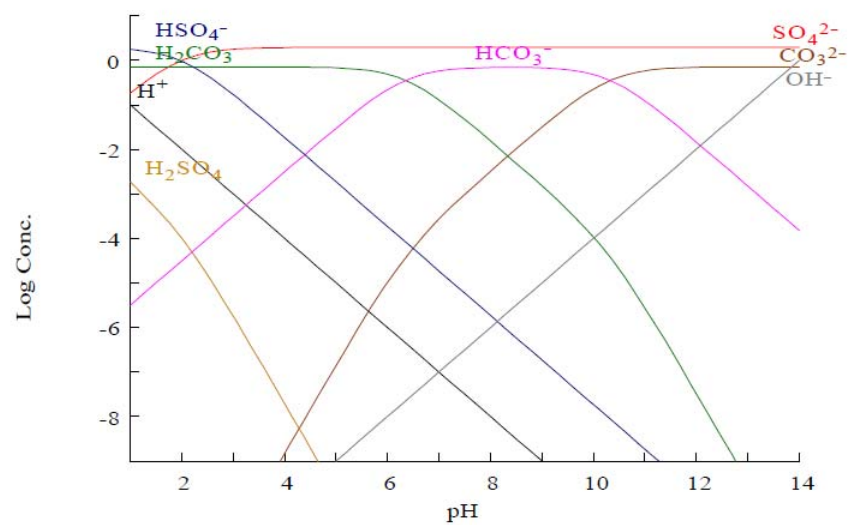
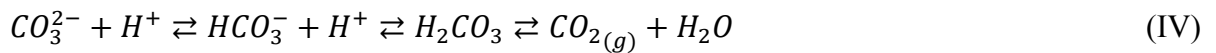


Figura 3.5. Distribución de las concentraciones de las diferentes especies de carbonatos y sulfatos en función del pH.

Tal y como se observa en la figura 3.4 a pH básicos la especie mayoritaria es el carbonato, sin embargo, a medida que se añade HCl, ésta va captando protones y formando bicarbonato.

A pH 10.2 la concentración de carbonatos y bicarbonatos es la misma. A pH inferiores a 10.2 la especie predominante es el bicarbonato, que sigue captando protones para formar el ácido carbónico. A pH 6.2 la concentración de bicarbonatos y ácido carbónico es la misma. A pH inferiores a 6.2 la especie que predomina es el ácido carbónico. Parte de ese ácido se elimina en forma de gas tal y como se muestra en la ecuación IV.



Para determinar cómo se encuentran relacionadas dichas especies, es necesario estudiar los equilibrios que se establecen entre ellas cuando se encuentran en disolución con agua. En las ecuaciones V y VI se muestran el equilibrio entre el $CO_{2(g)}$ y el $CO_{2(aq)}$ y el $CO_{2(aq)}$ y H_2CO_3 , respectivamente.



Aunque teóricamente la concentración de $CO_{2(aq)}$ excede en 3 órdenes de magnitud a la concentración de H_2CO_3 , se denota la concentración de todo el dióxido de carbono disuelto mediante la concentración de H_2CO_3 . El equilibrio entre fases viene cuantificado por la solubilidad molar K_0 , la cual se define en la ley de Henry.

$$K_0 = \frac{[H_2CO_3]}{P_{CO_2}} \quad (3.1)$$

Donde K_0 es la solubilidad del CO_2 en $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$, P_{CO_2} es la presión parcial del dióxido de carbono en atm y H_2CO_3 es la concentración de dióxido de carbono disuelto en mol/L. Dependiendo del valor del pH, el H_2CO_3 se disocia según los equilibrios que se muestran en las ecuaciones VII y VIII.



Donde las condiciones de equilibrio vienen cuantificadas por las constantes de disociación o constantes ácidas.

$$K_1 = \frac{[H^+][HCO_3^-]}{[H_2CO_3]} \quad (3.2)$$

$$K_2 = \frac{[H^+][CO_3^{2-}]}{[HCO_3^-]} \quad (3.3)$$

Finalmente, la disociación del agua obedece la ecuación 3.4.

$$K_w = [H^+][OH^-] \quad (3.4)$$

La concentración de protones, se puede extraer de la definición de pH que se muestra en la ecuación 3.5.

$$pH = -\log_{10}[H^+] \quad (3.5)$$

La concentración total de carbono inorgánico disuelto (ΣCO_2 o C_T) es la suma de todas las especies existentes y se define según la ecuación 3.6.

$$C_T = [CO_{2(aq)}] + [H_2CO_3] + [HCO_3^-] + [CO_3^{2-}] = a + b + c \quad (3.6)$$

Otro parámetro a considerar es la alcalinidad (A_T), dada por la conservación de la electroneutralidad en las soluciones de iones metálicos (Na^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+}) y pH constante.

$$A_T = -[H^+] + [OH^-] + [HCO_3^-] + 2[CO_3^{2-}] + \text{Otros aniones ácidos débiles} \quad (3.7)$$

En condiciones naturales y una vez neutralizada toda la sosa (NaOH), la concentración de $[H^+]$ y de $[OH^-]$ es despreciable comparada con la concentración de las especies carbonatadas, en este caso Na_2CO_3 . La suma de los ácidos débiles y de los iones alcalinos, determinan la alcalinidad total, la cual es aproximadamente igual a la alcalinidad de los carbonatos y se define según la ecuación 3.8.

$$A_c = [\text{HCO}_3^-] + 2[\text{CO}_3^{2-}] = b + 2c \quad (3.8)$$

Cabe destacar que todos los valores de solubilidad y las constantes de disociación dependen de la temperatura. Sin embargo, los valores de K también dependen de la concentración de otros compuestos en solución. La presencia de estos propicia la formación de otros compuestos que dificultan el equilibrio. Por ello, en sistemas reales, es habitual trabajar con actividades en lugar de concentraciones. Para el sistema a estudiar, resulta mucho más real, dado que al acidificar las aguas de oxidación de la planta de CO se produce la formación de NaCl a partir de la neutralización de NaOH y de Na_2CO_3 .

$$K'_0 = \frac{K_0}{\gamma_a} \quad (3.9)$$

$$K'_1 = \frac{\gamma_a}{\gamma_H \gamma_b} K_1 \quad (3.10)$$

$$K'_2 = \frac{\gamma_b}{\gamma_H \gamma_c} K_2 \quad (3.11)$$

Las constantes mostradas en las ecuaciones 3.9, 3.10 y 3.11 han sido determinadas experimentalmente por investigadores como *Milleron* y *Roy* y fueron publicadas en 1997. Cabe destacar que estas ecuaciones empíricas, mostradas en las ecuaciones 3.12, 3.13 y 3.14, respectivamente son referentes al agua de mar en un rango de temperatura entre 0 y 40°C.

$$\ln K'_0 = -60.2409 + \frac{9345.17}{T} + 23.3585 \ln(0.01T) + S[0.023517 - 0.023656(0.01T) + 0.0047036(0.01T)^2] \quad (3.12)$$

$$pK'_1 = \frac{3670.7}{T} - 62.008 + 9.7944 \ln T - 0.0118 S + 0.000116 S^2 \quad (3.13)$$

$$pK'_2 = \frac{1394.7}{T} + 4.777 - 0.0184 S + 0.000118 S^2 \quad (3.14)$$

Donde T es la temperatura y S la salinidad. Los valores de salinidad (S) están relacionados con la clorinidad (concentración de Cl^- , Br^- , I^- en g/kg o ‰) según la ecuación 3.15.

$$S = 1.80655C1 \tag{3.15}$$

La distribución de las especies de ácido carbónico disuelto en agua pura, pueden ser expresadas como una fracción de carbón inorgánico disuelto tal y como se muestra en las ecuaciones 3.16, 3.17 y 3.18.

$$[HCO_3^-] = K_0 P_{CO_2} \tag{3.16}$$

$$[H_2CO_3] = \frac{[H^+]}{K_1} [HCO_3^-] \tag{3.17}$$

$$[CO_3^{2-}] = \frac{K_2}{[H^+]} [HCO_3^-] \tag{3.18}$$

De manera que,

$$C_T = \left(\frac{[H^+]}{K_1} + 1 + \frac{K_2}{[H^+]} \right) [HCO_3^-] \tag{3.19}$$

Las concentraciones a su vez pueden expresarse como fracciones en términos del carbono total a partir de las ecuaciones 3.20, 3.21 y 3.22.

$$[HCO_3^-] = \frac{[H^+]K_1}{[H^+]^2 + [H^+]K_1 + K_1K_2} C_T \tag{3.20}$$

$$[H_2CO_3] = [CO_{2,aq}] = \frac{[H^+]^2}{[H^+]^2 + [H^+]K_1 + K_1K_2} C_T \tag{3.21}$$

$$[CO_3^{2-}] = \frac{K_1K_2}{[H^+]^2 + [H^+]K_1 + K_1K_2} C_T \tag{3.22}$$

Mediante las expresiones mostradas anteriormente se puede conocer la distribución de las especies en solución. Así pues, conociendo la temperatura, el pH, el carbono total disuelto y la salinidad se puede conocer la distribución de las especies en el momento en que el ácido

clorhídrico se empieza a adicionar. La distribución de las especies en esta primera etapa del proceso se muestra en la tabla 3.10.

Tabla 3.10. Distribución de las especies en las aguas de oxidación de la planta de CO.

Parámetros	Valor
T (°C)	25.0
pH	13.3
A (mol/L)	1.41
$[H_2CO_3]$ (mol/L)	$8.21 \cdot 10^{-11}$
$[HCO_3^-]$ (mol/L)	$7.37 \cdot 10^{-4}$
$[CO_3^{2-}]$ (mol/L)	0.700
C_T (mol/L)	0.700

Tal y como se ha explicado anteriormente, en primer lugar el NaOH presente en las aguas de oxidación de la planta de CO se neutralizará. En consecuencia, el sistema será muy similar a los sistemas estudiados por *Milleron y Roy*, dado que contendrá los mismos compuestos mayoritarios (cloruro de sodio, sulfatos y carbonatos).

Una vez neutralizado todo el NaOH, se recalcula el equilibrio y se determina como queda el sistema. La constante adición de protones al medio, debido a la adición de HCl, propicia el desplazamiento del equilibrio hacia la formación de $CO_{2(aq)}$. Al tratarse de un sistema abierto a la atmosfera, el CO_2 formado que no pueda mantenerse en solución será el evacuado a la atmosfera. Este proceso de evacuación de CO_2 , permite la disociación del H_2CO_3 a CO_2 y H_2O . La reducción de la concentración de H_2CO_3 en la solución produce un reajuste del pH a un estado más básico.

Para comprobar que las correlaciones de *Milleron y Roy* reflejan fidedignamente el comportamiento de la solución a estudiar, se comparan los resultados del sistema con los

datos experimentales facilitados por el laboratorio de Covestro S.L. Se plantea conocer el porcentaje de carbonatos eliminados en la situación 2 y 3, pretendiendo alcanzar un pH 6.

A la hora de realizar los cálculos se considera que el pH es el resultado inmediato de añadir ácido clorhídrico (32%) a un volumen de agua conocido, sin que se haya producido ninguna reacción. Se conoce la alcalinidad y se supone una presión de operación de 1.2 bar_a.

Seguidamente, se establecen las siguientes ecuaciones:

$$A = b + 2c + \frac{10^{-14.34}}{h} - h \quad (3.23)$$

$$\frac{b}{a} = \frac{K_1}{h} \quad (3.24)$$

$$\frac{c}{b} = \frac{K_2}{h} \quad (3.25)$$

Donde h es la concentración de protones $[H^+]$. A partir de las ecuaciones 3.23, 3.24 y 3.25 se puede expresar la concentración de H_2CO_3 y $CO_{2(aq)}$ (expresada como “a”), HCO_3^- (expresada como “b”) y CO_3^{2-} (expresada como “c”), en función de la alcalinidad, la concentración de H^+ y las constantes K_1 y K_2 que dependen de la salinidad y la temperatura del sistema.

$$a = \frac{h^2}{hK_1 + 2K_1K_2} A \quad (3.26)$$

$$b = \frac{h}{h + 2K_2} A \quad (3.27)$$

$$c = \frac{K_2}{h + 2K_2} A \quad (3.28)$$

A partir de las ecuaciones 3.26, 3.27 y 3.28 se determina la distribución de las especies derivadas del ion carbonato, en función de la cantidad de HCl dosificado. El HCl introducido en el mezclador estático (MA001) se disociará totalmente y aumentará la concentración de protones en la solución. El descenso de pH contribuirá a desplazar el equilibrio de los carbonatos (ver figura 3.4, del presente apartado). Además, dado que el CO₂ es parcialmente soluble en agua, se establece una segunda etapa donde se calcula el CO₂ que se libera a la atmosfera. El CO₂ en disolución aporta acidez al sistema, por tanto, cuando éste se libera, se produce un nuevo desplazamiento del equilibrio a un pH más básico. Este hecho obliga a recalcular la distribución real de las especies en el nuevo equilibrio, teniendo en cuenta el CO₂ que se libera a la atmosfera mediante las ecuaciones 3.29, 3.30 y 3.31.

$$a = K_0 p \quad (3.29)$$

$$\frac{b^2}{(ac)} = \frac{K_1}{K_2} \quad (3.30)$$

$$A \approx b + 2c \quad (3.31)$$

En la tabla 3.11 y 3.12 se muestra la distribución de las especies una vez añadido el HCl, tal y como se ha explicado anteriormente, para la situación 2 y 3, respectivamente.

Tabla 3.11. Distribución de las especies al añadir ácido clorhídrico (situación 2).

Parámetros	Valor
T (°C)	37.9
pH	6.00
A (mol/L)	$1.51 \cdot 10^{-4}$
$[H_2CO_3]$ (mol/L)	$2.97 \cdot 10^{-4}$
$[HCO_3^-]$ (mol/L)	$1.50 \cdot 10^{-4}$
$[CO_3^{2-}]$ (mol/L)	$8.99 \cdot 10^{-9}$
C_T (mol/L)	$4.48 \cdot 10^{-4}$
% Eliminación carbonatos (%)	99.9

Tabla 3.12. Distribución de las especies al añadir ácido clorhídrico (situación 3).

Parámetros	Valor
T (°C)	26.6
pH	6.0
A (mol/L)	$2.04 \cdot 10^{-2}$
$[H_2CO_3]$ (mol/L)	$4.45 \cdot 10^{-2}$
$[HCO_3^-]$ (mol/L)	$2.04 \cdot 10^{-2}$
$[CO_3^{2-}]$ (mol/L)	$1.01 \cdot 10^{-6}$
C_T (mol/L)	$6.48 \cdot 10^{-2}$
% Eliminación carbonatos (%)	90.8

La resolución del sistema permite verificar que los datos obtenidos son muy similares a los obtenidos mediante el programa Aspen Plus (ver apartado 3.6. Estudio de simulación) y los obtenidos en el laboratorio de Covestro S.L, donde el porcentaje de eliminación de carbonatos a pH 6 es del 90%. Cabe destacar que los valores obtenidos se tratan de cálculos teóricos. A continuación, se estudia el efecto de la temperatura, la presión y la concentración de sales en el sistema.

3.3.1.1 *Efecto de la temperatura sobre el pH*

Tal y como se ha descrito anteriormente, el CO₂ formado aporta acidez a la solución ya que se encuentra en equilibrio con el ácido carbónico. Por tanto, el pH final del agua tratada dependerá de la cantidad de CO₂ soluble. En la ecuación 3.1 se observa que la solubilidad del CO₂ en agua, a presión parcial constante, es directamente proporcional a la constante K_0 y esta, a su vez, depende de la temperatura. En la figura 3.6 se muestra la variación de la solubilidad del CO₂ en agua en función de la temperatura.

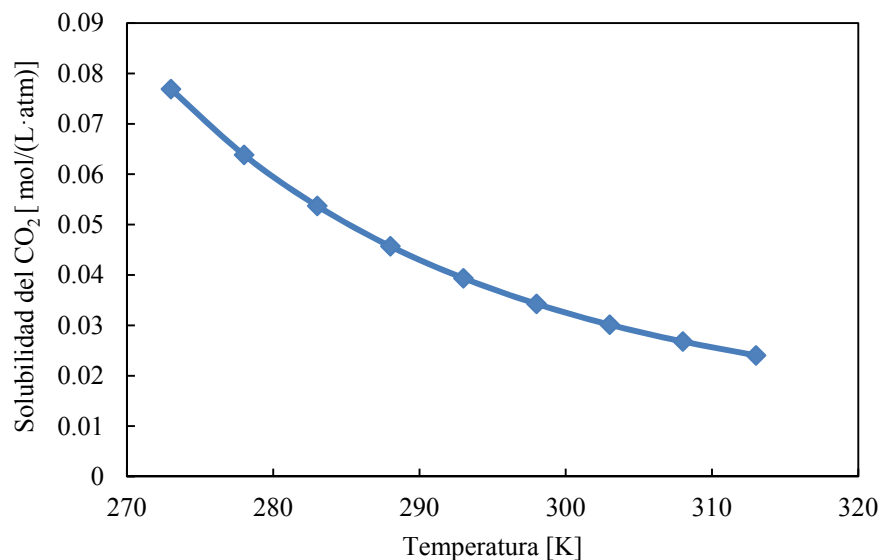


Figura 3.6. Variación de la solubilidad del CO₂ en función de la temperatura.

La solubilidad del CO₂ en agua disminuye cuando aumenta la temperatura. Esto es debido a que las moléculas aumentan su estado energético y tienen más facilidad para abandonar la fase líquida. Las aguas de oxidación de la planta de CO en la entrada del mezclador estático se encuentran a temperatura ambiente (25 °C). Sin embargo, debido a que la reacción de neutralización de la sosa es exotérmica aumenta de temperatura (ver apartado 3.5. Balance de energía), hecho que favorece que se desprenda parte del CO₂.

3.3.1.2 *Efecto de la presión sobre el pH*

A medida que aumenta la solubilidad del CO₂ en agua, debido a la presión parcial, disminuye el pH, dado que el CO₂ aporta acidez a la solución. Por ello, es recomendable trabajar a presión atmosférica, evitando así que el pH tome valores inferiores a 6.

3.3.1.3 *Efecto de la concentración de sales sobre las constantes de equilibrio*

A medida que se eliminan los carbonatos de la solución se produce un aumento de la cantidad de cloruro de sodio disuelto. Además, las aguas de MDA ya contienen cierta cantidad de cloruro de sodio (ver tabla 3.2 del apartado 3.1.1. Especificación de la alimentación). Se desea conocer cómo afecta la variación de concentración de esta sal en los equilibrios de los compuestos derivados del carbonato.

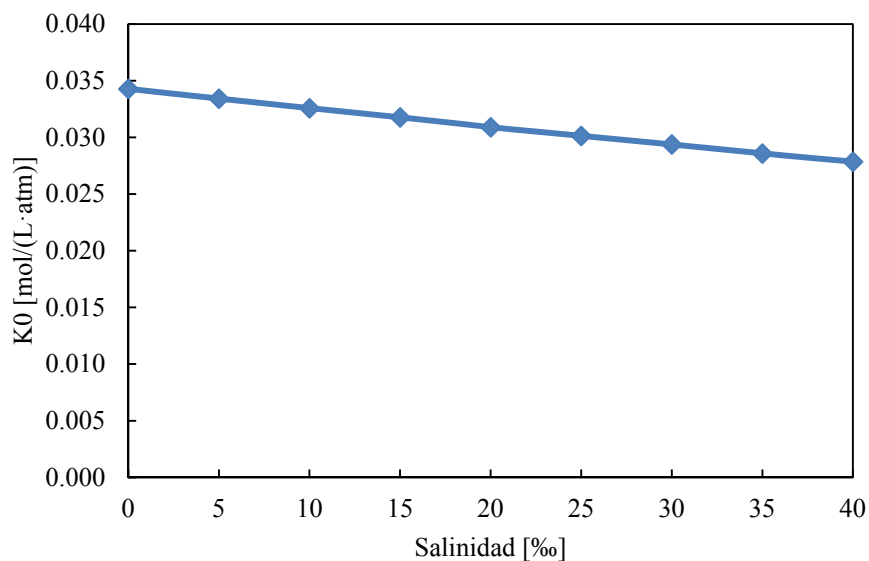


Figura 3.7. Solubilidad de CO₂ en agua (K₀) según la concentración de sales disueltas en porcentaje en masa.

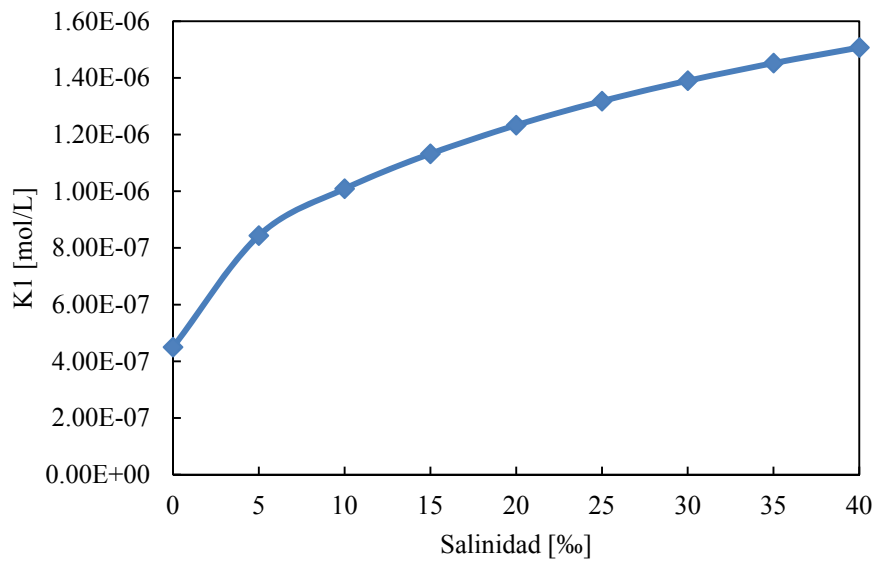


Figura 3.8. Dependencia del equilibrio entre ácido carbónico y bicarbonato (K_1) según la concentración de sales disueltas.

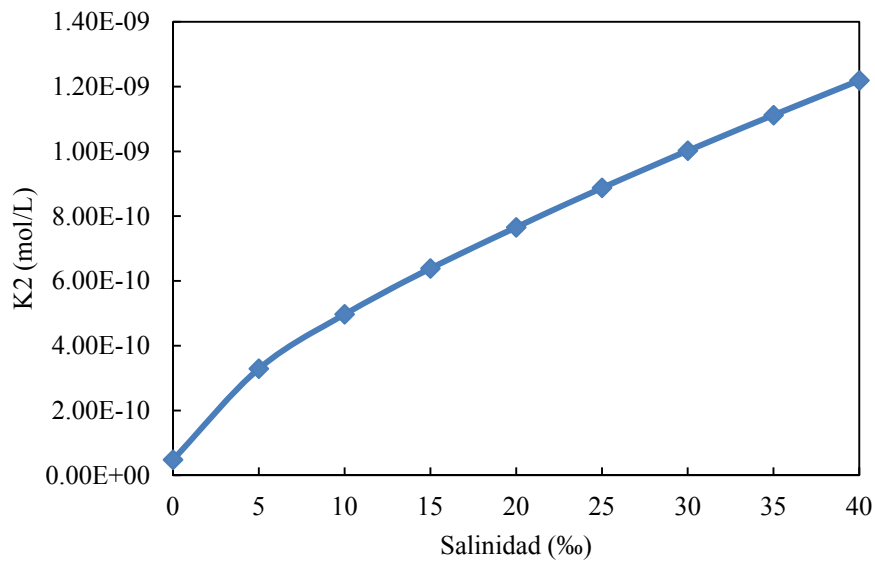


Figura 3.9. Dependencia del equilibrio entre el carbonato y el bicarbonato (K_2) según la concentración de sales disueltas.

Se observa que las constantes K_0 , K_1 y K_2 cambian substancialmente debido a la presencia de sales. La formación de sales es favorable dado que desplazan el equilibrio hacia la formación de CO_2 . Sin embargo, esto significa que es necesario un valor de pH inferior a 6 para destruir la misma cantidad de carbonatos que unas aguas con salinidad igual a 0. En el caso estudiado, debido a la baja concentración de sales (NaCl) no se contempla alcanzar un pH inferior a 6. En la figura 3.10 se observa más claramente lo explicado.

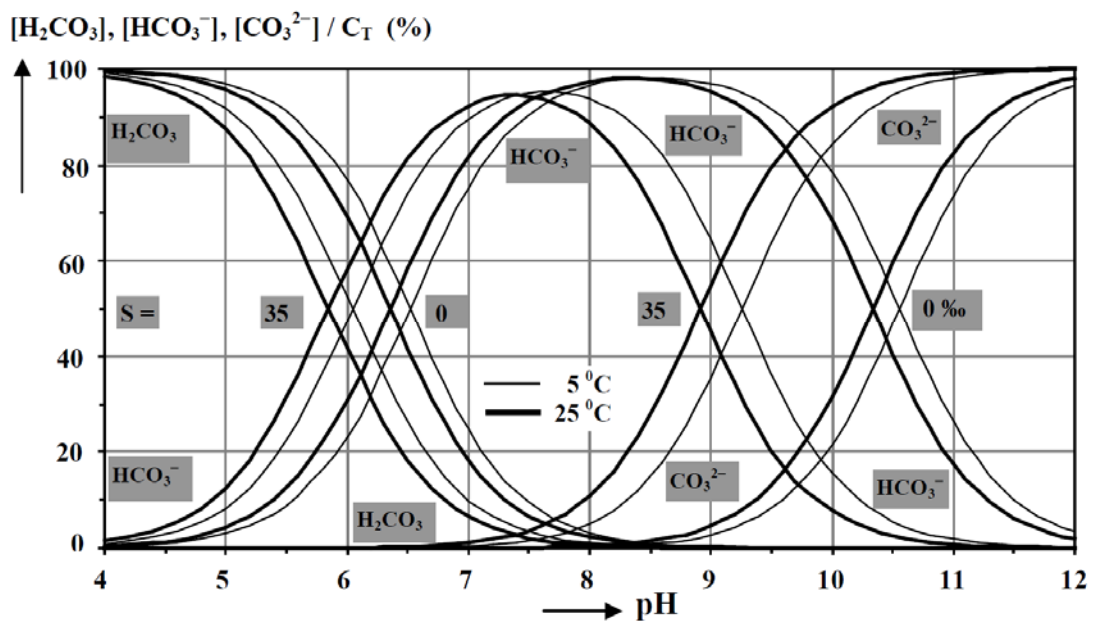


Figura 3.10. Distribución de las especies de carbonatos como porcentajes del contenido total de carbono (C_T). Los valores han sido calculados utilizando las ecuaciones 3.20, 3.21 y 3.22 a 5 y 25 °C y para salinidades de 0 a 35 ‰ en función del pH.

3.3.2. Estudio cinético

En la formación del dióxido de carbono tiene lugar diversas etapas e intervienen diversas especies.

La primera reacción, en que los protones del medio pertenecientes al ácido clorhídrico forman bicarbonato, es instantánea. A continuación, los protones que se siguen aportando al

medio desplazan el equilibrio hasta la formación de ácido carbónico. Esta reacción también se produce en cuestión de milésimas de segundo (ref.8). Sin embargo, el equilibrio entre el ácido carbónico y el dióxido de carbono acuoso no es instantáneo. Se trata de una reacción de segundos (ref.8).

3.4. Balance de materia

En este apartado se realiza el balance de materia para las tres situaciones de estudio que consisten en:

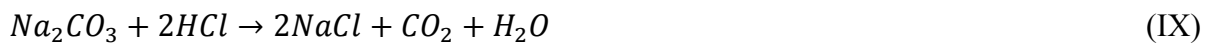
- Situación 1: Aguas de la planta de MDA. Únicamente circulan las aguas de MDA por el circuito. No hay descarga de las aguas de oxidación de la planta de CO. En consecuencia, no hay entrada de aire ni de ácido clorhídrico.
- Situación 2: Aguas de oxidación de la planta de CO más las aguas de la planta de MDA. Se produce la descarga de las aguas de oxidación de la planta de CO que se diluyen junto con las aguas de MDA, antes de introducir el ácido clorhídrico. Una vez en la columna, el dióxido de carbono formado durante la reacción es arrastrado mediante aire.
- Situación 3: Las mismas aguas que la situación 2, más las aguas de las fosas de la planta de CO y MDA. Principalmente se da esta situación los días en que llueve y las fosas del *site*, tanto de MDA como de CO son vaciadas.

Las tres situaciones descritas se calculan con las concentraciones máximas de Na_2CO_3 , Na_2SO_4 y NaOH (ver tabla 3.1 del apartado 3.1.1. Especificación de la alimentación).

En primer lugar, se determina la cantidad de agua mínima que debe permanecer en el tanque (BA001), con el objetivo de que la temperatura de la corriente 7 no aumente más de 10°C y, por tanto, asegurar así la dilución en todas las situaciones, descritas anteriormente, en caso

de fallo del sistema (ver apartado 3.5.1. Balance de energía preliminar: cálculo de la dilución). Una vez conocido el volumen de agua necesario para asegurar la dilución de las aguas de oxidación de la planta de CO (8.5 m³), se fija la corriente 11 de recirculación en 8.5 m³/h.

A continuación, se procede a calcular estequiométricamente el ácido clorhídrico necesario para la segunda y tercera situación, teniendo en cuenta las reacciones que tienen lugar: reacción III (ver apartado 3.3.1. Estudio termodinámico) y IX.



Se trata de un cálculo puramente teórico dado que, en realidad, no todo el carbonato de sodio se convierte en cloruro de sodio. Posteriormente, en la simulación del proceso en Aspen Plus se observa que en la corriente 7, a pH 6, parte de los iones sodio [Na⁺] del carbonato de sodio, reacciona para formar el bicarbonato de sodio (NaHCO₃) (ver apartado 3.6. Estudio de simulación), reduciendo así la cantidad de HCl a aportar, comparado con el cálculo teórico.

La cantidad de carbonatos eliminados, obtenida mediante la simulación del proceso, en la situación 2 es del 99.6%, mientras que en la situación 3 es del 62.4%. Teniendo en cuenta que la situación 3 se producirá de forma esporádica, las aguas estarán más diluidas y que al llegar al tanque 15B200, éstas se diluirán 10 veces más, se supone que se elimina la suficiente cantidad para cumplir con la licencia de actividad que marca el límite de sólidos en suspensión en el emisario en 250 mg/L. Para determinar que realmente se cumpliría con la licencia, sería necesario realizar un estudio del resto de aguas que se vierten en el tanque 15B200.

3.5. Balance de energía

En primer lugar, se determina la cantidad de agua mínima que debe permanecer en el tanque BA001, con el objetivo de que la temperatura de la corriente 7 no aumente más de 10°C y, por tanto, asegurar así la dilución. Seguidamente, se calcula el calor que se libera tanto en el mezclador (MA001) como en el sistema columna-tanque (KA001 y BA001) para la segunda y tercera situación, cuando se introduce ácido clorhídrico para eliminar los carbonatos procedentes del agua de oxidación de la planta de CO.

3.5.1. Balance de energía preliminar: cálculo de la dilución

La reacción de neutralización de la sosa (NaOH) (ver reacción III, apartado 3.3.1. Estudio termodinámico) es altamente exotérmica. Su entalpía es de -57.3 kJ/mol. Debido al elevado contenido de sosa de las aguas de oxidación de la planta de CO, se realiza un balance de energía con el objetivo de determinar la temperatura que alcanzarían éstas si se les añadiera directamente una solución de ácido clorhídrico.

Mediante la ecuación 3.32, se puede conocer la temperatura que alcanzarán las aguas si a éstas se les añade directamente ácido clorhídrico concentrado al 32%.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T = m \cdot C_p \cdot (T_f - T_0) \quad (3.32)$$

Dónde Q es el calor expresado en kJ, m es la cantidad de agua expresada en kg, C_p es la capacidad calorífica del agua, T_f es la temperatura final que alcanza la disolución y T_0 es la temperatura inicial de la disolución que es de 25°C.

Aislado T_f de la ecuación 3.32 se obtiene la ecuación 3.33.

$$T_f = \frac{Q}{m \cdot c_p} + T_0 \quad (3.33)$$

La temperatura final, sabiendo que entran 6 m³ de agua de oxidación de la planta de CO al proceso, con una concentración de NaOH de 70 g/L, es de 49 °C. Por tanto, se ha producido un incremento de temperatura de 24 °C.

Dado que el mezclador, las tuberías, la columna de *stripping*, el tanque y parte de las bombas están compuestos por polipropileno, se fija un incremento de temperatura máximo teórico de 10°C, con el objetivo de no modificar las propiedades mecánicas del material y asegurar la integridad mecánica. Se calcula la cantidad mínima de agua necesaria para que en ninguna de las situaciones (ver apartado 3.4. Balance de materia) se superen los 10 °C. Se realiza el cálculo de la cantidad de agua mínima a añadir cuando la concentración de NaOH es mínima (50 g/L) y máxima (70 g/L). En la tabla 3.13 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 3.13. Cantidad de agua mínima según concentración NaOH.

Concentración NaOH	Volumen aguas de MDA (m ³)
Mínima (50 g/L)	4.28
Máxima (70 g/L)	8.50

Con el objetivo de asegurar la dilución en todo momento se fija que la cantidad de agua mínima que debe tener el tanque BA001 es de 8.5 m³.

Después de simular el proceso mediante el programa Aspen Plus (ver apartado 3.6. Estudio de simulación) se observa que en la situación 2 la temperatura de la corriente 7 aumenta prácticamente 13 °C y en la situación 3 aumenta únicamente 1.6 °C. En la situación 3 las aguas están muy diluidas y por ello el aumento es menor.

3.5.2. Balance de energía de los equipos

A continuación, se calcula el calor que se libera en el mezclador (MA001), donde tiene lugar la reacción, y en el sistema columna-tanque (KA001-BA001) en la situación 2 y 3, respectivamente, cuando se introduce ácido clorhídrico para eliminar la mayor parte de los carbonatos. Debido a que prácticamente en todas las corrientes, exceptuando en las corrientes gaseosas, el compuesto mayoritario es agua, se utiliza la capacidad calorífica del agua. La capacidad calorífica de los gases, a presión constante, varía con la temperatura y se calcula mediante la ecuación 3.34.

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 \quad (3.34)$$

Donde a, b, c, d y e son constantes obtenidas bibliográficamente para cada uno de los gases y se muestran en la tabla 3.14, y T es la temperatura expresada en Kelvins (K).

Tabla 3.14. Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica a presión constante.

Compuesto	a	b	c	d	e
CO ₂	3.675	-1.21E-03	2.32E-06	-6.32E-10	-2.26E-13
N ₂	3.626	-1.88E-03	7.06E-06	-6.76E-09	2.16E-12
O ₂	2.401	8.74E-03	-6.61E-06	2.00E-09	-

Los resultados obtenidos en cada uno de los equipos en las situaciones 2 y 3 se muestran en la tabla 3.15, respectivamente.

Tabla 3.15. Calor liberado en cada equipo en la situación 2 y 3, respectivamente.

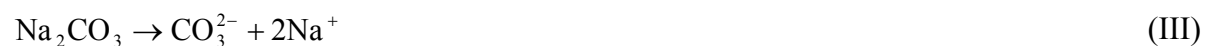
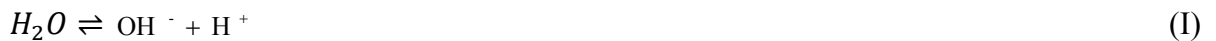
Equipo	Situación 2 (kW)	Situación 3 (kW)
MA001	-384	-1370
KA001-BA001	-48.6	-4650

En la tabla 3.15 se observa que se libera gran cantidad de calor en el mezclador (MA001) donde se produce la reacción de neutralización de la sosa.

3.6. Estudio de simulación

El proceso de eliminación de carbonatos ha sido simulado mediante Aspen Plus utilizando el modelo de electrolitos *ELECNRTL*. Se ha realizado la simulación para la situación 2 y 3 explicadas en el informe. No se ha realizado la simulación de la situación 1, dado que no se produce reacción química.

Las reacciones que el simulador tiene en cuenta son las siguientes.



El simulador da los resultados en iones, por lo que se ha establecido un método para pasar de los iones obtenidos en la simulación, a los compuestos a los que corresponden. Para hacerlo, se han realizado las siguientes hipótesis:

- La cantidad de cloruro (Cl^-) en la corriente 1, corresponde al ácido clorhídrico (HCl). Para el resto de corrientes, ningún porcentaje de protones o cloruros, corresponde al HCl , debido a que reacciona totalmente.
- Los iones cloruro (Cl^-) presentes en el resto de corrientes provienen de la disociación del cloruro de sodio (NaCl).
- Los iones carbonato (CO_3^{2-}) provienen de carbonato de sodio (Na_2CO_3).
- Los iones hidroxilo (OH^-) provienen de la sosa (NaOH).
- Los iones bicarbonato (HCO_3^-) provienen del bicarbonato sódico (NaHCO_3).

Finalmente, los iones sodio (Na^+) se ha comprobado por estequiometría que corresponden a la obtención de cloruro de sodio, carbonato de sodio, sosa y bicarbonato sódico. Estas hipótesis se realizan a partir del balance molar. A partir de este balance molar y las masas moleculares de los compuestos, se obtiene el balance másico con compuestos.

4. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA

4.1. Elaboración de diagramas

A continuación se muestra la secuencia de diagramas elaborados del proceso.

Cabe destacar que para hacer referencia a las líneas de las tuberías, representadas en el diagrama P&ID, se utilizará la nomenclatura de: “línea [número de la línea]”. En cambio, las corrientes de proceso, mostradas en el diagrama de flujo PFD, se denominarán: “corriente con su correspondiente número”, sin corchetes.

Ácido
Clorhídrico

Dosificación

Aguas
oxidación

Homogeneización
+
Reacción

Stripping

Aguas
MDA

CO2 + Aire

Aire

Kemira

Bysystem

Energías

Aguas
decantación

Tanque medio
ambiente
(15B200)

Emisario

	Fecha	Nombre		
Dibujado	08/02/16	Todas	Equipo 1609	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
Comprovado				
S.normas				

Escala	Comentarios:	Nº 4.1.1
	Diagrama de bloques	
		Sustituido por

4.1.2. De simulación

A continuación las figuras 4.1 y 4.2 muestran el diagrama de flujo de Aspen Plus, en la situación 2 y 3, respectivamente.

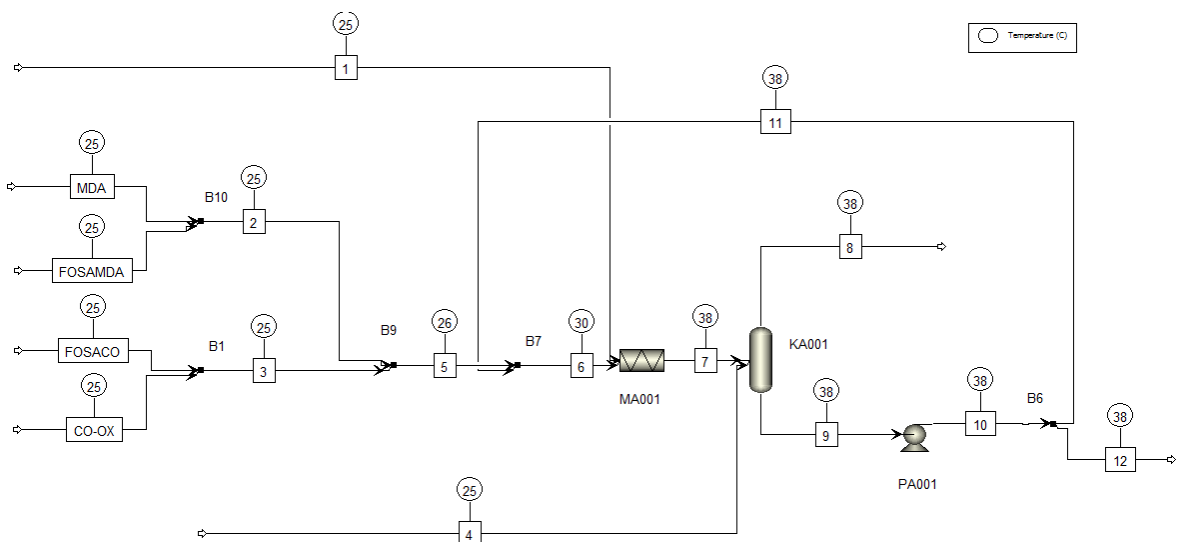


Figura 4.1. Diagrama de flujo de la situación 2, con las temperaturas de cada corriente. No circulan fosas de MDA ni de CO.

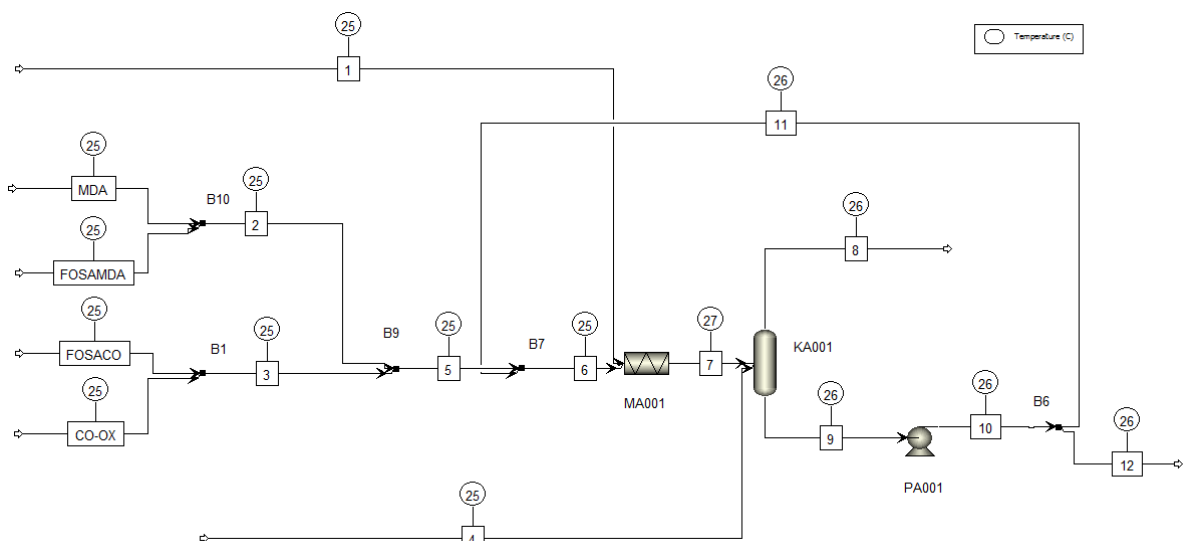
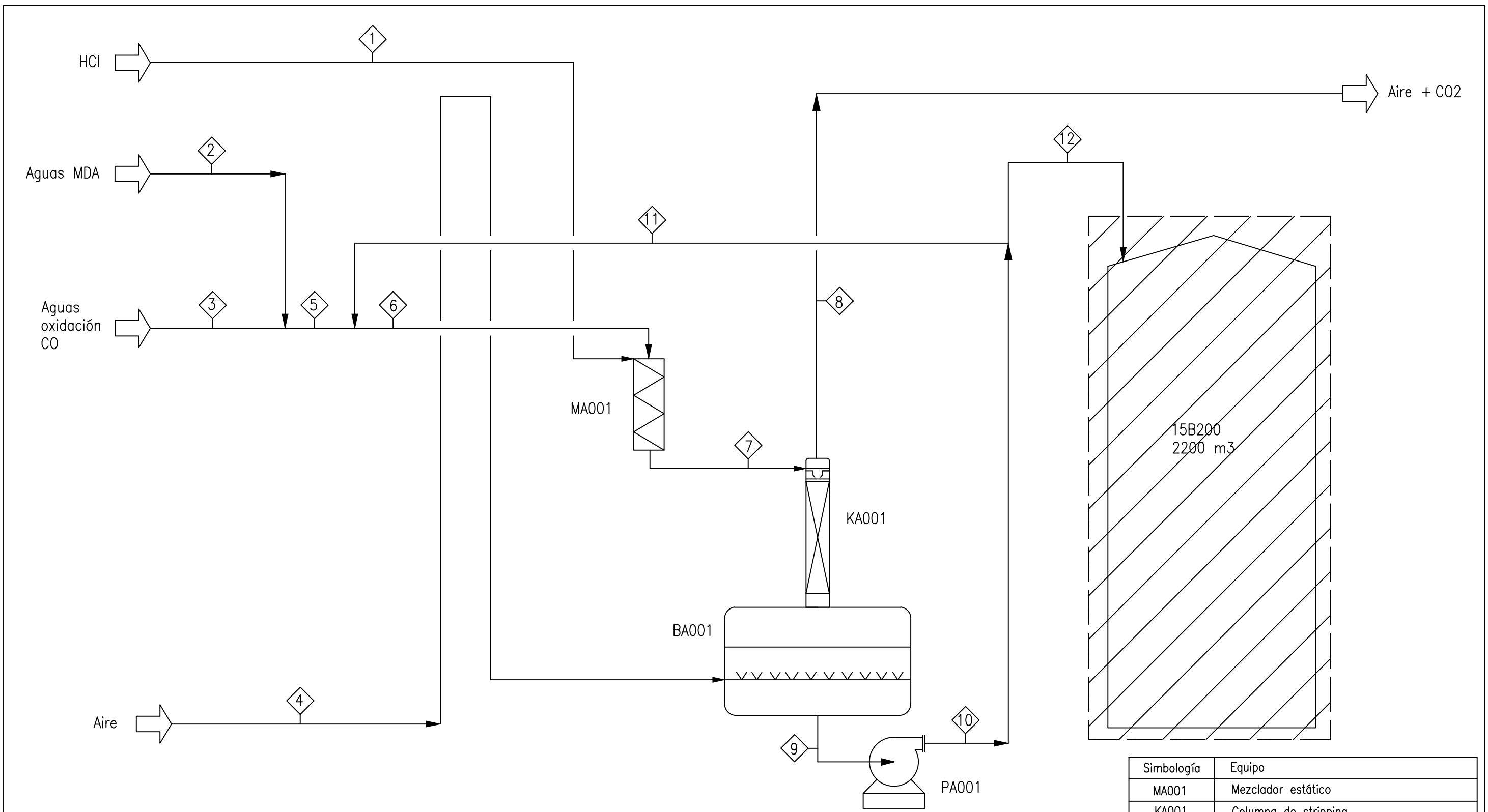


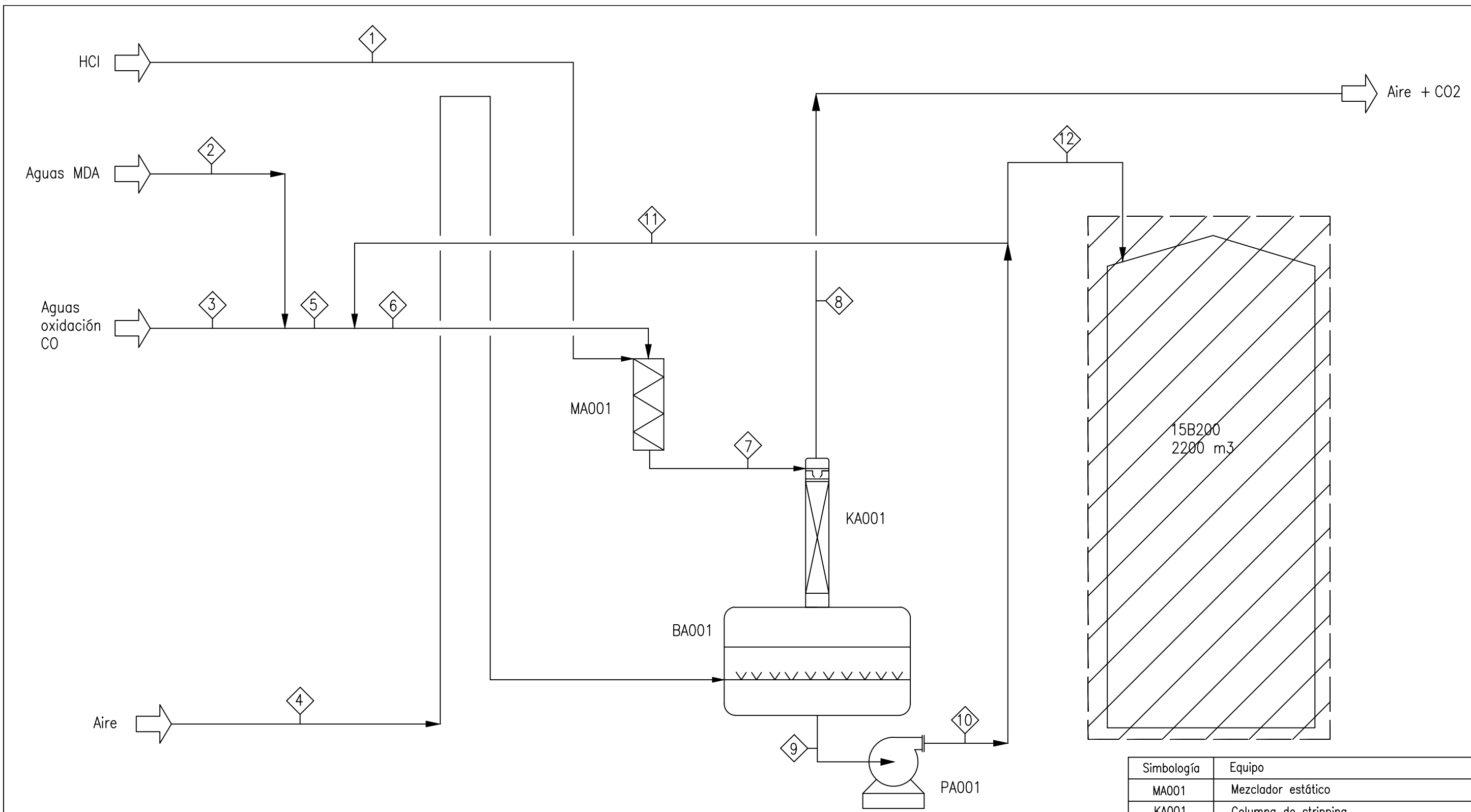
Figura 4.2. Diagrama de flujo de la situación 3, con las temperaturas de cada corriente. Circulan fosas de MDA y de CO.



Simbología	Equipo
MA001	Mezclador estático
KA001	Columna de stripping
BA001	Tanque
PA001	Bomba

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
T (°C)	-	25.0	25.0	-	25.0	25.0	25.0	-	25.0	25.0	25.0	25.0
P (bar a)	-	1.13	1.13	-	1.13	1.25	1.20	-	1.05	3.00	3.00	3.00
Caudal másico total (kg/h)	0	11000	0	0	11000	19500	19500	0	19500	19500	8500	11000
H ₂ O (kg/h)	0	7700	0	0	7700	13650	13650	0	13650	13650	5950	7700
NaOH (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Na ₂ CO ₃ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NaCl (kg/h)	0	3300	0	0	3300	5850	5850	0	5850	5850	2550	3300
O ₂ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Na ₂ SO ₄ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NaHCO ₃ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

	Fecha	Nombre	Equipo 1609	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI TREBAJO DE FIN DE GRADO GEQ
Dibujado	12/02/16	Todas		
Comprovado	10/05/16	Soraya R.		
S.normas				
Escala	Diagrama PFD Situación 1			Nº 4.1.3.1
				Sustituye a
				Sustituido por

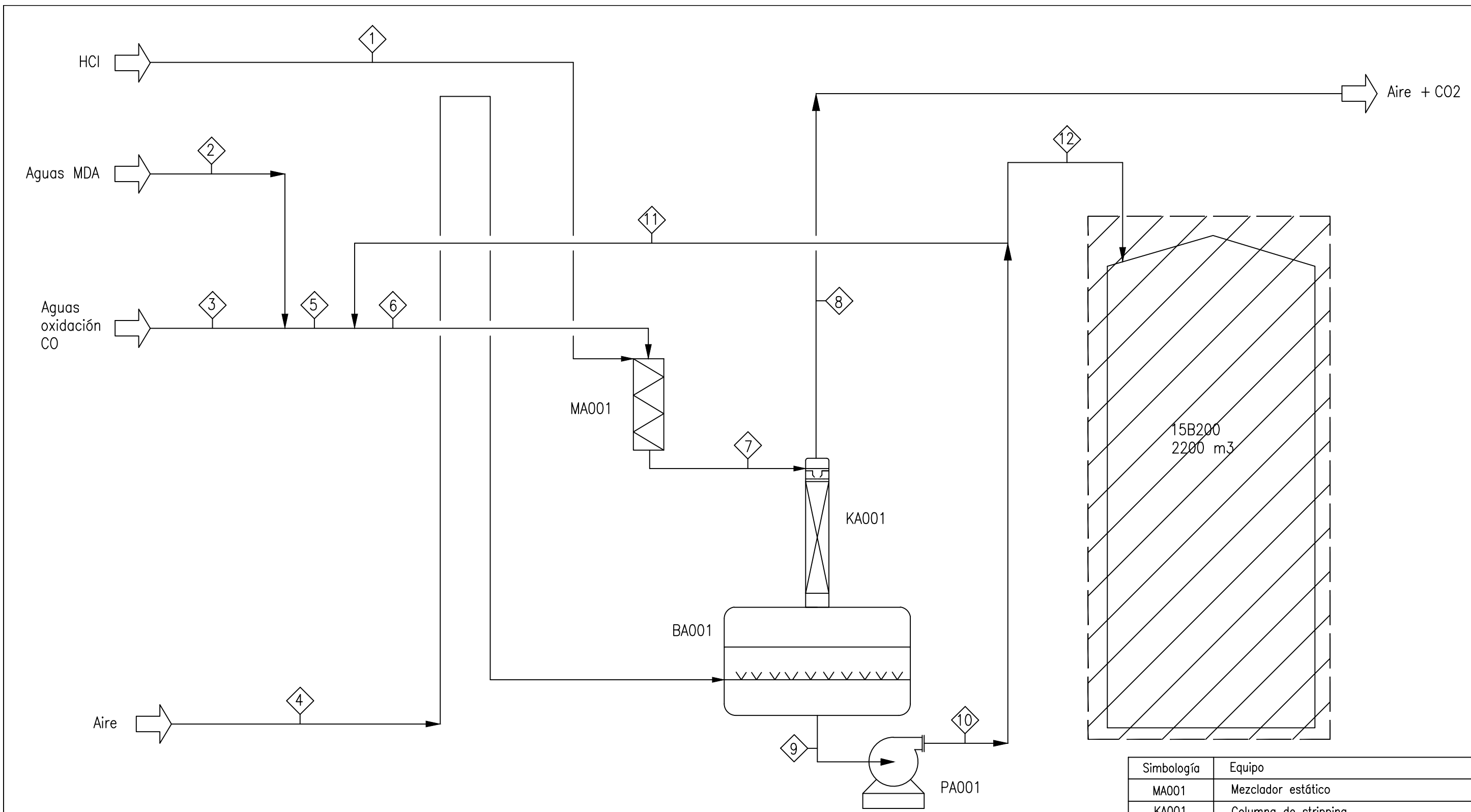


Simbología	Equipo
MA001	Mezclador estático
KA001	Columna de stripping
BA001	Tanque
PA001	Bomba

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
T (°C)	25.0	25.0	25.0	25.0	26.2	30.4	37.9	37.9	37.5	37.6	37.6	37.6
P (bar a)	1.25	1.13	1.13	1.20	1.13	1.25	1.20	1.01	1.05	3.00	3.00	3.00
Caudal másico total (kg/h)	2485	11000	6957	350	17957	27673	30158	617	29891	29891	9717	20174
H ₂ O (kg/h)	1690	8225	5727	0	13952	21617	23597	19	23578	23578	7665	15913
NaOH (kg/h)	0	0	420	0	420	420	0	0	0	0	0	0
Na ₂ CO ₃ (kg/h)	0	0	600	0	600	600	0	0	0	0	0	0
HCl (kg/h)	795	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	248	248	0	0	0	0
NaCl (kg/h)	0	2775	0	0	2775	4725	6000	0	6000	6000	1950	4050
O ₂ (kg/h)	0	0	0	73.5	0	0	0	73.5	0	0	0	0
N ₂ (kg/h)	0	0	0	276.5	0	0	0	276.5	0	0	0	0
Na ₂ SO ₄ (kg/h)	0	0	210	0	210	311	311	0	311	311	101	210
NaHCO ₃ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	2	0	2	2	1	1

	Fecha	Nombre	Equipo 1609	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI TREBAJO DE FIN DE GRADO GEQ
Dibujado	12/02/16	Todas		
Comprovado	10/05/16	Soraya R.		
S.normas				

Escala	Diagrama PFD Situación 2	Nº 4.1.3.2
		Sustituye a
		Sustituido por

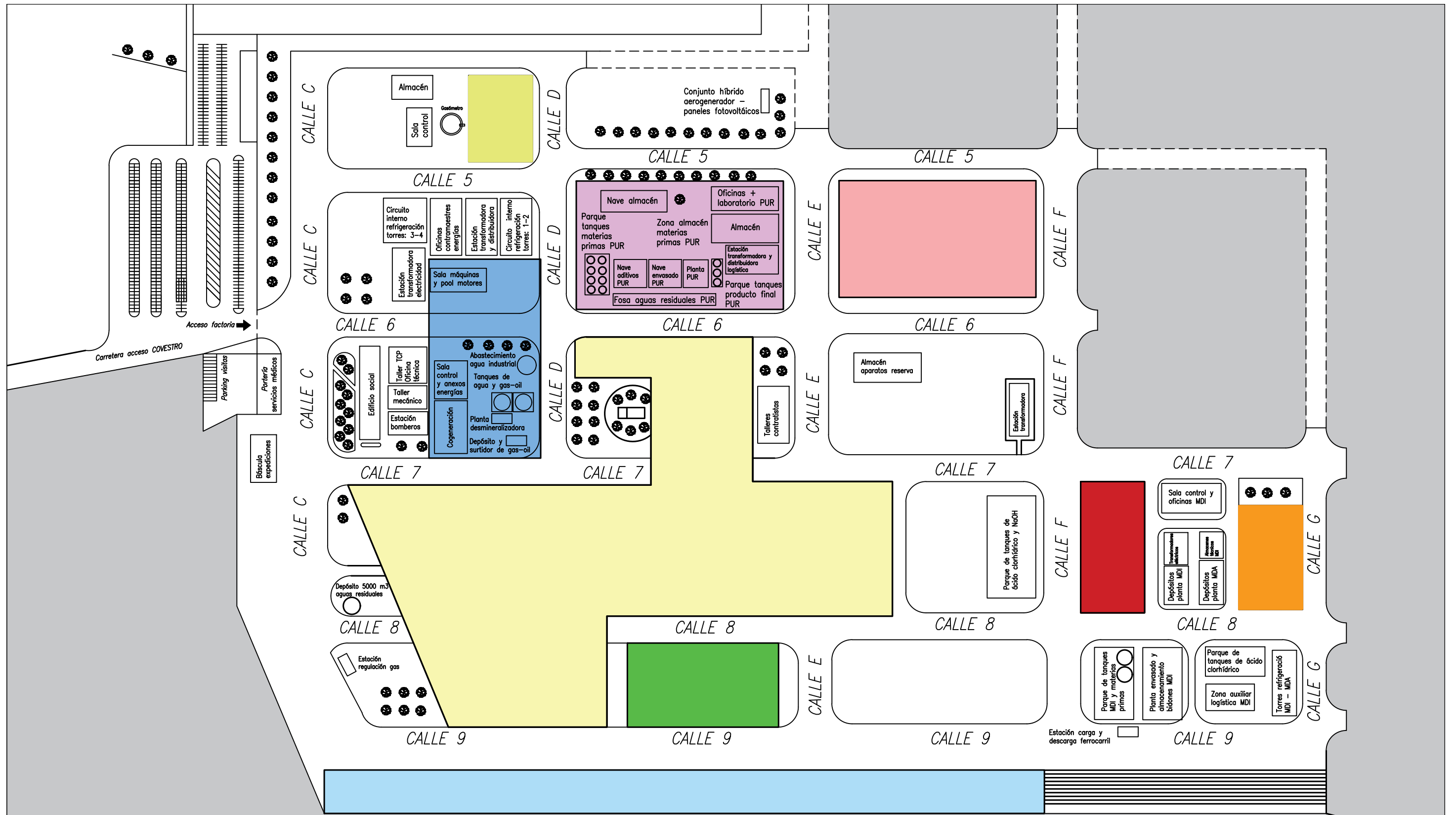


Simbología	Equipo
MA001	Mezclador estático
KA001	Columna de stripping
BA001	Tanque
PA001	Bomba

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
T (°C)	25.0	24.8	25.1	25.0	24.9	25.0	26.6	26.5	26.4	26.4	26.4	26.4
P (bar a)	1.25	1.13	1.13	1.20	1.13	1.25	1.20	1.01	1.05	3.00	3.00	3.00
Caudal másico total (kg/h)	2190	91000	36957	350	127957	136622	138812	485	138678	138678	8665	130012
H ₂ O (kg/h)	1489	88225	35727	0	123952	132332	134062	9.8	134053	134053	8376	125677
NaOH (kg/h)	0	0	420	0	420	412	0	0	0	0.0	0.0	0.0
Na ₂ CO ₃ (kg/h)	0	0	600	0	600	619	0	0	1.2	1.2	0.1	1.1
HCl (kg/h)	701	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0	0.0
CO ₂ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	135.2	127.3	8.4	8.4	0.5	7.9
NaCl (kg/h)	0	2775	0	0	2775	3035	4157.8	0	4157.8	4157.8	259.8	3898
O ₂ (kg/h)	0	0	0	73.5	0	0	0	72.8	0.7	0.7	0.0	0.7
N ₂ (kg/h)	0	0	0	276.5	0	0	0	275.1	1.5	1.5	0.1	1.4
Na ₂ SO ₄ (kg/h)	0	0	210	0	210	224	224	0	224	224	14.0	210
NaHCO ₃ (kg/h)	0	0	0	0	0	0	233	0	231.4	231.4	14.5	216.9

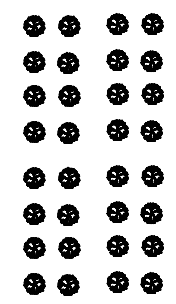
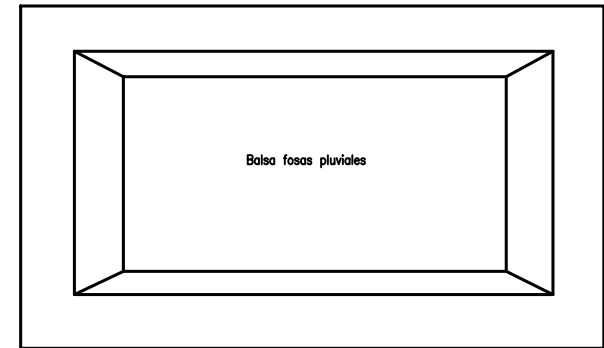
	Fecha	Nombre	Equipo 1609	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI TREBAJO DE FIN DE GRADO GEQ
Dibujado	12/02/16	Todas		
Comprovado	10/05/16	Soraya R.		
S.normas				

Escala	Diagrama PFD Situación 3	Nº 4.1.3.3
		Sustituye a
		Sustituido por



EMPRESAS:

- Covestro S.L.
- Medio Ambiente (PROCESO)
- Planta del CO
- Planta de MDA
- Planta de Energías
- Planta de MDI
- BSI
- Elix Polymers S.L.
- Bertschi Iberica S.L.
- Kemira Iberica S.A.



	Fecha	Nombre
Dibujado	04/04/16	J.Graells
Comprovado		
S.normas		

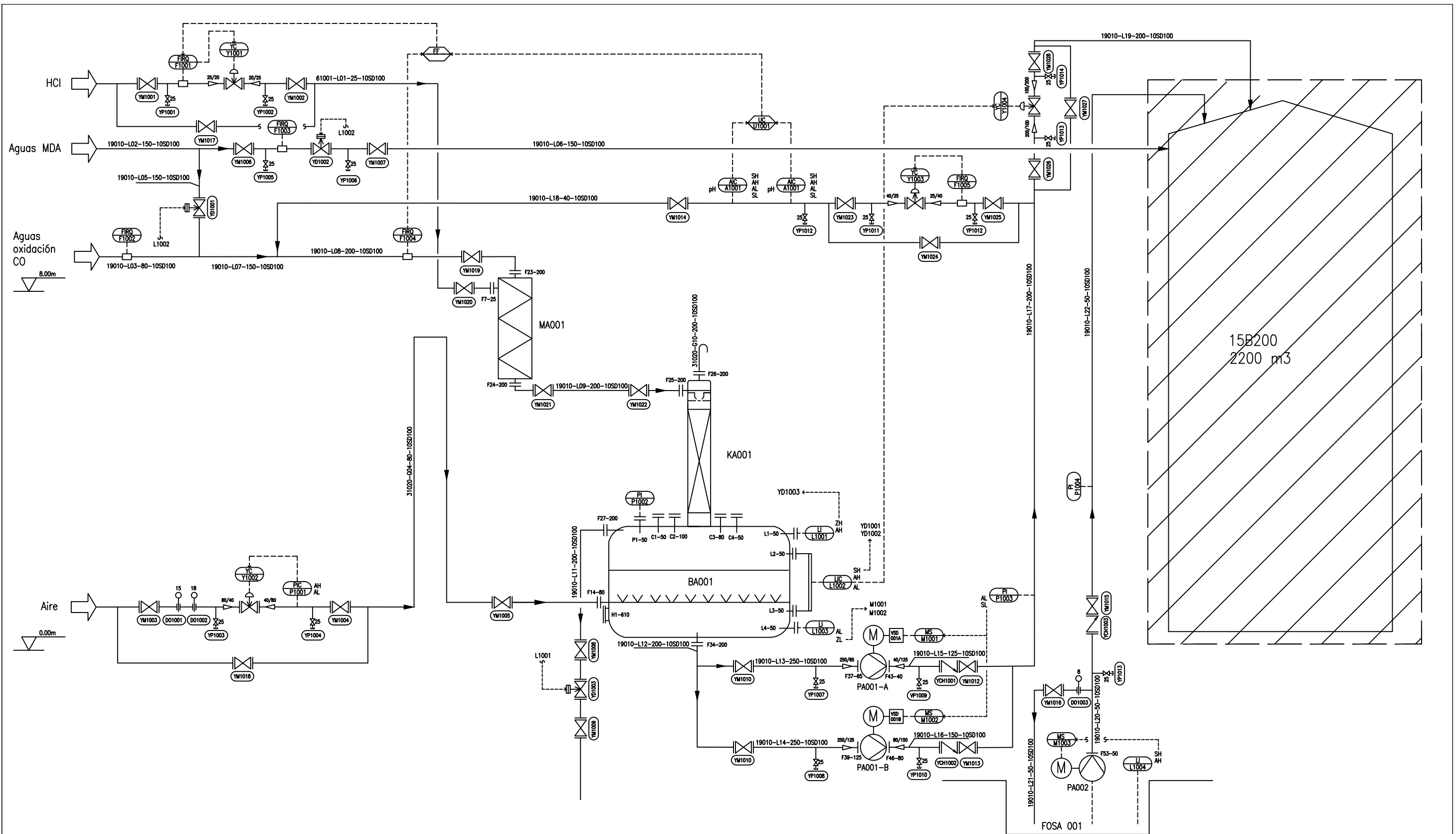
Equipo 1609
Escala

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
TRABAJO FIN DE GRADO GEQ

Diagrama Plot plan

Nº 4.1.4

Sustituye a
Sustituido por






















	Fecha	Nombre		
Dibujado	9/3/16	Sarah R.	Equipo 1609	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
Comprovado	13/6/16	Sarah R.		
S.normes		WN 9060		
Escala	Comentarios:			Nº 4.1.5
	Diagrama P&ID			
				Sustituye a
				Sustituido por

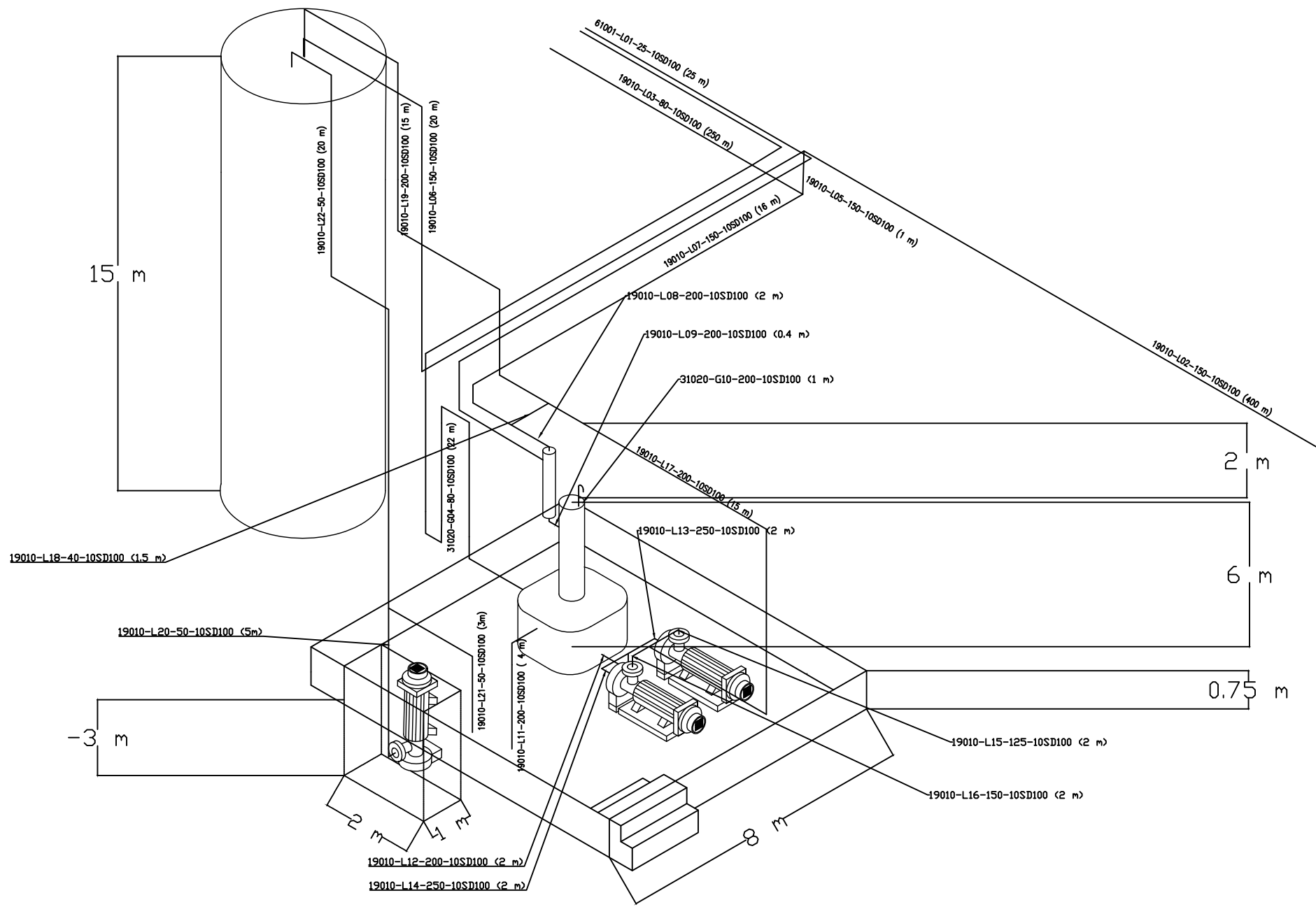
4.1.5.1 Nomenclatura y simbología P&ID

Tabla 4.1. Descripción de las letras de identificación para la instrumentación referente a la WN 9060.

		Descripción	
Letra	Categoría PCT (Primera posición)	Función de procesamiento (Otra posición)	
A	Análisis		Alarma
C	-		Control
F	Caudal		-
H	-		Límite alto
I	-	Indicación de valores analógicos	
L	Nivel		Límite bajo
M	Motor		-
O	-	Indicación de estado de señales binarias	
P	Presión		-
Q	-		Contador
S	-	Función de control binario, no relevante para la seguridad	
T	Temperatura		-
Y	Válvula		-
Z	-	Función de control binario, relevante para la seguridad	

Tabla 4.2. Simbología P&ID.

Símbolo	Significado	Símbolo	Significado	Símbolo	Significado
	Tubería		Válvula manual		Sistema de control en sala
	Línea de instrumentación		Válvula check		Sistema de control en campo
	Alimentación		Válvula on/off		Función de control en sala
	Reducción tubería		Válvula reguladora F.O.		Cuello de cisne
	Ampliación tubería		Válvula reguladora F.C.		Boca de hombre
	Placa de orificio		Válvula de purga		
	Caudalímetro		Conexión bridada		



	Fecha	Nombre	Equipo 1609	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI TREBAJO DE FINAL DE GRADO GEQ
Dibujado	11/04/16	Esmeralda G.		
Comprovado				
S.normes				
Escala	ISOMÉTRICO			Nº 4.1.6
				Sustituye a
				Sustituido por

4.2. Diseño básico

4.2.1. Diseño de tuberías

El diseño e implantación de las tuberías debe de ser objeto de minuciosa consideración para asegurar su calidad durante la vida de servicio de la planta. Además, un diseño incorrecto de las tuberías, puede originar gastos adicionales en forma de mayores exigencias de mantenimiento.

4.2.1.1 Nomenclatura de las tuberías

A la hora de denominar las tuberías se sigue la siguiente nomenclatura.

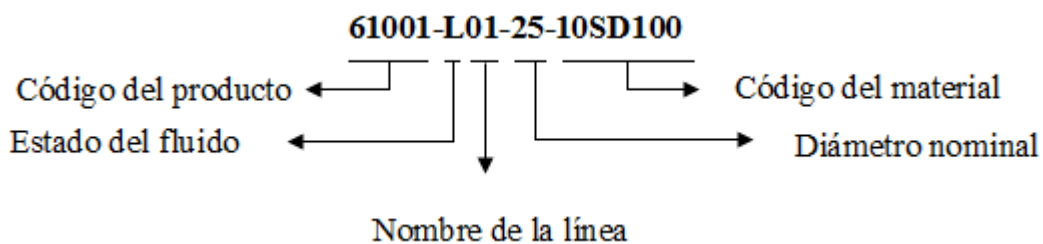


Figura 4.3. Nomenclatura especificación de las tuberías.

4.2.1.2 Dimensionamiento de las tuberías

Se han diseñado las tuberías con el objetivo de que éstas soporten las condiciones de operación del proceso. Para realizar el dimensionamiento, se escoge el material adecuado y se calcula el diámetro y las pérdidas de presión que se producen.

Las tuberías pueden dimensionarse de varias formas. En este caso se escoge el método de dimensionado por caída de presión, ya que es el método idóneo cuando se pretende realizar un diseño riguroso. Las caídas de presión en los conductos de agua pueden influir

considerablemente en la elección final del diámetro de tubería. Además para evitar el sobredimensionamiento mecánico, estos cálculos se realizan por tramos. Los pasos a seguir se explican a continuación.

4.2.1.2.1 Elección del material

Se ha decidido realizar el diseño de las tuberías de un material plástico, ya que implica importantes ventajas, respecto a otros materiales. Las ventajas son:

- Facilidad de manipulación (cortar, unir...) ya que es un material flexible y ligero y así se reduce el tiempo necesario de instalación.
- Soporta temperaturas elevadas.
- Tiene una gran resistencia a la corrosión.
- Tiene bajas pérdidas de calor y menor tendencia a formar condensados.
- Es el mejor material aislante.
- Es reciclable y tiene una larga vida útil.

Concretamente, dentro de los materiales plásticos hay múltiples opciones de tipos de material: Polibutileno, polipropileno, polietileno, politetrafloruro o polímeros fluorhídricos. Se decide utilizar como material el polipropileno ya que es más económico.

Así mismo, hay dos tipos diferentes de polipropileno que se usan en este tipo de tuberías, el *Homopolymer* (PP-H) y el *Random copolymer* (PP-R) (ver anexo A.1. Diseño de tuberías).

Concretamente, el material utilizado en este proceso es el PP-H, ya que tiene una mayor resistencia al impacto. Según el capítulo 8 de la *Werknorm* 9990 (norma interna de la empresa basada en el capítulo 2 de la norma DIN 16965), este material se especifica bajo la nomenclatura 10SD100. Teniendo en cuenta la resistencia mecánica, es necesario que las

tuberías a determinadas condiciones de temperatura cumplan una determinada presión tal y como muestra la tabla 4.3.

Tabla 4.3. Condiciones de resistencia.

Temperatura (°C)	-30 a 50	80
Presión (bar _a)	10	6

Tanto las tuberías como todos sus accesorios se diseñan para funcionar de forma continua durante 50 años a su presión máxima (ref.9). Para ello, como la instalación de tuberías que se diseña se asimila al artículo 3.3 del Real Decreto 769/1999 del Reglamento de equipos a presión (ref.10), se deberán cumplir las obligaciones que establece el artículo 9 y el artículo 6 de este reglamento, el cual obliga a realizar inspecciones y pruebas periódicas que garanticen el mantenimiento de las condiciones técnicas y de seguridad de la instalación, (certificados de material, de presión, prueba hidrostática, etc.).

4.2.1.2.2 Dimensionamiento del diámetro interior de la tubería

El dimensionamiento de las tuberías está determinado fuertemente por el caudal y la velocidad de flujo. Esta última, en el caso de una circulación isoterma de fluidos incompresibles, tiene un valor máximo para cada fluido que no debe ser sobrepasado ya que, de lo contrario, puede producirse un deterioro del producto y un sobredimensionamiento de las tuberías (ref.11). Los valores aproximados que se usan en la práctica, se recogen en la tabla A.1.2. (Ver anexo A.1. Diseño de tuberías)

Seguidamente, con los datos de velocidades descritos anteriormente y los caudales volumétricos, obtenidos mediante el programa Aspen Plus, suponiendo que el flujo circula a través de toda la superficie transversal del tubo lleno, se determina la sección transversal de la tubería con la ecuación 4.1, y finalmente, se puede determinar su diámetro interior con las ecuaciones 4.2 y 4.3.

$$Q = S \cdot v \quad (4.1)$$

$$S = \frac{\Pi \cdot d^2}{4} \quad (4.2)$$

$$d = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{\Pi \cdot v}} \quad (4.3)$$

Donde, “Q” es el caudal volumétrico en (m³/s), “v” es la velocidad supuesta del fluido en (m/s), “S” es el área de paso en (m²) y “d” es el diámetro preliminar interior supuesto de la tubería en (m).

Por tanto, una vez obtenidos los diámetros preliminares se obtienen los diámetros reales, que hay en el mercado, mediante un catálogo que sigue el capítulo 15 de la WN 9901. Con estos diámetros, se recalcula la velocidad del fluido que pasa por las tuberías obteniendo velocidades reales. Los diámetros reales, las presiones nominales y la clase de material de cada tubería se muestran en el listado de tuberías (ver apartado 4.2.1.4.4. Listado de tuberías y accesorios).

4.2.1.3 Dimensionamiento del grosor de las tuberías

Para el cálculo del grosor de las tuberías se diseña a PN 10 y posteriormente se comprueba esta elección calculando las presiones existentes en las tuberías y el golpe de ariete (ver apartado 4.2.1.3.3. Cálculo de las presiones y golpe de ariete).

El grosor de cada tubería depende del diámetro nominal (DN) de ésta. Los grosores son valores tabulados que siguen el capítulo 15 de la WN 9901. Además, si se pretende cumplir con las expectativas de vida útil de las tuberías, es imprescindible reforzarlas con PRFV

(fibra de vidrio), previniendo así un posible deterioro causado por el sol, provocando así un aumento del grosor.

En la figura 4.4 muestra un esquema de las tuberías. Donde “ d_1 ” es el diámetro interior de la tubería; “ d_2 ” es el diámetro interior de la tubería más el grosor de polipropileno de ésta; “ d_3 ” es el diámetro “ d_2 ” más una fina capa de adhesivo; “ d_4 ” es el diámetro exterior de la tubería (“ d_3 ” más el grosor del refuerzo de fibra de vidrio). Por tanto, “ s_1 ” es el grosor del polipropileno, “ s_2 ” es el grosor de la capa adhesiva, “ s_3 ” es el grosor del refuerzo de la fibra de vidrio y “ s_4 ” es la suma de “ s_2 ” más “ s_3 ”.

Los grosores tanto del material de las tuberías (PP-H) como el del revestimiento (PRFV), se muestra en el listado de tuberías (ver apartado 4.2.1.4.4. Listado de tuberías y accesorios).

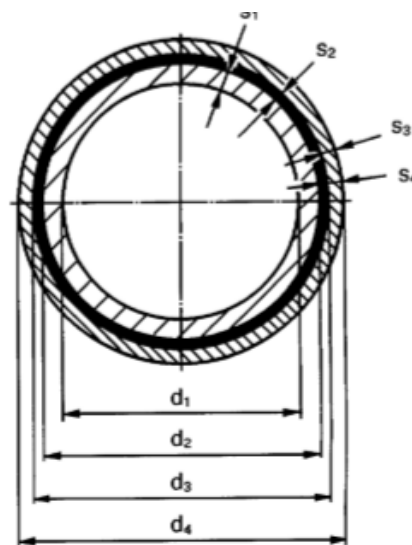


Figura 4.4. Esquema de las tuberías.

4.2.1.3.1 Estudio hidráulico: perfil de caída de presión

Una vez obtenidos los diámetros y velocidades reales, se determinan las longitudes de cada tramo (ver apartado 4.1.6. Diagrama isométrico) y se calculan las pérdidas de carga,

las cuales se dividen en pérdidas mayores o por rozamiento y menores o causadas por los accesorios. Las longitudes de las tuberías y las pérdidas de carga se pueden observar en el listado de tuberías (ver apartado 4.2.1.4.4. Listado de tuberías y accesorios).

El mejor método para determinar las pérdidas de carga debidas a la resistencia por rozamiento es mediante la fórmula de *Darcy* (4.4) (ref.12). Para ello, se debe calcular primero el número de *Reynolds* (4.5) y el factor de fricción (4.6).

$$h_L = f \cdot \frac{L}{D^5} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (4.4)$$

$$Re = \frac{v \cdot \rho \cdot D_i}{\mu} \quad (4.5)$$

$$f = \frac{0.25}{\left[\log\left(\frac{1}{3.7 \cdot \left(\frac{D_i}{\varepsilon}\right)} + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right) \right]^2} \quad (4.6)$$

Donde, “L” es la longitud de tubería recta (m), “v” es la velocidad real del flujo (m/s), “g” es la constante de gravedad (m/s²), “d” es el diámetro interior del tubo (m), “f” es el coeficiente de rozamiento (adimensional), “ρ” es la densidad del fluido que circula (kg/m³), “μ” es la viscosidad absoluta del fluido (kg/m·s), “Re” es el número de Reynolds (adimensional) y “ξ” es la rugosidad del material (m).

Respecto al cálculo de las pérdidas de carga menores se usa la ecuación de la altura cinética 4.7.

$$W_L = K_L \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (4.7)$$

Donde, “KL” es el coeficiente de resistencia (adimensional). Es un valor tabulado que depende del DN.

La pérdida de carga total de una tubería es el sumatorio de las pérdidas mayores y menores tal y como se muestra en la ecuación 4.8. Estas pérdidas están en unidades métricas y para transformarlas en unidades de presión se utiliza la relación 4.9.

$$H_T = h_L + W_L \quad (4.8)$$

$$H_T \cdot \rho \cdot g \rightarrow m \frac{Kg}{m^3} \cdot \frac{m}{s^2} \rightarrow Pa \quad (4.9)$$

4.2.1.3.2 Envejecimiento de las tuberías

El incremento de pérdidas de carga debido al envejecimiento de la tubería, es un aspecto a tener en cuenta. Estas pérdidas dependerán del material del tubo y del fluido que circula por él. En este caso, los materiales plásticos son los materiales que tienen menos tendencia a la rugosidad (ref.13) (ref.14).

A continuación, se calculan la pérdida de carga con el envejecimiento de la tubería de la corriente 2 mediante la ecuación de *Hazen-Williams* (A.1.1) sustituida en la ecuación general de *Darcy* (A.2.1). (Ver anexo A.1. Diseño de tuberías)

Finalmente, se confirma que la pérdida de carga causada por el envejecimiento de la corriente 2 (de polipropileno), tiene un valor muy bajo, en este caso $9.5 \cdot 10^{-9}$ m. Por tanto, se desprecia en los demás tramos.

4.2.1.3.3 Cálculo de las presiones y golpe de ariete

Para comprobar que un diseño a PN10 es el adecuado, una vez calculadas las pérdidas totales de cada tubería, se plantea el balance de energía mecánica usando la ecuación de *Bernoulli* (4.10) para saber las presiones que hay en cada tubería. También se calcula el golpe de ariete por tramos, el cual permite garantizar la funcionalidad del sistema contra las sobrepresiones que se pueden producir por el cierre de una válvula.

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + Z_1 \cdot g + \frac{v_1}{2 \cdot g} + w_b = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + Z_2 g + \frac{v_2}{2 \cdot g} + w_L \quad (4.10)$$

El golpe de ariete (ref.15) es una oscilación que se produce en el fluido de una tubería la cual provoca en su interior sobrepresiones y depresiones que hay que conocer, para evitar que se produzcan daños en las tuberías. Según las declaraciones de *IChemE* (ref.16), las tuberías de más de 200 m se consideran en riesgo de padecer este fenómeno. Por este motivo, se analizará el incremento de presión causado en las líneas [2] y [3] del proceso, puesto que sus longitudes son de 400 y 250 m respectivamente.

En primer lugar, se calcula la frecuencia de propagación de la onda de presión (4.11), es decir, la frecuencia con la que se repite una situación.

$$f = \frac{2 \cdot L}{a} \quad (4.11)$$

$$a = \frac{9900}{\sqrt{48.3 + K \cdot \frac{D}{e}}} \quad (4.12)$$

$$K = \frac{10^{10}}{\varepsilon} \quad (4.13)$$

Donde “L” es la longitud total de la tubería en (m) y “a” es la celeridad de la conducción en (m/s), “D” es el diámetro de la tubería en (mm), “e” es el grosor de la tubería en (mm), “K” es un coeficiente representativo de la elasticidad del material de la tubería en (kg/m²) y “ξ” es el módulo de elasticidad del material de la tubería (kg/m²).

En segundo lugar, se calcula cual es el tiempo de parada del agua (T) (4.14), es decir, el tiempo que dura la variación de velocidad.

$$T = C + \frac{K \cdot L \cdot v}{g \cdot H_m} \quad (4.14)$$

Donde “L” es la longitud total de la tubería en (m), “v” es la velocidad del fluido en (m/s), “g” es la gravedad en (m/s), “H_m” es la altura manométrica de la instalación en (m) y “C” y “k” son coeficientes de ajuste determinados experimentalmente.

A continuación, en la tabla 4.4, se muestran los valores bibliográficos de la inercia del equipo de bombeo y los efectos de otras energías (ref. 17).

Tabla 4.4. Valores de la inercia del equipo de bombeo (k) y efectos de otras energías (C).

L (m)	k	i (%)	C
< 500	2.00	< 20	1.00
500	0.800	25	0.800
500 < L < 1500	0.600	30	0.600
1500	0.400	40	0.400
> 1500	0	> 50	0

En tercer lugar, se calcula la longitud crítica de la instalación (4.15).

$$L_c = \frac{aT}{2} \quad (4.15)$$

Finalmente, se calcula el golpe de ariete, el cual depende de “L_c”, “T” y “f”.

Para tiempos de parada y maniobras de cierre lentos o instalaciones cortas, conlleva que el tiempo de parada del agua sea mayor que el de propagación de la onda y que la longitud de la instalación sea menor que la longitud crítica (4.16). Para este caso, el cálculo del golpe de ariete se obtiene aplicando la ecuación de *Michaund* (4.17). Aquí la presión máxima se da únicamente en el elemento que ha generado el golpe de ariete.

$$L < L_c \rightarrow T > f \quad (4.16)$$

$$\Delta H = \frac{2 \cdot L \cdot v}{g \cdot T} \quad (4.17)$$

Para tiempos de parada y maniobras de cierre rápido o instalaciones largas, significa que el tiempo de parada de agua es menor que el periodo de propagación de la onda o que su

longitud es mayor que la longitud crítica (4.18). Para este caso se aplica la ecuación de *Allievi* (4.19). Aquí la presión máxima se da en algún punto a lo largo de la tubería.

$$L > L_c \rightarrow T < f \tag{4.18}$$

$$\Delta H = \frac{a \cdot v}{g} \tag{4.19}$$

Los resultados obtenidos de las líneas [2] y [3] son los que se muestran en la tabla 4.5. Como se puede observar, el incremento de presión creado por el golpe de ariete demuestra que un diseño a PN10 es adecuado, ya que no supera dicha presión.

Tabla 4.5. Resultados del golpe de ariete.

Número corriente	2	3
L (m)	400	250
f (s)	4.10	2.10
a (m/s)	197	239
K (kg/m ²)	100	100
ξ (kg/m ²)	10 ⁸	10 ⁸
T (s)	7.00	3.20
H _m (m)	19.9	45.9
K	2	2
c	1	1
Instalación	Corta	Corta
Cierre	Lento	Lento
L _c	684	385
ΔH (bar _a)	1.64	3.10

4.2.1.3.4 Consideraciones tenidas en cuenta en el diseño de tuberías

Para realizar un buen diseño de tuberías, también hay que hacer hincapié en una correcta disposición de estas en el espacio, asegurando un tendido limpio y estético, económico y con el menor número posible de accesorios.

En esta parte de la planta, el *rack* de tuberías tiene una altura de 8 m, suficiente para que pasen los vehículos y para que se pueda realizar un correcto mantenimiento sin entorpecer la operación. Las tuberías del proceso se instalan lo más cerca posible de los equipos para ahorrar en costes, pero, con una distancia mínima de seguridad para facilitar el mantenimiento. Las válvulas más críticas deben ser accesibles para cuando se requiera su manipulación. Las uniones de las tuberías con sus diferentes accesorios se realizan mediante soldaduras para evitar fugas, puesto que en las uniones bridadas hay juntas donde principalmente existen más problemas de fugas.

A continuación se explican algunos datos importantes de la instalación de tuberías: Las líneas desde la [1] a la [7] están soportadas por la estructura del *rack* de tuberías, ya existente. Las demás tuberías están soportadas por diferentes estructuras y soportes los cuales no se han diseñado, ya que únicamente se ha realizado una ingeniería básica, sin hacer hincapié en el estudio de las dilataciones o esfuerzos.

Para evitar el retroceso de agua del tanque BA001 en la línea de aire [4], se procede a la instalación de un sifón en dicha línea. Para el correcto funcionamiento del sifón, éste debe tener una altura superior al sumatorio de las alturas que tienen la columna KA001, el tanque BA001 y el cuello de cisne. Por tanto el sifón tiene una altura 7.5 m (ver apartado 5.1.1.4 Diseño de un cubeto de retención).

El mezclador MA001 es de tipo vertical (ver apartado 4.2.3.1.4. Cálculo de la posición específica), por tanto la línea de entrada [8] a éste, debe ser diseñada en vertical.

En la situación 2 por la línea [9] circula tanto líquido como gas, por tanto, la tubería de entrada a la columna KA001 se diseña relativamente corta para facilitar una mejor separación del CO₂, ya que en caso contrario, el gas podría expansionarse e implicaría un estancamiento del fluido que pasa por la tubería.

La salida de la columna KA001, se hace a través de un cuello de cisne [10]. El diámetro de este tramo (200 mm) debe ser superior al que resulta del cálculo numérico (100 mm), puesto que para que asegurar la evacuación del gas, la salida debe ser como mínimo igual de grande que el mayor tamaño de las entradas.

Las líneas de salida de la impulsión de las bombas [17] y la de salida de la fosa [22], alcanza la altura del *rack* de tuberías a 8 m, obstaculizando el mínimo posible la línea de operación.

4.2.1.4 Diseño de accesorios

Las líneas de tuberías están formadas por diferentes accesorios los cuales se regulan por las normas estandarizadas mostradas en la tabla 4.6.

Tabla 4.6. Normas de diseño de accesorios y uniones.

Ítem	Codos	Accesorios		Uniones	
		Reductor	Bifurcación	Bridas locas	Tornillos
Norma, capitulo	WN 9901, 16	WN 9901, 18	WN 9901, 20	DIN 2673	DIN 2673

4.2.1.4.1 Nomenclatura de los accesorios

Para numerar las uniones entre tuberías mediante accesorios se usa la siguiente secuencia.

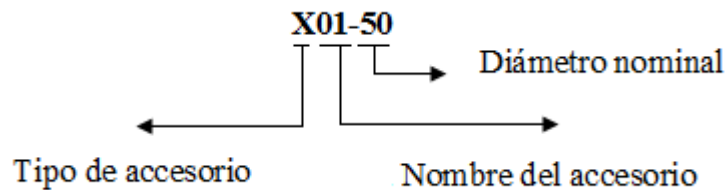


Figura 4.5. Nomenclatura accesorios tubería.

4.2.1.4.2 Tipos de uniones

4.2.1.4.2.1 **Electrofundición**

La unión de las tuberías con los diferentes accesorios o entre dos tramos de tuberías del mismo material (PP), se realiza a partir de una soldadura por electrofundición. Este método consiste en hacer pasar la corriente por una pieza de conexión entre las dos partes a unir, originando un calentamiento del material (a partir del efecto *Joule* (aproximadamente 90 °C) consiguiendo así una unión resistente. Las dos superficies a unir deben estar completamente limpias y se deben cortar perpendicularmente, de manera que al juntar las piezas se acoplen perfectamente. Se utiliza este tipo de unión ya que la unión bridada da más problemas de fugas.

En este tipo de unión es necesario que se realicen inspecciones frecuentes de mantenimiento tal y como describe el Anexo 1 de inspecciones y pruebas del Real Decreto 769/1999 del Reglamento de equipos a presión (ref.10), el cual obliga a someter a las soldaduras a inspecciones por partículas magnéticas y ultrasonidos.

4.2.1.4.2.2 **Bridas locas**

La unión de las tuberías con las diferentes válvulas y equipos se realiza mediante bridas locas, permitiendo la unión por compresión de las tuberías con sus respectivos accesorios. La elección de este tipo de bridas es a causa del tipo de material ya que, el

polipropileno es un material que no tiene una unión perfecta y así este tipo de bridas le permiten un margen de movimiento en la unión. En el listado de accesorios se designa con la letra F. A continuación se muestra un esquema de brida loca, que servirá para entender los parámetros mostrados en el listado (ver apartado 4.2.1.4.4. Listado de tuberías y accesorios).

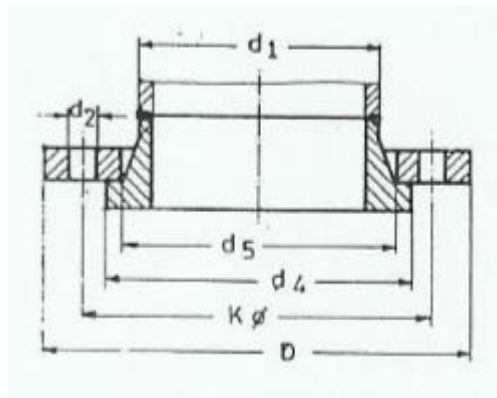


Figura 4.6. Esquema de una brida loca según DIN 2673.

La fijación de las bridas locas con cada accesorio correspondiente se realiza mediante tornillos. . En el listado de accesorios (ver apartado 4.2.1.4.4. Listado de tuberías y accesorios) se puede ver las dimensiones y cantidad de éstos, usados para cada caso específico. Para evitar las fugas en este tipo de unión y por seguridad se colocan anti salpicaduras alrededor de las bridas, es decir un recubrimiento en forma de manguito de material plástico.

4.2.1.4.3 *Tipos de accesorios*

Se utilizan codos, bifurcaciones y reductores para unir diferentes tramos de tubería. Los parámetros mostrados en el listado de accesorios (ver apartado 4.2.1.4.4. Listado de tuberías). (Ver anexo A.2. Diseño de accesorios).

4.2.1.4.4 Listado de tuberías y accesorios

En este apartado se muestran las tablas 4.7, 4.8, 4.9, 4.10 y 4.11 con el listado de tuberías y accesorios. A continuación, se muestra las aclaraciones correspondientes a las tablas nombradas.

- 1) Nuevo o existente.
- 2) Tanque de HCl (fuera de nuestro límite de batería).
- 3) T que separa MDA hacia proceso y hacia 15B200.
- 4) T que mezcla aguas de MDA con CO oxidación.
- 5) T que mezcla las aguas de MDA y CO con la recirculación.
- 6) T entrada bombas en paralelo.
- 7) T salida bombas en paralelo.
- 8) T que separa recirculación y entrada a 15B200.
- 9) T que vierte el agua de la fosa al cubeto en caso de fallo.

Tabla 4.7. Listado de tuberías.

N/ E ¹	Nombre de la línea	DN	d1 (mm)	d4 (mm)	S1 (mm)	L (m)	Origen	Destino	Producto	Estado	Material	Forro	T.op (°C)	T.dis (°C)	P.op (bar _a)	P. dis (bar _a)	PN	Pérdida de carga (bar _a)	Prueba			
																			Presión		Estanqueidad	
																			Fluido	P (bar _a)	Fluido	P (bar _a)
N	61001-L01-25-10SD100	25	26	38	3	18	A001 ²	MA001	HCl	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.3	6	10	0.7	Agua	13	Aire	1.3
E	19010-L02-150-10SD100	150	147.6	167	6.2	400	P MDA	T1-02 ³	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.6	6	10	1.2	Agua	13	Aire	1.3
E	19010-L03-80-10SD100	80	79.8	96	5.1	300	P CO	T2-03 ⁴	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	3	6	10	3.2	Agua	13	Aire	1.3
N	31020-G04-80-10SD100	80	79.8	96	5.1	21.8	Energías	BA001	Aire	V	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.2	6	10	0.04	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L05-150-10SD100	150	147.6	167	6.2	1	T1-02	T2-03	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.1	6	10	0.03	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L06-150-10SD100	150	147.6	167	6.2	20	T1-02	15B200	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.1	6	10	0.17	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L07-150-10SD100	150	147.6	167	6.2	16	T2-03	T3-07 ⁵	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.1	6	10	0.20	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L 08-200-10SD100	200	190.2	208	4.9	2	T3-07	MA001	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.1	6	10	0.03	Agua	13	Aire	1.3
N	19010- L09-200-10SD100	200	190.2	208	4.9	0.4	MA001	KA001	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.2	6	10	0.03	Agua	13	Aire	1.3
N	31020-G10-200-10SD100	200	190.2	208	4.9	1	KA001	Atmosfer a	Aire	V	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.0	6	10	0.0002	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L11-200-10SD100	200	190.2	208	4.9	4	BA001	Cubeto	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.1	6	10	0.08	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L12-200-10SD100	200	190.2	208	4.9	2	BA001	T4-12 ⁶	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.1	6	10	0.033	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L13-250-10SD100	250	237.8	259	6.1	2	T4-12	PA001- A	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.1	6	10	0.0038	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L14-250-10SD100	250	237.8	259	6.1	2	T4-12	PA001-B	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.1	6	10	0.004	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L15-125-10SD100	125	115.2	131	4.9	2	PA001-A	T5-17	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	3	6	10	0.1	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L16-150-10SD100	150	147.6	167	6.2	2	PA001-B	T5-17 ⁷	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	3	6	10	0.04	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L17-200-10SD100	200	190.2	208	4.9	15	T5-17	T6-17 ⁸	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	2	6	10	0.07	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L18-40-10SD100	40	40.8	56	4.6	1.5	T6-17	T3-07	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.7	6	10	0.12	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L19-200-10SD100	200	190.2	208	4.9	15	T6-17	15B200	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	1.5	6	10	0.1	Agua	13	Aire	1.3

Tabla 4.7. Listado de tuberías (Cont.).

N/ E ¹	Nombre de la línea	DN	d1 (mm)	d4 (mm)	S1 (mm)	L (m)	Origen	Destino	Producto	Estado	Material	Forro	T.op (°C)	T.dis (°C)	P.op (bar _a)	P. dis (bar _a)	PN	Pérdida de carga (bar _a)	Prueba			
																			Presión		Estanqueidad	
																			Fluido	P (bar _a)	Fluido	P (bar _a)
N	19010-L20-50-10SD100	50	51.4	69	2.9	5	PA002	T7-20	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	3.4	6	10	0.07	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L21-50-10SD100	50	51.4	69	2.9	3	T7-20 ⁹	Cubeto	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	3.4	6	10	0.07	Agua	13	Aire	1.3
N	19010-L22-50-10SD100	50	51.4	69	2.9	20	T7-20	15B200	Agua	L	PP, 10SD100	PRFV	25	80	2	6	10	0.3	Agua	13	Aire	1.3

Tabla 4.8. Listado de bridas.

TAG	Línea	Conexión						
		Brida				Tornillos		
		Número	DN	D	PN	Tipo	Cantidad	Rosca (mm)
F1-25	61001-L01-25-10SD100	25	115	10	Loca	4	M12	12.7
F2-25	61001-L01-25-10SD100	25	115	10	Loca	4	M12	12.7
F3-25	61001-L01-25-10SD100	25	115	10	Loca	4	M12	12.7
F4-25	61001-L01-25-10SD100	25	115	10	Loca	4	M12	12.7
F5-25	61001-L01-25-10SD100	25	115	10	Loca	4	M12	12.7
F6-25	61001-L01-25-10SD100	25	115	10	Loca	4	M12	12.7
F7-25	61001-L01-25-10SD100	25	115	10	Loca	4	M12	12.7
F8-80	31020-V04-80-10SD100	80	200	10	Loca	4	M16	15.8
F9-80	31020-V04-80-10SD100	80	200	10	Loca	4	M16	15.8
F10-80	31020-V04-80-10SD100	80	200	10	Loca	4	M16	15.8
F11-80	31020-V04-80-10SD100	80	200	10	Loca	4	M16	15.8
F12-80	31020-V04-80-10SD100	80	200	10	Loca	4	M16	15.8
F13-80	31020-V04-80-10SD100	80	200	10	Loca	4	M16	15.8
F14-80	31020-V04-80-10SD100	80	200	10	Loca	4	M16	15.8
F15-150	19010-L05-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F16-150	19010-L05-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F17-150	19010-L06-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F18-150	19010-L06-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F19-150	19010-L06-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F20-150	19010-L06-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F21-150	19010-L06-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F22-150	19010-L06-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F23-200	19010-L08-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F24-200	19010-L09-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F25-200	19010-L09-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05

Tabla 4.8. Listado de bridas (Cont.).

TAG	Línea	Conexión						
		Brida				Tornillos		
		Número	DN	D	PN	Tipo	Cantidad	Rosca (mm)
F26-200	19010-V10-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F27-200	19010-L11-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F28-200	19010-L11-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F29-200	19010-L11-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F30-200	19010-L11-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F31-200	19010-L11-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F32-200	19010-L11-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F33-200	19010-L11-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F34-200	19010-L12-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F35-250	19010-L13-250-10SD100	250	395	10	Loca	12	M20	19.05
F36-250	19010-L13-250-10SD100	250	395	10	Loca	12	M20	19.05
F37-65	19010-L13-250-10SD100	65	185	10	Loca	4	M16	15.8
F38-250	19010-L14-250-10SD100	250	395	10	Loca	12	M20	19.05
F39-125	19010-L14-250-10SD100	125	250	10	Loca	8	M16	15.8
F40-250	19010-L14-250-10SD100	250	395	10	Loca	12	M20	19.05
F41-125	19010-L15-125-10SD100	125	250	10	Loca	8	M16	15.8
F42-125	19010-L15-125-10SD100	125	250	10	Loca	8	M16	15.8
F43-40	19010-L15-125-10SD100	40	150	10	Loca	4	M16	15.8
F44-150	19010-L16-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F45-150	19010-L16-150-10SD100	150	285	10	Loca	8	M20	19.05
F46-80	19010-L16-150-10SD100	80	200	10	Loca	4	M16	15.8
F47-40	19010-L18-40-10SD100	40	150	10	Loca	4	M16	15.8
F48-40	19010-L18-40-10SD100	40	150	10	Loca	4	M16	15.8
F49-40	19010-L18-40-10SD100	40	150	10	Loca	4	M16	15.8
F50-40	19010-L18-40-10SD100	40	150	10	Loca	4	M16	15.8
F51-200	19010-L19-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F52-200	19010-L19-200-10SD100	200	340	10	Loca	8	M20	19.05
F53-50	19010-L20-50-10SD100	50	165	10	Loca	4	M16	15.8
F54-50	19010-L21-50-10SD100	50	165	10	Loca	4	M16	15.8
F55-50	19010-L21-50-10SD100	50	165	10	Loca	4	M16	15.8
F56-50	19010-L22-50-10SD100	50	165	10	Loca	4	M16	15.8
F57-50	19010-L22-50-10SD100	50	165	10	Loca	4	M16	15.8

Tabla 4.9. Listado de accesorios (codos).

TAG	Línea		Accesorio: Codos					Unión
	Número	DN	R ₄	L ₃₃	s ₁	Material	PN	
B1-25	61001-L01-25-10SD100	25	32	110	3	PP,10SD100	10	Electro fusión
B2-25	61001-L01-25-10SD100	25	32	110	3	PP,10SD100	10	Electro fusión
B3-25	61001-L01-25-10SD100	25	32	110	3	PP,10SD100	10	Electro fusión
B4-25	61001-L01-25-10SD100	25	32	110	3	PP,10SD100	10	Electro fusión
B5-150	19010-L02-150-10SD100	150	195	285	6.2	PP,10SD100	10	Electro fusión
B6-150	19010-L02-150-10SD100	150	195	285	6.2	PP,10SD100	10	Electro fusión
B7-80	19010-L03-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B8-80	19010-L03-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B9-80	19010-L03-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B10-80	19010-L03-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B11-80	31020-V04-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B12-80	31020-V04-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B13-80	31020-V04-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B14-80	31020-V04-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B15-80	31020-V04-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B16-80	31020-V04-80-10SD100	80	90	180	5.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B17-150	19010-L06-150-10SD100	150	195	285	6.2	PP,10SD100	10	Electro fusión
B18-150	19010-L06-150-10SD100	150	195	285	6.2	PP,10SD100	10	Electro fusión
B19-150	19010-L06-150-10SD100	150	195	285	6.2	PP,10SD100	10	Electro fusión
B20-150	19010-L07-150-10SD100	150	195	285	6.2	PP,10SD100	10	Electro fusión
B21-150	19010-L07-150-10SD100	150	195	285	6.2	PP,10SD100	10	Electro fusión
B22-200	19010-L 08-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B23-200	19010- L09-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B24-200	1020-V10-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B25-200	19010-L11-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B26-200	19010-L12-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B27-250	19010-L13-250-10SD100	250	330	450	6.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B28-250	19010-L14-250-10SD100	250	330	450	6.1	PP,10SD100	10	Electro fusión
B29-125	19010-L15-125-10SD100	125	160	245	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B30-150	19010-L16-150-10SD100	150	195	285	6.2	PP,10SD100	10	Electro fusión
B31-200	19010-L17-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B32-200	19010-L17-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B33-200	19010-19-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B34-200	19010-19-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B35-200	19010-19-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B36-200	19010-19-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B37-200	19010-19-200-10SD100	200	260	365	4.9	PP,10SD100	10	Electro fusión
B38-50	19010-L21-50-10SD100	50	63	180	5.8	PP,10SD100	10	Electro fusión
B39-50	19010-L22-50-10SD100	50	63	180	5.8	PP,10SD100	10	Electro fusión

Tabla 4.9. Listado de accesorios (codos) (Cont.).

TAG	Línea		Accesorio: Codos					Unión
	Número	DN	R ₄	L ₃₃	s ₁	Material	PN	
B40-50	19010-L22-50-10SD100	50	63	180	5.8	PP,10SD100	10	Electro fusión
B41-50	19010-L22-50-10SD100	50	63	180	5.8	PP,10SD100	10	Electro fusión

Tabla 4.10. Listado de accesorios (bifurcaciones).

TAG	Línea		Accesorio: Bifurcación o T						Unión
	Número	DN	D ₁	D ₂	L ₄₇	L ₄₈	Material	PN	
T1-150	19010-L02-150-10SD100	150	160	160	285	285	PP,10SD100	10	Electro fusión
T2-80	19010-L03-80-10SD100	80	90	90	180	180	PP,10SD100	10	Electro fusión
T3-150	19010-L07-150-10SD100	150	160	160	285	285	PP,10SD100	10	Electro fusión
T4-200	19010-L12-200-10SD100	200	200	200	365	365	PP,10SD100	10	Electro fusión
T5-200	19010-L17-20010SD100	200	200	200	365	365	PP,10SD100	10	Electro fusión
T6-200	19010-L17-20010SD100	200	200	200	365	365	PP,10SD100	10	Electro fusión

Tabla 4.11. Listado de accesorios (reductores).

TAG	Línea		Accesorio: Reductor						Unión
	Número	DN	D ₁	D ₂	L ₄₃	L ₄₅	Material	PN	
E1-25	61001-L01-25-10SD100	25	20	25	20	180	PP,10SD100	10	Electro fusión
E2-80	31020-V04-80-10SD100	80	40	80	105	275	PP,10SD100	10	Electro fusión
E3-150	19010-L07-150-10SD100	150	90	160	180	375	PP,10SD100	10	Electro fusión
E4-200	19010-L 08-200-10SD100	200	160	200	105	370	PP,10SD100	10	Electro fusión
E5-40	19010-L18-40-10SD100	40	25	40	20	180	PP,10SD100	10	Electro fusión
E6-200	19010-L19-200-10SD100	200	110	200	230	495	PP,10SD100	10	Electro fusión
R1-25	61001-L01-25-10SD100	25	25	20	20	180	PP,10SD100	10	Electro fusión
R2-80	31020-V04-80-10SD100	80	80	40	105	275	PP,10SD100	10	Electro fusión
R2-200	19010-L13-200-10SD100	200	200	65	230	495	PP,10SD100	10	Electro fusión
R2-250	19010-L14-250-10SD100	250	250	125	320	575	PP,10SD100	10	Electro fusión
R2-125	19010-L15-125-10SD100	125	125	40	130	350	PP,10SD100	10	Electro fusión
R2-150	19010-L16-150-10SD100	150	150	90	180	375	PP,10SD100	10	Electro fusión
R3-40	19010-L18-40-10SD100	40	40	32	20	180	PP,10SD100	10	Electro fusión
R4-200	19010-L19-200-10SD100	200	200	110	230	495	PP,10SD100	10	Electro fusión

4.2.2. Diseño de la instrumentación y control

Un buen diseño de control es fundamental en cualquier instalación para poder conseguir los objetivos deseados, en este caso, la eliminación de carbonatos en las aguas residuales provenientes de la planta de CO las cuales son la alimentación principal a tratar del proceso.

En este apartado se justifican los lazos de control instalados incluyendo la instrumentación presentes en el P&ID (ver apartado 4.1.5. Diagrama de tuberías e instrumentación *P&ID*).

4.2.2.1 Caracterización de las estrategias de control

A continuación se detalla cómo se controlan las principales variables del proceso, nombrando los instrumentos y lazos que efectúan el control.

4.2.2.1.1 Neutralización de las aguas con HCl

Es necesario un sistema de control que gestione la reacción de neutralización con HCl. Se ha diseñado con el objetivo de que la reacción finalice antes de entrar en la columna KA001. Para ello se ha instalado un mezclador estático (MA001), donde se mezclaran las aguas provenientes de la planta de MDA, de CO oxidación, las de la recirculación y el ácido clorhídrico.

Dado que se trata de un ácido fuerte, la cantidad que se subministra al sistema, debe ser muy exacta, dada la sensibilidad del sistema, y se debe actuar con rapidez ante posibles cambios. Para ello, se regula mediante un controlador *PID* (Proporcional Integral Derivativo) y un control *feedforward*, consiguiendo un control más estable del pH, anticipándose a los cambios y así evitar las variaciones bruscas de este.

El control *feedforward* recibe dos señales, el caudal másico a la entrada del mezclador, mediante el totalizador de caudal F1004, y por otro lado, la señal del analizador de pH A1001/A1002, los cuales a su vez, actúan en cascada sobre el contador F1001 que modificará el porcentaje de apertura de la válvula reguladora Y1001. El totalizador de caudal F1004 se encuentra situado justo después de la mezcla de las corrientes de agua provenientes de la planta de CO, MDA y de la recirculación. El F1004 simplemente establecerá una acción correctiva en caso de detectar una variación de caudal fuera de lo esperado, normalmente la regulación de pH será transmitida por el analizador de pH A1001/A1002.

Se han instalado dos analizadores de pH redundantes, A1001 y A1002, para asegurar la lectura fiable y correcta del valor. Ambas señales recogidas de los analizadores, se enviarán a U1001. Éste es un selector que permite escoger manualmente que analizador efectúa la regulación del pH. Además se ha programado que cuando se detecte una diferencia entre los dos analizadores de más de 0.4 puntos de pH, se envíe una señal a panel. En ese momento, se realizará el correspondiente mantenimiento (ver apartado A.12.6. Controlador pH A1001 /1002).

4.2.2.1.2 Separación del CO₂

La eliminación de los carbonatos produce la formación de CO₂, el cual debe ser liberado de la columna KA001 hacia la atmósfera, antes de llegar al tanque BA001 y sobretodo antes de llegar a las bombas PA001-A/B para no producir la cavitación de estas.

Esta separación se produce mediante un *stripping* en la columna KA001 mediante la inyección de aire en el tanque BA001. Este aire proviene de un sistema cerrado a 7 bar_a. Para poder reducir su presión e introducirlo en el tanque atmosférico, se han instalado dos discos de orificio, DO1001 y DO1002, y una válvula controladora, Y1002, la cual ajustará a la presión necesaria. El dimensionamiento de estos discos de orificio se encuentra en el apartado 4.2.2.2.2. Diseño de placas de orificio.

Una vez desprendido el CO₂ será evacuado a la atmosfera por el cuello de cisne instalado en la cabeza de KA001.

4.2.2.1.3 Nivel del tanque BA001

Para el control del nivel del tanque BA001 se ha establecido, previamente, un rango de trabajo regulado por el transmisor de nivel de radar guiado L1002. Se ha fijado que L1002, mediante la regulación de la válvula controladora Y1004 que evacua el fluido hacia el tanque 15B200, mantendrá el nivel al 50% del rango en el que se quiere operar. Este rango de trabajo se ha establecido entre el volumen de 9 m³ y 28 m³ del tanque BA001, por lo tanto se controlará el nivel para que se mantenga en un volumen de 18.5 m³.

El transmisor de nivel L1002 dispone de una alarma de nivel alto y otra de nivel bajo, al 80% y 20% respectivamente, del volumen de trabajo. Dado que un aumento de nivel produciría la inundación de la columna KA001, se ha instalado también un enclavamiento para nivel alto. Es decir, en el caso de detectar un aumento de nivel estando la válvula Y1004 totalmente abierta, este enclavamiento, enviaría una señal de cierre a la válvula *on/off* YD1001 y de apertura a YD1002 provocando que todas las aguas provenientes de la planta de MDA se dirijan directamente hacia al tanque 15B200, con el fin de evitar que se llene más el tanque BA001.

Si de todas formas se sobrepasara el rango establecido, alcanzando un volumen de 28.2 m³, se ha instalado un transmisor de nivel de seguridad, L1001, para proteger el relleno de la columna KA001 y evitar que se inunde. L1001 enviaría una alarma de nivel alto y actuaría su enclavamiento de apertura sobre la válvula *on/off* YD1003, permitiendo la evacuación del producto hacia el cubeto de retención (ver apartado 5.1.1.4. Diseño de un cubeto de retención).

En el caso contrario, si se redujese el nivel por debajo del rango de trabajo, llegando a un volumen de 8.5 m^3 , actuaría el transmisor de nivel L1003 enviando una alarma de nivel bajo y actuando su enclavamiento sobre las bombas PA001-A/B para pararlas y de esta manera, protegerlas de trabajar en vacío.

4.2.2.1.4 Vaciado de la fosa

La fosa donde se retiene el producto recogido del cubeto de retención (ver apartado 5.1.1.4. Diseño de un cubeto de retención), presenta un transmisor de nivel, L1004, el cual cuando detecta que se ha alcanzado el nivel fijado, 5 m^3 , activa una alarma de alta y realiza un enclavamiento sobre la bomba sumergida PA002, para ponerla en marcha y evacuar todo el producto hacia el tanque 15B200.

Para proteger la bomba PA002, en caso que la válvula manual YM1015 de la línea 22 estuviese obstruida o quedase cerrada, no dejando fluir el caudal, se ha instalado una válvula antirretorno YCH003 para evitar que el peso de la columna de líquido no incida sobre la bomba PA002, ejerciendo una resistencia al arrancar y evitando así que pueda actuar en sentido contrario.

Por otra parte se ha diseñado una bifurcación hacia el cubeto para recircular el caudal mínimo de producto necesario para proteger la bomba PA002. Esta nueva línea [21] presenta una válvula manual (VM1016) y un disco de orificio (DO1003) diseñado para recircular un caudal de $2 \text{ m}^3/\text{h}$, y con una pérdida de carga igual a la pérdida de carga existente de la bomba a la entrada del tanque 15B200, para que de esta manera no se creen caminos preferenciales.

4.2.2.2 Diseño de la instrumentación

A continuación se muestra el diseño de la instrumentación correspondiente a válvulas reguladoras y discos de orificio.

4.2.2.2.1 Diseño de válvulas de control

Se ha realizado un estudio para diseñar las válvulas controladoras presentes en el sistema. Para ello, se ha calculado el coeficiente de dimensionamiento “Kv” de cada una.

A continuación, se muestran las ecuaciones que permiten determinar el contorno del obturador, ya que éste relaciona el caudal, con la sección del área de paso. Se aplica la ecuación 4.20 para el cálculo de caudales líquidos y la ecuación 4.21 para gases (ref 18).

$$K_v = Q \sqrt{\frac{\rho}{1000 \cdot \Delta P}} \quad (4.20)$$

$$K_v = \frac{Q_n}{328} \sqrt{\frac{G \cdot T_s}{\Delta P \cdot (P_1 + P_2)}} \quad (4.21)$$

En la ecuación 4.22 se calcula el factor “Kv” para la válvula cuando se encuentra totalmente abierta, el cual se denomina “Kvs”, y se considera un 30% mayor.

$$K_{vs} = 1.3 \cdot K_v \quad (4.22)$$

A continuación en la tabla 4.12, se muestran las características de las válvulas de control diseñadas.

Tabla 4.12. Características de las válvulas de control diseñadas.

TAG	Kv	Kvs	Kvs normalizada	DN válvula (mm)	Tipo	Fallo
Y1001	1.23	1.60	8.00	20	Diafragma	Cierra
Y1002	13.0	16.8	22.0	40	Diafragma	Cierra
Y1003	6.40	8.32	9.00	25	Diafragma	Abre
Y1004	120	156	157	100	Diafragma	Cierra

Todas las válvulas de diafragma estarán recubiertas por PTFE (politetrafluoroetileno) también conocido como teflón, ya que la propiedad principal de este material es que es prácticamente inerte y por lo tanto no reaccionará con el ácido clorhídrico.

A partir de este cálculo y teniendo en cuenta que los diámetros de las válvulas están normalizados, se deberá incluir reductores en todas las líneas ya que los diámetros a los que se han diseñado las tuberías, difieren de los normalizados de las válvulas.

En el anexo A.3. se encuentran las hojas de especificación de las válvulas controladoras diseñadas en este apartado.

4.2.2.2.2 Diseño de placas de orificio

Como ya se ha comentado anteriormente, para el nuevo proceso son necesarias tres placas de orificio. Dos de ellas, DO1001 y D1002, situadas en la línea [4] para reducir la presión del aire que se inyecta en la columna, de 7 a 1.75 bara. Y la última, DO1003, para mantener un caudal mínimo de recirculación para proteger la bomba.

Según la norma ISO 5167-1980 aplicada para el cálculo de elementos de presión diferencial que pasan a través de una placa de orificio y mediante la ecuación 4.23, es posible calcular el diámetro que tendrán dichas placas (ref.19) En la tabla 4.13 se muestran los resultados obtenidos.

$$d = \sqrt{\frac{Q_m \cdot 10^4}{2.1 \cdot \sqrt{\Delta P \cdot \rho}}} \quad (4.23)$$

Tabla 4.13. Dimensiones de las placas de orificio.

TAG	Diámetro orificio (mm)
DO1001	15
DO1002	18
DO1003	8

En el anexo A.4 se encuentran las hojas de especificación de las placas de orificio diseñadas en este apartado.

4.2.2.3 *Listado de instrumentos de control*

Tabla 4.14. Listado de las válvulas presentes en el proceso (ver apartado 4.1.5. Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID).

	TAG	Descripción	Producto	Especificación de la línea	Tipo	Estado	DN	Kv m ³ /h	Fabricante	Modelo	Material	PN
1	Y1001	Válvula controladora	Ácido clorhídrico	61001-L01-25-10SD100	Válvula diafragma	L	20	8	Richter	MVP / F	PTFE	16
2	Y1002	Válvula controladora	Aire	31020-V04-80-10SD100	Válvula diafragma	G	40	22	Richter	MVP / F	PTFE	16
3	Y1003	Válvula controladora	Agua	19010-L18-40-10SD102	Válvula diafragma	L	25	9	Richter	MVP / F	PTFE	16
4	Y1004	Válvula controladora	Agua	19010-L19-200-10SD100	Válvula diafragma	L	100	157	Richter	MVP / F	PTFE	10
5	YD1001	Válvula on/off	Agua	19010-L05-150-10SD100	Válvula diafragma	L	150	292	Richter	MVP / F	PTFE	10
6	YD1002	Válvula on/off	Agua	19010-L06-150-10SD100	Válvula diafragma	L	150	292	Richter	MVP / F	PTFE	10
7	YD1003	Válvula on/off	Agua	19010-L11-200-10SD100	Válvula diafragma	L	200	630	Richter	MVP / F	PTFE	10
8	YM1001	Válvula manual	Ácido clorhídrico	61001-L01-25-10SD100	Válvula diafragma	L	25	9	Richter	MV / F	PTFE	16
9	YM1002	Válvula manual	Ácido clorhídrico	61001-L01-25-10SD100	Válvula diafragma	L	25	9	Richter	MV / F	PTFE	16

Tabla 4.14. Listado de las válvulas presentes en el proceso (Cont.).

TAG	Descripción	Producto	Especificación de la línea	Tipo	Estado	DN	Kv m ³ /h	Fabricante	Modelo	Material	PN	
10	YM1003	Válvula manual	Aire	31020-V04-80-10SD100	Válvula de bola	G	80	60	Samson	BR 20a	PTFE	10
11	YM1004	Válvula manual	Aire	31020-V04-80-10SD100	Válvula de bola	G	80	60	Samson	BR 20a	PTFE	10
12	YM1005	Válvula manual	Aire	31020-V04-80-10SD100	Válvula de bola	G	80	60	Samson	BR 20a	PTFE	10
13	YM1006	Válvula manual	Agua	19010-L06-150-10SD100	Válvula diafragma	L	150	292	Richter	MV / F	PTFE	10
14	YM1007	Válvula manual	Agua	19010-L06-150-10SD100	Válvula de diafragma	L	150	292	Richter	MV / F	PTFE	10
15	YM1008	Válvula manual	Agua	19010-L11-200-10SD100	Válvula de diafragma	L	200	630	Richter	MV / F	PTFE	10
16	YM1009	Válvula manual	Agua	19010-L11-200-10SD100	Válvula de diafragma	L	200	630	Richter	MV / F	PTFE	10
17	YM1010	Válvula manual	Agua	19010-L13-250-10SD100	Válvula de diafragma	L	250	630	Richter	MV / F	PTFE	10
18	YM1011	Válvula manual	Agua	19010-L14-250-10SD100	Válvula de diafragma	L	250	630	Richter	MV / F	PTFE	10
19	YM1012	Válvula manual	Agua	19010-L15-125-10SD100	Válvula de diafragma	L	125	200	Richter	MV / F	PTFE	10
20	YM1013	Válvula manual	Agua	19010-L16-150-10SD100	Válvula de diafragma	L	150	292	Richter	MV / F	PTFE	10

Tabla 4.14. Listado de las válvulas presentes en el proceso (Cont.).

TAG	Descripción	Producto	Especificación de la línea	Tipo	Estado	DN	Kv m ³ /h	Fabricante	Modelo	Material	PN	
21	YM1014	Válvula manual	Agua	19010-L18-40-10SD100	Válvula de diafragma	L	40	22	Richter	MV / F	PTFE	16
22	YM1015	Válvula manual	Agua	19010-L22-50-10SD100	Válvula de diafragma	L	50	36	Richter	MV / F	PTFE	16
23	YM1016	Válvula manual	Agua	19010-L21-50-10SD100	Válvula de diafragma	L	50	36	Richter	MV / F	PTFE	16
24	YP1001	Válvula de purga	Ácido clorhídrico	61001-L01-25-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
25	YP1002	Válvula de purga	Ácido clorhídrico	61001-L01-25-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
26	YP1003	Válvula de purga	Aire	31020-V04-100-10SD100	Válvula de bola	G	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
27	YP1004	Válvula de purga	Aire	31020-V04-100-10SD100	Válvula de bola	G	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
28	YP1005	Válvula de purga	Agua	19010-L06-150-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
29	YP1006	Válvula de purga	Agua	19010-L06-150-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
30	YP1007	Válvula de purga	Agua	19010-L13-250-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
31	YP1008	Válvula de purga	Agua	19010-L14-250-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16

Tabla 4.14. Listado de las válvulas presentes en el proceso (Cont.).

TAG	Descripción	Producto	Especificación de la línea	Tipo	Estado	DN	Kv m ³ /h	Fabricante	Modelo	Material	PN	
32	YP1009	Válvula de purga	Agua	19010-L15-125-10SD118	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
33	YP1010	Válvula de purga	Agua	19010-L16-150-10SD119	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
34	YP1011	Válvula de purga	Agua	19010-L18-40-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
35	YP1012	Válvula de purga	Agua	19010-L18-40-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
36	YP1013	Válvula de purga	Agua	19010-L22-50-10SD100	Válvula de bola	L	25	10	Richter	GUT / F	PTFE	16
37	YCH1001	Válvula check	Agua	19010-L15-125-10SD118	Válvula antirretorno	L	125	244	Xomox	B201	PTFE	16
38	YCH1002	Válvula check	Agua	19010-L16-150-10SD119	Válvula antirretorno	L	150	261	Xomox	B201	PTFE	16
39	YCH1003	Válvula check	Agua	19010-L22-50-10SD100	Válvula antirretorno	L	40	43	Xomox	B201	PTFE	16

Tabla 4.15. Listado de la instrumentación presente en el proceso (ver apartado 4.1.5. Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID).

	TAG	Servicio	Descripción	Producto	Especificación de la línea	Fabricante	Modelo
1	F1001	FIRQ	Totalizador de caudal	HCl	61001-L01-25-10SD100	E+H	Promag P200
2	F1002	FIRQ	Totalizador de caudal	Agua	19019-L03-80-10SD100	E + H	Promass 83F
3	DO1001	-	Placa de orificio	Aire	31020-G04-80-10SD100	Rosemount	1495
4	DO1002	-	Placa de orificio	Aire	31020-G04-80-10SD100	Rosemount	1495
5	P1001	PICAHAL	Transmisor de presión	Aire	31020-G04-80-10SD100	SIEMENS	7MF4233
6	F1003	FIRQ	Totalizador de caudal	Agua	19019-L06-150-10SD100	E + H	Promass 83F
7	F1004	FIRQ	Totalizador de caudal	Agua	19019-L08-200-10SD100	E + H	Promass 83F
8	P1002	PI	Transmisor de presión	Agua	BA001	SIEMENS	7MF4233
9	L1001	LIAZH	Alarma de nivel alto	Agua	BA001	E + H	Liquiphant FTL51
10	L1002	LICASHAL	Controlador de nivel	Agua	BA001	E + H	FMP54
11	L1003	LIAZL	Alarma de nivel bajo	Agua	BA001	E + H	Liquiphant FTL51
12	P1003	PIAL	Transmisor de presión	Agua	19019-L17-200-10SD100	SIEMENS	7MF4233
13	F1005	FIRQ	Totalizador de caudal	Agua	19019-L18-40-10SD100	E+ H	Promass 83F
14	A1001	AICASHASL	Analizador de pH	Agua	19019-L18-40-10SD100	E + H	Liquiline M CM42
15	A1002	AICASHASL	Analizador de pH	Agua	19019-L18-40-10SD100	E + H	Liquiline M CM42
16	P1004	PI	Transmisor de presión	Agua	19019-L22-50-10SD100	SIEMENS	7MF4233
17	DO1003	-	Placa de orificio	Agua	19019-21-50-10SD100	Rosemount	1495
18	L1004	LIASH	Alarma de nivel alto	Agua	Fosa 001	E + H	Liquiphant FTL51

4.2.2.4 *Sistema de enclavamientos y alarmas*

A continuación, en la tabla 4.16, se muestra la relación de enclavamientos y alarmas diseñados para el control del proceso según el funcionamiento de éste, desarrollado en el apartado 4.2.2.1 al igual que los rangos de operación de la instrumentación implantada.

Tabla 4.16. Relación enclavamientos y alarma y rango de trabajo de la instrumentación.

TAG	Servicio	Categoría o función	Descripción	Rango
F1001	FIRQ	F	Caudal	0 – 150 m ³ /h
F1002		I	Indicador	
F1003		R	Hardware registrador valores	
F1004		Q	Integrador o contador	
F1005				
P1002	PI	P	Presión	1 -30 bar _a
P1004		I	Indicador	
P1001	PICAHAL	P	Presión	2 bar _a 1 bar _a
		I	Indicador	
		C	Controlador	
		AH	Alarma de alta	
P1003	PIASL	AL	Alarma de baja	2 bar _a
		P	Presión	
		I	Indicador	
L1001	LIAZH	ASL	Alarma de baja y enclavamiento sobre las bombas PA001-A/B	28.3 m ³
		L	Nivel	
		I	Indicador	
L1002	LICASHAL	AZH	Alarma de alta y enclavamiento de apertura sobre YD003	24.2 m ³ 12.3 m ³
		C	Controlador	
		ASH	Alarma de alta con enclavamiento de cierre sobre YD1001 y de apertura sobre YD1002	
		AL	Alarma de baja	
L1003	LIAZL	L	Nivel	8.5 m ³
		I	Indicador	
		AZL	Alarma de baja con enclavamiento de parada de bombas PA001-A/B	

Tabla 4.16. Relación enclavamientos y alarma y rango de trabajo de la instrumentación (Cont.).

TAG	Servicio	Categoría o función	Descripción	Rango
L1004	LIASH	L	Nivel	5 m ³
		I	Indicador	
		ASH	Alarma de alta con enclavamiento de arranque de la bomba PA002	
A1001 A1002	AICASHASL	A	Analizador de pH	9
		I	Indicador	
		C	Controlador	
		ASH	Alarma de alta con enclavamiento de cierre sobre la válvula Y1004	
		ASL	Alarma de baja con enclavamiento de cierre sobre la válvula Y1001	2

4.2.3. Diseño de equipos

4.2.3.1 *Mezclador estático*

Debido a que la reacción de neutralización de la sosa y los carbonatos con ácido clorhídrico es altamente exotérmica, previamente se diluye, en la propia tubería, la corriente de oxidación proveniente de las aguas de la planta de CO, con las aguas de MDA y las de recirculación en la línea [8]. Para una mayor turbulencia y una reacción completa del HCl en la tubería, se ha optado por un mezclador estático (MA001) que facilita las reacciones de acidificación y la homogenización de la corriente de salida del mezclador.

Se trata de un mezclador estático incorporado en la tubería, cerca de la entrada de la columna de *stripping*, para facilitar la expansión del CO₂ que se forma en la reacción. Se realiza la hipótesis de que la reacción se completa en este equipo.

Se ha escogido un mezclador de tipo SMV (ref.20), el cual es ideal para aplicaciones que se requieran un mezclado distributivo y homogéneo de dos fases (teniendo en cuenta la

formación de CO₂), además de su acción de mezcla en régimen turbulento y de su adecuación para operaciones de transferencia de masa con reacciones químicas.

Este tipo de mezclado consiste en la intersección de placas onduladas y canales que fomentan la mezcla rápida, en combinación con la progresión de flujo de pistón. Este equipo requiere un bajo consumo energético y cero mantenimientos.

4.2.3.1.1 *Diseño del mezclador estático*

El mezclador trabaja a una presión de 1.2 bara y a una temperatura entre 25-40°C. Debido a la presencia de HCl, se utiliza polipropileno para el diseño de este equipo. El equipo ha sido diseñado a condiciones de temperatura máxima admisible del material (80°C) y a PN16, especificada por el fabricante.

En la tabla 4.17 se muestran los datos y propiedades de cada corriente y el total, utilizadas en el diseño. Se han realizado los cálculos referenciando a la línea de agua a tratar [8] como corriente primaria y la línea de ácido clorhídrico [1] como corriente secundaria. Para el cálculo de la densidad y viscosidad media, se ha tenido en cuenta la proporción de las dos corrientes de entrada.

Tabla 4.17. Datos principales de las corrientes que intervienen en el diseño.

Parámetros	Corriente primaria	Corriente secundaria	Total
Caudal volumétrico, Q (m ³ /h)	134	2.20	136
Densidad, ρ (kg/m ³)	972	1160	975
Viscosidad dinámica, μ (Pa·s)	3.50·10 ⁻⁴	1.80·10 ⁻³	3.80·10 ⁻⁴

Para comprobar que el mezclador escogido es adecuado, se comprueba que el flujo sea turbulento. Partiendo de un diámetro interior de la tubería de salida (D_i) de 190.2 mm, se

calcula el área de paso, tal y como muestra la expresión 4.24. Una vez obtenido este valor, se calcula la velocidad con el caudal volumétrico total con la expresión 4.25. Finalmente se calcula el número de Reynolds con la ecuación 4.26.

$$A = \frac{\pi \cdot Di^2}{4} \quad (4.24)$$

$$v = \frac{Q_{total}}{A} \quad (4.25)$$

$$Re = \frac{\rho \cdot Di \cdot v}{\mu} \quad (4.26)$$

A partir de las ecuaciones mencionadas se obtiene que el área es de 0.03 m², la velocidad por tubería es de 1.33 m/s y que el régimen es turbulento, con un *Reynolds* de 6.53·10⁵. Por tanto, se observa que el diseño es adecuado y la velocidad de la corriente corresponde a la velocidad propia de un líquido.

4.2.3.1.2 Cálculo de la longitud

Para calcular la longitud del mezclador se supone un coeficiente de variación “Cv” de 0.05, el cual se considera bibliográficamente para un buen mezclado. Teniendo en cuenta que la proporción de reactivo (HCl) es de 0.02 de la corriente total y considerando que se requiere una homogeneidad prácticamente perfecta, mediante la figura 4.7, se obtiene un valor de “L/D” de 4.4. Por lo tanto, la longitud del mezclador resultante es de 0.8 m.

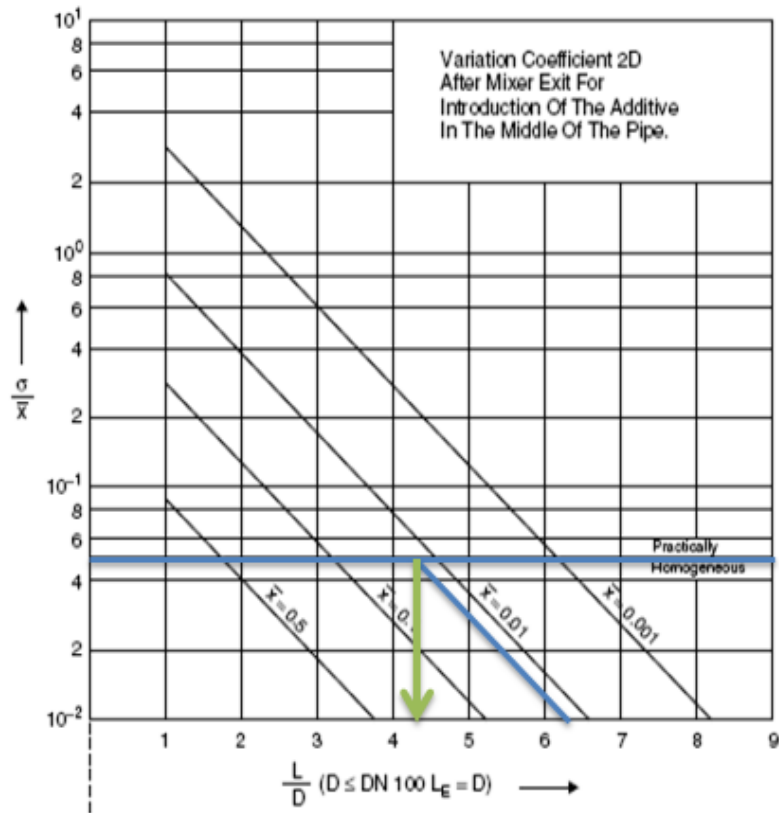


Figura 4.7. Homogeneidad expresada como coeficientes de variación versus la longitud, para el mezclador SMV operando en flujo turbulento (ref.21).

4.2.3.1.3 Cálculo pérdida de carga

Según los datos del fabricante (ref.22), trabajando en flujo turbulento y con el modelo SMV, la pérdida de carga por el equipo viene dada por la expresión 4.27, resultando ésta de 0.15 bar_a.

$$\Delta P = 2.0 \cdot \rho \cdot v^2 \frac{L}{D} \tag{4.27}$$

4.2.3.1.4 *Cálculo posición específica*

Finalmente, se ha calculado la posición específica del equipo, según el valor del número de *Froude*, tal y como muestra la ecuación 4.28 (ref.21), obteniendo un valor de 4.7. Se ha tenido en cuenta que el valor del diámetro de la tubería es de 200 mm.

$$Fr = \frac{\rho v^2}{\Delta\rho \cdot D \cdot g} \quad (4.28)$$

Entonces, según los criterios para el flujo turbulento de *Paul* (2002) (ref.21), como el valor de *Froude* es inferior a 20, la posición que le corresponde es vertical.

En el anexo A.5. se muestra la hoja de especificación correspondiente a este equipo.

4.2.3.2 *Columna de stripping*

Una vez la corriente 11 sale del mezclador, se considera que la reacción ha sido completada totalmente, por lo tanto se ha formado todo el dióxido de carbono correspondiente y ha reaccionado todo el ácido clorhídrico introducido.

En esta corriente, parte del CO₂ se queda disuelto en el agua y se requiere su eliminación, ya que podría ocasionar problemas de cavitación en las bombas. Se ha optado por el diseño de una columna de *stripping* con aire, que permita un rendimiento de separación del 98% de CO₂.

La columna de *stripping* contendrá relleno aleatorio, con la finalidad de conseguir un contacto continuo entre la fase gas y la fase líquida a contracorriente. Se ha escogido este tipo de relleno ya que es la alternativa más económica para incrementar la capacidad y la

eficiencia de la columna y, además produce poca pérdida de carga. Así mismo, el diseño resulta más económico para líquidos corrosivos comparado con una columna de platos (ref.23).

4.2.3.2.1 *Diseño de la columna de stripping* (ref.23.)

La columna va a trabajar a presión atmosférica y a una temperatura entre 25-40°C. Al igual que en el mezclador, se utilizará polipropileno para el diseño de la columna y el relleno será del mismo material para evitar problemas de corrosión. Además, se reduce el peso que debe soportar la estructura ya que resulta menos pesado que otros tipos de relleno. El equipo ha sido diseñado a condiciones de temperatura máxima admisible del material (80°C) y a PN10.

En la figura 4.8 se muestra un esquema de la nomenclatura usada durante el diseño. El caudal de líquido viene representado por la letra “L” y el de gas por la “G”, las fracciones de CO₂ en el líquido por “x” y las fracciones de CO₂ gas por “y”. Los valores de fracción de cabeza se representan con el número 2 y las de fondo por 1.

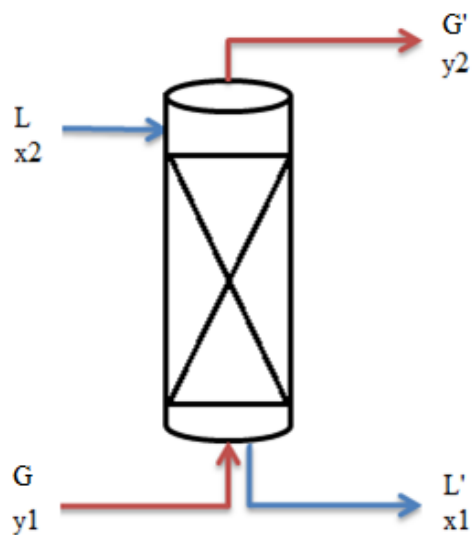


Figura 4.8. Esquema nomenclatura columna de *stripping*.

4.2.3.2.2 *Consideraciones y cálculos previos*

Para el diseño de la columna, se ha realizado una primera hipótesis: al entrar en la columna y expansionarse la corriente 7, parte del CO₂ disuelto en el agua, debido a su baja solubilidad, se separará por sí solo en la parte superior de la columna. Por tanto, solo hay que tratar la parte que se queda disuelta. En el diseño se ha considerado la solubilidad a la temperatura de diseño (80 °C) siendo esta de 0.25 g CO₂/kg H₂O. A partir de la solubilidad, teniendo en cuenta el valor del caudal del agua en “L”, se obtiene los kg/h de CO₂ que hay solubles. Con la diferencia, se obtiene la cantidad de CO₂ que se va directamente por cabeza.

A fin de facilitar este proceso, además de conseguir un flujo laminar para una buena repartición posterior en el relleno, se colocará en la parte superior de la columna, un plato repartidor tipo paella (Modelo TP905, TS905), en el cual el líquido entrará por la parte central, se distribuirá uniformemente y cuando supere la altura de los tubos del repartidor, rebosará hacia el relleno sin formarse caminos preferenciales, tal y como muestra la figura 4.9.

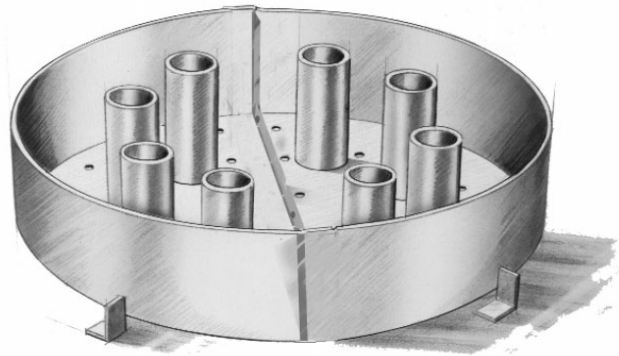


Figura 4.9. Modelo TP906, TS906 Pan Distributor (ref.24).

Partiendo de la primera hipótesis, el caudal de líquido a tratar es ligeramente inferior y también se reduce la fracción de CO₂ que entra por cabeza de columna. Suponiendo un

porcentaje de eliminación del 98% de CO₂, se procede a calcular la fracción de salida deseada en el líquido según la fórmula 4.29.

$$x_1 = \frac{(1 - 0.98) \cdot L_{CO_2(soluble)}}{(L - L_{CO_2(total)} + (1 - 0.98) \cdot L_{CO_2(soluble)})} \quad (4.29)$$

Una segunda hipótesis realizada es que el aire no contiene fracción de CO₂ en la entrada.

4.2.3.2.3 Cálculo número de etapas teóricas

Para obtener el valor de etapas teóricas, se ha utilizado el método gráfico tal y como muestra la figura 4.10.

Se parte, por un lado, de los valores de equilibrio mostrados en la tabla 4.18 y de la ley de Raoult (4.30) se extraen los valores de fracción molar de líquido “x” y fracción molar de gas “y” en el equilibrio que se verán representados en la figura 4.10.

Tabla 4.18. Valores bibliográficos de solubilidad de CO₂ en agua a temperatura de 80°C a varias presiones parciales (ref.25).

Fracción de líquido de CO ₂ , x ₁ (molar) · 10 ⁻⁵	Presión parcial CO ₂ (P ₁ ^o) (kPa)
0	0
1.20	5
2.30	10
4.70	20
7.00	30
9.30	40
11.6	50
23.2	100

$$P_1 = x_1 \cdot P_1^\circ \quad (4.30)$$

Por otro lado, para extraer los dos puntos necesarios para dibujar la línea de operación, se parte de diferentes valores:

- La fracción “x2”, conocida de la simulación.
- La fracción de “y1”, igual a 0.
- La fracción “x1”, calculada previamente en la ecuación 4.29.

Hay que tener en cuenta que se han pasado las fracciones másicas a molares, con las masas moleculares de agua y CO₂, aproximando las composiciones de las corrientes. Además, se supone un valor de caudal de gas de 350 kg/h. Con todos estos valores y con el balance molar en la columna que se muestra en la ecuación 4.31, se aísla el valor de fracción de gas de salida “y2”.

$$y_2 = \frac{L}{G} \cdot (x_2 - x_1) \quad (4.31)$$

En la tabla 4.19 se muestran los valores obtenidos de las fracciones y caudales del sistema.

Tabla 4.19. Resultados de las fracciones y caudales del sistema.

Simbología	Valor
x1 (molar)	$2.06 \cdot 10^{-6}$
y1 (molar)	0
x2 (molar)	$1.03 \cdot 10^{-4}$
y2 (molar)	$1.39 \cdot 10^{-2}$
L (kg/h)	29917
G (kg/h)	350

Finalmente, se ha realizado la representación gráfica de la línea de equilibrio (LE) y la de operación (LO) en la figura 4.10, para extraer gráficamente el número de platos teóricos. De esta figura, se obtiene que la columna requiere dos platos teóricos para llegar a la fracción deseada de salida.

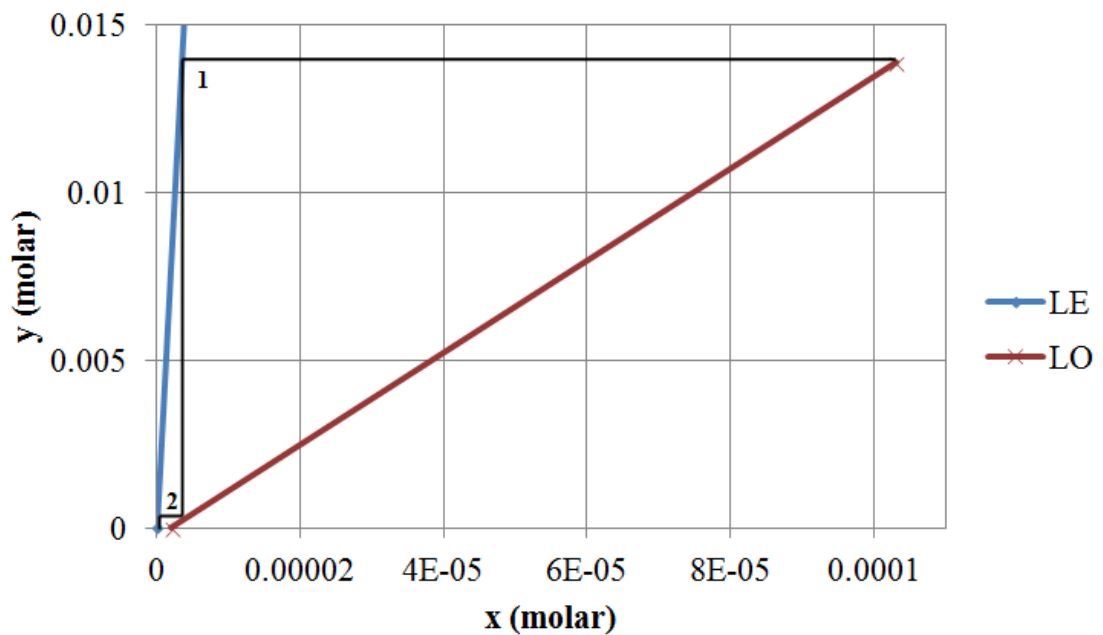


Figura 4.10. Obtención del número de platos según la representación de la línea de operación y la de equilibrio.

4.2.3.2.4 Cálculo diámetro de la columna

Para el cálculo del diámetro de la columna, se ha escogido un relleno de tipo anillos *ball* de termoplástico de polipropileno, de un tamaño de 25 mm, ya que el material se adecua a la operación y resulta un tamaño adecuado en el rango de trabajo. En la tabla 4.20 se muestran los valores bibliográficos de este relleno.

Tabla 4.20. Parámetros del relleno termoplástico, anillos *pall* de PP (ref.26).

Parámetro	Valor
Diámetro de partícula, d_p (mm)	25
Factor de empaquetado, F_p (m^{-1})	176
Área superficial, a (m^2/m^3)	209
Densidad específica del empaquetado (kg/m^3)	69

A partir de las propiedades físicas del agua y aire a 80°C, se calcula el valor del factor “FLV” con la ecuación 4.32.

$$FLV = \frac{L}{V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (4.32)$$

Teniendo en cuenta que bibliográficamente el valor de pérdida de carga para un *stripper* tiene un valor entre 15 y 50 mm de agua por metro de empaquetado, se ha escogido un valor de pérdida de carga de 21 mm/m de empaquetado para el cálculo, ya que éste se encuentra en el rango y se supone que no hay muchas pérdidas en el relleno. Con este valor, juntamente con el valor de “FLV”, a partir de la figura 4.11 se ha extraído el valor del término “K4” para la pérdida de presión fijada ($K_{4\text{operación}}$ en verde) y para la línea de *flooding* ($K_{4\text{flooding}}$ en naranja).

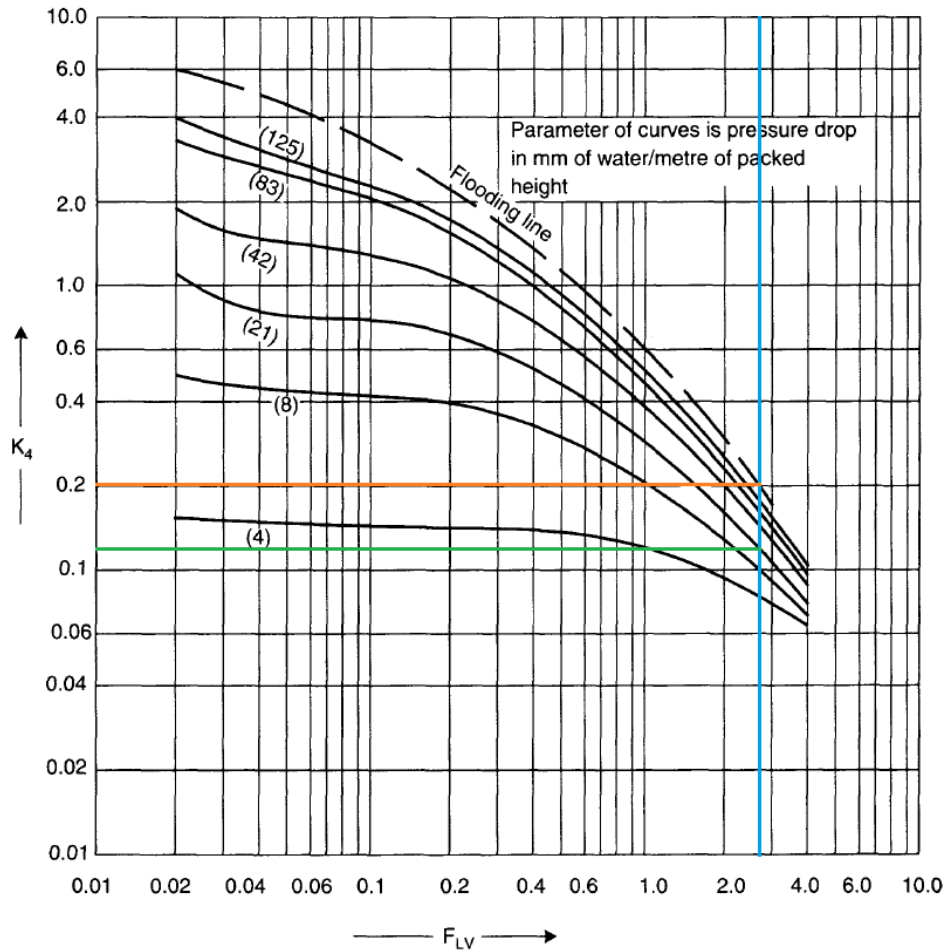


Figura 4.11. Correlación generalizada de la pérdida de presión (ref.23).

A partir de los valores de K_4 , con la ecuación 4.33, se calcula el % de *flooding*, es decir, el porcentaje de inundación que hay en la columna.

$$\% \text{ flooding} = \sqrt{\frac{K_4_{\text{operación}}}{K_4_{\text{flooding}}}} \quad (4.33)$$

Además, a partir del valor de $K_4_{\text{operación}}$, se calcula el valor del caudal de gas por unidad de área transversal de columna “ V_w^* ” en $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$, con la expresión 4.34.

$$V_w^* = \sqrt{\frac{K4_{operación} \cdot \rho_V \cdot (\rho_L - \rho_V)}{13.1 \cdot Fp \cdot \left(\frac{\mu_V}{\mu_L}\right)^{0.1}}} \quad (4.34)$$

A partir de este valor y el caudal conocido de gas de entrada “G” en kg/s, tal y como muestra la expresión 4.35, se extrae el área requerida de la columna.

$$A_{requerida} = \frac{V(kg / s)}{V_w^*(kg / m^2 s)} \quad (4.35)$$

A partir de esta área, se extrae el valor del diámetro de la columna de *stripping*, con la fórmula 4.36.

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (4.36)$$

El valor de diámetro obtenido, se estandariza a un diámetro real. Además, se recalcula el área requerida y el porcentaje de *flooding* actual. A continuación en la tabla 4.20 se muestran los resultados obtenidos en el cálculo del diámetro de la columna.

Tabla 4.20. Resumen de resultados del cálculo del diámetro de la columna.

Parámetro	Valor
FLV	2.70
K4operación	0.130
K4flooding	0.200
% <i>flooding</i> inicial	77.0
Caudal de gas por área transversal de columna, V_w^* (kg/m ² s)	0.470
Área requerida (m ²)	0.200
Diámetro columna de relleno (m)	0.500
% <i>flooding</i> actual	81.3

4.2.3.2.5 Cálculo altura unidad de transferencia

Hay que tener en cuenta los valores de transferencia de líquido y de gas que tienen lugar durante la separación en la columna y se utilizarán para calcular la altura del relleno.

Para el cálculo de éstos, se ha utilizado el método *Onda's* (ref.23), el cual utiliza además de las propiedades utilizadas anteriormente de densidad y viscosidad, las propiedades recogidas en la tabla 4.21, a 80°C. Seguidamente, se recalculan los valores de caudales por unidad de área V_w^* y L_w^* siguiendo como ejemplo la ecuación 4.34.

Tabla 4.21. Propiedades necesarias para el cálculo de transferencia de masa (ref.23).

Propiedad	Símbolo	Valor
Difusividad del líquido (agua) (m/s)	D_L	$1.70 \cdot 10^{-9}$
Difusividad del gas(aire) (m/s)	D_V	$2.14 \cdot 10^{-5}$
Constante de los gases ideales (atm·m ³ /kmol·K)	R	$8.31 \cdot 10^{-2}$
Tensión superficial del líquido (agua) (N/m)	σ_L	$6.63 \cdot 10^{-2}$
Tensión superficial del plástico (PP) (N/m)	σ_P	$3.00 \cdot 10^{-2}$
Gravedad (m/s ²)	g	9.81

Para el cálculo se requiere el valor de concentración total de líquido calculado con la ecuación 4.37 y el valor del área efectiva mostrado en la expresión 4.38.

$$C_T = \frac{\rho_L}{MM(\text{agua})} \tag{4.37}$$

$$a_w = a \cdot \left(1 - \exp \left[-1.45 \left(\frac{\sigma_P}{\sigma_L} \right)^{0.75} \left(\frac{L_w^*}{a \cdot \mu_L} \right)^{0.1} \left(\frac{L_w^{*2} \cdot a}{\rho_L^2 \cdot g} \right)^{-0.05} \left(\frac{L_w^{*2}}{\rho_L \cdot \sigma_L \cdot a} \right)^{0.2} \right] \right) \tag{4.38}$$

A partir de todos estos datos, se calcula tal y como muestra la ecuación 4.39 y 4.40, los coeficientes de película de transferencia de masa líquida (k_L) y gas (k_G) respectivamente.

$$k_L = \frac{0.0051 \left(\frac{L_w^*}{a_w \cdot \mu_L} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{-1/2} (a \cdot dp)^{0.4}}{\left(\frac{\rho_L}{\mu_L \cdot g} \right)^{1/3}} \quad (4.39)$$

$$k_G = \frac{K_5 \left(\frac{V_w^*}{a \cdot \mu_v} \right)^{0.7} \left(\frac{\mu_v}{\rho_v \cdot D_v} \right)^{1/3} (a \cdot dp)^{-2.0}}{\frac{RT}{a \cdot D_v}} \quad (4.40)$$

Dónde el valor de K_5 , en este caso es 5.23 ya que el diámetro de partícula es superior a 15 mm.

A continuación, se procede a calcular las alturas de transferencia por película de masa de gas (H_G) y líquida (H_L) con las expresiones 4.41 y 4.42 respectivamente. Hay que tener en cuenta que los caudales por área se han pasado a caudales molares por área (G_m y L_m)

$$H_G = \frac{G_m}{k_G \cdot a_w \cdot P} \quad (4.41)$$

$$H_L = \frac{L_m}{k_L \cdot a_w \cdot C_T} \quad (4.42)$$

Finalmente, se calculan las alturas globales de unidad de transferencia gas (H_{OG}) y líquida (H_{OL}), con las expresiones 4.43 y 4.44, respectivamente. Hay que tener en cuenta que el valor de “m” es el pendiente de la línea de equilibrio.

$$H_{OG} = H_G + m \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_L \quad (4.43)$$

$$H_{OL} = H_L + \frac{L_m}{m \cdot G_m} \cdot H_G \quad (4.44)$$

Se obtiene así un valor de “ H_{OG} ” de 10.3 m y un valor de “ H_{OL} ” de 0.340 m.

4.2.3.2.6 Cálculo altura de relleno

Para el cálculo de la altura de relleno necesaria en la columna, se han utilizado tres métodos para comprobar el resultado y escoger el más restrictivo.

- Método 1: Por transferencia de líquido. Por éste método, se calculan las unidades de transferencia líquidas con la ecuación 4.45 y juntamente con el valor encontrado de “ H_{OL} ”, se calcula la altura del relleno “Z” con la ecuación 4.46.

$$N_{OL} = \frac{1}{1 - \frac{Lm}{m \cdot Gm}} \cdot \ln \left[\left(1 - \frac{Lm}{m \cdot Gm} \right) \left(\frac{x_2}{x_1} \right) + \frac{Lm}{m \cdot Gm} \right] \quad (4.45)$$

$$Z = N_{OL} \cdot H_{OL} \quad (4.46)$$

- Método 2: Por transferencia de gas. Por éste método, se calculan las unidades de transferencia gas con la ecuación 4.47 y juntamente con el valor encontrado de “H_{OG}”, se calcula la altura del relleno “Z” con la ecuación 4.48.

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{m \cdot Gm}{Lm}} \cdot \ln \left[\left(1 - \frac{m \cdot Gm}{Lm} \right) \left(\frac{y1}{y2} \right) + \frac{m \cdot Gm}{Lm} \right] \quad (4.47)$$

$$Z = N_{OG} \cdot H_{OG} \quad (4.48)$$

- Método 3: Por cálculo de la HETP (Altura Equivalente de Platos Teóricos) y las etapas teóricas encontradas gráficamente. En primer lugar, se calcula el valor de HETP a partir de la expresión 4.49 y luego la altura “Z” con la 4.50.

$$\frac{HETP}{H_{OG}} = \frac{\ln \frac{m \cdot Gm}{Lm}}{\frac{m \cdot Gm}{Lm} - 1} \quad (4.49)$$

$$Z = HETP \cdot N_{etapas\ teóricas} \quad (4.50)$$

A continuación se muestra en la tabla 4.22, un resumen de los resultados obtenidos según los tres métodos de cálculo.

Tabla 4.22. Resumen de resultados altura de relleno.

Método	Valor de altura de relleno “Z” (m)
1	1.35
2	1.19
3	2.37

Se escoge el método 3 con un valor de altura de 2.37 m ya que es el más restrictivo.

Se debe destacar las siguientes consideraciones realizadas durante los cálculos:

- En un primer momento, los cálculos se hicieron para la situación 3, que era el peor de los casos, pero se requería un caudal muy grande de aire para realizar la operación de separación, no siendo viable para la planta. Además, el ratio FLV se salía del rango normal de trabajo mostrado en la figura 4.11 y no daba un porcentaje de *flooding* próximo al 80% (valor bibliográfico). Por estos motivos y jugando con estos tres parámetros (caudal de aire de entrada, valor de FLV y % *flooding*) se ha diseñado para la situación normal de operación (situación 2).
- Tal y como se observa en la figura 4.10, con un plato, prácticamente se obtiene la fracción de salida deseada en la situación 2. Para obtener un buen resultado de separación de CO₂ en la situación 3, con la misma columna, se ha diseñado con un plato más, para alcanzar un valor superior de fracción de salida por cabeza de columna. De esta forma, en la situación 2 se recupera un 99.9% de CO₂ y en la situación 3 un 93.8%, un valor suficiente para los requerimientos del cliente.
- Se ha contemplado aumentar el número de etapas, para mejorar la eficiencia de separación en la situación 3, pero teniendo en cuenta el valor de HETP, no sale rentable aumentar el coste del equipo, para la mejora que resulta en la fracción de separación de CO₂.
- Comentar también, que para una etapa el valor de “Z” calculado a partir del método 3, resultaba idéntico al valor calculado mediante el método 2. Ahora, sin embargo, se diferencian debido al sobredimensionamiento para adaptar la columna a la situación 3.

4.2.3.2.7 Cálculo del liquid holdup y el peso de la columna de relleno

Para terminar el dimensionamiento de la columna, hay que tener en cuenta la cantidad de líquido que se quedará como un fina película entre el relleno, aportando un peso extra a la columna, es decir el *liquid holdup* (h_L) (ref.28). Para calcularlo, se utiliza la expresión 4.51.

$$h_L = \left(12 \frac{N_{Fr_L}}{N_{Re_L}} \right)^{1/3} \left(\frac{a_h}{a} \right)^{2/3} \quad (4.51)$$

En esta ecuación, se requiere el cálculo previo de los parámetros que aparecen en ella, a partir de las ecuaciones 4.52, 4.53 y 4.54, teniendo en cuenta que el valor de C_h es un parámetro característico del relleno, en este caso tiene el valor de 0.528 (ref.27) y el valor de u_L , corresponde a la velocidad del líquido.

$$u_L = \frac{L}{\rho_L \cdot A} \quad (4.52)$$

Para el valor de “L” para la velocidad, se ha utilizado el caudal de la situación 3 para contemplar el peor caso.

$$\frac{N_{Fr_L}}{N_{Re_L}} = \frac{\frac{u_L}{a \cdot \mu_L}}{\frac{u_L^2 \cdot a}{g}} \quad (4.53)$$

Como el cálculo del valor de N_{Re_L} resulta inferior a 5, la fórmula utilizada para el cálculo del término a_h/a es la expresada en la ecuación 4.54.

$$\frac{a_h}{a} = C_h \cdot N_{Re_L}^{0.15} \cdot N_{Fr_L}^{0.1} \quad (4.54)$$

Se obtiene un valor de *liquid holdup* de 1.1 m³ de líquido/m³ de relleno. A partir de este valor, con el volumen del relleno y la densidad del líquido se obtiene la masa de líquido en la columna. A ésta se le suma la masa del propio empaquetado, obteniendo así la masa total de la columna que es de 539 kg.

Los datos obtenidos de diámetro, número de etapas, altura de etapa equivalente teórica (HETP), tipo de relleno y sus características, se utilizan en el programa Aspen Plus, para completar la simulación del proceso.

En el anexo A.6. se muestra la hoja de especificación de la columna diseñada.

4.2.3.3 Tanque de almacenamiento

La columna va anexada a un tanque [BA001] capaz de retener el volumen necesario por seguridad y operatividad de las bombas y del circuito, teniendo en cuenta los siguientes ítems:

- Tiene un volumen suficiente para almacenar en caso de fallo de bombas los 6 m³ de caudal de la planta de CO oxidación que vienen de forma discontinua y no se puede regular su entrada.
- Para asegurar la dilución, siempre se tiene un volumen de agua en el interior del tanque de 8.5 m³.
- Se ha contabilizado el volumen que, por regulación de nivel, ya habrá dentro del tanque si trabaja con una regulación al 50%.
- Finalmente se ha contemplado un volumen adicional superior para tener un margen operacional en caso de inundación del tanque.

Para distribuir el aire, que hará el *stripping* en la columna KA001, se instala un sistema de eyectores sumergidos en el tanque BA001.

A anexo A.7. se muestra la hoja de especificación del tanque BA001 que irá acoplado a la columna KA001. El tanque estará diseñado por el fabricante según la norma europea UNE-EN 12573-2:2000 (Tanques estáticos no presurizados de materiales termoplásticos). La empresa constructora *Chem resist* (ref.29) emplea un proceso de fabricación el cual no está restringido a diámetros fijos o alturas, por lo que se podrá adaptar al diseño estipulado.

4.2.3.4 Diseño bombas PA001-A y PA001-B

PA001-A y PA001-B son dos bombas en paralelo las cuales tienen la función de impulsar el líquido que sale de la columna por la línea [12] hacia el tanque 15B200. Al trabajar con aguas ácidas, es obligado que las bombas sean estancas y estén construidas de materiales resistentes a la corrosión. Por este motivo, se utilizan bombas de accionamiento magnético y con materiales plásticos. El diseño de estas bombas se ha realizado mediante el catálogo de la empresa *Richter Chemie-Technik* (ref.30).

Estas bombas trabajaran de diferente manera dependiendo de la situación en la que esté operando la planta (ver apartado 3.4. Balance de materia). En la situación 1 y 2 del proceso, estará en marcha únicamente la bomba PA001-A, ya que una bomba es suficiente para el caudal que se ha de impulsar; mientras que para la situación 3, como se ha de impulsar una cantidad de caudal más elevada, hace que con una sola bomba no sea suficiente. Por tanto en esta situación, las dos bombas actuarán en paralelo impulsando el líquido hacia el tanque 15B200.

Se ha de tener en cuenta que las situaciones 1 y 2 son las habituales de operación en la planta durante todo el año, por tanto, con el diseño propuesto se evita un sobredimensionamiento de las bombas, así como un ahorro energético importante. Además, en la situación 1 y 2, la

bomba que no está operativa actúa como bomba redundante, en el caso que falle la PA001-A. En la tabla 4.23 se pueden ver los caudales volumétricos de cada situación del proceso.

Tabla 4.23. Caudales volumétricos extraídos de Aspen Plus.

	Situación 1	Situación 2	Situación 3
Corriente	MDA	MDA + CO _{oxidacion}	MDA + CO _{oxidación} + fosas
Caudal (m ³ /h)	11.0	26.2	136
Bomba	PA001-A	PA001-A	PA001-A y PA001-B

4.2.3.4.1 Diseño bomba PA001-A en la situación 1 y 2

Para escoger el tipo de bomba se han de tener en cuenta los parámetros de diseño de ésta, que son el caudal y la altura manométrica que ha de proporcionar la bomba. Para realizar el cálculo de la altura manométrica se utiliza la ecuación de *Bernoulli* (4.54). A continuación se especifican los parámetros de diseño de la bomba PA001- A.

$$H (m) = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{v_B^2 - v_A^2}{2 \cdot g} + z_B - z_A + h_L \quad (4.54)$$

Tabla 4.24. Parámetros de diseño de PA001-A.

Parámetro	Valor
Caudal de agua (m ³ /h)	26.1
Altura manométrica (m)	16.0

4.2.3.4.1.1 Selección de la bomba

Una vez definidos los parámetros de diseño, se selecciona el tipo de bomba que se adecua a las necesidades del proceso mediante la figura de la familia de bombas

subministrada por el fabricante (*Richter*), (ver anexo A.8.1. Diseño de la bomba PA001-A en las situaciones 1 y 2).

4.2.3.4.1.2 Características de diseño de PA001-A

El modelo de bombas seleccionado es MNK/F 65-40-200. Este modelo se trata de una bomba centrífuga de tipo horizontal, de alta resistencia, con acoplamiento magnético, de una sola etapa, sin ningún sellado y revestida de plástico. Esta bomba dispone de un variador de frecuencia con el que puede cambiar la velocidad de rotación según se requiera (ref.31).

4.2.3.4.1.3 Características de operación

Una vez realizada la selección de la bomba centrífuga, a partir de la curva característica de esta, se obtiene el punto de operación de esta y diferentes parámetros operacionales: la selección del rodete, el NPSH requerido (m), el rendimiento (%) y la potencia de la bomba (kW). (Ver anexo A.8.1. Diseño de la bomba PA001-A en las situaciones 1 y 2).

Una vez obtenido el punto de operación de la bomba también se puede conocer mediante las ecuaciones (4.55) y (4.56) la potencia suministrada al fluido y la potencia de la bomba (de eje). Esta última, se compara con la obtenida gráficamente.

$$P_{fluido} = \rho g H Q \quad (4.55)$$

$$P_{bomba} = \frac{P_{fluido}}{\eta} \quad (4.56)$$

Para que no se produzca un fenómeno hidrodinámico llamado cavitación, es decir, que el líquido de entrada en las bombas se encuentre por debajo de su presión de vapor, el NPSH requerido ha de ser inferior que el NPSH disponible (4.57).

$$NPSH_{disponible} = \frac{P_1}{\rho \cdot g} + z_1 - H_f - \frac{P_s}{\rho \cdot g} \quad (4.57)$$

Tanto los parámetros de operación extraídos de la curva característica de la bomba, de su manual de operación, como los calculados numéricamente, son los mostrados en la tabla 4.25. Como se puede observar, la bomba PA001-A en las situaciones 1 y 2 del proceso, no presenta problemas de cavitación.

Tabla 1.25. Parámetros operacionales de la bomba PA001-A.

Parámetros	Valor	Parámetros	Valor
H (m)	21.0	Caudal (m ³ /h)	26.2
P bomba numéricamente (kW)	3.30	Potencia fluido (kW)	1.50
P bomba gráficamente (kW)	3.00	NPSH _d (m)	7.20
Rendimiento bomba (%)	50	NPSH _r (m)	1.70
Velocidad (rpm)	2000		

4.2.3.4.2 Diseño bombas PA001-A y PA001-B en la situación 3

La bomba PA001-A, que en la situación 2, trabaja a 2000 rpm, impulsando 26.1 m³/h, gracias al variador de frecuencia que tiene acoplado al motor, se fija que en la situación 3 trabaje a 2750 rpm e impulse un caudal máximo de 65 m³/h. Por tanto, la altura manométrica que proporcionará la bomba será de 31 m. Así mismo, la bomba PA001-B ha de ser capaz de impulsar un caudal de 71 m³/h con una altura manométrica igual a la de bomba PA001-A.

4.2.3.4.2.1 Selección de la bomba

Después de definir los parámetros de diseño, se selecciona el tipo de bomba que se adecua a las necesidades del proceso, mediante la figura de la familia de bombas suministrada por el fabricante (*Richter*), (ver anexo A.8.2. Diseño de las bombas PA001-A/B en la situación 3). En la siguiente tabla se muestran los parámetros de diseño de la bomba PA001-B.

Tabla 4.26. Parámetros de diseño de la PA001-B.

Parámetro	Valor
Caudal de agua (m ³ /h)	71.0
Altura manométrica (m)	32.0

4.2.3.4.2.2 Características de diseño de PA001-B

El modelo de bomba seleccionado es MNK/F 125-40-200. Este modelo se trata de una bomba centrífuga de tipo horizontal, de alta resistencia, con acoplamiento magnético, de una sola etapa, sin ningún sellado y revestida de plástico. Esta bomba dispone de un variador de frecuencia con el que puede cambiar la velocidad de rotación según convenga.

4.2.3.4.2.3 Características de operación

En este caso, el diseño a realizar es el de dos bombas en paralelo. Por tanto, el procedimiento de obtención de los parámetros de operación seguirá los siguientes pasos.

Primeramente mediante la curva característica de la bomba escogida, suministrada por el fabricante, se encuentra la ecuación de dicha curva para las dos bombas (4.59) y (4.60). En general esta ecuación se determina experimentalmente en un banco de ensayos, pero en este caso se obtendrá mediante el modelo matemático de los mínimos cuadrados (ref.32). Solo es

necesario ajustar el trozo de la curva característica donde se trabaja y aproximarla a la expresión (4.58).

$$H=c+\alpha Q^2 \tag{4.58}$$

$$\begin{cases} 44 = X + Y \cdot 0 \\ 31 = X + Y \cdot 65 \end{cases} \rightarrow H_{PA001-A} = 44 - 0.0030769 \cdot Q^2 \tag{4.59}$$

$$\begin{cases} 35 = X + Y \cdot 0 \\ 32 = X + Y \cdot 71 \end{cases} \rightarrow H_{PA001-B} = 35 - 0.000595 \cdot Q^2 \tag{4.60}$$

Seguidamente, como se trata de un sistema donde los accesorios y las alturas se mantienen constantes, se puede obtener una relación entre la altura de la bomba y el caudal que circula por el sistema. Esta relación se plasma en la ecuación de la curva característica del sistema estudiado (4.61). En la tabla 4.27 se observan los resultados obtenidos de “C1” y “C2”. Las ecuaciones del sistema de cada bomba se muestran en las ecuaciones 4.64 y 4.65.

$$H_{sistema} = C_1 + C_2 \cdot Q^2 \tag{4.61}$$

$$C_1 = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + \frac{1}{2 \cdot g} (v_2^2 - v_1^2) + (z_2 - z_1) \tag{4.62}$$

$$C_2 = \left[f \left(\frac{L}{D} + \sum \frac{L_e}{D} \right) + \sum k_j \right] \cdot \frac{8}{\Pi^2 \cdot D^4 \cdot g} \tag{4.63}$$

Tabla 4.27. Curva del sistema de las bombas PA001-A y PA001-B.

	PA001-A	PA001-B
C1	15	15
C2	0.00379	0.00337

$$H_{SPA001-A} = 15 + 0.00379Q^2 \quad (4.64)$$

$$H_{SPA001-B} = 15 + 0.00337Q^2 \quad (4.65)$$

Finalmente, se igualan las ecuaciones de la bomba (4.59) y (4.60) con las del sistema (4.64) y (4.65) y se obtiene un caudal y una altura manométrica que corresponde al punto de operación de las bombas en paralelo. Estos puntos de operación se muestran en las figuras 4.12 y 4.13.

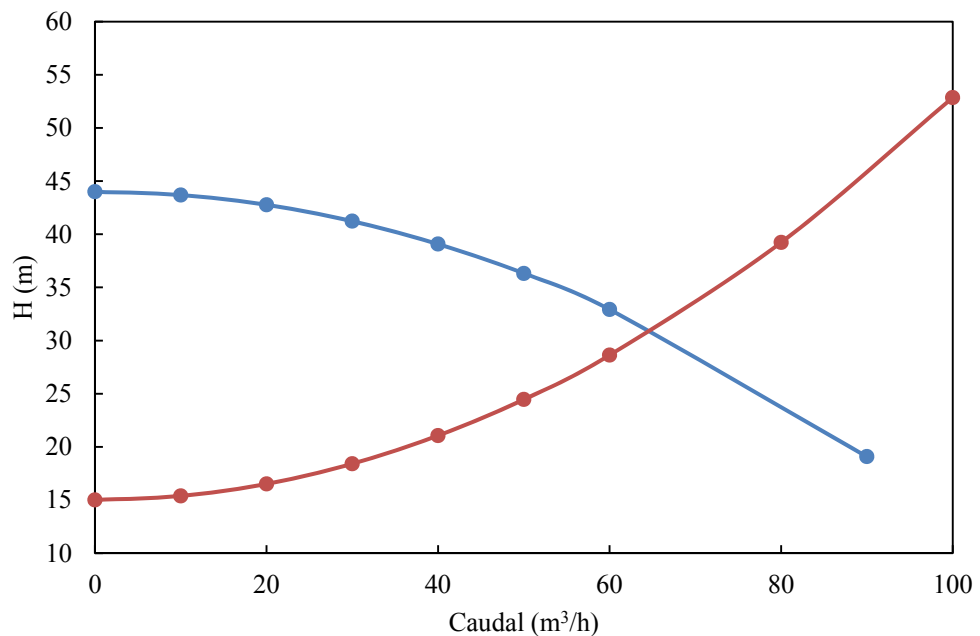


Figura 4.12. Punto de operación de PA001-A.

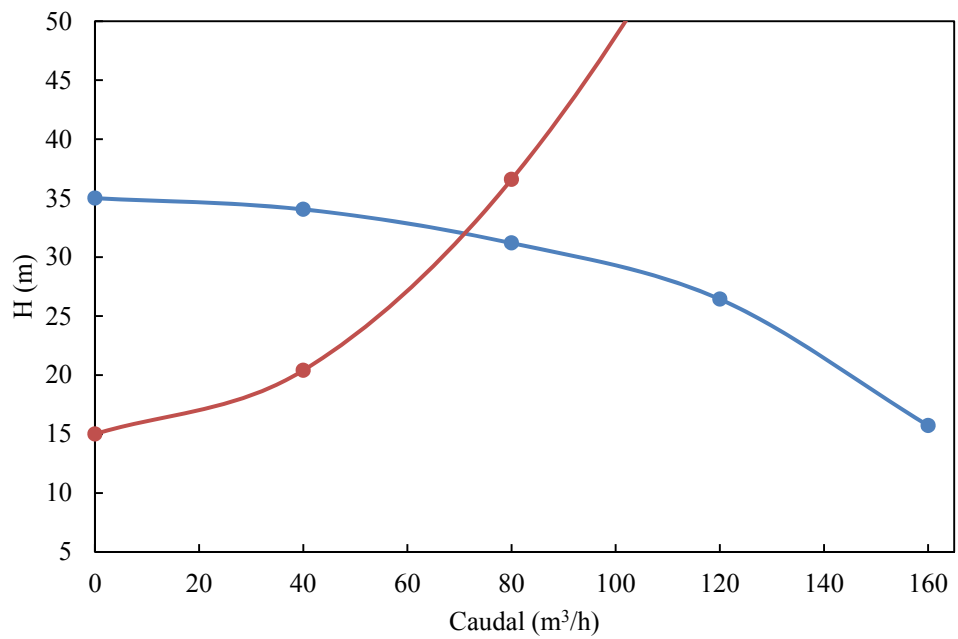


Figura 4.13. Punto de operación de PA001-B.

Como se ha descrito anteriormente, mediante las curvas características de ambas bombas, se obtienen diferentes parámetros los cuales se muestran en la tabla 4.28. Las curvas características de ambas bombas se muestran en el anexo A.8.2.

Tabla 2.28. Parámetros operacionales

Parámetros	PA001-A	PA001-B
H (m)	31.0	32.0
Caudal (m³/h)	65.0	71.0
P bomba numéricamente (kW)	11.2	12.6
P bomba gráficamente (kW)	12.0	13.0
Rendimiento bomba (%)	50.0	50.0
Potencia fluido (kW)	5.60	6.30
Velocidad (rpm)	2750	2500
NPSH _d (m)	6.56	6.50
NPSH _r (m)	5	3.00

4.2.3.4.3 Diseño bombas PA001-A y PA001-B para nivel mínimo de BA001

Se ha de tener en cuenta que como las bombas PA001-A y PA001-B están situadas en la salida del tanque BA001, se debe comprobar que no se produzca cavitación en el escenario en que el tanque opere en su nivel mínimo, es decir con 8.5 m³.

En este caso, únicamente estará operativa la bomba PA001-A la cual ha de mantener la misma altura manométrica que la calculada anteriormente, es decir 16 m (ver apartado 4.2.3.4.1. Diseño bomba PA001-A en la situación 1 y 2). Para ello, la bomba ha de operar a 1750 rpm.

En la tabla 4.29, se muestran los parámetros de operación extraídos de la curva característica de la bomba (ver anexo A.8.3. Diseño de la bomba PA001-A para el nivel mínimo de BA001.). Como se puede observar, no presentara problemas de cavitación.

Tabla 4.29. Parámetros operacionales de la bomba PA001-A.

Parámetros	Valor	Parámetros	Valor
H (m)	17.0	Caudal (m ³ /h)	8.50
P bomba numéricamente (kW)	1.33	Potencia fluido (kW)	0.400
P bomba gráficamente (kW)	1.30	NPSH _d (m)	5.90
Rendimiento bomba (%)	30.0	NPSH _r (m)	0.900

4.2.3.5 Diseño de la bomba PA002

PA002 es una bomba centrífuga sumergida la cual tiene la función de desalojar el agua de una fosa de 5 m³ por la línea [21] al tanque 15B200. Su diseño se realiza mediante el catálogo de la empresa *Tecnum*[®] ya que esta, comercializa bombas sumergidas de materiales plásticos.

4.2.3.5.1 Parámetros de diseño

Para escoger el tipo de bomba se ha de tener en cuenta los parámetros de diseño de esta, que son el caudal y la altura manométrica que ha de proporcionar.

Por un lado, se debe tener en cuenta que la bomba ha de desalojar en una hora el volumen de la fosa cuando este a su nivel máximo (5 m^3). En caso que se den lluvias torrenciales, la velocidad de vaciado de la fosa podría ser insuficiente, por este motivo se decide diseñar la bomba con un caudal de $30 \text{ m}^3/\text{h}$, lo que implica un vaciado de la fosa de 10 minutos.

Por otro lado, la altura manométrica que ha de proporcionar la bomba debe ser suficiente para impulsar el volumen de la fosa hacia el tanque 15B200. El fluido ha de superar las pérdidas de carga de las líneas [20] y [22], las pérdidas de carga del disco de orificio de la línea [21] y la altura geométrica desde la posición de la bomba hasta la entrada del tanque 15B200. En la tabla 4.30 se especifican los parámetros de diseño de la bomba PA002.

Tabla 4.30. Parámetros de diseño de la bomba PA002.

Parámetro	Valor
Caudal de agua (m^3/h)	30.0
Altura manométrica (m)	40.0

4.2.3.5.2 Selección de la bomba

Después de definir los parámetros de diseño, se selecciona el tipo de bomba que se adecua a las necesidades del proceso, mediante la figura de la familia de bombas suministrada por el fabricante *Tecnum*[®], (ver figura A.9.1 del anexo A.9. Diseño de la bomba PA002).

4.2.3.5.3 Características de diseño de PA002 (ref.33 y ref.34)

La bomba BTSSK 5.20 es de tipo centrífuga, vertical sumergida, de simple etapa, con boca de aspiración axial e impulsión radial y con una plataforma de apoyo del cuerpo de la bomba para su fijación a las vigas de la fosa. No precisa de cierre mecánico ya que el impulsor incorpora un sistema de contrapresión, que evita que el líquido ascienda por el eje. Cualquier gota de líquido saldría por los agujeros de la columna de la bomba, retornando al depósito antes de llegar a los rodamientos o al motor. La bomba no incluye ningún dispositivo que evite el retorno del líquido de la impulsión cuando se para el motor.

El líquido bombeado puede contener hasta un máximo de 7% de partículas sólidas no abrasivas de dimensiones inferiores a 0.5 mm y bombearse hasta una presión máxima de 1.5 veces el valor de la altura manométrica.

Referente al material de las diferentes secciones de la bomba: El rodete y el cuerpo de la bomba están en contacto con el fluido por tanto, están contruidos de material termoplástico y los demás componentes son de materiales de elevada resistencia tal y como se muestran a continuación.

Tabla 4.31. Material de las diferentes partes de la bomba PA002.

Parte de la bomba	Material	Norma
Cuerpo, rodete y tapas de la bomba	Polipropileno	-
Juntas	Viton	-
Ejes	Acero F-125	DIN-35 Cr Mo4
Tornillería	Acero inoxidable	AISI 304
Otras partes metálicas	Acero F-111	DIN CK15

4.2.3.5.4 Características de operación

Una vez realizada la selección de la bomba centrífuga se obtiene a partir de la curva característica (ver figura A.9.2. del anexo A.9. Diseño de la bomba PA002), el punto de operación de esta y diferentes parámetros mostrados en la tabla 4.32 y 4.33.

Tabla 4.32. Parámetros operacionales de la bomba PA002.

Parámetros	Valor	Parámetros	Valor
H (m)	40.0	Caudal (m ³ /h)	30.0
P bomba numéricamente (kW)	11.1	Potencia fluido (kW)	3.30
P bomba gráficamente (kW)	11.0	NPSH _d (m)	8.20
Rendimiento bomba (%)	30.0	NPSH _r (m)	3.00

Tabla 4.33. Parámetros técnicos de la bomba PA002.

Parámetros	Valor	Parámetros	Valor
H (m)	40.0	Caudal (m ³ /h)	30.0
Diámetro rodete (mm)	185	Nivel de ruido (dBA)	76.0
Diámetro aspiración (mm)	80.0	Velocidad (rpm)	2900
Diámetro impulsión (mm)	50.0	Voltaje (V)	380/660

En el anexo A.10 se muestran las hojas de especificación de las bombas diseñadas en este apartado.

4.3. Descripciones

4.3.1. Descripción funcional de proyecto

El proceso de eliminación de carbonatos, mediante la acidificación del agua con ácido clorhídrico al 32%, se trata de un proceso continuo. En este proceso, con un caudal de entrada de 11 m³/h (línea [2]), están circulando constantemente las aguas de MDA y cada 4-6 horas descargan las aguas de la planta CO oxidación con un caudal de 6 m³/h (línea [3]), es decir, en discontinuo. Pueden tener lugar 3 situaciones las cuales son:

- Situación 1: Aguas de la planta de MDA. Únicamente circulan las aguas de MDA por el circuito. No hay descarga de las aguas de oxidación de la planta de CO. En consecuencia, no hay entrada de aire ni de ácido clorhídrico.
- Situación 2: Aguas de oxidación de la planta de CO más las aguas de la planta de MDA. Se produce la descarga de las aguas de oxidación de la planta de CO que se diluyen junto con las aguas de MDA y recirculación (línea [8]) antes de añadir el ácido clorhídrico. Una vez en la columna de *stripping* el dióxido de carbono formado durante la reacción es arrastrado mediante aire.
- Situación 3: Aguas de oxidación de la planta de CO más fosas de la planta de CO y MDA. Únicamente se da esta situación los días en que llueve y las fosas del *site*, son vaciadas.

Cuando se introducen en el sistema las aguas de la planta de CO oxidación por la línea [2], se mezclan con las aguas de MDA en la línea [7] y con la corriente de recirculación (línea [18]) procedente del tanque BA001 en la línea [8], para diluir las aguas y disminuir la temperatura de la reacción de neutralización de la sosa, debido a que ésta es muy exotérmica. En la recirculación hay instalados dos analizadores de pH redundantes, A1001 y A1002, de los cuales solamente uno de ellos enviará una señal para realizar el control en cascada sobre el totalizador de caudal F1001 de la línea [1], que a su vez, regulará la apertura de la válvula

reguladora Y1001. Ambos analizadores, enviarán una señal a U1001 que actuará de selector en caso de obtener una diferencia de valores entre ambos de más de 0.4 puntos de pH.

Dado que se trata de un control muy delicado se ha instalado un control *feedforward* para conseguir una anticipación a un posible cambio brusco de pH. Por lo tanto, se ha instalado un totalizador de caudal, F1004, en la línea [8] que establecerá una acción correctiva sobre el control de la válvula Y1001 en caso de detectar una variación significativa de caudal.

Posteriormente, una vez homogeneizadas las aguas en la línea [8], se introducirán al mezclador estático MA001, donde se llevará a cabo las reacciones de acidificación con el ácido clorhídrico. Este mezclador estático está colocado verticalmente en el interior de la línea [8], cerca de la entrada de la columna KA001. Tiene una longitud de 0.8 m y está construido de acuerdo con la norma EN1092/11B1/PN16. Este mezclador tiene la función de homogeneizar tanto las aguas a tratar con las aguas ácidas, como la corriente que ha reaccionado. En este equipo ocurren las reacciones mostradas en el apartado 3.6. Estudio de simulación.

La reacción de neutralización de la sosa es prácticamente instantánea. En cuanto a la formación del dióxido de carbono se trata de una reacción de segundos. Cabe destacar, tal y como se ha comentado anteriormente, que la reacción de la neutralización de la sosa es altamente exotérmica.

Todas las reacciones tienen lugar en el mezclador, de forma que en la salida se ha formado todo el dióxido de carbono correspondiente a la eliminación de los carbonatos. Parte de este CO₂ queda disuelto en el agua y otra parte por solubilidad, se desprende en forma gas expandiéndose en la parte superior de la columna KA001. Para evitar que el CO₂ que ha quedado disuelto pueda hacer cavitación las bombas, en la columna KA001 se da un proceso de *stripping* con aire, que permite una separación de la mayoría del CO₂ presente en el agua.

En primer lugar se tranquilizan las aguas en una bandeja superior, para que el agua no tome caminos preferenciales y tener una mejor separación. La KA001 es una columna de relleno aleatorio (anillos *Pall* de polipropileno), con dos etapas teóricas de separación, un diámetro de 0.5 m, una altura de relleno de 2.37 m, un peso en lleno de 539 kg y un volumen de 0.6 m³. En la parte superior tiene una salida en forma de cuello de cisne, por donde se evacua todo el CO₂ separado y, a la vez, sirve de sistema de alivio de presión en los equipos KA001 y BA001. El aire utilizado para realizar el *stripping* (línea [4]), entra por la parte superior del tanque BA001, para facilitar la separación realizando un burbujeo en el tanque BA001 y así poder arrastrar el posible CO₂ no separado.

El aire proviene de un sistema cerrado a 7 bar_a, por ello se instalan dos discos de orificio para disminuir la presión a 1.75 bar_a y mediante una válvula reguladora, controlada por un transmisor de presión (P1001), se consigue ajustar la presión hasta la requerida en cada momento. Esta línea de aire [4], contiene un sifón de 7.5 m de altura el cual evita la contaminación del sistema de aire en caso de producirse un flujo inverso del agua del interior del tanque BA001.

Una vez se ha separado el CO₂, las aguas van a parar al tanque BA001, acoplado a la columna, donde se retiene un cierto volumen de agua. El volumen de este equipo es de 29.3 m³. El tanque estará diseñado según la norma europea UNE-EN 12573-2:2000 y tanto el espesor del tanque como el de la columna estarán diseñados de acuerdo con la norma *AD-Merkblatt* 2000.

El tanque BA001, dispone de tres controles de nivel. Para mantener el nivel en el rango de trabajo estimado, se ha instalado un transmisor de nivel, L1002, de radar guiado el cual mantendrá el nivel al 50% del nivel de trabajo fijado. Para mantener el nivel al 50%, es decir mantener un volumen de 18.5 m³, L1002 actuará sobre la válvula reguladora Y1004 situada en la línea [19] que permite la evacuación de producto hacia el tanque 15B200. Además, L1002 contiene dos alarmas, una de nivel bajo y otra de nivel alto acompañada de un

enclavamiento. Este enclavamiento actuaría sobre la válvula YD1001 de la línea [5] cerrándola y evitando así la entrada de aguas de MDA al sistema.

Los transmisores de nivel restantes, L1001 y L1003, han sido instalados por medidas de seguridad. El primero, L1001, en caso de que el nivel del tanque BA001 continuase aumentando estando Y1004 totalmente abierta, saltaría una alarma de nivel alto y actuaría su enclavamiento sobre la válvula *on/off* YD1003 de la línea [11] permitiendo la salida del fluido hacia el cubeto de retención. En el caso contrario, si el nivel disminuye por debajo del rango de trabajo establecido, saltaría la alarma de nivel bajo del transmisor L1003 y actuaría su enclavamiento sobre las bombas PA001-A/B, parándolas para prevenir su cavitación.

Seguidamente, por el fondo del tanque BA001 circula el agua tratada [línea 12] la cual se dirige hacia las bombas instaladas en paralelo PA001-A [13] y PA001-B [14]. Éstas, se tratan de dos bombas centrífugas horizontales, instaladas en paralelo y con acoplamiento magnético, esto último debido a que se trabaja con aguas ácidas.

Estas bombas trabajaran de diferente manera dependiendo de la situación de la planta en la que se opere. En la situación 1 y 2 del proceso, estará en marcha únicamente la bomba PA001-A ya que una bomba es suficiente para el caudal que se ha de impulsar, mientras que para la situación 3 del proceso, como se ha de impulsar una cantidad de caudal más elevada, una sola bomba no es suficiente. Por tanto, en esta situación las dos bombas actuarán en paralelo impulsando el líquido por la línea [17] hacia 15B200.

La bomba PA001-A, que trabajaba a 2000 rpm impulsando $26.1 \text{ m}^3/\text{h}$, gracias al variador de frecuencia que tiene acoplado al motor, se fija que en la situación 3 trabaje a 2750 rpm e impulse un caudal máximo de $65 \text{ m}^3/\text{h}$. Por tanto, la altura manométrica que proporcionará la bomba será de 31 m. Así mismo, la bomba PA001-B ha de ser capaz de impulsar un caudal de $71 \text{ m}^3/\text{h}$ con una altura manométrica igual a la de bomba PA001-A.

Se ha diseñado un cubeto de retención para que en el caso de producirse una fuga de producto en el mezclador MA001, columna KA001, tanque BA001 o en las bombas PA001-A/B no se produciría ningún impacto medioambiental. De este modo, el cubeto debe tener una superficie suficiente para abarcar toda el área de los equipos anteriormente nombrados y por otra parte, debe tener el volumen suficiente para poder contener la cantidad de líquido que podría almacenarse en KA001 y BA001. Finalmente, se obtiene un cubeto de 64 m² de superficie y de 48 m³ de volumen.

El cubeto presenta una rejilla a través de la cual todo el producto retenido en el cubeto va a una fosa. Esta fosa de 6 m³ de volumen contiene un transmisor de nivel, L1004, que permite que al alcanzar el nivel máximo de la fosa (5 m³), poner en marcha la bomba centrífuga PA002 y desalojar estos 5 m³ en 10 minutos y así evacuar todo el producto hacia el tanque 15B200 a través de la línea [22]. La potencia de la bomba PA002 es de 11 kW e impulsa el fluido a una altura manométrica de 4 bar_a. Esta potencia debe ser suficiente para superar las pérdidas de carga de las líneas [20] y [21], las pérdidas de carga del disco de orificio de la línea [21] y la altura geométrica desde la posición de la bomba hasta la entrada del tanque 15B200. Este disco de orificio, DO1003, instalado en la línea [21] permite recircular el caudal mínimo necesario para proteger la bomba PA002, el cual es de 2 m³.

4.3.2. Descripción de la instalación

La instalación descrita en este proyecto se encuentra en la zona de medio ambiente de la empresa Covestro S.L. tal y como muestra el diagrama *Plot plan* (ver apartado 4.1.4. Diagrama de implantación).

La planta de producción está estructurada en cinco niveles, tal y como muestra el diagrama isométrico (ver apartado 4.1.6. Isométrico). El primer nivel está situado bajo tierra (cota -3 m), en el cual se encuentra la fosa del proceso con la bomba sumergida para desalojar el agua de esta. El segundo nivel está situado a nivel del suelo (cota 0 m) y en él, se encuentra

el cubeto de retención con una altura de 0.75 m, con su accesibilidad correspondiente. En el interior del cubeto se encuentran los equipos con su correspondiente instrumentación. La entrada de aire necesario para el proceso de *stripping*, entra en el nivel 3 (cota 1.25 m). En cuarto lugar, la estructura del *rack* de tuberías que soporta el sistema de tuberías, forma el nivel 4 (cota 8 m) y finalmente, el quinto nivel corresponde a la altura de vertido de las aguas en el tanque 15B200 (cota 15 m).

En cada nivel hay una buena accesibilidad con las medidas de seguridad acordes, de forma que los operarios puedan acceder rápidamente a todas las partes de la instalación con facilidad y rapidez.

5. SEGURIDAD EN EL DISEÑO DE LAS INSTALACIONES

La finalidad de este estudio es poder cuantificar el riesgo que supone la nueva actividad implantada en el *site* para poder actuar, consecuentemente, con el propósito de reducir, evitar, prevenir e identificar posibles accidentes que se puedan producir en las instalaciones y actuar de forma adecuada en cada caso.

5.1. Seguridad de los procesos

5.1.1. Análisis de riesgo preliminar. Detección rápida y fiable del problema

En este apartado se realiza un Análisis Cualitativo de Riesgo (AQR) basado en la peligrosidad de las sustancias involucradas en el proceso, detectando las incompatibilidades entre ellas, que puedan provocar situaciones de riesgo en los equipos del proceso tales como incendios, explosiones, etc.

En este Análisis Cualitativo de Riesgo se evaluarán los escenarios de riesgo más significativos del proceso mediante la metodología HAZOP (*Hazard and operability*). Esta metodología permitirá mejorar la seguridad de la instalación previniendo posibles accidentes mediante el diseño del control o detectando posibles problemas en el diseño del proyecto antes de su implantación.

5.1.1.1 Substancias afectadas

Inicialmente, se clasifican las sustancias peligrosas presentes en el proceso según dicta la normativa del Real Decreto 948/2005.

Tabla 5.1. Clasificación de las sustancias peligrosas involucradas en el proceso según el Real Decreto 948/2005.

Sustancia	Categoría
Ácido clorhídrico	Tóxico y corrosivo

La ficha internacional de seguridad química establecida por el INSHT (Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo), se muestra en el anexo A.11.

5.1.1.2 *Evaluación de los riesgos del proceso*

A continuación en la tabla 5.2 se muestra el HAZOP realizado (ref.35). A partir de las acciones a emprender surgidas del estudio, se incorporarán estos elementos de control en el diagrama *P&ID* (ver apartado 4.1.5. Diagrama de tuberías e instrumentación).

Tabla 5.2. Evaluación de los riesgos del proceso mediante la metodología HAZOP.

Palabra guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Acciones a emprender
Más	Más nivel en BA001.	Fallo controlador L1001. Lee menos nivel del real. Fallo bomba PA001-A/B	Inundación del relleno de la columna. Disminución de la capacidad de separación del CO ₂ .	Poner alarma nivel alto en L1001 con enclavamiento a la válvula de <i>on/off</i> VD001. Diseñar un cubeto para la retención del líquido.
Menos	Menos nivel en el fondo de BA001.	Fallo controlador L1003. Lee un nivel mayor del real. Fallo bomba PA001-A/B. Aspira más caudal del necesario.	Posible cavitación de las bombas. Posible deterioro del cierre mecánico con posibilidad de fuga de producto.	Poner alarma nivel bajo en L1003 con enclavamiento en la bomba PA001-A/B para ordenar su parada y así evitar la cavitación de estas.
No	No flujo de HCl.	Falta de alimentación. Funcionamiento incorrecto del analizador de pH A1001. Funcionamiento incorrecto del control en cascada sobre la válvula Y1001.	No eliminación de los carbonatos. Posible obstrucción de las bombas. No hay consecuencias de seguridad.	Alarma de pH por encima de 9. Poner antisalpicaduras en las conexiones.
		Posible fuga en Y1001.	Contaminación del medio.	

Tabla 5.2. Evaluación de los riesgos del proceso mediante la metodología HAZOP (cont.).

Palabra guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Acciones a emprender
No	No flujo de aguas de MDA.	Falta alimentación. Fallo de la válvula YD1001 por cierre.	No dilución de las aguas de oxidación provenientes de la planta de CO a excepción de si se produce vaciado de fosas de CO oxidación. No consecuencias de seguridad.	
	No flujo de aguas de CO oxidación	Falta alimentación.	No consecuencias de seguridad.	
	No flujo reciclo	Fallo en bomba PA001-A/B.	No se asegura la dilución. No consecuencias de seguridad.	Instalar una bomba redundante.
		Fuga de producto en válvula Y1003.	No se asegura la dilución. Posible contaminación del medioambiente.	Poner antisalpicaduras en las conexiones.
Menos	Menos flujo de HCl	Ídem no flujo		
	Menos flujo de aguas de MDA	Ídem no flujo		
	Menos flujo de aguas CO oxidación	Ídem no flujo		
	Menos flujo reciclo	Ídem no flujo		

Tabla 5.2. Evaluación de los riesgos del proceso mediante la metodología HAZOP (cont.).

Palabra guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Acciones a emprender
Más	Más flujo de HCl.	Funcionamiento incorrecto del analizador de pH A1001. Fallo válvula de control Y1001, queda totalmente abierta	Acidificación del agua del proceso. No consecuencias de seguridad.	Poner alarma de pH por debajo de 4.
	Más flujo de aguas de MDA.	Descarga de agua de fosas de la planta de MDA	Aumento del nivel de BA001. No consecuencias de seguridad.	
	Más flujo de aguas CO oxidación	Vaciado de agua de fosas de la planta de CO oxidación.	Aumento del nivel de BA001. No consecuencias de seguridad.	
	Más flujo reciclo	Válvula de control Y1003 queda totalmente abierta.	(Estudiado en más nivel en BA001)	
Inverso	Flujo inverso de agua en la línea del aire.	Diferencia de presiones.	Inundación de la línea de aire.	Diseñar un sifón para esta línea.
Más	Más presión en KA001.	No se observa ya que no se contempla la obstrucción de la salida de aire a la atmosfera.		

Tabla 5.2. Evaluación de los riesgos del proceso mediante la metodología HAZOP (cont.).

Palabra guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Acciones a emprender
Más	Más presión en línea de alimentación de aire.	Mal control de la válvula Y1002. Fuego externo.	Incremento de la presión en la línea de aire pero sin llegar a superar la presión de diseño de la tubería. No consecuencias de seguridad.	
	Más presión en la aspiración de la bomba PA001-A/B.	No se observa dado que no se contempla una posible obstrucción del cuello de cisne.		
Menos	Menos presión en KA001.	No se observa.		
	Menos presión en la aspiración de la bomba PA001-A/B.	Menos fluido en la línea de aspiración.	Posibilidad de cavitación de la bomba PA001-A/B. No consecuencias de seguridad.	
Más	Más temperatura en MA001.	Reacción muy exotérmica, mala dilución de las aguas de CO oxidación.	Aumento de la temperatura sin sobrepasar la temperatura de diseño de los equipos y tuberías. No consecuencias de seguridad.	

Tabla 5.2. Evaluación de los riesgos del proceso mediante la metodología HAZOP (cont.).

Palabra guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Acciones a emprender
Más	Más temperatura en KA001 y BA001.	Fuego externo.	Disminución de la solubilidad de los carbonatos por encima de 42°C, con posible formación de precipitados si las aguas del tanque 15B200 se encuentran en el punto de saturación. No consecuencias de seguridad.	
Menos	Menos temperatura	No se observa.		
Composición diferente	Composición diferente en la alimentación de KA001.	Mayor composición de carbonatos en la alimentación.	No consecuencias de seguridad.	
No <i>utilities</i>	No entrada aire	Falta alimentación. Fallo control válvula Y1002.	No se produce el <i>stripping</i> en KA001, no produciéndose el desprendimiento de CO ₂ deseado. No consecuencias de seguridad.	

5.1.1.3 Diseño de un sifón para la línea de aire

Del análisis realizado se ha derivado al diseño de un sifón, el cual asegure la protección y no contaminación de la línea de aire a causa de un retroceso del agua del tanque BA001 y columna KA001.

El sifón físicamente se basa en los vasos comunicantes, nombre que recibe un conjunto de recipientes, en este caso el tanque BA001 y la línea de aire 4, comunicados por la parte inferior y que permiten que el líquido que está en reposo alcance el mismo nivel en ambos recipientes, sin influir la forma y el volumen de estos. Este hecho se debe a que la presión atmosférica y la gravedad son constantes en cada recipiente, por lo tanto la presión hidrostática siempre es la misma.

De esta manera, para asegurar que el líquido estanco en el tanque BA001 no contaminará la línea de servicio de aire, el sifón tendrá que tener una altura superior a la altura máxima que se podría alcanzar en el tanque BA001, la columna KA001 y el cuello de cisne juntos. Por lo tanto, se concluye que se deberá diseñar un sifón de 7.5 m.

5.1.1.4 Diseño de un cubeto de retención

Con la finalidad de eliminar los riesgos identificados y no producir una contaminación del medio, del análisis realizado, se ha derivado al diseño de un cubeto de retención para posibles fugas en el mezclador MA001, la columna KA001, el tanque BA001 y/o las bombas PA001-A/B.

Para el diseño del cubeto, aunque no aplica directamente ya que no se trata de un tanque de almacenamiento, se ha tomado como referencia el ITC MIE-APQ-6 para el almacenamiento de líquidos corrosivos (ref.36). Según este reglamento, se debe dejar una distancia mínima

horizontal entre la pared mojada del recipiente y el borde inferior de la coronación del cubeto de 1 m.

Por tanto, teniendo en cuenta la restricción anterior y que las dimensiones del cubeto deben abarcar la superficie de los equipos que contiene, se obtiene el área necesaria, la cual se muestra en la tabla 5.1.

El volumen mínimo corresponde al necesario para la retención de la capacidad total que presenta la KA001 y el BA001. Fijando una altura de 0.75 m, se obtiene un volumen real sobredimensionado un 160% respecto al volumen mínimo necesario. Las dimensiones de éste se pueden observar en la tabla 5.1.

Por medidas de seguridad y de mantenimiento, el cubeto presentará dos accesos señalizados, uno normal y otro de emergencia, los cuales dispondrán de buena accesibilidad desde cualquier punto interior o exterior de éste.

Tabla 5.1. Dimensiones del cubeto de retención diseñado.

V_{\min} (m ³)	Altura (m)	Anchura (m)	Longitud (m)	A_{cubeto} (m ²)	V_{real} (m ³)
30.0	0.750	8.00	8.00	64.0	48.0

El fondo del cubeto tendrá una pendiente mínima de un 1%, de tal forma que todo el producto derramado se dirija rápidamente hacia una zona del cubeto específica, donde en este caso se ha diseñado una fosa conectada al cubeto a través de una rejilla. De dicha fosa se irá evacuando todo el producto hacia el tanque 15B200. Las dimensiones de la fosa se muestran en la tabla 5.2.

Tabla 5.2. Dimensiones de la fosa diseñada para la evacuación del producto retenido en el cubeto.

Altura (m)	Anchura (m)	Longitud (m)	V _{real fosa} (m ³)
3.00	1.00	2.00	6.00

5.1.2. Zonas ATEX (Atmosfera explosiva)

Las zonas ATEX, atmosfera explosiva, se establecen según la directiva 94/9/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de marzo de 1994, relativa a la aproximación de las legislaciones de los Estados miembros sobre los aparatos y sistemas de protección para uso en atmosferas potencialmente explosivas (ref.37).

La única sustancia peligrosa que forma parte del proceso diseñado es el ácido clorhídrico, al 32%. Según su ficha internacional de seguridad establecida por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo (INSHT), mostrada en el anexo A.11, el ácido clorhídrico no se trata de un líquido explosivo. Por lo tanto, no hay riesgo de que se produzca una atmosfera explosiva.

Esta instalación quedará exenta de zona ATEX. Aun así, los motores y la instrumentación se ha diseñado como ATEX, tipo II, con el objetivo de unificar los recambios y que no haya posibilidad de error.

6. DOCUMENTACIÓN AUTORIZACIÓN AMBIENTAL

6.1. Descripción de la actividad proyectada

Se plantea la instalación de una nueva etapa en el *site* (ver apartado 4.1.4. Diagrama de implantación *Plot Plant*) con el fin de eliminar los carbonatos presentes en la corriente de la etapa de oxidación de la planta de CO. La eliminación de los carbonatos se realiza mediante la acidificación de las aguas con HCl concentrado al 32%, que procede del mismo *site*. Se obtendrá el agua tratada y una corriente de gas con un gran contenido de CO₂. La nueva instalación constará de un mezclador estático (MA001), donde se lleva a cabo la reacción, una columna de *stripping* (KA001), un tanque (BA001) y tres bombas (PA001 A/B y PA002).

Las aguas de MDA descargan en continuo y pasarán siempre por el sistema. Cada 4 o 6 h llegarán 6 m³ de agua de oxidación de la planta de CO, con un elevado contenido de carbonatos (ver apartado 3.1.1. Especificación de la alimentación), las cuales se descargarán en 1 hora.

6.2. Identificación y evaluación de las emisiones en el aire, agua y suelo

6.2.1. Emisiones atmosféricas

La corriente gaseosa emitida a la atmosfera será de 617 kg/h con una composición másica de 44.8% de N₂, 40.2% de CO₂, 11.9% de O₂ y 3.1% de vapor de agua.

6.2.2. Emisiones líquidas

No se prevén nuevas emisiones líquidas, respecto el proceso actual. Las aguas tratadas serán enviadas al tanque 15B200 que posteriormente desemboca al mar, con un caudal máximo de 150 m³/h (ref.1), a través del emisario conjunto.

6.2.3. Emisiones en el suelo

No se prevén emisiones en el suelo. En caso de rotura accidental de cualquier equipo o sobrellenado del tanque BA001, se dispone de un cubeto y una fosa donde se recoge el vertido y éste es enviado al tanque 15B200 mediante la bomba PA002.

6.3. Identificación y evaluación de los residuos sólidos producidos

No se prevé la producción de residuos sólidos para esta nueva actividad (ver apartado 3.4. Balance de materia).

6.4. Consumo de energía y de recursos naturales

El consumo de energía de la etapa de bombeo es de 71.3 kWh/año. No se prevé el uso de recursos naturales para operar la nueva instalación.

6.5. Generación de gases de efecto invernadero

Se prevé la emisión a la atmósfera de 248 kg/h de CO₂.

Según la ley 13/2010, de 5 de julio, por la que se modifica la ley 1/2005, de 9 de marzo por la que se regula el régimen del comercio de derechos de emisión de gases de efecto

invernadero (ref.38), la emisión de CO₂, derivada de la neutralización con HCl de las aguas de oxidación de la planta de CO, no está sujeta al régimen de emisiones de CO₂, al tratarse de una actividad no incluida en el Anexo I de dicha ley. Así pues, no existe limitación de emisión de CO₂ ni en concentración ni en cantidad.

6.6. Otros impactos

6.6.1. Ruidos

No se espera un cambio sustancial en las emisiones sonoras del emplazamiento. Se cumplirá con los valores de inmisión acústica establecidos en el mapa de capacidad acústico del municipio de la Canonja.

6.6.2. Vibraciones

No se espera un cambio sustancial en las vibraciones del emplazamiento. Se cumplirá la normativa sectorial vigente que sea de aplicación y, en su defecto, en ninguno de los casos serán perjudiciales ni molestas para terceros.

6.6.3. Olores

No se espera un cambio sustancial en los olores del emplazamiento. Sin embargo, eventualmente pueden aparecer episodios de olor debido a un fallo en la etapa de oxidación de la planta de CO.

6.6.4. Luz

No se espera un cambio sustancial en las emisiones lumínicas del emplazamiento.

7. MANTENIMIENTO DE LAS INSTALACIONES

El mantenimiento de las instalaciones es un factor clave para un buen funcionamiento y fiabilidad de la planta, aumentando así la vida útil de los equipos, tuberías e instrumentación. Se ha realizado un estudio, analizando la criticidad de los equipos según la matriz de riesgo, que cruza la probabilidad de fallo y consecuencia de éste. Según la criticidad obtenida, se ha planteado un tipo de mantenimiento u otro.

7.1. Tipología de mantenimiento (ref.39)

En este estudio se habla de cuatro tipos de mantenimiento: preventivo, predictivo, proactivo y correctivo. El mantenimiento correctivo se pretende minimizar, por lo que se proponen medidas del resto de mantenimientos. A continuación se describen las características principales de cada uno de ellos, valorando los aspectos más relevantes para tener consciencia en qué situación son recomendables.

7.1.1. Mantenimiento preventivo

Este tipo de mantenimiento, también conocido como mantenimiento preventivo planificado, se basa en mantener un nivel de servicio determinado en la instalación, programando intervenciones como: limpiezas, ajustes, cambios de aceites, de rodamientos, lubricación, re-aprietes, etc., de los puntos vulnerables de la planta, aunque el equipo no haya dado ningún síntoma de fallo. Se lleva a cabo de forma periódica según el plan de mantenimiento preventivo establecido, según su criticidad y no depende de la demanda de los operarios o usuarios. Su coste y tiempo de realización son conocidos.

7.1.2. Mantenimiento predictivo

En este mantenimiento se evalúa la condición en la que se encuentran los equipos a partir del estudio de variables representativas del estado y operatividad de estos como temperatura, composición, vibración, consumo energético, etc., por ejemplo, la medición de vibraciones en equipos rotativos y/o tuberías para conocer su estado y comportamiento dinámico. Pretende buscar un indicativo de un fallo, mucho antes de que éste ocasione rotura, conocer cómo evolucionará en el futuro y, con esto, realizar las actividades necesarias para evitar el fallo del equipo. Se consigue programar un cambio o reparación en el momento de máximo coste efectivo, antes de que se averíe. Requiere unos medios tecnológicos y técnicos avanzados que permitan establecer las condiciones del equipo.

7.1.3. Mantenimiento proactivo

Este mantenimiento se basa en todos los trabajos necesarios para devolver a las condiciones iniciales de funcionamiento a un activo, tras detectar un indicativo de fallo. Por ejemplo, la reparación de una bomba que está en funcionamiento en condiciones normales pero que muestra altos valores en el análisis de vibraciones. Se corresponde a los trabajos resultantes tras realizar un mantenimiento predictivo. Es un mantenimiento de mejora continua muy organizada. Requiere de una inversión elevada pero es el que proporciona más seguridad y fiabilidad de las instalaciones y un ahorro de costes de mantenimiento a medio plazo.

7.1.4. Mantenimiento correctivo

Este mantenimiento se aplica cuando se produce algún error en el sistema, por avería o rotura. Conlleva un paro del proceso, disminuyendo las horas de productividad. Es impredecible en cuanto a su magnitud de daños, de trabajo y a sus gastos, es desorganizado y normalmente hay que aplicarlo en el momento del fallo para recuperar la operatividad del

proceso. Requiere de un personal preparado para realizar la tarea lo más rápido posible y minimizar el riesgo.

Hoy en día, se pretende erradicar el mantenimiento correctivo ya que tiene altos riesgos incontrolados y puede tener graves consecuencias. En cambio, se pretende realizar un mantenimiento preventivo-predictivo adecuado a la criticidad de cada equipo y en una medida adecuada.

7.2. Análisis de riesgo

Se han analizado los equipos en la matriz de riesgo según el grado de criticidad que puede presentar su fallada y la probabilidad de que ocurra. Seguidamente se han identificado las operaciones de mantenimiento adecuadas para minimizar el riesgo en cada caso. La matriz que se presenta está basada en un método gráfico del riesgo basado en la fórmula 7.1.

$$\text{Riesgo} = \text{Probabilidad de amenaza} \cdot \text{Magnitud de daño} \quad (7.1)$$

La probabilidad de amenaza puede tomar los siguientes valores: Muy probable (5) con una tasa de fallo superior al 80%; Probable (4) con una tasa de fallo entre el 10 y el 80%; Posible (3) con una tasa de fallo entre 1 y 10%; Improbable (2) con una tasa de fallo entre 0.01 y 1% y Muy improbable (1) con tasa de fallo inferior al 0.01%. Por ejemplo, una tasa de fallo de un 1% representa que de cada 100 veces que está en producción, se produce 1 fallo.

Los factores de fallo de los equipos considerados como amenaza son: pérdida de producción, coste de reparación, medio ambiente y seguridad y salud. En la tabla A.12.1 del anexo A.12, se muestran las amenazas según su probabilidad y factor de fallo.

No se contempla un fallo de pérdida de producción ya que en este caso no aplica.

Finalmente, el riesgo está agrupado en 4 rangos, en diferentes colores, para su mejor visualización: Riesgo no aceptable (muy alto) en rojo, riesgo no aceptable (alto) en amarillo, riesgo aceptable (medio) en verde y riesgo aceptable (bajo) en blanco. Según las definiciones descritas, la matriz resulta tal y como se muestra en la figura A.12.1 del anexo A.12.

Una vez definidos los parámetros, los equipos a estudiar serán el mezclador estático MA001, la columna de *stripping* KA001, el tanque BA001, las bombas PA001-A/B y PA002, el analizador de pH A1001/A1002 y las válvulas controladoras Y1001, Y1002, Y1003 y Y1004. En el anexo A.12 se muestra un análisis individual del riesgo de cada equipo y las medidas de mantenimiento a aplicar acorde a su nivel de riesgo.

A continuación se expone la tabla 7.1, la cual contiene un resumen de los parámetros analizados. Seguidamente en la figura 7.1, se muestra la representación de los equipos según su riesgo, en la matriz una vez realizado el estudio.

Tabla 7.1. Resumen del análisis de riesgo de los equipos de proceso.

Riesgo	Probabilidad de amenaza	Magnitud de daño	Valor de riesgo	Nivel de riesgo
MA001	1	3	3	Bajo
KA001	3	3	9	Medio
BA001	3	3	9	Medio
PA001-A	3	3	9	Medio
PA001-B	3	3	9	Medio
PA002	3	3	9	Medio
A1001/A1002	5	2	10	Alto
Y1001	2	3	6	Medio
Y1002	2	3	6	Medio
Y1003	2	3	6	Medio
Y1004	2	3	6	Medio

	Muy improbable <0.01 %	Improbable 0.01% - 1%	Posible 1% - 10%	Probable 10%-80%	Muy probable >80%	
A						Catastrófico
B						Muy grave
C	MA001	Y1001, Y1002, Y1003 y Y1004	KA001, BA001, PA001-A/B, PA002			Grave
D					A 1001/2	Algo grave
E						Nada grave
	1	2	3	4	5	

Figura 7.1. Matriz de riesgo con los equipos representados según su riesgo.

8. POSIBLES MEJORAS DEL PROCESO

Después de realizar el diseño de la columna de *stripping* (KA001), dado que en la situación 3 el porcentaje de eliminación de dióxido de carbono es del 94.1 %, se plantean dos alternativas al cliente para aumentar dicho porcentaje hasta el 98 % (ver apartado 4.2.3.2. Columna de *stripping*).

8.1. Alternativa 1: calentar corriente de aire

La primera alternativa consiste en calentar el aire (corriente 4) con el objetivo de disminuir la constante de solubilidad del dióxido de carbono y ayudar a que éste se desprenda. Los resultados obtenidos del estudio de la alternativa se muestran en la tabla 8.1.

Tabla 8.1. Porcentaje de eliminación de dióxido de carbono obtenido aumentando la temperatura del aire (corriente 4).

Temperatura final (°C)	% eliminación de CO ₂
35.0	94.144
45.0	94.145
55.0	94.146
65.0	94.147
75.0	94.148

Tal y como se puede observar en la tabla 8.1 no hay una gran mejoría en la separación. Esto puede ser debido al elevado volumen de líquido a tratar, frente a la cantidad de aire que se inyecta en la columna. Por ello, se descarta dicha alternativa.

8.2. Alternativa 2: calentar la corriente 7

La segunda alternativa consiste en calentar la corriente de salida del mezclador estático (MA001) (corriente 7) en la situación anteriormente citada (situación 3). Los resultados obtenidos del estudio de la alternativa se muestran en la tabla 8.2.

Tabla 8.2. Porcentaje de eliminación de carbonatos obtenido aumentando la temperatura de la corriente 7 de proceso.

Temperatura final (°C)	% eliminación de CO ₂
37.0	96.7
40.0	97.3
45.0	98.2
50.0	98.9

La eliminación del dióxido de carbono es mayor a medida que aumenta la temperatura de la corriente 7. A 45.0 °C se consigue un porcentaje de eliminación de carbonatos del 98.2 %.

Para aumentar la temperatura de la corriente 7 de proceso, sería necesario el uso de un intercambiador de tubos y carcasa, donde la corriente de proceso debería circular por tubos. Al contener cierta cantidad de ácido clorhídrico sería necesario que los tubos fueran de un material con un gran contenido en molibdeno como el *Hastelloy*, una superaleación de níquel-molibdeno-cromo con adición de tungsteno diseñada para tener una excelente resistencia a la corrosión.

Debido al elevado coste de inversión del intercambiador, su posterior coste en mantenimiento, su baja frecuencia de uso (únicamente se utilizará en la situación 3) y la mejora, en el porcentaje de eliminación de dióxido de carbono, no es de vital importancia para el cliente, se procede a descartar la alternativa estudiada.

9. ESTUDIO ECONÓMICO

En este informe se detalla la estimación de costes que supondrá la realización e instalación del proyecto presentado, en el cual se tienen en cuenta todos los equipos, instrumentación y tuberías ya que finalmente se ha optado por sustituir toda la unidad.

La modificación de la planta existente se lleva a cabo para cumplir con los límites de vertido al mar que marca la legislación medioambiental. Así mismo y a diferencia de otros proyectos, el estudio económico es simplemente orientativo y la puesta en marcha de éste no depende de su viabilidad económica.

9.1. Presupuesto de ejecución del proyecto

Seguidamente, se realiza una estimación previa de los costes que ocasionaría la construcción y ejecución del proceso planteado, la inversión total de capital (I_{TC}). Ésta se compone por el capital necesario para alimentar las instalaciones y la planta requerida, el cual se denomina capital fijo (I_{FC}) y por el capital trabajo (I_{WC}), que representa el capital necesario para la instalación de los equipos del proceso incluyendo todos los componentes necesarios para la operación completa del proceso.

Existen diferentes métodos para estimar el capital fijo. El método utilizado en este caso consiste en una relación de porcentajes en base al coste del equipamiento necesario. En primera instancia, se ha realizado la estimación bibliográfica (ref.40) de los precios de los diferentes equipos. Los precios encontrados datan del año 2002. Teniendo en cuenta el índice anual de inflación (ref.41) se actualizan los precios al año 2015. El coste total de los equipos presentes en el proceso se muestra en la tabla 9.1.

Tabla 9.1. Precio de los equipos presentes en el proceso para el año 2015.

Equipo	Precio (€)
MA001	2,200
KA001	13,600
BA001	5,200
PA001-A	2,900
PA001-B	3,500
PA002	3,250
Total	30,600

Una vez estimado el precio de los equipos instalados, se procede al cálculo de la inversión en capital fijo (ver Anexo 13.Estudio económico) y la inversión en capital de trabajo. Posteriormente se calcula la inversión total de capital los resultados obtenidos se muestran en la tabla 9.2.

Tabla 9.2. Resumen de la inversión total de capital.

Concepto	I _{FC}	I _{wc}	I _{TC}
Coste (€)	105,123	15,768	121000

9.2. Estimación de costes de producción

Otro componente principal de un análisis económico es la estimación de los costes de producción asociados con la operación diaria de la planta. Este coste de producción (COM), está compuesto por los costes directos de producción (DMC), los costes fijos de producción (FMC) y los gastos generales (GE) (ver Anexo 13.Estudio económico).

9.2.1. Costes de producción directa

Los costes de producción directa (*Direct Manufacturing Costes*) representan los gastos de operación que varían en relación a la producción. Los resultados obtenidos son mostrados en la tabla 9.5.

9.2.1.1 *Materia prima*

El coste de operación más elevado es el coste de la materia prima (C_{RM}), en este caso, el coste del ácido clorhídrico. Aunque el ácido clorhídrico se obtenga de la misma empresa, ya que se trata de un subproducto en exceso, se calcula el coste aproximado que supondrá para la propia empresa el suministro de éste, para la nueva etapa de neutralización, dado que son beneficios que se dejan de obtener. En la tabla 9.3 se muestra un resumen de la estimación de consumo de ácido clorhídrico.

Tabla 9.3. Estimación precio materia prima.

Materia prima	Cantidad (T/año)	Coste unidad (€/T)	Coste (€/año)
Ácido clorhídrico	22000	50	181,000

9.2.1.2 *Utilities*

Posteriormente, se calcula el coste de las *utilities* durante el periodo de un año. Se tiene en consideración el consumo eléctrico de PA001-A, bomba principal del proceso. Por otro lado, para determinar el consumo de las bombas PA001-B y PA002, se ha considerado que trabajan únicamente los días de lluvia en Tarragona, las 24 horas del día, ya que la puesta en marcha de estas, suele coincidir con el vaciado de fosas.

Además se calcula el aire comprimido necesario para la instrumentación y para realizar el *stripping* en la columna KA001. Dado que no se puede predecir con exactitud la

variación del precio de las *utilities*, se supondrá como constante. En la tabla 9.4 se muestra un resumen del coste de éstas.

Tabla 9.4. Resumen del coste de las *utilities*.

<i>Utilities</i>	Unidad	Cantidad anual	Coste anual (€)
Aire comprimido	m ³ /h	290	34700
Energía eléctrica	kWh	25.9	7160
Total			42000

9.2.1.3 *Mano de obra*

Para determinar el coste de la mano de obra (NOL) necesario en la planta, se estima que éste es un 10% del total de la inversión total de capital (ref 42), es decir 1200€.

9.2.2. Costes fijos de producción

Los costes fijos de fabricación (*Fixed Manufacturing Costs*) son independientes de los cambios en la tasa de producción. Un ejemplo sería los seguros o impuestos que se deben pagar incluso cuando la planta no está en funcionamiento, los cuales se calculan mediante unos los porcentajes encontrados en la bibliografía (ref.42). La amortización de ha calculado sobre la inversión de capital fijo, ya que el capital fijo de trabajo no se amortiza, suponiendo un periodo de 10 años. El resultado obtenido es mostrado en la tabla 9.5.

9.2.3. Gastos generales

Los gastos generales (*General expenses*) representan costes como la investigación, la administración y la distribución. No suelen ser afectados por el nivel de producción. Se elabora la tabla 9.5 donde se muestran los gastos generales de la planta.

Tabla 9.5. Estimación de los costes de producción.

Coste	Precio (€)
Costes de producción directa	257,000
Costes fijos de producción	26,000
Gastos generales	20,000
Total	303,000

En el Anexo 13 se muestra un desglose de los conceptos que engloban cada uno de estos costes.

9.3. Cuenta de pérdidas y ganancias

Una vez conocidos los gastos generales anuales, los beneficios y la inversión, se procede al cálculo de los *cashflow*. En la tabla 9.6 se muestra la cuenta de pérdidas y ganancias anuales.

Tabla 9.6. Resumen cuenta de pérdidas y ganancias anuales.

Concepto	Valor (€)
Ingresos por ventas	-
Gastos de explotación	303,000
Amortización	10,500
Beneficio antes de impuestos (BAI)	-313,000
Impuestos	-66,000
Beneficio después de impuestos (BDI)	-248,000
<i>Cash Flow</i> = BDI + Amortización	-237,000

9.4. Evaluación global de la inversión

La evaluación global de la inversión se ha realizado mediante la aplicación del método financiero del Valor Actual Neto (VAN). Puesto que se trata de un proyecto de gestión ambiental para cumplir con la licencia de actividad. No se obtienen beneficios económicos directos por lo tanto, el valor neto actual, VAN, es negativo y por consiguiente no es posible calcular la tasa interna de rentabilidad, TIR, del proyecto. El cálculo del VAN se realiza mediante la ecuación 9.1.

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=1}^{10} \frac{CF_i}{(1+k)^i} \quad (9.1)$$

El resultado obtenido después de la realización de la evaluación global, es de un VAN de 1.4 millones de euros negativos.

10. REFERENCIAS

- [1] Autorización Ambiental de Covestro S.L.
- [2] Descarbonatación por *stripping*. [Consulta: 8/02/2016]. Disponible en: <http://www.quimicadelagua.com/Documentos/Guia%20desalacion/5.Postratamiento.pdf>
- [3] Alternativa evaporación. [Consulta: 8/02/2016]. Disponible en: http://www.ecured.cu/Desalinizaci%C3%B3n_del_agua
- [4] Descarbonatación por resinas de intercambio iónico. [Consulta 8/02/2016]. Disponible en: http://dardel.info/IX/processes/processes_ES.html
- [5] Mejores Técnicas Disponibles de referencia europea. Sistemas de Gestión y Tratamiento de Aguas y Gases Residuales en el Sector Químico. [Consulta 8/02/2016]. Disponible en: <http://www.prtr-es.es/Data/images/SISTEMAS-GESTION-Y-TRATAMIENTO-SECTOR-QUIMICO-31BD47D46BEE5B08.pdf>
- [6] Instituto Cartográfico y Geológico de Catalunya (ICGC). [Consulta 24/01/2016]. Disponible en: <http://www.igc.cat/web/ca/index.php>
- [7] *Chemistry of Carbonic Acid in Water*, Chapter 9.
- [8] F.J.W. Roughton, *The Kinetics and Rapid Thermochemistry of Carbonic Acid*. Contribution from the Physiological Laboratory of Cambridge University. August, 1941.
- [9] Manual técnico, Tuberías plásticas en construcción. Albert Soriano Rull. AENOR Ediciones (asociación Española de fabricantes de tubos y accesorios plásticos).
- [10] Boletín oficial del estado, Real decreto 2060/2008 del 12 de diciembre, jueves 5 de febrero de 2009 (Sec.1 pág. 12297).
- [11] McCabe et al, Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, 4º Ed, McGraw-Hill, 1991
- [12] Ecuación de Darcy. [Consulta 15/04/2016]. Disponible en: <http://fluidos.eia.edu.co/hidraulica/articulosos/flujoentuberias/fricci%C3%B3n/darcy.htm>
- [13] Envejecimiento de la tubería. [Consulta 15/04/2016]. Disponible en: <http://fluidos.eia.edu.co/hidraulica/articulosos/flujoentuberias/efectotiemporugostub/efectotiemporugostub.html>

- [14] Envejecimiento de la tubería,. [Consulta 15/04/2016]. Disponible en: http://www.profesores.frc.utn.edu.ar/industrial/InstalacionesIndustriales/Art_Interes/Tema7.pdf
- [15] Golpe de ariete. [Consulta 30/04/2016]. Disponible en: <http://fluidos.eia.edu.co/hidraulica/articulosos/flujoentuberias/golpedeariete/golpedeariete.html>
- [16] Water Hammer, Covestro PPS Workshop 4th April 2016, G. Versteegen
- [17] Golpe de ariete. [Consulta 30/04/2016]. Disponible en: <http://www.hidrojing.com/como-calculiar-el-golpe-de-ariete/>
- [18] Antonio Creus. 8ª Edición. 2011. Instrumentación Industrial, España. Marcombo. Capítulo 8: Elementos finales de control.
- [19] Antonio Creus. 8ª Edición. 2011. Instrumentación Industrial, España. Marcombo. Capítulo 4: Medidas de caudal.
- [20] Web Sulzer, mezclador SMV [Consulta: 29/02/2016]. Disponible en: <https://www.sulzer.com/es/Products-and-Services/Mixpac-Cartridges-Applications-Static-Mixers/Static-Mixers/General-Purpose-Mixers/SMV>
- [21] Edward L. Paul, Victor A. Atiemo-Obeng, Suzanne M. Kresta. *Handbook of Industrial Mixing Science and practice*. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey.
- [22] Catálogo Mixing and Reaction Technology Pace Setting Technology, [Consulta: 7/03/2016]. Disponible en: https://www.sulzer.com/es/-/media/Documents/ProductsAndServices/Mixpac_Cartridges_Applications_Static_Mixers/Static_Mixers/Brochures/Mixing_and_Reaction_Technology_e_23270640.pdf
- [23] R.K.Sinnott. *Coulson & Richardson's, Chemical Engineering, Chemical Engineering Desing*, Vol 6, Ed.3. Capítulo 11.14: Packed columns.
- [24] Catálogo Hoch-glitsch, distribuidores de líquido, de plástico. [Consulta: 7/03/2016]. Disponible en: http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/Plastic_Packing_Liquid_Distributors.pdf
- [25] Solubility of Carbon Dioxide in Water at Various Temperatures and Pressures. [Consulta: 7/03/2016]. Disponible en: http://sites.chem.colostate.edu/diverdi/all_courses/CRC%20reference%20data/solubility%20of%20carbon%20dioxide%20in%20water.pdf

[26] Información técnica anillos pall de plástico. [Consulta 14/03/2016]. Disponible en: <http://www.pallrings.co.uk/products/pall-rings-plastic/>

[27] Robert H. Perry, Don W. Green. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill, Ed.7 (1999).

[28] McCabe, Warren L., Smith, Julian C., Harriott Peter, Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, McGraw-Hill, Ed. 6 (2002)

[29] Tanque almacenaje Chemresist. [Consulta 28/03/2016] Disponible en: <http://chemresist.com/home/index.php/tanks/8-tanks/8-thermoplastic-bulk-storage-tanks>

[30] http://www.richter-ct.com/doc/MNK_externeSpuel_9230-210-es.pdf

[31] http://www.richter-ct.com/doc/MNKB_9230-205-es.pdf

[32] http://www.academia.edu/7014039/BOMBAS_CENTR%C3%8DFUGAS

[33] <http://www.tecnium.es/es/technical-documents/bombas-plastico>

[34] Manual de mantenimiento y puesta en marcha de bombas centrifugas de la Serie BAS, BTS y BS.

[35] Dirección General de Protección Civil y Emergencias. [Consulta 25/03/2016]. Disponible en: <http://www.proteccioncivil.org/metodos-cualitativos>.

[36] 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: ITC MIE-APQ-6: «Almacenamiento de líquidos corrosivos».

[37] DIRECTIVA 94/9/CE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 23 de marzo de 1994 relativa a la aproximación de las legislaciones de los Estados miembros sobre los aparatos y sistemas de protección para uso en atmósferas potencialmente explosivos.

[38] Ley 13/2010, de 5 de julio, por la que se modifica la ley 1/2005, de 9 de marzo por la que se regula el régimen del comercio de derechos de emisión de gases de efecto invernadero. [Consulta 15/03/2016]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2005-3941>

[39] Lindley R., Higgins Darrin, J. Wikoff. *Maintenance Engineering Handbook*. McGraw-Hill, Ed.7, en 2008.

[40] Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus, Ronald E. West. 5ª Edición. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, New York. McGraw-Hill. Capítulo 6: Analysis of Cost Estimation.

[41] Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

[42] Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, Joseph A. Shaeiwitz. 3ª Edición. 2009. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, Massachusetts. Prentice Hall. Capítulo 8: Estimation of Manufacturing Costs.

ANEXO

ÍNDICE ANEXO

A.1	Diseño de tuberías	2
A.2	Diseño de accesorios	4
A.2.1.	Codos de 90°	4
A.2.2.	Bifurcación o T	4
A.2.3.	Reductores	5
A.3	Hojas de especificación válvulas de control	6
A.3.1.	Hoja de especificación válvula Y001	6
A.3.2.	Hoja de especificación válvula Y002	7
A.3.3.	Hoja de especificación válvula Y003	8
A.3.4.	Hoja de especificación válvula Y004	9
A.4	Hojas de especificación discos de orificio	10
A.4.1.	Hoja de especificación disco de orificio DO1001	10
A.4.2.	Hoja de especificación disco de orificio DO1002	11
A.4.3.	Hoja de especificación disco de orificio DO1003	12
A.5	Hoja especificación mezclador MA001	13
A.6	Hoja especificación columna KA001	14
A.7	Hoja especificación tanque BA001	15
A.8	Diseño de las bombas PA001-A y PA001-B	16
A.8.1.	Diseño de la bomba PA001-A en las situaciones 1 y 2	16
A.8.2.	Diseño de las bombas PA001-A y PA001-B en la situación 3	17
A.8.3.	Diseño de la bomba PA001-A para el nivel mínimo de BA001	19
A.9	Diseño de la bomba PA002	21
A.10	Hojas de especificación de bombas	23
A.10.1.	Hoja de especificación bomba PA001-A	23
A.10.2.	Hoja de especificación bomba PA001-B	24
A.10.3.	Hoja de especificación bomba PA002	25
A.11	Ficha de seguridad ácido clorhídrico	26
A.12	Mantenimiento de las instalaciones	28
A.12.1.	Mezclador estático MA001	30
A.12.2.	Columna de <i>stripping</i> KA001	30
A.12.3.	Tanque BA001	31
A.12.4.	Bombas PA001-A/B	31
A.12.5.	Bomba sumergida PA002	32
A.12.6.	Controlador pH A1001/A1002	32
A.12.7.	Válvulas controladoras Y1001, Y1002, Y1003 y Y1004	33
A.13	Estudio económico	34

A.1 DISEÑO DE TUBERÍAS

Las características técnicas de los materiales *Homopolymer* (PP-H) y el *Random copolymer* (PP-R) se muestran en la tabla A.1.1.

Tabla A.1.1. Características de los materiales PP-H y el PP-R.

Características	PP-H	PP-R
Densidad (g/cm ³)	0.910	0.910
Resistencia a la tensión (MPa)	30.0	25.0
Alargamiento a la rotura (%)	>300	>300
Resistencia al impacto a 23 °C (kJ/m ²)	50.0	25.0
Resistencia al impacto a -30 °C (kJ/m ²)	5.00	2.00
Módulo de elasticidad (MPa)	1300	900
Temperatura máxima de operación (°C)	80.0	80.0
Temperatura mínima de operación (°C)	5.00	5.00
Coefficiente térmico de expansión (mm/m·°C)	0.160	0.160
Punto de cristalización (°C)	160-165	150-154
Conductividad (W/m·K)	0.220	0.240

El dimensionamiento de las tuberías está determinado fuertemente por el caudal y la velocidad de flujo. Esta última, en el caso de una circulación isoterma de fluidos incompresibles, tiene un valor máximo para cada fluido que no debe ser sobrepasado ya que, de lo contrario, puede producirse un deterioro del producto y un sobredimensionamiento de las tuberías. Los valores aproximados que se usan en la práctica, se recogen en la siguiente tabla.

Tabla A.1.2. Velocidades experimentales.

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad (m/s)
Líquido poco viscoso	Flujo por gravedad	0.15-0.30
	Aspiración bobas	0.3-0.9
	Impulsión bombas	1.20-3.00
	Línea de conducción	1.20-2.40
Líquido viscoso	Aspiración bombas	0.06-0.15
	Salida Bombas	0.15-0.6
Vapor de agua	Línea	9-15
Aire	Línea	6-18
Gas	Línea	9-30

A continuación, se calculan la pérdida de carga provocado con el envejecimiento de la tubería de la corriente 2 con la ecuación de *Hazen-Williams* (A.1.1) sustituida en la ecuación general de *Darcy* (A.1.2).

$$f = \frac{13.69 \cdot g}{C^{1.85} \cdot v^{0.15} \cdot D^{0.17}} \quad (\text{A.1.1})$$

$$h_c = \frac{10.7}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} \cdot Q^{1.85} \cdot L \quad (\text{A.1.2})$$

Donde “Q” es el caudal en (L/s), “C” es el coeficiente tabulado basado en el estado de la tubería, “D” es el diámetro de la tubería en (mm) y “v” es la velocidad del fluido en (m/s).

Se obtiene un valor de pérdida muy bajo, en este caso $9.5 \cdot 10^{-9}$ m. Por tanto, se desprecia en los demás tramos.

A.2 DISEÑO DE ACCESORIOS

Se utilizan codos, bifurcaciones y reductores para unir diferentes tramos de tubería.

A.2.1. Codos de 90°

Los codos de 90° son accesorios en forma de arco como se observa en la figura A.2.1 que se utilizan para cambiar la dirección del flujo. Sus parámetros de diseño son el espesor “ s_1 ” que dependerá de la tubería, el radio “ R_4 ” el cual va desde el centro a uno de sus arcos y la dimensión “ l_{33} ” que es la distancia entre el centro y la cara del codo. En el listado de accesorios se designa con la letra C.

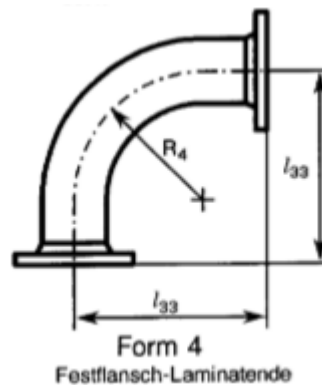


Figura A.2.1. Esquema de un codo de 90°.

A.2.2. Bifurcación o T

La bifurcación o T son accesorios con forma de T como se observa en la figura A.2.2, que se utiliza para bifurcar o unir corrientes. Sus parámetros de diseño son el grosor que determinara de la tubería “ s_1 ”, diámetro de la tubería transversal “ D_1 ” y el diámetro de la tubería perpendicular “ D_2 ”. En el listado de accesorios se designa con la letra T.

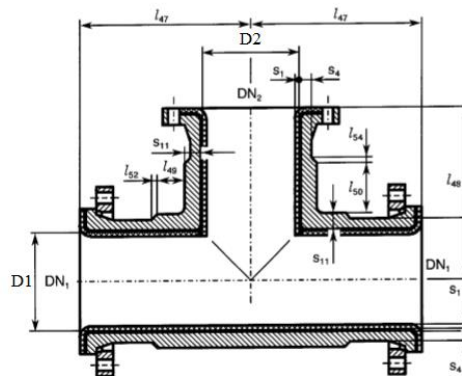


Figura A.2.2. Esquema de un accesorio T.

A.2.3. Reductores

Los reductores son accesorios con forma cónica, que se utilizan para disminuir o aumentar el área de paso de una tubería. Sus parámetros de diseño son el grosor que depende de la tubería, el diámetro de la tubería mayor “DN₁”, el diámetro de la tubería menor “DN₂” y la dimensión que es la medida de boca a boca de la reducción “l₄₃”. En el listado de accesorios se designa con la letra R (reducción) y E (expansión).

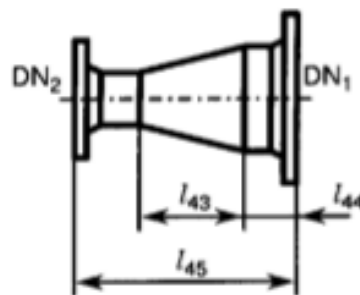


Figura A.2.3. Esquema de un reductor.


VÁLVULA CONTROLADORA

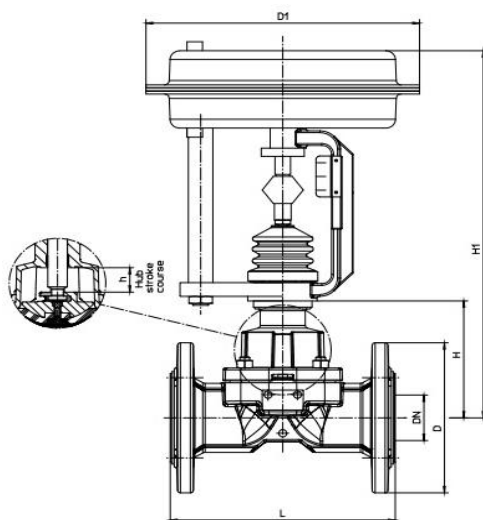
1 DATOS GENERALES									
2 TAG	Y1001			LÍNEA INSTALACIÓN Y LEY APLICADA					
3 SERVICIO	Entrada HCl			DN LÍNEA	25 mm				
4 LÍNEA/EQUIPO	61001-L01-25-10SD100			MATERIAL	PTFE				
5 DIAGRAMA	PI&D			AISLANTE Y GROSOR					
6 AREA CLASIFICACIÓN				NORMA APLICADA		DIN EN 1092-2			
7 DATOS DE PROCESO									
8 Fluido	Fase	Ácido Clorhídrico		Líquido	Data	Unidad	Mín.	Normal	Max.
9 Cp	J/mol·K	Z	29.1	1.27	Caudal entrada	m ³ /h	1.79	2.24	2.69
10 Densidad	kg/m ³	Viscosidad	Pa·s	1193	1.34·10 ⁻⁷	Presión entrada	bara	5	5
11 P crítica	bar a	T crítica	°C	83.5	0.975	Caída de presión	bara	3.23	
12 Opresión					T operación	°C	25		
13 Distancia de seguridad por fuego					Presión de vapor	bara	42.60		
14 Otros					Kvs calculada	m ³ /h	1.6		
15					Kvs requerida	m ³ /h	8		
16									
18 CUERPO VÁLVULA					ESQUEMA				
19 Tipo cuerpo	Diafragma								
20 Manto de vapor	-								
21 DN válvula	20								
22 Conexión línea	Bridada								
23 MTL Cuerpo	PTFE								
24 MTL Revestimiento	PFA								
25 MTL Diafragma	PTFE								
26 MTL Bonnet	Acero Inox								
27 Tipo actuador	Analógico								
28 Posición fallo	Cierre								
29 Accesorios									
30									
31									
32 DIMENSIONES VÁLVULAS									
33 L	150	mm							
34 D	105	mm							
35 H	89	mm							
36 h	12	mm							
37									
38 DATOS DE COMPRA									
39 Requisitos									
40 Fabricante	Richter								
41 Proveedor									
42 Tipo	Diafragma								
43 Modelo	MVP/F								
44									
45									
46 NOTAS:									
47									
48									
49									
JOB NO.	CHARGE NO.			UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGLI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Químic Departament d'Enginyeria Químic					
M/S NO.	P.O.NO.								
NO.UNITS									
DR.BY	FECHA:								
CK.BY	FECHA:								
REV	BY	OK	FECHA						
				Hoja de especificación nº 1					

VÁLVULA CONTROLADORA

1 DATOS GENERALES									
2 TAG		Y1002			LÍNEA INSTALACIÓN Y LEY APLICADA				
3 SERVICE		Entrada aire comprimido			DN LÍNEA		80	mm	
4 LINE/EQUIPMENT		31020-V04-80-10SD100			MATERIAL		PTFE		
5 DIAGRAM		PI&D			AISLANTE Y GROSOR				
6 AREA CLASSIFICATION					NORMA APLICADA		DIN EN 1092-2		
7 DATOS DE PROCESO									
8 Fluido	Fase	Aire		Gas	Data	Unidad	Mín.	Normal	Max.
9 Cp	J/mol·K	Z	29.2	1	Caudal entrada	m ³ /h	34.4	43.0	51.6
10 Densidad	kg/m ³	Viscosidad	Pa·s	1.23	1.72·10 ⁻⁷	Presión entrada	bara	1.75	1.75
11 P crítica	bara	T crítica	°C	50.4	-118	Caída de presión	bara	0.52	
12 Opresión					T operación	°C	25		
13 Distancia de seguridad por fuego					Presión de vapor	bara			
14 OTROS					Kvs calculada	m ³ /h	16.8		
15					Kvs requerida	m ³ /h	22		
16									
17									
18 CUERPO VÁLVULA					ESQUEMA				
19 Tipo cuerpo		Diafragma							
20 Manto de vapor		-							
21 DN válvula		40							
22 Conexión línea		Bridada							
23 MTL Cuerpo		PTFE							
24 MTL Revestimiento		PFA							
25 MTL Diafragma		PTFE							
26 MTL Bonnet		Acero Inox							
27 Tipo actuador		Analógico							
28 Posición fallo		Cierre							
29 Accesorios									
30									
31									
32 DIMENSIONES VÁLVULAS									
33 L	200	mm							
34 D	150	mm							
35 H	126	mm							
36 h	18	mm							
37									
38 DATOS DE COMPRA									
39 Requisitos									
40 Fabricante		Richter							
41 Proveedor									
42 Tipo		Diafragma							
43 Modelo		MVP/F							
44									
45									
46 NOTAS:									
47									
48									
49									
JOB NO.		CHARGE NO.			UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química				
M/S NO.		P.O.NO.							
NO.UNITS									
DR.BY		FECHA:							
CK.BY		FECHA:							
REV	BY	OK	FECHA		Hoja de especificación nº 2				

VÁLVULA CONTROLADORA

DATOS GENERALES										
1										
2	TAG	Y1003			LÍNEA INSTALACIÓN Y LEY APLICADA					
3	SERVICIO	Flujo recirculación		DN LÍNEA	40	mm				
4	LÍNEA/EQUIPO	19010-L18-40-10SD100		MATERIAL	PTFE					
5	DIAGRAMA	PI&D		AISLANTE Y GROSOR						
6	AREA CLASIFICACIÓN			NORMA APLICADA		DIN EN 1092-2				
DATOS DE PROCESO										
8	Fluido	Fase	Agua	Líquido	Data	Unidad	Mín.	Normal	Max.	
9	Cp	J/mol·K	Z	1.02	0.00498	Caudal entrada	m ³ /h	6.8	8.5	10.2
10	Densidad	kg/m ³	Viscosidad	Pa·s	0.998	0.89 · 10 ⁻³	Presión entrada	bara	3	3
11	P crítica	bara	T crítica	°C	222	374	Caída de presión	bara		1.8
12	Opresión					T operación	°C	25	25	25
13	Distancia de seguridad por fuego					Presión de vapor	bara		3.17	
14	Otros					Kvs calculada	m ³ /h		8.3	
15						Kvs requerida	m ³ /h		9	
16										
17										
CUERPO VÁLVULA				ESQUEMA						
19	Tipo cuerpo		Diafragma							
20	Manto de vapor		-							
21	DN válvula		25							
22	Conexión línea		Bridada							
23	MTL Cuerpo		PTFE							
24	MTL Revestimiento		PFA							
25	MTL Diafragma		PTFE							
26	MTL Bonnet		Acero Inox							
27	Tipo actuador		Analógico							
28	Posición fallo		Abre							
29	Accesorios									
30										
31										
DIMENSIONES VÁLVULAS										
33	L	160	mm							
34	D	115	mm							
35	H	92	mm							
36	h	12	mm							
37										
DATOS DE COMPRA										
39	Requisitos									
40	Fabricante		Richter							
41	Proveedor									
42	Tipo		Diafragma							
43	Modelo		MVP/F							
44										
45										
46	NOTAS:									
47										
48										
49										
JOB NO.				CHARGE NO.						
M/S NO.				P.O.NO.						
NO.UNITS										
DR.BY				FECHA:						
CK.BY				FECHA:						
REV	BY	OK	FECHA							
				 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Químic Departament d'Enginyeria Químic						
				Hoja de especificación nº 1						



VÁLVULA CONTROLADORA

1 DATOS GENERALES									
2 TAG	Y1004			LÍNEA INSTALACIÓN Y LEY APLICADA					
3 SERVICIO	Salida hacia tanque 15B200			DN LÍNEA		200		mm	
4 LÍNEA/EQUIPO	19010-L19-200-10SD100			MATERIAL			PTFE		
5 DIAGRAMA	PI&D			AISLANTE Y GROSOR					
6 AREA CLASIFICACIÓN				NORMA APLICADA			DIN EN 1092-2		
7 DATOS DE PROCESO									
8 Fluido	Fase	Agua		Líquido	Data	Unidad	Mín.	Normal	Max.
9 Cp	J/mol·K	Z	1.02	0.00498	Caudal entrada	m ³ /h	108.8	136	163.2
10 Densidad	kg/m ³	Viscosidad	Pa·s	0.998	0.89 ·10 ⁻³	Presión entrada	bara	2.5	2.5
11 bar a	T crítica	°C		222	374	Caída de presión	bara	1.3	
12 Opresión					T operación	°C	25	25	25
13 Distancia de seguridad por fuego	VÁLVULAS CONTROLADORAS				Presión de vapor	bara	3.17		
14 Otros					Kvs calculada	m ³ /h	156		
15					Kvs requerida	m ³ /h	157		
16									
17									
18 CUERPO VÁLVULA					18 ESQUEMA				
19 Tipo cuerpo	Diafragma								
20 Manto de vapor	-								
21 DN válvula	100								
22 Conexión línea	Bridada								
23 MTL Cuerpo	PTFE								
24 MTL Revestimiento	PFA								
25 MTL Diafragma	PTFE								
26 MTL Bonnet	Acero Inox								
27 Tipo actuador	Analógico								
28 Posición fallo	Cierre								
29 Accesorios									
30									
31									
32 DIMENSIONES VÁLVULAS									
33 L	350		mm						
34 D	220		mm						
35 H	193		mm						
36 h	40		mm						
37									
38 DATOS DE COMPRA									
39 Requisitos									
40 Fabricante	Richter								
41 Proveedor									
42 Tipo	Diafragma								
43 Modelo	MVP/F								
44									
45									
46 NOTAS:									
47									
48									
49									
JOB NO.	CHARGE NO.			UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Químic Departament d'Enginyeria Químic					
M/S NO.	P.O.NO.								
NO.UNITS									
DR.BY	FECHA:								
CK.BY	FECHA:								
REV	BY	OK	FECHA						

DISCO DE ORIFICIO

1	Fabricante: Rosemount				
2	Tipo: 1495				
3	Item: DO1001				
4	Servicio: Diferencial de presión				
5	DESCRIPCION Disco de orificio				
6	CANTIDAD EN OPERACIÓN				
7	TIPO				
8					
9	CONDICIONES EQUIPO		ESQUEMA		
10	DN LÍNEA ENTRADA	80	mm		
11	DN LÍNEA SALIDA	80	mm		
12	RATING LÍNEA ENTRADA				
13	RATING LÍNEA SALIDA				
14	TEMPERATURA DISEÑO	80	°C		
15	PRESIÓN DISEÑO	16	bara		
16	MATERIAL	PP			
17	DIAMETRO EXTERIOR	80	mm		
18	DIAMETRO INTERIOR	15	mm		
19	ESPESOR	10	mm		
20	LONGITUD BRAZO	160	mm		
21	ANCHURA BRAZO	40	mm		
22	FLUIDO	Aire			
23	FASE	Gas			
24	COMPUESTOS CORROSIVOS				
25					
26					
27	CONDICIONES DE OPERACIÓN				
28	CAUDAL ORIFICIO	287	m3/h		
29	TEMPERATURA	25	°C		
30	PRESIÓN ENTRADA	7	bara		
31	CAIDA DE PRESIÓN	3.5	bara		
32	LÍQUIDO, VISCOSIDAD DINÁMICA (a T)		Pa·s		
33	LÍQUIDO, PRESION DE VAPOR (a T)		bara		
34	LÍQUIDO, PRESIÓN CRÍTICA		mmHg		
35	VAPOR, GRAVEDAD ESPECÍICA	1			
36	VAPOR, PESO MOLECULAR	28.9	g/mol		
37	VAPOR, FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.9996	-		
38	VAPOR, DENSIDAD	1.23	kg/m3		
39	VAPOR, VISCOSITAT (a T)	1.72·10 ⁻⁷	Pa·s		
40					
41					
42	NOTAS:				
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
				A Diámetro	
				B Longitud brazo	
				C Anchura brazo	
0					
REV.		DATE	PREP.	APPR.	



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGLI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
 Departament d'Enginyeria Química

DISCO DE ORIFICIO

1	Fabricante: Rosemount				
2	Tipo: 1495				
3	Item: DO1002				
4	Servicio: Diferencial de presión				
5	DESCRIPCIÓN Disco de orificio				
6	CANTIDAD EN OPERACIÓN				
7	TIPO				
8					
9	CONDICIONES EQUIPO		ESQUEMA		
10	DN LÍNEA ENTRADA	80	mm		
11	DN LÍNEA SALIDA	80	mm		
12	RATING LÍNEA ENTRADA				
13	RATING LÍNEA SALIDA				
14	TEMPERATURA DISEÑO	80	°C		
15	PRESIÓN DISEÑO	16	bara		
16	MATERIAL	PP			
17	DIAMETRO EXTERIOR	80	mm		
18	DIAMETRO INTERIOR	18	mm		
19	ESPESOR	10	mm		
20	LONGITUD BRAZO	160	mm		
21	ANCHURA BRAZO	40	mm		
22	FLUIDO	Aire			
23	FASE	Gas			
24	COMPUESTOS CORROSIVOS				
25					
26					
27	CONDICIONES DE OPERACIÓN				
28	CAUDAL ORIFICIO	287	m3/h		
29	TEMPERATURA	25	°C		
30	PRESIÓN ENTRADA	3.5	bara		
31	CAIDA DE PRESIÓN	1.75	bara		
32	LÍQUIDO, VISCOSIDAD (a T)		Pa·s		
33	LÍQUIDO, PRESIÓN DE VAPOR (a T)		bara		
34	LÍQUIDO, PRESIÓN CRÍTICA		mmHg		
35	VAPOR, GRAVEDAD ESPECÍCA	1			
36	VAPOR, PESO MOLECULAR	28.9	g/mol		
37	VAPOR, FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.9996	-		
38	VAPOR, DENSIDAD	1.23	kg/m3		
39	VAPOR, VISCOSITAT (a T)	$1.72 \cdot 10^{-7}$	Pa·s		
40					
41					
42	NOTAS:				
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
				A Diámetro	
				B Longitud brazo	
				C Anchura brazo	
0					
REV.		DATE	PREP.	APPR.	



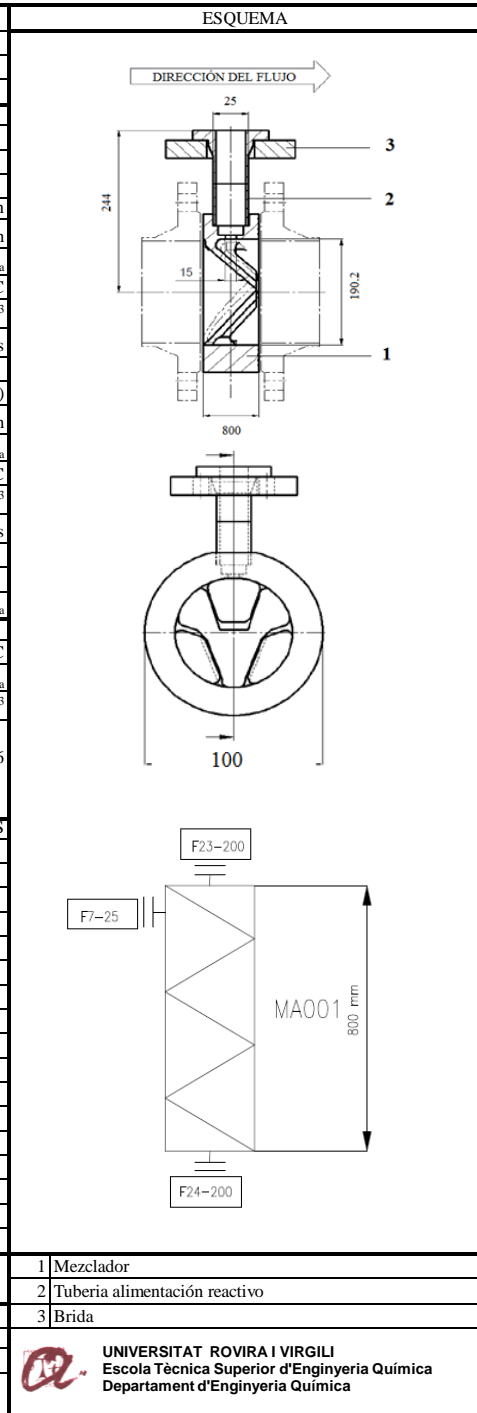
UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
 Departament d'Enginyeria Química

DISCO DE ORIFICIO

1	Fabricante: Rosemount				
2	Tipo: 1495				
3	Item: DO1003				
4	Servicio: Diferencial de presión				
5	DESCRIPCIÓN Disco de orificio				
6	CANTIDAD EN OPERACIÓN				
7	TIPO				
8					
9	CONDICIONES EQUIPO		ESQUEMA		
10	DN LÍNEA ENTRADA	80	mm		
11	DN LÍNEA SALIDA	80	mm		
12	RATING LÍNEA ENTRADA				
13	RATING LÍNEA SALIDA				
14	TEMPERATURA DISEÑO	80	°C		
15	PRESIÓN DISEÑO	16	bara		
16	MATERIAL	PP			
17	DIAMETRO EXTERIOR	50	mm		
18	DIAMETRO INTERIOR	8	mm		
19	ESPESOR	10	mm		
20	LONGITUD BRAZO	160	mm		
21	ANCHURA BRAZO	40	mm		
22	FLUIDO	Agua			
23	FASE	Líquido			
24	COMPUESTOS CORROSIVOS	HCl			
25					
26					
27	CONDICIONES DE OPERACIÓN				
28	CAUDAL ORIFICIO	2	m3/h		
29	TEMPERATURA	25	°C		
30	PRESIÓN ENTRADA	3.4	bara		
31	CAIDA DE PRESSIÓN	1.5	bara		
32	LÍQUIDO, VISCOSIDAD DINÁMICA (a T)	$0.89 \cdot 10^{-3}$	Pa·s		
33	LÍQUIDO, PRESIÓN DE VAPOR (a T)	3.17	bara		
34	LÍQUIDO, PRESIÓN CRÍTICA	220	mmHg		
35	VAPOR, GRAVEDAD ESPECÍCA	23.77			
36	VAPOR, PESO MOLECULAR		g/mol		
37	VAPOR, FACTOR DE COMPRESIBILIDAD		-		
38	VAPOR, DENSIDAD		kg/m3		
39	VAPOR, VISCOSIDAD DINÁMICA (a T)		Pa·s		
40					
41					
42	NOTAS:				
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
				A Diámetro	
				B Longitud brazo	
				C Anchura brazo	
0				UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química	
REV.		DATE	PREP.		APPR.

MEZCLADOR ESTÁTICO

1	GENERAL			Fabricante: Caperva
2				Tipo: SMV
3				Ítem: MA001
4				Servicio: Mezcla y homogeneización de corrientes
5	DESCRIPCIÓN			
6	CANTIDAD EN OPERACIÓN			
7	TIPO			
8				
9	FLUIDO 1	Aguas de CO oxidación, MDA y recirculación		
10	CAUDAL	133.8		m ³ /h
11	PRESIÓN OPERACIÓN	1.2		bar _a
12	TEMPERATURA OPERACIÓN	40		°C
13	DENSIDAD	971.8		kg/m ³
14	VISCOSIDAD	3.5·10 ⁻⁴		Pa·s
15				
16	FLUIDO 2	Ácido clorhídrico (32%)		
17	CAUDAL	2.2		m ³ /h
18	PRESIÓN OPERACIÓN	1.2		bar _a
19	TEMPERATURA OPERACIÓN	40		°C
20	DENSIDAD	1559		kg/m ³
21	VISCOSIDAD	1.8·10 ⁻³		Pa·s
22				
23	CONDICIONES DE SALIDA			
24	PÉRDIDA DE CARGA (Admisible)	0.15		bar _a
25	CODIGOS			
26	CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	80	°C
27		PRESIÓN NOMINAL	16	bar _a
28		DENSIDAD	974.9	kg/m ³
29	Construido de acuerdo con:			EN1092/11B1/PN16
30				
31	DISEÑO Y PRUEBA			
32				
33		DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS	
34	ENTRADA FLUIDO 1			
35	BRIDA	F23, DN 200, D=340 mm		
36	TORNILLOS	8 tornillos de rosca 1/4"		
37	ARO	268 mm		
38	CUELLO	233 mm		
39				
40	ENTRADA FLUIDO 2			
41	BRIDA	F7, DN 25, D=115 mm		
42	TORNILLOS	4 tornillos de rosca 1/2"		
43	ARO	58 mm		
44	CUELLO	43 mm		
45				
46	SALIDA			
47	BRIDA	F24, DN 200, D=340 mm		
48	TORNILLOS	8 tornillos de rosca 1/4"		
49	ARO	268 mm		
50	CUELLO	233 mm		
51	NOTAS:			1 Mezclador
52				2 Tubería alimentación reactivo
				3 Brida
0				
REV.		DATE	PREP.	APPR.



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
Departament d'Enginyeria Química


COLUMNA DE STRIPPING

1	GENERAL				<p style="text-align: center;">ESQUEMA</p>
2	Item:	KA001			
3	Servicio:	Stripping de CO2			
4	Tipo:	Columna de relleno aleatorio			
5	Producto:		Aguas salida del mezclador		
6	Temperatura:	32.25	°C		
7	Presión:	1	atm		
8	Densidad líquido:	600.4	kg/m ³		
9	Viscosidad líquido:	0.000354	N ^s /m ²		
10	Número de etapas	2			
11	Diámetro interior columna	0.5	m		
12	HETP	1.19	m		
13	Max. ΔP por m de empaquetado	21	mm water		
14	Area mínima de descenso	0.47	m ²		
15	Tipo de repartidor	Weir Pan Distribution Model TP905, T595			
16	Soporte inferior	Model TP805 bed limited for random packing			
17	Presión de diseño:	10	bar _a		
18	Temperatura de diseño:	80	°C		
19	Densidad líquido:	600.4	kg/m ³		
20	Altura columna:	2.37	m		
21	Volumen empaquetadura:	0.47	m ³		
22	Peso empaquetadura:	32.15	kg		
23	Peso líquido:	506.73	kg		
24	Peso en lleno:	538.9	kg		
25	Estrés relativo:	Yes	No	X	
26	Radiografía:	Yes	No	X	
27	Limpieza con arena (Sandblast):	Yes	No	X	
28	Pintura:	Yes	No	X	
29	Aislamiento:	Yes	No	X	
30	Protección contra el fuego:	Yes	X	No	
31	Carga del viento:		N/m ²		
32	Sísmico:	Yes	No	X	
33	Flooding:	77	%		
34	Liquid holdup	1.12	m ³ /m ³		
35	PACKING				
36	Tamaño	25	mm		
37	Material	Termoplástico PP	Plastic Pall Rings		
38	Tipo	Pall ring			
39	Peso específico	69	kg/m ³		
40	Fp	176			
41	a	209	m ² /m ³		
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48			Grosor (mm)	Material	
49	Carcasa				
50		Intermedio		PP	
51		Fondo		PP	
52					
53	Cabezal				
54		Intermedio		PP	
55		Fondo		PP	
56					
57	Construido de acuerdo a:				
58	Espesor:		AD-Merkblatt 2000		
59					
60	Servicio:	Marca	Cantidad	D.N.(mm)	
61	Entrada	F25	1	200	
62	Salida	F26	1	500	
63	Unión 1	U1	1	500	
64					
65					
66					
67					
68					
69					
70					
71					
72					
73	NOTAS: La columna estará recubierto con fibra de vidrio (FRP) para asegurar la operación en ambiente corrosivo.				
74					
75					
76					
77					
78					
79					
80	0				
81	REV.	DATE	PREP.	APPR.	
82					



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
 Departament d'Enginyeria Química

TANQUE

1	GENERAL	Item:	BA001		Tipo	Tanque: Cilindro horizontal	
2		Servicio:	Tanque de almacenamiento				
3		Capacidad:	29.3 m3				
4	COND. OPERAC.	Producto:	Aguas salida de KA001		<p style="text-align: center;">ESQUEMA</p>		
5		Presión de operación:	1.00	atm			
6		Temperatura de operación:	32.25	°C			
7		Densidad líquido:	1,081.25	kg/m ³			
8		Flujo de entrada:	81.10	m ³ /h			
9	Flujo de salida:	81.10	m ³ /h				
10	COND. DISEÑO	Presión de diseño:	10.00	bar _a			
11		Temperatura de diseño:	80.00	°C			
12	CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIAMETRO	4.00	m		
15			LONGITUD /ALTURA	2.33	m		
17		VOL./PESO	VOL.ÚTIL	19.00	m ³		
18			VOL.TOTAL	29.30	m ³		
19			PESO	30,288.50	kg		
20		Construido de acuerdo a :	UNE-EN 12573-2:2000				
21	Espesor:	AD-Merkblatt 2000					
22							
23	MATERIALES		DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS			
24		CUERPO	PP				
25		TAPAS/FONDOS	PP				
26		BRIDAS CUERPO	PP	Bridas locas			
27		VALONA BRIDAS CUERPO					
28		BRIDAS TABULADURAS					
29		TABULADURAS					
30		PLACA PARTICIÓN					
31		CORTACORRIENTES					
32		SOPORTES PARA INTERNOS					
33		TORNILLOS/TUERCAS INT.					
34		TORNILLOS/TUERCAS EXT.					
35		JUNTAS EXTERIOR					
36		JUNTAS INTERIOR					
37	SOPORTES EXTERIORES						
38	TABULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N. (mm)	PN	
39		P1	1	Presión 1	50	10	
40		C1	1	Connexión 1	50	10	
41		C2	1	Connexión 2	100	10	
42		C3	1	Connexión 3	80	10	
43		C4	1	Connexión 4	50	10	
44		U2	1	Union 2	500	10	
45		L1	1	Nivel 1	50	10	
46		L2	1	Nivel 2	50	10	
47		L3	1	Nivel 3	50	10	
48		L4	1	Nivel 4	50	10	
49		F27	1	Salida emergencia	200	10	
50		F14	1	Entrada aire	80	10	
51		H1	1	Boca de hombre	80	10	
52	F34	1	Salida del tanque BA001	200	10		
53							
54	NOTAS:						
55	Sistema de eyectores de aire en el interior a una altura de 1.25m, des del suelo.						
56	El tanque estará recubierto con fibra de vidrio (FRP) para asegurar la operación en ambiente corrosivo.						
57							
58							
59							
60	REV.		DATE	PREP.	APPR.		
61						 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química	

A.8 DISEÑO DE LAS BOMBAS PA001-A Y PA001-B

PA001-A y PA001-B son dos bombas en paralelo las cuales tienen la función de impulsar el líquido que sale de la columna por la línea [12] hacia el tanque 15B200.

A.8.1. Diseño de la bomba PA001-A en las situaciones 1 y 2

Para el diseño de la bomba PA001-A en las situaciones 1 y 2 del proceso se selecciona el tipo de bomba que se adecua a las necesidades del proceso mediante la figura, de la familia de bombas suministrada por el fabricante (*Richter*) que se muestra a continuación. El modelo de bomba seleccionado es MNK/F 65-40-200.

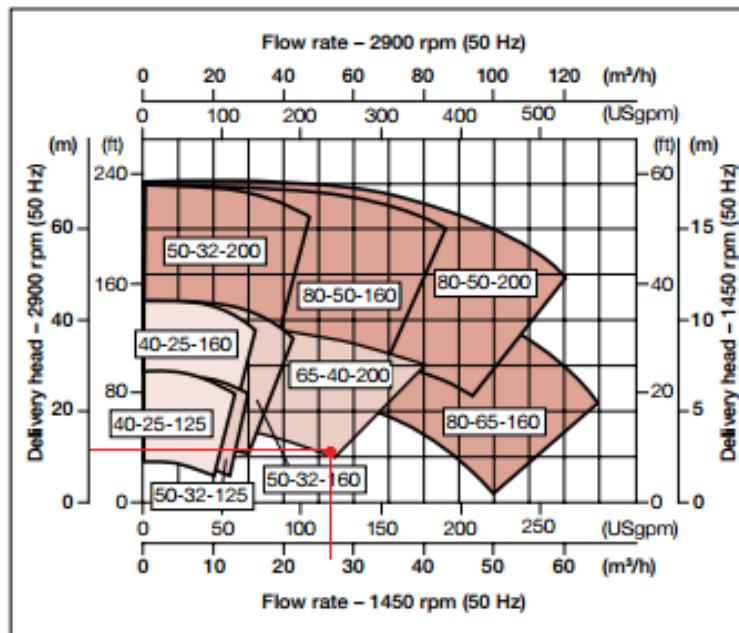


Figura A.8.1. Familia de bombas de la empresa Richter.

Una vez realizada la selección de la bomba centrífuga, se obtiene a partir de la curva característica de la bomba el punto de operación de esta y diferentes parámetros, tales como la selección del rodete, el NPSH requerido (m), el rendimiento (%) y la potencia de la bomba (kW). Estos parámetros se encuentran en la siguiente figura.

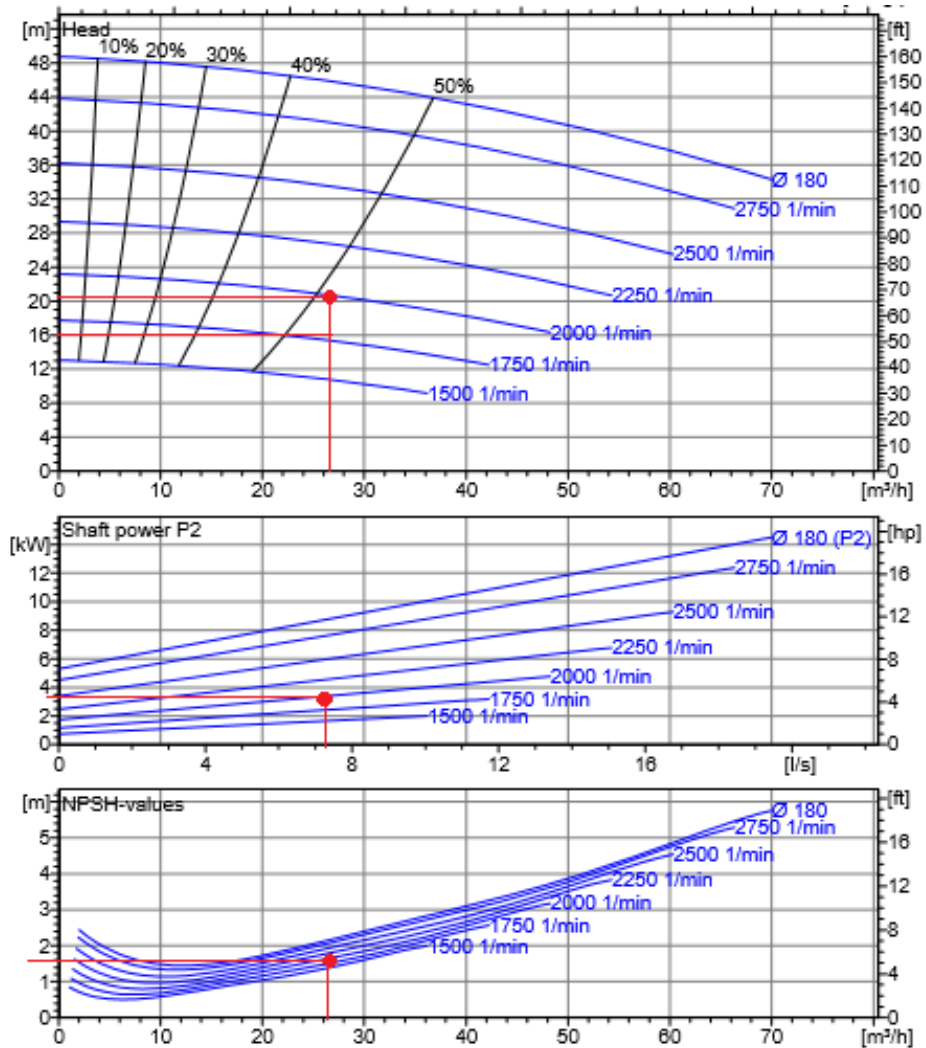


Figura A.8.2. Curva característica de la bomba MNK/F 65-40-200.

A.8.2. Diseño de las bombas PA001-A y PA001-B en la situación 3

Para el diseño de las bombas PA001-A/B en la situación 3, se utiliza el mismo modelo de PA001-A que en el apartado anterior y se selecciona el tipo de bomba (PA001-B) que se adecua a las necesidades del proceso mediante la figura de la familia de bombas suministrada por el fabricante (*Richter*) que se muestra a continuación.

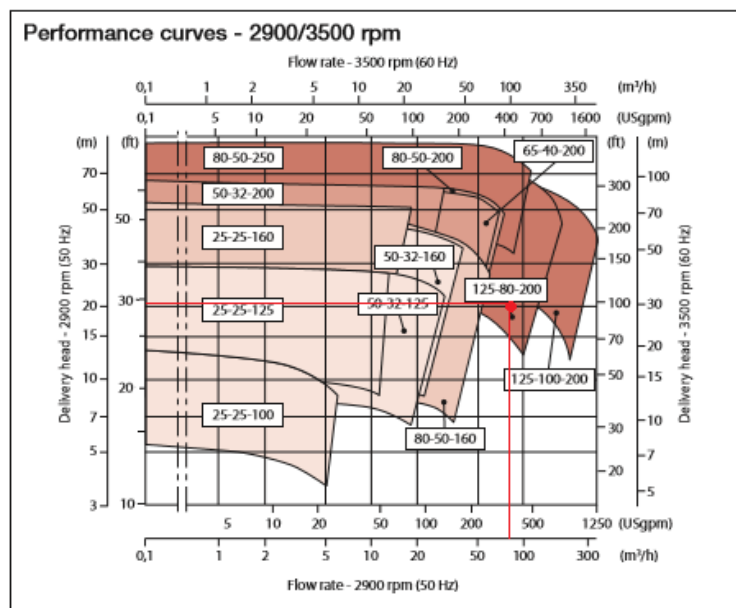


Figura A.8.3. Familia de bombas de la empresa Richter.

Como se ha descrito anteriormente, mediante las curvas características de las bombas se obtienen diferentes parámetros los cuales se muestran en la siguiente figura.

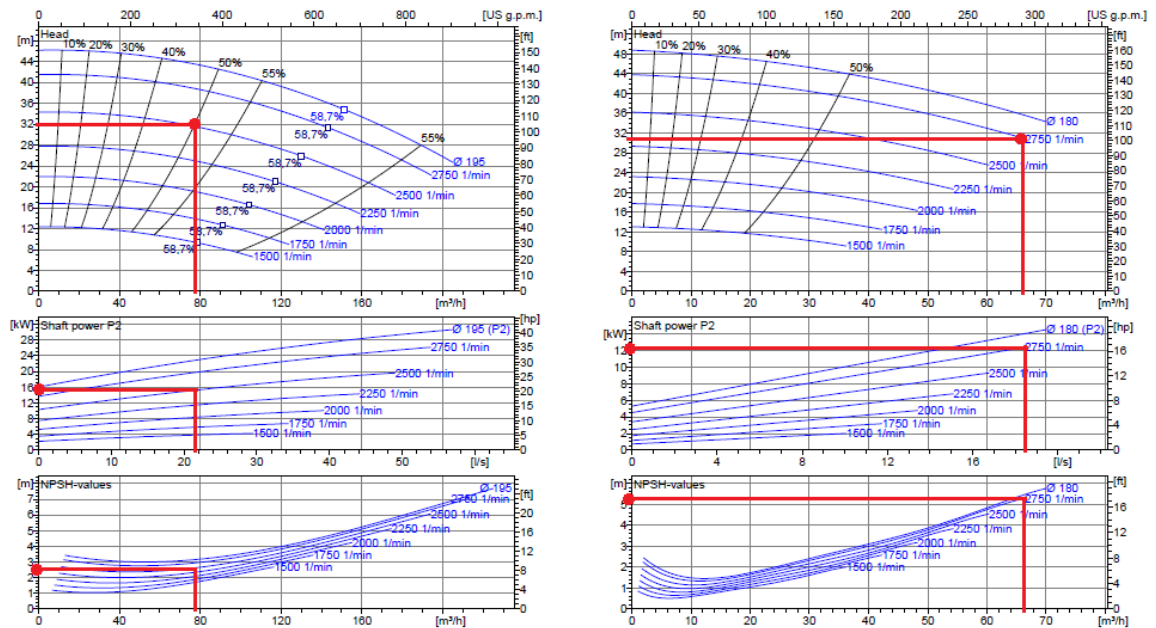


Figura A.8.4. Curva característica de la bomba MNK/F 65-40-200 y 125-80-200.

A.8.3. Diseño de la bomba PA001-A para el nivel mínimo de BA001

Como las bombas PA001 y PB002 están situadas en la salida del tanque BA001, se debe comprobar que no se produzca cavitación en el escenario en que la columna opere en su nivel mínimo, es decir con 8.5 m^3 .

A continuación, se muestran los parámetros de operación extraídos de la curva característica de la bomba en el escenario en que el tanque opera en su nivel mínimo.

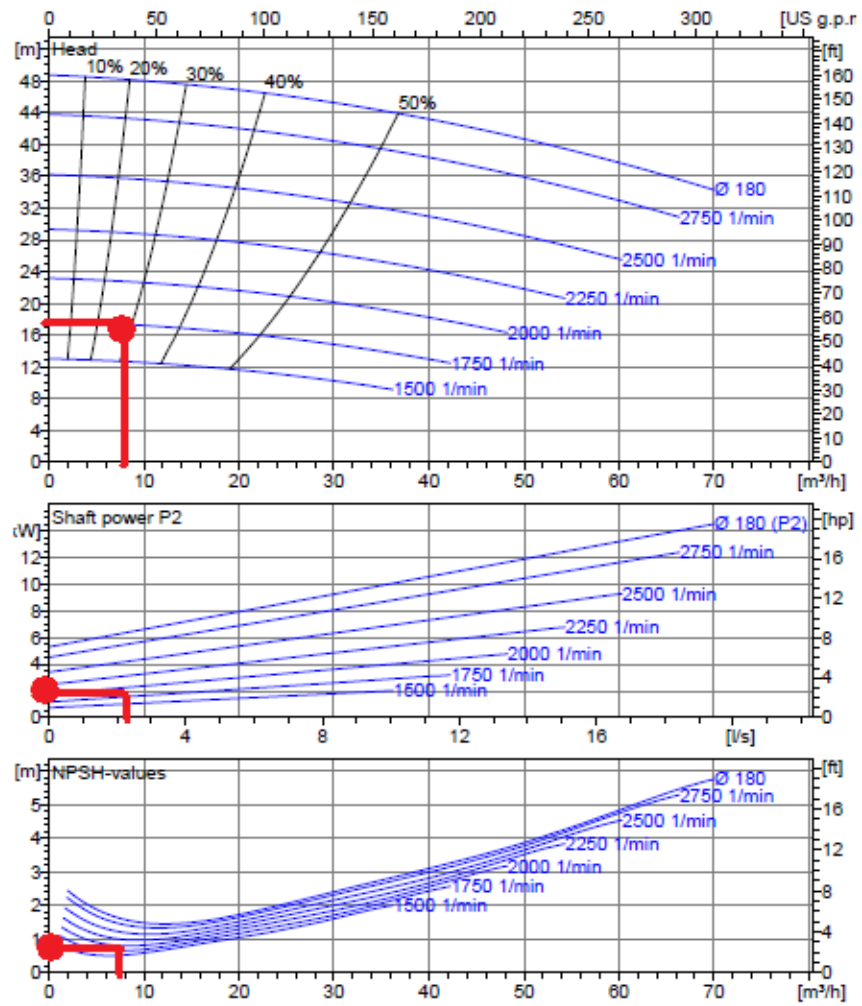


Figura A.8.5. Curva característica de la bomba MNK/F 65-40-200.

A.9 DISEÑO DE LA BOMBA PA002

Para el diseño de la bomba PA002, seguidamente de definir los parámetros de diseño, se selecciona el tipo de bomba que se adecua a las necesidades del proceso mediante la figura de la familia de bombas mostrada a continuación.

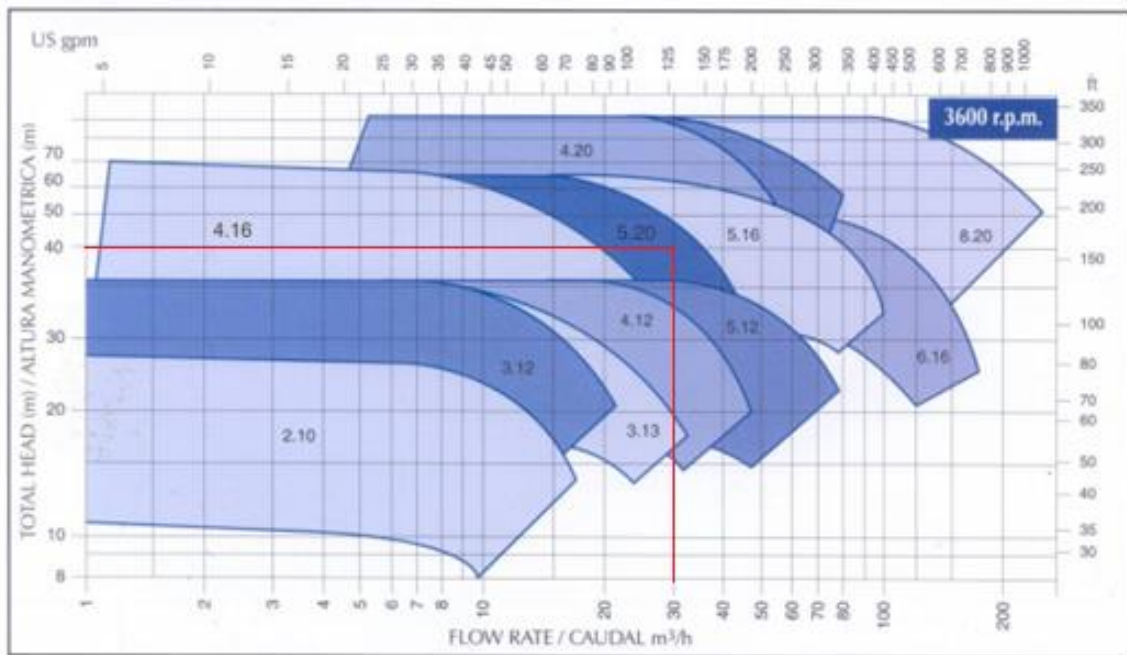


Figura A.9.1. Familia de bombas suministrada por el fabricante (*Tecnum*®).

Una vez realizada la selección de la bomba centrífuga se obtiene a partir de la curva característica (Figura A.9.2), el punto de operación de esta y diferentes parámetros mostrados.

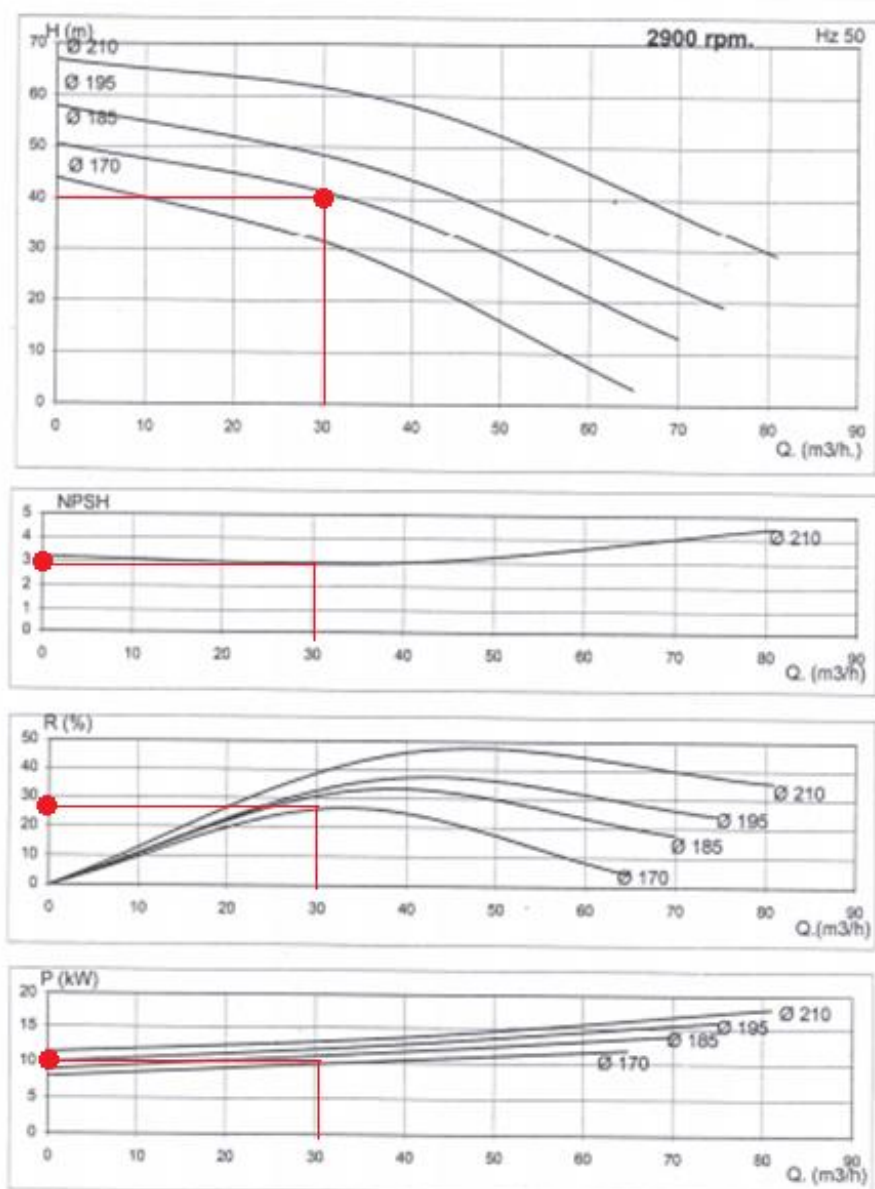
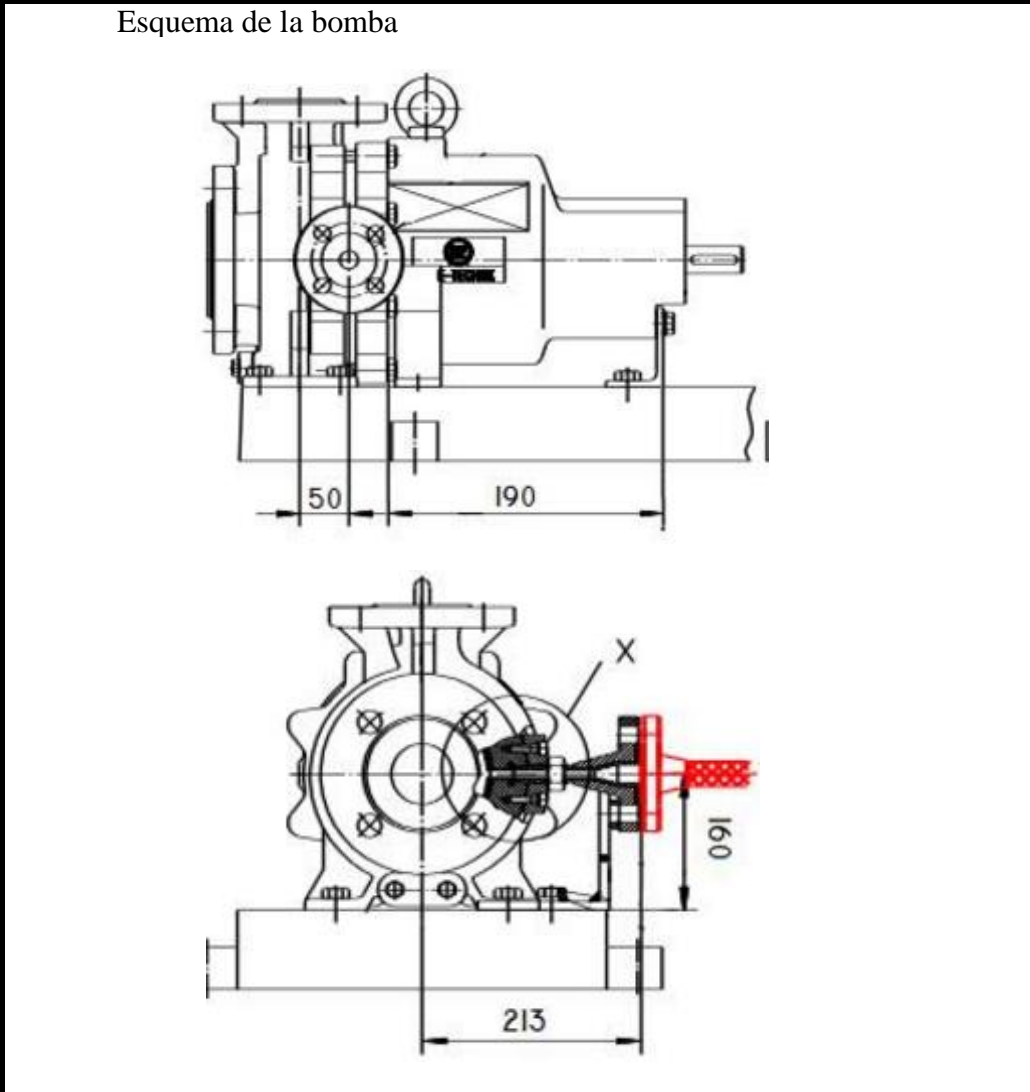
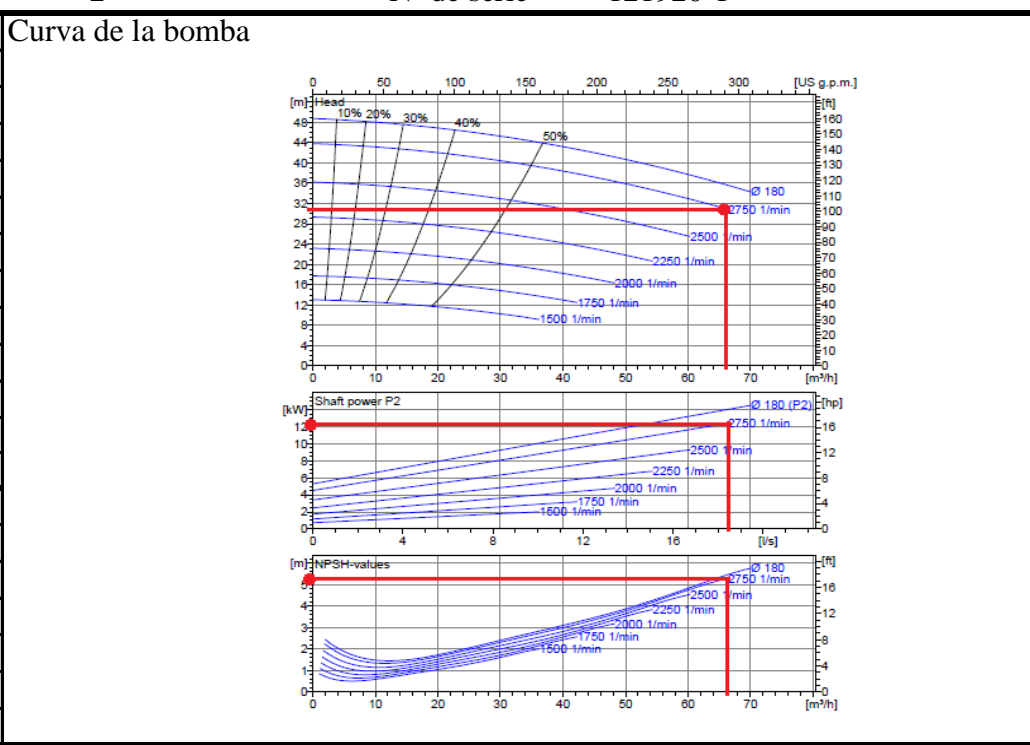


Figura A.9.2. Curva característica de la bomba BT-5.20.

A continuación se muestran las hojas de especificación de las bombas PA001-A, PA001-B y PA002.

BOMBA PA001-A

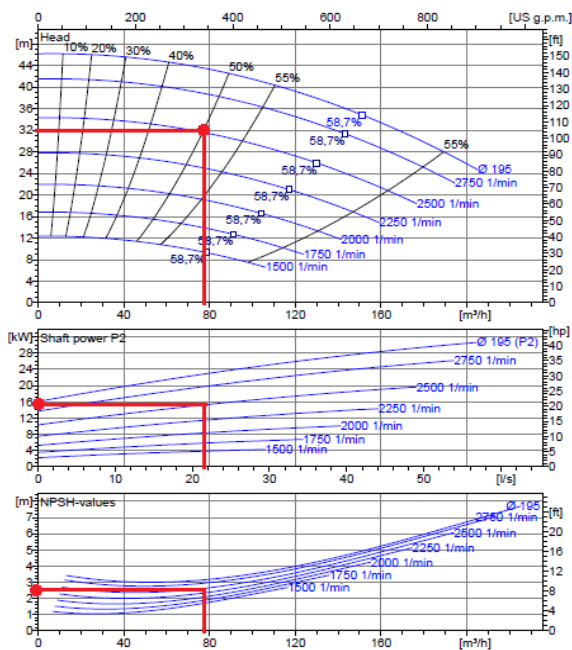
1	GENERAL	Fabricante	RICHTER			
2		Tipo	MNK/F	Model: MNK/F 65-40-200		
3		Servicio	Impulsar el fluido de salida del tanque BA001 hacia el tanque 15B200			
4		TAG:	PA001-A	Bombas requeridas	2	Nº de serie 121920-1
5	CONDICIONES DE OPERACIÓN	Líquido bombeado	Agua			
6		Temperatura del líquido	26.4 °C			
7		Densidad	1019 kg/m ³			
8		Presión de vapor	0.47 bar a			
9		Viscosidad	1 CP			
10		Capacidad				
11		Normal	26.1 m ³ /h			
12		Máxima	65 m ³ /h			
13		Presión de aspiración	1.2 bar a			
14		Presión de impulsión	3.1 bar a			
15		Presión diferencial	1.9 bar a			
16		Altura diferencial	31 m			
17		N.P.S.H. Disponible	6.56 m			
18		DATOS DE DISEÑO	Temperatura de diseño	80 °C		
19			Presión máxima de trabajo	6 bar a		
20			N.P.S.H.Requerido	5 m		
21			Frecuencia de rotación	2750 rpm		
22	Potencia de la bomba		5,6 kW			
23	Eficiencia		50 %			
24	Caudal mínimo		1 m ³ /h			
25	DETALLES DE CONSTRUCCIÓN		Posición	X	Horiz.	Vert
26			Diámetro del rodete	180 mm		
27			Número de etapas	1		
28		Consumo de refrigeración	- m ³ /s			
29		Nozzles	Nº	DN	PN	
30		Succión	1	65	10	
31		Descarga	1	40	10	
32		Venteo/Drenaje	-	-	-	
33		Refrigeración	-	-	-	
34		CIERRE	Cierre mecánico	-		
35	Fabricante		-			
36	Tipo		-			
37	MATERIAL	Carcasa y tapas de la bomba				
38		Eje	Acero inoxidable			
39		Rodete	PFA con nucleo de acero			
40		Juntas de la bomba	FFKM			
41		Otras partes	PTFE			
42		MOTOR	E-motor			
43	Potencia del eje		12	kW		
44	Frecuencia rotacion		1500-2750	rpm		
45	Turbina					
46	Conexión	Trifásica				
47	TESTS	Test hidrostático	6	bar a		
48		NPSH test				
49						
50	MISC.	Peso de la bomba	kg			
51		Peso del motor	kg			
52						
53	COMENT.	Especificaciones tecnicas				
54		EN 22858 / ISO 2858 / ISO 5199.				
55		Directiva de maquinas 2006/42/CE				
56						
0	REV.	DATE	PREP.	APPR.		



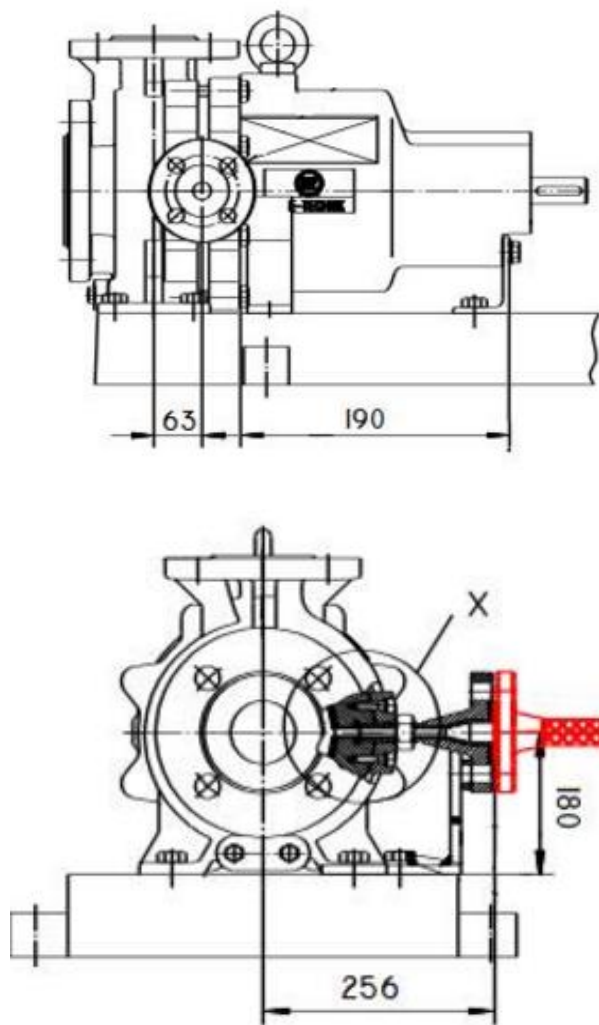
UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química

1	GENERAL				Fabricante	RICHTER					
2					Tipo	MNK/F	Model: MNK/F 125-80-200				
3					Servicio	Impulsar el fluido de salida del tanque BA001 hacia el tanque 15B200					
4					TAG:	PA001-B	Bombas requeridas	2	Nº de serie	121920-2	
5	CONDICIONES DE OPERACIÓN				Líquido bombeado	Agua					
6					Temperatura del líquido	26,4 °C					
7					Densidad	1019 kg/m ³					
8					Presión de vapor	0.47 bar a					
9					Viscosidad	1 CP					
10					Capacidad						
11					Normal	71 m ³ /h					
12					Máxima	71 m ³ /h					
13					Presión de aspiración	1.2 bar a					
14					Presión de impulsión	3,2 bar a					
15					Presión diferencial	2 bar a					
16					Altura diferencial	32 m					
17					N.P.S.H. Disponible	6,56 m					
18	DATOS DE DISEÑO				Temperatura de diseño	80 °C					
19					Presión máxima de trabajo	6 bar a					
20					N.P.S.H.Requerido	3 m					
21					Frecuencia de rotación	2500 rpm					
22					Potencia de la bomba	6,3 kW					
23					Eficiencia	50 %					
24					Caudal mínimo	1 m ³ /h					
25	DETALLES DE CONS				Posición	X	Horiz.	Vert			
26					Diametro del rodete	195 mm					
27					Número de etapas	1					
28					Consumo de refrigeracion	- m ³ /s					
29					Nozzles	Nº	DN	PN			
30					Succion	1	125	10			
31					Descarga	1	80	10			
32					Venteo/Drenaje	-	-	-			
33					Refrigeracion	-	-	-			
34	CIERRE				Cierre mecanico	-					
35					Fabricante	-					
36					Tipo	-					
37	MATERIAL				Carcasa y tapas de la bomba						
38					Eje	Acero inoxidable					
39					Rodete	PFA con nucleo de acero					
40					Juntas de la bomba	FFKM					
41					Otras partes	PTFE					
42	MOTOR				E-motor						
43					Potencia del eje	13	kW				
44					Frecuencia rotacion	1500-2750	rpm				
45					Turbina						
46					Conexión	Trifásica					
47	TESTS				Test hidrostatico	6	bar a				
48					NPSH test						
49											
50	MISC.				Peso de la bomba	kg					
51					Peso del motor	kg					
52											
53	COMENT.				Especificaciones tecnicas						
54					EN 22858 / ISO 2858 / ISO 5199.						
55					Directiva de maquinas 2006/42/CE						
56											
0											
REV.	DATE	PREP.	APPR.								

Curva de la bomba



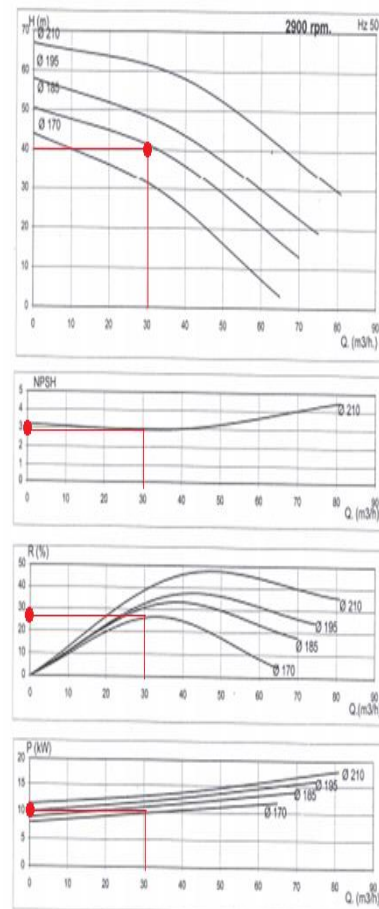
Esquema de la bomba



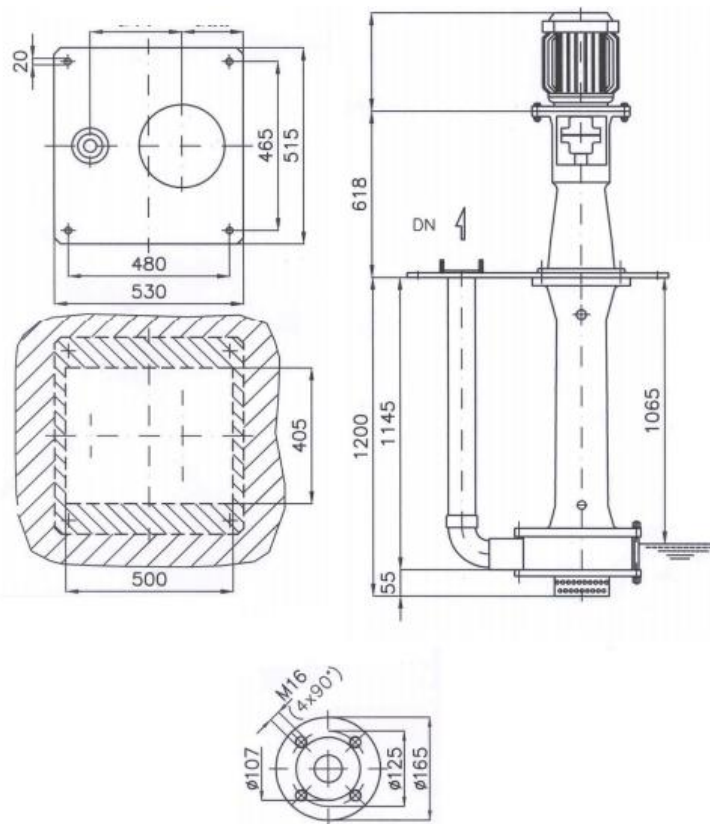
Bomba PA002

1	GENERAL		Fabricante	TECNIUM ®		
2			Tipo	BTS / BAS	Model: BT-5,20	
3			Servicio	Impulsar el fluido de la fosa hacia el tanque 15B200		
4			TAG:	PA002	Bombas requeridas 1 N° de serie 34243	
5	CONDICIONES DE OPERACIÓN	Líquido bombeado	Agua			
6		Temperatura del líquido	26.4 °C			
7		Densidad	1019 kg/m ³			
8		Presión de vapor	0.47 bar a			
9		Viscosidad	1.00 CP			
10		Capacidad				
11		Normal	30 m ³ /h			
12		Máxima	30 m ³ /h			
13		Presión de aspiración	1.3 bar a			
14		Presión de impulsión	4 bar a			
15		Presión diferencial	2.7 bar a			
16		Altura diferencial	40 m			
17		N.P.S.H. Disponible	8.3 m			
18		DATOS DE DISEÑO	Temperatura de diseño	80 °C		
19			Presión máxima de trabajo	6 bar a		
20			N.P.S.H. Requerido	3 m.w.c		
21			Frecuencia de rotación	2900 rpm		
22	Potencia de la bomba		3.3 kW			
23	Eficiencia		30 %			
24	Caudal mínimo		2 m ³ /h			
25	DETALLES DE CONSTRUCCIÓN		Posición	Horiz.	X	Vert
26		Diámetro del rodete	185 mm			
27		Número de etapas	1			
28		Consumo de refrigeración	- m ³ /s			
29		Bridas	N°	DN	PN	
30		Succión	1	80	10	
31		Descarga	1	50	10	
32	Venteo/Drenaje	-	-	-	-	
33	Refrigeración	-	-	-	-	
34	CIERRE	Cierre mecánico	Por el propio fluido			
35		Fabricante	-			
36		Tipo	-			
37		Clasificación API:				
38	MATERIAL	Carcasa y tapas	Polipropileno (PP)			
39		Eje	Acero (F-125)			
40		Rodete	Polipropileno (PP)			
41		Juntas de la bomba	Viton			
42		Otras partes	Acero (F-111)			
43	MOTOR	E-motor				
44		Potencia del eje	11 kW			
45		Frecuencia rotación	2900 rpm			
46		Turbina				
47	Conexión	Trifásica				
48	TESTS	Test hidrostático	6 bar a			
49						
50	MISC.	Peso de la bomba	kg			
51		Peso del motor	kg			
52						
53	COMENT.	Grado de vibración	ISO-1940			
54		Lubricación	ISO 6843			
55						
56						

Curva de la bomba



Esquema de la bomba



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química

REV. DATE PREP. APPR.

Fichas Internacionales de Seguridad Química

CLORURO DE HIDRÓGENO	ICSC: 0163
Abril 2000	

Cloruro de hidrógeno, anhidro

Ácido clorhídrico, anhidro

CAS:	7647-01-0	HCI	
RTECS:	MW4025000	Masa molecular:	36.5
NU:	1050		
CE Índice Anexo I:	017-002-00-2		
CE / EINECS:	231-595-7		



TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
EXPLOSIÓN			En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua.

EXPOSICIÓN		¡EVITAR TODO CONTACTO!	¡CONSULTAR AL MEDICO EN TODOS LOS CASOS!
Inhalación	Corrosivo. Sensación de quemazón. Tos. Dificultad respiratoria. Jadeo. Dolor de garganta. Síntomas no inmediatos (véanse Notas).	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Posición de semiincorporado. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.
Piel	EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN. Corrosivo. Quemaduras cutáneas graves. Dolor.	Guantes aislantes del frío. Traje de protección.	Aclarar con agua abundante, después quitar la ropa contaminada y aclarar de nuevo. Proporcionar asistencia médica.
Ojos	Corrosivo. Dolor. Visión borrosa. Quemaduras profundas graves.	Gafas ajustadas de seguridad o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
Ingestión			

DERRAMES Y FUGAS	ENVASADO Y ETIQUETADO
Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. Eliminar el gas con agua pulverizada. (Protección personal adicional: traje de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración).	Clasificación UE Símbolo: T, C R: 23-35 S: (1/2-)9-26-36/37/39-45 Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 2.3 Riesgos Subsidiarios de las NU: 8
RESPUESTA DE EMERGENCIA	ALMACENAMIENTO
Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20S1050 Código NFPA: H 3; F 0; R 1;	Separado de sustancias combustibles y reductoras, oxidantes fuertes, bases fuertes, metales. Mantener en lugar fresco, seco y bien ventilado.

IPCS
International
Programme on
Chemical Safety



Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © IPCS, CE 2005

VÉASE INFORMACIÓN IMPORTANTE AL DORSO

Fichas Internacionales de Seguridad Química

CLORURO DE HIDRÓGENO**ICSC: 0163**

DATOS IMPORTANTES

ESTADO FÍSICO; ASPECTO:

Gas licuado comprimido incoloro, de olor acre.

PELIGROS FÍSICOS:

El gas es más denso que el aire

PELIGROS QUÍMICOS:

La disolución en agua es un ácido fuerte, reacciona violentamente con bases y es corrosiva. Reacciona violentamente con oxidantes formando gas tóxico de cloro (ver ICSC 0126). Ataca a muchos metales en presencia de agua formando gas inflamable/explosivo de hidrógeno (ver ICSC 0001).

LÍMITES DE EXPOSICIÓN:

TLV: 2 ppm (valor techo); A4 (ACGIH 2004).

MAK: 2 ppm, 3 mg/m³, Categoría de limitación de pico: I(2), Riesgo para el embarazo: grupo C (DFG 2004).

VÍAS DE EXPOSICIÓN:

La sustancia se puede absorber por inhalación.

RIESGO DE INHALACIÓN:

Al producirse una pérdida de gas se alcanza muy rápidamente una concentración nociva de éste en el aire.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN:

La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia es corrosiva para los ojos, la piel y el tracto respiratorio. La inhalación de altas concentraciones del gas puede originar neumonitis y edema pulmonar, dando lugar a síndrome de disfunción reactiva de las vías aéreas (RADS) (ver Notas). Los efectos pueden aparecer de forma no inmediata. Se recomienda vigilancia médica.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA:

La sustancia puede afectar al pulmón, dando lugar a bronquitis crónica. La sustancia puede causar erosiones dentales.

PROPIEDADES FÍSICAS

Punto de ebullición: -85 °C

Punto de fusión: -114 °C

Densidad: 1.00045 g/l (gas)

Solubilidad en agua, g/100 ml a 30 °C: 67

Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.3

Coefficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 0.25

DATOS AMBIENTALES

NOTAS

El valor límite de exposición laboral aplicable no debe superarse en ningún momento de la exposición en el trabajo. Los síntomas del edema pulmonar no se ponen de manifiesto, a menudo, hasta pasadas algunas horas y se agravan por el esfuerzo físico. Reposo y vigilancia médica son, por ello, imprescindibles. Debe considerarse la inmediata administración de un aerosol adecuado por un médico o persona por él autorizada. NO pulverizar con agua sobre la botella que tenga un escape (para evitar la corrosión de la misma). Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Otros números NU: 2186 (líquido refrigerado) clase de peligro: 2.3; riesgo subsidiario: 8; 1789 (ácido clorhídrico) clase de peligro: 8, grupo de envasado II o III. Las disoluciones acuosas pueden contener hasta un 38% de cloruro de hidrógeno. Esta ficha ha sido parcialmente actualizada en abril de 2005: ver Límites de exposición, Respuesta de Emergencia.

INFORMACIÓN ADICIONAL

Límites de exposición profesional (INSHT 2011):

VLA-ED: 5 ppm; 7,6 mg/m³

VLA-EC: 10 ppm, 15 mg/m³

Notas: Agente químico que tiene establecido un valor límite indicativo por la UE.

Nota legal

Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.

A.12 MANTENIMIENTO DE LAS INSTALACIONES

A continuación se muestran las amenazas según su probabilidad y factor de fallo.

Tabla A.12.1. Amenazas según su probabilidad y factor de fallo.

Probabilidad de amenaza	Factor de fallo
Pérdida de producción	
A	Pérdida de producción equivalente a 5 días de producción. Parada producción y no cumplimiento con el cliente.
B	Pérdida de producción equivalente a 1 día de producción.
C	Pérdida de producción equivalente a más del 25% de un día de producción
D	Pérdida de producción equivalente hasta un 25% de un día de producción.
E	Interrupción breve de la producción con pérdidas de rendimiento no mesurables.
Coste de reparación	
A	> 1milion de €
B	> 100,000 €
C	> 10,000 €
D	> 1,000 €
E	< 1,000 €
Medio ambiente	
A	Fuga de producto fuera los límites de la fábrica (HCl, CO2)
B	Fuga de producto dentro los límites de la fábrica (HCl, CO2)
C	Pequeña fuga sin consecuencias medioambientales relevantes
D	No tratamiento de agua residual
E	
Seguridad y salud	
A	Accidente de trabajo con lesiones permanente o víctimas mortales
B	Accidente de trabajo con o sin bajas.
C	Lesiones con atención primaria
D	
E	

Tal y como se observa en la tabla, la magnitud de daño puede tomar los siguientes valores: Nada grave (E-1), Algo grave (D-2), Grave (C-3), Muy grave (B-4) y Catastrófico (A-5). El número que acompaña a la letra es el valor el cual se multiplicará en la matriz de riesgo para obtener el valor del riesgo.

La matriz que resulta, es como la que muestra en la figura A.12.1. Los números de dentro de la matriz corresponden al resultado de la fórmula 7.1.

	Muy improbable <0.01 %	Improbable 0.01% - 1%	Posible 1% - 10%	Probable 10%-80%	Muy probable >80%	
A	5	10	15	20	25	Catastrófico
B	4	8	12	16	20	Muy grave
C	3	6	9	12	15	Grave
D	2	4	6	8	10	Algo grave
E	1	2	3	4	5	Nada grave
	1	2	3	4	5	

Figura A.12.1. Matriz de riesgo.

Seguidamente se muestra en análisis individual del riesgo de los equipos en estudio y las medidas de mantenimiento acorde a su nivel de riesgo.

A.12.1. Mezclador estático MA001

La probabilidad de que el mezclador falle es muy improbable ya que el posible fallo sería producido por un aplastamiento del equipo y es un hecho no común. Por otro lado, la gravedad de este fallo según el coste de reparación sería de tipo C y medioambientalmente sería de tipo D ya que no se podrían tratar las aguas. Debido a que se usa el factor más restrictivo C, el mezclador quedaría clasificado en la matriz con riesgo aceptable (bajo), por lo que resulta un riesgo marginal y aunque no requiere medidas preventivas de antemano, durante las paradas planificadas de planta se realizará una limpieza y comprobación del estado del mezclador.

A.12.2. Columna de *stripping* KA001

La probabilidad de que la columna falle es posible ya que, se pueden producir fugas y desgaste en las juntas por corrosión/agrietamiento del material o por obstrucción del plato dispersor. La gravedad de este fallo, medioambientalmente produciría una fuga de producto sin consecuencias medioambientales relevantes, tipo C, ya que en caso de que hubiese una fuga, ésta se iría al cubeto de contención. Si el empaquetado está en mal estado, la única consecuencia sería un peor rendimiento de separación pero sin consecuencias de seguridad, tipo D. De este modo, el factor más restrictivo sería medioambiental con consecuencia tipo C. Por lo tanto, el riesgo de este equipo es aceptable (medio).

Se estudian las posibles medidas preventivas para reducir el nivel de riesgo anualmente: Realizar revisiones de las conexiones e integridad del material, realizar análisis de ultrasonidos en las paredes para controlar las pérdidas de espesor del material y poder calcular su vida útil. Además, se programa la limpieza y revisión del plato distribuidor y del relleno durante las paradas programadas de planta.

A.12.3. Tanque BA001

La probabilidad de que el tanque falle es posible y como la columna KA001, tendría las mismas consecuencias medioambientales por fugas, correspondiéndole una magnitud de daño C, ya que una fuga provocaría, como mucho, que su contenido fuese al cubeto de contención, por lo cual no tiene consecuencias medioambientales relevantes. Por tanto, el riesgo de este equipo es aceptable (medio).

El mantenimiento predictivo a seguir anualmente consistirá en la revisión de las conexiones e integridad del material, realizar análisis de ultrasonidos para controlar el espesor del material y poder prever su vida útil.

A.12.4. Bombas PA001-A/B

La probabilidad de que las bombas fallen es probable, ya que este equipo rotativo es susceptible a la rotura de piezas desde los rodamientos hasta el motor. También se pueden producir fugas en las conexiones o pérdida de la estanqueidad de las juntas por efecto de las vibraciones. Aun así, debido a la redundancia de las bombas PA001-A/B la probabilidad de fallo se reduce a posible. El factor más restrictivo para estos fallos es el coste de reparación; si se tratara de una pequeña reparación correspondería a una consecuencia E y en caso de la necesidad de cambio del equipo, sería de tipo D.

En el aspecto medioambiental correspondería a una fuga dentro del cubeto, por lo que no tendría consecuencias relevantes (C). La más restrictiva es la medioambiental por lo que la gravedad de fallo es de tipo C. Por tanto, el riesgo de las bombas es un riesgo aceptable (medio) y se estudian las posibles medidas para reducir su riesgo.

Para disminuir este riesgo a un riesgo aceptable, se realizan las siguientes acciones de mantenimiento preventivo: mensualmente, se realizará un análisis de vibraciones, un plan de

mantenimiento anual por termografías y un análisis tribológico anual. Cabe destacar que debido al diseño de bombas redundantes, se realizarán pruebas de funcionamiento de las bombas una vez por semana.

Como acción predictiva, se realizará un control de la temperatura de la bomba para observar anomalías de funcionamiento e identificar posibles desgastes.

A.12.5. Bomba sumergida PA002

La bomba sumergida tiene una probabilidad de fallo posible, debido a que va a tener menor desgaste por su funcionamiento solo cuando se requiera desalojar el agua de la fosa. La consecuencia de su fallo sería de tipo (C) medioambientalmente, ya que el agua que no se podría desalojar, quedaría retenida en el cubeto. El equipo queda categorizado con riesgo aceptable (bajo) por lo que no requiere medidas preventivas de antemano. Aun así, semanalmente se comprobará su funcionamiento para asegurar que en caso de su necesidad la bomba funcione.

A.12.6. Controlador pH A1001/A1002

El analizador de pH se categoriza con una probabilidad de fallo muy probable y las posibles consecuencias serían categorizadas medioambientalmente de tipo D, ya que no se realizaría un tratamiento adecuado de las aguas residuales. Este equipo tiene un riesgo no aceptable (alto) por lo cual se le aplican las siguientes acciones de mantenimiento para reducirle el riesgo.

Por lo que se refiere a mantenimiento preventivo, se introduce un segundo analizador de pH (A1002), redundante al A1001, con un selector programado. Este selector permitirá definir en cualquier momento cual es el pH máster y cuál es el vigilante. En caso de tener que realizar alguna acción de mantenimiento en alguno de los dos analizadores, se cambiará el

selector sin alterar el proceso, ya que el sistema de regulación seguirá activo dando un valor de medida.

Por otro lado, se le realizará semanalmente una limpieza de las sondas, una inspección visual, una verificación con patrones y se contrastará ésta con el laboratorio. En caso de que se requiera, se realizará una acción proactiva de calibrado o de cambio de electrodo. También se realizará un control de los valores de la impedancia del cristal. Valores anómalos indicarán que los electrodos se encuentran en mal estado y hay que reemplazar el cristal del electrolito, antes de que falle del todo la medida.

Asimismo, se realiza un mantenimiento predictivo ya que, cuando la diferencia de medida entre los dos sea superior a 0.4 puntos de pH, se activará la alarma en panel de control y se realizará una acción proactiva de verificación – calibración.

A.12.7. Válvulas controladoras Y1001, Y1002, Y1003 y Y1004

Las válvulas controladoras tienen una probabilidad de fallo improbable con una consecuencia grave (C) de tipo medioambiental, por posible fuga sin consecuencias medioambientales relevantes. El equipo resulta con un riesgo aceptable (medio) y como medidas preventivas se realizará una inspección visual semanalmente. Se categoriza la válvula Y1001 como válvula de calidad por su importancia en la regulación del proceso y anualmente se comprobará que está correctamente calibrada y no se desajusta de la tolerancia fijada por producción.

A.13 ESTUDIO ECONÓMICO

A.13.1. Inversión en capital fijo

Para poder realizar una estimación de la inversión en capital fijo que supondría la puesta en marcha del nuevo proyecto, se han seguido un conjunto de parámetros empíricos (ref.40) que permiten tener en cuenta todas las acciones necesarias para llevarlo a cabo. Estos parámetros para calcular los diversos costes, directos e indirectos, presentan un factor proporcional respecto al establecido como punto inicial, el cual en este caso es el precio de los equipos. A continuación, en la tabla A.13.1, se muestra la estimación de la inversión inicial en función del coste de los equipos.

Tabla A.13.1. Estimación inversión en capital fijo.

Componentes	Relación con equipos	Coste estimado (€)
Costes directos		
Precio equipos	100	30,559
Instalación equipos	45	13,751
Instrumentación	40	12,224
Tuberías	68	20,780
Instalación eléctrica	11	3,361
Costes indirectos		
Ingeniería y supervisión	33	10,084
Gastos de construcción	41	12,529
Gastos legales	4	122,235
Total costes directos		80,675
Total costes indirectos		144,849
TOTAL I_{FC}		225,524

A.13.2. Estimación de costes de producción

Conociendo los costes de la materia prima (C_{RM}), las *utilities* (C_{UT}) y la mano de obra (C_{OL}) se calcula el coste de producción (COM) el cual está compuesto por los costes directos de producción (DMC), los costes fijos de producción (FMC) y los gastos generales (GE). Para ello, se emplean las expresiones siguientes (ref 42) :

$$DMC = C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1.33 \cdot C_{OL} + 0.069 \cdot FCI + 0.03 \cdot COM \quad (A.13.1)$$

$$FMC = 0.708 \cdot C_{OL} + 0.168 \cdot FCI \quad (A.13.2)$$

$$GE = 0.177 \cdot C_{OL} + 0.009 \cdot FCI + 0.16 \cdot COM \quad (A.13.3)$$

$$COM = 0.280 \cdot FCI + 2.73 \cdot C_{OL} + 1.23 \cdot (C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (A.13.4)$$

A partir de estos valores, se calcula el resto de costes realizando una estimación, la cual se obtiene a partir de una relación de porcentaje extraída de la bibliografía (ref.42). A continuación en la tabla 9.4 se muestran el desglose de costes.

Tabla A.13.2. Desglose de la estimación de costes de producción.

Materias primas	1,088,000
<i>Utilities</i>	42,000
Mano de obra	12,000
Supervisión directa i Trabajo de oficinas	2,200
Mantenimiento y reparaciones	6,300
Suministros de operación	950
Gastos de laboratorio	1,800
Patentes	43,600
Total costes de producción directa	1,200,000
Amortización	10,500
Impuestos locales seguranzas	3,400
Gastos generales	12,300
Total costes fijos de producción	26,200
Gastos de administración	3,100
Investigación y desarrollo	72,600
Total gastos generales	236,000
TOTAL	1,300,000