

# Integración V - Proyecto Final

## Carrera: Ingeniería Química

# Producción de Butadieno por Deshidrogenación de Butanos

### ALUMNOS:

- ✓ Cardoza Carrera, Axel.
- ✓ Moccero, Victoria.
- ✓ Salduna, Mercedes.
- ✓ Truppa, Martín.

### DOCENTES:

- ✓ Titular de Cátedra: Ing. Vrcic, Juan Domingo.
- ✓ Ayudantes: Ing. Nieto, Paola.  
Ing. Rueda, Hernán.

**Año 2021**



## Contenido

1. OBJETIVO	4
2. ALCANCE DEL PROYECTO	4
2.1. Hipótesis de trabajo	4
3. ESTUDIO DE MERCADO	5
3.1. El producto, sus características	5
3.2. Evolución de la producción	11
3.3. Consumo Histórico	12
3.4. Proyecciones de demanda	13
3.5. Determinación de la capacidad de producción de la nueva planta	15
3.6. Materia prima	16
3.7. Clientes y competencia de Productos y Materias Primas	18
4. UBICACIÓN DE LA PLANTA	20
4.1. Factores que influyen en la ubicación de una planta industrial	20
4.2. Métodos para determinar la ubicación, preliminares y finales. Ubicación seleccionada y justificación.	21
4.3. Estudio de suelos	29
4.4. Estudio de Clima	35
4.5. Mano de obra	39
4.6. Estudios de requisitos legales (nacionales, provinciales y municipales, incluyendo los medioambientales)	41
4.7. Logística	43
5. ELECCIÓN DEL PROCESO ÓPTIMO – SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA	44
5.1. Descripción de los distintos procesos posibles	44
5.2. Análisis de las ventajas y desventajas de cada tecnología	50
5.3. Criterios de elección de tecnología	51
5.4. Descripción de la tecnología CATADIENE Introducción al proceso CATADIENE	52
5.5. Descripción detallada del proceso	55
6. DISEÑO BÁSICO DE EQUIPOS	59



6.1.	Determinación de las bases de diseño principales en los límites de la batería	59
6.2.	Diagrama de flujo de procesos (PFD)	61
6.3.	Balance de masa y energía.	62
6.4.	Diseño básico de los equipos principales y auxiliares	63
6.4.1.	Horno H-101	63
6.4.2.	Reactor RX-101	71
6.4.3.	Bomba centrífuga P-106	86
6.4.4.	Tanques de almacenamiento de producto TK-103/104	105
6.4.5.	Intercambiador de calor E-105	115
6.4.6.	Columna de destilación T-104	134
6.5.	Requerimientos de servicios auxiliares	155
7.	DIAGRAMAS Y PLANOS	159
7.1.	Plano de distribución de áreas	159
7.2.	P&ID: Diagrama de instrumentación y cañerías	160
7.2.1.	CONTROL AUTOMÁTICO DEL REACTOR CATADIENE Rx-101/102	160
7.2.2.	CONTROL AUTOMÁTICO DE LA COLUMNA T-104	162
8.	ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL	165
8.1.	Objeto del Estudio de Impacto Ambiental	165
8.2.	Descripción del proyecto objeto del E.I.A.	165
8.2.1.	Tecnología a utilizar	165
8.2.2.	Clasificación de la Complejidad Ambiental	165
8.3.	Matriz de identificación de efectos.	166
8.4.	Matriz de evaluación de efectos	167
8.5.	Plan de Gestión Ambiental	168
8.5.1.	Plan de acción: etapa de operación	169
8.5.2.	Riesgos en operación. Formas de mitigación	170
8.6.	Comunicación con colectivos sociales. Comité de crisis.	173
	Conclusiones	175
9.	ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA Y SELECCIÓN DEL PERSONAL	176
9.1.	Introducción	176



9.2.	Tipo de Sociedad	176
9.3.	Organigrama	176
9.4.	Puestos de trabajo para cada área	181
9.5.	Costo laboral anual	184
9.6.	Seguridad industrial Ley nº 19587	185
9.7.	Vinculación con sindicatos (CCT)	187
9.8.	Riesgos laborales – ART	189
10.	CÁLCULO ECONÓMICO	190
10.1.	Capital Fijo. Concepto	190
10.2.	Estimación del capital fijo	190
10.3.	Capital de trabajo. Concepto.	192
10.4.	Estructura del costo. Costos fijos y variables. Seguros	194
10.5.	Financiamiento	197
10.6.	Precio de venta del butadieno y subproductos	197
10.7.	Diagrama del punto de equilibrio.	199
10.8.	Construcción del diagrama de flujo de fondos	201
10.9.	El valor actual neto	202
10.10.	La tasa interna de retorno	203
10.11.	Tiempo en que se paga la planta	204
10.12.	Sensibilidad a las diferentes variables y toma de decisiones	204
11.	BIBLIOGRAFÍA	208
11.1.	Libros	208
11.2.	Publicaciones periódicas	208
11.3.	Páginas web formato html	210
11.4.	PDF de páginas web	210





## 1. OBJETIVO

Desarrollar la Ingeniería Básica para aprobación de inversión de una planta de obtención de butadieno, mediante la des-hidrogenación de butano, cumpliendo con todas las especificaciones técnicas, de seguridad y medioambiente asociadas a esta industria.

## 2. ALCANCE DEL PROYECTO

Desarrollo de estudio de viabilidad técnico económico, para instalar una planta con una producción anual de 30.000 Tn/año y una pureza superior al 99 % en peso, para abastecer principalmente la industria del caucho sintético.

El desarrollo del estudio, implica realizar FEL I, FEL II Y FEL III (Front End Loading), en un periodo de tiempo no superior al año, debiendo entregar la información para toma de decisión en marzo de 2022. Esto incluye localización de la empresa, obtención de certificado de aptitud ambiental, organigrama y análisis económico y de sensibilidad.

De resultar positivo, dentro del alcance de este trabajo se solicita un estudio de EPC (Engineering, Procurement and Construction / Ingeniería, Compras y Construcción) con tipo de contrato a utilizar y cronograma de ejecución de la obra y fecha de puesta en marcha.

### 2.1. Hipótesis de trabajo

A fin de establecer la demanda futura, se tendrán en cuenta datos de la Asociación Petroquímica y Química Latinoamericana además del Instituto Petroquímico Argentino proyectados a 10 años con un 4 % de crecimiento anual.

Asimismo, en conversaciones con el Ministerio de Producción se informó del proyecto de creación de la Agencia Nacional de Sustitución de Importaciones, Valor Agregado, Tecnificación y Exportaciones (ANSI), como organismo descentralizado del Poder Ejecutivo, la cual impondrá aranceles extraordinarios a la importación, con el objetivo de promover la sustitución de importaciones para desarrollar la industria local.



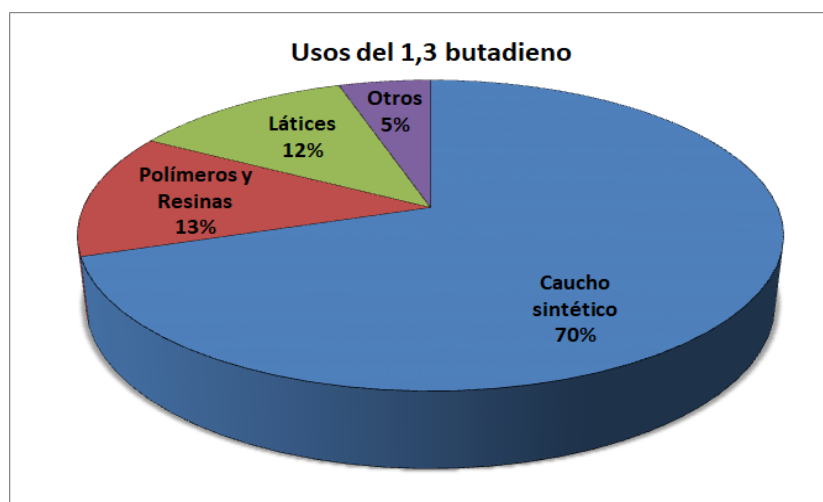
### 3. ESTUDIO DE MERCADO

#### 3.1. El producto, sus características

En nuestro proyecto nos enfocaremos en la industria petroquímica-plástica, ya que los productos plásticos suelen ser demandados por una gran cantidad de industrias (alimenticia, automotriz, eléctrica y electrónica, textil, insumos para la construcción, muebles, entre otras).

En Argentina los requerimientos de materias primas por parte de la industria petroquímica son elevados, incidiendo fuertemente en los costos de producción de polímeros plásticos. La producción de plásticos y caucho sintético en su conjunto representan más del 60% de las compras nacionales.

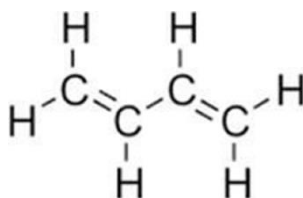
De esta manera, la producción de butadieno a partir de butanos y derivados, tiene un mayor valor y utilidad con el objetivo de producir caucho sintético. Aproximadamente el 70 % del butadieno importado se usa principalmente como monómero en la fabricación de cauchos de síntesis o elastómeros sintéticos, como SBS (estireno-butadieno-estireno), SBR (estireno-butadieno), NBR (caucho de nitrilo), caucho termoplástico, etc; muy empleados principalmente en la producción de neumáticos y otras piezas para la industria automotriz, como así también para suelas de zapatos, adhesivos y sellantes, modificación de asfaltos, y compuestos para una infinidad de aplicaciones.



Gráfica 3.1: Diagrama "usos del butadieno" - Fuente: Secretaría de energía



El butadieno es un producto importante debido a su estructura química, bajo peso molecular y alta reactividad, convirtiéndolo en un elemento muy útil en la síntesis de otros materiales.



1,3-butadieno

#### Características principales:

- Debido a sus dobles enlaces conjugados pueden tomar parte en numerosas reacciones de polimerización con sí mismo y con otros reactivos, así como reacciones de dimerización lineal, trimerización y formación de anillo.
- Inflamable.
- Altamente reactivo
- Soluble en alcohol y éter
- Insoluble en agua
- Polimeriza fácilmente (en particular si el oxígeno está presente).

A continuación, se presenta la Ficha de datos de Seguridad para el Butadieno, de la empresa petroquímica brasileña Braskem”.



## Fichas de datos de seguridad

conforme al Reglamento (CE) N° 1907/2006, de acuerdo con IRAM 4140/2006

Producto: 1,3-butadieno

Fecha de revisión: 16/01/2018 Versión: 1.1

### SECCIÓN 1: Identificación

#### 1.1. Identificador del producto

Forma del producto : Sustancia  
Nombre comercial : 1,3-butadieno  
N° CE : 203-450-8  
N° CAS : 106-99-0  
Fórmula química : C4H6

#### 1.2. Usos pertinentes identificados de la sustancia o de la mezcla y usos desaconsejados

Utilización aconsejada : Fabricación de productos de caucho

#### 1.3. Información acerca del proveedor

Braskem S.A.  
Av. Presidente Costa e Silva, 1178 – Capuava  
CEP: 09270-901 – Santo André/SP

Braskem S.A.  
Rua Eteno, 1561 – Pólo Petroquímico de Camaçari  
CEP: 42810-000 – Camaçari/BA

Braskem S. A.  
BR 386 – Rodovia Tabai/Canoas – km 419  
CEP: 95853-000 – Triunfo/RS

Email de contacto : productsafety@braskem.com

Teléfono de emergencia (CHEMTREC) : 1-800-424-9300

### SECCIÓN 2: Identificación de los peligros

#### 2.1. Clasificación de la sustancia o de la mezcla

##### Clasificación GHS

Gases inflamables Categoría 1  
Gas a presión : Gas licuado  
Mutagenicidad en células germinales, Categoría 1B  
Carcinogenicidad Categoría 1A

##### Efectos adversos fisicoquímicos, para la salud humana y el medio ambiente

Puede causar cáncer, Puede provocar defectos genéticos, El contacto con gas licuado causa quemaduras por congelación, Asfixiante en concentraciones elevadas

#### 2.2. Elementos de la etiqueta

##### Etiquetado según GHS

Pictogramas de peligro (GHS) :



Palabra de advertencia (GHS) :

Indicaciones de peligro (GHS) :

Consejos de prudencia (GHS) :

: Peligro  
H220 - Gas extremadamente inflamable  
H280 - Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento  
H340 - Puede provocar defectos genéticos  
H350 - Puede provocar cáncer  
P201 - Pedir instrucciones especiales antes del uso  
P202 - No manipular la sustancia antes de haber leído y comprendido todas las instrucciones de seguridad  
P210 - Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición. No fumar  
P280 - Llevar gafas de protección, máscara de protección, guantes de protección  
P308+P313 - EN CASO DE exposición demostrada o supuesta: Consultar a un médico  
P377 - Fuga de gas en llamas: No apagar, salvo si la fuga puede detenerse sin peligro  
P381 - Eliminar todas las fuentes de ignición si no hay peligro en hacerlo  
P403 - Almacenar en un lugar bien ventilado  
P405 - Guardar bajo llave  
P410+P403 - Proteger de la luz del sol. Almacenar en un lugar bien ventilado



#### SECCIÓN 4: Primeros auxilios

##### 4.1. Descripción de los primeros auxilios

Medidas de primeros auxilios en caso de inhalación	: Llevar la víctima al aire libre y mantenerlo caliente y tranquilo. En el caso de respiración irregular o parálisis de la misma, utilizar la respiración artificial. En caso de trastornos respiratorios dar oxígeno. Consultar inmediatamente a un médico.
Medidas de primeros auxilios en caso de contacto con la piel	: Retirar la ropa y el calzado contaminados. Lavar inmediatamente con agua abundante (durante al menos 15 minutos). Buscar asistencia médica. NO intente retirar la ropa congelada de la piel, ya que su retirada podría provocar daños graves a los tejidos. La ropa congelada en la piel debería descongelarse antes de su retirada. Descongelar las partes congeladas con agua tibia. No frotar el área afectada. Solicitar inmediatamente consejo/atención médica. Consulte inmediatamente un médico.
Medidas de primeros auxilios en caso de contacto con los ojos	: Aclarar inmediatamente y abundantemente con agua, incluso debajo de los párpados durante por lo menos 20 minutos. Quitar las lentes de contacto, si lleva y resulta fácil. Seguir aclarando. Buscar asistencia médica.

##### 4.2. Principales síntomas y efectos, agudos y retardados

Síntomas y lesiones posibles en caso de inhalación	: Puede provocar una irritación de las vías respiratorias. irritación de las mucosas. Asfixiante en concentraciones elevadas. En altas concentraciones puede provocar depresión del sistema nervioso, dolor de cabeza y debilidad que puede resultar en pérdida de la consciencia.
Síntomas y lesiones posibles en caso de contacto con la piel	: La exposición repetida puede provocar sequedad o formación de grietas en la piel. Erupción/dermatitis. El contacto con el producto puede provocar quemaduras por el frío o congelación.
Síntomas y lesiones posibles en caso de contacto con los ojos	: El contacto con el líquido puede provocar congelación y lesiones oculares graves.
Síntomas y lesiones posibles en caso de ingestión	: La ingestión no se considera una vía potencial de exposición.
Síntomas crónicos	: Puede causar cáncer. Puede provocar defectos genéticos.

##### 4.3. Indicación de toda atención médica y de los tratamientos especiales que deban dispensarse inmediatamente

Tratamiento sintomático.

#### SECCIÓN 5: Medidas de lucha contra incendios

##### 5.1. Medios de extinción

Medios de extinción apropiados	: dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> ), polvo químico seco y espuma. Agua.
Medios de extinción no apropiados	: Ninguno conocido.

##### 5.2. Peligros específicos derivados de la sustancia o la mezcla

Peligro de incendio	: Muy inflamable. Peligro de ignición a todas las temperaturas. Riesgo de rápida formación de mezclas explosivas cuando se combina con el aire. Por combustión, forma: Dióxido de carbono. Monóxido de carbono.
Peligro de explosión	: Explosividad. La exposición al fuego puede provocar la rotura o la explosión de los recipientes.
Reactividad	: Posibilidad de polimerización durante la producción, almacenamiento y transporte con una rápida liberación de calor y presión. La reacción puede ser desencadenada por altas temperaturas, óxido, o la presencia de oxígeno y peróxidos.

##### 5.3. Recomendaciones para el personal de lucha contra incendios

Instrucciones para extinción de incendio	: Fuga de gas en llamas: No apagar, salvo si la fuga puede detenerse sin peligro. Enfriar con agua los envases cerrados expuestos al fuego. Permanecer en el lado donde sople el viento.
Equipos de protección que debe llevar el personal de lucha contra incendios	: Protección personal adicional: traje de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración. Véase capítulo 8.





## SECCIÓN 6: Medidas en caso de vertido accidental

### 6.1. Precauciones personales, equipo de protección y procedimientos de emergencia

Medidas generales : Limitar el acceso al personal de limpieza estrictamente necesario.

#### 6.1.1. Para el personal que no forma parte de los servicios de emergencia

Equipo de protección : Úsese indumentaria y guantes adecuados y protección para los ojos/la cara. Véase capítulo 8.

Procedimientos de emergencia : Mantener alejado de fuentes de calor, chispas, llama abierta o superficies calientes. - No fumar. Evacuar el personal no necesario.

#### 6.1.2. Para el personal de emergencia

Equipo de protección : Úsese indumentaria y guantes adecuados y protección para los ojos/la cara. Véase capítulo 8.

Procedimientos de emergencia : Limpiar derrames inmediatamente. Elimine cualquier posible fuente de ignición. Ventilar la zona afectada. Utilice ventilación/agua atomizada/nebulizada para dispersar los vapores.

### 6.2. Precauciones relativas al medio ambiente

Evitar la descarga en el medio ambiente.

### 6.3. Métodos y material de contención y de limpieza

Para retención : Ventilar la zona afectada. Detener la fuga, a ser posible sin exponerse a riesgos.

Procedimientos de limpieza : Ventilar la zona afectada. Utilizar un chorro de agua para dispersar los vapores.

## SECCIÓN 7: Manipulación y almacenamiento

### 7.1. Precauciones para una manipulación segura

Precauciones para una manipulación segura : Utilizar únicamente herramientas que no produzcan chispas. Utilizar equipos eléctricos/mecánicos con derivación a tierra. Conectar a tierra/enlace equipotencial del recipiente y del equipo de recepción. No las transfiera en virtud presión de aire u oxígeno. Mantener alejado de fuentes de calor, chispas, llama abierta o superficies calientes. - No fumar.

Medidas técnicas : Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico e iluminación antideflagrantes.

Medidas de higiene : Retirar la ropa contaminada. Las prendas de trabajo contaminadas no podrán sacarse del lugar de trabajo. No comer, beber ni fumar en lugares donde se utiliza el producto.

### 7.2. Condiciones de almacenamiento seguro, incluidas posibles incompatibilidades

Medidas técnicas : Solo utilizar herramienta que sea antiestática (sin chispas). Utilizar un material eléctrico antideflagrante. Utilizar un material de iluminación antideflagrante. Utilizar un material de ventilación antideflagrante. Asegurar una ventilación adecuada. Prever fuentes de emergencia para el lavado de ojos y duchas de seguridad en las áreas con riesgo de exposición.

Condiciones de almacenamiento : Mantener alejado de fuentes de calor, chispas, llama abierta o superficies calientes. - No fumar. Mantenga almacenada la menor cantidad posible. Manténgase en un lugar seco, fresco y bien ventilado. Mantenga las botellas en posición vertical, fijado a la pared o estructura sólida. Asegurarse que las válvulas de las botellas están cerradas y No fugan. No lo guarde en el nivel subterráneo.

Materiales incompatibles : Aire. Oxígeno. Oxidantes potentes. Cobre. Aleación de Monel, tetrahidroborato de aluminio, vinilacetileno, cromo-aldehído, trifluoruro de boro, fenol, soluciones concentradas de nitrito de sodio (5%), halógeno.

Material de embalaje : Acero al carbono o inoxidable cilindros de acero.



## SECCIÓN 8: Controles de exposición/protección individual

### 8.1. Parámetros de control

#### 1,3-butadieno (106-99-0)

Argentina	Concentración máxima permisible ponderada en el tiempo (CMP)	2 ppm
Argentina	Notaciones & Efectos Críticos	A2: Cáncer

### 8.2. Controles de la exposición

Controles técnicos apropiados	: Garantizar una extracción o una ventilación general del local para reducir las concentraciones de vapores. Utilizar únicamente herramientas que no produzcan chispas. Prever fuentes de emergencia para el lavado de ojos y duchas de seguridad en las áreas con riesgo de exposición.
Protección de las manos	: Guantes de protección de PVC. Se recomienda de aclarar con el fabricante para uso especial la consistencia de productos químicos de los guantes protectores arriba mencionados
Protección ocular	: Es preferible no llevar lentes de contacto. Se requieren gafas químicas y / o caretas para evitar posibles contactos con los ojos, irritación o lesión
Protección de la piel y del cuerpo	: Úsese indumentaria protectora adecuada
Protección de las vías respiratorias	: Debe utilizarse un aparato respiratorio autorizado para vapores orgánicos, con suministro de aire o autónomo, siempre que la concentración de vapores supere los límites de exposición tolerables
Protección contra peligros térmicos	: Use guantes aislantes de frío y protección facial o protección ocular.

## SECCIÓN 9: Propiedades físicas y químicas

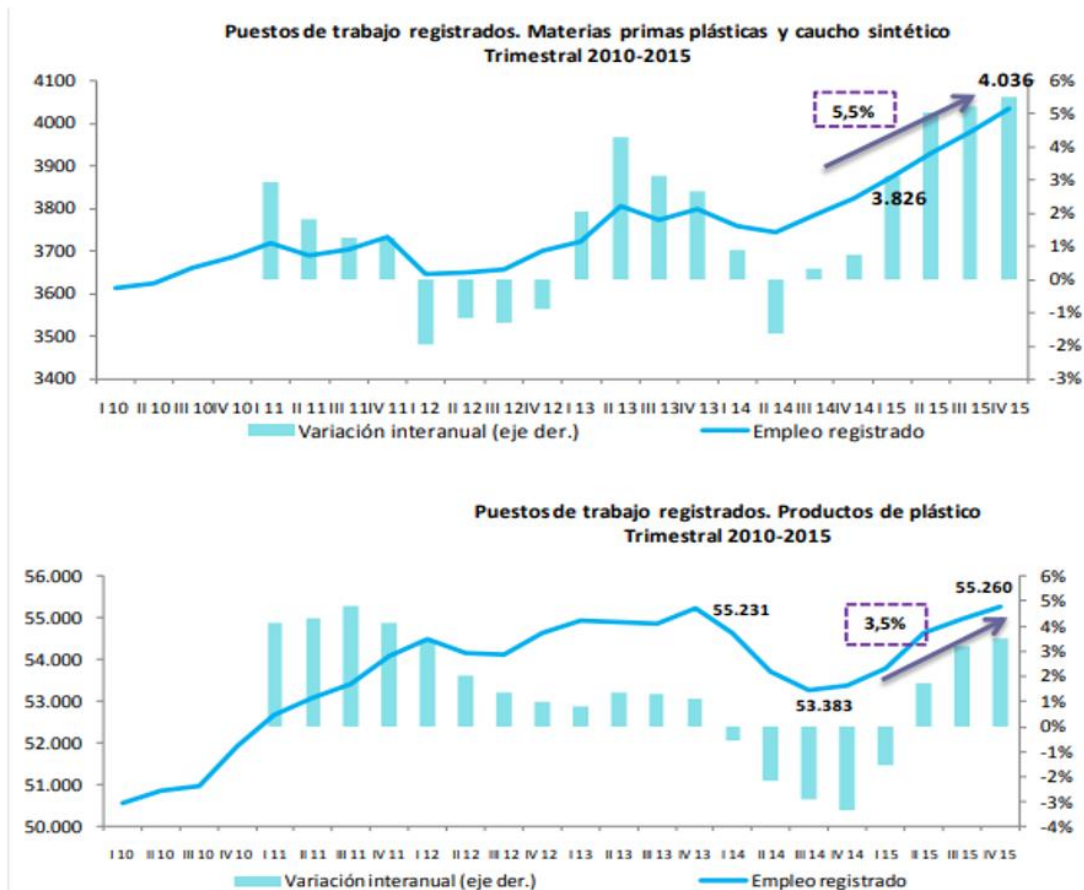
### 9.1. Información sobre propiedades físicas y químicas básicas

Forma/estado	: Gas
Apariencia	: No hay datos disponibles
Color	: sin color.
olor	: Aromático dulce. similar a la gasolina.
Umbral olfativo	: No hay datos disponibles
pH	: No hay datos disponibles
Solución pH	: No hay datos disponibles
Velocidad de evaporación relativa (acetato de butilo=1)	: No hay datos disponibles
Grado de evaporación (éter=1)	: No hay datos disponibles
Punto de fusión	: -108,9 °C
Punto de solidificación	: No hay datos disponibles
Punto de ebullición	: -4,41 °C
Punto de inflamación	: -85 °C (Copa cerrada)
Temperatura crítica	: 152 °C
Temperatura de autoignición	: 420 °C
Temperatura de descomposición	: No hay datos disponibles
Inflamabilidad (sólido, gas)	: No hay datos disponibles
Presión de vapor	: 248,9 kPa (21.1°C)
Presión de vapor a 50°C	: No hay datos disponibles
Densidad relativa de vapor a 20 °C	: 1,87 (15 °C)
Densidad relativa	: No hay datos disponibles
Densidad relativa de mezcla saturada de vapor/aire	: No hay datos disponibles
Densidad	: 0,65 g/cm <sup>3</sup> (-6 °C)
Densidad de gas relativa	: No hay datos disponibles
Solubilidad	: Agua: Poco soluble
Log Pow	: 1,85 (23 °C)
Log Kow	: No hay datos disponibles
Viscosidad, cinemática	: No hay datos disponibles
Viscosidad, cinemática (valor calculado) (40 °C)	: No hay datos disponibles



### 3.2. Evolución de la producción

La mayor parte del empleo corresponde a la fabricación de productos de plástico que sumó 55260 puestos, mientras que el empleo en la fabricación de materias primas plásticas y caucho sintético ascendió a 4036 puestos.



Gráfica 3.2: Puestos de trabajo - Fuente: Informes de Cadenas de Valor, Año 1 / N°10/ Agosto 2016.  
Petroquímica-Plástica

En los últimos años estos sectores se vieron afectados por la presente pandemia, aun así, los mercados de los productos del petróleo seguirán siendo significativos y las posibilidades de expandir la producción en la Argentina se verán beneficiadas.

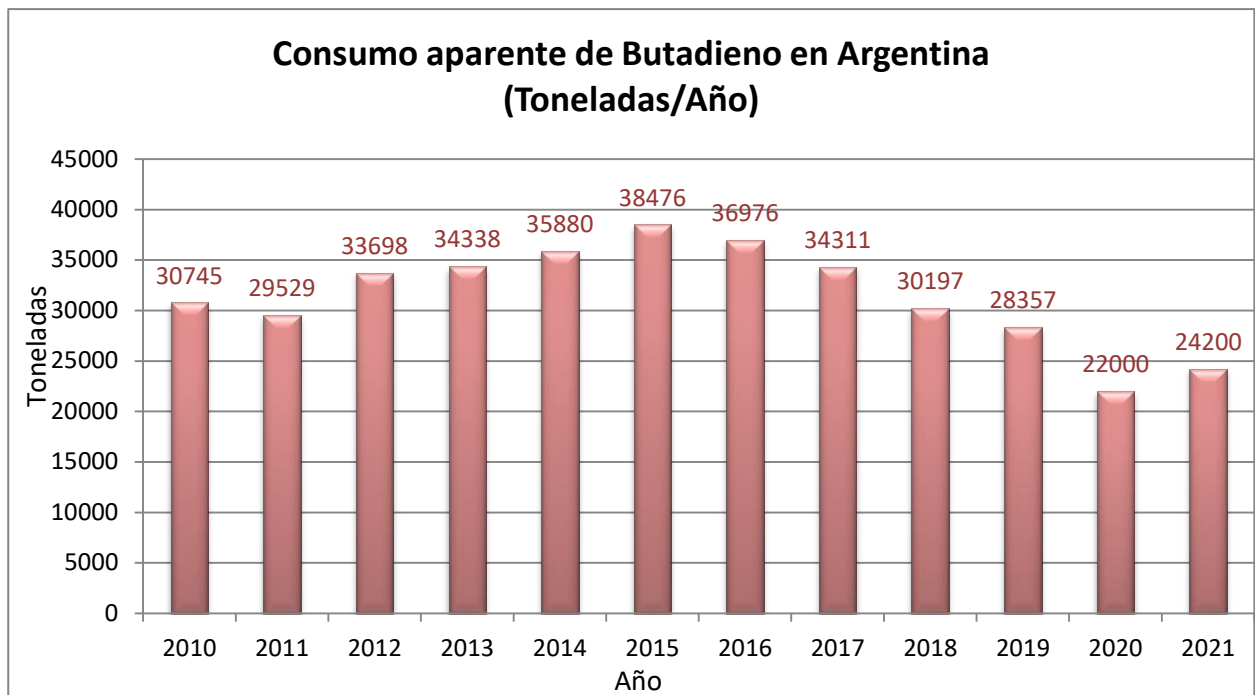
A mediano y largo plazo, el potencial con que cuenta el país para el desarrollo de recursos no convencionales se presenta como una oportunidad para incrementar los niveles de producción y reservas de hidrocarburos, haciendo posible que se abran nuevas oportunidades de inversión en varios segmentos de la industria.





### 3.3. Consumo Histórico

Argentina no cuenta con producción nacional de butadieno desde la década del 70, por lo que la totalidad de la demanda requerida para la industria del caucho y el látex debe ser importada. Por tal motivo, los valores de importación de dicho producto reflejan el consumo total anual en Argentina.



Gráfica 3.3: Consumo histórico de butadieno basado en importaciones - Fuente: Instituto Petroquímico Argentino.

De su análisis se puede observar que hubo una marcada tendencia creciente de consumo hasta el año 2015 y, si bien en los años 2016 y 2017 se aprecia un leve descenso, los valores rondan dentro del promedio general de 33.000 toneladas/año.

Sin embargo, en el gráfico se registra una caída mayor en el consumo de butadieno a partir del año 2017, alejándose de la tendencia histórica. Esto tiene su explicación desde el análisis del contexto socioeconómico del país en los últimos años, en los cuales hubo un marcado decaimiento en la actividad industrial debido tanto a la recesión económica a nivel nacional como a los efectos producidos por la pandemia declarada a raíz del brote por el virus SarCov-19.

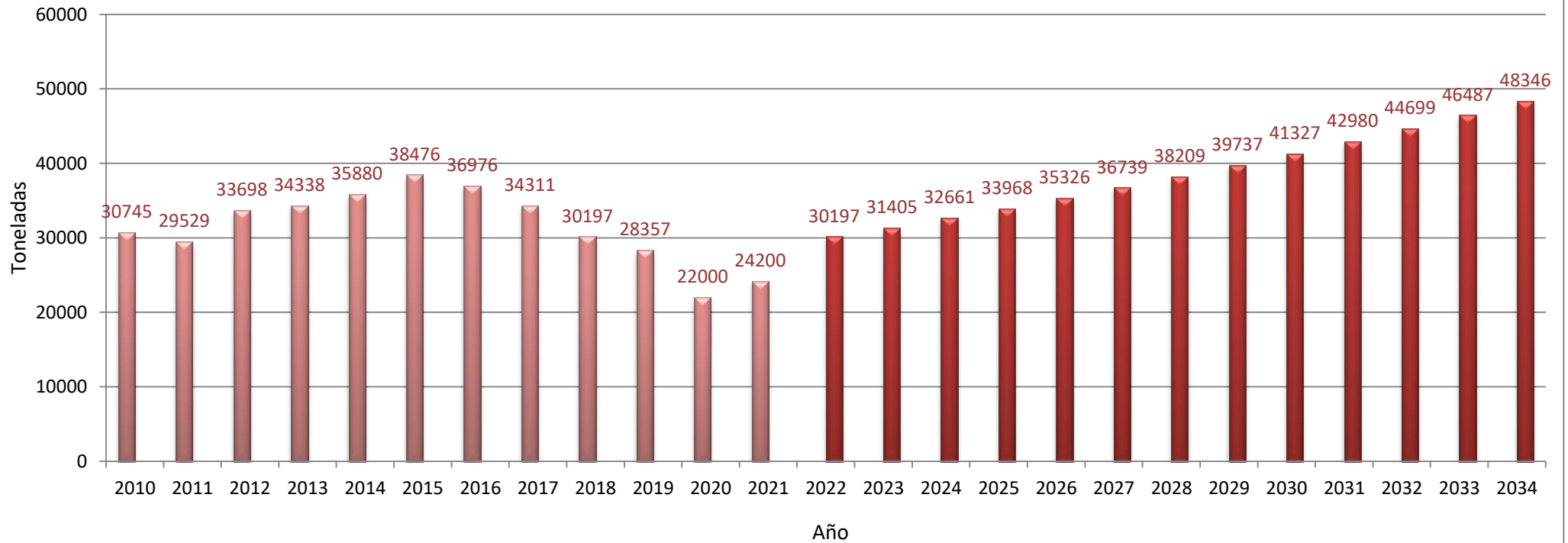


### 3.4. Proyecciones de demanda

Con el fin de evaluar la demanda esperada de Butadieno en Argentina para los años que abarca el presente proyecto (2022-2035), se tuvo en cuenta la tendencia de consumo hasta el año 2017, descartando la caída de los años 2018-2021, años en los cuales, según se analizó en el apartado anterior, no se refleja la tendencia histórica nacional. Con esa base, y estimando un crecimiento esperado para la Industria petroquímica, en general del 4% anual, se realizó la siguiente proyección para la demanda.

Sabiendo que en la Argentina no hay producción de Butadieno y que toda industria que hace uso de este compuesto se abastece de las importaciones, el proyecto tiene como finalidad la de poder sustituir parte de las importaciones que demanda el país.

## Proyección de consumo de Butadieno en Argentina (Toneladas/Año)

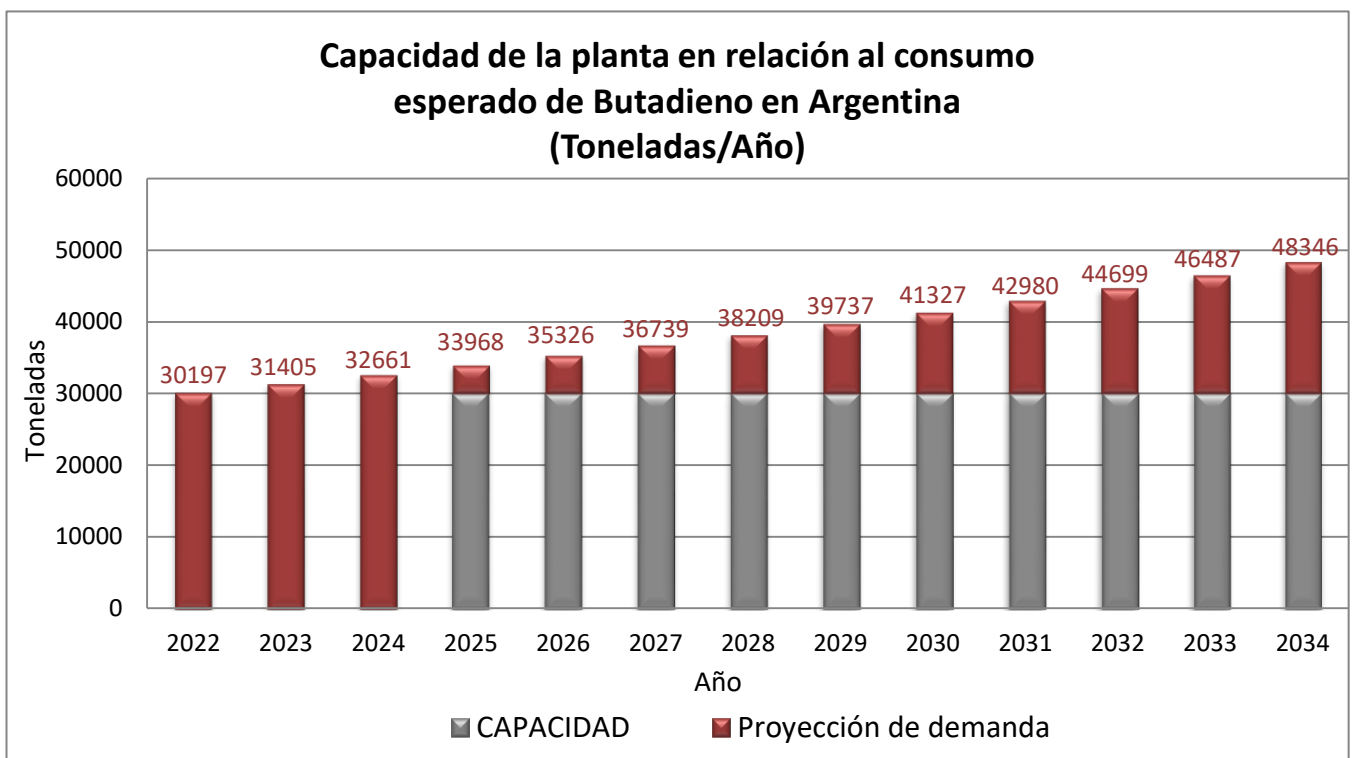


Gráfica 3.4: Proyección de demanda de butadieno en Argentina - Fuente: Proyección hecha en base a datos del Instituto Petroquímico Argentino



### 3.5. Determinación de la capacidad de producción de la nueva planta

Basándose en la hipótesis de trabajo planteada en el apartado 2.1, se tiene como finalidad la producción de butadieno para abastecer a la industria nacional del caucho, buscando sustituir de esta manera el 60 % de la demanda de importación de este producto hacia el año 2034. Asimismo, considerando que la planta entraría en operación en el 2025, año para el cual se espera una demanda de aproximadamente 40.000 toneladas, la capacidad evaluada se encuentra dentro de los límites de requerimiento nacional, asegurándose así que no haya un exceso de producción que no pueda ser volcada al mercado.



Gráfica 3.5: Evaluación de la capacidad de producción de la planta en relación a la demanda de butadieno en Argentina - Fuente: Proyección hecha en base a datos del Instituto Petroquímico Argentino



### 3.6. Materia prima

Como materia prima del proceso, se utilizará Butano, el mismo tiene diversos usos en la industria, siendo uno de los principales como gas licuado de petróleo (GLP) para su venta en uso domiciliario.

El butano es un gas derivado del petróleo que puede generarse o producirse en una refinería. Es un hidrocarburo saturado cuya utilidad básicamente es ser usado como combustible en la misma refinería o ser envasado en garrafas con mezcla de propano formando el GLP y así ser usado como combustible doméstico. En algunas grandes empresas se comenzó a aprovechar el butano dándole un mayor valor agregado convirtiéndolo en butadieno ya que este nuevo compuesto, también en forma de gas, se utiliza como materia prima para la producción de numerosos polímeros, látex y elastómeros sintéticos.

Algunas características positivas del butano son:

- Bajo costo de los alcanos ligeros.
- Disponibilidad.
- Ambientalmente aceptables.
- Baja reactividad química.
- Gran potencial para su conversión a hidrocarburos insaturados

Según estudios hechos por Instituto Argentino del Petróleo y del Gas, se observa que la producción de butanos se ha mantenido relativamente constante entre los años 2011 y el 2018.



PRODUCCIÓN EN CENTROS DE TRATAMIENTO DE GAS (CTG) 2011 - 2018  
Unidades originales

	Propano (ton)	Butano (ton)	Gas Licuado (ton)	Gasolina (m <sup>3</sup> )	Condensado (m <sup>3</sup> )	Etano (ton)
2011	1.143.613	768.360	63.907	629.097	48	810.586
2012	1.056.224	707.042	65.516	568.676	-	824.646
2013	1.019.987	650.932	69.209	449.034	-	837.292
2014	1.027.698	650.745	67.503	453.589	-	889.009
2015	949.350	609.787	65.847	438.235	-	908.055
2016	938.425	621.195	63.351	444.224	-	990.848
2017	941.981	546.783	64.268	468.246	94.773	939.631
2018	992.190	656.346	56.394	478.002	85.406	912.583

Tabla 3.1: Producción de gas Butano el 2011 y 2018 - Fuente: La industria Argentina de los Hidrocarburos / Panorama general al 2019 / Instituto Argentino del Petróleo y del Gas.

Durante el 2019 y 2020, se produjeron 557734 y 444973 toneladas respectivamente de butanos y otros C<sub>4</sub> a partir de los subproductos obtenidos por refinería.

ELABORACION POR EMPRESA - AÑO 2019												
Empresas	DAPSA	NEW AMERICAN OIL	PAMPA ENERGIA S.A.	PAN AMERICAN ENERGY	PETROLEO RA DEGAB	POLIPETROL S.A.	REFINOR S.A.	REFIPAM PA S.A.	SHELL CAPSA	Trafigura Argentina S.A.	YPF S.A.	TOTAL
<b>SUBPRODUCTOS OBTENIDOS</b>												
Gas Refinería (Mm3)			17,869.1	178,797.0		146.0	25,895.6		126,708.0	120,828.1	659,888.1	1,130,132
Propano y otros C3 (ton)				79,613.0			2,816.0		50,981.0	12,998.0	307,760.0	454,168
Butano y otros C4 (ton)			10,575.3	97,482.0			7,515.0		65,199.0	50,274.9	326,688.0	557,734

Tabla 3.2: Producción de gas Butano en 2019 - Fuente: La industria Argentina de los Hidrocarburos / Panorama general al 2019. Instituto Argentino del Petróleo y del Gas.

ELABORACION POR EMPRESA - AÑO 2020												
Empresas	DAPSA	NEW AMERICAN OIL	PAMPA ENERGIA S.A.	PAN AMERICAN ENERGY	PETROLEO RA DEGAB	POLIPETROL S.A.	REFINOR S.A.	REFIPAM PA S.A.	SHELL CAPSA	Trafigura Argentina S.A.	YPF S.A.	TOTAL
<b>SUBPRODUCTOS OBTENIDOS</b>												
Gas Refinería (Mm3)				166,228.0		143.0	19,758.6		185,013.0	98,900.7	561,802.5	1,031,845.8
Propano y otros C3 (ton)				62,503.0			1,375.0		41,622.0	11,773.5	208,950.0	326,223.5
Butano y otros C4 (ton)				97,311.0			4,497.9		55,562.0	50,110.8	237,492.0	444,973.7

Tabla 3.3: Producción de gas Butano en 2020 - Fuente: La industria Argentina de los Hidrocarburos / Panorama general al 2019. Instituto Argentino del Petróleo y del Gas.



La materia prima que se usará para la planta de Deshidrogenación de Butano será una corriente disponible de la empresa YPF – Refinería La Plata, carga que antes usaba la planta de MTBE, la cual ahora se encuentra sin actividad. Dicha carga tiene una composición del 1,4 % de Propano, 32,8 % de Isobutano, 64,6 % de n-Butano y 1,2 % de Isopentano.

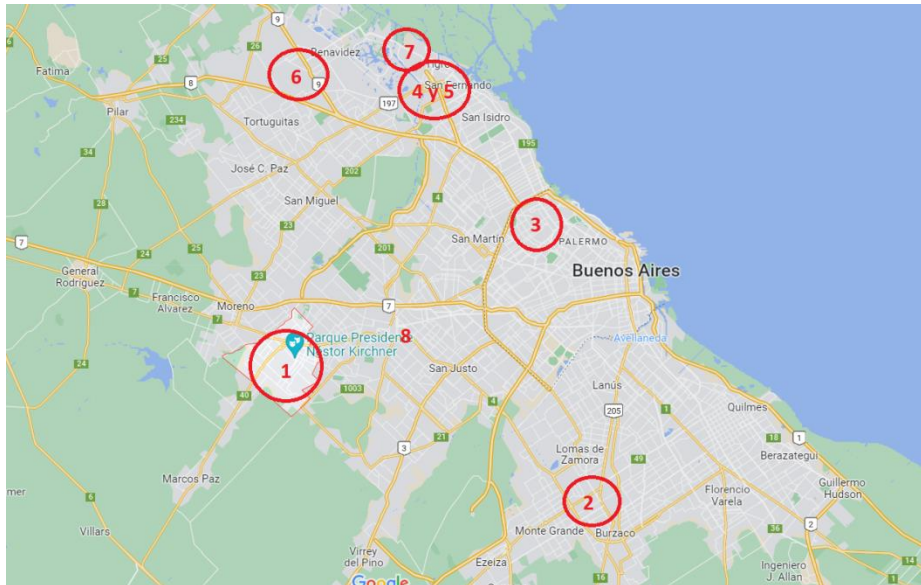
### 3.7. Clientes y competencia de Productos y Materias Primas

Al no haber producción nacional y tratarse de un producto 100 % importado, la principal competencia son las compañías importadoras, las cuales van a ser reguladas por el Ministerio de Desarrollo Productivo.

Los principales clientes serán las empresas fabricantes de neumáticos como Fate, Michelin, Pirelli y Bridgestone, las cuales tienen sus plantas de producción mayormente localizadas en la zona del Gran Buenos Aires.

Referencia	Provincia	Localidad	Empresa
1	Buenos Aires	Merlo	Pirelli
2	Buenos Aires	LLavallol	Bridgestone
3	Buenos Aires	Saavedra	Fate
4	Buenos Aires	San Fernando	Fate
5	Buenos Aires	San Fernando	Pirelli
6	Buenos Aires	Garín	Fate
7	Buenos Aires	Victoria	Fate
8	Buenos Aires	Tandil	Michelin
9	Santa Fé	Granadero Baigorria	Michelin
10	Córdoba	Morteros	Michelin
11	Misiones	Oberá	Michelin

Tabla 3.4: Localidades productoras de neumáticos - Fuente: Producción de Neumáticos en Argentina (2016) - Fuente: Programa Interdisciplinario de la UBA para el Desarrollo, PIUBAD Observatorio de Ramas Productivas 2017 - Autopartes – Neumáticos



Gráfica 3.6: Localidades productoras de neumáticos - Fuente: Producción de Neumáticos en Argentina (2016) - Fuente: Programa Interdisciplinario de la UBA para el Desarrollo, PIUBAD

Observatorio de Ramas Productivas 2017 - Autopartes - Neumáticos

**Nota: por simplicidad no se representan en el mapa las plantas 8, 9, 10 y 11.**

En cuanto a la materia prima, será comprada a la empresa YPF; el butano en la mencionada empresa está disponible debido a que la planta de MTBE está parada. La materia prima podría tener competencia si YPF desea utilizarla para realizar algún otro negocio con el butano en cuestión, lo cual implicaría un riesgo de desabastecimiento en la provisión de butano para la planta deshidrogenadora; para evitar lo anteriormente mencionado, se establecerán cláusulas mediante contrato que aseguren la provisión de butano por el plazo de 10 años. Existe la opción de adquirir butano a partir de otras de otras refinerías de la región, aunque se debería tener en consideración el aumento del costo debido a la logística.





## 4. UBICACIÓN DE LA PLANTA

### 4.1. Factores que influyen en la ubicación de una planta industrial

La adecuada ubicación de la planta industrial, es tan importante para su éxito posterior, como lo es la elección del proceso mismo, y por lo tanto para lograr esto, se procurará naturalmente hacer el análisis tan amplio como sea posible y no se dejarán de incluir en él, los valores intangibles que se conozcan o perciban a través del estudio.

El fin perseguido en cualquier problema sobre localización o ubicación de fábricas es la elección del lugar que permitirá reunir los materiales necesarios, realizar los procesos de fabricación y entregar el producto a los clientes con el costo total más bajo posible.

Factores a tener en cuenta para la ubicación de la planta:

#### 1) Disponibilidad de Materia Prima e insumos.

- Principales fuentes de abastecimiento - Distancia.
- Canales de distribución
- Costo de diversos medios de transporte.
- Uso de materiales sustitutivos.

#### 2) Zonas de consumo o Mercados.

- Distancia - Disponibilidad y costo de diversos medios de transporte.
- Potencialidad relativa de los mismos.
- Crecimiento o disminución del Mercado. Tendencias.
- Competencia - Presente y futura.

#### 3) Suministro de Energía y de Combustibles.

- Principales fuentes de abastecimiento - Distancia.
- Reservas futuras.
- Sistema de comercialización
- Costos de los diversos transportes - Distancia.

#### 4) Suministro de Agua.



- Calidad - Temperatura, contenido de sólidos, contenido de bacterias.
  - Cantidad.
  - Seguridad - Construcción de tanques de almacenamiento
  - Costos.
- 5) Disponibilidad zonal de Mano de Obra.** Influencia en la elección de la localización de la Planta.
- 6) Ubicación geográfica - Mapas y Planos.**
- Clima: Temperaturas Atmosféricas, Humedad, Lluvias, Vientos. Máximas y mínimas. Excepcionales.
  - Topografía del terreno, Resistencia de los Estratos Subyacentes. Sísmica. Estudio de suelos.
- 7) Infraestructura existente y necesidades de completarla.** Vivienda, energía, transporte, agua, desagües.
- 8) Beneficios otorgados exclusivamente por la elección de la localización.**
- 9) Enumeración y fuentes documentales. Influencia en la elección de la zona.** Por disminución de costos. Por disminución de inversiones. Por facilidades crediticias. Otros.
- 10) Importancia de la empresa en y para la región donde se localiza.**

#### **4.2. Métodos para determinar la ubicación, preliminares y finales. Ubicación seleccionada y justificación.**

Para la determinación de la ubicación más conveniente se procederá a utilizar el método de factores ponderados, según lo mencionado anteriormente. Se seleccionará la locación que obtenga el mayor puntaje. Se le asignará a cada uno de los factores un valor en la escala del 0 al 5, considerando; Malo (0-1), todo aquello que pueda generar desventajas como así también contratiempos; Bueno (2-3), lo que resulte favorable para el proceso; y Muy Bueno (4-5) todo aquello que además de ser favorable para el proceso, ayude en la reducción de costos y aumente la productividad del proceso.



### Macro localización

A continuación, se detallarán los terrenos seleccionados para la localización de la planta, la cual se determinará por medio del método de “factores ponderados”.

Para el proyecto se necesita contar principalmente con materia prima, pudiendo obtenerla de algunas de las refinerías del país que cuenten con catalíticos y coque, para ello se analizaron las diferentes refinerías, descartando las que no contaban con los requerimientos ya mencionados, de las cuales, se hallaron 3 posibles lugares de producción de butano (con olefinas); para hacer este estudio es necesaria la siguiente tabla basada en información brindada por el Instituto Argentino del Petróleo y Gas (IAPG):

Empresa	Elaboración de butano 2020 [Tn]	Valor [%]
SHELL	55562	14
AXION	97311	25
YPF (Refinería Ensenada)	99747	26
YPF (gas natural E & P)	71247	18
YPF (Refinería Lujan de Cuyo)	66498	17
Total	390365	100

Tabla 4.1: Producción de gas Butano en Tn - Fuente: IAPG

### Localización 1:

**Dock Sud - Shell:** Es por procesamiento la 4ta refinería del país, cuenta con una planta de Craqueo Catalítico de Fluidos (FCC) y con una unidad de Coque en servicio que proveería a la planta de materia prima. Según la tabla sacada del IAPG, la refinería de Dock Sud contaría con solo el 14,23 % del total del butano de las 3 localidades elegidas.

El Parque Industrial Dock Sud se encuentra alejado de la refinería Shell, esto generaría un tendido de cañerías de varios kilómetros para llevar la materia prima hasta la planta de procesamiento; además, al no contar con antorcha propia, ocurre una desventaja similar a la antes mencionada respecto al tendido de cañerías para llegar desde la antorcha hasta la planta.



**Localización 2:**

**Campana - Axion:** Es por capacidad la tercera refinería del país, encontrándose en Av. Ing. Emilio Mitre 574, B2804 Campana, Provincia de Buenos Aires, cuenta con una producción de butanos y otros C<sub>4</sub> de 97311 Tn que representa el 24,93 % del total, producidos en Pan American Energy.

Esta localización no tiene antorcha propia, ya que el parque industrial de Campana no cuenta con ella, por lo que habría que construir una antorcha cerca de la ubicación de la planta deshidrogenadora o hacer una conexión hasta la refinería ubicada a 6 kilómetros de distancia, con el consiguiente incremento de costos que esto implica. Además, la distancia a la refinería genera también un costo extra en el transporte por ductos de la materia prima.

**Localización 3:**

**Ensenada - YPF:** La más grande refinería del país, YPF, cuenta con una producción de butano del 61 % del total, siendo la de Ensenada la que mayor porcentaje de producción tiene. Esta localización, el Parque Industrial Ensenada, tampoco cuenta con antorcha; pero, a diferencia de las otras, esta se encuentra muy cerca de la refinería, facilitando tanto el acceso a materia prima como el uso de antorcha y servicios auxiliares.

**Características principales:**

- Debido a que las 3 se encuentran geográficamente en la misma región, las condiciones de suelos y clima serán parecidas.
- Todas cuentan con cercanía a la comunidad y mercados.
- Cuentan con vías de acceso de comunicación.
- Tienen la ventaja de estar en el parque industrial, tener un terreno urbanizado y dividido, dotado de infraestructura, carreteras, medios de transporte.
- Cercanía con los servicios auxiliares.
- Disponibilidad de mano de obra.



<b>LOCALIZACIÓN 1 SHELL</b>			
<b>Factores</b>	<b>Importancia</b>	<b>Valoración</b>	<b>Factor</b>
Disponibilidad del terreno	0.2	1	0.2
Cercanía con la materia prima	0.2	1	0.2
Cercanía con la antorcha	0.2	1	0.2
Cercanía con los servicios auxiliares	0.2	1	0.2
Disponibilidad de mano de obra	0.1	4	0.4
Acceso a las vías de comunicación	0.1	5	0.5
<b>TOTAL</b>			<b>1.7</b>

<b>LOCALIZACIÓN 2 AXION</b>			
<b>Factores</b>	<b>Importancia</b>	<b>Valoración</b>	<b>Factor</b>
Disponibilidad del terreno	0.2	3	0.6
Cercanía con la materia prima	0.2	2	0.4
Cercanía con la antorcha	0.2	2	0.4
Cercanía con los servicios auxiliares	0.2	3	0.6
Disponibilidad de mano de obra	0.1	4	0.4
Acceso a las vías de comunicación	0.1	5	0.5
<b>TOTAL</b>			<b>2.9</b>

<b>LOCALIZACIÓN 3 YPF</b>			
<b>Factores</b>	<b>Importancia</b>	<b>Valoración</b>	<b>Factor</b>
Disponibilidad del terreno	0.2	5	1
Cercanía con la materia prima	0.2	4	0.8
Cercanía con la antorcha	0.2	4	0.8
Cercanía con los servicios auxiliares	0.2	4	0.8
Disponibilidad de mano de obra	0.1	4	0.4
Acceso a las vías de comunicación	0.1	5	0.5
<b>TOTAL</b>			<b>4.3</b>

Tablas 4.2: Factores ponderados

*Nota: para la confección de las tablas se utilizó el método de factores ponderados del libro "Evaluación de proyecto" - Autor: Gabriel Baca Ubirna*

En base al análisis realizado, se concluye que la "localización 3" es la más adecuada para la ubicación de la planta de producción de butadieno.



La localización seleccionada desde el análisis macro está ubicada en el “Parque Industrial Ensenada (P.I.E.), de la localidad de Ensenada, provincia de Buenos Aires”.

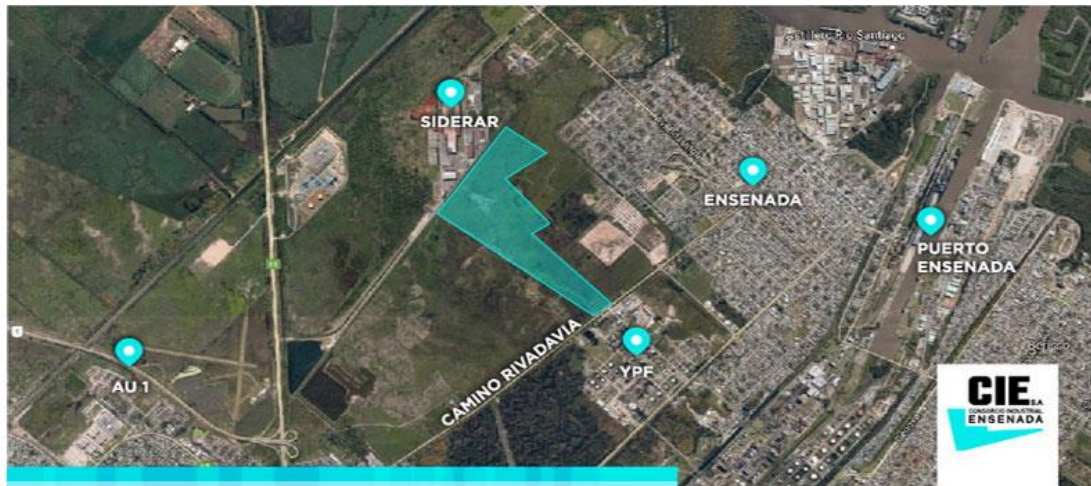


Imagen 4.1: Vista aérea de la ubicación del Parque Industrial Ensenada

Las zonas industriales son espacios físicos especialmente desarrollados para la instalación de industrias, actividades productivas y de servicios, los mismos cuentan con infraestructura y equipamientos, que optimizan la radicación y organización territorial de las actividades productivas.

Las principales ventajas que presenta para las empresas la radicación en este tipo de espacios es que:

- 1) Brinda una dotación básica de infraestructura al tiempo que facilita, por la concentración de la demanda, la implementación o extensión de redes de servicios públicos.
- 2) Concentran usos industriales en un perímetro delimitado a tal fin, favoreciendo así la planificación urbana y garantizando una efectiva protección recíproca entre la actividad industrial y los restantes usos posibles de la tierra.
- 3) El desarrollo de estas economías de red permite una mayor capacidad de innovación, absorción y difusión de nuevas tecnologías.



- 4) Genera economías de escala que facilita la creación y acceso a centros de servicios comunes, asistencia empresarial y desarrollo de mercados intermedios de producción y servicios.
- 5) Favorece el acceso a las políticas públicas de estímulo a la industria, por ser un ámbito propicio para la difusión de las mismas.
- 6) Mejora las condiciones de seguridad en base a tener un único acceso vial y peatonal, protección perimetral y vigilancia permanente.
- 7) Permite un mayor control y protección del medio ambiente.
- 8) Fomentan el asentamiento de los emprendimientos productivos, cooperativas o asociaciones con participación municipal.
- 9) Vinculan funcionalmente al empleo industrial con el residente local.

También se posee la ventaja de cercanía con la Capital Federal, buenos accesos de comunicación terrestres (Autopista La Plata Buenos Aires- Au 2- y ruta 36, una rápida salida a todo el interior de la Provincia, un puerto propio y los principales aeropuertos del país a 50 minutos.

Por otra parte, la Provincia de Buenos Aires otorga beneficios impositivos a los proyectos realizados en su territorio mediante el decreto 523 que reglamenta la Ley 13656 de Promoción Industrial.

Entre los beneficios más importantes se encuentran:

- a) El beneficio destinado a las nuevas plantas industriales. Las mismas tendrán una exención del Impuesto sobre los Ingresos Brutos del 100 % sobre los valores de la facturación producidos por la actividad industrial.
- b) Contarán con una exención del Impuesto Inmobiliario del 100 % respecto de los establecimientos que estén destinados a la actividad industrial.
- c) En los casos en los que se trate de una ampliación de una planta ya existente, la medida determina que la exención deberá calcularse en base al incremento de la capacidad sobre el total de la misma.





### Micro localización

Una vez elegida la macrolocalización, se dará paso a situarse en una ubicación específica donde se asentará definitivamente el proyecto. Esta locación será elegida cuidadosamente para favorecer la simplicidad de este, ayudando así a la planificación y reduciendo los costos de instalación.

- a) Como lo ya estudiado en la ponderación, el primer punto importante sería la cercanía con la materia prima. La corriente de butanos y otros  $C_4$  a utilizar proviene de la refinería y llega hasta la planta "MTBE" (Metil Terbutil Éter) que se encuentra inactiva, por lo cual, es conveniente ubicarse cerca de esta zona.
- b) Como segundo punto a considerar en la ponderación, se debe estar cerca de una antorcha. La antorcha que usará será la del PAO (Complejo de Aprovechamiento de Olefinas), que se encuentra cerca de la planta MTBE.
- c) El tercer punto a considerar son los servicios auxiliares. Al analizar la zona, se observa la cercanía tanto a la subestación eléctrica como a la planta de agua cerca y el tanque de agua para incendio, por lo que se tendría un fácil acceso instalando las conexiones a través de parral para llevar los servicios requeridos.



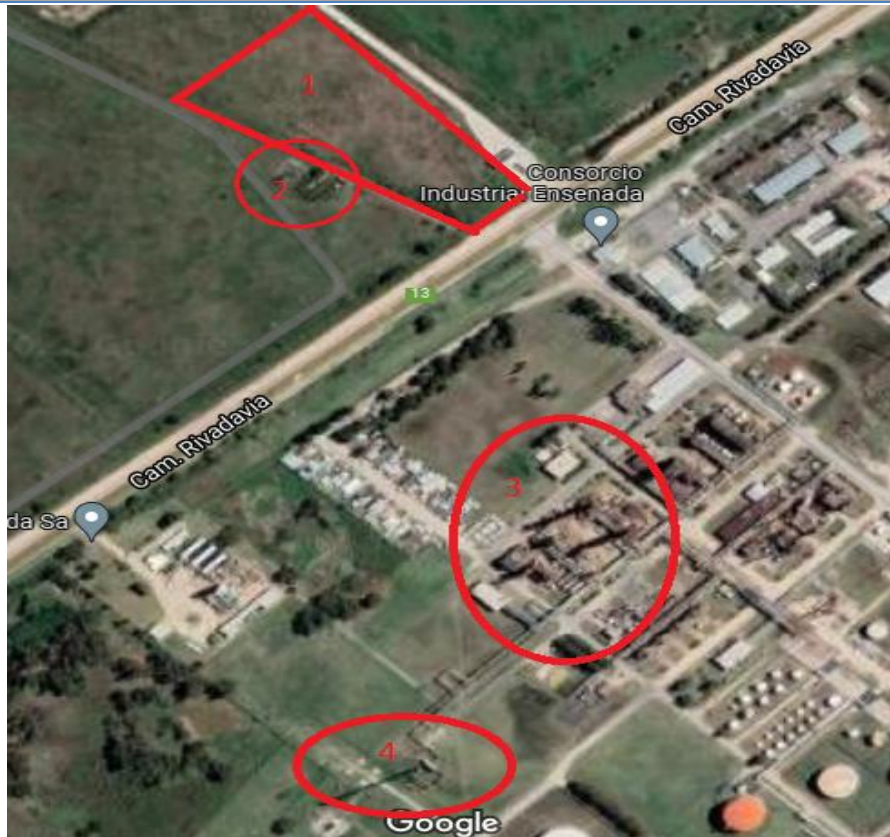


Imagen 4.2: Micro localización- Fuente: Google maps

En la imagen se puede apreciar:

- 1) Ubicación para la planta de Butadieno
- 2) Subestación eléctrica
- 3) PAO y MTB
- 4) Antorcha

El Parque Industrial Ensenada, donde se emplazará el proyecto, se ubica en Camino Rivadavia Km 1,5 de la localidad de Ensenada, Provincia de Buenos Aires. La parcela elegida será la 1, de 15002,80 m<sup>2</sup> de superficie, ya que brinda mayor cercanía a los sectores requeridos.



PLANO DE PARCELAS

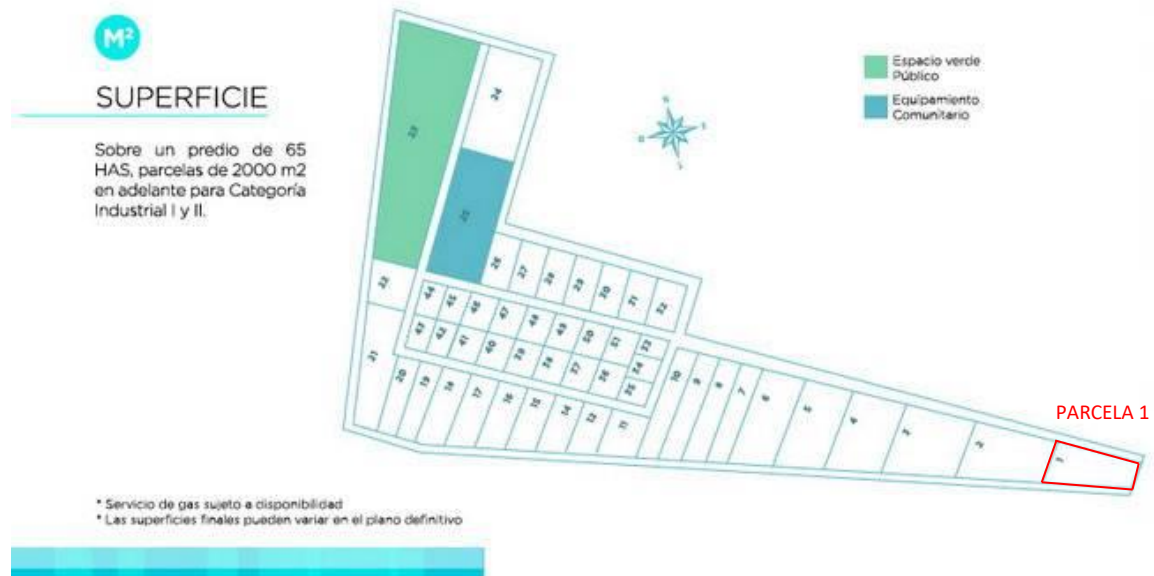


Imagen 4.3: Parcela N° 1 - Fuente: Complejo Industrial Ensenada

#### 4.3. Estudio de suelos

Para el estudio de suelos se realizaron los siguientes ensayos:

##### En el terreno

- ❖ Ensayo Normal de Penetración: valoración cuantitativa de la compacidad relativa de los diferentes estratos atravesados, mediante la determinación del número de golpes N necesario para una hincada de 30 cm de la muestra normalizada de Terzaghi, en un suelo no alterado por el avance de la perforación, con una energía de impacto de 49 kgm. (ASTM D 1586).
- ❖ Recuperación de muestras representativas de suelo: su identificación y acondicionamiento en recipientes herméticos, para conservar inalterables sus condiciones naturales de estructura y humedad
- ❖ Delimitación de la secuencia y espesor de los diferentes estratos por reconocimiento visual de los suelos extraídos.
- ❖ Obtención de muestras inalteradas con tubos de pared delgada tipo Shelby
- ❖ Determinación de la posición del nivel freático
- ❖ Mediciones de resistividad del terreno por el método de Wenner.



- ❖ Nivelación de las bocas de los sondeos referidas a intersección de eje de calles.
- ❖ Excavación a una profundidad tal que todos los servicios y estructuras enterradas fueran descubiertas e identificadas y luego se continúa con la perforación correspondiente.

### En el laboratorio

- ❖ Contenido natural de humedad, referido a peso de suelo secado en estufa a 110°C. (ASTM D 2216).
- ❖ Determinación de la fracción menor de 74  $\mu$  (limo + arcilla) por lavado sobre el tamiz estándar N° 200. (ASTM D 1140)
- ❖ Clasificación de los suelos, por textura y plasticidad, conforme al Sistema Unificado de A. Casagrande. (ASTM D 2487).
- ❖ Observación macroscópica de las muestras: color, textura, concreciones calcáreas, materia orgánica, óxidos, etc.
- ❖ Compresión triaxial por etapas múltiples: medición de los parámetros de corte del suelo: frotamiento interno ( $\phi_u$ ) y cohesión ( $C_u$ ), en condiciones de drenaje impedido.
- ❖ Peso de la unidad de volumen en estado natural.
- ❖ Ensayos de consolidación, únicamente sobre los especímenes obtenidos con tubos de pared delgada tipo Shelby.
- ❖ Ensayo de compactación Próctor Standard (AASHTO T 99).
- ❖ Ensayos de Valor Soporte, VSR, sobre probetas moldeadas estáticamente a la densidad y humedad obtenidas en el ensayo Próctor Standard.

### Estratigrafía del subsuelo

De la simple observación de los gráficos de sondeos, donde se condensa la totalidad de los ensayos de campo y laboratorio realizados, se deduce que el perfil investigado presenta cierta homogeneidad en cuanto a las características de textura y plasticidad de los sedimentos que lo forman y también en su densidad relativa medida a través de penetrómetros.



En lo general el perfil del terreno responde a las siguientes características:

- De 0,00 m a 1,50 m aproximadamente aparecen rellenos arcillo limosos o limo arcillosos, de coloración predominantemente castaña, pertenecientes a los subgrupos CL, CL-ML y ML del sistema de clasificación unificado de suelos.
- Del piso del estrato anterior y hasta -5,00 m se encuentran arcillas de elevada plasticidad, de coloración gris con matices oscuros y verdosos. Son CH en el sistema de clasificación de suelos ideado por Arturo Casagrande. En algunos niveles se ven surcados por lentes de arena fina y conchillas.
- De -5,00 m a -17,00 m alumbran limos arcillosos de plasticidad baja a media, definitivamente ML y de alta plasticidad MH del sistema de clasificación de suelos Unificado, son de coloración castaña con tonalidades claras y/o verdosas. Estos suelos se ven enriquecidos con la presencia de carbonato de calcio difundido en su masa o concentrado en forma de nódulos litificados.
- De -17,00 m a -20,00 m: aparecen arcillas limosas castañas con tintes amarillentos CL y CL-ML del sistema mencionado up supra de clasificación de suelos.

### Ensayos Penetrométricos

De acuerdo a los menores números de golpes (N) obtenidos en los ensayos normales de penetración (SPT), interpretados en la escala de valoración cualitativa de Terzagui los sedimentos descritos deben tratarse como:

- Hasta -5,00 m: medianamente compactos a blandos
- Entre -5,00 m y -20,00 m: compactos a muy compactos, con picos duros (N > 40 golpes)

### Capa Freática

La posición de la capa freática fue detectada a profundidades que oscilan entre 2,00 m y 2,50 m, medidas a partir de las respectivas bocas de sondeos.

Por las mediciones realizadas para estudios en zonas vecinas a la obra de referencia y en distintas fechas, se cree probable que pueda ascender aproximadamente a 1,50 m, durante condiciones climáticas extremas y en un determinado lapso de tiempo.



## Análisis Químicos

Los análisis químicos sobre muestras representativas de la misma arrojan el resultado que las muestras de suelo analizadas no son potencialmente agresivas al hormigón de cemento Pórtland fraguado.

## Ensayos de resistividad

- Objetivo

Determinar la resistividad de los suelos superficiales y sub superficiales. Se trata de establecer las condiciones naturales de resistividad de suelos in situ, que pueda influir sobre el ataque corrosivo a estructuras metálicas o, a los efectos de proyectar puesta a tierra, de protección o servicio

- Conclusiones

Los suelos investigados son conductores en respuesta al carácter arcilloso calcáreo de los mismos, y a la poca profundidad del agua subterránea freática contaminada fuertemente con hidrocarburos. Por lo expuesto son buenos para puestas a tierra de protección o servicio, fundamentalmente debajo de los 10 m de profundidad.

Según las tablas de corrosividad potencial, permiten calificar a estos suelos como medianamente a muy agresivos ya que sus resistividades son menores de 10  $\Omega\text{m.}$ , por lo que se deberá prever protección especial a estructuras metálicas en contacto con él.

## Ensayos de consolidación

Se presenta a continuación los resultados de los ensayos de consolidación correspondiente.

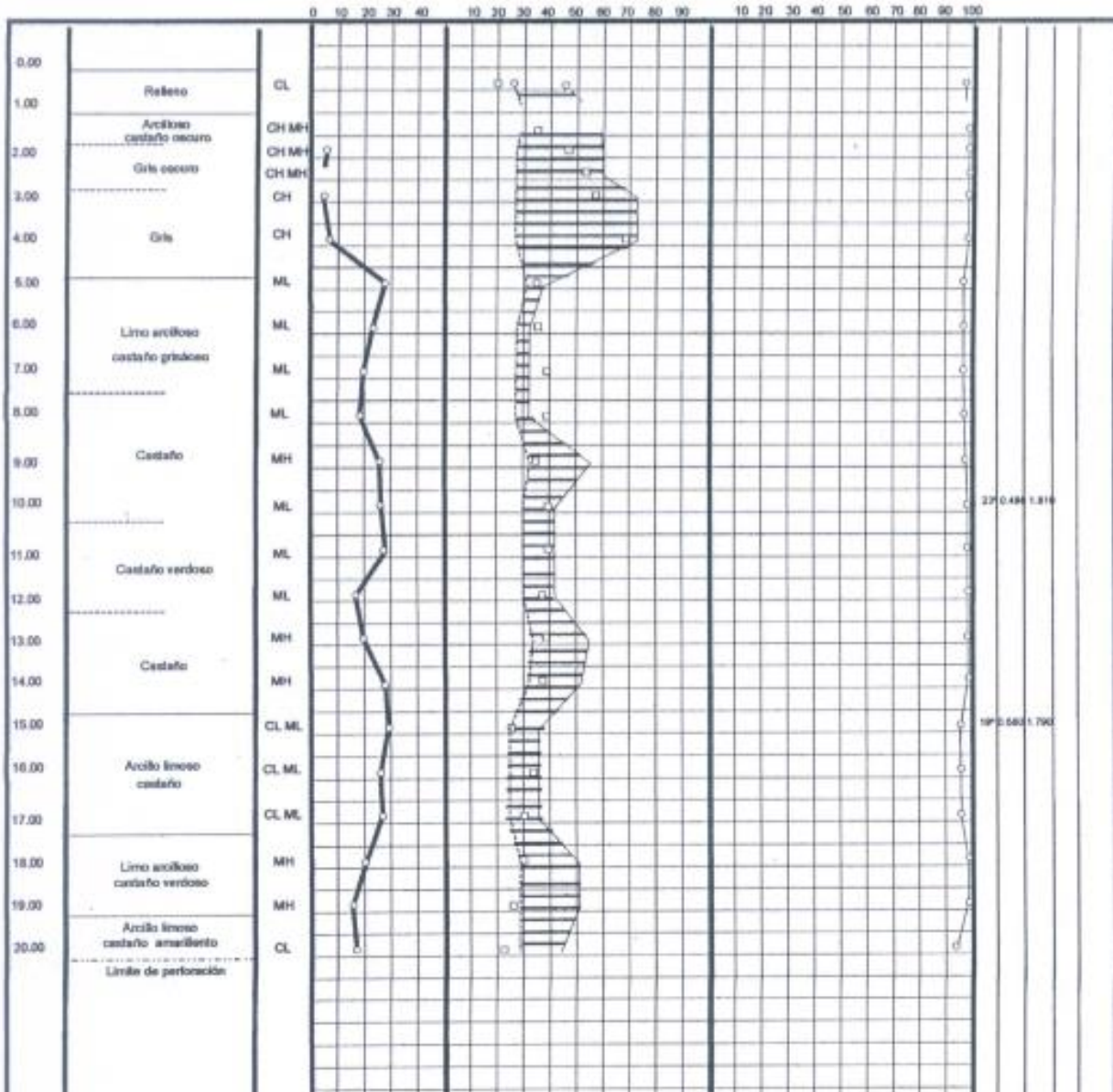


ENSAYO DE CONSOLIDACIÓN				
Muestra	Profundidad:	2,05 m - 2,50 m		
	Altura Inicial (H <sub>0</sub> ):	2,550 cm		
	Sección (A)=	27,800 cm <sup>2</sup>		
	Peso Seco (Ps)=	88,830 g		
	Peso Especifico (γ <sub>s</sub> )=	2,440 g/cm <sup>3</sup>		
	H <sub>s</sub>	1,310 cm		
	e <sub>0</sub>	0,947		
<b>Ensayo</b>				
Carga	Presión [kg/cm <sup>2</sup> ]	L(x)	Δe = Lx/Hs	e = e <sub>0</sub> - Δe
	0,125	0,0130	0,010	0,937
	0,250	0,0245	0,019	0,929
	0,500	0,0560	0,043	0,904
	1,000	0,1115	0,085	0,862
	2,000	0,1790	0,137	0,811
	4,000	0,2535	0,194	0,754
Descarga	8,000	0,3485	0,266	0,681
	4,000	0,3490	0,267	0,681
	1,000	0,3320	0,254	0,694
	0,250	0,3180	0,243	0,704





PROFUNDIDAD	DESCRIPCION	CLASIFICACION	RESISTENCIA A LA PENETRACION N° de golpes	HEMEDAD NATURAL LIMITE LIQUIDO LIMITE PLASTICO	PASA TAMIZ N° 2" PASA TAMIZ N° 1" PASA TAMIZ N° 1/2" PASA TAMIZ N° 3/8" PASA TAMIZ N° 4" PASA TAMIZ N° 10" PASA TAMIZ N° 40" PASA TAMIZ N° 200	$\frac{w}{L}$ C $\frac{w}{L}$ U $\frac{w}{L}$ U	W <sub>U</sub> C W <sub>U</sub> U	W <sub>U</sub> C W <sub>U</sub> U	W <sub>U</sub> C W <sub>U</sub> U	W <sub>U</sub> C W <sub>U</sub> U
-------------	-------------	---------------	--	--	---	--	--	--	--	--





#### 4.4. Estudio de Clima

El conocimiento del clima y la predicción del tiempo son aspectos relevantes a tener en cuenta a la hora de prever diversos aspectos de los proyectos. Estos guardan relación con los días de avance y retraso de obras por lluvias, demanda de servicio de agua, dispersión de olores, emanaciones gaseosas y polvo por el viento, durante la construcción de las obras y cuando éstas están en funcionamiento.

El clima predominante donde se encontrará ubicada la planta, es un clima templado húmedo, con buen volumen de precipitaciones anuales y una marcada estacionalidad térmica, característica de las regiones templadas.

Los veranos son calientes, húmedos y mojados, por otra parte, los inviernos son fríos, ventosos y está parcialmente nublado durante todo el año. Durante el transcurso del año, la temperatura generalmente oscila entre 6 °C a 28 °C y rara vez baja a menos de 0 °C o sube a más de 33 °C.

La temperatura media anual es de 16,5 °C. En esta zona la temperatura presenta un régimen estacional, siendo Julio el mes más frío (6 °C de temperatura mínima promedio mensual) y enero el más caluroso (28 °C de temperatura máxima promedio mensual). En términos absolutos, el máximo valor alcanzado fue de 37.8 °C en diciembre de 2007, y el mínimo fue de 4.8 °C en Julio del 2007.

La frecuencia de días con heladas fue de 9,9 días al año, siendo Julio el mes con mayor frecuencia de heladas.

La circunstancia de estar adosado a un medio acuático (Río de la Plata), acrecienta la humedad relativa en el litoral costero de la región, fluctuando en distintos períodos del año en función del comportamiento térmico y bórico, en otoño e invierno la humedad es más acentuada, mientras que en primavera y verano esta disminuye, bajo el dominio de los vientos cálidos y secos del cuadrante norte. Asimismo, sobre este litoral y los cauces de ríos y arroyos se producen frecuentes bancos de niebla y neblina originados en la saturación de las masas de aire.





Mes	Temperatura media [°C]	Temperatura media entre las máximas [°C]	Temperatura media entre las mínimas [°C]	Humedad relativa [%]
Enero	23.0	28.0	18.0	69.1
Febrero	22.3	27.0	17.5	75.1
Marzo	20.0	24.5	15.5	80.4
Abril	16.8	21.0	12.5	80.1
Mayo	13.5	17.5	9.5	82.8
Junio	11.0	15.0	7.0	83.1
Julio	10.0	14.0	6.0	81.4
Agosto	11.3	15.5	7.0	80.3
Septiembre	13.5	18.0	9.0	79.4
Octubre	16.0	20.5	11.5	75.8
Noviembre	18.8	23.5	14.0	72.3
Diciembre	21.2	26.5	16.5	69.1
Media Anual	16.5	20.9	12.0	77.4

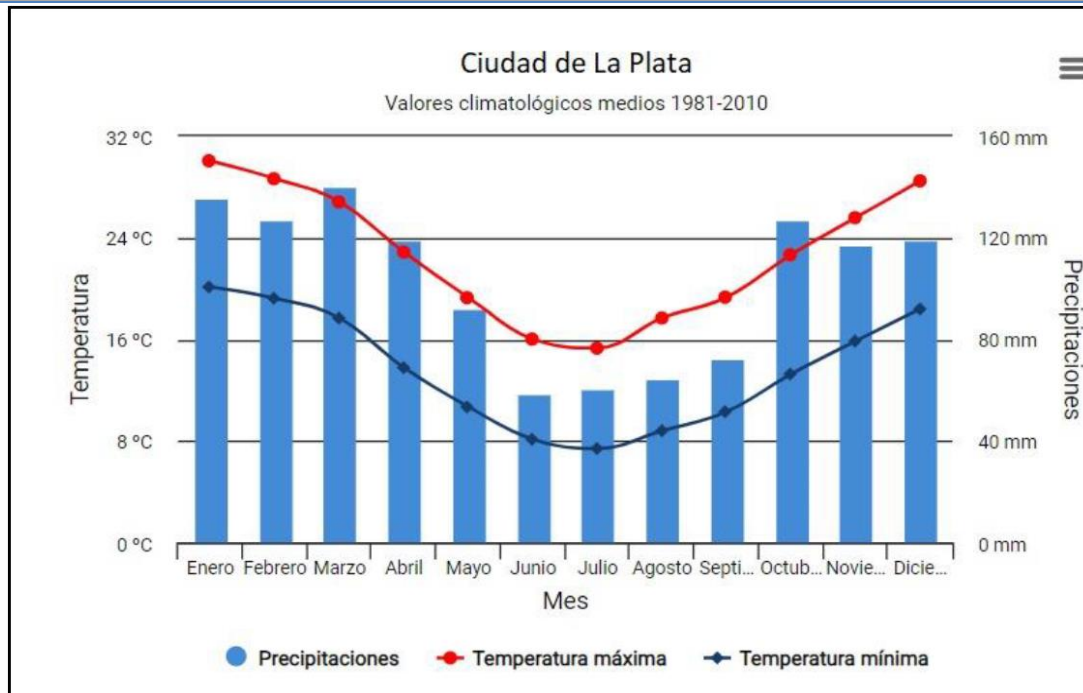
Tabla 4.3: Temperaturas medias de máximas, mínimas y humedad relativa - Fuente: Servicios Meteorológicos Nacional y Weather Spark

### Precipitaciones

Según el registro de la estación La Plata Observatorio la precipitación media anual fue de 86,83 mm/año para el periodo considerado. Al igual que la temperatura, las precipitaciones presentan un régimen estacional, con mayor volumen de precipitaciones durante los meses más cálidos comprendidos entre octubre y marzo. Sin embargo, no se observa una diferencia tan marcada en el número de días con precipitaciones mayores a 0,1 mm entre los meses estivales e invernales.

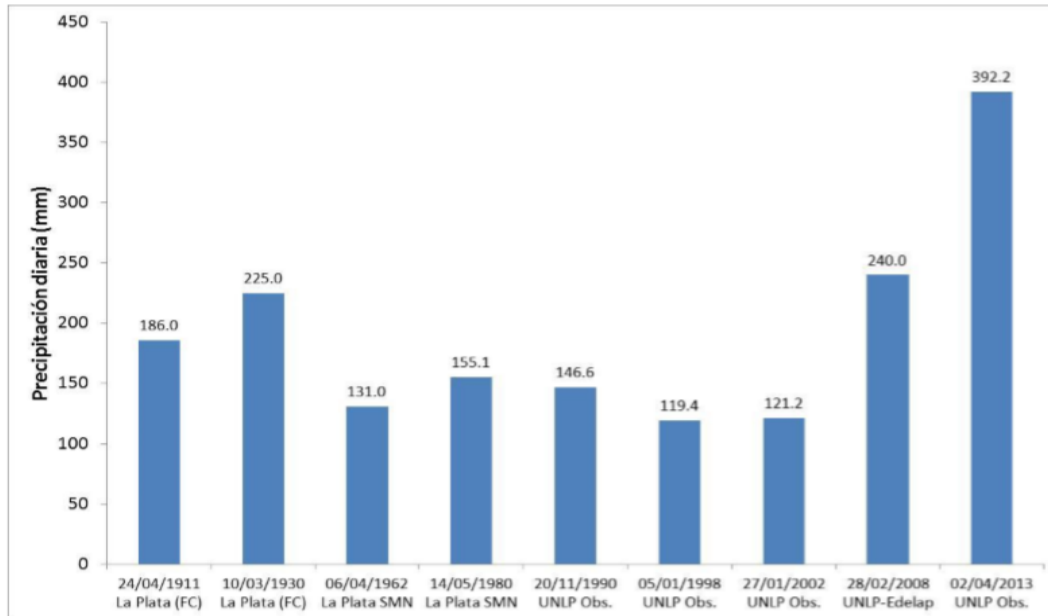
	Mes											
	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12
Precipitación media (mm)	112	126	146	82	58	52	68	61	69	100	90	78
MEDIA ANUAL	86,83											

Tabla 4.4: Precipitaciones medias mensuales - Fuente: propia con datos del SMN y Weather Spark.



Grafica 4.1: Valores medios de Temperatura y Precipitaciones - Fuente: Servicio Meteorológico Nacional.

Si bien las medias de los períodos de lluvia exhibidas en el estudio son bajas en cuanto a la cantidad de lluvia anual, y promedios mensuales, hay al menos 3 casos con valores superiores a 200 mm; siendo el máximo el del año 2013 en el cual se registró un total de 392.2 mm caídos en cuatro horas. Estos datos son fundamentales y se deberán tener en cuenta a la hora de realizar la cota de diseño para la construcción de la planta. En la Grafica 4.4 se pueden observar los datos de los valores máximos de precipitaciones antes mencionados:



Grafica 4.2: Valores de precipitaciones máximas de distintos periodos anuales - Fuente: Servicio Meteorológico Nacional

## Vientos

El régimen de vientos responde a la circulación general de la atmosfera. La ausencia de altos topográficos importantes permite la libre circulación atmosférica, por lo que no se producen alteraciones notables.

Dirección	Velocidad media anual (km/h)	Frecuencia de Direcciones (escala de 1000)
Norte	12,7	127
Nor-Este	12,8	133
Este	14,6	175
Sur-Este	15,5	111
Sur	17,2	117
Sur-Oeste	14,7	98
Oeste	12,3	80
Nor-Oeste	11,6	48

Tabla 4.5: Velocidades media anual de los vientos y frecuencia de direcciones período 2015 - 2020 - Fuente: Servicios Meteorológicos Nacional

La intensidad media del viento es de 13,4 km/h; con máximo valor medio de 18,1 km/h en el mes de octubre; y mínimo valor medio de 8,5 km/h, en el mes de abril. Sin embargo, se debe tener en cuenta la presencia de fuertes vientos ( $U \geq 43$  km/h) provenientes del sur.



El área de estudio se ve especialmente influida por vientos del sudeste (sudestada) y del sudoeste (pampero).

La sudestada afecta principalmente a las localidades costeras del Río de la Plata. La persistente dirección SE-NO, que este viento posee, dificulta el normal desagüe del Río de la Plata, lo que trae aparejados problemas en el desagüe de sus afluentes, ocasionando inundaciones en la ribera pampeana y el delta. Asimismo, el fin de la sudestada se preanuncia con descargas eléctricas y un notable incremento de la velocidad del viento.

El pampero es un viento frío y seco que proviene del SO. Su ocurrencia acontece principalmente durante el verano, luego de varios días de aumento constante de la temperatura y humedad, cuando ingresan los vientos alisios provenientes del Atlántico Sur, generando un área ciclónica en la llanura pampeana y barriendo las aguas de la costa argentina del Estuario del Plata en dirección al Uruguay. Origina fuertes tormentas y las ráfagas de vientos pueden llegar a superar a veces los 100 km/h, lo cual implica que se deberá tener en cuenta dicho valor de velocidad como cota de diseño de la construcción de la planta.

#### **Humedad relativa y Presión atmosférica**

Debido a su cercanía al río de la Plata la elevada humedad es un rasgo especial, se acredita a fines del otoño y principios del invierno, esta se ve disminuida con los vientos del noroeste que actúan en primavera y verano. La humedad media anual es de 77 %; el máximo valor medio es de 83 % en el mes de julio, y el mínimo valor medio es de 70 % en el mes de diciembre. La presión al nivel de la estación es de 1012.9 hPa; con máximo valor medio de 1020.7 hPa en el mes de julio, y mínimo valor medio de 1006.3 hPa en el mes de diciembre.

#### **4.5. Mano de obra**

La nueva planta de Deshidrogenación deberá contar con personal capacitado para poder operar y cubrir las distintas áreas de trabajo, si bien la ciudad de La Plata, Berisso y Ensenada cuentan con todos los niveles de enseñanza, tanto en el ámbito privado como estatal.



En base a datos del relevamiento anual del año 2010, realizados por la Dirección de Información y Estadística, hay 1032 unidades educativas entre los tres distritos, con casi 69 mil matriculados, en educación secundaria, entre las distintas modalidades y casi 15 mil matriculados, en educación superior, entre las distintas carreras.

En cuanto al nivel universitario, la región cuenta con varias universidades tanto privadas como estatales, la Universidad Nacional de la Plata, en el ámbito estatal junto con la delegación La Plata de la Universidad Tecnológica Nacional. En el ámbito privado se encuentran la Universidad Católica de La Plata y la Universidad del Este entre las más relevantes.

La Universidad Tecnológica Nacional es una institución educativa de estudios universitarios, cuenta con siete departamentos y tiene la misión específica de crear, preservar y transmitir la cultura universal en el campo de la tecnología. En la actualidad cerca del 70 % de los estudiantes de ingeniería del país, se forman en esta universidad.

La Universidad Católica de La Plata ofrece 39 carreras en 8 áreas disciplinares.

La Universidad Nacional de La Plata, cuenta con 18 unidades académicas y tiene aproximadamente 100.000 alumnos en todas sus áreas. Además, La UNLP cuenta con un Establecimiento de educación Inicial y Primaria, la escuela Graduada "Joaquín V González" y 3 Secundarios: el Colegio Nacional Rafael Hernández, el Liceo V. mercante y el Bachillerato de Bellas Artes.

También cuenta con varias industrias cercanas, debido a su actividad industrial y universitaria no será problema encontrar gente para contratar.

Nuestra planta de Deshidrogenación estará ubicada en el gran La Plata, lo cual le permite cierta facilidad para captar nuevos empleados. La exigencia de contar con gente capacitada como, Técnicos, Ingenieros, Lic. Químicos, entre otros, no será problema, la planta propuesta contará con un reactor de lecho fijo (Deshidrogenación de butanos), lo que la hace una planta única, por lo que definitivamente se necesitará capacitar al operario. Frecuentemente se contrata a personas de otras empresas que ya han operado dichos reactores para realizar las capacitaciones.



#### 4.6. Estudios de requisitos legales (nacionales, provinciales y municipales, incluyendo los medioambientales)

##### ❖ Normativa Nacional

###### ✓ Artículo 41 - Constitución Nacional

Todos los habitantes gozan del derecho a un ambiente sano, Deber de preservarlo, El daño ambiental genera la obligación de recomponer, Corresponde a la Nación dictar las normas que contengan los presupuestos mínimos de protección, y a las provincias, las necesarias para complementarlas.

###### ✓ Ley de Contaminación Atmosférica Nº 20.284

Contaminación atmosférica. Normas de Calidad de Aire y de los Niveles Máximos de Emisión. Fuentes fijas. Plan de Prevención de Situaciones Críticas.

###### ✓ Ley Nacional de Residuos Peligrosos Nº 24.051/91

Regula la generación, manipulación, transporte, tratamiento y disposición final de residuos peligrosos. Define las Categorías sometidas a control, Lista de características peligrosas y Operaciones de eliminación.

###### ✓ Ley General del Ambiente Nº 25675/02

Ley general del ambiente. Presupuestos Mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable. Principios de la política ambiental. Obligación del Seguro Ambiental.

###### ✓ Ley de Aguas Nº 25.688/02

Establece los presupuestos mínimos ambientales para la preservación de las aguas, su aprovechamiento y uso racional. Utilización de las aguas. Cuenca hídrica superficial. Comités de cuencas hídricas.

###### ✓ Ley Nacional de Residuos Domiciliarios Nº 25.916/04

Establece los presupuestos mínimos de protección ambiental para la gestión integral de los residuos domiciliarios, sean éstos de origen residencial, urbano, comercial, asistencial, sanitario, industrial o institucional, con excepción de aquellos que se encuentren regulados por normas específicas.





✓ **Resolución Nº 785/05 Guía Metodológica para Programación y Control de Auditorías Ambientales**

Define los requerimientos mínimos y establece los criterios metodológicos a seguir para la programación y ejecución de Inspecciones Ambientales de Tanques Aéreos de Almacenamiento de Hidrocarburos y sus Derivados (TAAH).

✓ **Resolución Nº 515/06**

Crea programa para la gestión ambiental de sitios contaminados (PROSICO).

❖ **Normativa Provincial**

✓ **Constitución Provincial. Artículo 28**

La provincia deberá controlar el impacto ambiental de todas las actividades que perjudiquen al ecosistema.

✓ **Ley de protección de las fuentes de provisión del agua y de la atmósfera nº 5965/58 y sus Decretos Reglamentarios**

Ley de protección a las fuentes de provisión y de los cuerpos receptores de agua y de la atmósfera. Establece los niveles guía de emisión de efluentes líquidos cloacales e industriales de acuerdo a las características del cuerpo receptor de las descargas.

✓ **Ley de Radicación Industrial Nº 11.459/93 y su Decreto Reglamentario**

Instituye el procedimiento de Evaluación del Impacto Ambiental, el Certificado de Aptitud Ambiental, y la Clasificación de las Industrias según nivel de Complejidad Ambiental.

✓ **Ley de Protección Ambiental Nº 11.723/95**

Tiene por objeto la protección, conservación, mejoramiento y restauración de los recursos naturales y del ambiente en general en el ámbito de la Provincia de Buenos Aires. Instituye el procedimiento de Evaluación del Impacto Ambiental.

✓ **Ley de Residuos Especiales Nº 11.720/95 y su decreto reglamentario**

Regula la generación, manipulación, almacenamiento, transporte, tratamiento y disposición final de los residuos especiales en el territorio de la provincia de Buenos Aires.

✓ **Ley de Pasivos Ambientales y Nº 14343/11 y sus Decretos Reglamentarios**

Regula la identificación de los Pasivos Ambientales y Obliga a recomponer los sitios contaminados.



### Conclusiones de los estudios de suelos, clima y requisitos legales

En base a los estudios de suelos, clima y de requisitos legales realizados, se concluye:

- No hay impedimento legal para la radicación de la unidad en la zona seleccionada.
- Desde el punto de vista climatológico, en función de la velocidad máxima registrada de los vientos ( $\approx 100$  km/h) y el máximo registro de precipitaciones en el período considerado (392.2 mm), se deben tomar como base estos valores para la realización de la ingeniería civil de la unidad (seguridad estructural y capacidad pluvial).
- En función del estudio de suelos, no es posible realizar una zapata convencional. Se deberá realizar una sustitución del suelo hasta los 5 m, sacar tierra negra y rellenar con tierra colorada. Luego se deberá compactar los suelos y colocar pilotes para el armado de la estructura de la plataforma civil.

### 4.7. Logística

Para el caso en estudio, tanto la materia prima como los subproductos y servicios auxiliares serán transportados mediante ductos o cañerías, por lo que no se tendrá en cuenta el gasto logístico, ya que está contemplado en el costo de energía de los equipos de bombeo de la unidad tanto hacia el complejo industrial como hacia la planta de YPF; debido a esto también se deberá contemplar una inversión en cañerías entre las que se incluyen la construcción de un parral en el camino para pasar por arriba todos los caños. En cuanto al transporte de producto; éste se realizará por vía terrestre, utilizando camiones, a través de una logística planeada en detalle, motivo por el cual la planta deberá tener un área para carga de camiones, islas de carga, con sus respectivas balanzas.

El transporte del butadieno se realizará por vía terrestre hacia los puntos de comercialización, por lo que será requerido el uso de camiones cisterna. Dicha operación será tercerizada.



## 5. ELECCIÓN DEL PROCESO ÓPTIMO – SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

### Procesos comerciales de butadieno

La producción de butadieno desde su descubrimiento, a través de la pirólisis de materiales orgánicos, ha sido desarrollada a la misma vez que la industria petroquímica. En primer lugar, el butadieno era generado a partir del acetileno, así como del etanol. No obstante, la importancia de estos procesos ha disminuido debido a la creciente producción de butadieno a partir del petróleo.

El butadieno puede producirse mediante craqueo con vapor (steam-cracking) de hidrocarburos parafínicos (división térmica de hidrocarburos saturados), en este caso no existe una materia prima principal, sino que tanto etano, propano, butano, nafta y gasóleo se alimentan a una pirólisis (craqueo al vapor) de horno donde combinado con vapor de agua alcanza temperaturas de entre aproximadamente 790 °C - 830 °C. En este rango de temperatura, los enlaces C-C y C-H se rompen produciendo hidrógeno, etileno, propileno, butadieno, benceno, tolueno y otros co-productos olefínicos importantes. Después de la pirólisis se enfría, el resto de la planta separa los productos deseados en distintos cortes de acuerdo a las especificaciones impuestas a cada uno de ellos.

El inconveniente para generar butadieno en el proceso de craqueo es que necesariamente se producen mayores cantidades de productos de acoplamiento no deseado.

Debido al inconveniente antes mencionado se han desarrollado procedimientos para producir butadieno mediante deshidrogenación de parafinas, en el que se obtengan productos de acoplamiento en el menor volumen posible. A continuación, describiremos las principales tecnologías y se optará por una de ellas de acuerdo a criterios de conveniencia.

### 5.1. Descripción de los distintos procesos posibles

#### Tecnologías de deshidrogenación de parafinas

La deshidrogenación de parafinas para la producción de olefinas se ha utilizado desde 1930. Durante la Segunda Guerra Mundial, se utilizó la deshidrogenación

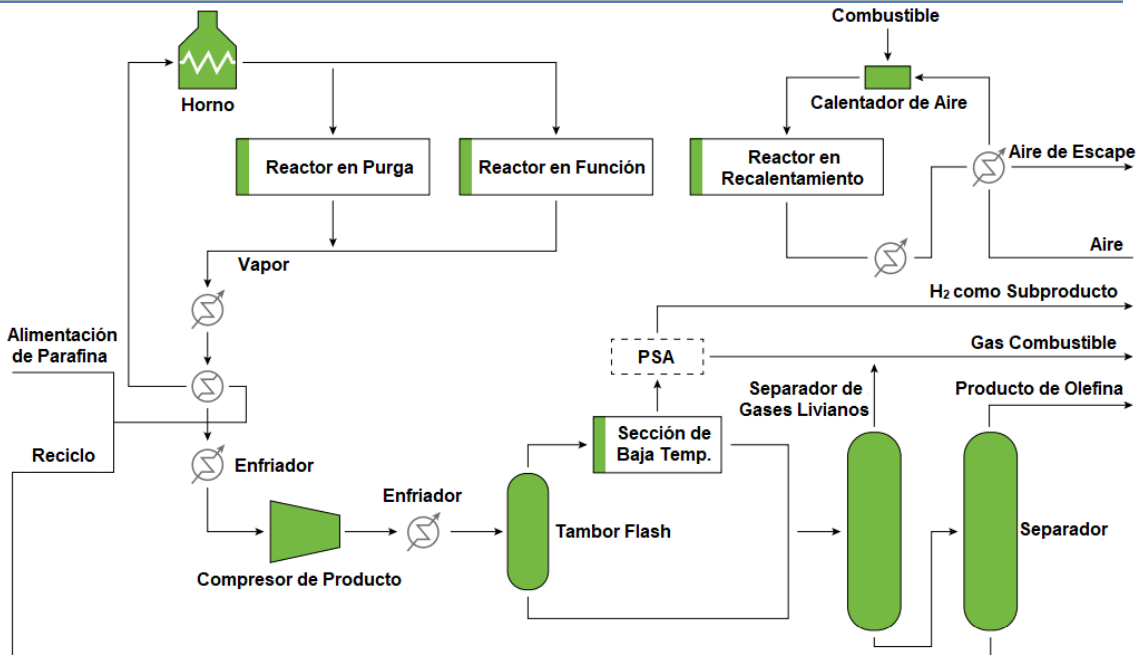


catalítica de butanos sobre catalizadores de cromo soportados sobre alúmina por la Pacol Process (UOP), para producir butenos, que posteriormente se dimerizan a octenos y se hidrogenan para producir octanos de elevado octanaje para ser utilizados como combustibles de aviación. En la década de 1940 Houdry desarrolló la tecnología CATADIENE para la formación de butadieno a partir de butano, y a finales de 1980 extendió su aplicación también a la deshidrogenación de propano a propileno. Actualmente existen cinco tipos de tecnologías implantadas industrialmente: CATOFIN, OLEFLEX, STAR, FBD y LINDE.

### **Proceso CATOFIN**

El proceso cíclico CATOFIN para la deshidrogenación de alcanos como propanos, butanos y pentanos se basa en la tecnología CATADIENE para la formación de butadieno a partir de butano, la cual fue desarrollada en la década de 1940 por Houdry y luego adquirida por Air Products and Chemicals. El proceso CATOFIN fue desarrollado posteriormente por Air Products/Houdry División con las intenciones de optimizar el proceso CATADIENE para la producción de mono olefinas. Air Products últimamente vendió la tecnología de CATOFIN, junto con los otros procesos de deshidrogenación y de alquilación catalítica de Houdry a United Catalyst a mediados de los noventa. El proceso está actualmente licenciado por ABB Lummus.

El proceso CATOFIN utiliza reactores múltiples de lecho fijo dispuestos en paralelo de operación adiabática. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gas sobre un catalizador de óxido de cromo soportado en alúmina. La regeneración del catalizador se logra con una purga de vapor, recalentando con aire, que quema el coque depositado y regenera el catalizador. El ciclo completo de reacción-regeneración toma de 15 a 25 minutos, y la vida útil del catalizador está entre dos y tres años. Las condiciones de reacción típicas son 520 °C – 680 °C, de 0,1 bar a 0,7 bar manométricos. La conversión por paso del butano está cerca del 65 %, con una selectividad molar entre 82 % y 87 % hacia el butileno. En este proceso no se utiliza hidrógeno ni vapor como diluyentes.



Gráfica 5.1: Diagrama de Flujo del Proceso CATOFIN de ABB Lummus - Fuente: SRI Consulting, 2008

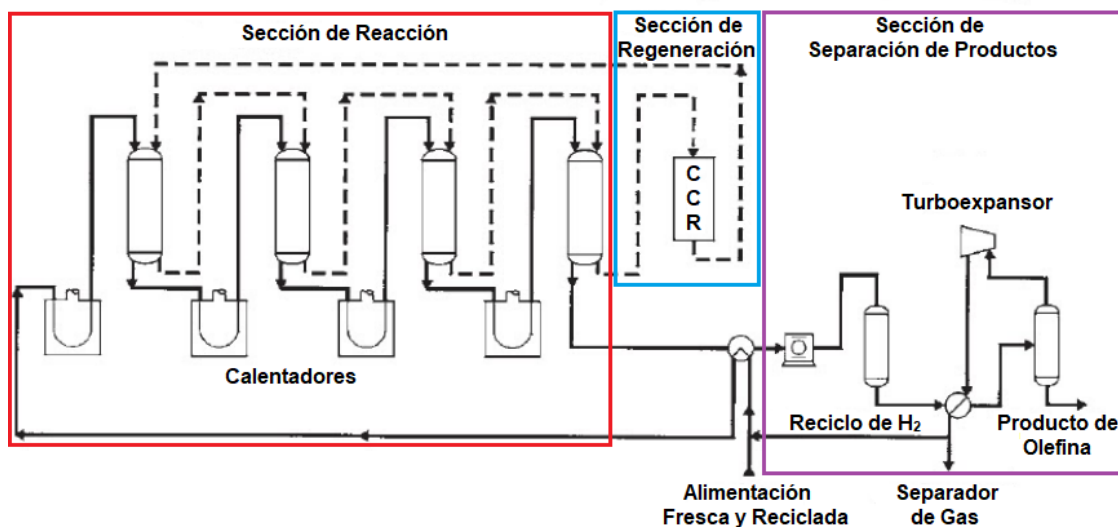
## Proceso OLEFLEX

El proceso OLEFLEX desarrollado por el licenciante de tecnología UOP, es un proceso continuo adiabático que permite la deshidrogenación de alcanos ligeros como propanos, butanos y pentanos. En él se combinan dos tecnologías de UOP: Pacol Process para la deshidrogenación de alcanos pesados y Continuous Catalyst Regeneration (CCR).

El proceso OLEFLEX utiliza reactores de flujo radial con lecho móvil conectados en serie, con hornos ubicados en la alimentación al tren de reactores y entre cada uno de ellos, para proporcionar el calor de reacción requerido. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa; sobre un catalizador de platino con estaño, como metal modificador de la selectividad, en un soporte de alúmina, a temperaturas entre 525 °C y 700 °C y con presiones ligeramente superiores a la atmosférica. La conversión del butano se sitúa alrededor del 40 %, con una selectividad molar del 90 % hacia el butileno.



La regeneración catalítica continua se consigue por la circulación lenta del catalizador en un circuito entre los reactores y el regenerador. El tiempo del ciclo alrededor de dicho circuito puede variar entre cinco a diez días. La regeneración del catalizador sirve para quemar los depósitos de coque, redistribuir el platino, eliminar el exceso de humedad y devolver el estado reducido de los metales promotores. Debido a la atrición del catalizador resultante del lecho móvil, se requiere una adición continua de catalizador fresco en una tasa entre 0,02 % y 0,05 % en peso del catalizador utilizado diariamente.



Gráfica 5.2: Proceso Oleflex de UOP - Fuente: Adaptado de Ullmann, 2013.

## Proceso STAR

El proceso STAR (del inglés, Steam Active Reforming) difiere notablemente del resto de procesos de deshidrogenación de parafinas, ya que se basa en la tecnología de reformado de vapor convencional. El proceso fue desarrollado por Phillips Petroleum y en 1999 Krupp Uhde adquirió el proceso STAR.

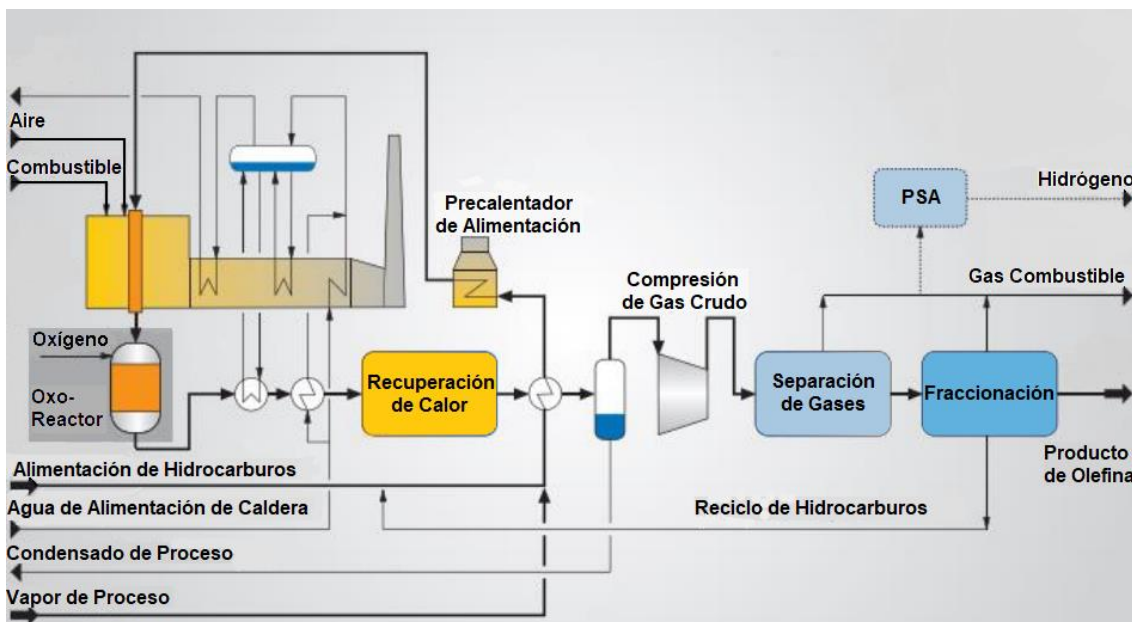
La reacción se lleva a cabo en fase gaseosa a temperaturas entre 480 °C y 620 °C en reactores tubulares de lecho fijo, localizados en el horno, que operan en condiciones isotérmicas y a presiones entre 4,04 atm y 8,09 atm. Además, esta tecnología cuenta con un segundo reactor adiabático de lecho fijo, aguas abajo del reactor de deshidrogenación, destinado a un proceso de oxi-deshidrogenación, en el cual se alimentan los efluentes del primer reactor con una corriente de oxígeno de alta





pureza que reacciona con parte del hidrógeno formado. El proceso usa un catalizador de platino con estaño, como el metal noble promotor, soportado sobre una espinela de aluminato de zinc.

Se puede alcanzar una conversión de entre 30 % y 40 % del butano por paso, con una selectividad del 80 % al 90 % molar hacia el butileno. El ciclo de reacción-regeneración es de ocho horas, donde siete horas son de operación y una hora está dedicada a la eliminación del coque depositado para la regeneración del catalizador. La vida útil del catalizador es de uno a dos años.



Gráfica 5.3: Diagrama de Flujo del Proceso STAR de Phillips Petroleum - Fuente: SRI Consulting, 2008. Proceso STAR (adaptado de Sena, 2016).

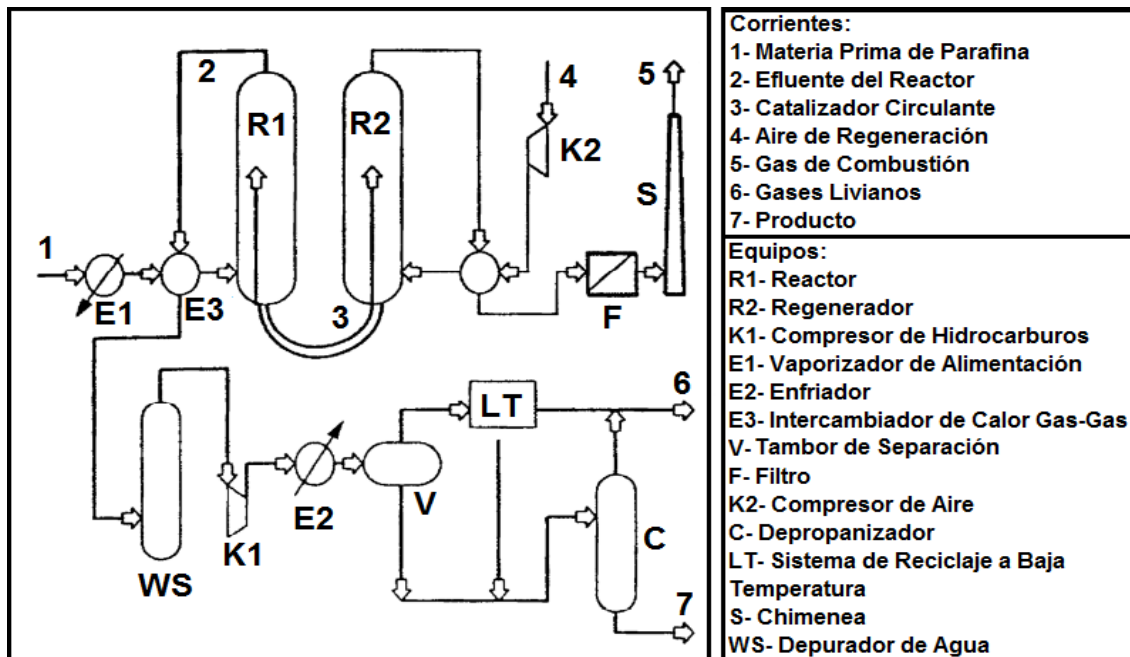
## Proceso FBD

La tecnología FBD (Fluidized Bed Dehydrogenation), deshidrogenación en lecho fluidizado, fue originalmente desarrollada por Yarsintez en Rusia para producir butadieno partiendo del butano. Luego de ser mejorada por Snamprogetti, esta tecnología se utilizó en Sadaf, una planta de deshidrogenación de isobutano en Arabia Saudita que arrancó en 1997.

El proceso FBD usa un sistema de dos unidades de reacción/regeneración. Tanto la reacción como la regeneración del catalizador se llevan a cabo utilizando un lecho fluidizado. El catalizador circula continuamente entre el reactor y el regenerador,



provocando una contracorriente entre el gas y el sólido en ambas unidades. La deshidrogenación ocurre a temperaturas entre 450 °C - 650 °C y a una presión ligeramente superior a la atmosférica. En el regenerador, el coque formado es quemado con aire por encima de los 700 °C y con un tiempo de residencia del catalizador de 20 a 40 min. Este hecho, hace que no se necesiten hornos extras, ya que en la regeneración del catalizador se alcanzan temperaturas superiores a las requeridas por la reacción. Un sistema de ciclones es utilizado para recoger el catalizador arrastrado por el gas que sale del reactor. El ciclo completo tiene una duración de 30-60 minutos. El catalizador utilizado es de óxido de cromo soportado sobre alúmina. La conversión de butano que típicamente se obtiene es de 28 % a 39 % por paso, con una selectividad hacia el butileno de 84 % a 89 %.



Gráfica 5.4: Diagrama de Flujo del Proceso FBD - Fuente: Yarsintez/Snamprogetti (SRI Consulting, 2008)

## Proceso LINDE

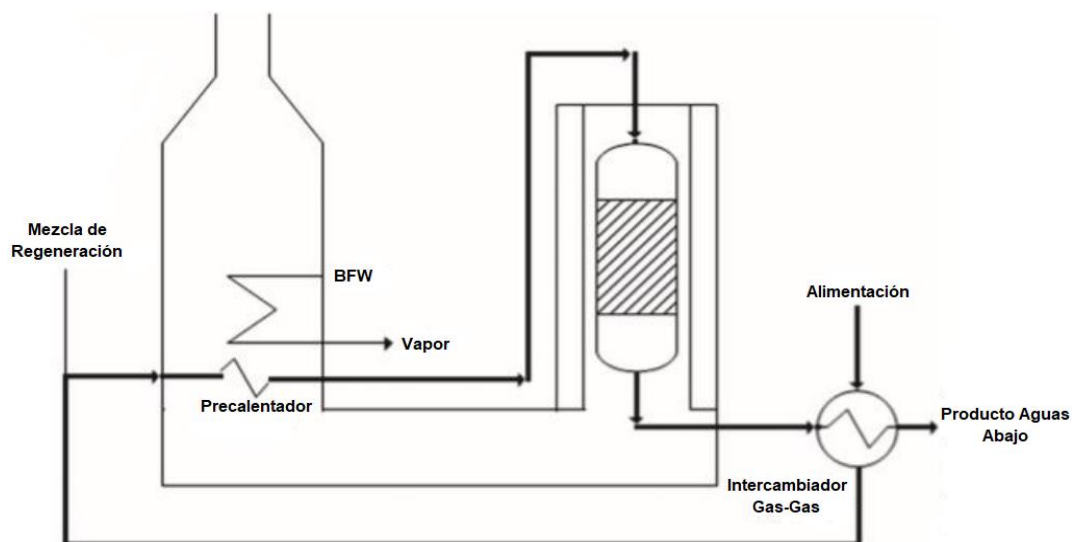
Linde A.G. desarrolló su tecnología para la deshidrogenación del propano a finales de 1980 usando un catalizador de cromo. El proceso fue demostrado en una planta piloto en las instalaciones de BASF Ludwigshafen en Alemania entre 1989 y 1992. Posteriormente, LINDE formó una asociación con Statoil y Borealis para



desarrollar una nueva versión del proceso basada en un catalizador mejorado, la cual se utilizó en una planta piloto dentro de una refinería de Statoil en Noruega en 1999.

Este proceso utiliza reactores de lecho fijo en paralelo localizados en el horno, donde dos reactores operan en modo reacción, mientras que el tercero va siendo regenerado. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa entre 580 °C y 620 °C y a una presión ligeramente superior a la atmosférica, utilizando hidrógeno y vapor como diluyentes para ayudar a reducir el coque formado.

El catalizador de deshidrogenación consiste en platino y estaño soportado en una mezcla de óxido de magnesio y aluminio. La selectividad es mejorada añadiendo metales alcalinos como el cesio o potasio. La conversión del butano está en un rango entre 46 % y 59 % con una selectividad hacia el butileno de entre 93 % - 97,8 % cuando la reacción se lleva a cabo a 600 °C y 1 atm en presencia de hidrógeno y vapor.



Gráfica 5.5: Proceso Linde - Fuente: Nawaz, 2015.

## 5.2. Análisis de las ventajas y desventajas de cada tecnología

En la Tabla, se comparan las cinco tecnologías descritas, las cuales difieren en el tipo de catalizador, diseño del reactor y condiciones de operación.



**Tabla comparativa de tecnologías de deshidrogenación de parafinas**

Tecnología	CATOFIN	OLEFLEX	STAR	FBD	LINDE
Licencia	Lummus	UOP	Krupp Uhde	Yarsintez	Statoil
Reactor	Adiabático lecho fijo	Adiabático lecho móvil	Adiabático lecho fijo DH + ODH	Lecho fluidizado	Lecho fijo
Operación	Cíclico	Continuo	Cíclico	Continuo	Cíclico
Catalizador	CrO <sub>x</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	PtSn/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	PtSn/ZnAl <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CrO <sub>x</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	PtSn/MgAlO <sub>x</sub>
Vida del catalizador	2-3 años	1-2 años	1-2 años	2-3 años	1-2 años
Fuente de calor	Calor de regeneración del catalizador	Hornos entre los reactores	Reactores ubicados en el horno	Calor de regeneración del catalizador	Reactores en los hornos
T (°C)	520-680	525-700	480-620	450-650	580-620
P (bar)	1,1-1,7	1-3	4-8	1-1,5	>1
Tiempo de ciclo	15-25 min	5-10 días	8 horas	30-60 min	9 horas
Conversión C <sub>4</sub> (%)	65	40	30-40	28-39	46-59
Selectividad C <sub>4</sub> (%)	82-87	90	80-90	84-89	93-97

Tabla 5.1: Tabla comparativa - Fuente: Elaboración propia en base a los procesos descriptos

### 5.3. Criterios de elección de tecnología

La tecnología seleccionada es el proceso CATOFIN, la elección se basó en:

- El tipo de reactor utilizado en el proceso (el reactor de lecho fijo es más simple en comparación con los reactores utilizados en las demás tecnologías).
- El tipo de catalizador (más económico que el de platino) y su mayor vida útil.
- La fuente de calor necesaria para realizar la deshidrogenación (el calor suministrado que quema el coque depositado y regenera el catalizador es suficiente, no necesita ningún tipo de instalación extra).
- Las bajas presiones de reacción en comparación con las demás tecnologías.



- El menor tiempo de ciclo completo de reacción-regeneración en comparación con las demás tecnologías.
- La mayor conversión en comparación con las demás tecnologías.

El proceso CATOFIN es una tecnología de deshidrogenación de parafinas y producción de mono olefinas, para la estricta producción de butadieno, la tecnología antes nombrada se comercializa con el nombre CATADIENE.

#### 5.4. Descripción de la tecnología CATADIENE Introducción al proceso CATADIENE

El proceso CATADIENE es la única tecnología disponible para convertir butano normal en n-butenos y n-butenos en butadieno en un solo paso de reacción. La tecnología CATADIENE es el proceso más utilizado en el mundo para un proyecto de 1,3-butadieno. Se han construido diecinueve plantas de CATADIENE en todo el mundo, con una capacidad combinada superior a 1200000 Toneladas/año (MTA) de butadieno.

La mayoría de las primeras plantas de CATADIENE se cerraron en las décadas de 1970 y 1980 cuando el butadieno, subproducto barato del craqueo al vapor de los alimentos líquidos, hizo que la deshidrogenación del butano no fuera económica. Una tendencia reciente a materias primas más ligeras ha reducido la cantidad de subproducto butadieno y la ruta de deshidrogenación del butano a butadieno es una vez más atractiva en muchos lugares.

El proceso CATADIENE no tiene problemas de ensuciamiento importantes y el rendimiento del diseño se logra rápidamente después de la puesta en marcha. El proceso utiliza reactores de lecho fijo que contienen un catalizador Clariant robusto, que excede sus capacidades de diseño en cuanto a rendimiento y vida útil. Además, son resistentes a los contaminantes de alimentación típica. Por lo tanto, no se requieren instalaciones de tratamiento de alimentos para el proceso CATADIENE.

Debido a su éxito comercial y a los ahorros de costos resultantes de sus altos rendimientos, disponibilidad en línea y menor costo de inversión, la selección de la tecnología CATADIENE será fundamental para alcanzar los objetivos financieros y del proyecto.



## DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA TECNOLOGÍA CATADIENE

Usando el proceso CATADIENE, el butadieno se puede producir a partir de una corriente rica en butano o una mezcla de butano / butileno.

El esquema para el proceso general CATADIENE consta de los siguientes pasos:

- 1) Deshidrogenación del butano para producir butadieno
- 2) Compresión del efluente del reactor
- 3) Recuperación y purificación del producto

El proceso utiliza reactores cíclicos de lecho fijo con producción continua y ha demostrado un funcionamiento seguro y confiable en sus años de experiencia operativa. Las características de la tecnología incluyen:

- Alta tolerancia a las impurezas de la alimentación  $C_4$
- No se necesitan instalaciones de haluros (cloro) para recalentar
- Catalizador robusto y económico
- No hay pérdidas de catalizador
- Vida útil demostrada del catalizador
- Sin recirculación de hidrógeno
- Sin dilución de vapor
- Equipo de proceso técnicamente sólido y comercialmente probado
- Sin problemas de ensuciamiento importantes
- Tiempo mínimo requerido para lograr el rendimiento del diseño después de una parada
- Diseño y componentes internos robustos del reactor
- Inyección de bajo contenido de azufre (15 ppm en la alimentación del reactor)

El diseño CATADIENE incluye retroalimentación en las operaciones de la planta, lo que resulta en una mayor confiabilidad, operación y eficiencia.

### Especificaciones de Materia prima y Producto

La unidad CATADIENE puede diseñarse para procesar una amplia variedad de materias primas.





## Operación de planta

### ➤ **Reducción**

La unidad CATADIENE puede operar económicamente al 60 % de la capacidad de diseño. En este punto, el factor limitante suele ser la reducción del producto de compresión. Es posible operar por debajo del 60 % de la capacidad mediante el uso de reciclado en la sección de compresión, pero esto requiere mayores costos de energía para la compresión del reciclado.

### ➤ **Seguridad**

Los reactores CATADIENE funcionan de forma cíclica. Mediante el uso de múltiples reactores, se logra un flujo continuo de las principales corrientes del proceso. Este tipo de sistema ha estado en operación comercial continua desde 1944 cuando se puso en funcionamiento la primera unidad Houdry CATADIENE® para la producción de butadieno a partir de butano.

La confiabilidad operativa de la unidad CATADIENE es ampliamente reconocida por los licenciarios actuales. Las plantas operativas han experimentado más de 40 millones de ciclos de reactores sin contratiempos graves. Este historial de seguridad se basa en el cuidadoso diseño del sistema.

El sistema de reactores, así como la operación de todos los demás elementos dentro de una unidad CATADIENE, han sido sometidos a revisiones críticas por expertos técnicos dentro de Lummus, utilizando técnicas de análisis y metodología de vanguardia para el análisis de peligros del proceso. Este tipo de análisis está dirigido a la identificación y prevención de eventos no deseados y da como resultado el cálculo de una tasa de riesgo promedio para la planta. Se encontró que la tasa calculada para el proceso CATADIENE estaba dentro de los objetivos corporativos establecidos por las principales empresas químicas.

### ➤ **Factor de transmisión**

Lograr un factor alto en funcionamiento es fundamental para la economía del proyecto. Como se mencionó anteriormente, la confiabilidad operativa de la unidad CATADIENE es ampliamente reconocida. Todas las plantas de procesamiento son tan confiables como sus partes individuales y todas las partes de una planta CATADIENE han resistido la prueba del tiempo, habiendo mantenido su integridad operativa.



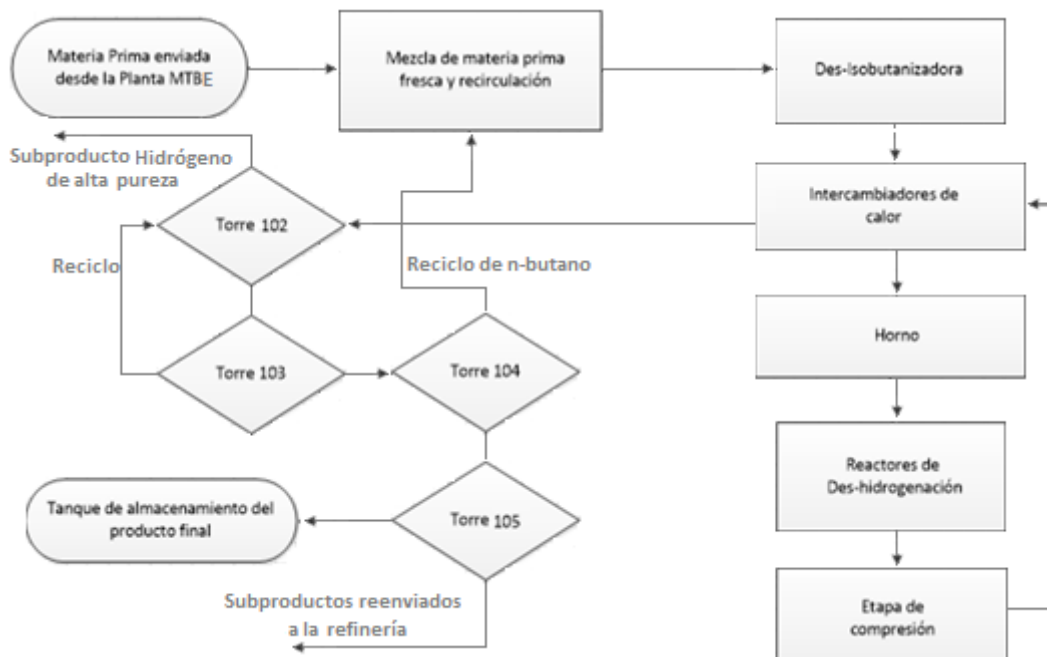
La tecnología CATADIENE ha demostrado repetidamente eficiencias en funcionamiento muy por encima del 97 %. Este historial probado, así como el diseño robusto del reactor que soporta condiciones transitorias y reinicios rápidos, es una ventaja significativa sobre los procesos de deshidrogenación de hidrocarburos competitivos que utilizan reactores con componentes internos frágiles.

### ➤ **Mantenimiento**

Los costos totales de mantenimiento de la unidad CATADIENE, excluyendo el cambio del catalizador, son normalmente alrededor del 2 % del costo de capital de reemplazo. Esto se compara favorablemente con los costos de mantenimiento en la industria del refino.

## 5.5. Descripción detallada del proceso

En el siguiente diagrama de bloques se definen las distintas etapas que involucran el proceso de Producción de Butadieno mediante la Deshidrogenación de Butano





### Enriquecimiento de la carga

La corriente que ingresa al proceso desde Refinería YPF La Plata contiene una cantidad significativa de isobutano (32 % en peso), el cual debe ser extraído previo al ingreso a la zona de reacción, con el objetivo de aumentar el porcentaje de normal butano en la carga del proceso, minimizando la cantidad de impurezas. Para esto se emplea la torre de destilación T-101, la cual opera a 67 °C de temperatura promedio y 10 Kg/cm<sup>2</sup> de presión, obteniéndose principalmente isobutano por tope (que se retorna a Refinería) y por fondo la carga a proceso, con la siguiente composición:

Componente	Wt % [% en peso]
Isobutano	0,2
N-butano	98,3
C <sub>5+</sub>	1,5

Tabla 5.2: Composición de fondo de carga - Fuente: YPF

### Acondicionamiento de la carga

Previo al ingreso al reactor, la carga debe acondicionarse para llevar las variables de operación a las condiciones óptimas para la deshidrogenación. Para esto, se utiliza una válvula laminadora y posteriormente es calentada por una serie de intercambiadores de calor, E-103 y E-104, que aprovechan la temperatura del proceso aguas abajo, seguido del horno H-101, que lleva a la carga a la temperatura adecuada.

Las condiciones de operación del proceso, que se seleccionan para optimizar la relación entre selectividad, conversión y consumo de energía, se encuentran en el rango de:

Temperatura	575 °C – 680 °C
Presión	1.14 bar - 1.24 bar

Tabla 5.3: Condiciones de operación - Fuente: Tecnología CATADIENE

### Sección de reacción

El proceso CATADIENE convierte el normal butano en butadieno por deshidrogenación sucesiva en una operación de un solo paso que emplea un catalizador de cromo-alúmina.



Las reacciones secundarias producen gases de hidrocarburos ligeros en pequeñas cantidades, junto con hidrocarburos más pesados que la alimentación (polímeros). Los más pesados de estos hidrocarburos se depositan como coque sobre el catalizador.

Una característica clave del proceso es que, a medida que avanza la deshidrogenación, la reacción absorbe el calor del lecho, reduciendo gradualmente la temperatura de este. Esta reducción de temperatura, junto con el coque depositado sobre el catalizador, disminuye su capacidad para producir los productos deseados. Para eliminar el coque y restaurar el calor necesario en el lecho del catalizador, se requiere un re-calentamiento periódico de éste.

El proceso se lleva a cabo en un tren de reactores de lecho fijo que operan de forma cíclica y en una secuencia definida para permitir el flujo continuo e ininterrumpido de las principales corrientes del proceso. En un ciclo completo, los gases de hidrocarburos se deshidrogenan, luego el reactor se purga con vapor para re-calentar el catalizador y quemar la pequeña cantidad de coque que se deposita durante el ciclo de reacción. Estos pasos son seguidos por una evacuación y luego se inicia otro ciclo. El sistema está adecuadamente interconectado para garantizar el funcionamiento seguro de las válvulas en secuencia y evitar la mezcla de aire y gases de hidrocarburos.

### **Sección de compresión**

En esta sección, el gas de salida del reactor fluye hacia un tren de compresión con enfriamiento intermedio, con varias etapas sucesivas, que acondicionan la corriente a una presión y temperatura adecuada para el funcionamiento de la sección de recuperación.

### **Sección de recuperación**

#### **▪ Recuperación de Hidrógeno**

En la sección de recuperación se separa el hidrógeno producido en la reacción del efluente comprimido mediante un absorbedor (T-102) que opera a 12 kg/cm<sup>2</sup> de presión, y una temperatura de 93 °C promedio. Se utiliza nafta como disolvente en el equipo, el cual absorbe los hidrocarburos presentes, separando así por tope el H<sub>2</sub>. Los hidrocarburos C<sub>4</sub> y más pesados se envían al separador (T-103).



- **Recuperación de butano para reciclo**

La recuperación de nafta en el separador es del 99,99 %. Los C<sub>4</sub> y los componentes más pesados se envían a la columna de destilación (T-104) donde se recupera el butano que no reaccionó, el cual se recicla en el proceso.

- **Purificación de butadieno**

Luego, el butadieno crudo junto al isopentano restante se envían a la última torre de separación (T-105) que opera a 8 kg/cm<sup>2</sup> y 94 °C de temperatura promedio, donde se recupera el producto principal purificado (99,7 % en peso de butadieno crudo).

Todos los subproductos obtenidos (hidrógeno, isobutano e isopentano) retornan a la Refinería YPF La Plata por medio de parrales para su venta. El butadieno es almacenado en tanques esféricos especiales para su almacenamiento, para luego ser comercializado y distribuido por medio de camiones cisterna.



## 6. DISEÑO BÁSICO DE EQUIPOS

### 6.1. Determinación de las bases de diseño principales en los límites de la batería

Los límites de batería son los datos de temperatura y presión de las corrientes más relevantes que entran y salen de la planta.

#### ✓ **Materia Prima**

La materia prima es Butano, este ingresa a la planta mediante cañerías desde la refinería YPF, a una temperatura de 60 °C y una presión de 14 kg/cm<sup>2</sup>, la cual se derivará a los tanques de almacenamiento TK-101 Y TK-102. El caudal de alimentación fresca que ingresará a la planta de Deshidrogenación de butano será 6500 kg/hr.

#### ✓ **Producto**

El producto principal será el Butadieno el cual tendrá una pureza del 99,3 %, este se almacenará en los tanques de producto final TK-103 Y TK-104 a una temperatura de 30 °C y 7,7 kg/cm<sup>2</sup> de presión. El caudal de Butadieno será de 3678 kg/hr. La planta trabajó 335 días al año con lo que se alcanzará la producción máxima fijada como objetivo de 30000 toneladas anuales.

#### ✓ **Sub-Producto**

El primer subproducto es el isobutano recuperado de la columna T-101, con un caudal de 2244 kg/hr, a 53°C de temperatura y 9,8 kg/cm<sup>2</sup> de presión.

El segundo subproducto es el isopentano recuperado por fondo de la columna T-105, con un caudal de 96 kg/hr, a 60 °C de temperatura y 8.4 kg/cm<sup>2</sup> de presión. Mediante una bomba se elevará la presión de dicho caudal a 10 kg/cm<sup>2</sup> para poder unirlo a la corriente de isobutano, y ser devueltos a YPF mediante un ducto que transportará un caudal total de 2340 kg/hr de subproductos a una temperatura de 53.3 °C.

El tercer subproducto que se obtendrá es hidrogeno al 99,8% de pureza, cuyo caudal será de 293 kg/hr. En un principio se pensó utilizarlo, tal cual indica la tecnología, como combustible para el horno del proceso; pero debido a su gran valor





monetario es más rentable comercializarlo con YPF, aunque esto requiera, en principio, un incremento en la inversión inicial para una logística de caños.

✓ **Servicios auxiliares**

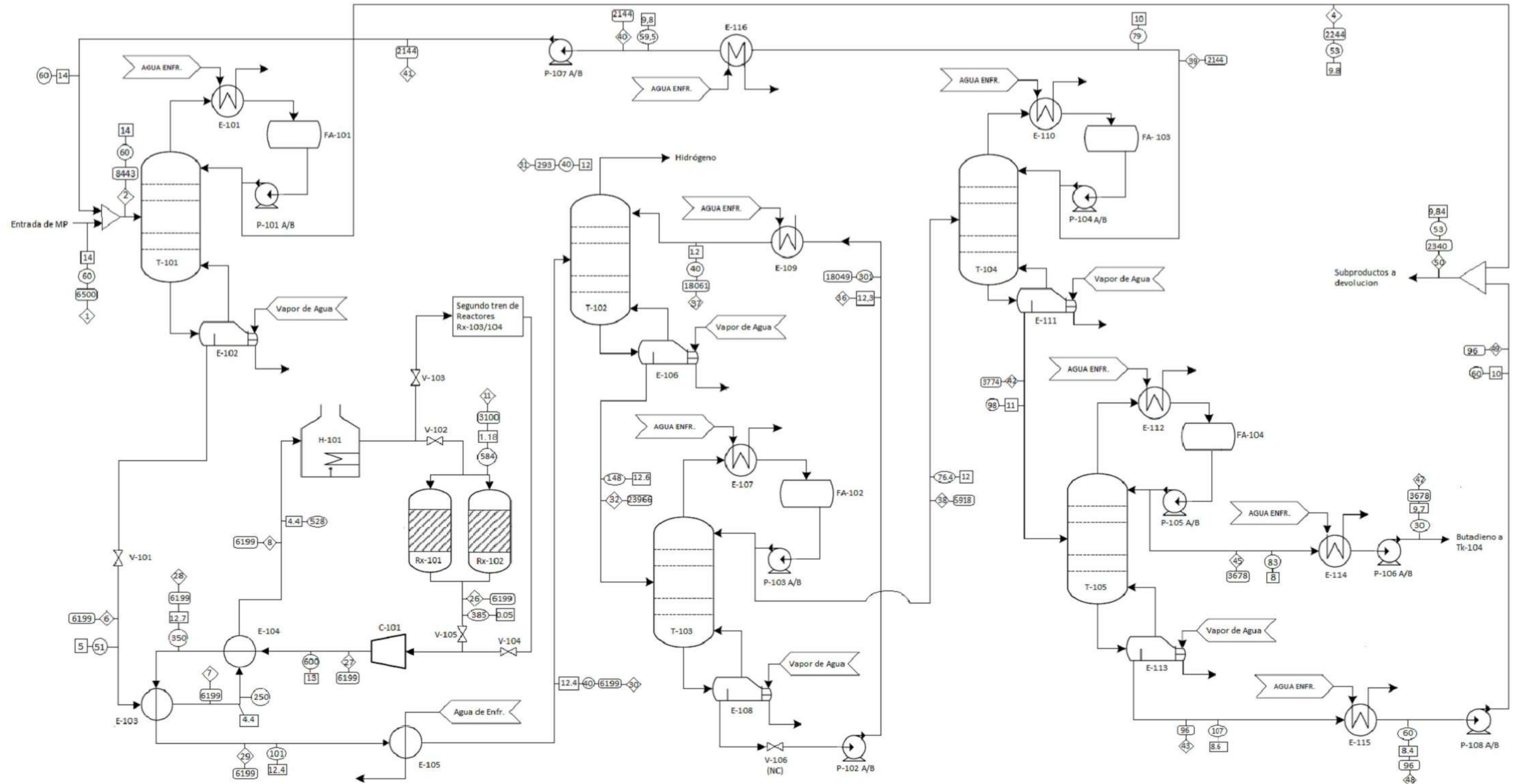
Respecto a los servicios auxiliares vapor de agua y agua de enfriamiento, ambos serán comprados a YPF.

El agua de enfriamiento que se utilizará proviene de la torre de enfriamiento de YPF. Para realizar los cálculos de su utilización se deben tomar los valores de sus propiedades en las condiciones más desventajosas, las cuales ocurren durante el verano. Durante la época antes mencionada el agua de enfriamiento está especificada en 29 °C y 3 kg/cm<sup>2</sup> de presión. Luego de su uso en los equipos de intercambio térmico, se colectará esta agua desde los mismos hacia una cañería que la devolverá, mediante parrales, a una temperatura de hasta 45 °C y 4 kg/cm<sup>2</sup> de presión, para su reacondicionamiento en la torre de enfriamiento. El caudal requerido es de 1947 Tn/h.

Además, ingresarán 44772 kg/h de vapor de agua de baja, que se encuentran a 4 kg/cm<sup>2</sup> de presión. La temperatura se deberá fijar a un valor de 10 o 20 °C por encima de la condición de vapor saturado. A 4 kg/cm<sup>2</sup> de presión la temperatura del vapor saturado es de 151.4 °C, por lo tanto, se establecerá una temperatura de 180 °C. Este vapor será utilizado tanto en los reboilers de las columnas como en la purga y limpieza de los reactores, el mismo será recolectado y enviado en estado de líquido saturado a YPF para su reacondicionamiento.

Tanto para el agua de enfriamiento como para el vapor, se utilizará como punto de unión a la red del Complejo Industrial Ensenada - YPF, la Planta de Aprovechamiento de Olefinas (PAO)

La energía eléctrica será comprada a la empresa EDELAP y el gas combustible para el horno será comprado a la empresa Camuzzi.



**Referencias**

- Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup>)
- Número de corriente del balance de masa
- Temperatura de diseño (°C)
- Caudal de diseño (kg/hr)

 <b>UTN</b> Facultad Regional La Plata	<b>INTEGRACIÓN V</b>
	Planta de Producción de Butadieno PFD
PROFESORES: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto	Plano N°1
Alumnos: Cardoza, Moccero, Salduna, Truppa	22/11/2022



## 6.2. Diagrama de flujo de procesos (PFD)

En el diagrama de flujo del proceso se presentan los equipos con sus respectivas denominaciones acorde a las normas para su identificación. A continuación, se presenta el PFD para la Deshidrogenación de Butano.

### Listado de equipos

- o T-101 - Columna deisobutanizadora
- o E-101 - Condensador columna T-101
- o E-102 - Reboiler columna T-101
- o FA-101 - Acumulador columna T-101
- o P-101 A/B - Bomba de reflujo columna T-101
- o V-101 A/B - Válvula laminadora
- o E-103 - Pre-acondicionamiento de carga
- o E-104 - Pre-acondicionamiento de carga
- o H-101 - Horno de acondicionamiento de carga a reactor
- o RX-101/RX-102 - Reactores del proceso de deshidrogenación
- o C-101 - Compresor
- o E-105 - Intercambiador de calor
- o T-102 - Columna de absorción. Recuperación de H<sub>2</sub>
- o E-106 - Reboiler columna T-102
- o T-103 - Columna de desorción
- o E-107 - Condensador columna T-103
- o E-108 Reboiler columna T-103
- o FA-102 - Acumulador columna T-103
- o P-103 A/B - Bomba de reflujo columna T-103
- o V-106 - Ingreso de corriente makeup
- o P-102 A/B - Recirculación de absorbente
- o E-109 - Intercambiador de calor. Acondicionamiento de absorbente
- o T-104 - Columna de recuperación de normal butano para reciclo.
- o E-110 - Condensador columna T-104
- o FA-103 - Acumulador columna T-104
- o P-104 A/B Bomba de reflujo columna T-104



- E-111 - Reboiler columna T-104
- E-116 Intercambiador de calor. Acondicionamiento de reciclo
- P-107 A/B - Bomba de reciclo de normal butano
- T-105 - Comuna de purificación de butadieno
- E-112 - Condensador columna T-105
- FA-104 - Acumulador columna T-105
- P-105 A/B Bomba de reflujo columna T-105
- E-113 - Reboiler columna T-105
- E-114 - Intercambiador de calor. Acondicionamiento de producto
- P-106 A/B - Bomba de impulsión de butadieno a tanque de almacenamiento.
- E-115 - Intercambiador de calor. Acondicionamiento de isopentano
- P-108 A/B - Bomba de impulsión de isopentano

### 6.3. Balance de masa y energía.

Para obtener el Balance General de Masa y Energía del proceso, se recurrió a los datos obtenidos de la Simulación de Proceso en Estado Estacionario desarrollada en el Pro II y responde a las corrientes del PFD y a la simulación. A continuación, se detallan los resultados para cada corriente.

**PROYECTO: Producción de butadieno**

**BALANCE DE MASA Y ENERGÍA**

Corriente N°	1	2	4	5	6	7	8	9	10	12	14	16	26	27	28	29	30	31
Descripción	Carga Fresca	Carga a T-101	iC4 a devoluc	Carga a proceso	Entr. LF E-104	Entr. LF E-103	Carga H-101	salida H-101	Carga RX-104	Salida RX-104	Carga RX-103	Salida RX-103	Carga C-101	Entr. LC E-103	Entr. LC E-104	Entr. LC E-105	Carga T-102	H2 a devoluc.
Estado de agregación	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mezcla	Vapor
Flujo Másico Total [Kg/h]	6500,02	8443,09	2244,49	6198,60	6198,60	6198,60	6198,60	6198,60	6198,60	3099,30	3099,30	3099,30	6198,60	6198,60	6198,60	6198,60	6198,60	293,00
Temperatura [°C]	60,00	59,99	52,98	82,77	51,33	250,00	528,16	585,00	584,62	385,00	584,62	385,00	385,00	600,00	350,00	101,72	40,00	39,54
Presión [Kg/Cm <sup>2</sup> ]	14,00	14,00	9,84	10,79	5,00	4,70	4,40	3,40	0,18	0,05	0,18	0,05	0,05	13,00	12,70	12,40	12,40	12,00
Entalpía específica [Kcal/Kg]	36,97	36,96	32,61	53,19	53,19	220,69	426,58	474,96	474,96	343,55	474,96	343,55	343,55	521,76	315,88	148,37	70,02	90,13
Densidad [Kg/m <sup>3</sup> ]	519,68	521,76	510,55	493,00	40,24	6,30	3,78	2,72	0,14	0,02	0,14	0,02	0,02	4,47	6,14	10,27	15,51	0,97
CP Vapor [Kcal/(Kg*°C)]	-	-	-	-	0,47	0,64	0,83	0,87	0,86	0,77	0,86	0,77	0,77	0,88	0,76	0,58	0,66	3,23
CP Líquido [Kcal/(Kg*°C)]	0,70	0,70	0,68	0,72	0,73	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,54	-
Fracción másica																		
Hidrógeno (H2)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,94
Propano (C3)	0,01	0,01	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Isobutano (iC4)	0,33	0,25	0,95	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Normal Butano (nC4)	0,65	0,73	0,02	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,34	0,98	0,34	0,34	0,34	0,34	0,34	0,34	0,02
Butadieno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,59	0,00	0,59	0,59	0,59	0,59	0,59	0,59	0,00
Isopentano (iC5)	0,01	0,01	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00

Corriente	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	45	46	47	48	49	50
Descripción	Fondo T-102	Tope T-103	Fondo T-103	Carga P-102	in cold E-109	Carga T-102	Carga T-104	Tope T-104	Entrada P-107	reciclo nC4	Carga T-105	Fondo T-105	Tope T-105	Entrada P-106	Butadieno a Tk	Entrada P-108	iC5 a devoluc	iC5+iC4 a devoluc
Estado de agregación	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Flujo Másico Total [Kg/h]	23966,83	5918,00	18048,83	18048,83	18048,83	18061,23	5918,00	2144,00	2144,00	2144,00	3774,00	96,00	3678,00	3678,00	3678,00	96,00	96,00	2340,49
Temperatura [°C]	147,83	75,85	301,17	301,17	301,84	40,00	76,46	79,16	59,50	60,04	97,77	107,53	83,08	30,00	30,14	60,00	60,11	53,29
Presión [Kg/Cm <sup>2</sup> ]	12,60	8,00	8,60	8,60	12,30	12,00	12,00	10,00	9,80	14,00	11,00	8,60	8,00	7,70	9,70	8,40	10,00	9,84
Entalpía específica [Kcal/Kg]	79,56	45,98	175,66	175,66	175,82	17,68	46,16	50,71	36,70	36,88	58,98	64,48	49,33	18,62	18,69	32,83	32,90	32,63
Densidad [Kg/m <sup>3</sup> ]	616,60	550,98	537,28	537,28	539,85	775,03	551,16	499,06	529,43	529,79	546,54	512,97	569,53	640,67	640,77	578,23	578,45	512,97
CP Vapor [Kcal/(Kg*°C)]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CP Líquido [Kcal/(Kg*°C)]	0,59	0,70	0,73	0,73	0,73	0,47	0,69	0,72	0,71	0,70	0,67	0,70	0,69	0,51	0,51	0,57	0,57	0,69
Fracción másica																		
Hidrógeno (H2)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propano (C3)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
Isobutano (iC4)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,91
Normal Butano (nC4)	0,09	0,36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,36	0,98	0,98	0,98	0,01	0,00	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00	0,02
Butadieno	0,15	0,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,62	0,02	0,02	0,02	0,97	0,01	0,99	0,99	0,99	0,01	0,01	0,00
Isopentano (iC5)	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,03	0,99	0,00	0,00	0,00	0,99	0,99	0,04



## 6.4. Diseño básico de los equipos principales y auxiliares

Los equipos básicos a diseñar serán los siguientes:

- Horno H-101
- Reactor RX-101/102
- Bomba centrífuga P-106
- Tanque de almacenamiento TK-104
- Intercambiador de calor E-105
- Columna de destilación T-104

### 6.4.1. Horno H-101

El horno H-101 tiene la función de acondicionar la corriente de salida del intercambiador E-104, elevando su temperatura hasta 585 °C, que luego entrará a los Reactores RX-101/102 para producir la reacción endotérmica de deshidrogenación.

Según el Duty se elegirá el tipo de horno:

DUTY [MMkcal/h]	TIPO DE HORNO
0,5 a 4	Cilíndrico Vertical
4 a 10	Cilíndrico Vertical con zona convectiva
10 a 50	Horno tipo cabina

Tabla 6.1: Tipos de Hornos

### Cálculo del duty:

Los siguientes datos fueron sacados de la simulación, los cálculos para la especificación están basados en el archivo Excel brindado por la cátedra.

Las temperaturas de entrada ( $T_e$ ) y salida ( $T_s$ ) son:

$$T_e = 528 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_s = 585 \text{ }^\circ\text{C}$$

La expresión para el cálculo del duty (*Duty*) es:

$$Duty = G_{hc} * (H_s - H_e)$$





donde  $G_{hc} = 13665,58 \text{ lb/h}$  es el caudal de entrada,  $H_s = 854,92 \text{ BTU/lb}$  es la entalpía de salida, y  $H_e = 767,84 \text{ BTU/lb}$  es la entalpía de entrada; reemplazando estos valores en la ecuación:

$$\begin{aligned}Duty &= G_{hc} * (H_s - H_e) \\Duty &= 13665,58 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * \left( 854,92 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} - 767,84 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right) \\Duty &= 1189998,70 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} = 1,19 \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}} = 0,3 \frac{\text{MMKcal}}{\text{h}}\end{aligned}$$

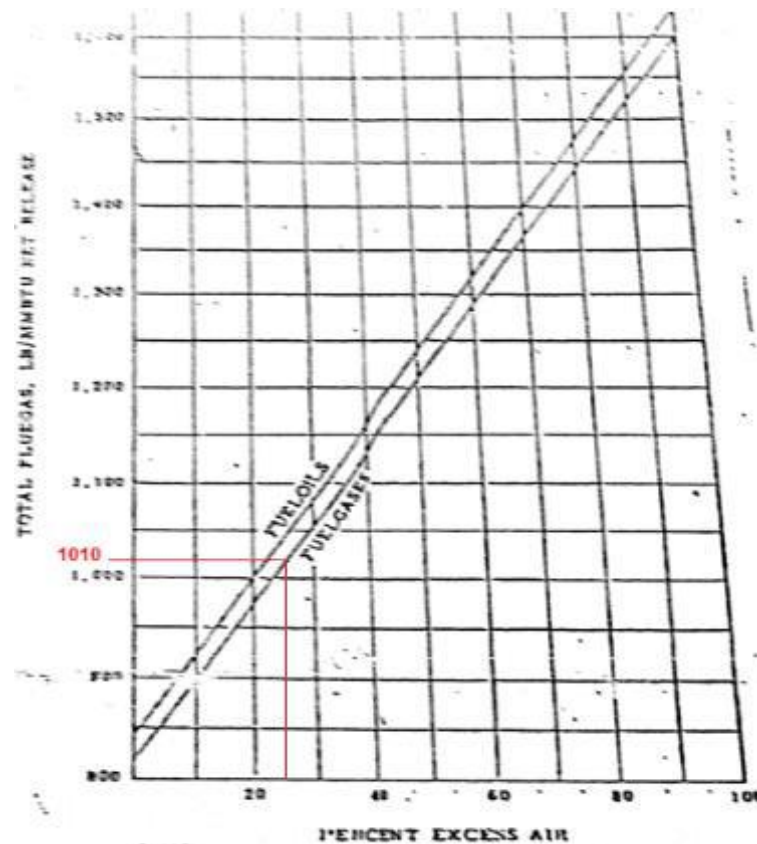
De acuerdo a los resultados arrojados por el cálculo anterior, y teniendo en cuenta lo expresado en la tabla 6.1, se necesitará un horno cilíndrico vertical. A su vez, éste Duty está afectado por la eficiencia que, para este tipo de hornos, se suele estipular entre un 60 % y un 80 %. Se diseñará con una efectividad  $Ef = 75\%$ .

$$\begin{aligned}Duty_{real} &= \frac{Duty}{Ef} \\Duty_{real} &= \frac{1,19 \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}}}{\left( \frac{75\%}{100\%} \right)} = \frac{119}{75} \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}} = 1,59 \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}}\end{aligned}$$

#### Cálculo del flujo másico de gas y el flujo másico de aire:

El flujo másico del gas de combustión ( $G_{gas}$ ) se determina en función de las relaciones estequiométricas vinculadas con el flujo de combustible y el exceso de aire presente.





Grafica 6.1: Curva de gas de combustión vs porcentaje exceso de aire para fuel oil y fuel gas.

como se puede apreciar en la gráfica 6.1, para un exceso de aire del 25 % el valor del fuel gas es 1010 Lb/ MMBTU. Por lo cual sólo resta multiplicar este valor por el duty:

$$G_{gas} = Duty * Total\ fuel\ gas$$

$$G_{gas} = 1,19 \frac{MMBTU}{h} * 1010 \frac{Lb}{MMBTU} = 1201,9 \frac{Lb}{h}$$

Para calcular el flujo másico de aire ( $G_{aire}$ ) sólo hay que calcular el 25 % de exceso respecto a  $G_{gas}$ :

$$G_{aire} = G_{gas} * 1,25$$

$$G_{aire} = 1201,9 \frac{Lb}{h} * 1,25 = 1502,38 \frac{Lb}{h}$$



### Cálculo del Caudal de combustible

Generalmente en la industria de procesos se suelen utilizar Fuel Oil (FO) o gases de combustión como Fuel Gas (FG), por esta razón se suelen seleccionar quemadores duales que trabajan tanto con el fuel gas ó fuel oil.

Suponiendo que la quema de combustible para el horno a diseñar se hará con cualquiera de estos, se tendrá en cuenta el poder calorífico inferior (PCI) de los combustibles. Las propiedades de estos combustibles se encuentran en los siguientes gráficos:

Propiedad	Unidad	GA	GB	GN
Densidad	Kg/m <sup>3</sup>	0,869	1,234	0,740
Peso Molecular	g/mol	17,60	23,70	16,84
PCI	Kcal/Sm <sup>3</sup>	9.560	13.079	8.200
Presión	Kg/cm <sup>2</sup> g	2,00	0,60	2,00
Temperatura	°C	25	25	25

Grafica 6.2: Tabla de condiciones de proceso y propiedades del Fuel gas (FG) representado por GA -  
Fuente: "Cálculo Riguroso de Eficiencia de Hornos de Proceso" Ing. Qco. Sebastián Biset, Ing. Qco.  
Martín E. Ferreyra, Oil Combustibles S.A. / Refinería San Lorenzo / Argentina.



Compuesto	GA [%V]	GB [%V]	GN [%V]
Dióxido de Carbono	1,44	1,79	1,61
Sulfuro de Hidrógeno	0,18	0,11	0,00
Oxígeno	0,35	0,73	0,33
Nitrógeno	2,77	4,79	2,55
Hidrógeno	0,52	0,02	0,00
Metano	80,48	60,76	89,90
Etano	4,50	3,56	3,93
Eteno	0,38	0,12	0,02
Propano	2,56	6,29	0,71
Propeno	0,60	0,03	0,06
Iso-Butano	0,76	2,91	0,10
n-Butano	2,07	9,33	0,21
Trans 2-Buteno	0,04	0,00	0,00
Iso Butileno	0,23	0,00	0,01
1-Buteno	0,29	0,17	0,00
Cis 2-Buteno	0,13	0,03	0,00
Iso-Pentano	0,76	3,88	0,05
n-Pentano	0,82	3,74	0,05
1-3, Butadieno	0,00	0,00	0,00
Pentenos	0,20	0,00	0,00
C6+	0,38	1,16	0,03
No Identificados	0,55	0,61	0,44
<b>TOTAL</b>	<b>100,0</b>	<b>100,0</b>	<b>100,0</b>

Iso-Butano	0,76	2,91	0,10
n-Butano	2,07	9,33	0,21

Gráfica 6.3: Composición del fuel Gas (FG) representado por GA - Fuente: Cálculo Riguroso de Eficiencia de Hornos de Proceso” Ing. Qco. Sebastián Biset, Ing. Qco. Martín E. Ferreyra Oil Combustibles S.A. / Refinería San Lorenzo / Argentina.

siendo:

- ✓ **GA:** Gas de alta,
- ✓ **GB:** Gas de baja
- ✓ **GN:** Gas natural



Propiedades del FO

Ensayo ASTM	Propiedad	Unidad	Valor
ASTM D-4052	Densidad a 15°C	Kg/L	0,9488
ASTM D-88	Viscosidad SSF/50°C	seg.	313
ASTM D-445	Viscosidad cinemática a 50°C	cSt	663,7
ASTM D-4294	Azufre	%P	0,796
ASTM D-95	Agua	%V/V	0,20
ASTM D-473	Sedimentos por extracción	%P/P	0,018
ASTM D-4868	Poder Calorífico Inferior (PCI)	Kcal/Kg	9.834
ASTM D-5863	Sodio	mg/Kg	0,0
ASTM D-5863	Vanadio	mg/Kg	0
ASTM D-482	Cenizas	%P/P	0,006

Gráfica 6.4: Composición del fuel Oil (FO) - Fuente: "Cálculo Riguroso de Eficiencia de Hornos de Proceso"  
Ing. Qco. Sebastián Biset, Ing. Qco. Martín E. Ferreyra Oil Combustibles S.A. / Refinería San Lorenzo /  
Argentina.

Para este horno se calcularán las cantidades requeridas de cada combustible por separado y se optará por el más adecuado, para ello se deberán tener en cuenta los poderes caloríficos inferiores del fuel gas ( $PCI_{FG}$ ) y del fuel oil ( $PCI_{FO}$ ) obtenidos de las gráficas 6.2 y 6.4 respectivamente:

**Fuel Gas:**

$$FG = \frac{Duty}{PCI_{FG}}$$
$$FG = \frac{(0,3 * 10^6 \frac{Kcal}{h})}{9560 \frac{Kcal}{m^3}} = 31,38 \frac{m^3}{h}$$

conociendo la densidad del Fuel Gas ( $0,869 \text{ kg/m}^3$ )

$$FG = 31,38 \frac{m^3}{h} * 0,869 \frac{kg}{m^3} = 27,26 \frac{kg}{h}$$



Fuel Oil:

$$FO = \frac{Duty}{PCI_{FO}}$$
$$FO = \frac{\left(0,3 * 10^6 \frac{Kcal}{h}\right)}{9834 \frac{Kcal}{kg}} = 30,50 \frac{kg}{h}$$

Número de quemadores:

La relación entre  $Duty_{real}$ , calculado anteriormente, y el valor del calor nominal ( $qn_{nom}=15500000 \text{ BTU}/h$ ) arrojará como resultado el valor de este número:

$$N^{\circ} \text{ Quemadores} = \frac{Duty_{real}}{qn_{nom}}$$
$$N^{\circ} \text{ Quemadores} = \frac{1590000 \frac{BTU}{h}}{15500000 \frac{BTU}{h}} = 0,10$$

este último valor indica que el horno a diseñar tendrá 1 quemador.

$$N^{\circ} \text{ Quemadores} = 1$$

Dimensiones:

Para un Duty de 0,3 MMKCal/h, de acuerdo a las especificaciones brindadas por la cátedra, las dimensiones del Horno serán:

DIMENSIONES	LONGITUD
Altura [m]	12
Diámetro [m]	6

Tabla 6.2: Dimensiones del Horno

**Nota:** La información para realizar los cálculos de dimensionamiento, y la confección de sus respectivas tablas, fue brindada por la cátedra de “Integración V” y su bibliografía recomendada (“Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos”, Autor: Eduardo Cao; “Procesos de Transferencia de Calor”, Autor: Donald Q. Kern). El número y diámetro de tubos no fueron calculados por acuerdo con el profesor de la cátedra.



A continuación, se presenta la hoja de especificación del Horno H-101

UTN FRLP		INTEGRACION V		HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE HORNO	
DENOMINACION: HORNO CILINDRICO			FECHA:		
UNIDAD: H-101			REVISION:		
SERVICIO: PRECALENTAMIENTO DE CARGA A REACTORES			LOCACION:		
<b>DATOS GENERALES</b>					
DENOMINACIÓN DE EQUIPO		HORNO CILINDRICO VERTICAL		HOJA 1 de 1	
FUNCIÓN			Calentamiento para el Reactor de Deshidrogenación de Butanos		
SERVICIO			Precalentamiento de carga		
FLUIDO			Mezcla de Hidrocarburo		
<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>					
AIRE DE EXCESO			25 %		
DUTY REAL		1,59		MM BTU/h	
FLUIDO			HC		
CAUDAL		43045,83		m <sup>3</sup> /h	
		13665,58		lb/h	
<b>CONDICIONES DE ENTRADA</b>					
TEMPERATURA		528,16		°C	
PRESIÓN		4,4		kg/cm <sup>2</sup>	
ESTADO DE LA CORRIENTE			VAPOR		
DENSIDAD DEL GAS		3,78		kg/m <sup>3</sup>	
PESO MOLECULAR		58,30		kg/Kmol	
VISCOSIDAD		0,018		cP	
<b>CONDICIONES DE SALIDA</b>					
TEMPERATURA		585		°C	
PRESIÓN		3,4		kg/cm <sup>2</sup>	
ESTADO DE LA CORRIENTE			VAPOR		
DENSIDAD DE GAS		2,73		kg/m <sup>3</sup>	
VISCOSIDAD		0,02		cP	
<b>OBSERVACIONES Y REQUERIMIENTOS ESPECIALES</b>					
CONDICIONES TÉRMICAS DE OPERACIÓN					
<b>DIMENSIONES</b>					
ALTO		12		m	
DIAMETRO		6		m	
NÚMERO DE QUEMADORES			1		



#### 6.4.2. Reactor RX-101/102

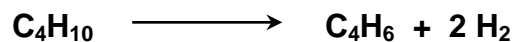
Se producirá butadieno a partir de butano con el método CATADIENE, la producción se realiza mediante un sistema de reactores múltiples conectados en paralelo (en una planta de producción de butadieno, que opera mediante la tecnología CATADIENE), la idea de este método es asegurar la producción continua secuenciando a distintos tiempos la operación en los reactores, de forma tal que mientras en un reactor se produce la reacción el otro es purgado y limpiado. Los reactores son de lechos fijos y adiabáticos, utilizan un catalizador de óxido de cromo soportado en alúmina.

#### Pasos a seguir para el diseño del reactor:

- **Primer paso:**

Se deberán tener en cuenta las condiciones de operación y composición de la carga.

La alimentación consta de Butano, Isobutano y compuestos de C<sub>5</sub> (siendo los últimos dos inertes al proceso de deshidrogenación). La única reacción que se produce es:



#### Alimentación:

CARGA	
Flujo másico [kg/h]	6198,60
Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	0,14

Tabla 6.3: Carga al reactor - Fuente: YPF

#### Entrada:

DATOS DE ENTRADA	
Presión [bar]	1,18
Temperatura [°C]	585
Conversión [% p]	65

Tabla 6.4: Datos de operación - Fuente: Tecnología CATADIENE

Los datos de composición y características de la carga de alimentación fueron brindados por la refinería YPF.





**Composición de la carga:**

COMPOSICIÓN DE LA CARGA	
IC <sub>4</sub> [% p]	0,1
NC <sub>4</sub> [% p]	98,6
IC <sub>5</sub> [% p]	1,3
Total [% p]	100
PM Total [kg/kmol]	58,30
Flujo volumétrico [m <sup>3</sup> /h]	21522,92

Tabla 6.5: Composición de carga - Fuente: YPF

El flujo volumétrico se dividió en dos ya que, de no ser así, la pérdida de carga, el volumen de catalizador, y por lo tanto volumen del reactor, saldrían de los parámetros establecidos. Por esa razón se trabajará con 2 reactores en paralelo.

• **Segundo paso:**

Una vez determinados los parámetros a tener en cuenta, se debe desarrollar la ecuación de diseño para este tipo de reactores (Reactor Tubular Empacado). Las reacciones tienen lugar sobre la superficie del catalizador, por ende, la velocidad de reacción se basa en el catalizador, más no en el volumen del reactor.

▪ **Ecuación de diseño:**

$$\frac{dF_A}{dW} = -r$$

$$dW = \frac{dF_A}{-r}$$

$$\int dW = W = \int \frac{dF_A}{-r}$$

debido a que:

$$X = \frac{F_{A0} - F_A}{F_{A0}}$$

$$F_A = F_{A0} * (1 - X)$$

reemplazando en la integral:

$$W = \int \frac{dF_A}{-r} = \int \frac{d[F_{A0} * (1 - X)]}{-r} = \int \frac{F_{A0} d(1 - X)}{-r}$$



$$W = F_{A0} \int_0^X \frac{dX}{-r}$$

por ser reacción de orden 1:

$$-r = K * C_A$$

reemplazando la fórmula anterior en la integral:

$$W = F_{A0} \int_0^X \frac{dX}{K * C_A} = \frac{F_{A0}}{K} \int_0^X \frac{dX}{C_A}$$

puesto que:

$$C_A = \frac{F_A}{V}$$

reemplazando en la integral:

$$W = \frac{F_{A0}}{K} \int_0^X \frac{V dX}{C_A} = \frac{F_{A0} * V}{K} \int_0^X \frac{dX}{F_A}$$

teniendo en cuenta la expresión:

$$F_A = F_{A0} * (1 - X)$$

e introduciendo esta última ecuación en la integral se obtiene la expresión final de la ecuación de diseño:

$$W = \frac{F_{A0} * V}{K} \int_0^X \frac{dX}{F_{A0} * (1 - X)} = \frac{V}{K} \int_0^X \frac{dX}{(1 - X)}$$

$$W = \frac{V}{K} * (-\ln(1 - x))$$

- **Tercer paso:**

Una vez obtenida la ecuación de diseño para el reactor, con los parámetros antes establecidos se procede a calcular la cantidad de catalizador que se necesitará, para ello se debe hallar el valor de constante de velocidad de reacción  $K$ . El valor experimental  $K$  es obtenido del artículo "**Kinetics and Mechanism in Catalytic**



***Dehydrogenation of n-Butane over Chromia-Allumina” de S. CARRA, L. FORNI,  
AND C. VINTANI”***

REACTION RATE AND ADSORPTION  
EQUILIBRIUM CONSTANTS

$T$ (°C)	$k_r \times 10^2$ (hr <sup>-1</sup> )	$b_B$ (atm <sup>-1</sup> )	$b_A$ (atm <sup>-1</sup> )	$b_H$ (atm <sup>-1</sup> )
510°	2.44	19.50	57.605	52.436
530°	3.11	8.00	22.10	21.796
550°	5.05	3.63	9.61	11.003

Gráfica 6.5: Valor experimental  $K$  para 550C - Fuente: *Kinetics and Mechanism in Catalytic Dehydrogenation of n-Butane over Chromia-Allumina” de S. CARRA, L. FORNI, AND C. VINTANI”*

$$W = \frac{V}{K} * (-\ln(1 - x))$$

siendo  $K = 505 \text{ h}^{-1}$ ,  $V$  el caudal volumétrico, y  $x = 0,65$  (ya que la conversión de la reacción es del 65 %):

$$W = \frac{21522,92 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{505 \text{ h}^{-1}} * (-\ln(1 - 0,65))$$
$$W = 44,74 \text{ m}^3$$

Sabiendo el volumen del catalizador puede estimarse el volumen del lecho, se diseña con un factor de sobredimensionamiento del 10 %.

$$W = 44,74 \text{ m}^3 * 1,1 = 49,22 \text{ m}^3$$

El producto entre el valor anterior ( $W = 49,22 \text{ m}^3$ ) y la densidad ( $1200 \text{ Kg/m}^3$ ), arrojará como resultado los kg de catalizador que se necesitaran:

$$W = 49,22 \text{ m}^3 * 1200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$
$$W = 59060,76 \text{ kg}$$



- **Cuarto paso:**

Se toma como base de cálculo el diámetro interno del reactor para poder calcular la altura del lecho respecto al catalizador.

Diámetro interno:  $D = 3 \text{ m}$

$$\text{Sección} = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2$$

$$\text{Sección} = \pi * \left(\frac{3 \text{ m}}{2}\right) = 7,07 \text{ m}^2$$

El cálculo estimativo de la altura del lecho se obtiene mediante la relación entre volumen necesario de catalizador y la sección del reactor:

$$\text{Altura de lecho} = \left(\frac{\text{Volumen de catalizador}}{\text{Sección}}\right)$$

$$\text{Altura de lecho} = \left(\frac{49,22 \text{ m}^3}{7,07 \text{ m}^2}\right) = 6,96 \text{ m}$$

CARACTERÍSTICAS DEL REACTOR RESPECTO AL CATALIZADOR	
Carga del catalizador [m <sup>3</sup> ]	49,22
Diámetro interior [m]	3
Sección [m <sup>2</sup> ]	7,07
Altura del lecho [m]	6,96

Tabla 6.6: Características del reactor - Fuente: Elaboración propia en base al valor K obtenido en "Kinetics and Mechanism in Catalytic Dehydrogenation of n-Butane over Chromia-Allumina"

- **Quinto paso:**

La tecnología determina la utilización de un catalizador de óxido de cromo, soportado en alúmina, Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Los datos y características del catalizador cromo-alúmina fueron brindados por Carioca Catalysts Factory.



CARACTERÍSTICAS DEL CATALIZADOR	
Tipo	Óxido de cromo en alúmina
Densidad [Kg/m <sup>3</sup> ]	1200
Área superficial [m <sup>2</sup> /g]	130
Diámetro de partícula [mm]	2
Porosidad de la partícula $\epsilon$	0,6
Porosidad del lecho	0,7
Densidad del lecho [Kg/m <sup>3</sup> ]	144

Tabla 6.7: Características del Catalizador -Fuente: Carioca Catalysts Factory

Con los datos obtenidos, y los datos del catalizador, se obtendrá la pérdida de carga, que se utilizará para comprobar si es admisible para el proceso o no; se deberá recordar que la presión de trabajo es 1,18 bar.

#### Cálculo de la pérdida de carga:

La caída de presión puede ser un factor muy importante en relación a los costos de energía, especialmente cuando el proceso requiere un reciclo y en grandes unidades.

La “ecuación de Ergun” es la más utilizada para determinar el mencionado parámetro debido a que es la más exacta y da mejores resultados. La caída de presión en reactores de lecho fijo según dicha ecuación es:

$$\frac{\Delta P}{L} = Re * (150 + 1,75 * Re) * \left(\frac{1 - \epsilon}{\epsilon}\right)^3 * \frac{\mu^2}{dp^3 * \delta * g}$$

Para desarrollar la ecuación de Ergun, primero se necesita calcular el valor de Reynolds ( $Re$ ), siendo el mismo función de la velocidad másica ( $G$ ) y la viscosidad del gas ( $\mu$ ), del diámetro de partícula ( $dp$ ), y de la porosidad del lecho ( $\epsilon$ ):

$$Re = \left(\frac{G * dp}{\mu * (1 - \epsilon)}\right)$$

siendo  $G$  la relación entre el caudal másico ( $\dot{m}$ ) y la sección del reactor:

$$G = \left(\frac{\dot{m}}{\text{Sección}}\right)$$



$$G = \left( \frac{6198,6 \frac{kg}{h}}{7,07 m^2} \right) * \left( \frac{1}{3600 s} \right) = 0,24 \frac{kg}{s * m^2}$$

evaluando el Reynols en función de los parámetros calculados:

$$Re = \left( \frac{0,24 \frac{kg}{s * m^2} * 0,002 m}{0,0000201 \frac{kg}{m * s} * (1 - 0,7)} \right) = 80,79$$

reemplazando los valores en la ecuación de Ergun:

$$\frac{\Delta P}{L} = Re * (150 + 1,75 * Re) * \left( \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \right)^3 * \frac{\mu^2}{dp^3 * \delta * g}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 80,79 * (150 + 1,75 * 80,79) * \left( \frac{1 - 0,7}{0,7} \right)^3 * \frac{(0,0000201)^2}{(0,002)^3 * 0,144 * 9,81}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 132,20 \frac{kg}{m^3}$$

siendo la altura del lecho 6,9628 m

$$\Delta P = 132,20 \frac{kg}{m^3} * 6,9628 m$$

$$\Delta P = 920,5 \frac{kg}{m^2} = 0,092 \frac{kg}{cm^2}$$

de acuerdo al último valor obtenido se concluye que la caída de presión en el lecho del reactor se encuentra dentro de los valores admisibles.

PÉRDIDA DE CARGA	
Velocidad másica del gas [Kg/seg*m <sup>2</sup> ]	0,24
Viscosidad del gas [Kg/m*seg]	2,1 * 10 <sup>-5</sup>
Diámetro de partícula [m]	2 * 10 <sup>-3</sup>
Porosidad del lecho	0,3
Reynols	80,79
Aceleración de la gravedad [m/s <sup>2</sup> ]	9,81
Densidad del gas [Kg/m <sup>3</sup> ]	0,14
Caída de presión por longitud de reactor [Kg/m <sup>3</sup> ]	132,20
Caída de presión [Kg/m <sup>2</sup> ]	920,5
Caída de presión [Kg/cm <sup>2</sup> ]	0,092

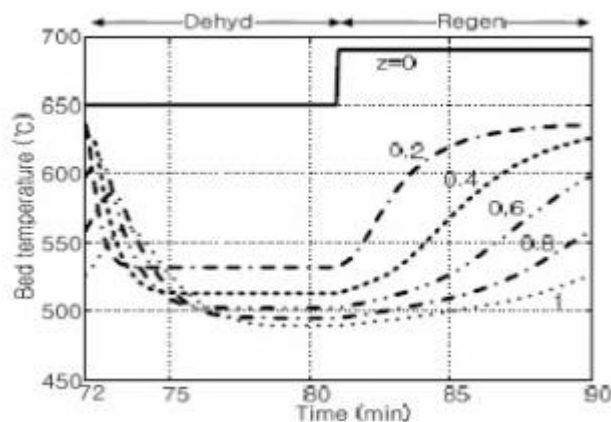
Tabla 6.8: Pérdida de carga



- **Sexto paso:**

La tecnología establece una diferencia de temperatura entre la salida y la entrada al reactor, como puede apreciarse en la gráfica 6.6, siendo la temperatura de salida entre 100 y 150 grados inferior a la temperatura de entrada debido a que la reacción es endotérmica.

Otros estudios han demostrado la misma diferencia de temperatura en reactores de lecho fijo para la deshidrogenación de butano



Gráfica 6.6: Cuadro temperatura vs tiempo de reacción para un reactor de lecho fijo en la Deshidrogenación de Butano - Fuente: *Dynamic Modeling of CATOFIN® Fixed-Bed Butane Dehydrogenation Reactor for Operational Optimization*

- **Séptimo paso:**

Se estudia el tipo de flujo que pasa por el reactor. Hay cuatro tipos de flujo dentro del reactor, los cuales dependen de las velocidades del gas y del líquido y, también, de la naturaleza y volumen de catalizador.

**Flujo tipo Spray (en spray):** En este caso la fase predominante es gaseosa, con pequeñas gotas diseminadas en él.

**Flujo tipo Bubble (en burbujas):** Líquido con pequeñas burbujas de gas disperso en él.

**Flujo tipo Trickled (precolado):** Mezcla homogénea de líquido y gas.

**Flujo tipo Pulsed (en pulsos):** Fase discontinua con regiones ricas en líquido, seguidas por otras ricas en vapor.

En la industria del petróleo el flujo tipo Trickle es el más frecuente, aunque en algunas ocasiones por exceso de gas se puede tomar el flujo tipo Spray.





Gráfica 6.7: Diagrama de SATO para determinación de tipo de flujo - Fuente: "Elementos de ingeniería de las reacciones químicas" 4ta edición. Autor: H. Scott Fogler

- **Octavo paso:**

Como paso final se complementa el reactor con pre-distribuidores, platos soporte y distribuidor, esferas de cerámico y la sección circular.

- **Los pre-distribuidores:** tienen por función distribuir el flujo de entrada al reactor para evitar que choque de forma brusca entre las capas de cerámicos, que protegen al lecho de catalizador, y provoque movimientos indeseados del mismo.

Se encuentran ubicados en la boca de entrada de los reactores, sus dimensiones son en general entre 20 y 30 cm de largo y del mismo diámetro de la boca de entrada al reactor.

- **Platos distribuidores:** estos tienen como fin distribuir en forma uniforme el flujo evitando las canalizaciones y con ello una pobre utilización del catalizador.
- **Colectores:** son dispositivos internos que tienen por objetivo, básicamente, evitar que partículas de catalizador y/o cerámicos se escapen del reactor y provoquen obstrucciones en las líneas de salida del mismo.



Cuentan con ranuras en los laterales y agujeros en la tapa superior, para un buen pasaje de las fases. Generalmente están recubiertos de una malla metálica.

- **Capas cerámicas:** las capas cerámicas se utilizan en la parte superior del lecho catalítico y en la parte inferior. Las capas de la parte superior aseguran una distribución uniforme del flujo en el lecho; las capas de la parte inferior se utilizan como soporte del catalizador.

En la parte inferior se coloca primero una capa de mayor diámetro (hasta 15 cm aprox.) por encima del colector y otra más pequeña como base del catalizador.

Se debe tener en cuenta que la de menor tamaño es la que está en contacto con el catalizador.

- **Plato soporte:** tiene como fin sostener el relleno del reactor junto a los platos distribuidores.
- **Casquetes:** Son recipientes sometidos a presión, se utilizan exclusivamente para soportar presiones críticas; su costo puede variar y no hay límite dimensional para su fabricación.

ALTURA TOTAL DE ACCESORIOS	
Accesorios	Valor [m]
Casquetes x2	1,2
Plato distribuidor x2	0,3
Esf. Cerámico ( $\frac{3}{4}$ de diámetro)	0,2
Esf. Cerámico cerca del cat. ( $\frac{1}{4}$ de diámetro)	0,15
Plato soporte	0,1
Esf. Cerámico cerca del cat. ( $\frac{1}{4}$ de diámetro)	0,15
Esf. Cerámico ( $\frac{3}{4}$ de diámetro)	0,2
Predistribuidor	0,1
<b>TOTAL</b>	<b>2,4</b>

Tabla 6.9: Accesorios que se incluyen en el reactor - Fuente: "Elementos de ingeniería de las reacciones químicas" 4ta edición. Autor: H. Scott Fogler

Como último paso se verifica la relación  $L/D$  entre la longitud total y el diámetro del reactor.

En principio se determina finalmente la altura total del reactor teniendo en cuenta los accesorios:



DIMENSIONES	VALOR [m]
Altura del Lecho	6,96
Altura total de accesorios	2,4
<b>ALTURA TOTAL DEL EQUIPO</b>	<b>9,36</b>

Tabla 6.10: Altura total del lecho

Una vez obtenido el valor de la altura total del reactor se debe verificar que la relación de esbeltez,  $L/D$ , se encuentre entre los valores adecuados para validar el diseño del equipo, la misma deberá estar entre 3 y 5:

$$3 \leq \frac{L}{D} \leq 5$$

$$\frac{L}{D} = \frac{9,36 \text{ m}}{3 \text{ m}} = 3,12$$

$$3 \leq 3,12 \leq 5$$

De acuerdo al valor obtenido en el último cálculo se confirma que éste se encuentra dentro de los límites establecidos por la relación de esbeltez, por lo tanto puede concluirse que el diseño del reactor es óptimo.

### Cálculo del espesor de pared

Los cálculos para el espesor mínimo se realizaron utilizando la metodología, basada en las normas ASME sección VIII.

Según las normas mencionadas anteriormente, la fórmula para el espesor mínimo es:

$$e = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C$$

dónde:

- ✓  $P$  es la presión de diseño ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ ),
- ✓  $R$  el radio interno (mm),
- ✓  $S$  la presión máxima admisible por el material ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ ),
- ✓  $C$  la tolerancia mínima por corrosión (mm),
- ✓  $E$  la eficiencia de la junta de soldaduras (adimensional).



El radio interno del recipiente resulta ser de  $R = 1500 \text{ mm}$ . La presión de diseño de  $P = 1,298 \text{ kg/cm}^2$  (un 10 % superior a la presión operativa).

Se recomienda usar un  $E = 0,85$ . El valor de tolerancia mínima por corrosión es de  $C = 1,6 \text{ mm}$ . Además, se adicionará un sobre espesor de seguridad de 1,6 mm. En la selección de accesorios, se decidió trabajar con casquetes semiesféricos de 600 mm de altura, que requieren el mismo espesor que el cuerpo.

Se selecciona acero ASME-SA266, el cual presenta una presión máxima admisible de  $S = 129,5 \text{ kg/cm}^2$ .

Finalmente, reemplazando en la ecuación:

$$e = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C$$
$$e = \frac{0,198 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} * 1500 \text{ mm}}{129,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} * 0,85 - 0,6 * 0,198 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}} + 1,6 \text{ mm} = 4,5 \text{ mm}$$

Adicionando el sobre espesor de seguridad de 1,6 mm, se obtiene el espesor final:

$$e = 4,5 \text{ mm} + 1,6 \text{ mm}$$
$$e = 6,1 \text{ mm} = 0,61 \text{ cm}$$

### Cálculo del peso del recipiente

Para determinar peso del reactor es necesario conocer el volumen del material utilizado, dicho volumen se determina mediante la diferencia entre el volumen del recipiente teniendo en cuenta el radio externo y el volumen en base al radio interno; para el cálculo se tomará como base la altura total del recipiente, incluido los casquetes,  $H = 926 \text{ cm}$ . El radio interno del equipo es  $r_i = 150 \text{ cm}$ , su radio externo ( $r_e$ ) estará determinado por la suma entre el radio interno y el espesor ( $e$ ):

$$r_e = r_i + e$$
$$r_e = 150 \text{ cm} + 0,61 \text{ cm} = 150,61 \text{ cm}$$



Una vez obtenido el valor del radio externo ( $r_e = 150,61 \text{ cm}$ ) se procede a calcular el volumen del material de construcción utilizado mediante la siguiente expresión:

$$V_{material} = \text{Volumen}_{exterior} - \text{Volumen}_{interior} = \pi * r_e^2 * H - \pi * r_i^2 * H$$

$$V_{material} = \pi * (r_e^2 - r_i^2) * H = \pi * ((150,61 \text{ cm})^2 - (150 \text{ cm})^2) * 926 \text{ cm}$$

$$V_{material} = 533450,49 \text{ cm}^3$$

Finalmente, teniendo en cuenta que la densidad del acero seleccionado es  $\rho_{acero} = 7,85 \text{ g/m}^3$ ; la masa de la carcasa será:

$$m_{carcasa} = V_{material} * \rho_{acero}$$

$$m_{carcasa} = 533450,49 \text{ cm}^3 * 7,85 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 4187586 \text{ g} = 4187,586 \text{ kg}$$

$$m_{carcasa} = 4187,586 \text{ kg}$$

**Nota:** La información para realizar los cálculos de diseño, y la confección de sus respectivas tablas, fue brindada por las cátedras de “Ingeniería de las Reacciones Químicas” e “Ingeniería de las Reacciones Químicas Avanzadas” y su bibliografía recomendada (“Elementos de ingeniería de las reacciones químicas” 4ta edición, Autor: H. Scott Fogler; “Ingeniería de las Reacciones Químicas”, Autor: Octave Levenspiel).

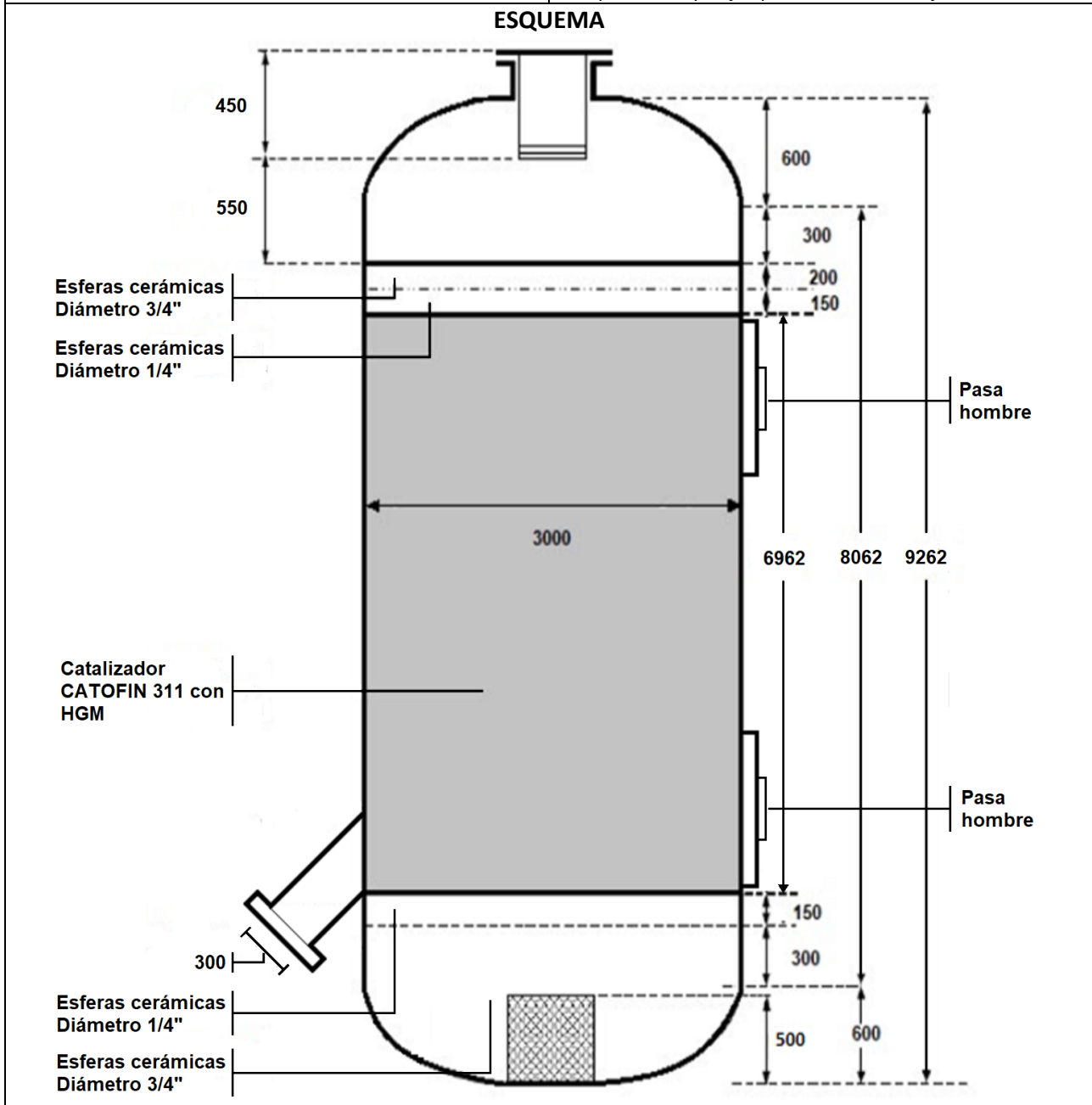
Finalmente se presenta la hoja de especificación del reactor RX-101



UTN FRLP		INTEGRACIÓN V		HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE REACTOR	
<b>DENOMINACIÓN: REACTOR PRINCIPAL FECHA:</b>					
<b>UNIDAD: RX - 101 REVISIÓN:</b>					
<b>SERVICIO: DESHIDROGENACIÓN DE HIDROCARBUROS LOCALIZACIÓN:</b>					
<b>DATOS GENERALES</b>					
DENOMINACIÓN DE EQUIPO	Reactor catalítico de lecho fijo	HOJA	1 de 2		
FUNCIÓN		Producir la reacción principal del proceso a altas temperaturas y bajas presiones de trabajo.			
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>					
FLUÍDO		GAS			
CATALIZADOR	60000	kg			
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	584	°C			
PRESION DE OPERACIÓN	1,18	kg-cm <sup>2</sup>			
CAUDAL DE OPERACIÓN (HC)	3099,3	kg/h			
DENSIDAD DEL GAS	0,144	kg/m <sup>3</sup>			
<b>DATOS DE CONSTRUCCIÓN</b>					
CAPACIDAD TOTAL	49,22	m <sup>3</sup>			
DIÁMETRO INTERIOR	3000	mm			
<b>LONGITUD TOTAL DEL REACTOR</b>					
SECCIÓN DE DISTRIBUCIÓN	100	mm			
CATALIZADOR	CATOFIN 311 con HGM	6962,82	mm		
ESFERAS CERÁMICAS 1/4"	300	mm			
ESFERAS CERÁMICAS 3/4"	400	mm			
CASQUETES (X2)	1200	mm			
PLATO DISTRIBUIDOR (x2)	300	mm			
SOPORTE	100	mm			
TOTAL	9363	mm			
POSICIONAMIENTO	Vertical				
ESPELOR	6,1	mm			
PESO VACÍO	4188	kg			
PESO CON CATALIZADOR	63249	kg			
<b>DETALLE DE CONSTRUCCION</b>					
TIPO DE RADIOGRAFÍA	Parcial y total				
SOLDADURA	HOLD				
EFICIENCIA DE LA SOLDADURA	0,85				
<b>DETALLE DE CONEXIONES</b>					
ENTRADA DE ALIMENTACIÓN	Parte Superior				
SALIDA DE PRODUCTOS	Parte Inferior				
<b>DATOS DE DISEÑO</b>					
TEMPERATURA DE DISEÑO	585	°C			
PRESIÓN DE DISEÑO	1,298	Kg-cm <sup>2</sup>			
CAIDA DE PRESIÓN	0,092	Kg-cm <sup>2</sup>			
CAÍDA MÁXIMA DE PRESIÓN ADMISIBLE	0,24	Kg-cm <sup>2</sup>			
MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN	Acero Al Carbono				
TIPO DE CABEZAL	Semi-Esferico				
LONGITUD DEL CABEZAL	600	mm			
<b>OBSERVACIONES</b>					
- Acero al carbono ASME SA-266					



UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE REACTOR	
DENOMINACIÓN: REACTOR PRINCIPAL FECHA:			
UNIDAD: R-7002 REVISIÓN:			
SERVICIO: DESHIDROGENACIÓN DE HIDROCARBUROS LOCALCIÓN:			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO	Reactor catalítico de lecho fijo	HOJA	2 de 2
FUNCIÓN		Producir la reacción principal del proceso a altas temperaturas y bajas presiones de trabajo	



**OBSERVACIONES**

Los valores del esquema se encuentran en milímetros.





### 6.4.3. Bomba centrífuga P-106

La elección adecuada de una bomba implica que ésta deba ser de bajo costo de operación, operando sin problemas, y mantenimiento, cumpliendo así los requisitos para su aplicación y las regulaciones ambientales impuestas.

Se realizará la memoria de cálculo que permita la selección de la bomba de producto, P-106, la cual deberá impulsar la corriente de Butadieno desde la salida del intercambiador E-114 hasta los tanques de almacenamiento TK-103/104, donde reposara como producto final.

En la siguiente tabla se detallan los parámetros de la corriente 46 a transportar.

Corriente 46		
$X_L$	Fracción de líquido	1
$T$	Temperatura [°C]	30
$P_1$	Presión de salida del intercambiador [kg/cm <sup>2</sup> ]	7,7
$P_2$	Presión de entrada al tanque [kg/cm <sup>2</sup> ]	8,4
$\rho$	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	641,066
	Densidad [lb/ft <sup>3</sup> ]	40,021
$Q$	Caudal volumétrico [m <sup>3</sup> /h]	5,737
	Caudal volumétrico [ft <sup>3</sup> /s]	0,056
$\dot{m}$	Caudal másico [lb/s]	2,252
$g$	Aceleración de la gravedad [m/s <sup>2</sup> ]	9,81
$\mu$	Viscosidad [cP]	0,15926
	Viscosidad [kg/(m*s)]	1,5926 * 10 <sup>-4</sup>
$P_{vap}$	Presión de vapor [kg/cm <sup>2</sup> ]	2,5195

Tabla 6.11: Parámetros del fluido

#### Paso 1 - Selección del tipo de bomba

Por simplicidad, bajo costo, confiabilidad, y debido a que el flujo no es pulsante, las bombas centrífugas son las primeras a considerar.

#### Paso 2 - Determinación del diámetro óptimo de la conducción

La velocidad que alcanza el fluido viene determinada por el caudal y el diámetro de sección interna de la conducción.



Se calcula la velocidad óptima del fluido ( $v_{opt}$ ) con el caudal másico del fluido ( $\dot{m}$ ) y su densidad  $\rho$ :

$$v_{opt} = \frac{12 * \dot{m}^{0,1}}{\rho^{0,36}}$$

$$v_{opt} = \frac{12 * \left(2,252 \frac{lb}{s}\right)^{0,1}}{\left(40,021 \frac{lb}{ft^3}\right)^{0,36}}$$

$$v_{opt} = 3,45 \frac{ft}{s} = 1,05 \frac{m}{s}$$

el cálculo del diámetro  $D_c$  de la cañería viene dado por:

$$D_c = \left(\frac{4 * q}{\pi * v_{opt}}\right)^{0,5}$$

Siendo  $q$  el caudal volumétrico medido en  $\frac{ft^3}{s}$

$$D_c = \left(\frac{4 * 0,056 \frac{ft^3}{s}}{\pi * 3,45 \frac{ft}{s}}\right)^{0,5}$$

$$D_c = 0,15 ft = 1,80''$$

Utilizando la tabla de tamaños de tuberías, indicada en la gráfica 6.8, se selecciona una cañería adecuada.

Diámetro Nominal NPS DN		Diámetro Exterior Real		Espesor de Pared		Identificación		Peso del Tubo		Área de La Superficie Exterior en mt2 por metro lineal de tubería
Pulgadas in.	Milímetros mm.	(in.)	mm.	Pulgadas (in.)	Milímetros (mm.)	Weight Class	Schedule	lb/pie	kg/m	
1/2	15	0.840	21.3	0.109	2.77	STD	40	0.85	1.27	
				0.147	3.73	XS	80	1.09	1.62	
3/4	20	1.050	26.7	0.113	2.87	STD	40	1.13	1.69	0.084
				0.154	3.91	XS	80	1.47	2.20	
1	25	1.315	33.4	0.133	3.38	STD	40	1.68	2.50	0.105
				0.179	4.55	XS	80	2.17	3.24	
1-1/4	32	1.660	42.2	0.140	3.56	STD	40	2.27	3.39	0.132
				0.191	4.85	XS	80	3.00	4.47	
1-1/2	40	1.900	48.3	0.145	3.68	STD	40	2.72	4.05	0.152
				0.200	5.08	XS	80	3.63	5.41	
2	50	2.375	60.3	0.154	3.91	STD	40	3.65	5.44	0.190
				0.218	5.54	XS	80	5.02	7.48	

Gráfica 6.8: Tablas de tamaños de tuberías: Acero al carbono - Fuente: Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, Mc Cabe



PARÁMETRO	LONGITUD [plg]	LONGITUD [m]
$d_{\text{nominal}}$	2	0,050
$d_{\text{int}}$	2,06	0,053
$d_{\text{ext}}$	2,37	0,060
Espesor	0,154	0,004
<b>Schedule</b>	<b>40</b>	

Tabla 6.12: Diámetro interno y externo de los caños elegidos - Fuente: Tablas de tamaños de tuberías para Acero al carbono

### Paso 3 - Cálculo del factor de fricción

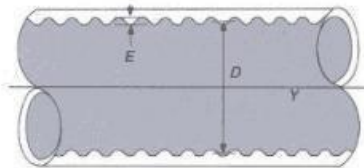
Ya que el tipo de cañería será la misma para ambas zonas, tanto de succión como de impulsión, con el valor de su diámetro interior ( $d_{\text{int}} = 0,053 \text{ m}$ ) y los valores de la densidad ( $\rho = 641,066 \text{ kg/m}^3$ ), viscosidad ( $\mu = 1,5926 * 10^{-4} \text{ kg/(m*s)}$ ) y velocidad óptima ( $v_{\text{opt}} = 1,05 \text{ m/s}$ ) del fluido se procede a calcular el Reynolds ( $Re$ ) para determinar el tipo de flujo que se tiene:

$$Re = \frac{d_{\text{int}} * v_{\text{opt}} * \rho}{\mu}$$
$$Re = \frac{0,053 \text{ m} * 1,05 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 641,066 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00015926 \frac{\text{kg}}{\text{m*s}}} = 222006$$

dado que el valor de Reynolds es superior a 4000 es correcto admitir que el flujo se encuentra en régimen turbulento.

Una vez conocido el tipo de flujo, mediante el valor de  $Re$ , se procede a determinar la rugosidad absoluta ( $\epsilon$ ); de acuerdo a la gráfica 6.9, para el acero comercial, la rugosidad posee un valor de 0,05 mm, se toma el valor más elevado del rango para asegurarse un mejor funcionamiento en condiciones de rugosidad más adversas:

$$\epsilon = 0,05 \text{ mm}$$



Material	Absolute Roughness (mm)
Copper, Lead, Brass, Aluminum (new)	0.001 - 0.002
PVC and Plastic Pipes	0.0015 - 0.007
Flexible Rubber Tubing - Smooth	0.006-0.07
Stainless Steel	0.0015
Steel Commercial Pipe	0.045 - 0.09
Weld Steel	0.045
<b>Carbon Steel (New)</b>	<b>0.02-0.05</b>
Carbon Steel (Slightly Corroded)	0.05-0.15
Carbon Steel (Moderately Corroded)	0.15-1
Carbon Steel (Badly Corroded)	1-3
Asphalted Cast Iron	0.1-1
New Cast Iron	0.25 - 0.8
Worn Cast Iron	0.8 - 1.5
Rusty Cast Iron	1.5 - 2.5
Galvanized Iron	0.025-0.15
Wood Stave	0.18-0.91
Wood Stave, used	0.25-1
Smoothed Cement	0.3
Ordinary Concrete	0.3 - 1
Concrete – Rough, Form Marks	0.8-3

Grafica 6.9: Rugosidad del Material - Fuente: L.F. Moody ASME

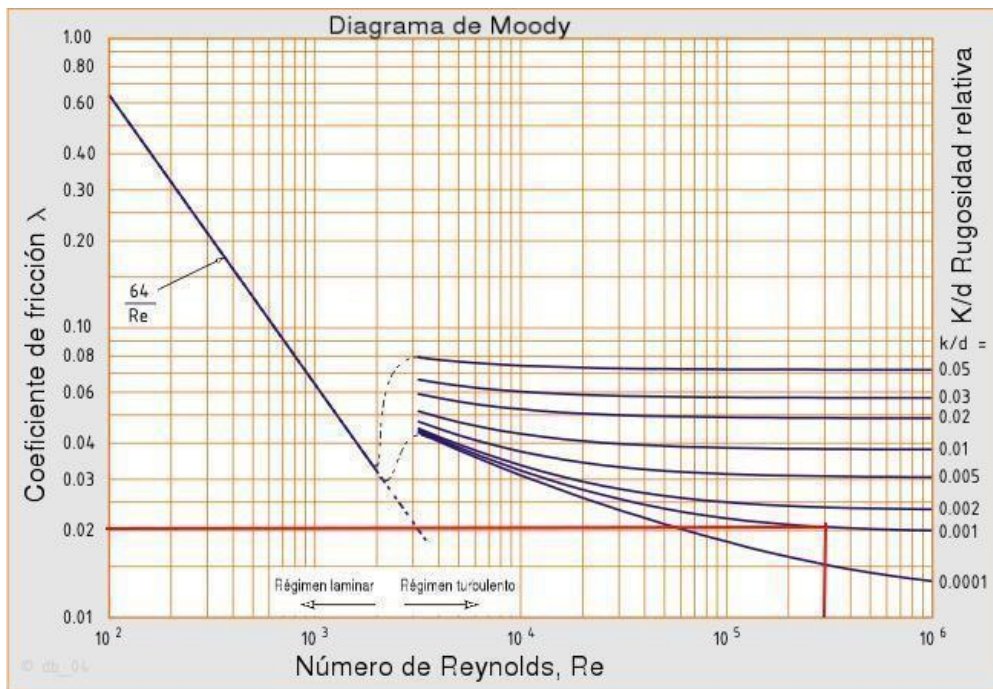
Una vez obtenido el valor de  $\epsilon$ , se deberá calcular la rugosidad relativa mediante el cociente entre la rugosidad absoluta y el diámetro interior de la cañería:

$$\frac{\epsilon}{d_{int}} = \text{Rugosidad relativa}$$

$$\frac{\epsilon}{d_{int}} = \frac{0,05 \text{ mm}}{0,053 \text{ m}} = \frac{0,05 \text{ mm} * \left(\frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right)}{0,053 \text{ m}} = 9,43 * 10^{-4} \cong 0,001$$



calcular el valor de la rugosidad relativa es necesario, al igual que el valor de  $Re$ , para poder finalmente determinar el factor de fricción ( $F_f$ ) mediante el diagrama de Moody de la gráfica 6.10:



Grafica 6.10: Diagrama de Moody - Fuente: L.F. Moody ASME.

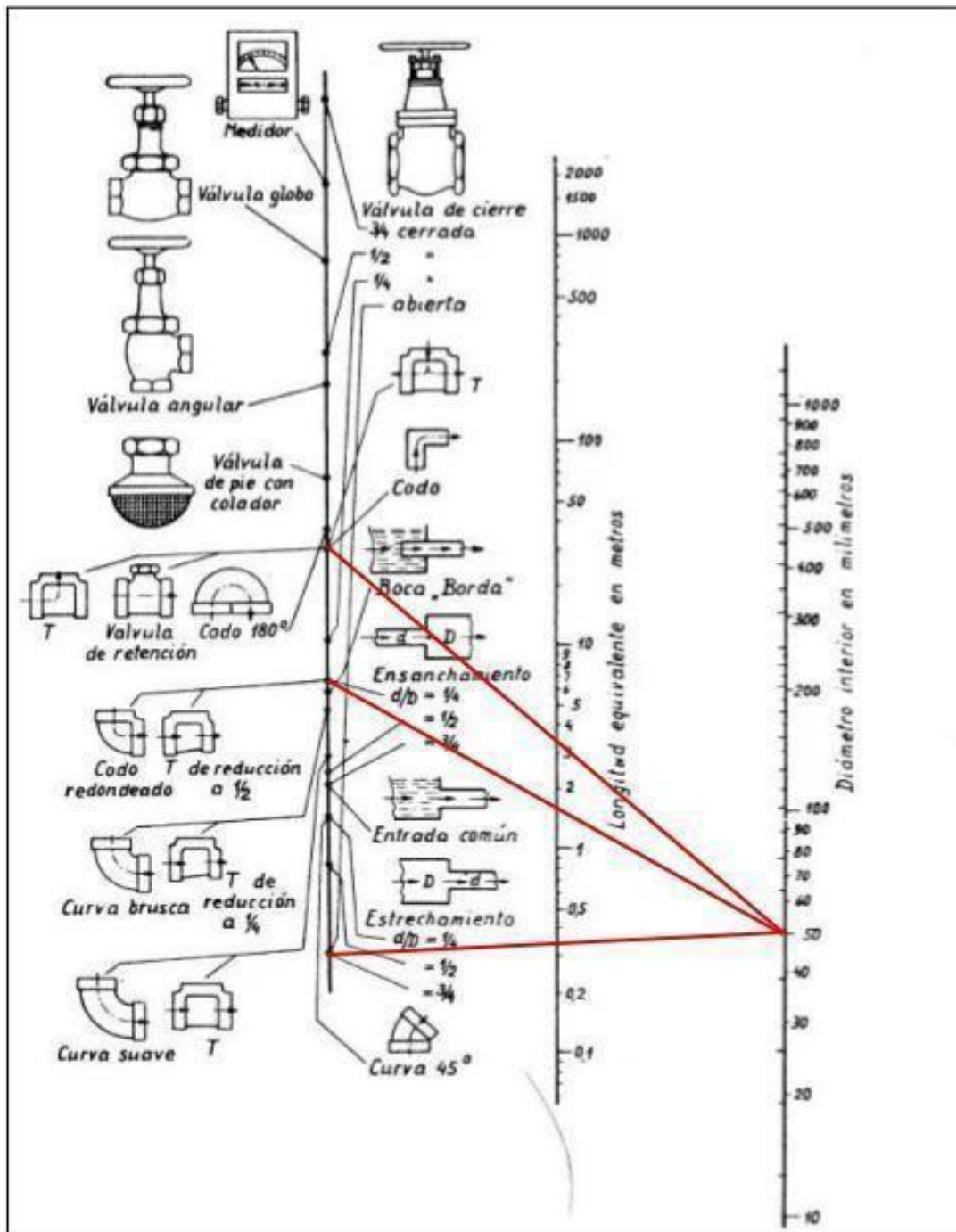
el factor de fricción obtenido mediante el diagrama de Moody es:

$$F_f = 0,02$$

#### Paso 4- Determinación de las longitudes equivalentes

Los accesorios incluidos en el circuito (válvulas, codos, etc) provocan también una pérdida de carga en el fluido. La forma más usual de considerar dicha pérdida de carga es en base al concepto de longitud equivalente, es decir, la longitud de tramo recto de tubería capaz de producir la misma pérdida de carga que los accesorios. Las longitudes en cuestión fueron obtenidas a partir de las gráficas 6.11 y 6.12:





Grafica 6.11: Accesorios y longitudes Equivalentes - Fuente: Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Ludwig E.



LONGITUDES EQUIVALENTES A PERDIDAS LOCALIZADAS (EN METROS DE TUBERIA RECTA)																				
DIAMETRO D		PERDIDAS										LOCALIZADAS								
		90°	90°	90°	45°	90°	90°	45°	ENTRADA NORMAL	ENTRADA DE BORDA	VALVULA DE COMPUERTA ABIERTA	VALVULA DE GLOBO ABIERTA	VALVULA DE ANGULO ABIERTA	TEE DE PASO DIRECTO	TEE DE PASO DE LADO	TEE SALIDA BILATERAL	VALVULA DE PR CON COLADERA	SALIDA DE TUBERIA	VALVULA DE RETENCION	
mm	Pul	RADIO LARGO	RADIO MEDIO	RADIO CORTO															TIPO LIVIANO	TIPO PESADO
13	1/2	0.3	0.4	0.5	0.2	0.2	0.3	0.2	0.2	0.4	0.1	4.9	2.6	0.3	1.0	1.0	3.6	0.4	1.1	1.6
19	3/4	0.4	0.6	0.7	0.3	0.3	0.4	0.2	0.2	0.5	0.1	6.7	3.6	0.4	1.4	1.4	5.6	0.5	1.6	2.4
25	1	0.5	0.7	0.8	0.4	0.3	0.5	0.2	0.3	0.7	0.2	8.2	4.6	0.5	1.7	1.7	7.3	0.7	2.1	3.2
32	1 1/4	0.7	0.9	1.1	0.5	0.4	0.6	0.3	0.4	0.9	0.2	11.3	5.6	0.7	2.3	2.3	10.0	0.9	2.7	4.0
38	1 1/2	0.9	1.1	1.3	0.6	0.5	0.7	0.3	0.5	1.0	0.3	13.4	6.7	0.9	2.8	2.8	11.6	1.0	3.2	4.8
50	2	1.1	1.4	1.7	0.8	0.6	0.9	0.4	0.7	1.5	0.4	17.4	8.5	1.1	3.5	3.5	14.0	1.5	4.2	6.4
65	2 1/2	1.3	1.7	2.0	0.9	0.8	1.0	0.5	0.9	1.9	0.4	21.0	10.0	1.3	4.3	4.3	17.0	1.9	5.2	8.1
75	3	1.6	2.1	2.5	1.2	1.0	1.3	0.6	1.1	2.2	0.5	26.0	13.0	1.6	5.2	5.2	20.0	2.2	6.3	9.7

Grafica 6.12: Longitudes equivalentes

los valores de longitudes equivalentes obtenidos de las gráficas anteriores se detallan en la tabla 6.13:

**Zona succión:** válvula esclusa, conexión T, codo 90°.

**Zona impulsión:** 2 válvulas esclusa, 2 conexiones T, 2 válvulas de retención, 3 codos a 90°, 2 curvas a 90°.

ACCESORIO	CANTIDAD	LONG. EQUIV.[m]	LONG. TOTAL [m]
Válvula de retención	2	3,5	7
Conexión en T	3	3,5	10,5
Válvula esclusa	3	0,4	1,2
Codo a 90°	4	1,4	5,6
Curva a 90°	2	0,6	1,2
<b>TOTAL</b>			<b>25,5</b>

Tabla 6.13: Longitudes equivalentes de accesorios

<b>TOTAL ZONA DE SUCCIÓN [m]</b>	<b>TOTAL ZONA DE IMPULSIÓN [m]</b>
<b>5,3</b>	<b>20,2</b>

Tabla 6.14: Longitud equivalente de la zona succión e impulsión





A continuación, se detalla un plano isométrico de la sección de cañería requerida para transportar el producto en especificación, butadieno, desde la salida de la bomba P-106 hasta los tanques de almacenamiento de producto, TK-103/104. Su objetivo es el de visualizar los tramos rectos de cañería requeridos, así como también los distintos accesorios a utilizar para su conexión.

### Paso 5- Cálculo de las pérdidas de carga

El rozamiento de un fluido con las paredes de la tubería, por la cual circula, provoca en la misma una caída de presión. Conocer el valor de esta caída de presión es necesario, entre otras cosas, para comprobar que el diámetro elegido para la conducción es suficiente; ya que de ser muy pequeño, la pérdida de carga será muy elevada.

Utilizando la “ecuación de Fanning”, para determinar las pérdidas de carga en la conducción, se calcularán las pérdidas de carga para la zona de succión ( $H_{succión}$ ) y para la zona de impulsión ( $H_{impulsión}$ ):

$$E_v = \left( \frac{4 * F_f * L}{d_{int}} \right) * \frac{v_{opt}^2}{2}$$

donde  $F_f$  es el factor de fricción,  $L$  es la longitud total entre los tramos rectos (detallados en el plano isométrico y expresadas en la tabla 6.15) y las longitudes equivalentes de los accesorios (detalladas en la tabla 6.14),  $d_{int}$  el diámetro interno del tubo y la  $v_{opt}$  la velocidad óptima.

$$H_{succión} = \left( \frac{4 * 0,02 * (8,8 m + 5,3 m)}{0,053 m} \right) * \frac{\left(1,05 \frac{m}{s}\right)^2}{2} = 11,87 \frac{J}{kg}$$

$$H_{impulsión} = \left( \frac{4 * 0,02 * (76,54 m + 20,2 m)}{0,053 m} \right) * \frac{\left(1,05 \frac{m}{s}\right)^2}{2} = 81,44 \frac{J}{kg}$$



ZONAS	TRAMOS RECTOS [m]	PÉRDIDA DE CARGA H [J/kg]
Zona de succión	8,8	11,87
Zona de impulsión	76,54	81,44
<b>TOTAL</b>		<b>93,31</b>

Tabla 6.15: Pérdida de carga en la zona de succión e impulsión

A partir de la ecuación de “Bernoulli”, para la circulación isotérmica de un fluido incompresible, se determinan las presiones de succión e impulsión:

$$g * (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + H = 0$$

De bibliografía se establece que la pérdida de carga para filtros de tela o malla metálica es de 1 kg/cm<sup>2</sup> por elemento filtrante, y debe ser considerado en el cálculo de la presión de succión debido a su presencia en la salida del intercambiador.

Despejando las presiones para la parte de succión, salida del intercambiador E-114 a la bomba P-106:

$$P_s = [g * (Z_1 - Z_2) - H_s] * \rho + P_1$$

donde:

$P_s$ : es la presión de succión,

$P_1$ : es la presión de salida del intercambiador (se considera la pérdida de carga debida a La malla metálica de 1 kg/cm<sup>2</sup>),

$H_s$ : es la pérdida de carga para la zona de succión,

$Z_2$ : altura a la entrada de la bomba,

$Z_1$ : altura a la salida de la boquilla del intercambiador,

$\rho$ : densidad del fluido de transporte,

$g$ : aceleración de la gravedad,

$$P_s = \left[ 9,81 \frac{m}{s^2} * (0,6 m - 0,6 m) - 11,87 \frac{J}{kg} \right] * 641,066 \frac{kg}{m^3} * \left( \frac{1 \frac{kg}{cm^2}}{98066,5 Pa} \right) + \left( 7,7 \frac{kg}{cm^2} - 1 \frac{kg}{cm^2} \right)$$

$$P_s = 6,62 \frac{kg}{cm^2}$$



Despejando las presiones para la parte de impulsión, salida de la bomba P-106 y entrada los tanques TK-103/104:

$$P_I = P_2 - [g * (Z_1 - Z_2) - H_I] * \rho$$

donde:

$P_I$ : es la presión de impulsión,

$P_2$ : es la presión de entrada al tanque de almacenamiento,

$H_I$ : es la pérdida de carga para la zona de impulsión,

$Z_2$ : es la suma entre la altura de entrada al tanque (2 m) y la altura de llenado de éste (11 m),

$Z_1$ : altura a la salida de la bomba

$\rho$ : densidad del fluido de transporte,

$g$ : aceleración de la gravedad

$$P_I = 8,4 \frac{kg}{cm^2} - \left[ 9,81 \frac{m}{s^2} * (0,6 m - 13 m) - 81,44 \frac{J}{kg} \right] * 641,066 \frac{kg}{m^3} * \left( \frac{1 \frac{kg}{cm^2}}{98066,5 Pa} \right)$$

$$P_I = 9,727 \frac{kg}{cm^2}$$

ZONAS	PRESIÓN [kg/cm <sup>2</sup> ]
Zona de succión (P <sub>S</sub> )	6,62
Zona de impulsión (P <sub>D</sub> )	9,727

Tabla 6.16: Presión de entrada y salida de la bomba en la zona de succión e impulsión

### Paso 6- Cálculo de la altura total de la bomba

La altura de una bomba ( $H$ ) está determinada por la relación entre su presión ( $P$ ) y el resultado del producto entre la densidad del fluido a transportar ( $\rho$ ) y la aceleración de la gravedad ( $g$ ):

$$H = \frac{P}{\rho * g}$$



de esta forma se obtiene el valor de la altura de una bomba en términos de metros de columna de líquido (*mcl*).

Para determinar la altura en la zona de succión  $Hb_s$  donde se ejerce una presión de succión  $P_s$  se debe resolver:

$$Hb_s = \frac{P_s}{\rho * g}$$
$$Hb_s = \frac{6,62 \frac{kg}{cm^2} * \left( \frac{98066,5 Pa}{1 \frac{kg}{cm^2}} \right)}{641,066 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}}$$
$$Hb_s = 103,3 mcl$$

Para determinar la altura en la zona de impulsión  $Hb_I$  donde se ejerce una presión de impulsión  $P_I$  se debe resolver:

$$Hb_I = \frac{P_I}{\rho * g}$$
$$Hb_I = \frac{9,727 \frac{kg}{cm^2} * \left( \frac{98066,5 Pa}{1 \frac{kg}{cm^2}} \right)}{641,066 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}}$$
$$Hb_I = 151,8 mcl$$

La diferencia entre la altura en la zona de impulsión y la altura en la zona de succión da como resultado la altura total de la bomba  $Hb$ :

$$Hb = Hb_I - Hb_s$$
$$Hb = 151,8 mcl - 103,3 mcl$$
$$Hb = 48,5 mcl$$

ZONAS	ALTURA TOTAL DE BOMBA $Hb$ [mcl]
Zona de succión	103,3
Zona de impulsión	151,8
<b>TOTAL</b>	<b>48,5</b>

Tabla 6.17: Altura de la bomba



### Paso 7- Determinación de la potencia teórica

Para determinar este parámetro se deberá tener en cuenta el balance de energía mecánica realizado desde el inicio de la cañería de alimentación hasta la entrada del tanque de almacenamiento, teniendo en cuenta la pérdida de carga por fricción en la conducción.

Considerando el peso específico del fluido a transportar (producto entre la densidad del fluido y la aceleración de la gravedad), la altura total de la bomba  $Hb$  y el caudal volumétrico de producto ( $Q = 5,737 \text{ m}^3/\text{h}$ ), la potencia teórica  $W$  vendrá dada por:

$$W = (\rho * g) * Q * Hb$$
$$W = \left( 641,066 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) * 5,737 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 48,5 \text{ m} * \left( \frac{1\text{h}}{3600 \text{ s}} \right) * \left( \frac{1 \text{ kW}}{1000 \text{ W}} \right)$$
$$W = 0,485 \text{ kW} = 0,65 \text{ hp}$$

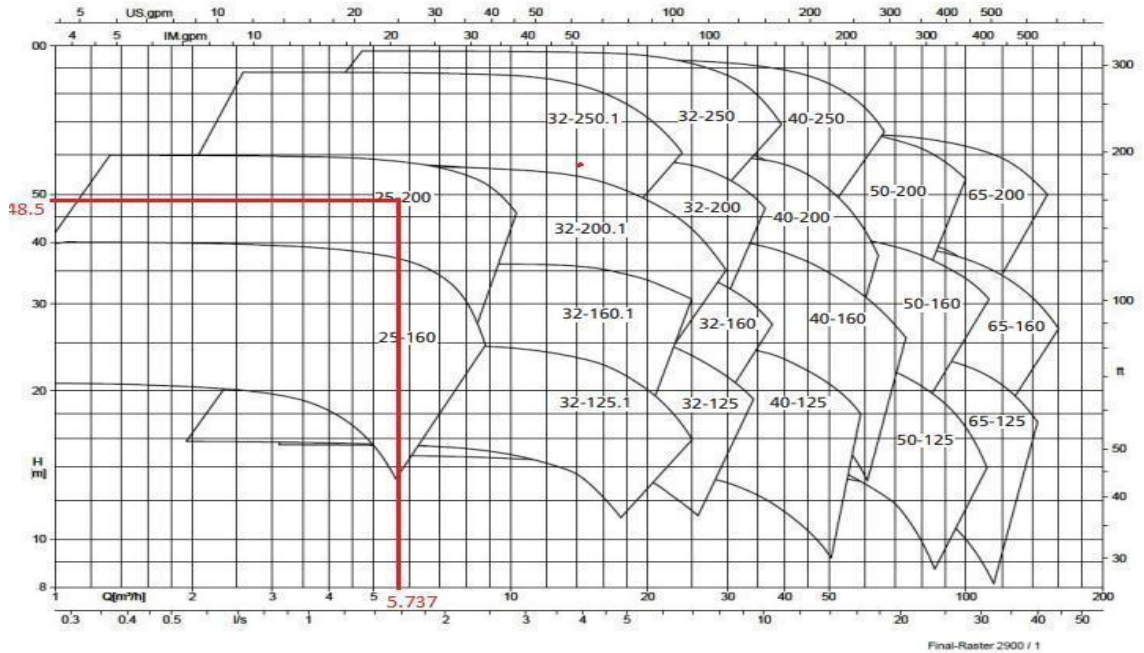
### Paso 8 - Selección de la bomba

Una vez finalizados los cálculos de los pasos anteriores, se procede a seleccionar una bomba apropiada, de acuerdo a los catálogos de los proveedores de este tipo de equipos, en función del valor de caudal  $Q$  y la altura total  $Hb$ .

Se recurre al catálogo de bombas de la empresa KSB; del diagrama de cobertura hidráulica, para un caudal de  $5,737 \text{ m}^3/\text{h}$  y una altura  $Hb$  de  $48,5 \text{ mcl}$ , de acuerdo a la gráfica 6.13 la bomba se encontraría en la zona 25-200:



Megabloc, n = 2900 rpm



Grafica 6.13: Proveedor KSB Mega CPK Centrifugal Chemical Pump

se selecciona el modelo KSB Mega CPK 040-025-200 Centrifugal Chemical Pump, en la gráfica 6.14 se encuentran detalladas las características de esta bomba:

Dimensiones, conexiones y pesos

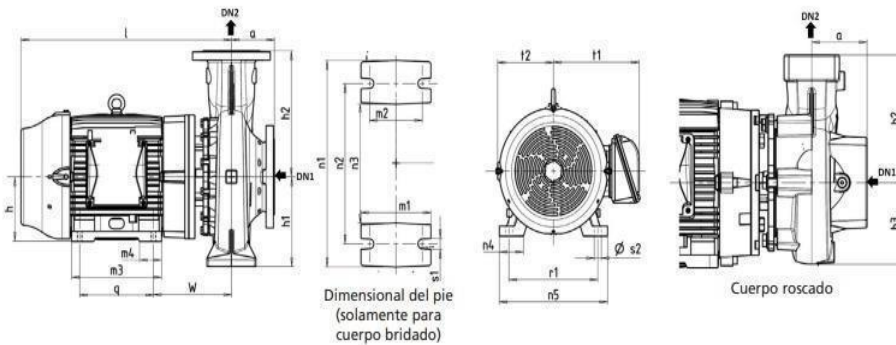


Tabla de dimensiones y pesos II polos – 50 Hz – 2900 rpm

Tamaño	Brida		Carcasa motor	Potencia motor (CV)	Potencia motor (kW)	Peso	Dimensiones aproximadas de los conjuntos en mm																							
	DN1	DN2					h1	h2	h3	a	h	m3	m4	n5	n4	q	r1	s2	t1	t2	n1	n2	n3	m1	m2	s1	b	w	1	
040-025-160	1.1/2"	1"	90S	1,5	1,1	35					90	131	n.a.	164	36,5	100	140	10	159	89,5							174	374		
			90S	2	1,5	35	132	160	100	80	90	131	n.a.	164	36,5	100	140	10	159	89,5	240	190	140	100	70	14	50	174	374	
			90L	3	2,2	38	90	156	n.a.	164	36,5	125	140	10	159	89,5													174	399
040-025-200	1.1/2"	1"	90S	2	1,5	44					90	131	n.a.	164	36,5	100	140	10	159	89,5								174	399	
			90L	3	2,2	44	90	156	n.a.	164	36,5	125	140	10	159	89,5													174	374
			100L	4	3	50	160	180	125	80	100	173	n.a.	164	40	140	160	12	169	99,5	240	190	140	100	70	14	50	171	425	
			112M	5,5	4	60					112	177	n.a.	220	40,5	140	190	12	192	111									178	442
			132S	7,5	5,5	71					132	187	n.a.	248	45	140	216	12	220	136							197	481		

Tabla 6.14: Características de la bomba



En la gráfica 6.15 se pueden apreciar los datos técnicos del mencionado equipo:

Datos técnicos

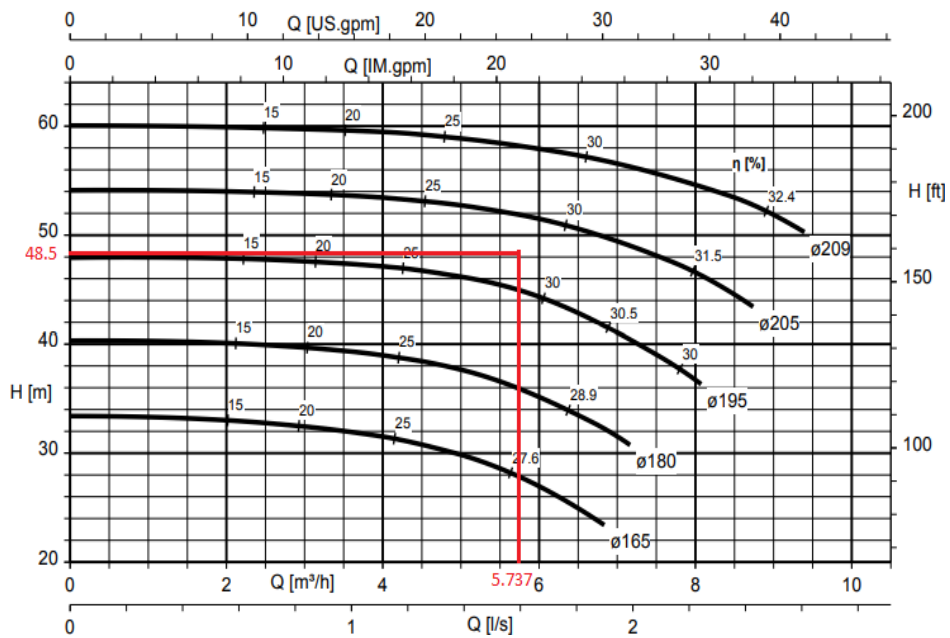
Tamaño	Rodete					Diámetro Sello mecánico (in)
	Ancho de salida del rodete (mm)	Pasada libre (mm)	Diámetro de entrada al rodete (mm)	Diámetro del rodete		
				máx. (mm)	mín. (mm)	
40-25-160	6	5,7	44	169	130	(1)
40-25-200	6	5,7	44	209	160	(1)
50-32-125	10	5,7	63	139	114	(1)
50-32-125.1	7	6	52	139	114	(1)
50-32-160.1	6	5,4	52	170	138	(1)
50-32-200.1	6	5,3	54	204	138	(1)
50-32-250.1	6	5,2	58	254	220	(1)

Tabla 6.15: Datos técnicos de la bomba modelo Mega CPK 040-025-200

Paso 9 - Cálculo de la potencia al freno BHP

A partir de la gráfica 6.16 se determina la eficiencia  $\eta$  de la bomba:

HPK-L, Magnochem, Magnochem-Bloc, Meganorm, Megabloc



Gráfica 6.16 Diagrama de eficiencia de la bomba modelo Mega CPK 040-025-200

$n=2.900 \text{ rpm}$

$$\eta = 0,29$$





bajo las condiciones del fluido, el fabricante garantiza para la bomba una eficiencia del 29 %.

Con el valor de  $\eta$ , y la potencia teórica  $W$  obtenida anteriormente, se procede a calcular la potencia al freno ( $BHP$ ) para verificar que ésta funcionará sin inconvenientes bajo las condiciones establecidas:

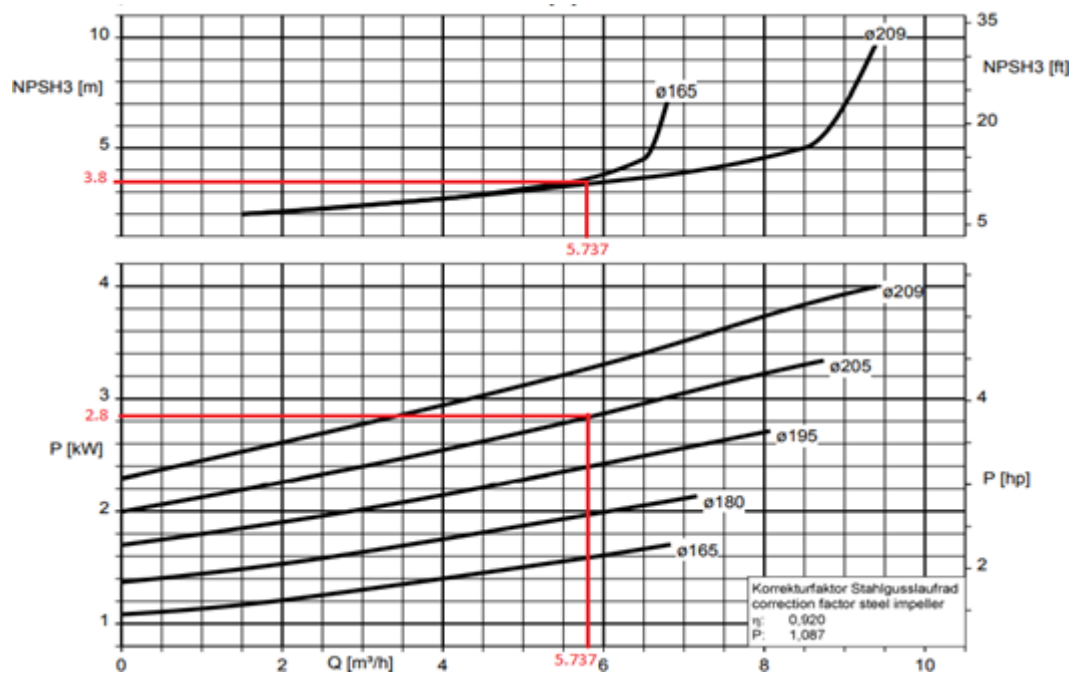
$$BHP = \frac{W}{\eta}$$
$$BHP = \frac{0,485 \text{ kW}}{0,29} = 1,73 \text{ kW}$$

De acuerdo al valor obtenido de  $BHP = 1,73 \text{ kW}$ , queda verificado que la bomba funcionará sin inconvenientes ya que su potencia de freno es inferior a la potencia brindada por el fabricante ( $2,8 \text{ kW}$ ) señalada en la gráfica 6.17.

#### **Paso 10 - Determinación de la altura neta positiva de succión (ANPA) o NPSH**

El valor  $NPSH$  es la diferencia entre el valor de entrada y el nivel de presión más bajo dentro de la bomba de forma tal que se evite la cavitación de la bomba.

El  $NPSH$  requerido ( $NPSH_{req}$ ) es una característica de la bomba y viene dada por el fabricante. En la curva de la bomba seleccionada, para el servicio necesario, de acuerdo con la gráfica 6.17 puede apreciarse la característica anteriormente mencionada:



Gráfica 6.17: Diagramas de NPSH requerido y potencia de la bomba modelo Mega CPK 040-025-200

$$NPSH_{req} = 3,8 \text{ m}$$

El *NPSH* disponible (*NPSH<sub>disp</sub>*) es una característica del sistema de flujo y se calcula planteando un balance de energía entre la entrada de la cañería de alimentación y el ojo del impulsor de la bomba, obteniéndose la ecuación:

$$NPSH_{disp} = \frac{P_s - P_{vap}}{\rho * g} + (Z_2 - Z_1) - \frac{H_{succión}}{g}$$

donde  $P_s$  es la presión de succión,  $H_{succión}$  es la pérdida de carga en la zona de succión, y  $P_{vap}$  es la presión de vapor:

$$NPSH_{disp} = \frac{\left(6,62 \frac{kg}{cm^2} - 2,5195 \frac{kg}{cm^2}\right) * \left(\frac{98066,5 Pa}{1 \frac{kg}{cm^2}}\right)}{641,066 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}} + (0,6 - 0,6) m - \frac{11,87 \frac{J}{kg}}{9,81 \frac{m}{s^2}}$$

$$NPSH_{disp} = 62,73 \text{ m}$$

Para evitar que el sistema cavite, se debe cumplir que:

$$NPSH_{disp} \geq NPSH_{req}$$



dado que:

$$62,73 \text{ m} \geq 3,8 \text{ m}$$

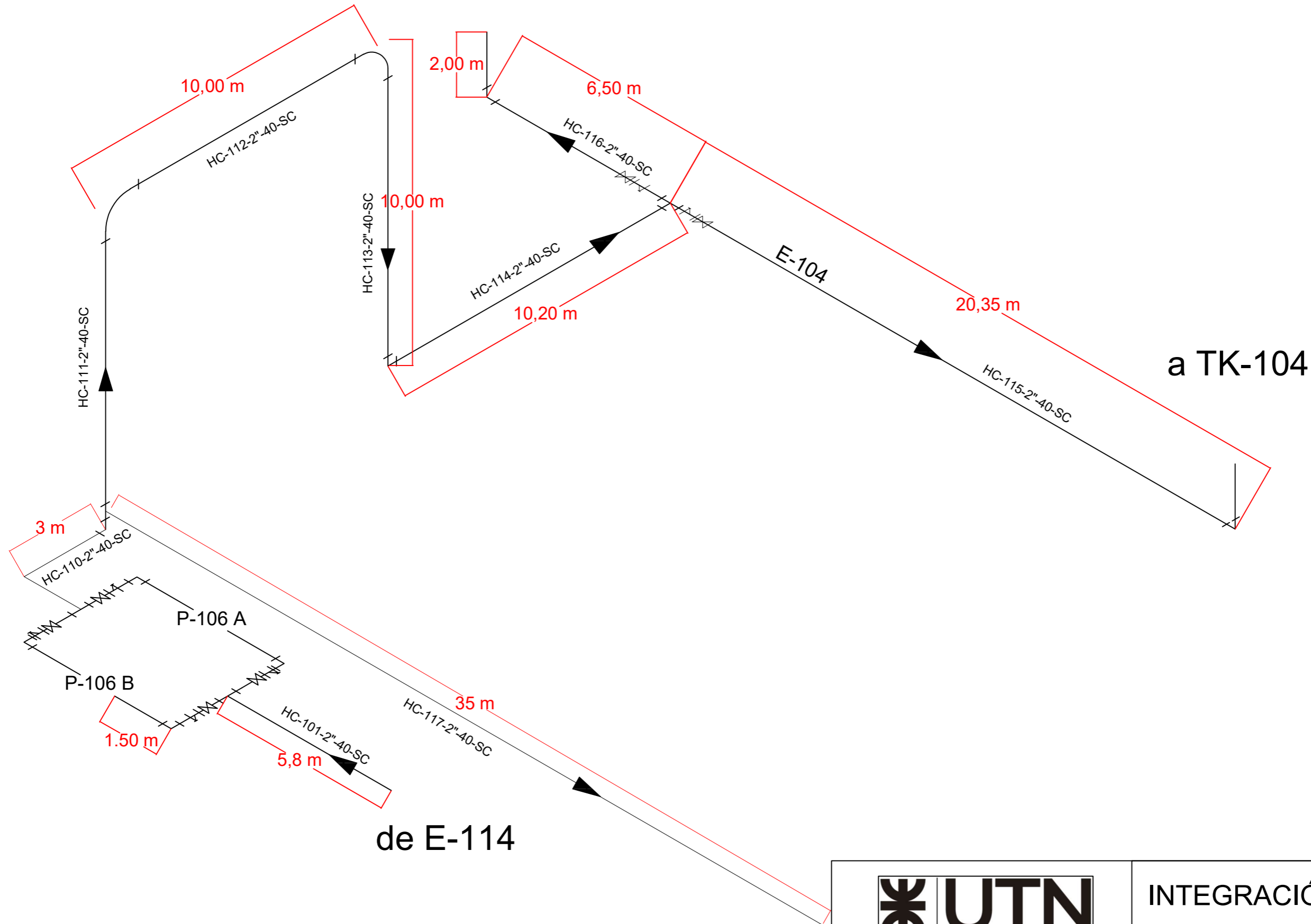
se concluye que la bomba seleccionada cumple con lo requerido para la operación.

Para un caudal de  $5.737 \text{ m}^3/\text{h}$ , la bomba trabaja a una eficiencia del 29 %, el *NPSH* disponible es mayor que el requerido por lo que no habrá cavitación, y la altura desarrollada por el fluido será satisfactoria.

**Nota:** La información para realizar los cálculos de diseño, y la confección de sus respectivas tablas, fue brindada por la cátedra de Operaciones Unitarias I y su bibliografía recomendada (“Surface Production Operations: Pumps and Compressors” y “Mc Cabe”).

Finalmente se presenta la hoja de especificación de la bomba P-106:

a TK-103



a TK-104

de E-114

a TK-105



Facultad Regional La Plata

INTEGRACIÓN V

Planta de Producción de Butadieno  
ISOMÉTRICO BOMBAS P-106 A/B

PROFESORES: Ing. Juan D., Vrcic  
Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto

Plano N°2

Alumnos: Cardoza, Moccero, Salduna, Truppa

22/11/2022

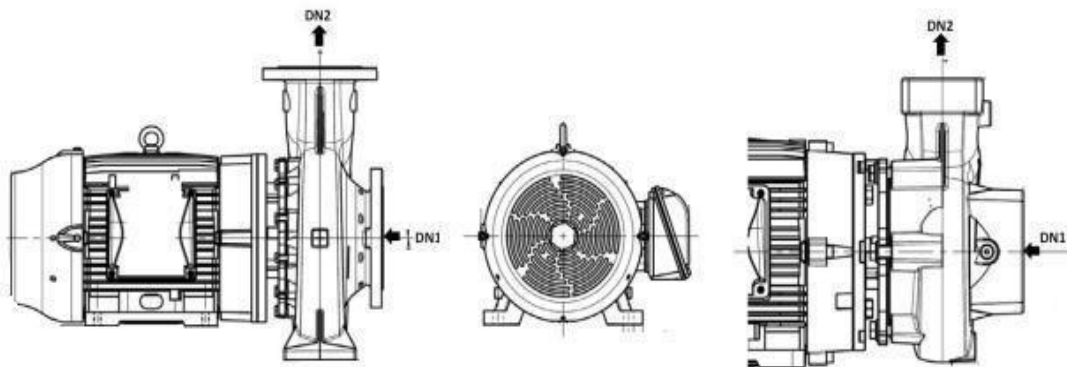


UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE BOMBAS					
DENOMINACION: BOMBA CENTRÍFUGA SIMPLE ETAPA		FECHA:					
UNIDAD: P-106 A/B		REVISION:					
SERVICIO: PRODUCTO AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO		LOCACION:					
<b>DATOS GENERALES</b>							
DENOMINACION DE EQUIPO		Bomba centrífuga simple etapa		HOJA	1 de 2		
FUNCIÓN		Alimentación de Butadieno a los tanques de almacenamiento					
TIPO	CENTRÍFUGA	Proveedor	KSBSE & Co. K Ga A				
N° DE IMPULSORES	1	Modelo	Mega CPK 040-025-200				
<b>CONDICIONES OPERATIVAS</b>							
CAUDAL		6,456	m3/h				
		3678	kg/h				
POTENCIA REQUERIDA		0,546	kW				
ALTURA DE DISEÑO		48,4	m				
NPSH DISPONIBLE		62,81	m				
<b>DATOS DE DISEÑO</b>							
FLUIDO		Butadieno		-			
TEMPERATURA		30		°C			
VISCOSIDAD		0,509		cP			
DENSIDAD		641,066		kg/m3			
PRESIÓN DE VAPOR		2,5195		kg/cm2			
<b>MOTOR</b>							
TIPO	ELÉCTRICO	POTENCIA	4	HP			
FRECUENCIA	50	HZ	No de polos	2			
VOLTAJE	380	V	RPM	2900			
<b>CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA SELECCIONADA</b>							
PROVEEDOR / MODELO		KSB Mega CPK 040-025-200 Centrifugal Chemical Pump					
DIÁMETRO DE ENTRADA		1,5		Pulgadas			
DIÁMETRO DE SALIDA		1		Pulgadas			
TIPO DE IMPULSOR		CENTRÍFUGO TOTALMENTE ABIERTO					
DIÁMETRO DE IMPULSOR		160		mm			
CAUDAL MÁXIMO		10,2		m3/h			
ALTURA MÁXIMA		60		m			
CONFIGURACIÓN		HORIZONTAL					
TEMPERATURA MÁXIMA		400		°C			
VELOCIDAD		2900		RPM			
NPSH REQUERIDO		3,8		m			
EFICIENCIA		29%					
MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN		Carcasa, rodete, tapa de presión, anillo de desgaste "Fierro fundido A48CL35B".					
TIPO DE SELLADO		MECÁNICO					
DIMENSIONES PRINCIPALES		LARGO		ALTO		ANCHO	
		1250	mm	425	mm	620	mm



UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE BOMBAS	
DENOMINACION: BOMBA CENTRÍFUGA SIMPLE ETAPA		FECHA:	
UNIDAD: P-106 A/B		REVISION:	
SERVICIO: PRODUCTO AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO		LOCACION:	

ESQUEMA



Observaciones: el peso de la bomba es de 50 kg, placa base 75 kg, acoplamiento 4kg y protección de acoplamiento de 4 kg, dando un total de 133 kg - DN1 entrada de caudal a la bomba, DN2 salida del caudal. - Medidas Anexo xx



#### 6.4.4. Tanques de almacenamiento de producto TK-103/104

##### Especificación de Tanques de Almacenamiento

Para el almacenamiento de hidrocarburos clase A, tales como el butano, propano, butadieno y otros productos licuables se emplean tanques esféricos. Las temperaturas de almacenamiento en esferas suelen rondar la temperatura ambiente, y las presiones de almacenamiento varían entre 2,1 kg/cm<sup>2</sup> y 17 kg/cm<sup>2</sup>.

CORRIENTE 47	
Fase de la corriente	Líquido
Temperatura [°C]	30
Presión [Kg/cm <sup>2</sup> ]	7,7
Caudal molar [Kg-mol/hr]	67,978
Caudal másico [Kg/hr]	3678
Caudal volumétrico [m <sup>3</sup> /hr]	5,735
C <sub>p</sub> [Kcal/(kg*°C)]	0,509
Densidad [Kg/m <sup>3</sup> ]	640,972
Viscosidad [cp]	0,1593
Presión de vapor [Kg/cm <sup>2</sup> ]	2,5195

Tabla 6.18: Propiedades del fluido

##### Paso 1

El recipiente esférico será diseñado para una temperatura máxima de 50 °C y una temperatura operativa de 30 °C. La presión de diseño será un 10 % mayor a la presión operativa, siendo la presión de diseño 8,4 kg/cm<sup>2</sup> y la presión operativa 7,7 kg/cm<sup>2</sup>.

PARÁMETROS DE DISEÑO	
Q [m <sup>3</sup> /día]	137,64
g [m/s <sup>2</sup> ]	9,81
P <sub>diseño</sub> [Kg/cm <sup>2</sup> ]	8,4
M <sub>total</sub> Butadieno [Kg]	441360

Tabla 6.19: Parámetros de diseño

La capacidad requerida de almacenamiento será la equivalente a 5 días de recepción de producto.

El volumen operacional del recipiente se encuentra especificado por norma con un 20 % de sobredimensionamiento.





Para un caudal  $Q = 137,64 \text{ m}^3/\text{día}$ , se calculará el volumen nominal ( $V_N$ ) del tanque según la siguiente fórmula:

$$V_N = Q * (\text{días de recepción de producto})$$

$$V_N = 137,64 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} * 5 \text{ días}$$

$$V_N = 688,2 \text{ m}^3$$

teniendo en cuenta el 20 % de sobredimensionamiento se obtiene el volumen total ( $V_T$ ) de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$V_T = V_N * \left( \frac{100 \% + \text{porcentaje de sobredimensionamiento}}{100 \%} \right)$$

$$V_T = 688,2 \text{ m}^3 * \left( \frac{100 \% + 20 \%}{100 \%} \right) = 688,2 \text{ m}^3 * \left( \frac{120 \%}{100 \%} \right) = 688,2 \text{ m}^3 * 1,2$$

$$V_T = 825,84 \text{ m}^3$$

VOLÚMENES DEL TANQUE [m <sup>3</sup> ]	
Volumen nominal del tanque	688,2
Sobredimensionamiento	137,64
<b>VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE</b>	<b>825,84 m<sup>3</sup></b>

Tabla 6.20: Volúmenes del tanque de almacenamiento

Una vez obtenido el volumen total del tanque, a partir de la fórmula del volumen de la esfera:

$$V_T = \frac{4}{3} * \pi * r_T^3$$

es posible despejar el radio  $r_T$  del tanque para obtener su valor:

$$r_T = \left( \frac{V_T * 3}{4 * \pi} \right)^{1/3}$$

$$r_T = \left( \frac{825,84 \text{ m}^3 * 3}{4 * \pi} \right)^{1/3} = 5,82 \text{ m}$$



y consecuentemente, a partir del valor obtenido anteriormente se obtendrá el diámetro  $d_T$  del tanque:

$$d_T = 2 * r_T$$

$$d_T = 2 * 5,82 \text{ m} = 11,64 \text{ m}$$

PARAMETROS	LONGITUD [m]	LONGITUD [mm]
Radio del tanque	5,82	5820
Diámetro del tanque	11,64	11640

Tabla 6.21: radio y diámetro del tanque

## Paso 2

La presión total producida en las paredes del recipiente es el resultado de la suma de la presión interna ( $P_{diseño}$ ) y la presión hidrostática ( $P_H$ ) debida a la altura de líquido almacenado.

De esta manera, teniendo en cuenta la siguiente fórmula, se calcula por sección la presión total ( $P_T$ ) experimentada por las paredes del recipiente:

$$P_T = P_{diseño} + P_H$$

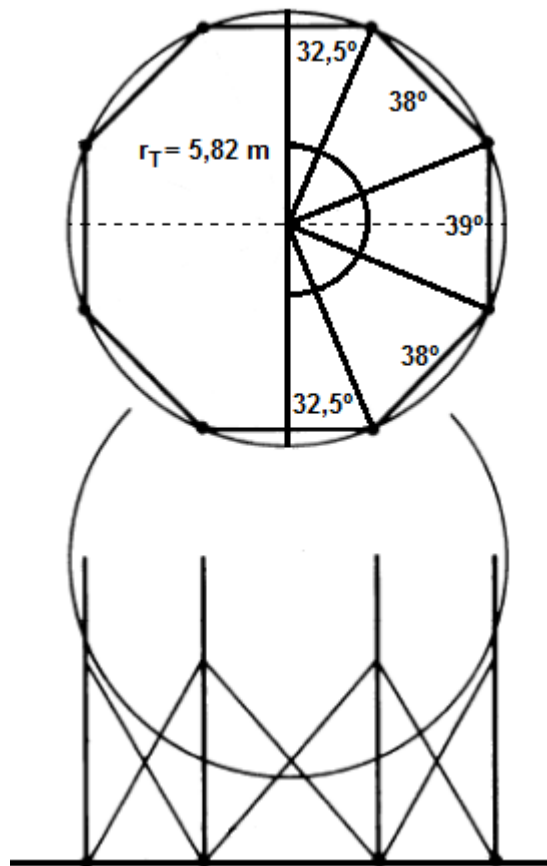
donde  $P_H$  es el resultado del producto entre la aceleración de la gravedad ( $g$ ), la densidad del líquido almacenado ( $\rho$ ) y la altura ( $h$ ) de este último dentro del tanque:

$$P_H = g * \rho * h$$

reemplazando la presión hidrostática en la ecuación de la presión total:

$$P_T = P_{diseño} + g * \rho * h$$

Los recipientes esféricos están constituidos por anillos horizontales, los mismos se dividen en porciones denominadas pétalos. Por norma cada uno de los anillos está ubicado con un ángulo, el cual considera los tamaños de las placas y el área de apoyo de las columnas. El valor de los ángulos, para los mencionados anillos, se puede apreciar en la tabla 6.22:



Gráfica 6.18: Distribución de anillos en la esfera

ANILLOS DE LA ESFERA	ÁNGULOS
Corona Superior	32,5°
Anillo Tropical Superior	38°
Anillo Ecuatorial	39°
Anillo Tropical Inferior	38°
Corona Inferior	32,5°

Tabla 6.22: Ángulos correspondientes a los anillos del tanque de almacenamiento

Con el valor de los ángulos y el radio de la esfera ( $r_T = 5,82 \text{ m}$ ) se procede a calcular las alturas ( $h_1, h_2, h_3, h_4, h_5$ ) donde irán ubicados los anillos de la esfera:

**Corona superior ( $h_1$ ):**

$$h_1 = r_T * [1 - \cos(32,5^\circ)]$$



Anillo tropical superior ( $h_2$ ):

$$h_2 = r_T * [1 - \cos(32,5^\circ + 38^\circ)]$$

Anillo ecuatorial ( $h_3$ ):

$$h_3 = r_T * \left[1 + \operatorname{sen}\left(\frac{39^\circ}{2}\right)\right]$$

Anillo tropical inferior ( $h_4$ ):

$$h_4 = r_T * \left[1 + \operatorname{sen}\left(\frac{39^\circ}{2} + 38^\circ\right)\right]$$

Corona inferior ( $h_5$ ):

$$h_5 = 2 * r_T$$

los valores de las alturas, donde irán ubicados los anillos de la esfera, fueron calculados y se exhiben en la tabla 6.23:

SECCIÓN	ALTURA [m]
Corona superior ( $h_1$ )	0,91
Anillo tropical superior ( $h_2$ )	3,88
Anillo ecuatorial ( $h_3$ )	7,76
Anillo tropical inferior ( $h_4$ )	10,73
Corona inferior ( $h_5$ )	11,64

Tabla 6.23: Alturas en el tanque de almacenamiento

Para calcular la presión en cada una de las secciones del tanque esférico se utiliza la siguiente ecuación:

$$P_T = P_{\text{diseño}} + g * \rho * h$$

reemplazando en la anterior los valores de la presión de diseño ( $P_{\text{diseño}} = 8,4 \text{ kg/cm}^2$ ), la gravedad ( $g = 9,81 \text{ m/seg}^2$ ), la densidad del butadieno ( $\rho = 640,972 \text{ kg/m}^3$ ), y los valores de las distintas alturas ( $h_1, h_2, h_3, h_4, h_5$ ) mostradas en la tabla 6.25, para cada sección de la esfera, se obtendrán de esta manera diversos valores para  $P_T$  que representan a las cinco presiones ( $P_1, P_2, P_3, P_4, P_5$ ) en cada una de las zonas del tanque, y se detallan en la tabla 6.24:



PRESIÓN	VALOR [kg/cm <sup>2</sup> ]
Corona superior ( $P_1$ )	8,97
Anillo tropical superior ( $P_2$ )	10,84
Anillo ecuatorial ( $P_3$ )	13,28
Anillo tropical inferior ( $P_4$ )	15,15
Corona inferior ( $P_5$ )	15,72

Tabla 6.24: Presiones totales en el tanque de almacenamiento

### Paso 3

El cálculo de los espesores de pared se realizará considerando la presión debida a la columna de líquido en cada uno de los anillos. Como material de construcción se selecciona acero al carbono según las Normas ASME SA-516 grado 70. Mediante la siguiente ecuación se calcularán los mencionados parámetros:

$$t_r = \frac{P * R}{2 * S * E - 0,2 * P} + C * A$$

donde  $P$  es la presión de diseño para cada uno de los anillos ( $P_1, P_2, P_3, P_4, P_5$ ),  $R$  el radio interno ( $r_T = 5,82 \text{ m}$ ),  $S = 1230,372 \text{ Kg/cm}^2$  es la presión máxima admisible por el material,  $C = 1,6 \text{ mm/año}$  es la tolerancia mínima por corrosión,  $E = 0,85$  es la eficiencia de la junta de soldaduras (adimensional), y  $A$  es la cantidad de años de vida útil del tanque a diseñar ( $A = 10 \text{ años}$ ). De acuerdo a lo detallado anteriormente, la ecuación general para determinar los espesores de los anillos tendrá la siguiente forma:

$$e = \frac{P * r_T}{2 * S * E - 0,2 * P} + C * A$$

teniendo en cuenta la expresión anterior se procede a calcular los espesores ( $e_1, e_2, e_3, e_4, e_5$ ) de cada uno de los anillos de la esfera mediante las siguientes ecuaciones:

**Corona superior ( $e_1$ ):**

$$e_1 = \frac{P_1 * r_T}{2 * S * E - 0,2 * P_1} + C * A$$



Anillo tropical superior ( $e_2$ ):

$$e_2 = \frac{P_2 * r_T}{2 * S * E - 0,2 * P_2} + C * A$$

Anillo ecuatorial ( $e_3$ ):

$$e_3 = \frac{P_3 * r_T}{2 * S * E - 0,2 * P_3} + C * A$$

Anillo tropical inferior ( $e_4$ ):

$$e_4 = \frac{P_4 * r_T}{2 * S * E - 0,2 * P_4} + C * A$$

Corona inferior ( $e_5$ ):

$$e_5 = \frac{P_5 * r_T}{2 * S * E - 0,2 * P_5} + C * A$$

a continuación, en la tabla 6.25, se detallan los valores calculados de los espesores de cada uno de los cinco anillos:

ESPESOR	VALOR [mm]
Corona superior ( $e_1$ )	40,99
Anillo superior ( $e_2$ )	46,19
Anillo central ( $e_3$ )	53,00
Anillo inferior ( $e_4$ )	58,21
Corona inferior ( $e_5$ )	59,80

Tabla 6.25: Espesor de los distintos anillos

#### Paso 4

Como último paso se calculará el peso del recipiente, este será determinado con un espesor promedio que se determina de la siguiente forma:

$$e_p = \frac{e_1 + e_1 + e_1 + e_1 + e_1}{5}$$

$$e_p = \frac{40,99 \text{ mm} + 46,19 \text{ mm} + 53 \text{ mm} + 58,21 \text{ mm} + 59,8 \text{ mm}}{5} = 51,64 \text{ mm}$$

El volumen interior se calculó anteriormente como  $V_T = 825,84 \text{ m}^3$ . El volumen total, teniendo en cuenta el diámetro externo, es:



$$V_E = \frac{4}{3} * \pi * r_E^3$$

en donde  $r_E$  es el radio exterior, que es el resultado de la suma entre el radio interno  $r_T$  y el espesor promedio  $e_p$ :

$$r_E = r_T + e_p = 5820 \text{ mm} + 51,64 \text{ mm} = 5871,64 \text{ mm} = 5,87164 \text{ m}$$

reemplazando  $r_E$  en la expresión de  $V_E$ :

$$V_E = \frac{4}{3} * \pi * (5,87164 \text{ m})^3 = 847,94 \text{ m}^3$$

Al conocer los valores de los volúmenes exterior e interior, la diferencia entre ambos dará como resultado el volumen  $V_C$  de la carcasa de acero:

$$V_C = V_E - V_T = 847,94 \text{ m}^3 - 825,84 \text{ m}^3 = 22,1 \text{ m}^3$$

y sabiendo que la densidad del acero seleccionado es  $\rho_a = 7800 \text{ kg/m}^3$ , es posible determinar la masa de la carcasa de acero  $m_C$  de la siguiente manera:

$$m_C = V_C * \rho_a$$

$$m_C = 22,1 \text{ m}^3 * 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 172380 \text{ kg}$$

A continuación, se detallan en la tabla 6.26 las características del tanque diseñado:

CARACTERÍSTICAS DEL TANQUE	VALOR
Radio interno del tanque [m]	5,82
Volumen interno [m <sup>3</sup> ]	825,84
Espesor promedio del acero [m]	0,052
Radio externo [m]	5,87
Volumen externo [m <sup>3</sup> ]	847,94
Volumen de carcasa [m <sup>3</sup> ]	22,1
Densidad del acero [kg/m <sup>3</sup> ]	7800
Masa de carcasa [kg]	172380

Tabla 6.26: Características del tanque



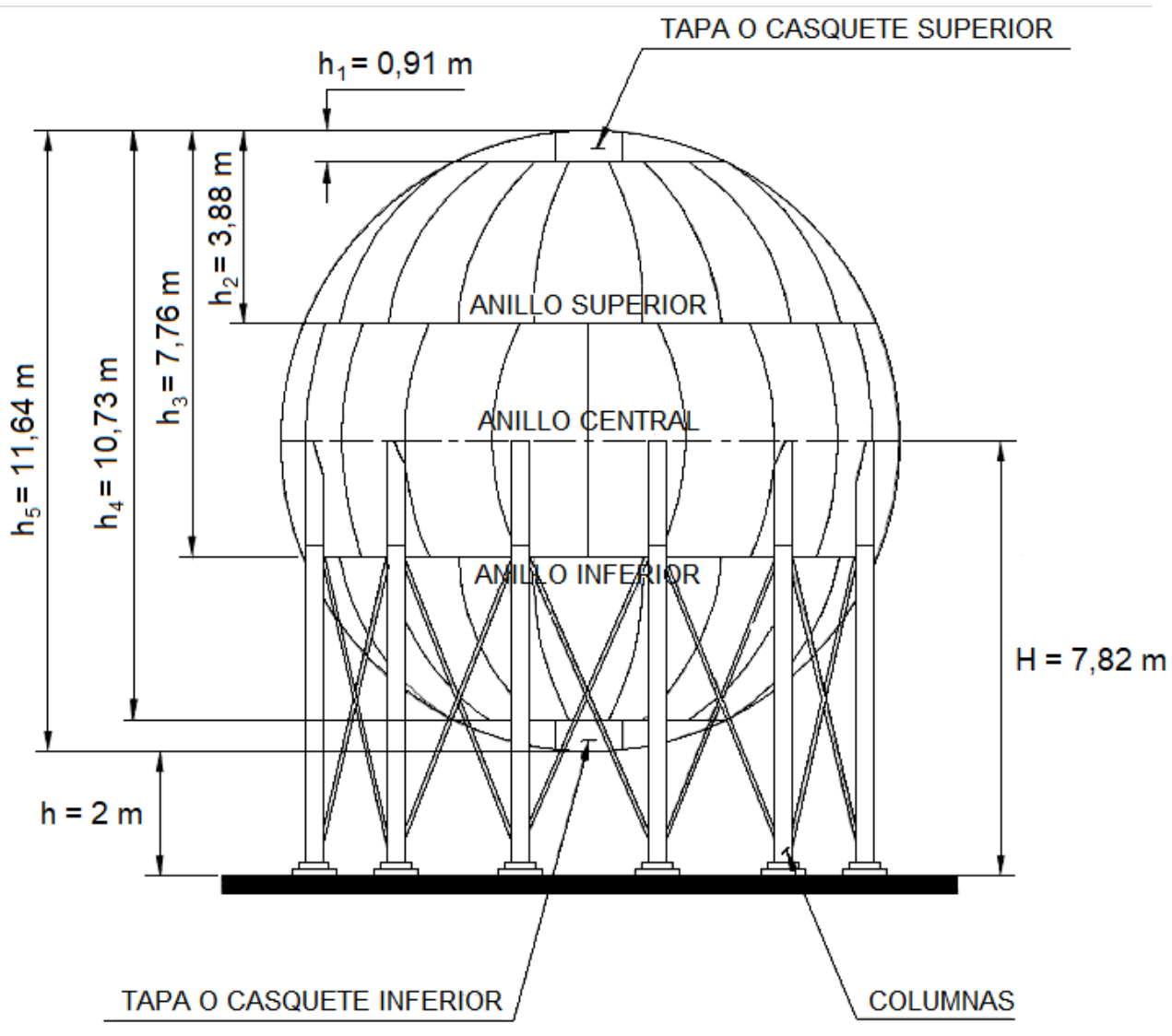


**Nota:** La información para realizar los cálculos de diseño, y la confección de sus respectivas tablas, se utilizó la siguiente bibliografía: 'Diseño Mecánico de una Planta de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo - Guevara, Vinueza (2005)' y "Refinación del Petróleo PET (212); U.M.S.A- Ingeniería Petrolera".

Finalmente se presenta la hoja de especificación del tanque TK-103/104:

UTN FRLP	INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO	
DENOMINACIÓN: TANQUE ESFÉRICO DE ALMACENAMIENTO		FECHA:	
UNIDAD: TK-103/104		REVISIÓN:	
SERVICIO: ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO		LOCACIÓN:	
<b>DATOS GENERALES</b>			
DENOMINACIÓN DE EQUIPO	TANQUE ESFÉRICO DE ALMACENAMIENTO	HOJA	1 de 1
FUNCIÓN	ALMACENAR EL PRODUCTO		
<b>PARÁMETROS DEL FLUIDO</b>			
FLUIDO	1,3-Butadieno		
TEMPERATURA	30		°C
DENSIDAD	640,972		kg/m <sup>3</sup>
VISCOSIDAD	0,1593		cP
PRESIÓN	7,7		kg/cm <sup>2</sup>
PRESIÓN DE VAPOR	2,5195		kg/cm <sup>2</sup>
<b>DATOS DE CONSTRUCCION</b>			
CAPACIDAD TOTAL	825,84		m <sup>3</sup>
DIAMETRO INTERIOR	11640		mm
SECCIONES	5		-
ESPESORES	CORONA SUPERIOR	40,99	mm
	ANILLO TROPICAL SUPERIOR	46,19	mm
	ANILLO ECUATORIAL	53,00	mm
	ANILLO TROPICAL INFERIOR	58,21	mm
	CORONA INFERIOR	59,80	mm
PESO VACÍO	172380		kg
PESO LLENO	613740		kg
ALTURA SOBRE EL SUELO	2000		mm
<b>DATOS DE DISEÑO</b>			
TEMPERATURA DE DISEÑO	30		°C
TEMPERATURA MÁXIMA	50		°C
PRESIÓN DE DISEÑO	8,4		kg/cm <sup>2</sup>
MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN	ACERO AL CARBONO		
<b>DETALLE DE CONSTRUCCION</b>			
SOLDADURA	HOLD		
EFICIENCIA DE LA SOLDADURA	0,85		



UTN FRLP	INTEGRACIÓN V	HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO	
DENOMINACIÓN: TANQUE ESFÉRICO DE ALMACENAMIENTO		FECHA:	
UNIDAD: TK-104		REVISIÓN:	
SERVICIO: ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA		LOCACIÓN:	
<b>ESQUEMA</b>			
			
<b>OBSERVACIONES</b>			
-Acero al carbono ASME SA-516 Grado 70			
-Los valores detallados en el esquema se encuentran en metros (m)			
-Donde $h_1 = 0,91$ m; $h_2 = 3,88$ m; $h_3 = 7,76$ m; $h_4 = 10,73$ m; $h_5 = 11,64$ m			



#### 6.4.5. Intercambiador de calor E-105

El intercambiador de calor a diseñar tiene la función de enfriar con agua la corriente que evacuó el reactor e ingresará a la torre absorbadora T-102.

En primer lugar, se debe elegir el fluido que circulará por coraza y cual fluido lo hará por el tubo siguiendo los criterios expuestos en la tabla 6.29:

CRITERIO DE SELECCIÓN	UBICACIÓN DE LOS FLUIDOS
Limpieza (mezcla de HC más limpia)	El fluido más limpio se ubica en la coraza.
Corrosión (el agua es más corrosiva)	El fluido más corrosivo se encuentra en los tubos.
Presión (mezcla de HC con mayor presión)	El fluido que se tiene mayor presión se encuentra en los tubos.
Temperatura (mezcla de HC a mayor temperatura)	El fluido que se encuentra a mayor temperatura se ubica en los tubos.
Fluido peligroso o de mayor costo (mezcla de HC)	El fluido más peligroso se ubica en los tubos.
Caudal / viscosidad (la mezcla de HC tiene menor caudal)	El fluido de menos caudal o mayor viscosidad se ubica en la coraza.

Tabla 6.29: Criterios de Selección

En base a los criterios mencionados se decide que el fluido por coraza será la mezcla de hidrocarburos y el fluido por los tubos será el agua de enfriamiento.

Para la realización del diseño se siguió una serie de pasos detallados a continuación:

#### 1. Determinación de las propiedades físicas: viscosidad ( $\mu$ ), calor específico ( $C_p$ ), conductividad ( $K$ ), Densidad ( $\rho$ ), entalpías ( $H$ )

A continuación, en la tabla 6.30, se detallan las propiedades de los fluidos a utilizar en el intercambiador a diseñar obtenidos de la simulación:

Propiedades	Agua de enfriamiento (fluido por tubos)	Mezcla de hidrocarburos (fluido por coraza)
$\mu$ [Pa*s]	0,00081	0,00001
$C_p$ [kJ/kg*°C]	4,180	2,442
$K$ [W/m*°C]	0,62306	0,078
$\rho$ [kg/m <sup>3</sup> ]	1000	10,27
$H$ [kJ/kg]	121,46	621,208

Tabla 6.30: Propiedades físicas de la mezcla de hidrocarburos y el agua



## 2. Cálculo de la Temperatura media efectiva

Para calcular el valor de la temperatura media efectiva ( $\Delta T_e$ ), se deben obtener el valor de la diferencia de temperatura media logarítmica (**MLDT**) y valor del factor de corrección ( $F_t$ ):

### a) Cálculo de **MLDT**

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

$$MLDT = \frac{(100\text{ °C} - 35\text{ °C}) - (40\text{ °C} - 29\text{ °C})}{\ln\left(\frac{100\text{ °C} - 35\text{ °C}}{40\text{ °C} - 29\text{ °C}}\right)} = 30,397\text{ °C}$$

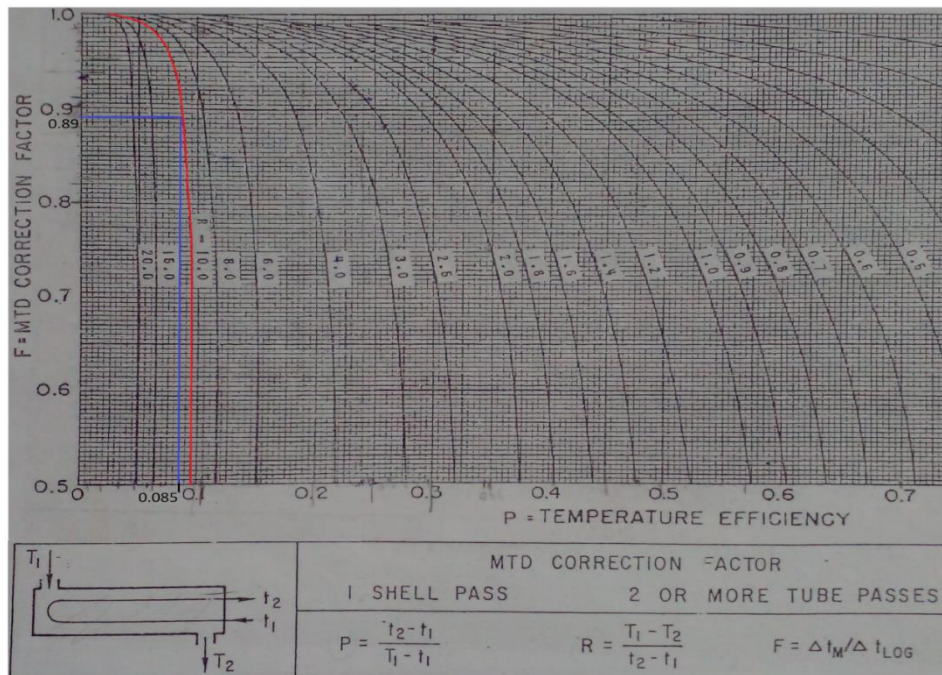
### b) Cálculo de $F_t$

Se comienza suponiendo un equipo con la menor cantidad de pasos posibles, 1 paso por coraza y 2 pasos por tubos (1-2). De la gráfica 6.19 con  $R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$  (paramétricas) y  $P = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$  (abscisas) se obtendrá el factor de corrección ( $F_t$ ).

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{100\text{ °C} - 40\text{ °C}}{35\text{ °C} - 29\text{ °C}} = 10$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{35\text{ °C} - 29\text{ °C}}{100\text{ °C} - 29\text{ °C}} = 0,084$$

Con los valores anteriormente obtenidos,  $R$  y  $P$ , y la gráfica 6.19, presentada debajo, se determina el valor para el factor de corrección:



Gráfica 6.19: Factor de Corrección

el valor obtenido de la gráfica es:

$$F_t = 0,89$$

Si  $F_t \leq 0,85$  se cambia al siguiente equipo.

El  $F_t$  es aceptable cuando se encuentra entre:

$$0,85 \leq F_t \leq 1$$

como:

$$0,85 \leq 0,89 \leq 1$$

se concluye que resulta ser un valor aceptable.

Una vez obtenidos los valores de  $MLTD$  y  $F_t$  es posible calcular  $\Delta T_e$ :

$$\Delta T_e = MLDT * F_t$$

$$\Delta T_e = 30,397 \text{ °C} * 0,89 = 27,05 \text{ °C}$$

### 3. Balance de Calor

La cantidad de calor del fluido caliente ( $Q_h$ ) viene dada por:

$$Q_h = \dot{m}_h * C_{p_h} * \Delta t_h$$



donde  $\dot{m}_h$  es el caudal másico de fluido caliente,  $Cp_h$  es el calor específico del fluido caliente y  $\Delta t_h$  es la diferencia de temperatura entre la entrada y la salida del fluido caliente. Remplazando los valores correspondientes en expresión anterior:

$$Q_h = 1,7218 \frac{kg}{s} * 2442 \frac{J}{kg * ^\circ C} * 60 ^\circ C = 252283,18 \frac{J}{s}$$

Teniendo en cuenta que la cantidad de calor cedida por el fluido caliente ( $Q_h$ ) es igual a la cantidad de calor ganada por el fluido frío ( $Q_c$ ), y despejando en la siguiente ecuación, se obtendrá el caudal másico ( $\dot{m}_c$ ) necesario de fluido frío:

$$Q_c = Q_h = \dot{m}_c * Cp_c * \Delta t_c$$

$$\dot{m}_c = \frac{Q_h}{Cp_c * \Delta t_c}$$

donde  $Cp_c$  es el calor específico del fluido frío y  $\Delta t_c$  es la diferencia de temperatura entre la salida y la entrada del fluido frío; remplazando los valores correspondientes en la expresión anterior:

$$\dot{m}_c = \frac{252283,18 \frac{J}{s}}{4180 \frac{J}{kg * ^\circ C} * 6 ^\circ C} = 10,059 \frac{kg}{s}$$

#### 4. Seleccionar dimensiones y características de los tubos

Para determinar las dimensiones y características de los tubos se deberán realizar los siguientes pasos:

- a) Estimación del coeficiente global de transferencia de servicio (sucio).

Se selecciona de la tabla 6.31 un valor de coeficiente global de transferencia de servicio ( $U_d$ ):





Hot Fluid	Cold Fluid	U, BTU/Hr. (Sq. Ft.) (°F.)
Steam (pressure).....	Water	350—750
Steam (vacuum).....	Water	300—600
Saturated organic solvents near atmospheric.....	Water <i>solvente</i>	100—200
Saturated organic solvents, vacuum with some non-cond....	Water, brine	50—120
Organic solvents, atmospheric and high non-condensable.....	Water, brine	20— 80
Aromatic vapors, atmospheric with non-condensables.....	Water	5— 30
Organic solvents, vacuum and high non-condensables.....	Water, brine	10— 50
Low boiling atmospheric.....	Water	80—200
High boiling hydrocarbon, vacuum	Water	10— 30

Tabla 6.31: Coeficiente Global de Transferencia

de la tabla anterior se opta por el valor para compuestos de bajo punto de ebullición atmosférico, se elige el  $U_d$  más grande del rango ( $U_d = 200$   $BTU/(h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$ ) ya que mejora la transferencia y el área de intercambio es menor.

$$U_d = 200 \frac{BTU}{h * pie^2 * ^\circ F} = 980 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}$$

**b) Cálculo del área mínima**

El área mínima ( $A_{mín}$ ) se determina despejando la siguiente expresión:

$$Q = A_{mín} * U_d * \Delta T_e$$

$$A_{mín} = \frac{Q}{U_d * \Delta T_e}$$

debido a que

$$A_{mín} = \frac{252283,18 \frac{J}{s}}{980 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} * 27,05 ^\circ C} = 9,52 m^2$$

**c) Cálculo de la longitud equivalente**

Para la elección del largo de los tubos se tendrán en cuenta los siguientes puntos:





- Valores comunes: 8 pies (2.4 m), 10 pies (3.0 m), 12 pies (3.7 m), 16 pies (4.9 m), 20 pies (6.1 m) y 24 pies (7.3 m).
- El costo del equipo disminuye a mayores longitudes de tubo

La longitud equivalente ( $L_e$ ) se determina mediante la siguiente expresión:

$$L_e = \text{longitud de los tubos} - \text{espesor de la placa portatubo}$$

De acuerdo a lo mencionado previamente se selecciona una longitud de tubos de 12 pies. El espesor está estandarizado en 3 pulgadas. Reemplazando los respectivos valores en la fórmula anterior:

$$L_e = 12 \text{ pies} * \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ pie}} - 3'' * \frac{0,0254 \text{ m}}{1''} = 3,58 \text{ m}$$

d) Cálculo del área aproximada de los tubos

Suponiendo un diámetro externo de tubo de 1 pulgada (en la tabla 6.32 se lo señala con las letras "DE", pero en esta memoria de cálculo se lo identificará como "OD"), con BWG de 14, el diámetro interno (DI) se obtiene de acuerdo a la tabla 6.32:

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>	
					Exterior	Interior
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277
17	0.058	0.884	0.613	0.2314		
18	0.049	0.902	0.639	0.2361		

Tabla 6.32: Diámetros de tubos



el valor de ( $DI$ ) obtenido es:

$$DI = 0,834'' = 0,02118 m$$

El valor del área aproximada de los tubos ( $A_t$ ) se obtiene a partir de:

$$A_t = \pi * DO * L_e$$

$$A_t = \pi * 1'' * \frac{1 m}{39,3701''} * 3,58 m = 0,285 m^2$$

e) Cálculo del número de tubos aproximados

El número de tubos aproximados  $N_t$  se calcula a partir de la relación:

$$N_t = \frac{A_{mín}}{A_t}$$

$$N_t = \frac{9,52 m^2}{0,285 m^2} = 33,4 \approx 34$$

## 5. Selección de la unidad o equipo standard

Para la selección del equipo se deben tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- Si  $N_t > 2000$  se divide la corriente en 2 para operar con dos equipos en paralelo.
- Teniendo en cuenta el equipo elegido en el punto 3 (un paso por coraza y dos o más en tubos), se busca en la tabla 6.33 un tipo de equipo con ese número de tubos y, si existe, una coraza que soporte su respectivo  $N_t$ .



25	23¼	21¼	19¼	17¼	15¼	13¼	12	10	8	I.D. of Shell (In.)		
553	481	391	307	247	193	135	105	69	33	¾" on 1½" Δ ¾" on 1" Δ ¾" on 1" □ 1" on 1¼" Δ 1" on 1¼" □	Fixed Tubes	One-Pass
493	423	343	277	217	157	117	91	57	33			
419	355	287	235	183	139	101	85	53	33			
307	247	205	163	133	103	73	57	33	15			
255	215	179	139	111	83	65	45	33	17			
528	452	370	300	228	166	124	94	58	32	¾" on 1½" Δ ¾" on 1" Δ ¾" on 1" □ 1" on 1¼" Δ 1" on 1¼" □	Fixed Tubes	Two-Pass
468	398	326	264	208	154	110	90	56	28			
408	346	280	222	172	126	94	78	48	26			
292	244	204	162	126	92	62	52	32	16			
248	218	172	136	106	76	56	40	26	12			
400	398	304	234	180	134	94	64	34	8	¾" on 1½" Δ ¾" on 1" Δ ¾" on 1" □ 1" on 1¼" Δ 1" on 1¼" □	U Tubes	Four-Pass
406	336	270	212	158	108	72	60	26	8			
362	304	242	188	142	100	72	52	30	12			
234	192	154	120	84	58	42	26	8	XX			
214	180	134	100	70	58	38	22	12	XX			
464	412	332	266	196	154	108	84	48	XX	¾" on 1½" Δ ¾" on 1" Δ ¾" on 1" □ 1" on 1¼" Δ 1" on 1¼" □	Fixed Tubes	Four-Pass
424	360	292	232	180	134	96	72	44	XX			
366	308	242	192	142	126	88	72	48	XX			
258	212	176	138	104	78	60	44	24	XX			
214	188	142	110	84	74	48	40	24	XX			
438	378	286	218	166	122	84	56	28	XX	¾" on 1½" Δ ¾" on 1" Δ ¾" on 1" □ 1" on 1¼" Δ 1" on 1¼" □	U Tubes	Four-Pass
380	318	254	198	146	98	64	52	20	XX			
342	286	226	174	130	90	64	44	24	XX			
218	178	142	110	74	50	36	20	XX	XX			
198	166	122	90	66	50	32	16	XX	XX			

Tabla 6.33: Características de la coraza

de acuerdo a la tabla anterior la coraza seleccionada es de 13,25 pulgadas con un  $N_t = 38$  con arreglo cuadrado y 1 pulgada de diámetro externo ( $OD$ ) de tubo y tubos en U.

c) Una vez que se encuentra el diámetro de coraza con el equipo adecuado en la tabla 6.33 se obtienen los siguientes datos:

- diámetro interno de coraza  $ID_s = 13,25" = 0,3665 m$
- $N_t = 38$
- N° de pasos por tubo ( $n$ ) = 2
- N° de pasos por coraza = 1

Una vez que se seleccionó el equipo se procede a realizar los cálculos de los parámetros detallados a continuación:

### I) Cálculo de velocidad media del fluido que circula dentro del tubo

La velocidad media del fluido circulante en un tubo ( $v_t$ ) viene dada por la expresión:

$$v_t = \frac{w_t}{a_t * \rho_c}$$



donde  $w_t$  es caudal másico total que ingresa a los tubos,  $\rho_c$  es la densidad del fluido frío circulante (agua de enfriamiento), y  $a_t$  es el área de flujo que se calcula según:

$$a_t = \frac{\pi * DI^2}{4} * \frac{N_t}{n}$$

los parámetros de los cuales depende el área de flujo  $a_t$  son:

- ✓  $n$  = pasos por tubo por cada coraza
- ✓  $DI$  = (diámetro interno de los tubos) con  $OD$  (diámetro exterior de los tubos) y BWG (obtenidos de la tabla 6.32 del punto 5) inciso d)).

Se debe tener en cuenta lo siguiente:

$$3 \frac{pie}{s} \leq v_t \leq 5 \frac{pie}{s}$$

- si se cumple la desigualdad, se calcula el número de Reynolds ( $Re$ ) y después la pérdida de carga ( $\Delta P$ ),
- de no cumplirse la desigualdad, se cambia el número de pasos por tubo  $N_t$  (si el valor es pequeño se deberá aumentar el número de pasos, si el valor es muy elevado se deberá disminuir el número de pasos) y obtener otra unidad.

Reemplazando los correspondientes valores en la expresión del área de flujo ( $a_t$ ):

$$a_t = \frac{\pi * (0,0212m)^2}{4} * \frac{38}{2} = 0,00599 m^2$$

A partir del valor anterior se puede calcular  $v_t$ :

$$v_t = \frac{w_t}{a_t * \rho_c}$$

$$v_t = 1,502 \frac{m}{s} = 4,93 \frac{pie}{s}$$

Por lo tanto, se concluye que, como este valor se ajusta a la condición de la desigualdad impuesta anteriormente, se continúa con los siguientes cálculos.

## II) Cálculo de la pérdida de carga en tubos

Para obtener la pérdida de carga total en tubos ( $\Delta P_T$ ) se procede a realizar una serie de cálculos detallada a continuación:

### a) Cálculo del número de Reynolds en tubos ( $Re_t$ )



De acuerdo al valor del número de Reynolds ( $Re$ ) se determina el tipo de flujo:

- ✓ Régimen Laminar:  $Re < 2100$
- ✓ Régimen turbulento:  $Re > 10000$

$$Re_t = \frac{DI * w_t}{a_t * \mu_c}$$

donde  $DI$  es el diámetro interno de tubos,  $w_t$  es caudal másico total que ingresa a los tubos,  $a_t$  es el área de flujo en los tubos y  $\mu_c$  es la viscosidad del fluido frío (que circula por los tubos). Reemplazando los parámetros descriptos anteriormente por sus valores en la expresión de  $Re_t$  se obtiene:

$$Re_t = \frac{0,02118 \text{ m} * 10,0591 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{0,00599 \text{ m}^2 * 0,00081 \text{ Pa} * \text{s}} = 39.316,42$$

Debido al valor obtenido el fluido se encuentra en régimen turbulento, por lo tanto, se mantiene el número de pasos por tubos, al igual que el número de pasos por coraza.

b) Cálculo del factor de fricción ( $f$ )

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_t^{0,42}} = 0,0066$$

c) Cálculo de la pérdida de carga en tubos rectos ( $\Delta P_t$ ):

$$\Delta P_t = 4 * f * \left(\frac{L}{DI}\right) * \left(\frac{G_t^2}{2 * \rho_c}\right)$$

donde  $L$  es la longitud de los tubos,  $G_t$  es el caudal por superficie en tubos y  $\rho_c$  es la densidad del fluido que circula por los tubos. Reemplazando cada parámetro por los valores correspondientes:

$$\Delta P_t = 5039,36 \text{ Pa}$$

d) Cálculo de la pérdida de carga en retorno ( $\Delta P_r$ ):

$$\Delta P_r = 4n * \frac{G_t^2}{2\rho_c}$$

$$\Delta P_r = 9026,02 \text{ Pa}$$



Una vez obtenidos los valores de  $\Delta P_t$  y  $\Delta P_r$  se procede a calcular la pérdida de carga total en tubos ( $\Delta P_T$ ):

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 5039,36 \text{ Pa} + 9026,02 \text{ Pa} = 14.065 \text{ Pa}$$

El valor admisible de pérdida de carga es de 70.000 Pa, encontrándose así dentro del rango la pérdida de carga en el equipo.

### III) Cálculo del coeficiente de transferencia de calor interior del tubo referido al exterior del tubo

a) Para calcular el coeficiente de transferencia de calor interior del tubo referido al exterior del tubo ( $h_{i0}$ ) primero se debe obtener el coeficiente de transferencia del tubo ( $h_i$ ).

Usando correlaciones de coeficientes de transferencia de calor para régimen turbulento, se tiene que:

$$Nu = h_i * \frac{d_i}{k}$$

$$Nu = 0,0023 Re^{0,8} * Pr^{0,33} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Suponiendo que  $\mu$  es igual a  $\mu_w$ , reemplazo  $Nu$  de la segunda ecuación en la primera y despejo  $h_i$ :

$$h_i = \frac{k}{d_i} * 0,023 Re^{0,8} * Pr^{0,33}$$

Siendo:

$$Pr = Cp * \mu / k$$

$$Pr = 5,4341$$

Obteniéndose así el  $h_i$ :

$$h_i = \frac{0,62306 \left(\frac{W}{m^2} \text{ } ^\circ C\right)}{0,02118} * 0,023 * (39.316,42)^{0,8} * (5,4341)^{0,33}$$

$$h_i = 5632,36 \frac{W}{m^2} \text{ } ^\circ C$$



b) Cálculo de  $h_{io}$

$$h_{io} = hi \frac{ID}{OD} = 4697,386 \frac{W}{m^2} \text{ } ^\circ C$$

#### IV) Cálculo de la pérdida de carga en la coraza

Para obtener el valor de la pérdida de carga en la coraza ( $\Delta P_s$ ) se deben realizar los cálculos detallados a continuación:

a) Estimar el espaciado entre baffles ( $B$ )

Se debe tener en cuenta uno de los siguientes criterios:

- ✓ criterio general:  $1/5 * ID_s \leq B \leq ID_s$
- ✓ criterio recomendado:  $0,3 * ID_s \leq B \leq 0,6 * ID_s$

El corte de baffle puede variar entre el 20 % y 33 %; el valor que frecuentemente se usa para una primera aproximación es del 25%, este valor es el que se utilizó para los cálculos.

Mediante la separación de baffles ( $B$ ) y la longitud del equipo ( $L$ ) se determinan la cantidad de baffles necesarios ( $NB$ ):

$$NB = \frac{L}{B} - 1$$
$$NB = \frac{3,58 \text{ m}}{0,188 \text{ m}} - 1 = 17,99 \approx 18$$

De acuerdo a este último cálculo se utilizan 18 baffles con una separación de 7,42 pulgadas.

b) Cálculo del paso entre tubos  $P_t$ :

Paso ( $P_t$ ): distancia entre centros de tubos adyacentes

Relación de paso ( $RP$ ):  $RP = P_t / OD$

De acuerdo con las Normas TEMA se recomienda:

- Relación de paso: entre 1,25 – 1,5.
- Recomendación: La norma TEMA fija como valor mínimo un paso igual a  $P_{tmin} = 1,25 * OD$ . Debido a esto se elige un valor de distancia mínima entre centros de tubos adyacentes de 1,25" para aprovechar más el espacio.





- Distancia entre tubos ( $c$ ): es la distancia entre los bordes de tubos adyacentes, se estipula entre  $1/8'' - 1/4''$ . Para facilitar la limpieza se elige  $1/4''$ .

$$P_t = 1,25 * 1''$$

$$P_t = 0,0317 m$$

- c) Cálculo de área de flujo de coraza ( $A_s$ )

$$A_s = \frac{ID_s}{P_t} * (P_t - DI) * B$$

$$A_s = \frac{13,25''}{1,25''} * (1,25'' - 1'') * 7,42'' = 0,0127 m^2$$

- d) Cálculo de la sección de flujo en coraza ( $G_s$ ):

$$G_s = \frac{\dot{m}_c}{A_s}$$

$$G_s = \frac{1,7218 \frac{kg}{s}}{0,0127 m^2} = 135,71 \frac{kg}{m^2 * s}$$

- e) Cálculo del diámetro equivalente ( $D_e$ ):

A partir del valor diámetro externo del tubo ( $OD$ ), exhibido en la tabla 6.33 de características de la coraza, y el valor de  $P_t$  se obtiene  $D_e$ :

$$D_e = \frac{4 * (P_t^2 - \pi * OD^2/4)}{\pi * OD}$$

$$D_e = \frac{4 * ((1,25'')^2 - \pi * (1'')^2/4)}{\pi * 1''} = 0,9894'' = 0,0251 m$$

- f) Cálculo del número de Reynolds en coraza ( $Re_s$ )

Si el valor del número de Reynolds en coraza se encuentra dentro del régimen en transición ( $2100 < Re < 10000$ ), se deberá disminuir el valor de  $B$  y regresar al inciso a) para recalcular el valor de  $Re_s$  hasta que se obtenga un valor correspondiente a régimen turbulento.



$$Re_s = D_e * \frac{G_s}{\mu_h}$$

donde  $\mu_h$  la viscosidad del fluido frío,  $D_e$  el diámetro equivalente y  $G_s$  el caudal por superficie en coraza. Reemplazando en la expresión para  $Re_s$  se obtiene:

$$Re_s = 0,0251 \text{ m} * \frac{135,71 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}}}{0,00001 \text{ Pa} * \text{s}} = 341.063$$

**g) Cálculo de factor de fricción en la coraza  $f_s$**

El valor del factor  $f_s$  se obtiene a partir de  $Re_s$  mediante la siguiente expresión:

$$f_s = 1,728 * Re_s^{0,188}$$
$$f_s = 0,1575$$

Una vez realizados los cálculos anteriores es posible calcular pérdida de carga en la coraza ( $\Delta P_s$ ) mediante la expresión:

$$\Delta P_s = f_s * (NB + 1) * ID_s * \frac{G_s^2}{2 * \rho_h * D_e}$$

donde  $\rho_c$  es la densidad del fluido caliente y  $NB$  es el número de bafles. Reemplazando en la ecuación de  $\Delta P_s$  se obtiene:

$$\Delta P_s = 35.939,95 \text{ Pa}$$

**V) Cálculo del coeficiente de transferencia de calor interior de la coraza**

En el cálculo del coeficiente de transferencia de calor interior de la coraza ( $h_o$ ) deben tenerse en cuenta los siguientes parámetros:

a)  $Re_s = 34.866,5$  (su valor fue obtenido en el punto IV) inciso e))

b)  $Pr_s$ , que se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$Pr = \frac{Cp_h * \mu_h}{k_h} = 0,3131$$

donde  $K_h$  es la conductividad térmica,  $\mu_h$  la viscosidad y  $Cp_h$  el calor específico; las tres propiedades físicas mencionadas están referidas al fluido caliente.

c) Una vez obtenidos los parámetros previos, se calcula  $h_o$  utilizando la siguiente fórmula:



$$h_0 = \frac{k_h}{D_e} * 0,36 * (Re_s^{0,55}) * (Pr^{\frac{1}{3}})$$

donde  $D_e$  es el diámetro equivalente,  $k_h$  es la constante de conductividad térmica del fluido caliente (mezcla de hidrocarburos),  $Re_s$  es el número de Reynolds en coraza (calculado en el punto IV) inciso e) y  $Pr$  es el número de Prandtl.

Remplazando, estos parámetros en la expresión para  $h_0$  se obtiene el siguiente resultado:

$$h_0 = 837,757 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

#### VI) Cálculo del coeficiente global de transferencia limpio

El coeficiente global de transferencia limpio ( $U_c$ ) se obtiene mediante la expresión:

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_0}}$$

$$U_c = 710,96 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}$$

#### VII) Cálculo del coeficiente global de transferencia sucio

El coeficiente global de transferencia sucio ( $U_d$ ) se calcula mediante la expresión:

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + r_d}$$

donde  $r_d$  es el coeficiente de ensuciamiento, para obtener dicho valor se debe tener en cuenta el fouling generado por ambos fluidos, por lo tanto:

$$r_d = r_0 + r_{i0}$$

$$r_d = 0,0001 + 0,0002 = 0,0003$$

$$U_d = 585,978 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}$$



### VIII) Cálculo del área mínima requerida

El cálculo del área mínima requerida ( $A_{min}$ ) viene dado por:

$$A_{min} = \frac{Q}{U_d * \Delta T_e}$$

donde  $Q$  es el calor intercambiado,  $U_d$  es el coeficiente de transferencia de energía global,  $\Delta T_e$  es la temperatura media efectiva. Reemplazando los valores de los parámetros descritos anteriormente en la expresión de  $A_{min}$  se obtiene el siguiente valor:

$$A_{min} = 15,737 \text{ m}^2$$

### IX) Cálculo del área disponible

El valor del área disponible ( $A_{disp}$ ) se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$A_{disp} = \pi * OD * L * N_t$$

donde  $OD$  es el diámetro externo de tubos elegidos para el diseño,  $L$  es la longitud efectiva de los tubos (teniendo en cuenta que son tubo en U) y  $N_t$  el número de tubos totales que se utilizarán para el diámetro de coraza elegido siendo éste de 46. Reemplazando los valores de los parámetros mencionados anteriormente en la expresión de  $A_{disp}$  se obtiene:

$$A_{disp} = 17,62 \text{ m}^2$$

### X) Cálculo del exceso de área

El valor del exceso de área es el resultado de la diferencia entre el área disponible y el área mínima requerida:

$$\text{Exceso de área} = (A_{disp} - A_{min}) / (A_{min})$$

$$\% \text{ de Exceso de área} = (17,62 \text{ m}^2 - 15,737 \text{ m}^2) * \frac{100}{15,737 \text{ m}^2} = 11,96 \%$$

Lo cual es aceptable ya que se encuentra entre el rango de 10 a 15% para este equipo.



Los cálculos para el espesor mínimo se realizaron utilizando la metodología, basada en las normas ASME sección VIII.

Según las normas mencionadas anteriormente, la fórmula para el espesor mínimo es:

$$e = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C$$

donde:

- ✓  $P$  es la presión de diseño ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ ),
- ✓  $R$  el radio interno (mm),
- ✓  $S$  la presión máxima admisible por el material ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ ),
- ✓  $C$  la tolerancia mínima por corrosión (mm),
- ✓  $E$  la eficiencia de la junta de soldaduras (adimensional).

El radio interno del recipiente será la mitad del diámetro de coraza,  $R = 183,25$  mm, la presión de diseño será  $P = 13,64 \text{ kg}/\text{cm}^2$  (un 10 % superior a la presión operativa).

Por literatura se recomienda una eficiencia de soldadura de  $E = 0,85$ ; el valor de tolerancia mínima por corrosión es de  $C = 1,6 \text{ mm}$ , se adicionará, además, un sobre espesor de seguridad de 1,6 mm.

Se selecciona acero debido a que los productos no son compuestos corrosivos, ni forman espumas, se optó por elegir el acero ASME-SA516 el cual presenta una presión máxima admisible de  $S = 1633 \text{ kg}/\text{cm}^2$ .

Finalmente, reemplazando en la expresión para el espesor:

$$e = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C$$

$$e = \frac{13,64 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} * 183,25 \text{ mm}}{1633 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} * 0,85 - 0,6 * 13,64 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}} + 1,6 \text{ mm} = 1,66 \text{ mm} + 1,6 \text{ mm}$$

$$e = 3,41 \text{ mm}$$



**Nota:** La información para realizar los cálculos de diseño, y la confección de sus respectivas tablas, fue brindada por la cátedra de “Transferencia de la Energía Térmica” y su bibliografía recomendada (“Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos”, Autor: Eduardo Cao; “Procesos de Transferencia de Calor”, Autor: Donald Q. Kern)

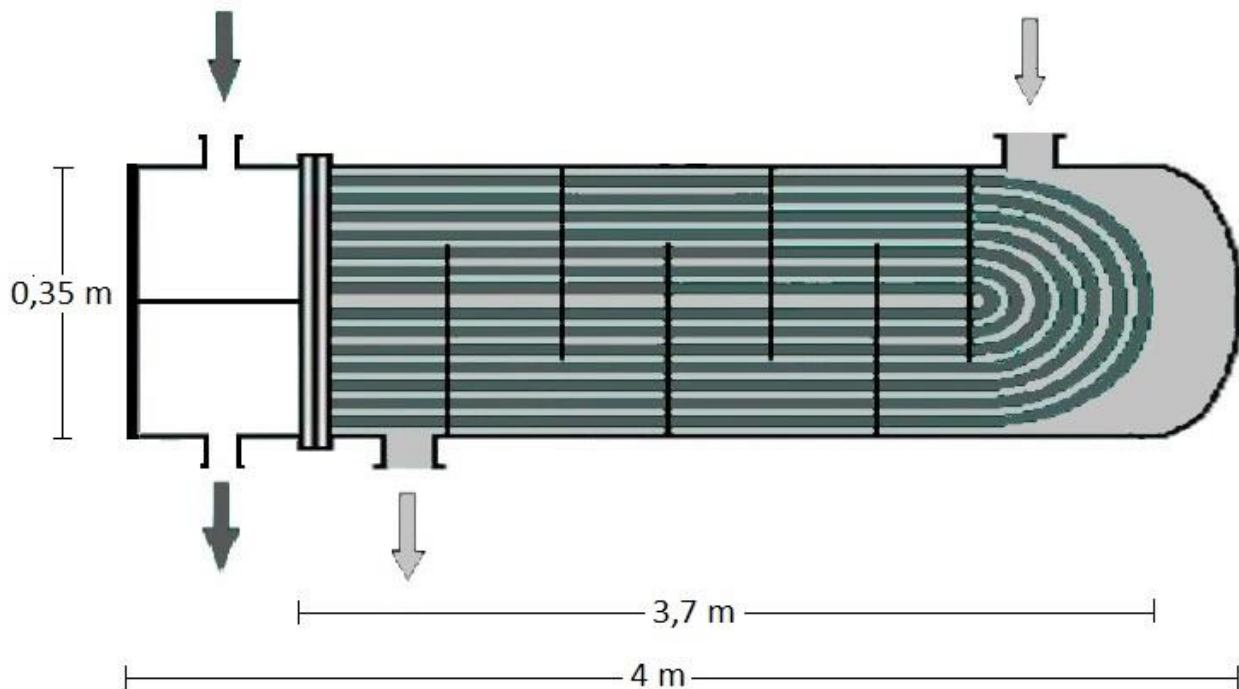
UTN-FRLP	INTEGRACION V	Página 1 de 2		
<b>HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>				
1	Cotización 20500 U\$D			
2	SERVICIO: INTERCAMBIO ENTRE BUTADIENO y AGUA DE ENFRIAMIENTO			
3	TIPO: CAZCO Y TUBO			
4	Corazas/Unidad: 1			
5	<b>PERFORMANCE DE LA UNIDAD</b>			
6	COLOCACION DEL FLUIDO	<b>LADO TUBOS</b>	<b>LADO CORAZA</b>	
7	NOMBRE DEL FLUIDO	AGUA DE ENFRIAMIENTO	BUTADIENO	
8	CAUDAL en Kg/s	LIQUIDO	GAS	
9	GAS	-	1,7218	
10	LIQUIDO	10	-	
11	DENSIDAD Kg/m <sup>3</sup>	1000	10,27	
12	VISCOSIDAD LIQUIDO en Pa.s	0,00081	-	
13	CALOR ESPECIFICO LIQUIDO en kJ/kg°C	4,18	-	
14	PESO MOLECULAR	18,01	54	
15	VISCOSIDAD VAPOR en Pa.s	-	0,00001	
16	CALOR ESPECIFICO VAPOR en kJ/kg°C	-	2,44	
17	TEMPERATURA en °C	29/35	100/40	
18	PRESION DE OPERACIÓN en kg/cm <sup>2</sup>	3	12,00	
19	VELOCIDAD en m/s	1,5		
20	PERDIDA DE CARGA en Pa	14065	35940	
21	RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO en m <sup>2</sup> °C/ W	0,0002	0,0001	
22	CALOR INTERCAMBIADO: 252 kJ/s	LMTD (Corregida): 30,39°C		
23	<b>CONSTRUCCIÓN DE UNA CORAZA</b>			
24		<b>CORAZA</b>	<b>TUBOS</b>	
25	Nº DE PASOS	1	2	
26	Nº de tubos: 47	DE BWG 14	Longitud: 4,0 m	Pitch: 1,25 pulg
27	Tipo de tubo: LISO	Material: ACERO AL CARBONO		
28	Coraza ID: 0,3365 m			
29	Baffles-transversales: SI	Tipo % Corte: 25	Espaciado: 0,188 m	
30	Tipo de sello: HOLD			



HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

1	COTIZACION: 20500 U\$D	
2	SERVICIO: INTERCAMBIO ENTRE BUTADIENO y AGUA DE ENFRIAMIENTO	
3	TIPO: CAZCO Y TUBO	
4	Corazas/Unidad: 1	

DISEÑO



Parte del intercambiador	Clasificación TEMA	Descripción
Cabezal	A	Cabezal extraíble
Coraza	E	Un paso por coraza
Cabezal posterior	U	Cabezal para tubos en U





#### 6.4.6. Columna de destilación T-104

El equipo a diseñar, T-104, es una torre de destilación que se requerirá a fin de poder recuperar el normal butano que no logró convertirse en producto en la sección de deshidrogenación, para separarlo de la corriente principal del proceso y poder así recircularlo, con el objetivo de aumentar la conversión global del sistema.

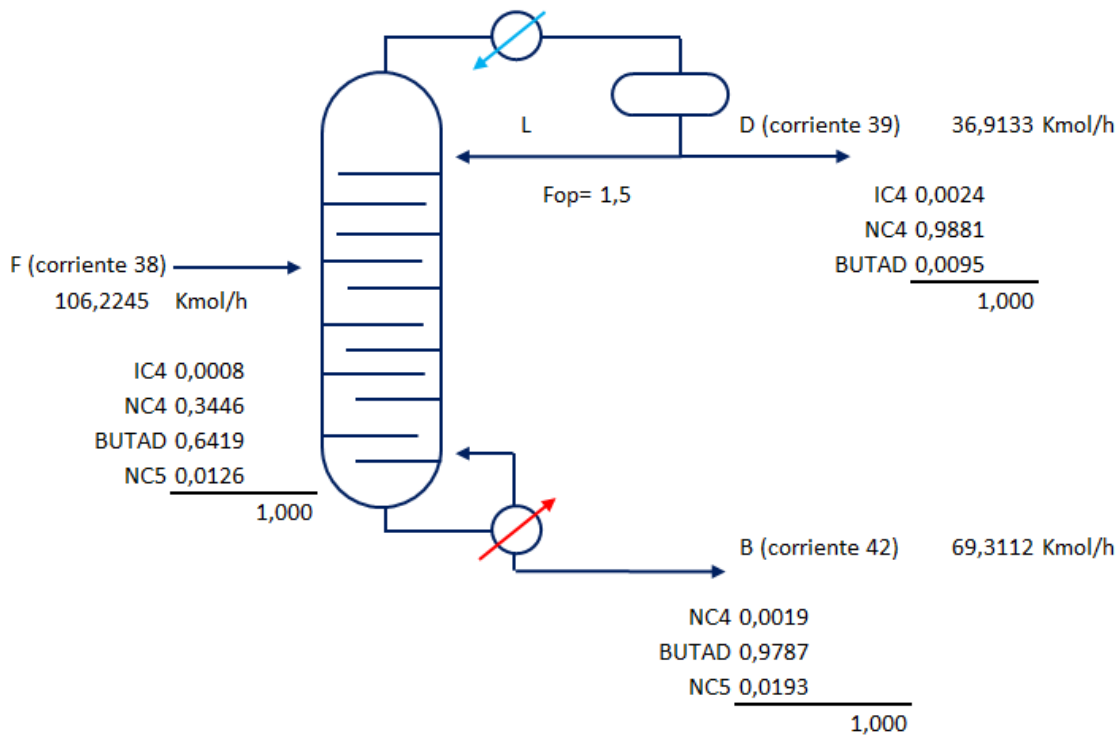
El equipo tiene como alimentación la corriente 38, proveniente del tope de la columna T-103, obteniendo como producto de fondo la corriente 42 y como destilado la corriente 39, enriquecida en normal butano. A continuación, se detallan las características de las corrientes, así como su composición. Dicha información fue obtenida a partir del Balance de Masa y Energía del apartado 6.1.

	<b>CORRIENTE 38</b>	<b>CORRIENTE 39</b>	<b>CORRIENTE 42</b>
<b>Estado de agregación</b>	Líquido	Líquido	Líquido
<b>Temperatura [°C]</b>	76,46	79,16	97,77
<b>Presión[kg/cm<sup>2</sup>]</b>	12,00	10,00	11,00
<b>Entalpía [kcal/kg]</b>	46,16	50,71	58,98
<b>Peso Molecular</b>	55,71	58,08	54,45
<b>Flujo molar [kg-mol/hr]</b>	106,22	36,91	69,31
<b>Fracción molar</b>			
<b>Isobutano (iC<sub>4</sub>)</b>	0,0008	0,0024	0,00
<b>Normal Butano (nC<sub>4</sub>)</b>	0,3446	0,9881	0,0019
<b>Butadieno</b>	0,6419	0,0095	0,9787
<b>Normal Pentano (nC<sub>5</sub>)</b>	0,0126	0,00	0,0193

Tabla 6.34: Características de las corrientes.



Esquema del sistema de análisis:



Gráfica 6.21: Columna T-104

Por tratarse de una destilación de mezcla multicomponente, se utilizará para el diseño del equipo el método shortcut, en base a las ecuaciones de Fenske – Underwood - Guilliland, el cual permite proveer estimados iniciales de los parámetros de diseño para luego poder alimentar métodos computacionales rigurosos.

Si bien para resolver las mezclas multicomponente se aplican los mismos conceptos que para todos los sistemas con etapa de equilibrio, relaciones de equilibrio y de operación, estas son más complejas en sistemas como el de estudio, por las múltiples interacciones que se plantean.

Así, el método Shortcut provee un algoritmo de cálculo para predecir:

- El número mínimo de etapas teóricas (**NTSM**)
- La distribución tope-fondo



- El reflujo mínimo ( $R_{min}$ )
- El número de etapas teóricas (**NTS**)
- La localización de la etapa de alimentación

Para aplicar el método a sistemas multicomponente, se debe definir en principio los llamados componentes clave:

- Componente Clave Liviano (LK): es el componente más volátil que se especifica en el producto de fondo, y que se halla en una cantidad considerable (mayor al 2 %).

Para el caso de estudio, **LK = N-BUTANO**

- Componente Clave Pesado (HK): es el componente menos volátil que se especifica en el producto de tope, en una cantidad considerable (mayor al 2 %).

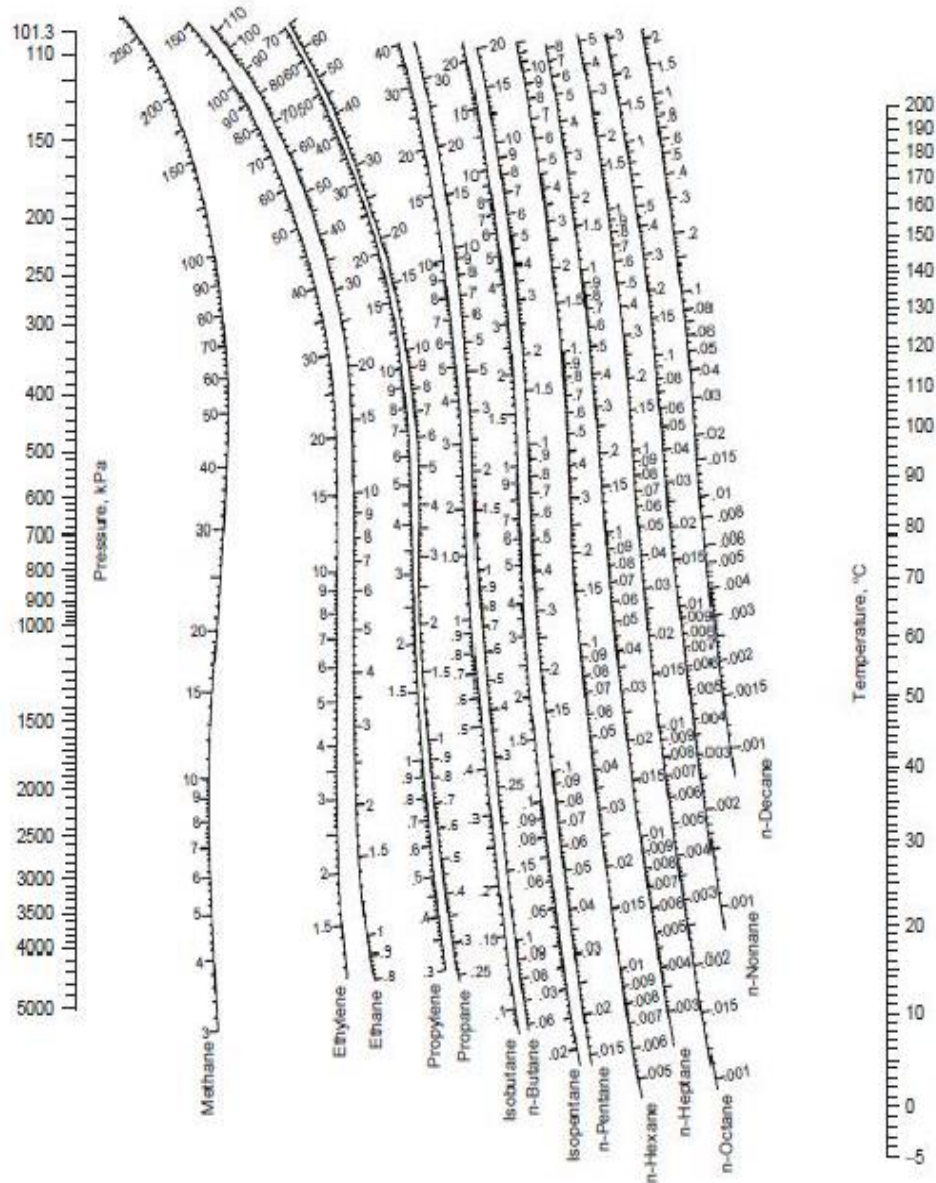
Para el caso de estudio, **HK = BUTADIENO**

### **Comprobación de las condiciones termodinámicas de la columna T-104**

Para el diseño del equipo, se especificó como condición una corriente de destilado enriquecida en normal butano al 98% mol. A fin de cumplir con dichas condiciones se arribó a un balance de Masa y Energía (apartado 6.1) donde se aproximaron las condiciones de presión y temperatura en las que las corrientes salen tanto del acumulador de cabeza como del reboiler del fondo.

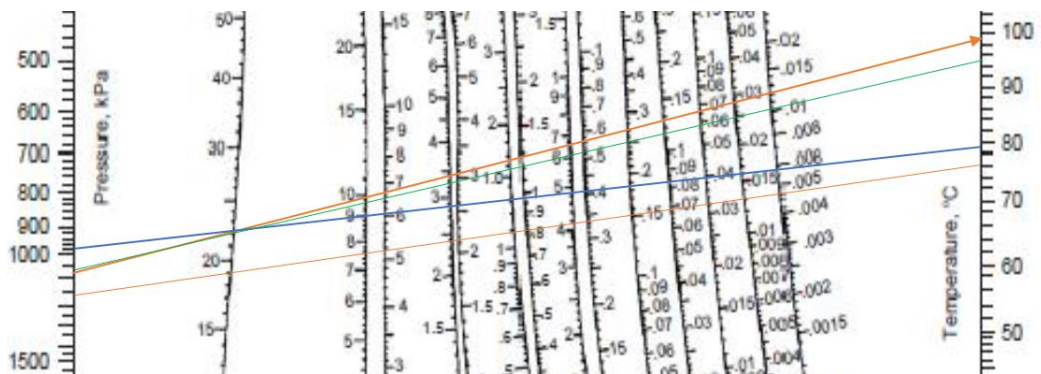
Previo a continuar con el diseño, se procede a corroborar que dichas condiciones termodinámicas se correspondan a los puntos de rocío y burbuja tanto en el tope como en el fondo, respectivamente. Para este equipo se consideró en condensador total y un reboiler tipo Kettle.

La comprobación consistirá en primer instancia en obtener, tanto para el condensador como para el reboiler, los distintos valores de **K** de cada componente, que representa la relación de distribución líquido-vapor del componente, para las condiciones de presión y temperatura establecidas. Dichos valores se pueden obtener a través de la gráfica de De Priester (gráfica 6.22).



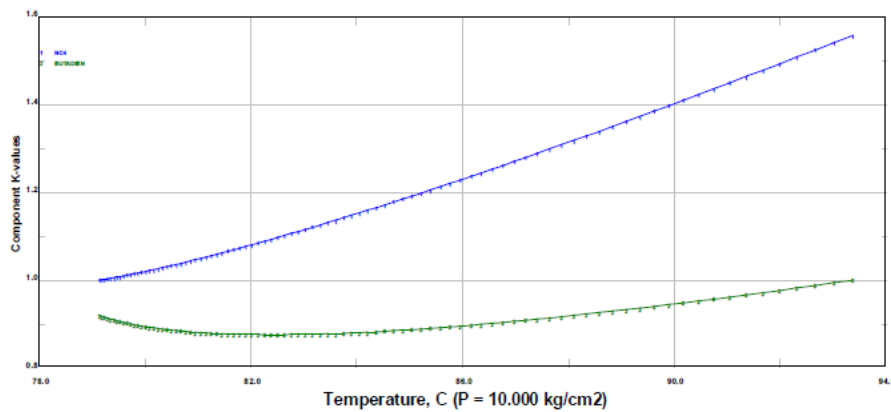
Gráfica 6.22: Gráfica de De Priester

En la gráfica 6.23 se pueden apreciar las líneas que determinan los valores de las relaciones de distribución líquido-vapor ( $K$ ) de los componentes, distinguiéndose con color azul la referida al destilado y con color naranja la referida al fondo.

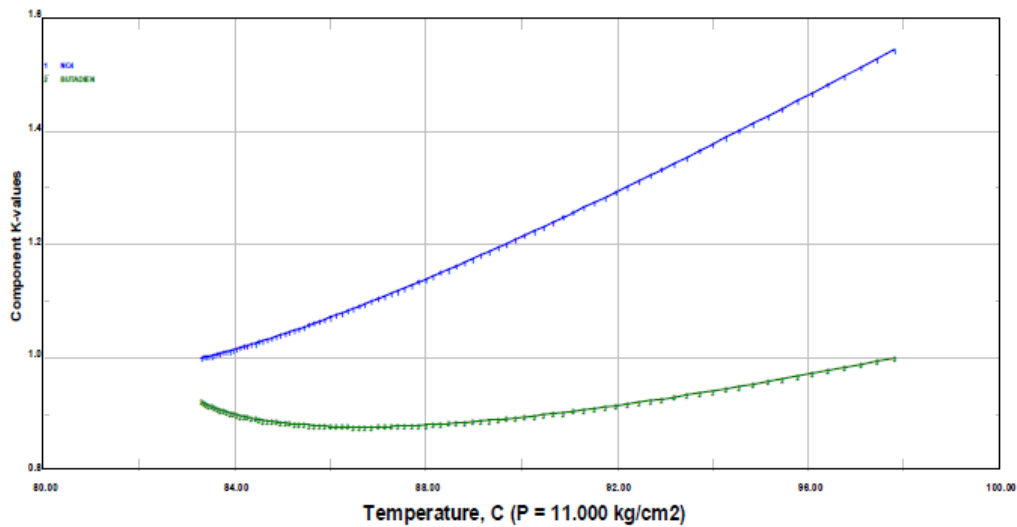


Gráfica 6.23: Valores de K obtenidos de la gráfica de De Priester

Para obtener los valores de K para el butadieno en las condiciones de tope y fondo, se utilizaron las gráficas extraídas del PROII



Gráfica 6.24: K vs temperatura en destilado de la columna



Gráfica 6.25: K vs temperatura en fondo de la columna



Debido a que  $K$  es la relación de distribución líquido-vapor:

$$K = \frac{y}{x}$$

al conocerse los valores de  $K$  y  $x$  (fracción del componente en la fase líquida) es posible conocer los valores de  $y$  (fracción del componente en la fase vapor) para todos los componentes en las zonas analizadas.

Luego, si se comprueba que:

$$\sum k_i * x_i = 1$$

Se puede concluir que las condiciones de operación supuestas son correctas y proceder con el diseño. A continuación, se muestra el cuadro de resultado para ambas comprobaciones.

<b>DESTILADO: P= 10 Kg/cm<sup>2</sup> (980,66 kPa); T = 79,12 °C</b>			
<b>Componentes</b>	<b>x<sub>D</sub></b>	<b>K</b>	<b>y<sub>D</sub></b>
<b>IC<sub>4</sub></b>	0,0024	1,4	0,0033
<b>NC<sub>4</sub></b>	0,9881	1	0,9881
<b>BUTADIENO</b>	0,0095	0,91	0,0087
<b>NC<sub>5</sub></b>	0,0000	0,41	0,0000

Tabla 6.35: Características de las corrientes en el destilado

<b>FONDO: P = 11 Kg/cm<sup>2</sup> (1078,73 kPa); T = 97,91 °C</b>			
<b>Componentes</b>	<b>x<sub>B</sub></b>	<b>K</b>	<b>y<sub>B</sub></b>
<b>IC<sub>4</sub></b>	0,0000	1,6	0,0000
<b>NC<sub>4</sub></b>	0,0019	1,3	0,0025
<b>BUTADIENO</b>	0,9787	1	0,9787
<b>NC<sub>5</sub></b>	0,0193	0,55	0,0106

Tabla 6.36: Características de las corrientes en el fondo





### Cálculo del Número Mínimo de Etapas Teóricas (NTSM)

El valor del *NTSM* depende de la composición de tope y fondo. El cálculo se realizará con la ecuación de Fenske, que utiliza la condición de reflujo total sin alimentación en una columna con condensador total y reboiler tipo Kettle.

$$NTSM + 1 = \frac{\log\left(\frac{X_{LK,D} * X_{HK,B}}{X_{HK,D} * X_{LK,B}}\right)}{\log(\alpha_{LK,HK})_{av}}$$

donde:

$X_{LK,D}$  y  $X_{HK,D}$  es la composición del clave liviano y del clave pesado en el destilado, respectivamente.

$X_{HK,B}$  y  $X_{LK,B}$  es la composición del clave pesado y del clave liviano en el fondo, respectivamente.

$NTSM + 1$  representa el número mínimo de etapas teóricas en condición de reflujo total, incluido el reboiler.

$(\alpha_{LK,HK})_{av}$  es la volatilidad relativa promedio.

Con respecto a la volatilidad relativa promedio, se calcula a partir de las condiciones de alimentación, como:

$$(\alpha_{LK,HK})_{av} = \frac{\alpha_{LK}}{\alpha_{HK}}$$

Donde  $\alpha_{LK}$  y  $\alpha_{HK}$  representan la volatilidad de los componentes LK y HK respectivamente, respecto al componente más pesado (nC5), las que se calculan de la siguiente manera:

ALIMENTACIÓN	x <sub>F</sub>	k	y <sub>F</sub>	vol relat
IC4	0,0008	1,3	0,0011	2,5
NC4	0,3446	1,2	0,4136	2,3077
BUTADIEN	0,6419	0,9	0,5777	1,7308
NC5	0,0126	0,52	0,0066	1





$$\alpha_{LK} = \frac{k_{LK}}{k_{nC5}} = 2,31$$

$$\alpha_{HK} = \frac{k_{HK}}{k_{nC5}} = 1,73$$

reemplazando los valores en la ecuación anterior:

$$(\alpha_{LK,HK})_{av} = \frac{2,31}{1,73} = 1,33$$

Así, evaluando la ecuación de Fenske:

$$NTSM + 1 = \frac{\log\left(\frac{X_{LK,D} * X_{HK,B}}{X_{HK,D} * X_{LK,B}}\right)}{\log(\alpha_{LK,HK})_{av}}$$

$$NTSM + 1 = \frac{\log\left(\frac{0,9881 * 0,9787}{0,0095 * 0,0019}\right)}{\log(1,3333)}$$

$$NTSM + 1 = 37,7857$$

$$NTSM + 1 \approx 38$$

### Cálculo del Reflujo Mínimo

El valor del reflujo mínimo depende de la composición de tope, de la composición de la alimentación y de la condición térmica de la alimentación.

Para su cálculo se utilizará el Método de Underwood (Underwood, A.J.V., Fractional Distillation of Multicomponent Mixtures-Calculatios of Minimum Reflux Ratio, J. Inst. Petrol., 1946).

Como primer paso, se debe evaluar  $x_i$  y  $\alpha_i$  de la alimentación en condiciones de P y T del condensador:



ALIMENTACIÓN	P = 12 Kg/cm <sup>2</sup> (1176,8 kPa); T = 76,47 °C			
	x <sub>F</sub>	k	y <sub>F</sub>	vol relat
IC4	0,0008	1,4	0,0012	3,41
NC4	0,3446	1	0,3446	2,44
BUTADIENO	0,6419	0,91	0,5842	2,22
NC5	0,0126	0,41	0,0052	1

Tabla 6.37: Características de las corrientes en la alimentación

A continuación, y como los componentes clave son adyacentes, es decir, no hay componentes distribuidos entre los clave, se deben resolver la siguiente ecuación:

$$\sum \left[ \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta} \right] = 1 - q \quad (1)$$

donde:

- $x_{iF}$  es la fracción molar del componente *i*ésimo en la alimentación
- $\alpha_i$  es la volatilidad relativa del componente *i*ésimo
- $q$  es el estado térmico de la alimentación ( $q_{\text{liq sat}} = 1$ )
- $\theta$  es el parámetro de iteración

Para su resolución, se itera el parámetro  $\theta$ , hasta cumplir con la igualdad (1), considerando que su valor se encuentre en el siguiente rango:

$$\alpha_{HK} < \theta < \alpha_{LK}$$

reemplazando con los valores obtenidos de la tabla 6.37:

$$2,22 < \theta < 2,44$$



Así, resolviendo el cálculo iterativo se obtuvo como parámetro:

$$(\theta) = 2,36$$

El cual satisface la ecuación (1):

$$\sum \left[ \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta} \right] = \frac{0,003}{3,41 - 2,36} + \frac{0,84}{2,44 - 2,36} + \frac{1,42}{2,22 - 2,36} + \frac{0,012}{1 - 2,36} = 0$$

Con este valor, se reemplaza en la segunda ecuación de Underwood y se resuelve para obtener así el  $R_{min}$ :

$$\sum \left[ \frac{\alpha_j x_{jD}}{\alpha_j - \theta} \right] = R_{min} + 1 \quad (2)$$

donde  $x_{jD}$  es la fracción molar del componente  $HK$  y los componentes más ligeros que este y  $R_{min}$  es la relación mínima entre  $L/D$

Reemplazando los valores se tiene que:

$$R_{min} = \left( \frac{L}{D} \right)_{min} = 28,46$$

### Cálculo de la relación de reflujo operativo

A fin de poder calcular el reflujo operativo de la columna, se debe establecer el factor operativo, el cual relaciona el reflujo mínimo y el reflujo operativo. En función de mantener los costos operativos del condensador y reboiler en valores aceptables, se seleccionó en este caso un factor operativo  $F_{op} = 1.5$ . Se calcula, entonces, el reflujo operativo de la siguiente manera:

$$R_{op} = F_{op} * R_{min}$$

$$R_{op} = 1,5 * 28,46 = 42,68$$

$$R_{op} = 42,68$$



### Cálculo del Número de Etapas Teóricas

Para la determinación de este valor se utilizará la correlación de Gilliland, quien correlacionó los resultados obtenidos en cálculos plato a plato efectuados sobre un gran número de sistemas binarios y multicomponente. Los valores obtenidos fueron regresionados y graficados en un sistema de coordenadas en función de los parámetros fundamentales  $R_{min}$ ,  $R_{op}$ ,  $NTSM$ ,  $NTS$ .

Las funciones correlacionadas son:

$$x = \frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1} \quad vs. \quad y = \frac{NTS - NTSM}{NTS + 1}$$

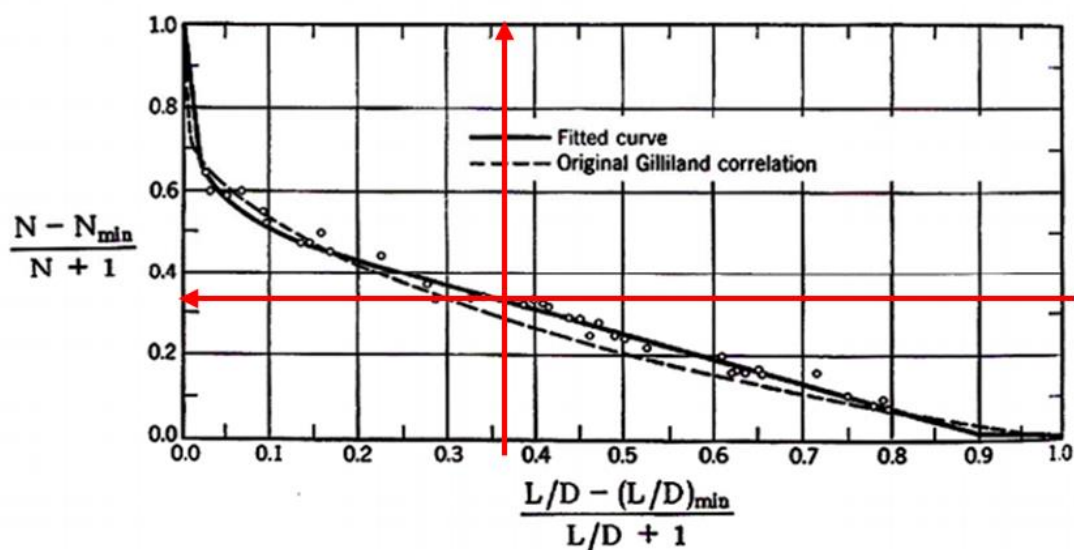
Así,

$$x = \frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1}$$

$$x = \frac{42,68 - 28,46}{42,68 + 1}$$

$$x = 0,32$$

Evaluando el valor obtenido de  $x$  en la gráfica 6.26:



Gráfica 6.26: Correlación de Gilliland



A partir del valor de  $x$  calculado, evaluando el mismo en la gráfica 6.26, se obtiene para  $y$  el siguiente valor:

$$y = 0,37$$

Despejando de la ecuación:

$$y = \frac{NTS - NTSM}{NTS + 1}$$

se puede obtener el número de etapas teóricas ( $NTS$ )

$$NTS = \frac{y + NTSM}{1 - y}$$

$$NTS = \frac{0,37 + 38}{1 - 0,37}$$

$$NTS = 61$$

Se recomienda, para compensar las máximas desviaciones que tiendan hacia el subdimensionamiento del número de etapas, incrementar el valor obtenido en un 10 % o en 3 etapas (se adopta el mayor valor). El 10 % del valor del número de etapas teóricas ( $NTS$ ) obtenidas es:

$$10 \% \text{ de } NTS = 62 * 0,1 = 6,2$$

de acuerdo al último cálculo se deben sumar 7 etapas al valor de  $NTS$  obtenido anteriormente:

$$NRS = 62 + 10 \% \text{ de } NTS = 62 + 7$$

$$NRS = 69$$

Por lo tanto el número de etapas es de 69, siendo 68 platos + 1 reboiler.

Y se determina, entonces, la eficiencia teórica ( $n$ ), teniendo en cuenta sólo los platos:



$$N_t = N_{TSM}/N_{TS} = (38-1)/(61-1) = 0,616$$

### Cálculo de la eficiencia global y número de platos reales

Mediante la correlación de O'Connell se calcula la eficiencia global de la columna.

$$\varepsilon_0 = 0,492 * (\mu_{lp} * \alpha_{avg})^{-0,245}$$

Donde  $\mu_{lp}$  es la viscosidad promedio de la corriente de alimentación (en CP).

$$\varepsilon_0 = 0,492 * (0,1185 * 1,33)^{-0,245}$$

$$\varepsilon_0 = 0,77$$

De forma tal que el número de platos reales se estima como:

$$N_{REAL} = \frac{NRS - 1}{\varepsilon_0} = \frac{69 - 1}{0,77}$$

$$N_{REAL} = 88,3 = 89$$

El número estimado de platos reales será, finalmente, 89.

### Localización de la etapa de alimentación

La localización de la etapa o plato de alimentación es de fundamental importancia, dado que si ésta no llegara a ser óptima, a pesar de que la columna posea el número etapas adecuadas, no se podrá lograr la especificación de los productos a cualquier relación de reflujo, si no es a costa de modificar las condiciones de operación, de tal manera que varíen los caudales internos de líquido y vapor.

Método de Kirkbride: este método consta del desarrollo de una ecuación para estimar la relación entre el número de etapas en la Zona de Rectificación ( $NRS_{ZR}$ ) y el número de etapas en la Zona de Agotamiento ( $NRS_{ZA}$ ).

$$\log \left( \frac{NRS_{ZR}}{NRS_{ZA}} \right) = 0,206 * \log \left[ \frac{B * x_{HK,F}}{D * x_{LK,F}} * \left( \frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

$$\log \left( \frac{NRS_{ZR}}{NRS_{ZA}} \right) = 0,206 * \log \left[ \frac{69,3112 * 0,6419}{36,9133 * 0,3446} * \left( \frac{0,0019}{0,0095} \right)^2 \right]$$



$$\frac{NRS_{ZR}}{NRS_{ZA}} = \text{Antilog} \left\{ 0,206 * \log \left[ \frac{69,3112 * 0,6419}{36,9133 * 0,3446} * \left( \frac{0,0019}{0,0095} \right)^2 \right] \right\}$$

$$\frac{NRS_{ZR}}{NRS_{ZA}} = 0,841$$

La suma de las etapas de las dos zonas (Rectificación y Agotamiento) dará como resultado el número de etapas reales

$$N_{REAL} = NRS_{ZR} + NRS_{ZA}$$

Relacionando las dos ecuaciones anteriores y resolviendo, se tiene:

$$NRS_{ZA} = \frac{N_{REAL}}{1 + \left( \frac{NRS_{ZR}}{NRS_{ZA}} \right)}$$

Reemplazando:

$$NRS_{ZA} = 48$$

$$NRS_{ZR} = 41$$

**Plato alimentación: # 41**

Así, se concluye que la ubicación óptima de la alimentación será en el plato 41.

#### **Datos constructivos de la columna.**

Con los valores obtenidos se realizó el diseño riguroso a través de un programa de simulación, PROII versión 8.1, y se consideraron los resultados obtenidos para la confección de la hoja de especificación de la columna.





TRAY SELECTION FOR TRAY RATING

VALUE DIAMETER 47.625 MM

SECTION	DESIGN	DIAMETER MM	NP	NUMBER OF VALVES OR CAPS	SIDE MM	DOWNCOMER WIDTHS	
	TRAY NUMBER					CENTER MM	OFF-CENTER MM
1	41	2286.	2	376	286.021	259.989	N/A

TRAY RATING AT SELECTED DESIGN TRAY

TRAY	VAPOR M3/S	LIQUID M3/S	ULOAD M3/S	DIAM MM	FF	NP	PRES DROP KG/CM2	WEIR RATE CM3/S/MM	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	1.090	0.05086	0.244	2286.	76.0	2	0.007	13.443	42.50
3	1.088	0.05086	0.244	2286.	76.0	2	0.007	13.442	42.48
4	1.087	0.05086	0.244	2286.	75.9	2	0.007	13.440	42.46
5	1.085	0.05085	0.244	2286.	75.9	2	0.007	13.438	42.43
6	1.084	0.05084	0.243	2286.	75.8	2	0.007	13.436	42.41
7	1.082	0.05083	0.243	2286.	75.8	2	0.007	13.433	42.38
8	1.080	0.05081	0.243	2286.	75.7	2	0.007	13.429	42.35
9	1.079	0.05079	0.243	2286.	75.7	2	0.007	13.424	42.32
10	1.077	0.05077	0.243	2286.	75.6	2	0.007	13.418	42.29
11	1.076	0.05075	0.242	2286.	75.6	2	0.007	13.412	42.26
12	1.074	0.05072	0.242	2286.	75.5	2	0.007	13.404	42.22
13	1.073	0.05068	0.242	2286.	75.4	2	0.007	13.395	42.18
14	1.071	0.05064	0.242	2286.	75.4	2	0.007	13.384	42.13
15	1.069	0.05060	0.241	2286.	75.3	2	0.007	13.372	42.08
16	1.068	0.05055	0.241	2286.	75.2	2	0.007	13.359	42.03
17	1.066	0.05049	0.241	2286.	75.1	2	0.007	13.344	41.97
18	1.064	0.05042	0.240	2286.	75.0	2	0.007	13.326	41.91
19	1.063	0.05035	0.240	2286.	74.9	2	0.007	13.307	41.84
20	1.061	0.05027	0.240	2286.	74.8	2	0.007	13.285	41.76



TRAY	VAPOR M3/S	LIQUID M3/S	ULOAD M3/S	DIAM MM	FF	NP	PRES DROP KG/CM2	WEIR RATE CM3/S/MM	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
21	1.059	0.05017	0.239	2286.	74.6	2	0.007	13.260	41.68
22	1.057	0.05007	0.239	2286.	74.5	2	0.007	13.232	41.59
23	1.056	0.04995	0.238	2286.	74.3	2	0.007	13.200	41.49
24	1.054	0.04981	0.238	2286.	74.2	2	0.007	13.165	41.38
25	1.052	0.04966	0.237	2286.	74.0	2	0.007	13.125	41.26
26	1.050	0.04949	0.236	2286.	73.8	2	0.006	13.079	41.12
27	1.048	0.04929	0.236	2286.	73.5	2	0.006	13.028	40.97
28	1.046	0.04907	0.235	2286.	73.3	2	0.006	12.969	40.80
29	1.043	0.04882	0.234	2286.	73.0	2	0.006	12.903	40.61
30	1.041	0.04854	0.233	2286.	72.7	2	0.006	12.828	40.40
31	1.047	0.05194	0.234	2286.	73.8	2	0.007	13.727	41.77
32	1.046	0.05196	0.234	2286.	73.8	2	0.007	13.732	41.77
33	1.044	0.05197	0.234	2286.	73.8	2	0.007	13.736	41.77
34	1.043	0.05198	0.234	2286.	73.8	2	0.007	13.739	41.76
35	1.042	0.05199	0.234	2286.	73.8	2	0.007	13.740	41.75
36	1.041	0.05199	0.234	2286.	73.7	2	0.007	13.741	41.74
37	1.040	0.05199	0.234	2286.	73.7	2	0.007	13.740	41.73
38	1.039	0.05198	0.233	2286.	73.7	2	0.007	13.739	41.71
39	1.037	0.05197	0.233	2286.	73.6	2	0.007	13.736	41.69
40	1.036	0.05196	0.233	2286.	73.6	2	0.007	13.732	41.67
41	1.035	0.05194	0.233	2286.	73.6	2	0.007	13.728	41.65
42	1.034	0.05192	0.233	2286.	73.5	2	0.007	13.722	41.63
43	1.034	0.05189	0.233	2286.	73.5	2	0.007	13.714	41.60
44	1.033	0.05185	0.233	2286.	73.4	2	0.007	13.704	41.56
45	1.032	0.05180	0.232	2286.	73.4	2	0.006	13.690	41.52
46	1.032	0.05173	0.232	2286.	73.3	2	0.006	13.672	41.47
47	1.031	0.05164	0.232	2286.	73.2	2	0.006	13.648	41.40
48	1.030	0.05152	0.231	2286.	73.0	2	0.006	13.616	41.31
49	1.029	0.05136	0.231	2286.	72.9	2	0.006	13.572	41.19
50	1.027	0.05114	0.230	2286.	72.6	2	0.006	13.516	41.04
51	1.026	0.05087	0.229	2286.	72.3	2	0.006	13.444	40.84
52	1.024	0.05053	0.228	2286.	72.0	2	0.006	13.355	40.60
53	1.022	0.05012	0.227	2286.	71.6	2	0.006	13.247	40.32
54	1.020	0.04964	0.226	2286.	71.1	2	0.006	13.119	39.98
55	1.018	0.04910	0.224	2286.	70.5	2	0.006	12.976	39.61
56	1.015	0.04849	0.222	2286.	69.9	2	0.006	12.816	39.20
57	1.014	0.04786	0.221	2286.	69.2	2	0.006	12.648	38.78
58	1.013	0.04723	0.219	2286.	68.6	2	0.006	12.482	38.37
59	1.013	0.04665	0.218	2286.	68.1	2	0.006	12.330	38.00
60	1.013	0.04617	0.216	2286.	67.6	2	0.006	12.201	37.71
61	1.014	0.04578	0.216	2286.	67.3	2	0.006	12.099	37.47
62	1.016	0.04551	0.215	2286.	67.1	2	0.006	12.026	37.32
63	1.017	0.04532	0.215	2286.	66.9	2	0.006	11.978	37.21
64	1.018	0.04521	0.215	2286.	66.8	2	0.006	11.948	37.15
65	1.018	0.04515	0.214	2286.	66.8	2	0.006	11.932	37.12
66	1.018	0.04513	0.214	2286.	66.8	2	0.006	11.927	37.11
67	1.018	0.04514	0.214	2286.	66.8	2	0.006	11.929	37.11
68	1.018	0.04517	0.214	2286.	66.8	2	0.006	11.938	37.13



### Cálculo del espesor de pared

Los cálculos para el espesor mínimo se realizaron utilizando la metodología, basada en las normas ASME sección VIII.

Según las normas mencionadas anteriormente, la fórmula para el espesor mínimo es:

$$e = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C$$

donde:

- ✓  $P$  es la presión de diseño ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ ),
- ✓  $R$  el radio interno (mm),
- ✓  $S$  la presión máxima admisible por el material ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ ),
- ✓  $C$  la tolerancia mínima por corrosión (mm),
- ✓  $E$  la eficiencia de la junta de soldaduras (adimensional).

El radio interno del recipiente será la mitad de un plato teórico,  $R = 1143 \text{ mm}$ ; la presión de diseño será  $P = 14 \text{ kg}/\text{cm}^2$  (un 10 % superior a la presión operativa).

Por literatura se recomienda una eficiencia de soldadura de  $E = 0,85$ ; el valor de tolerancia mínima por corrosión es de  $C = 1,6 \text{ mm}$ , se adicionará, además, un sobre espesor de seguridad de 1,6 mm.

Se selecciona acero debido a que los productos no son compuestos corrosivos, ni forman espumas, y el equipo opera a una presión de entre  $10 \text{ kg}/\text{cm}^2$  y  $12 \text{ kg}/\text{cm}^2$ ; se optó por elegir el acero ASME-SA516 el cual presenta una presión máxima admisible de  $S = 1633 \text{ kg}/\text{cm}^2$ .

Finalmente, reemplazando en la expresión para el espesor:

$$e = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C$$
$$e = \frac{14 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} * 1143 \text{ mm}}{1633 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} * 0,85 - 0,6 * 14 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}} + 1,6 \text{ mm} = 11,45 \text{ mm} + 1,6 \text{ mm}$$



$$e = 13,05 \text{ mm}$$

Adicionando el sobre espesor de seguridad de 1,6 mm, se obtiene el espesor final:

$$e = 13,05 \text{ mm} + 1,6 \text{ mm} = 14,65 \text{ mm}$$

### Cálculo del peso del recipiente

Para determinar el peso de la torre T-104 es necesario conocer el volumen del material utilizado, dicho volumen se determina mediante la diferencia entre el volumen del recipiente teniendo en cuenta el radio externo y el volumen en base al radio interno. Para el cálculo se tomará como base la altura total del recipiente, incluido los casquetes,  $H = 55,68 \text{ m}$  (89 platos en la columna). El radio interno del mencionado equipo es  $r_i = 1143 \text{ mm}$ , su radio externo ( $r_e$ ) estará determinado por la suma entre el radio interno y el espesor ( $e$ ):

$$r_e = r_i + e$$

$$r_e = 1143 \text{ mm} + 14,65 \text{ mm} = 1157,65 \text{ mm} = 1,158 \text{ m}$$

Una vez obtenido el valor del radio externo ( $r_e = 1,158 \text{ m}$ ) se procede a calcular el volumen del material de construcción utilizado mediante la siguiente expresión:

$$V_{\text{material}} = \text{Volumen}_{\text{exterior}} - \text{Volumen}_{\text{interior}} = \pi * r_e^2 * H - \pi * r_i^2 * H$$
$$V_{\text{material}} = \pi * (r_e^2 - r_i^2) * H = \pi * ((1,158\text{m})^2 - (1,143\text{m})^2) * 55,68 \text{ m}$$
$$V_{\text{material}} = 6,037 \text{ m}^3$$

Finalmente, teniendo en cuenta que la densidad del acero seleccionado es  $\rho_{\text{acero}} = 7800 \text{ kg/m}^3$  la masa de la carcasa será:

$$m_{\text{carcasa}} = V_{\text{material}} * \rho_{\text{acero}}$$
$$m_{\text{carcasa}} = 6,037 \text{ m}^3 * 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 47.088,6 \text{ kg}$$



**Nota:** La información para realizar los cálculos de diseño, y la confección de sus respectivas tablas, fue brindada por la cátedra de Operaciones Unitarias II y su bibliografía recomendada (“Operaciones de Transferencia de Masa” 2da edición. Autor: Robert E. Treybal)

Finalmente se presenta la hoja de especificación de la columna de destilación T-104:



UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE COLUMNA DE PLATOS		
<b>DENOMINACION: RECUPERACIÓN DE NORMAL BUTANO</b>		<b>FECHA:</b>		
<b>UNIDAD: T-104</b>		<b>REVISION:</b>		
<b>SERVICIO: RECUPERA n-BUTANO PARA RECICLO</b>		<b>LOCACION: COMPLEJO INDUSTRIAL ENSENADA (C.I.E.)</b>		
DATOS GENERALES				
DENOMINACION DE EQUIPO	Columna de platos		Hoja	1 de 2
FUNCION	Separa por tope el normal butano que no reaccionó en el paso por los reactores de deshidrogenación, para así recircularlo al proceso			
DATOS DE OPERACIÓN				
FLUIDO	ENTRADA	SALIDA POR TOPE	SALIDA POR FONDO	
	Corriente mezcla de n-Butano, Butadieno e Isopentano	Normal butano a reciclo	Corriente formada por butadieno e isopentano para purificación	
CAUDAL [kg/h]	5918	2143,89	3774,11	
FASE VAPOR [%]	0	0	0	
TEMPERATURA [°C]	76,46	79,16	97,76	
PRESION [Kg-cm2]	12	10	11	
DENSIDAD [Kg/m3]	551,16	499,06	546,54	
CAIDA DEPRESION	kg-cm2/m	1		
DATOS DE CONSTRUCCION				
MATERIAL DE CONSTRUCCION	Acero al Carbono <th colspan="2">ESQUEMA DEL EQUIPO</th>		ESQUEMA DEL EQUIPO	
TEMP. DISEÑO TOPE	°C	79,2		
TEMP. DISEÑO FONDO	°C	97,5		
GEOMETRIA CUERPO	Cilíndrico			
GEOMETRIA CABEZAL	Semi-Esféricos			
PESO COLUMNA VACIA	kg	36426		
PESO EN OPERACIÓN	kg	144.555,74		
ALTURA DEL CUERPO	m	54,54		
ALTURA DE CASQUETES	m	1,14		
ALTURA TOTAL	m	55,68		
DIAMETRO INTERNO	m	2,28		
ESPESOR CUERPO	m	0,014		
ESPESOR CABEZALES	m	0,014		
POLLERA	m	1		
CONEXIONES BRIDADAS	5			
JUNTAS PARA PASA HOMBRES	3			
ACCESORIOS				
-Tipo de Condensador: Total				
-Fluido de enfriamiento: Agua de proceso.				
-Tipo de Calefacción: Reboiler tipo Kettle.				
-Fluido Calefactor : Vapor de Media				



UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION DE COLUMNA DE PLATOS	
DENOMINACION: RECUPERACIÓN DE NORMAL BUTANO		FECHA:	
UNIDAD: T 104		REVISION:	
SERVICIO: RECUPERA n-BUTANO PARA RECICLO		LOCACION: COMPLEJO INDUSTRIAL ENSENADA (C.I.E.)	
DATOS GENERALES			
DENOMINACION DE EQUIPO	Columna de platos	Hoja	2 de 2
FUNCION	Separa por tope el normal butano que no reaccionó en el paso por los reactores de deshidrogenación, para así recircularlo al proceso		
DISEÑO DISPOSITIVO DE CONTACTO (INTERNOS)			
N° DE PLATOS	88		ESQUEMA DE PASO
TIPO DE PLATO	Platos con Válvulas		<p style="text-align: right;"><b>2 PASS TRAYS</b> <b>GENERAL TRAY LAYOUT</b></p>
ESPESOR	m	0,07	
AREA TOTAL	m2	4,1	
AREA DE BURBUJEO	m2	2,82	
DIAMETRO DE VÁLVULAS	m	0,047	
AREA DEL VERTEDERO LATERALES	m2	0,64	
AREA DEL VERTEDERO CENTRAL	m2	1,28	
ESPACIADO ENTRE PLATOS	m	0,61	
PASOS	2		
FACTOR DE INUNDACION (FF)	%	76	
TIPO DE VÁLVULAS	Válvula tipo "A"		
N° DE VÁLVULAS	376		
DIAMETRO DEL ORIFICIO	m	0,0125	
% DE APERTURA	%	25	
ALTURA ESTIMADA DE APERTURA	m	0,01	
PROVEEDOR	Koch-Flexitrays		
MATERIAL DE CONSTRUCCION	Acero al Carbono		
Eficiencia	%	85	
ESQUEMA DEL DISPOSITIVO			





## 6.5. Requerimientos de servicios auxiliares

### INTRODUCCIÓN

Los servicios auxiliares son indispensables para mantener las operaciones de forma óptima y continua en todo el proceso productivo. Es por esto que, en el presente capítulo se detallan las características de estos servicios utilizados para las distintas etapas.

### AGUA PARA PROCESOS

El mayor consumo de agua es el requerido para el proceso de enfriamiento y el sistema de compresión por etapas. El mismo no supone un gasto constante, ya que, manejando correctamente las temperaturas, se recircula en el proceso y solo es requerida una cantidad mínima adicional para reponer eventuales pérdidas.

El agua para procesos será aportada por YPF a un precio aproximado de 0,054 USD/m<sup>3</sup>.

- ✓ **Agua de enfriamiento para condensadores:** la temperatura de entrada en todos los casos será de 29 °C, mientras que la temperatura de salida será de hasta 45 °C (según sea el requerimiento de cada equipo) y a 3 kg/cm<sup>2</sup> de presión. Teniendo estos valores en cuenta, se puede calcular el caudal requerido de agua de enfriamiento en cada condensador despejando el caudal másico de la siguiente ecuación:

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta T$$

Equipo	Duty [Kcal/h]	Caudal [Kg/h]
T-101 (E-101)	3842600	240162
E-105	259523	37252
T-103 (E-107)	7571000	473187
E-109	2854300	178397
T-104 (E-110)	5471100	341943
T-105 (E-112)	9432600	589537
E-114	112900	7056
E-115	3000	187
E-116	30100	1881
<b>TOTAL</b>		<b>1869602</b>

Tabla 6.37: caudal másico de agua de enfriamiento para condensadores en kg/h



- ✓ **Agua de enfriamiento para compresor:** el compresor, al aumentar la presión del fluido en su interior, calienta dicha corriente, de modo que es necesario su enfriamiento. Se utilizan 77218 kg/h de agua de enfriamiento para el compresor.

Considerando los requerimientos de todos los equipos, serán necesarias 1947 Tn/h de agua de enfriamiento.

### **AGUA POTABLE**

Se debe tener en cuenta el consumo de agua potable para las instalaciones sanitarias, cocinas, sistemas de riego, etc. El servicio es proveído por ABSA a un precio de 0.18 USD/m<sup>3</sup>.

Uso Doméstico: según la Organización Mundial de la Salud (OMS) una persona debe consumir un promedio de 100 L de agua diarios para cubrir sus necesidades de bebida, cocina, limpieza, eliminación de excretas y aseo personal. Teniendo en cuenta que existirán 75 trabajadores, la cantidad de agua necesaria diaria para consumo será de 7500 L, lo que es 7,5 m<sup>3</sup>/día.

### **AGUA DE INCENDIO:**

Ante un incendio, una de las primeras acciones que deben realizarse para controlar el fuego hasta la llegada del cuerpo de bomberos, es utilizar un hidrante de represión o hidrante de paseo para bombear el agua y entonces diseminarla contra el fuego. Por este motivo se requiere poseer una reserva de agua específicamente para estos casos. Ésta, según distintas fuentes, debe tener al menos un 20 % de volumen de agua de todo el consumo diario. Teniéndose en cuenta que el 80 % está constituido por la suma de las cantidades de agua necesarias mencionadas anteriormente, se calcula que la cantidad de agua necesaria para reserva contra incendios (20 %) deberá ser de:

***Consumo diario de agua de proceso = 46728 Tn***

***Reserva de agua para incendio = 9346 Tn***



## SERVICIO DE CALDERA

En el proceso se requerirá vapor saturado a 2 kg/cm<sup>2</sup> de presión. El mismo será utilizado para el servicio de los reboilers en los fondos de cada una de las columnas de destilación y para la limpieza y purga de los reactores.

Haciendo un balance en cada uno de los reboilers, se halló que la cantidad de vapor requerido es el siguiente:

Reoiler	Duty [kcal/h]	Vapor requerido [kg/h]
E-102 (T-101)	391900	5993
E-106 (T-102)	1179900	1804
E-108 (T-103)	9106700	13926
E-111 (T-104)	5529300	8456
E-113 (T-105)	9397600	14372
Rx-101	-	220
<b>TOTAL</b>		<b>44772</b>

Tabla 6.38: vapor requerido para proceso en kg/h

Para el cálculo se utilizó la siguiente fórmula, despejando el caudal y usando una entalpía de 653,9 kcal/kg:

$$Q = \dot{m} * \Delta H$$

El vapor para procesos será aportado por YPF a un precio promedio de 7.5 U\$/Tn.

## SERVICIO DE ELECTRICIDAD

Los valores de potencia se tomaron según la información brindada por el licenciante Lummus, el cual asegura que para producir una tonelada de producto se consumen 140 kWh de potencia.

Además, se toma en cuenta el consumo relacionado a las luminarias, computadoras, herramientas eléctricas y demás instalaciones de uso diario. Éste se estima en 20 % del gasto de electricidad en el proceso.

Nuestra planta contará con una subestación eléctrica alimentada por una torre de alta tensión brindada por EDELAP. En ésta, se encuentran los tableros generales y los transformadores que distribuirán la energía.



### **COMBUSTIBLE PARA EL HORNO**

La cantidad de combustible necesaria para el funcionamiento del horno, según fue calculado en la sección 6.4.1, es de 31,38 m<sup>3</sup>/h FG; lo que equivale a 248608,8 m<sup>3</sup>/año de FG. El combustible a utilizar será proporcionado por CAMUZZI.

### **ANTORCHA**

En el caso de la antorcha, no se realizaron cálculos específicos, ya que no será construida para el proyecto, sino que se tuvo en cuenta la disponibilidad de uso de la antorcha del complejo de YPF, teniendo un costo de 17 mil dólares al mes para su uso.



## 7. DIAGRAMAS Y PLANOS

### 7.1. Plano de distribución de áreas

El Plot Plan, o plano de distribución de áreas muestra en forma general la distribución de las distintas áreas dentro del terreno de implantación del proyecto, como así también la ubicación de los accesos y los principales equipos del proceso.

El objetivo principal del mismo es el de visualizar la distribución de los espacios óptimos desde el punto de vista de la seguridad y los costos, como así también para realizar cualquier tipo de maniobra, ya sea el ingreso o egreso de maquinarias, armado de andamios, espacio para mantenimiento de equipos o líneas, etc.

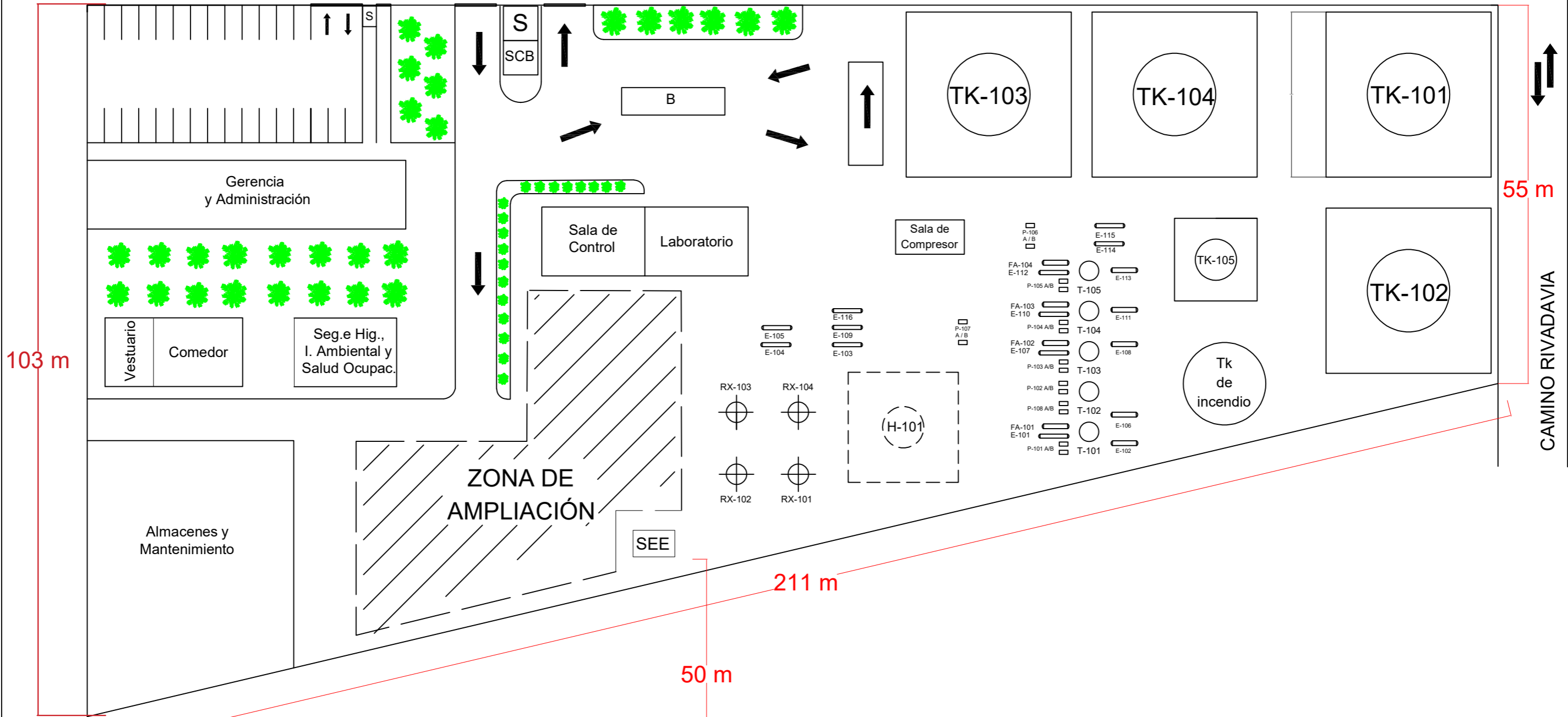
Debajo se muestra el sector seleccionado para instalar la planta donde pueden visualizarse los alrededores de la misma.





205 m

ACCESO AL COMPLEJO INDUSTRIAL ENSENADA



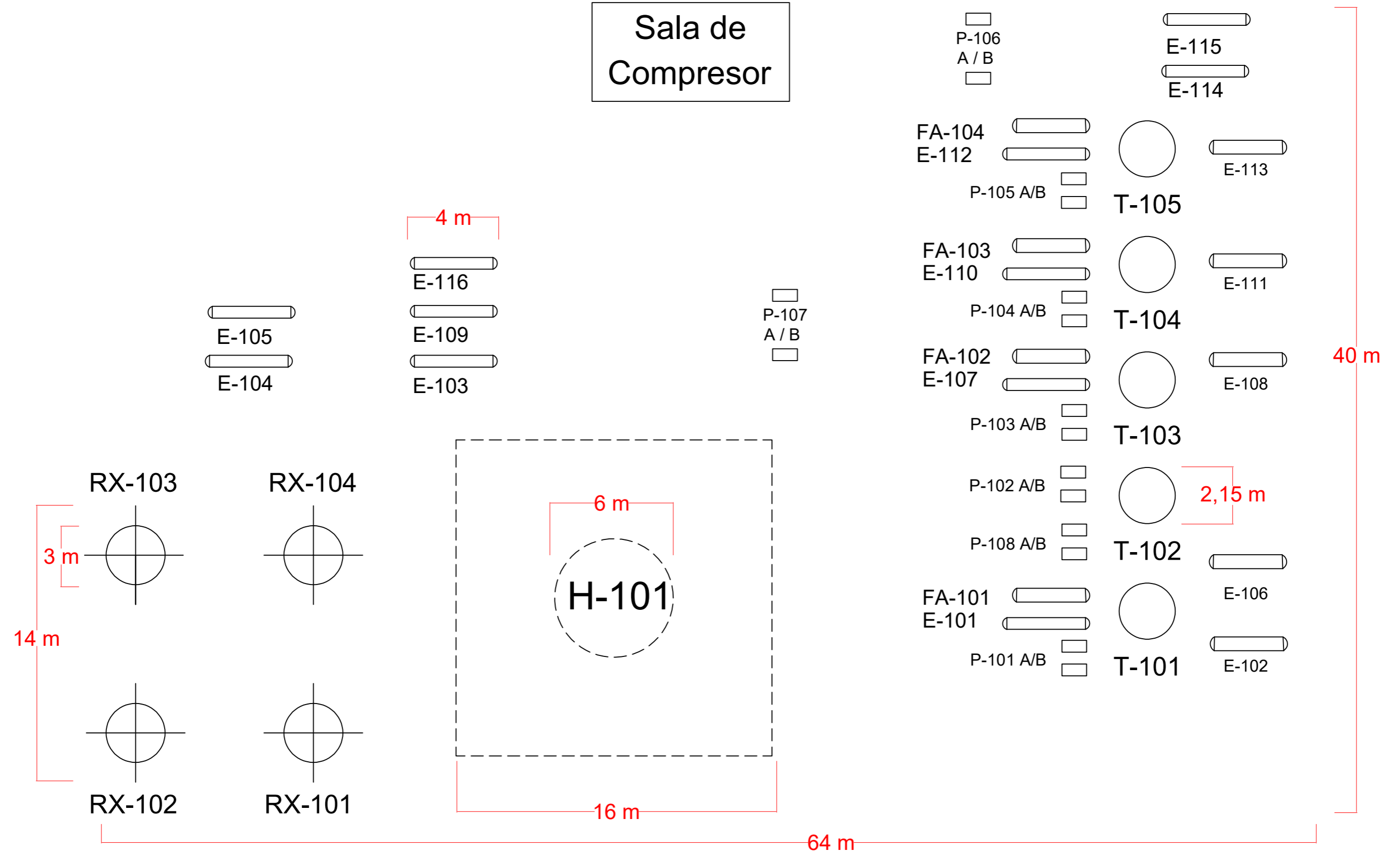
**REFERENCIAS:**


- B: BALANZA
- S: SEGURIDAD
- SCB: SALA DE CONTROL BALANZA
- SEE: SUBESTACIÓN ELÉCTRICA
- T- 105: TANQUE PRODUCTOS FUERA DE ESPECIFICACIÓN



 Facultad Regional La Plata	<b>INTEGRACIÓN V</b>	
	Planta de Producción de Butadieno <b>PLOT PLAN (PLAN MAESTRO)</b>	
PROFESORES: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto	Plano N°3	Escala
Alumnos: Cardoza, Moccero, Salduna, Truppa	22/11/2022	1:300

# Sala de Compresor



 Facultad Regional La Plata	INTEGRACIÓN V
	Planta de Producción de Butadieno DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS
PROFESORES: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto	Plano N°4
Alumnos: Cardoza, Moccero, Salduna, Truppa	22/11/2022





## 7.2. P&ID: Diagrama de instrumentación y cañerías

Se realizaron los diagramas de instrumentación y cañerías PI&D, para los reactores RX-101/102 y RX-103/104 y la columna T-104.

### 7.2.1. CONTROL AUTOMÁTICO DEL REACTOR CATADIENE Rx-101/102

#### Especificaciones y pautas del control automático de la licencia CATADIENE

##### Variables a controlar

Como objetivo se necesita que la temperatura y la presión de la corriente de entrada al reactor se encuentren en un determinado rango, como así también la temperatura del lecho del catalizador. Una vez logrado esto, la reacción ocurre en un lapso de tiempo de 15 minutos, seguido de la evacuación del caudal del reactor.

##### Entrada a los reactores

- TIC-1006: Indicador controlador de temperatura del caudal de entrada
- PI-1007: Indicador de presión del caudal de entrada

Mediante indicadores se detallan las condiciones de temperatura y presión de la alimentación al reactor para mantener así un control adecuado sobre estas variables. Se utiliza un indicador controlador (TIC-1006), que actuará sobre la válvula de flujo del gas combustible (V-1003) que ingresa al horno H-101 y modificará el caudal de gas combustible en el horno el cual corregirá las posibles desviaciones en la temperatura de la alimentación.

##### ➤ Reactores Rx-101/102

- PI-1011 / PI-1021: Indicador de presión en la parte baja del reactor.
- TIC-1012/ TIC-1022: Indicador controlador de temperatura en el fondo del lecho del reactor



- PI-1013/ PI-1023: Indicador de presión en tope del reactor.

➤ Reactores Rx-103/104

- PI-1031/ PI-1041: Indicador de presión en la parte baja del reactor.
- TIC-1032/ TIC-1042: Indicador controlador de temperatura en el fondo del lecho del reactor
- PI-1033/ PI-1043: Indicador de presión en tope del reactor.

Se detallan las presiones en el fondo y en el tope del reactor, mediante indicadores de presión. La presión del reactor se debe encontrar entre 1.14 y 1.24 kg/cm<sup>2</sup>. Así mismo se deberán controlar las temperaturas en el fondo del lecho comparada con la temperatura de alimentación al reactor mediante indicadores controladores de temperatura. La temperatura del lecho se debe encontrar entre 575 y 680 °C.

Durante el proceso de deshidrogenación, los indicadores controladores TIC-1012, TIC-1022 y KIC-1008, actuarán sobre las válvulas de entrada del primer tren (A) de reactores (V-1014, V-1024), abriéndolas para llenar los reactores previos con alimentación fresca y una vez que se haya alcanzado un delta de temperatura ~150 °C o tiempo de reacción de 15 minutos, lo que ocurra primero, estas abrirán las válvulas V-1015 y V-1025 para así poder dar paso a la salida del producto de la reacción de deshidrogenación. A su vez este controlador KIC-1008 abrirá las válvulas V-1034 y V-1044 para el llenado de los reactores del segundo tren de reactores (B). En este punto, la temperatura del lecho y la actividad del catalizador no se encontrarán en valores apropiados para sostener la conversión requerida comercialmente, por esa razón se debe regenerar la temperatura del lecho catalizador.

Para la regeneración de los reactores, esta se llevará a cabo primero con una corriente de vapor de alta, será producida en el intercambiador a la salida del segundo tren de reacción (TREN B). El indicador controlador de caudal LIC 1004 a la salida de los reactores, una vez evacuado, actuara sobre las válvulas V-1018 y V-1028 haciendo que ingrese caudal de vapor a contracorriente, purgando el reactor con el fin de evitar



las canalizaciones y estancamiento de la materia prima. Este caudal de vapor se llevará a un colector para su próximo reacondicionamiento.

El aire de recalentamiento/regeneración se calienta hasta 585°C aprovechando el calor de los gases de combustión salientes del horno, mediante el emplazamiento de un mazo de tubos en la chimenea del mismo, antes de pasar a través de los reactores. Una vez que el vapor de alta vaya a un colector, el indicador controlador de caudal, LIC 1003, actuara sobre las válvulas V-1017 y V-1027, haciendo que ingrese aire a 585 a los reactores. El aire de regeneración sirve para restablecer el perfil de temperaturas del lecho a su condición inicial, además para quemar el coque del catalizador. El gas residual de los reactores es usado para generar vapor en un intercambiador de calor residual, el cual genera y sobrecalienta vapor de alta presión, para aprovecharse durante la purga de los reactores.

Adicionalmente, los reactores cuentan, también, con una válvula de seguridad de alivio de presión, V-1016, V-1026, V-1036 y V-1046 las cuales trabajan en conjunto con el indicador de presión PI-1013, P-1023, P-1033 y P-1043 respectivamente, cuya función es la de liberar el fluido en el tope del reactor a modo de evitar una explosión, el fallo del equipo o tubería por exceso de presión.

### 7.2.2. CONTROL AUTOMÁTICO DE LA COLUMNA T-104

#### **Variables a controlar.**

#### ➤ **Control en la entrada de la columna T-104**

Se deberá controlar la alimentación a la columna mediante indicadores de temperatura, presión y flujo, la presión operativa se deberá mantener en un rango entre 10 y 11 Kg/cm<sup>2</sup> y la temperatura deberá estar entre los 75 °C y 98 °C.

- TI-100: Indicador de temperatura del caudal de entrada
- PI-101: Indicador de presión del caudal de entrada
- FI-102: indicador de flujo de entrada



➤ **Control en la columna T-104**

A través de indicadores se medirán los parámetros de temperatura y presión a lo largo de la columna, se monitorea su perfil térmico permitiendo asegurar un producto de fondo y tope en especificación.

➤ **En el Fondo de la columna**

El indicador controlador de temperatura (TIC-103) ubicado en el plato n-5 y el indicador de Presión (PI-104) en la parte inferior de la columna, deberá especificar el producto de fondo de interés; al tener alguna perturbación en el desvió de la temperatura que indique el pasaje de livianos por el fondo, este actuará sobre la válvula de vapor (V-1041) en el reboiler E-110, modificando los parámetros, actuando directamente sobre el vapor calefactor (corriente de servicio del reboiler) haciendo que reingrese mayor caudal de fondo a la columna llevándose así los productos más livianos.

Se tendrá que llevar un control sobre el reboiler con un indicador controlador de nivel (LIC-105) que actúa sobre la válvula de salida V-1042 del producto de fondo que regula el caudal de flujo del efluente del reboiler, además de proveer el uso adecuado de la bomba y evitar la cavitación de esta.

- TIC-103: Indicador controlador de temperatura en el plato n-5.
- PIC-104: Indicador controlador de presión en el fondo de la columna.
- LIC-105: Indicador controlador de nivel en el reboiler.
- FI-106: Indicador de flujo de producto de fondo.
- FI-107: Indicador de flujo de vapor calefactor.

➤ **Control en el tope de la columna T-104**

El controlador indicador de Temperatura TIC-108 ubicado en el plato 5 y el controlador indicador de presión PIC-109 deberán controlar la temperatura y presión especificando así el subproducto a recirculación, Butano; el TIC-108 actuará sobre la válvula V-1043 en caso de alguna perturbación que provoque el pasaje de pesados por el tope, esta válvula permitirá el pasaje de mayor caudal de reflujo, llevándose así los compuestos no deseados al fondo de la columna.



La columna cuenta con una válvula de seguridad de alivio de presión V-1044, la cual trabaja en conjunto con el controlador indicador de presión PIC-109, cuya función es la de liberar el fluido de tope de la columna por exceso de presión.

- TIC-108: Indicador controlador de temperatura de tope de la columna en el plato 5.
- PIC-109: Indicador controlador de presión de tope de columna.

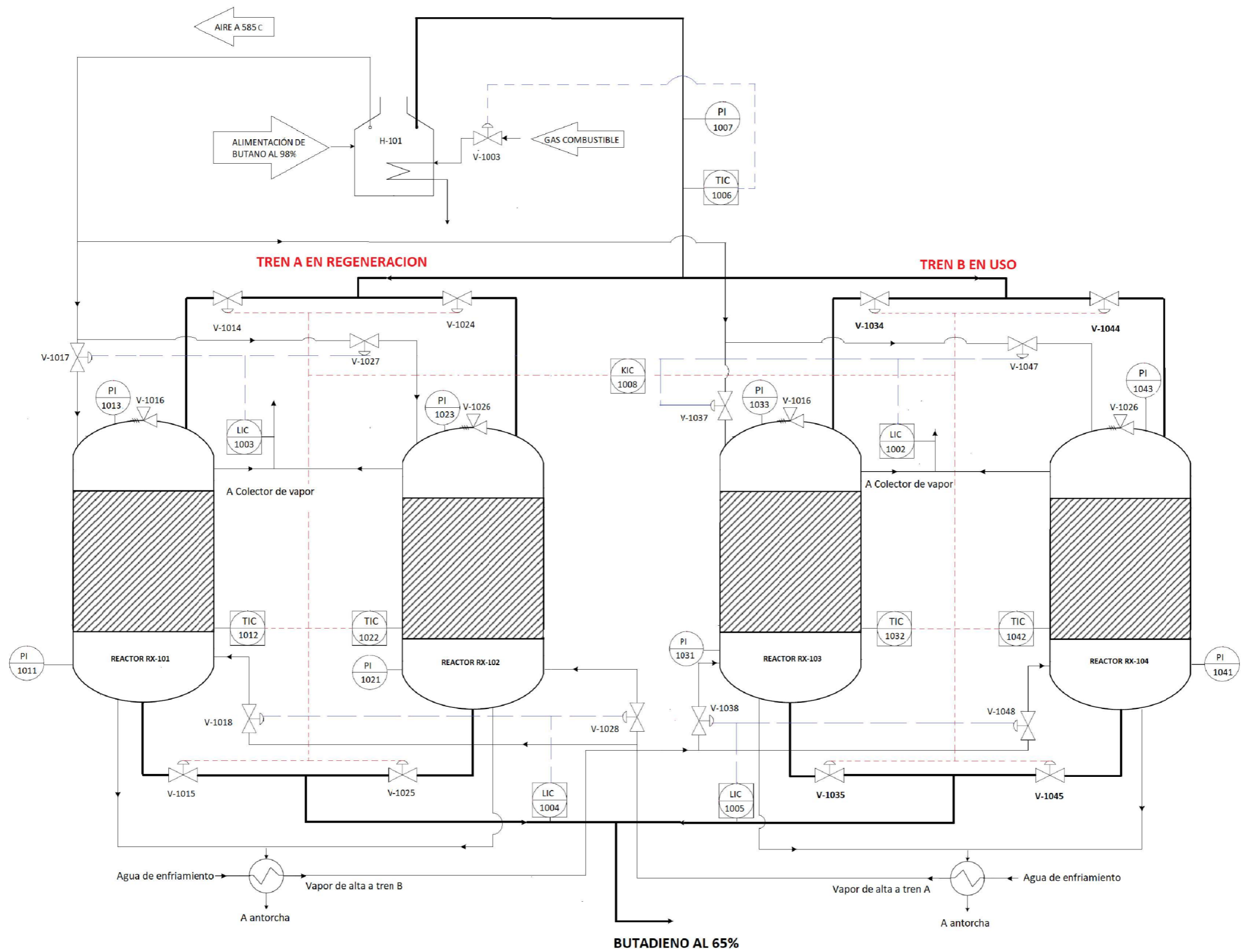
➤ **Acumulador**

El controlador indicador de nivel, en función de la cantidad de fluido condensado, (LIC-110) toma acción sobre la válvula V-1045, a fin de mantener una recirculación de butano constante para el proceso.

A fin de mantener la presión en el acumulador FA-103, el controlador indicador de presión PIC-111 tomará acción sobre la válvula V-1046 liberando el vapor acumulado. A su vez, tomará acción sobre la válvula V-1047 cerrándola de modo que pase menor caudal de condensado reduciendo así el nivel de líquido y por ende la presión en el acumulador.

El acumulador FA-103 cuenta con una válvula de seguridad de alivio de presión V-1048, la cual trabaja en conjunto con el controlador indicador de presión PIC-111, cuya función es la de liberar el fluido en dicho tanque por exceso de presión

- LIC-110: Indicador controlador de nivel en el acumulador
- PIC-111: Controlador indicador de presión en el acumulador FA-103.



Facultad Regional La Plata

## INTEGRACIÓN V

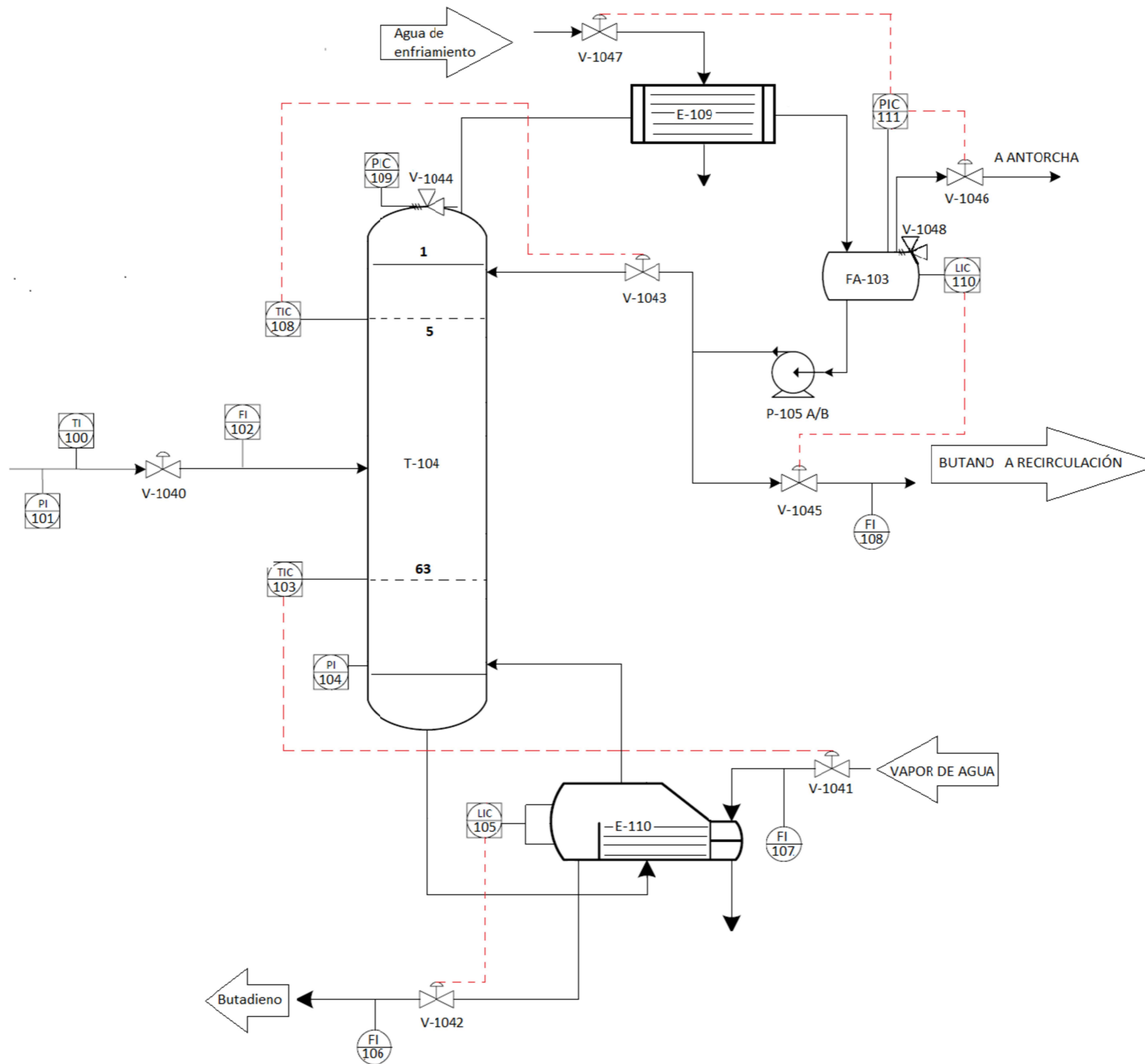
Planta de Producción de Butadieno  
P&ID RX-101/102/103/104

PROFESORES: Ing. Juan D., Vrcic  
Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto

Plano N°5

Alumnos: Cardoza, Moccero, Salduna, Truppa

07/02/2023



 <b>UTN</b> Facultad Regional La Plata	<b>INTEGRACIÓN V</b>
	Planta de Producción de Butadieno P&ID COLUMNA T-104
PROFESORES: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto	Plano N°6
Alumnos: Cardoza, Moccero, Salduna, Truppa	22/11/2022





## 8. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

### 8.1. Objeto del Estudio de Impacto Ambiental

Por medio del presente Estudio de Impacto Ambiental (E.I.A.) se procederá a evaluar la construcción y funcionamiento de una planta de producción de butadieno a partir de un proceso de deshidrogenación de normal butano, con una producción anual de 30.000 ton/año, cumpliendo con todas las especificaciones técnicas, de seguridad y medioambiente asociadas a esta industria. El objetivo que se persigue es el de obtener el correspondiente Certificado de Aptitud Ambiental del establecimiento, en concordancia con lo estipulado por la Ley Provincial N° 11.459 (Ley de Radicación Industrial).

### 8.2. Descripción del proyecto objeto del E.I.A.

#### 8.2.1. Tecnología a utilizar

Para el proceso de obtención de butadieno se utilizará la patente CATADIENE, perteneciente a Lummus Technology, la cual fue desarrollada en detalle en el apartado 5.5.

#### 8.2.2. Clasificación de la Complejidad Ambiental

El Nivel de Complejidad Ambiental (**NCA**) tiene como objeto categorizar el proyecto de acuerdo al grado de potencialidad de producir un daño ambiental. El mismo queda definido por la siguiente ecuación de cinco términos:

$$NCA = Ru + Lo + Di + Ef + Re + Em + Sp$$

Donde:

- **Ru:** Rubro o Actividad
- **Lo:** Localización del establecimiento
- **Di:** Dimensionamiento
- **Ef:** Efluentes
- **Re:** Residuos
- **Em:** Emisiones
- **Sp:** Sustancias Peligrosas Empleadas



Nivel de complejidad ambiental	Categoría del establecimiento industrial
Hasta 15 puntos	PRIMERA
Más de 15 y hasta 25 puntos	SEGUNDA
Mayor a 25 puntos	TERCERA

Del análisis de las características del proyecto se determina el puntaje de los diversos parámetros, de acuerdo a los criterios estipulados en la Resolución N° 1639/07 del Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible.

$$NCA = Ru + Lo + Di + Ef + Re + Em + Sp$$

Donde:

$$Ef + Re + Em = 1$$

$$NCA = 23 + 0 + 2 + 1 + 1$$

$$NCA = 27$$

El valor obtenido determina que el presente proyecto se analizará para un establecimiento de tercera categoría, el cual se clasifica como peligroso, "...porque su funcionamiento constituye un riesgo para la seguridad, salubridad e higiene de la población u ocasiona daños graves a los bienes y el medio ambiente" (Ley Provincial N° 11.459 de Radicación Industrial, artículo 15, inciso c).

### 8.3. Matriz de identificación de efectos.

El objetivo de esta matriz es el de poder identificar los distintos factores del ambiente natural y social sobre los que cada acción realizada en la ejecución del proyecto podría potencialmente generar algún tipo de perturbación, ya sea tanto en la etapa de construcción de la planta de deshidrogenación como en la de funcionamiento. Esta información servirá como base en el desarrollo de la posterior evaluación de impactos.





#### 8.4. Matriz de evaluación de efectos

A través de esta matriz se busca identificar y ponderar los potenciales impactos que cada actividad realizada en la ejecución del proyecto tendría sobre los distintos factores del ambiente natural y social.

Cada acción puede tener un impacto positivo o negativo sobre los distintos factores y, de acuerdo a su valor de importancia, cada impacto puede considerarse:

- ✓ **Impacto Muy Bajo:  $\leq 4$**
- ✓ **Impacto Bajo:  $4 < \leq 8$**
- ✓ **Impacto Moderado:  $8 < \leq 12$**
- ✓ **Impacto Alto:  $12 < \leq 16$**
- ✓ **Impacto Crítico:  $> 16$**

Debido al volumen de información que representa, la evaluación completa no se detalla en el presente apartado.

Con los valores obtenidos se pudo desarrollar la matriz de valoración de impactos, que permite tener una idea clara de la magnitud que las acciones a desarrollar tendrán sobre cada factor ambiental, así como también del impacto general de la planta, tanto en su etapa de construcción como de funcionamiento. Esta arrojó como resultado que, si bien el impacto será de carácter negativo como es de esperarse, la magnitud del mismo será de baja a muy baja, lo cual lo hace altamente aceptable.



## 8.5. Plan de Gestión Ambiental

El Estudio de Impacto Ambiental realizado para el proyecto, permite concluir que no existen conflictos ambientales relevantes que impidan la ejecución de la obra. No obstante, una adecuada gestión ambiental del proyecto y la minimización de conflictos potenciales, requieren de una correcta planificación y ejecución de los trabajos, del estricto control del desempeño ambiental de los contratistas y operadores de la planta, y de una fluida comunicación con los representantes de los organismos de contralor, así como con la población de las áreas de influencia operativa del proyecto. Todo ello en el marco de un sistema de gestión ambiental, que permita tratar los conflictos que pudieran ocurrir, utilizando adecuadamente los mecanismos de comunicación, y cumpliendo estrictamente con los aspectos legales y normativos, a través de tareas de monitoreo y control operativo.

El Plan de Gestión Ambiental contemplará la obtención de todos los permisos y/o autorizaciones a otorgar por las Autoridades de Aplicación competentes, que resulten necesarias para la ejecución del proyecto, los que deberán ser gestionados y obtenidos antes del inicio de la obra. El Contratista y el Operador de la planta en cada caso, deberán presentar a la Inspección o Supervisión de obra, y ante la autoridad de aplicación, un programa detallado y un plan de gestión que contenga todos los permisos, autorizaciones y/o habilitaciones que sean requeridos para la ejecución de la obra y el funcionamiento de las instalaciones. Esto, obliga al Contratista y Operador de la planta en la etapa de funcionamientos, a obtener todos los permisos ambientales y de utilización, aprovechamiento o afectación de los recursos que correspondan, tales como:

- ✓ Permiso de captación de agua.
- ✓ Disposición de materiales de excavaciones.
- ✓ Conformidad de la Inspección Ambiental previa al inicio de la tarea.
- ✓ Disposición de efluentes.
- ✓ Permisos de transporte: incluyendo materiales y residuos especiales peligrosos a sitios de tratamiento y disposición.
- ✓ Cierre temporal de accesos a propiedades privadas, construcciones, o vías de acceso públicas y privadas.



El Plan detalla los procedimientos aplicables en las etapas de construcción y funcionamiento, que permitan asegurar la ejecución de los trabajos con el mínimo impacto ambiental y el menor efecto sobre la salud pública y la seguridad de la población asentada en las zonas de influencia del proyecto.

### 8.5.1. Plan de acción: etapa de operación

#### Programas Ambientales

El Plan de Acción que debe elaborar la empresa que tenga la responsabilidad de llevar a cabo las tareas durante la etapa de operaciones, deberá contener un conjunto de programas, que deberán ser aprobados por las Autoridades de Aplicación antes de su implementación.

De esta manera, el Programa Ambiental, estará compuesto de los siguientes programas básicos:

- ✓ Programa de Gestión de Residuos asimilables a Residuos Sólidos Domésticos, Residuos Especiales no Industriales y Residuos Especiales Industriales.
- ✓ Programa de control de la calidad del aire.
- ✓ Programa para protección de los recursos hídricos superficiales y subterráneos.
- ✓ Programa para la protección del suelo.
- ✓ Programa de Seguridad e Higiene en el Trabajo.
- ✓ Programa de Mantenimiento Preventivo y Correctivo de las instalaciones.
- ✓ Plan de control y Plan de prevención y acción ante contingencias por derrames accidentales.
- ✓ Plan de prevención y control de incendios.

#### Medidas de mitigación y prevención

Se presentan a continuación, un listado de las Medidas de Mitigación recomendadas para lograr una correcta gestión ambiental vinculada a la operación del



proyecto. El objetivo de cada una de ellas es arbitrar los medios necesarios para lograr la minimización de los eventuales conflictos ambientales y sociales. Las Medidas de Mitigación se desarrollan en fichas donde se establecen los impactos ambientales que se desean prevenir.

### 8.5.2. Riesgos en operación. Formas de mitigación

En nuestro proceso, la materia prima será transportada mediante tuberías, ya que nuestro proveedor será la planta de MTBE (YPF) ubicada a unos 500 m, el uso de tuberías de transmisión representa el método de transporte más fiable y seguro, especialmente en el caso de sustancias inflamables o tóxicas.

A pesar de que implica una gran inversión inicial y cierto mantenimiento, este método de transporte tiene un gran interés debido a la reducción considerable de costos respecto a otros métodos.

Por otro lado, el transporte de sustancias mediante tuberías genera un impacto ambiental y paisajístico poco importante.

Para el análisis y determinación de riesgos, se utiliza el método “what if”. Este método usa información específica de un proceso para identificar tanto las condiciones y situaciones peligrosas posibles como los eventos que puedan provocar accidentes mayores; luego se procede a formular preguntas para recomendar y aplicar planes de mitigación.

Los “what if” tenidos en cuenta para esta planta industrial son:

¿Qué sucede si...

- ✓ se produce un corte de suministro eléctrico?
- ✓ se produce un incendio? Puede producirse a causa de una fuga de un compuesto inflamable debido a un mal diseño de equipos, o cortocircuitos en las instalaciones eléctricas y/o agentes externos.
- ✓ se produce una explosión? Puede darse por no lograr el control adecuado de las presiones en el proceso.
- ✓ se produce Fuga de hidrógeno? Debido a que uno de los subproductos del proceso es el hidrógeno, se deberá tener en cuenta su peligrosidad ya que una fuga de este puede ocasionar explosiones y/o incendios.





## Contingencia

El plan de contingencia es un conjunto de medidas y obras a implementar ante un incidente o accidente ambiental, con el fin de disminuir los impactos ambientales significativos, de manera que sus efectos en el ambiente sean neutralizados o reducidos hasta cumplir con la normativa ambiental vigente y las buenas prácticas ambientales, durante la construcción y operación del proyecto. Es un documento que registra el parecido de los eventos riesgosos que sucederán en un proyecto y reduce el impacto de dichos eventos si llegaran a suceder.

Para este proyecto, basándonos en los “what if” mencionados anteriormente, hemos tomado los siguientes posibles eventos, cada uno de los cuales ocurre con una frecuencia específica y cuya gravedad está determinada de acuerdo a los daños que este pueda ocasionar y se resuelven mediante los siguientes planes de mitigación:

### 1) En caso de haber un corte de suministro eléctrico

En este caso se lleva a cabo el procedimiento de parada segura de la unidad, de acuerdo al procedimiento correspondiente al evento que ocasionó el corte de energía eléctrica. Se procede principalmente a bloquear las válvulas manualmente, utilizando los elementos de protección personal adecuados, de todo el sistema donde se encuentren los gases de proceso, principalmente en el horno, los reactores y las columnas para que el sistema tenga una presión y temperatura estables; se corta el suministro de vapor utilizado en los intercambiadores y se deriva el contenido de los reactores y la columna T-102 a la antorcha debido a la presencia de hidrógeno en los equipos mencionados. El contenido de las columnas T-101 (avisando inmediatamente que se deje enviar materia prima desde la planta de MTBE), T-103, T 104, y T-105 se deriva al tanque de producto fuera de especificación. Una vez recuperado el suministro eléctrico el contenido del tanque de producto fuera de especificación será reinsertado, proporcionalmente con el caudal de alimentación, al sistema.

### 2) En caso de incendio

Se procederá a realizar maniobras de parada segura de la unidad de acuerdo a los procedimientos adecuados para este evento. El personal de operación en



planta serán los brigadistas encargados de atacar el foco del incendio, capacitados con el entrenamiento correspondiente. Además, se designarán evacuadores, quienes serán los responsables de corroborar que la totalidad del personal presente al momento del incidente sea evacuada y de indicarles las rutas de salida. Se deberán utilizar los sistemas hidrantes, extintores, equipos autónomos y demás, dispuestos alrededor de la unidad para el ataque primario del fuego. El operador de consola o supervisor darán aviso a los bomberos de la zona solicitando su presencia en planta, además comunicarán a la jefatura de turno y al jefe de la unidad del incidente.

### **3) En caso de explosión:**

En caso de que seguido de la explosión ocurra un incendio se deberán realizar las acciones correspondientes mencionadas en el punto anterior para controlar el fuego, y simultáneamente se hará una paralización total de las actividades, cierre de válvulas, y retiro de vehículos cercanos.

Luego, se procederá a una revisión de las partes afectadas por la explosión, efectuando cambios y ajustes necesarios para la nueva puesta en marcha de las instalaciones.

### **4) En caso de fuga de hidrógeno**

El Hidrógeno gaseoso necesita una mínima energía para incendiarse a temperatura y presión ambiente, debido a esta característica una fuga de dicho gas es altamente peligrosa en caso de haber una fuente de ignición cerca.

Las fugas son normalmente causadas por la deformación de sellados, juntas y por la existencia de válvulas desalineadas; estas producen una nube de hidrógeno que se dispersará dependiendo de la velocidad y dirección del viento, influyendo también la turbulencia atmosférica y las estructuras cercanas.

Las instalaciones contarán con un sistema de vaporización con vapor de agua o un gas inerte alrededor de las bridas que unen cañerías que potencialmente puedan transportar hidrógeno, ya que estos son los lugares principales donde puede ocurrir una fuga. En casos particulares, como una fuga de hidrógeno, el



sistema de vaporización actuará abriendo el caudal de gases inertes para que no se llegue a la mezcla de aire-hidrógeno necesaria para iniciar una detonación y/o ignición.

El procedimiento seguro es eliminar todas las fuentes probables de ignición o situarlas lejos de las zonas de posibles escapes del hidrógeno, además de respetar las distancias seguras en áreas donde se puedan producir escapes.

<b>EVENTO</b>	<b>FREC. DE OCURRENCIA</b>	<b>GRAVEDAD</b>
<b>Corte de suministro eléctrico</b>	2 veces al año	Media
<b>Incendio</b>	1 vez al año	Grave
<b>Explosión</b>	1 vez al año	Grave
<b>Fuga de Hidrógeno</b>	1 vez al año	Grave

La frecuencia de ocurrencia está basada en los datos consultados en EM-DAT, The International Disaster Database, con relación a la ocurrencia de desastres tecnológicos.

## 8.6. Comunicación con colectivos sociales. Comité de crisis.

Existe un plan de acción coordinado que se implementa ante una emergencia en la planta, con el objetivo de responder, de manera inmediata, ante potenciales emergencias y profundizar la comunicación con los colectivos sociales.

Los procedimientos a llevar a cabo se darán según el Proceso Apell, aprobado por la Organización de las Naciones Unidas (ONU). APELL (Concientización y Preparación para Emergencias a Nivel Local, lo que significan sus siglas en inglés) establece un marco organizado de trabajo respecto de la gestión de riesgos industriales. El proceso constituye una herramienta de gestión técnica y política y tiene por objetivo principal el proteger a la comunidad evitando las pérdidas de vidas humanas y materiales y, a la vez, evitar los daños al medio ambiente.



Quienes integran el comité de crisis son:

- Los municipios de La Plata, Ensenada y Berisso
- Prefectura naval
- Policía
- Bomberos
- SAME
- Defensa civil
- La comunidad más cercana al CIE
- Hospital Zonal Especializado en Crónicos El Dique Av. 51 249-299, B1925 Ensenada, Provincia de Buenos Aires
- Hospital Horacio Cestino Sidotti 308, Ensenada, Provincia de Buenos Aires
- Hospital Zonal General de Agudos Mario V Larrain, Berisso Londres 4435, B1923 AGQ, Provincia de Buenos Aires
- Instituto Médico Argentino de Berisso BDO, Punta Arenas 4299, B1923 Berisso, Provincia de Buenos Aires
- Hospital Dr. Ricardo Gutiérrez Diagonal 114 Entre 39 y 40, B1900 La Plata, Provincia de Buenos Aires
- H.I.G.A. San Martín La Plata Av. 1 y 70, B1900 La Plata, Provincia de Buenos Aires
- Industrias radicadas dentro del área del CIE

Las posibles emergencias son tres:

- ✓ Incendio
- ✓ Explosión
- ✓ Fuga

En caso de emergencias, las acciones entre los organismos intervinientes y la comunidad deben alinearse para lograr una respuesta rápida, sistemática y efectiva.

Los pasos del Proceso APELL, para guiar el trabajo con las comunidades locales en forma reducida son:



- 1) Aviso temprano. La emergencia se debe comunicar a través de canales internos, y distintas aplicaciones de amplio uso como Whats App, a defensa civil.
- 2) Comunicación externa a los municipios nombrados en el apartado anterior, bomberos, defensa civil y medios de difusión.
- 3) Autoprotección. En caso de emergencia, la comunidad tiene un rol fundamental. Debe darse una evacuación y confinamiento.
- 4) Una vez finalizada la emergencia, los medios de comunicación comunicarán a la población que la situación ha sido controlada.

### **Conclusiones**

En base a la información procesada se concluye que, si bien el proyecto presenta impactos negativos, como es de esperarse, sus intensidades serían leves o moderadas, ya que la dimensión es localizada, sus efectos son reversibles o mitigables y el impacto socioeconómico es positivo. La correcta implementación del Plan de Gestión Ambiental desarrollado servirá para la gestión adecuada de las actividades. A partir de los resultados obtenidos, y complementando con la documentación requerida por el OPDS, se considera factible la obtención del Certificado de Aptitud Ambiental.



## 9. ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA Y SELECCIÓN DEL PERSONAL

### 9.1. Introducción

En el presente apartado, se definirá el tipo de sociedad a adoptar por la empresa, las diferentes áreas que integrarán la misma, sus funciones e interrelación jerárquica. Asimismo, se estipularán los puestos de trabajo requeridos para el óptimo funcionamiento de la organización, así como también los turnos de los operarios y salarios vigentes.

### 9.2. Tipo de Sociedad

A fin de definir el tipo de sociedad a constituir, se recurre a la Ley Nacional de Sociedades Comerciales 19.550/1984 de la República Argentina, donde se contempla una gran variedad de tipos societarios y se estipula sus responsabilidades, limitaciones y mecanismo de accionar. Para el caso contemplado se decide constituir una Sociedad Anónima (S.A.), donde “el capital se representa por acciones y los socios limitan su responsabilidad a la integración de las acciones suscriptas” (Ley Nacional de Sociedades Comerciales 19.550/1984, art. 163). Esto representa una seguridad financiera alta respecto de las demás, debido a que sus socios deberán responder, como máximo, con el capital aportado. Para su conformación se requiere un mínimo de dos accionistas, siendo el máximo ilimitado. Las acciones pueden cotizar, o no, en el mercado de valores local. El directorio está conformado por uno o más miembros, que pueden ser o no accionistas.

### 9.3. Organigrama

Para la organización interna de la empresa de producción de butadieno se opta por trabajar en departamentos, creados en función de las actividades a realizar. Cada departamento estará a cargo de un jefe, quien responderá a la gerencia y coordinará las tareas del personal correspondiente a su área.



La empresa está constituida por los siguientes departamentos:

- Gerencia: Está compuesta por el Gerente de la empresa y su secretaria.
- Departamento Administrativo: Su principal responsable es el Jefe de Departamento Administrativo; este departamento se subdivide en cuatro sectores:
  - ✓ Tesorería
  - ✓ Contaduría
  - ✓ Compras y Contrataciones
  - ✓ Planificación y Control de Gestión
- Departamento de Mantenimiento: Su principal responsable es el Jefe de Departamento de Mantenimiento; este departamento se subdivide en seis sectores:
  - ✓ Mantenimiento: La persona responsable de este sector se ocupa de la realización de obras menores (mantenimiento general).
  - ✓ Máquinas Rotantes: La persona responsable de este sector es quien se encarga del correcto funcionamiento de este tipo de equipos.
  - ✓ Inspección de Equipos: La persona responsable de este sector es quien está encargada de recorrer la planta e identificar las posibles fallas de los equipos.
  - ✓ Paros: La persona responsable de este sector es quien se encarga de cuantificar, ante paros programados, los elementos necesarios y determinar el tipo de reparaciones que se deben realizar.
  - ✓ Almacenes: La persona responsable de este sector es quien gestiona el stock de todos los elementos necesarios para los distintos sectores de la empresa; además, es quien se ocupa de asegurar el correcto almacenamiento, como mínimo, de una carga de catalizador para cada uno de los reactores.
  - ✓ Archivo Técnico: La persona responsable de este sector es quien archiva y se ocupa de modificar y actualizar los planos originales, en caso de realizarse cambios y/o reformas en la planta y los equipos que operan en ella.





- Departamento de Recursos Humanos: Su principal responsable es el Jefe de Departamento de Recursos Humanos; este departamento se subdivide en cuatro sectores:
  - ✓ Personal  
Este sector está constituido por tres personas, donde cada uno se dedica a alguna de las siguientes actividades:
    - # Nómina
    - # Enfermedades y Licencias
    - # Medicina Laboral
  - ✓ Relaciones Laborales: El responsable de este sector es un abogado; se ocupará de todo lo referente a los accidentes laborales y los daños y perjuicios que puedan ocasionar las actividades laborales al personal.
  - ✓ Selección y Capacitación: El responsable de este sector es el encargado de realizar los perfiles y las entrevistas para contratar el personal en base al informe de la consultora.
  - ✓ Relación con la Comunidad: El responsable de este sector es un licenciado en administración de empresas o relacionista público; es el jefe del comité de crisis, también se ocupa de las campañas publicitarias y de resolver los pedidos y propuestas de las instituciones aledañas a la empresa.
- Departamento de Higiene, Seguridad y Medio Ambiente: Su principal responsable es el Jefe de Departamento de Higiene, Seguridad y Medio Ambiente; este departamento se subdivide en tres sectores:
  - ✓ Responsable en Seguridad e Higiene: Es quien tiene la tarea de designar el personal que debe capacitarse para tener la responsabilidad de ser brigadistas o evacuadores.
  - ✓ Técnico en Seguridad e Higiene: Tiene la tarea de asistir al Responsable en Seguridad e Higiene.
  - ✓ Responsable de Medio Ambiente: Es quien responde ante los requerimientos del OPDS y demás organismos medioambientales.
- Departamento de Producción: Su principal responsable es el Jefe de Departamento de Producción. Este departamento está constituido por el personal siguiente:



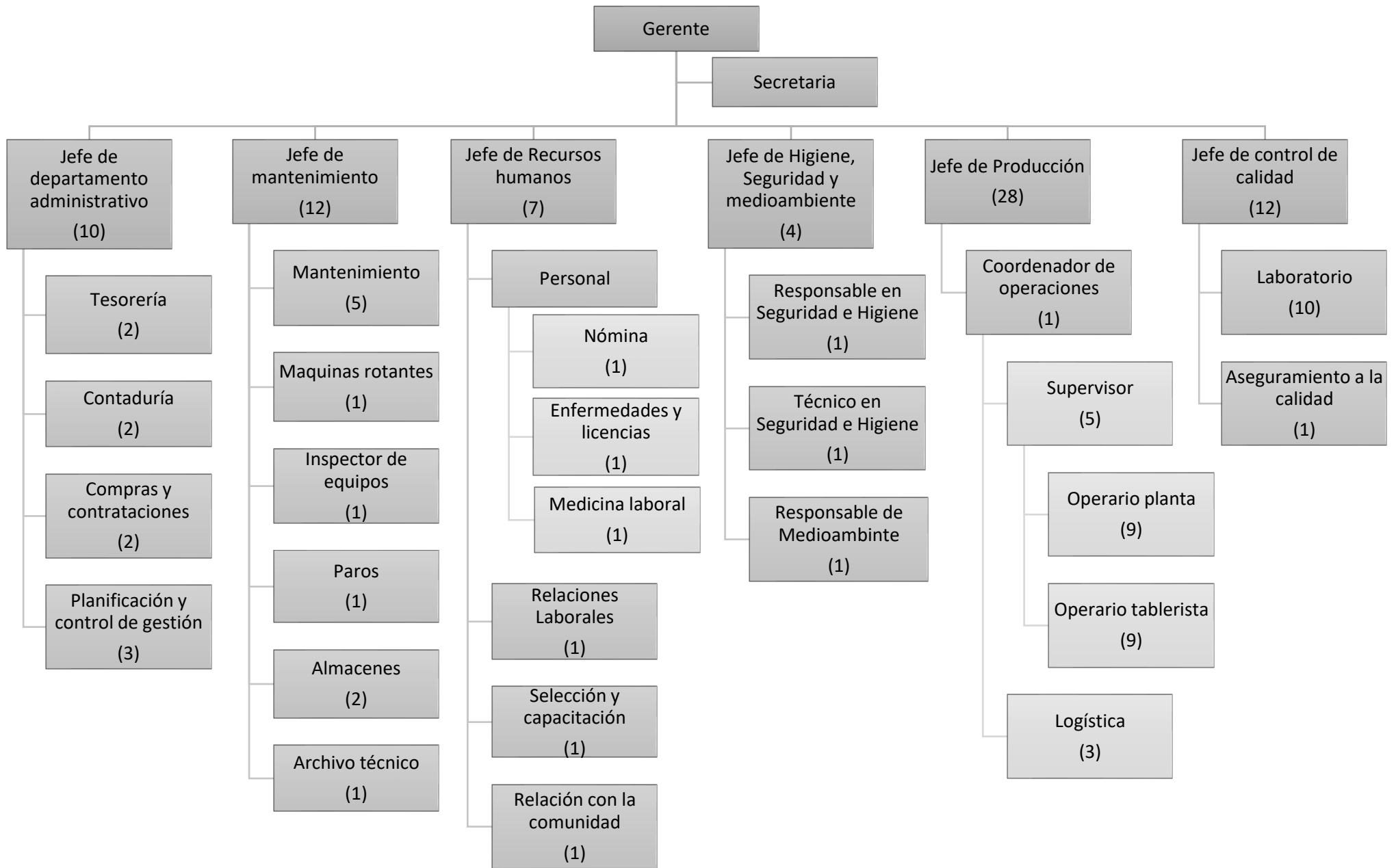
- ✓ Coordinador de Operaciones: Es el responsable de coordinar todas las operaciones inherentes al proceso. Es el segundo jefe de producción, reemplaza al Jefe de Departamento de Producción en casos de licencias.
  - ✓ Supervisor: Es el responsable de dirigir las actividades de los operarios de este departamento y se rige por los mismos horarios de turnos (dos turnos de 12 horas durante 4 días) que ellos. Supervisa dos tipos de operarios:
    - # Operadores de Planta: Son los operarios de campo en el proceso de producción.
    - # Operadores de Tableros: Son los operarios de consolas que se ubican en la sala de control.
- Se designará un supervisor, con su respectivo plantel de operarios, que trabajaran en un turno fijo diurno de lunes a viernes; ellos serán el personal relevante responsable de reemplazar, en casos de licencias y vacaciones, las guardias del personal de turno rotativo.
- ✓ Personal de logística: Se ocupan de todo lo relacionado a la carga del producto en camiones, cumplen un horario fijo y diurno.
  - Departamento de Control de Calidad: Su principal responsable es el Jefe de Control de Calidad y se subdivide en dos sectores:
    - ✓ Laboratorio: Los operarios de este sector son analistas químicos; siguen los mismos regímenes de turnos, y su lógica en cuanto a personal relevante, que los operarios de producción.
    - ✓ Aseguramiento a la Calidad: Es el responsable de que se cumplan las normas establecidas para la producción.

La empresa no realizará determinadas tareas que son necesarias para su funcionamiento, lo cual implica que deberá tercerizar dichas actividades. Los servicios a contratar serán los siguientes:

- ✓ Seguros
- ✓ Consultora para contrato de personal
- ✓ Encargado de edificio principal y servicios
- ✓ Limpieza general
- ✓ Seguridad patrimonial



- ✓ Parques y jardines
  - ✓ Servicio de comedor
  - ✓ Compañía de Informática
  - ✓ Transporte del personal
  - ✓ Servicio de cafetería
  - ✓ Servicio de lavandería (en pyme es relativo)
  - ✓ Contratos de mantenimiento y reparación de equipos
- Se realizaran contratos con los siguientes tipos de talleres:
- # Talleres para máquinas rotantes
  - # Talleres para equipos
  - # Talleres para recipientes a presión





#### 9.4. Puestos de trabajo para cada área

En este apartado se detalla la composición de cada sector, los puestos demandados en cada departamento con sus respectivas remuneraciones, cargo y perfil requerido, así como la cantidad de personal necesario para cada área. Tanto la calificación del puesto, como el salario inicial fueron estipulados en base al Convenio Colectivo de Trabajo-CEPERA.

<b>GERENCIA</b>				
<b>Puesto</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Turno</b>	<b>Perfil</b>	<b>Salario inicial</b>
Gerente	1	Central	Ing. Químico Lic. en Administrac.	\$ 900.000
Secretaria Administrativo	1	Central	Bachiller	\$ 250.000
<b>Total</b>	<b>2</b>			<b>\$ 1.150.000</b>

<b>ADMINISTRATIVO</b>				
<b>Puesto</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Turno</b>	<b>Perfil</b>	<b>Salario inicial</b>
Jefe de departamento	1	Central	Lic. Administración.	\$ 500.000
Tesorero	1	Central	Contador	\$ 400.000
Contador	1	Central	Contador	\$ 400.000
Compras y contrataciones	1	Central	Ing. Industrial	\$ 270.000
Planificación y control de gestión	2	Central	Ing. Industrial	\$ 270.000
Asistente Administrativo	4	Central	Bachiller contable	\$ 185.000
<b>Total</b>	<b>10</b>			<b>\$ 2.850.000</b>



### MANTENIMIENTO

Puesto	Cantidad	Turno	Perfil	Salario inicial
Jefe de Mantenimiento	1	Central	Ing. Mecánico	\$ 400.000
Mantenimiento general	5	Rotativo	Técnico	\$ 200.000
Maquinas Rotantes	1	Central	Técnico	\$ 200.000
Inspector de Equipos	1	Central	Técnico	\$ 200.000
Responsable de Paros	1	Central	Técnico	\$ 200.000
Almacenes	2	Central	Técnico	\$ 200.000
Archivo técnico	1	Central	Técnico	\$ 200.000
<b>Total</b>	<b>12</b>			<b>\$ 2.600.000</b>

### RECURSOS HUMANOS

Puesto	Cantidad	Turno	Perfil	Salario inicial
Jefe de RRHH	1	Central	Lic. Administración	\$ 400.000
Personal	3	Central	Bachiller	\$ 185.000
Relaciones Laborales	1	Central	Abogado	\$ 300.000
Selección y capacitación	1	Central	Lic. Administración	\$ 300.000
Relación con la comunidad	1	Central	Lic. en Relaciones públicas	\$ 300.000
<b>Total</b>	<b>7</b>			<b>\$ 1.855.000</b>

### CONTROL DE CALIDAD

Puesto	Cantidad	Turno	Perfil	Salario inicial
Jefe de Control de Calidad	1	Central	Ing. Químico	\$ 500.000
Analista de Laboratorio	10	Rotativo	Técnico químico	\$ 200.000
Aseguramiento a la Calidad	1	Central	Ing. Químico	\$ 270.000
<b>Total</b>	<b>12</b>			<b>\$ 2.770.000</b>



<b>HIGIENE, SEGURIDAD Y MEDIO AMBIENTE</b>				
<b>Puesto</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Turno</b>	<b>Perfil</b>	<b>Salario inicial</b>
Jefe del Depto. de Higiene, Seg. y Medio Ambiente	1	Central	Lic. en Seguridad e Hig.	\$ 350.000
Responsable de Seguridad e Higiene Industrial	1	Central	Lic. en Seguridad e Hig.	\$ 250.000
Responsable de Medio Ambiente	1	Central	Ingeniero Ambiental	\$ 250.000
Técnico en Seguridad e Higiene Industrial	1	Central	Técnico en Seg. e Hig.	\$ 200.000
<b>Total</b>	<b>4</b>			<b>\$ 1.050.000</b>

<b>PRODUCCIÓN</b>				
<b>Puesto</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Turno</b>	<b>Perfil</b>	<b>Salario inicial</b>
Jefe de Producción	1	Central	Ing. Químico	\$ 600.000
Coordinador de Operaciones	1	Central	Ing. Químico	\$ 500.000
Supervisor	5	Rotativo	Ing. Químico	\$ 450.000
Operador Calificado Planta	9	Rotativo	Técnico químico	\$ 250.000
Oficial Especializado Tablerista	9	Rotativo	Técnico químico	\$ 250.000
Supervisor logística	1	Central	Técnico	\$ 275.000
Operario logística	2	Central	Bachiller	\$ 185.000
<b>Total</b>	<b>28</b>			<b>\$ 8.495.000</b>

**PERSONAL TOTAL Y GASTO TOTAL EN SALARIOS**

<b>TOTAL PLANTEL</b>	<b>75</b>
<b>TOTAL SALARIOS</b>	<b>\$ 20.770.000</b>

Los salarios expresados no contemplan adicionales eventuales que pudieran surgir como horas extras, reemplazo de turnos, trabajo en días feriados, etc, ni aportes





extraordinarios que surjan de negociaciones salariales, como bonos, compensaciones, etc., tanto para personal dentro y fuera de convenio.

Adicionalmente se debe considerar el plus del 30% para aquellos trabajadores que realicen turnos rotativos. Siendo 2.925.000.

## 9.5. Costo laboral anual

Con el fin de poder calcular el costo laboral anual, se deben considerar las cargas sociales patronales, que son todas las contribuciones a la seguridad social que el empleador tiene la obligación de pagar al estado, en concepto de impuesto al trabajo. Estas representan un porcentaje del salario mensual bruto de los empleados.

Contribución	Porcentaje	Monto mensual
Jubilación - Ley N° 24.241	16 %	\$ 3.323.200
Obra Social - Ley N° 23.660	6 %	\$ 1.246.200
PAMI - Ley N° 19.032	2 %	\$ 415.400
Fondo Nacional de Empleo	1,5 %	\$ 311.550
A.R.T. (porcentaje variable)	5 %	\$ 1.038.500
Seguro de vida obligatorio	0,03 %	\$ 6.231
<b>TOTAL CONTRIBUCIONES</b>	<b>30,53 %</b>	<b>\$ 6.341.081</b>

TABLA 9.5: Contribuciones patronales a la Seguridad Social

*Nota: El porcentaje de aporte a la ART varía entre el 2 al 8 % según la actividad específica.  
Para el cálculo se tomó un 5 % como valor medio.*

El costo laboral mensual surge así de sumar el salario bruto percibido por el empleado, las cargas sociales patronales y el adicional de rotantes. Para el cálculo del costo laboral anual, deben considerarse los 12 (doce) salarios mensuales, más el sueldo anual complementario, establecido por la Ley N° 23.041 y su Decreto Reglamentario N° 1.078/84, por lo cual, a los fines del cálculo, se consideran 13 (trece) salarios mensuales.



Contribución	Porcentaje
Costo laboral total mensualizado	\$ 30.036.081
Costo laboral total anual	\$ 390.469.053
Costo laboral total anual en dólares	U\$D 2.400.523

Si bien los acuerdos salariales se fijan en moneda local, a fin de considerar los valores para la evaluación económica, se tomará el costo laboral total anual en dólares estadounidenses.

#### 9.6. Seguridad industrial Ley nº 19587

La Ley 19587 de Higiene y Seguridad en el Trabajo, y sus decretos Reglamentarios 351/79 y 1338/96 determinan las condiciones de seguridad que debe cumplir cualquier actividad industrial en todo el territorio de la República Argentina.

El Decreto 911/96 reglamenta la ley 19587 específicamente en las actividades de la industria de la construcción. Comprende las normas técnicas y medidas sanitarias, precautorias, de tutela o de cualquier otra índole que tengan por objeto:

- a) Proteger la vida, preservar y mantener la integridad psicofísica de los trabajadores.
- b) Prevenir, reducir, eliminar o aislar los riesgos de los distintos centros o puestos de trabajo.
- c) Estimular y desarrollar una actitud positiva respecto de la prevención de los accidentes o enfermedades que puedan derivarse de la actividad laboral.

DECRETO 351/79 Características constructivas establece las características que debe reunir todo establecimiento con el fin de contar con un adecuado funcionamiento en la distribución y características de sus locales de trabajo previendo condiciones de higiene y seguridad. Los establecimientos deben construirse con materiales de adecuadas características para la función a cumplir.

**Vestuarios:** cuando se cuente con más de 10 obreros. Ubicarse en lo posible junto a los servicios sanitarios, en forma tal que constituyan con éstos un conjunto



integrado funcionalmente. Estar equipado con armarios individuales, los cuales deben ser de material resistente e incombustible. Debe permitir su fácil limpieza.

**Provisión de agua potable:** Todo establecimiento debe contar con provisión y reserva de agua para uso humano y eliminar toda posible fuente de contaminación y polución de las aguas que se utilicen y mantener los niveles de calidad establecidos por la legislación vigente.

**Contaminantes químicos en ambiente de trabajo:** Es toda sustancia orgánica o inorgánica, natural o sintética que durante la fabricación, transporte, almacenamiento o uso puede incorporarse al aire ambiente en forma de polvo, corrosivos, asfixiantes o tóxicos pudiendo lesionar la salud de las personas que entran en contacto con ella. La resolución N° 295/03 establece las concentraciones máximas permisibles de cada uno de los contaminantes.

**Muestreo de aire:** Verificar el cumplimiento de la ley. Seleccionar el equipo de protección adecuado. Evaluar la efectividad de los controles.

**Ventilación:** La ventilación en los locales de trabajo debe contribuir a mantener condiciones ambientales que no perjudiquen la salud del trabajador. A su vez los locales deben poder ventilarse perfectamente en forma natural. Se establece la ventilación mínima de los locales, en función del número de personas y actividad.

**Iluminación:** Composición espectral de la luz: debe ser adecuada a la tarea a realizar (reproducir los colores). Evitar el efecto estroboscópico. Los valores de iluminación en los diferentes puestos de trabajo se deben medir con un luxómetro calibrado. En establecimientos con tareas en horarios nocturnos debe instalarse un sistema de iluminación de emergencia.

**Ruidos y Vibraciones:** Determinación del riesgo acústico al que se encuentra expuesto el personal e identificación de las máquinas o zonas más ruidosas de la planta. Para valores mayores a los 90 db(A) son de uso obligatorio los protectores auditivos.

**Señalización:** Señalizar los diferentes riesgos existentes, precauciones, obligaciones a través de colores y señales. Contar con los caminos de circulación marcados de modo de favorecer el orden y limpieza de los locales de trabajo y Señalizar las salidas normales y de emergencias necesario para casos de posibles



emergencias. Contar con las cañerías que conduzcan insumos, materias primas, productos elaborados codificados. Señalizar las instalaciones contra incendio.

**Instalaciones Eléctricas:** Protección contra riesgos de contactos directos: Protección por alejamiento, Protección por aislamiento, Protección por medio de obstáculos, Protección contra riesgos de contactos indirectos (contacto de personas con masas puestas accidentalmente bajo tensión).

**Capacitación:** El empleador está obligado a capacitar a su personal en materia de H y S, en prevención de enfermedades profesionales y de accidentes del trabajo, de acuerdo a las características y riesgos propios, generales y específicos de las tareas que desempeña.

**Protección contra Incendios:** Comprende el conjunto de condiciones de construcción, instalación y equipamiento que se deben observar tanto para los ambientes como para los edificios, aún para trabajos fuera de éstos y en la medida en que las tareas los requieran. Sus objetivos a cumplir son dificultar la iniciación de incendios; evitar la propagación del fuego y los efectos de los gases tóxicos; asegurar la evacuación de las personas; facilitar el acceso y las tareas de extinción del personal de bomberos; y proveer las instalaciones de detección y extinción.

## 9.7. Vinculación con sindicatos (CCT)

Los trabajadores se dividirán en Jerárquicos (jefe de planta y coordinador de operaciones) y no jerárquicos (operador de consola y operador de campo). Los trabajadores no jerárquicos se adhieren al sindicato de "SUPEH Ensenada", cuya actividad está enmarcada dentro del Convenio Colectivo de Trabajo que se encuentra plasmado en el ARTÍCULO 9° del mismo:

ARTÍCULO 9°: El objeto de este Convenio se funda en el establecimiento de un digesto normativo que asegure el ordenamiento institucional de las relaciones individuales y colectivas de trabajo, con alcance al orden laboral y socio-asistencial entre los suscriptores, según los siguientes principios:

- Promover el acceso a un empleo productivo que genere una justa retribución, salvaguarde la integridad psíquica y física del trabajador,



otorgue los beneficios de la seguridad social al empleado y su familia, brinde mayores posibilidades de desarrollo personal e inclusión social; garantizando la igualdad de oportunidades para las personas que quedan alcanzados por el presente Convenio Colectivo de Trabajo. Todo ello en concordancia con los cuatro pilares fundamentales de la agenda de Trabajo Decente de la Organización Internacional del Trabajo.

- Asegurar la constitución de una comunidad de trabajo fundada en la justicia social, animada en una auténtica vocación de servicio y concientizada en asumir la permanente defensa de las empresas y de sus intereses, en forma constante y responsable.
- Asegurar la adecuada protección del personal y de los derechos del trabajador, considerado como persona individual e integrante de la organización sindical suscriptora de este acuerdo.
- Asegurar el ejercicio armónico y razonable de los derechos de que es titular cada trabajador en relación directa con los derechos de las empresas, entendida como unidad de producción.
- Asegurar a los trabajadores comprendidos en este convenio un sistema de remuneraciones dignas y actualizadas, que compensen el esfuerzo realizado, estimulen su eficiencia, premien su dedicación y promuevan su capacitación laboral técnica-profesional.
- Asegurar a los trabajadores comprendidos en este convenio un sistema de cobertura médica asistencial, regulado por la significación de los recursos económicos provenientes de los aportes personales y contribuciones patronales prescriptas legalmente.
- Asegurar la participación de Federación SUPeH en su calidad de único órgano de representación de todos los trabajadores comprendidos en este convenio colectivo, en la formación de actos que creen, modifiquen o extingan derechos de los trabajadores.



## 9.8. Riesgos laborales – ART

Los empleados estarán asegurados de riesgos laborales, respetando la Ley N° 24.557, “Objetivos y ámbito de aplicación. Prevención de los riesgos del trabajo. Contingencias y situaciones cubiertas. Prestaciones dinerarias y en especie. Determinación y revisión de las incapacidades. Régimen financiero. Gestión de las prestaciones. Derechos, deberes y prohibiciones. Fondos de Garantía y de Reserva. Entes de Regulación y Supervisión. Responsabilidad Civil del Empleador. Órgano Tripartito de Participación. Normas Generales y Complementarias. Disposiciones Finales.”. Sancionada en septiembre de 1995 y promulgada en octubre de 1995.

Se contratará una empresa privada para el asesoramiento de las medidas de prevención y para reparar los daños en casos de accidentes de trabajo o enfermedades profesionales. Estas empresas estarán autorizadas para funcionar por la superintendencia de Riesgos del trabajo y por la Superintendencia de seguros de la Nación, Organismos que verifican el cumplimiento de los requisitos de solvencia financiera y capacidad de gestión.

Las ART son empresas privadas que tienen como objetivo brindar las prestaciones dispuestas por la Ley de Riesgo de Trabajo. Todo trabajador tiene el derecho de gozar de una ART.

Estas tienen como objetivo:

- Brindar todas las prestaciones que fija la ley, tanto preventivas como dinerarias, sociales y de salud.
- Evaluar la verosimilitud de los riesgos que declare el empleador.
- Realizar la evaluación periódica de los riesgos existentes en las empresas afiliadas y su evolución.
- Efectuar los exámenes médicos periódicos para vigilar la salud de los trabajadores expuestos a riesgo.
- Visitar periódicamente a los empleadores para controlar el cumplimiento de las normas de prevención de riesgos del trabajo.



- Promover la prevención, informando a la Superintendencia de Riesgos del Trabajo (SRT) acerca de los planes y programas exigidos a las empresas.
- Mantener un registro de siniestralidad por establecimiento.
- Informar a los interesados acerca de la composición de la entidad, de sus balances y de su régimen de alícuotas.
- Controlar la ejecución del Plan de Acción de los empleadores y denunciar ante la SRT los incumplimientos.
- Brindar asesoramiento y asistencia técnica a los empleadores y a sus trabajadores en materia de prevención de riesgos del trabajo.

## 10. CÁLCULO ECONÓMICO

### 10.1. Capital Fijo. Concepto

El capital fijo o activo fijo son aquellos activos de la empresa que tengan condición de uso a largo plazo, tiene como misión principal sostener en el tiempo la actividad principal de la empresa, ya que la ausencia del mismo podría dificultar su correcto funcionamiento.

Son los bienes propiedad de la empresa, como terrenos, edificios, maquinaria, equipo, mobiliario, vehículos de transporte, herramientas y otros, los cuales se deprecian (salvo excepciones) con el transcurrir del tiempo.

### 10.2. Estimación del capital fijo

Los métodos preliminares para el estudio del cálculo económico es la estimación de la inversión inicial o también llamado CAPEX, este estudio se realizó mediante hojas de cálculo que fueron desarrolladas en base al libro "*Plant Design and Economics for Chemical Engineer's 5ta edición de Peters y Timmerhaus*", donde se presentan el costo de los equipos principales, como así también los costos directos e indirectos (localización, ingeniería, obra civil, etc).

A continuación, se detallan los costos de los equipos utilizados para el proyecto.





Equipo	Cantidad	Costo Escalado MM U\$D	% Instalación	Costo Real Unitario MM U\$D	Costo Estimado MM U\$D
Reactores	4	2,15	49%	\$ 3	\$ 13
Catalizador (ton)	236	0,005	1%	\$ 0,005	\$ 1,19
Hornos	1	0,62	60%	\$ 1	\$ 1
Intercambiadores	16	0,41	49%	\$ 1	\$ 10
Columnas	5	0,75	78%	\$ 1	\$ 7
Bombas	16	0,1	47%	\$ 0	\$ 2
Compresores	1	9,89	49%	\$ 15	\$ 15
Tanques	5	1,63	49%	\$ 2	\$ 12
<b>Costo Total Equipos MMU\$D</b>					<b>\$ 61</b>

Tabla 10.1: Costo de equipos

A partir del costo total de los equipos, se determinó un valor parcial de la inversión inicial, teniendo en cuenta los siguientes porcentajes respecto al costo de los equipos que elevan la inversión:

Nivel de Precisión	Descripción	Porcentaje	MM U\$D
Medio	Localización	15%	\$ 9,10
Alto	Ingeniería	8 %	\$ 4,86
Alto	Obra Civil	25 %	\$ 15,17
Alto	Piping (Cañerías y Accesorios)	30 %	\$ 18,21
Medio	Instrumentación y Control	10 %	\$ 6,07
Medio	Instalación Eléctrica	8 %	\$ 4,86
Medio	Instalación de servicios	15 %	\$ 9,10
Alto	OSBL	30 %	\$ 18,21
Bajo	Extra-Equipo	2%	\$ 1,21
Medio	Contratos	2 %	\$ 1,21
N/A	Contingencias	8 %	\$ 4,86
<b>Total</b>			<b>\$ 93</b>
<b>Costo Total Equipos</b>			<b>\$ 61</b>
<b>Inversión Inicial</b>			<b>\$ 154</b>



### 10.3. Capital de trabajo. Concepto.

El capital de trabajo es el conjunto de los recursos financieros que una empresa necesita para continuar funcionando y realizar sus actividades en el corto plazo. Es el capital adicional que se requiere, además de la inversión inicial, para que la planta entre en funcionamiento. En este caso, el capital de trabajo es una consecuencia de la operativa diaria de la empresa.

En términos matemáticos el capital de trabajo será igual a la diferencia entre el activo circulante y el pasivo circulante.

$$\text{CAPITAL DE TRABAJO} = \text{ACTIVO CIRCULANTE} - \text{PASIVO CIRCULANTE}$$

El activo circulante es el dinero que una empresa tiene disponible, y se compone de tres rubros, los cuales son:

- Inventarios: se computa como el costo de la máxima cantidad de materia prima, insumos y producto que pueden almacenarse en la planta. Para su cálculo, se considerará únicamente el costo de la materia prima necesaria para que la planta comience a funcionar: la cantidad total necesaria de materia prima para un mes y una carga completa de catalizador.

INVENTARIOS	COSTO EN MILLONES DE U\$D
Materia Prima	1,44
Catalizador	1,19
<b>TOTAL</b>	<b>2,63</b>

- Cuentas por cobrar: inversión necesaria como consecuencia de vender a crédito, lo cual depende de las condiciones de crédito, es decir, el período promedio de repago (p.p.r.) en que la empresa recupera el crédito. La fórmula contable es la siguiente:

$$\text{CUENTAS POR COBRAR} = \frac{\text{VENTAS ANUALES} * ppr}{365}$$



Para su cálculo, se considerarán las ventas anuales correspondientes al primer año de funcionamiento de la planta y un período promedio de tiempo de 45 días.

$$CUENTAS POR COBRAR = \frac{63 * 45}{365} = 7,77 \text{ MMU\$D}$$

- Caja y bancos: se considera entre un 10 % y un 20 % del monto total invertido en inventarios y cuentas por cobrar. Como mínimo debe ser, el sueldo de 1 mes de los empleados.

$$CAJA Y BANCOS = (INVENTARIOS + CUENTAS POR COBRAR) * 15\%$$

$$CAJA Y BANCOS = (2,63 + 7,77) * 15\% = 1,56 \text{ MMU\$D}$$

ACTIVO CIRCULANTE	COSTO EN MILLONES DE U\$D
Inventarios	2,63
Cuentas por cobrar	7,77
Caja y bancos	1,56
<b>TOTAL</b>	<b>11,96</b>

El pasivo circulante se define como el conjunto de obligaciones que tiene la empresa a corto plazo; es decir, son los créditos a corto plazo en concepto de impuestos, algunos servicios y proveedores.

Para la evaluación de proyectos es aconsejable tomar como base el valor de la tasa circulante (relación entre el activo circulante y el pasivo circulante) TC mayor o igual a 3.

$$TC = \frac{ACTIVO CIRCULANTE}{PASIVO CIRCULANTE} \geq 3$$

Una vez calculado el activo circulante se fijará un valor de la tasa circulante para obtener el pasivo circulante, en este caso se tomará un valor de tasa circulante igual a 3.

$$PASIVO CIRCULANTE = ACTIVO CIRCULANTE * 3 = 3,98$$



CAPITAL DE TRABAJO	COSTO EN MILLONES DE U\$D
<b>TOTAL</b>	<b>7,52</b>

A partir del cálculo realizado de inversión inicial y capital de trabajo, es posible obtener el valor de la inversión inicial total.

<b>Inversión inicial [MMU\$D]</b>	<b>\$ 154</b>
<b>Capital de trabajo [MMU\$D]</b>	<b>\$ 7,52</b>
<b>CAPEX TOTAL [MMU\$D]</b>	<b>\$ 162</b>

Tabla 10.2: CAPEX

#### 10.4. Estructura del costo. Costos fijos y variables. Seguros

La estructura del costo se compone por un lado de los costos fijos, que son aquellos que no dependen del volumen de producción de la empresa (como la mano de obra), ni cambian en función a este; y por otro lado por los costos variables, los cuales sí varían en base al nivel de producción (tales como la materia prima y los servicios auxiliares).

En base al costo laboral anual detallado en el apartado 9.4, se determinó el costo del personal asociado a la producción y Overhead. (Costos Fijos)

Tipo de Costo	Costo laboral total mensual (MMU\$D)	Costo laboral total anual (MMU\$D)
<b>Producción</b>	0,086	1,12
<b>Over Head</b>	0,092	1,28

Para los costos variables se detallaron los costos de Materia Prima y de los servicios auxiliares tales como: agua de procesos, vapor, antorcha y energía eléctrica.

#### Materia Prima:

Para esto se tuvo en cuenta la corriente fresca que entra a la 1er columna T-101, esta misma fue obtenida del Balance de Masa detallado en el apartado 6.1.



<b>BUTANO (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>)</b>				
<b>Año</b>	<b>Capacidad de producción</b>	<b>Capacidad muerta</b>	<b>MP[m<sup>3</sup>/año]</b>	<b>MM USD/Año</b>
2025	70 %	30 %	71441	17,29
2026	70 %	30 %	71441	17,29
2027	100 %	0 %	102059	24,70
2028	100 %	0%	102059	24,70
2029	100 %	0 %	102059	24,70
2030	100 %	0 %	102059	24,70
2031	100 %	0 %	102059	24,70
2032	100 %	0 %	102059	24,70
2033	100 %	0 %	102059	24,70
2034	100 %	0 %	102059	24,70

Tabla 10.3: Cantidad de materia prima, butano (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>) en 10 años de producción

### Servicios auxiliares

Para los servicios auxiliares se tomó en cuenta los datos brindados por la tecnología y los valores calculados que se encuentran detallados en el apartado 6.5.

Vapor para proceso:

<b>CANTIDAD DE VAPOR REQUERIDO PARA EQUIPOS</b>	
<b>Cantidad [ton/hr]</b>	44,7
<b>Cantidad anual [Ton/año]</b>	354024
<b>Precio unitario [USD/ton]</b>	7,5
<b>COSTO TOTAL ANUAL [USD]</b>	2655180
<b>COSTO TOTAL ANUAL [MMUSD]</b>	2,66

Agua de enfriamiento:

<b>AGUA DE ENFRIAMIENTO REQUERIDA PARA EQUIPOS</b>	
<b>Cantidad [Tn/hr]</b>	1947
<b>Cantidad anual [Tn/año]</b>	15420240
<b>Precio unitario [USD/ton]</b>	0,054
<b>COSTO TOTAL ANUAL [USD]</b>	832693
<b>COSTO TOTAL ANUAL [MMUSD]</b>	0,83



Electricidad requerida:

<b>ELECTRICIDAD REQUERIDA PARA EQUIPOS</b>	
Cantidad anual [kw-hr]	5040000
Precio unitario [U\$D/kw-hr]	0,04
<b>COSTO TOTAL ANUAL [U\$D]</b>	<b>201600</b>
<b>COSTO TOTAL ANUAL [MMU\$D]</b>	<b>0,20</b>

Gas para horno:

Para el cálculo del combustible del horno se toma como sustituyente del Fuel gas al gas brindado por la empresa Camuzzi, según la cantidad anual calculada utilizamos la categoría de “grandes consumidores” y como sub categoría se utilizó “FD”, para su cálculo se siguió el cuadro tarifario brindado por la empresa y su resultado fue el siguiente.

<b>CANTIDAD DE GAS REQUERIDO PARA HORNO</b>	
Consumo [m <sup>3</sup> /hr]	31,39
Consumo diario [m <sup>3</sup> /día]	753,36
Consumo mensual [m <sup>3</sup> /mes]	22600,8
Consumo anual [m <sup>3</sup> /año]	248608,8

Ensenada (Buenos Aires)

Sub-Categoría	Escala de Consumo por Periodo de Facturación	\$/m <sup>3</sup> Reserva de Capacidad*	Cargo Variable DIS (\$/m <sup>3</sup> )*	Cargo Variable TTE (\$/m <sup>3</sup> )**	Cargo Fijo (\$/Factura)*
G	0 a 5000 m <sup>3</sup>	13.714871	\$0.196656	\$0.624857	\$17103.18
G	más de 5000 m <sup>3</sup>	13.714871	\$0.113912	\$0.624857	\$17103.18
FD		9.743785	\$0.161886	\$0.624857	\$43108.25
FT		8.646948	\$0.030242	\$0.624857	\$43108.25
ID		0	\$0.558972	0	\$43108.25
IT		0	\$0.427371	0	\$43108.25



Categoría	FD
Reserva de capacidad	7341
Cargo variable DIS	3657
Cargo TTE	14121
Cargo fijo	43108
<b>COSTO MENSUAL GAS</b>	
<b>COSTO TOTAL [AR\$/mes]</b>	<b>68227</b>
<b>COSTO TOTAL [U\$/mes]</b>	<b>638</b>

<b>COSTO DE FINAL GAS PARA HORNO</b>	
<b>COSTO TOTAL ANUAL [U\$D]</b>	<b>7671</b>
<b>COSTO TOTAL ANUAL [MMU\$0D]</b>	<b>0,008</b>

## 10.5. Financiamiento

A fin de obtener el capital necesario para la inversión se recurrirá tanto a la toma de préstamos bancarios como al aporte de capital de accionistas.

- **Crédito bancario:** Se tomará un préstamo a 3 años por un monto equivalente al 30 % de la inversión necesaria (49 MM USD\$) con una tasa de interés del 5 %. La cuota anual a devolver será de 16,17 MM USD\$ más el interés de 0,81 MM USD\$.
- **Accionistas:** El 70 % restante se financiará a través de acciones (113 MM USD\$), con una tasa de interés del 7 % y un plazo de devolución de 5 años, para lo que se fija una cuota anual de 24,22 MM USD\$.

## 10.6. Precio de venta del butadieno y subproductos

El butadieno de grado industrial al 99 % de pureza tiene un valor comercial internacional que oscila los 1680 U\$/m<sup>3</sup>.





<b>BUTADIENO (C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>)</b>				
<b>Año</b>	<b>Capacidad de producción</b>	<b>Capacidad muerta</b>	<b>Producción [m<sup>3</sup>/año]</b>	<b>MM USD/Año</b>
<b>2025</b>	70 %	30 %	32790	55,09
<b>2026</b>	70 %	30 %	32790	55,09
<b>2027</b>	100 %	0 %	46844	78,70
<b>2028</b>	100 %	0%	46844	78,70
<b>2029</b>	100 %	0 %	46844	78,70
<b>2030</b>	100 %	0 %	46844	78,70
<b>2031</b>	100 %	0 %	46844	78,70
<b>2032</b>	100 %	0 %	46844	78,70
<b>2033</b>	100 %	0 %	46844	78,70
<b>2034</b>	100 %	0 %	46844	78,70

Tabla 10.4: Cantidad de butadieno (C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>) en 10 años de producción

Como subproducto del proceso se obtiene Hidrógeno de alta pureza, el cual será vendido a un valor proyectado de 2880 USD/ton.

<b>HIDRÓGENO (H<sub>2</sub>)</b>				
<b>Año</b>	<b>Capacidad de producción</b>	<b>Capacidad muerta</b>	<b>Producción [Ton/año]</b>	<b>MM USD/Año</b>
<b>2025</b>	70 %	30 %	1673	4,82
<b>2026</b>	70 %	30 %	1673	4,82
<b>2027</b>	100 %	0 %	2391	6,89
<b>2028</b>	100 %	0%	2391	6,89
<b>2029</b>	100 %	0 %	2391	6,89
<b>2030</b>	100 %	0 %	2391	6,89
<b>2031</b>	100 %	0 %	2391	6,89
<b>2032</b>	100 %	0 %	2391	6,89
<b>2033</b>	100 %	0 %	2391	6,89
<b>2034</b>	100 %	0 %	2391	6,89

Tabla 10.5: Cantidad de hidrógeno (H<sub>2</sub>) en 10 años de producción



Además, la corriente de isobutano obtenida de la columna T-101, junto al isopentano recuperado en la columna T-105, son vendidos nuevamente a la Refinería YPF, considerando un valor de 121,03 U\$D/m<sup>3</sup>.

<b>ISOBUTANO (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>) E ISOPENTANO (C<sub>5</sub>H<sub>12</sub>)</b>				
<b>Año</b>	<b>Capacidad de producción</b>	<b>Capacidad muerta</b>	<b>Producción [m<sup>3</sup>/año]</b>	<b>MM USD/Año</b>
<b>2025</b>	70 %	30 %	25408	3,08
<b>2026</b>	70 %	30 %	25408	3,08
<b>2027</b>	100 %	0 %	36297	4,39
<b>2028</b>	100 %	0%	36297	4,39
<b>2029</b>	100 %	0 %	36297	4,39
<b>2030</b>	100 %	0 %	36297	4,39
<b>2031</b>	100 %	0 %	36297	4,39
<b>2032</b>	100 %	0 %	36297	4,39
<b>2033</b>	100 %	0 %	36297	4,39
<b>2034</b>	100 %	0 %	36297	4,39

Tabla 10.6: Cantidad de Isobutano(C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>) e isopentano (C<sub>5</sub>H<sub>12</sub>) en 10 años de producción

### 10.7. Diagrama del punto de equilibrio.

El punto de equilibrio es aquel valor de producción donde la suma del costo fijo y variable iguala a las ventas generadas por la empresa. Para su desarrollo se tomó en cuenta los valores de costos de producción e ingreso de ventas total por año, se calculó una ganancia referida al ingreso total menos el costo total de producción por capacidad producida.

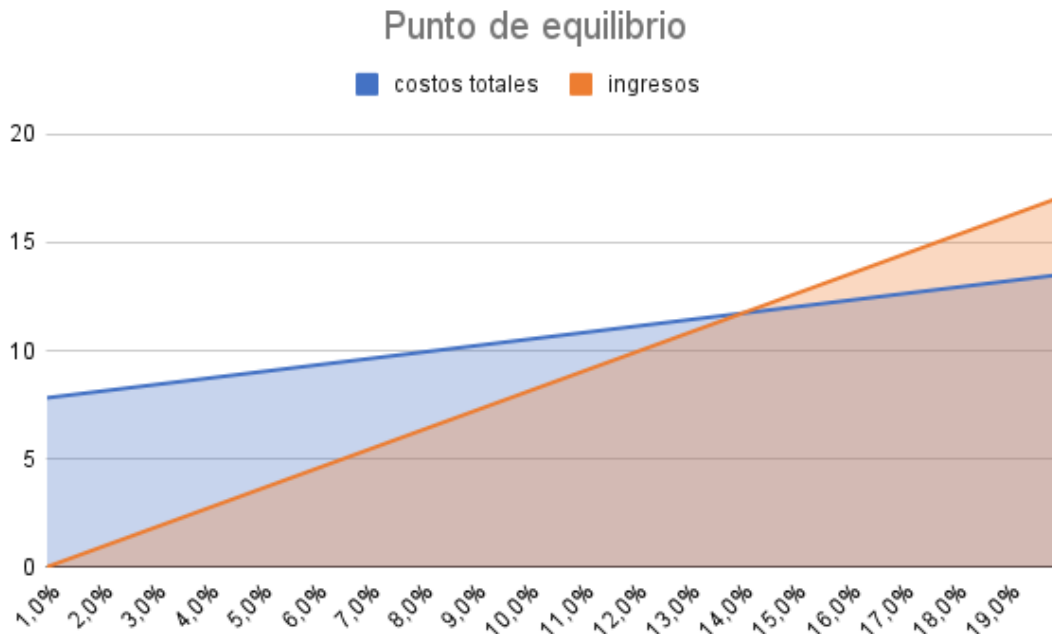
Los costos fijos fueron calculados mediante la suma de los siguientes conceptos: Antorcha, Overhead, Mantenimiento, Contratos, Seguros, Gastos comerciales e Impuestos.



Los costos variables fueron calculados mediante la suma de los siguientes conceptos: Materia prima, Mano de obra directa, Servicios auxiliares (vapor, gas para horno, agua y electricidad).

<b>PUNTO DE EQUILIBRIO</b>	
<b>Costos fijos MM [U\$D/AÑO]</b>	7,82
<b>Costos variables [MM USD/AÑO]</b>	29,98
<b>Costo total [MM U\$D/AÑO]</b>	37,80
<b>Ingreso por ventas [MM U\$D/AÑO]</b>	89,98
<b>Punto de equilibrio</b>	14 %

<b>Capacidad</b>	<b>Costos fijos</b>	<b>Costos Variables</b>	<b>Costos Totales</b>	<b>Ingresos</b>	<b>Ganancia</b>
0 %	7,82	0	7,82	0	-7,82
1,00 %	7,82	0,2998	8,1198	0,8998	-7,22
2,00 %	7,82	0,5996	8,4196	1,7996	-6,62
3,00 %	7,82	0,8994	8,7194	2,6994	-6,02
4,00 %	7,82	1,1992	9,0192	3,5992	-5,42
5,00 %	7,82	1,4990	9,319	4,499	-4,82
6,00 %	7,82	1,7988	9,6188	5,3988	-4,22
7,00 %	7,82	2,0986	9,9186	6,2986	-3,62
8,00 %	7,82	2,3984	10,2184	7,1984	-3,02
9,00 %	7,82	2,6982	10,5182	8,0982	-2,42
10,00 %	7,82	2,9980	10,818	8,998	-1,82
11,00 %	7,82	3,2978	11,1178	9,8978	-1,22
12,00 %	7,82	3,5976	11,4176	10,7976	-0,62
13,00 %	7,82	3,8974	11,7174	11,6974	-0,02
<b>14,00 %</b>	<b>7,82</b>	<b>4,1972</b>	<b>12,0172</b>	<b>12,5972</b>	<b>0,58</b>
15,00 %	7,82	4,4970	12,317	13,497	1,18
16,00 %	7,82	4,7968	12,6168	14,3968	1,78
17,00 %	7,82	5,0966	12,9166	15,2966	2,38
18,00 %	7,82	5,3964	13,2164	16,1964	2,98
19,00 %	7,82	5,6962	13,5162	17,0962	3,58



Una vez confeccionada la gráfica se puede observar que, debido a la buena producción de la planta, debería trabajar a una capacidad muy pequeña (14 %) para poder cubrir los gastos necesarios de producción. Este valor brinda una noción aproximada del nivel de flexibilidad de la planta, ya que en caso de disminuir la producción, ante alguna eventualidad, los beneficios seguirían siendo mayores a los costos.

### 10.8. Construcción del diagrama de flujo de fondos

El diagrama de flujo de fondos presenta todos los ingresos y egresos que se realizan en los diversos períodos en los que se evalúa el proyecto. El objetivo final es el de poder calcular el flujo de fondo final de cada período, a través de los cuales se puede luego determinar la Tasa Interna de Retorno (*TIR*) y el Valor Anual neto (*VAN*).

**PROYECTO: OBTENCIÓN DE BUTADIENO**

**DIAGRAMA DE FLUJO DE FONDO 30% BANCO Y 70% ACCIONISTAS**

CAPEX	\$	-162
Años		10
Tasa de Corte		12%
IG		30%

*Criterios*    *Unidades*    *Millones de Dolares*  
*Tasas*            *Anuales*  
*Prestamos*      *Sistema Americano*

Erogación			
	1	8%	\$ -13
	2	70%	\$ -113
	3	22%	\$ -36

Prestamos			
Tipo	Bancario	Accionistas	
Prestamo %	30%	70%	
Prestamo	\$ 49	\$	113
Tasa	5%	7%	
Años	3	5	
Cuota anual	\$ -16,17	\$	-22,64
Interes	\$ -0,81	\$	-1,58
Pago Accionistas		\$	-24,22

Erogacion			
	1	2	3
Bancario	27%	73%	0%
	\$ 13	\$ 35	\$ -
Accionario	0%	69%	31%
	\$ -	\$ 78	\$ 35

Concepto	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Ventas	\$ -	\$ -	\$ 62,99	\$ 62,99	\$ 89,98	\$ 89,98	\$ 89,98	\$ 89,98	\$ 89,98	\$ 89,98	\$ 89,98	\$ 89,98	\$ 89,98
Butadieno			\$ 55,09	\$ 55,09	\$ 78,70	\$ 78,70	\$ 78,70	\$ 78,70	\$ 78,70	\$ 78,70	\$ 78,70	\$ 78,70	\$ 78,70
Hidrógeno			\$ 4,82	\$ 4,82	\$ 6,89	\$ 6,89	\$ 6,89	\$ 6,89	\$ 6,89	\$ 6,89	\$ 6,89	\$ 6,89	\$ 6,89
Otros			\$ 3,08	\$ 3,08	\$ 4,39	\$ 4,39	\$ 4,39	\$ 4,39	\$ 4,39	\$ 4,39	\$ 4,39	\$ 4,39	\$ 4,39
Compras	\$ -16,17	\$ -16,17	\$ -33,46	\$ -17,29	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70
Butano al 72%			\$ -17,29	\$ -17,29	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70	\$ -24,70
Cuota de Bancos	\$ -16,17	\$ -16,17	\$ -16,17	\$ - ,00	\$ - ,00	\$ - ,00	\$ - ,00	\$ - ,00	\$ - ,00	\$ - ,00	\$ - ,00	\$ - ,00	\$ - ,00
<b>Margen Bruto-M.Operativo</b>	<b>\$ -16,17</b>	<b>\$ -16,17</b>	<b>\$ 29,53</b>	<b>\$ 45,70</b>	<b>\$ 65,28</b>	<b>\$ 65,28</b>	<b>\$ 65,28</b>	<b>\$ 65,28</b>	<b>\$ 65,28</b>	<b>\$ 65,28</b>	<b>\$ 65,28</b>	<b>\$ 65,28</b>	<b>\$ 65,28</b>
<b>OPEX</b>			<b>\$ -10,42</b>	<b>\$ -11,06</b>	<b>\$ -12,96</b>	<b>\$ -12,96</b>	<b>\$ -12,96</b>	<b>\$ -12,96</b>	<b>\$ -12,96</b>	<b>\$ -12,96</b>	<b>\$ -12,96</b>	<b>\$ -12,96</b>	<b>\$ -12,96</b>
Fijos			\$ -6,74	\$ -6,90	\$ -7,10	\$ -7,10	\$ -7,10	\$ -7,10	\$ -7,10	\$ -7,10	\$ -7,10	\$ -7,10	\$ -7,10
Personal			\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12	\$ -1,12
Over Head			\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28	\$ -1,28
Mtto			\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23	\$ -3,23
Contratos			\$ -0,30	\$ -0,46	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65
Seguros			\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809	\$ -0,809
Varios/Otros			\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Variables			\$ -4	\$ -4	\$ -6	\$ -6	\$ -6	\$ -6	\$ -6	\$ -6	\$ -6	\$ -6	\$ -6
Vapor			\$ -1,86	\$ -1,86	\$ -2,66	\$ -2,66	\$ -2,66	\$ -2,66	\$ -2,66	\$ -2,66	\$ -2,66	\$ -2,66	\$ -2,66
Agua			\$ -0,58	\$ -0,58	\$ -0,83	\$ -0,83	\$ -0,83	\$ -0,83	\$ -0,83	\$ -0,83	\$ -0,83	\$ -0,83	\$ -0,83
Electricidad			\$ -0,14	\$ -0,14	\$ -0,20	\$ -0,20	\$ -0,20	\$ -0,20	\$ -0,20	\$ -0,20	\$ -0,20	\$ -0,20	\$ -0,20
Gas para horno			\$ -0,006	\$ -0,006	\$ -0,008	\$ -0,008	\$ -0,008	\$ -0,008	\$ -0,008	\$ -0,008	\$ -0,008	\$ -0,008	\$ -0,008
Antorcha			\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204	\$ -0,204
Comerciales			\$ -0,59	\$ -0,91	\$ -1,31	\$ -1,31	\$ -1,31	\$ -1,31	\$ -1,31	\$ -1,31	\$ -1,31	\$ -1,31	\$ -1,31
Impuestos			\$ -0,30	\$ -0,46	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65	\$ -0,65
<b>EBITDA</b>	<b>\$ -16</b>	<b>\$ -16</b>	<b>\$ 19</b>	<b>\$ 35</b>	<b>\$ 52</b>	<b>\$ 52</b>	<b>\$ 52</b>	<b>\$ 52</b>	<b>\$ 52</b>	<b>\$ 52</b>	<b>\$ 52</b>	<b>\$ 52</b>	<b>\$ 52</b>
Amortizaciones			\$ -16	\$ -16	\$ -16	\$ -16	\$ -16	\$ -16	\$ -16	\$ -16	\$ -16	\$ -16	\$ -16
<b>EBIT</b>	<b>\$ -16</b>	<b>\$ -16</b>	<b>\$ 3</b>	<b>\$ 18</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 36</b>
IG			\$ -	\$ -6	\$ -11	\$ -11	\$ -11	\$ -11	\$ -11	\$ -11	\$ -11	\$ -11	\$ -11
<b>EBT</b>	<b>\$ -16</b>	<b>\$ -16</b>	<b>\$ 19</b>	<b>\$ 29</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>
Intereses Bancarios	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1	\$ -1
Pago Accionistas			\$ -24	\$ -24	\$ -24	\$ -24	\$ -24	\$ -24	\$ -24	\$ -24	\$ -24	\$ -24	\$ -24
<b>NI</b>	<b>\$ -</b>	<b>\$ -17</b>	<b>\$ -41</b>	<b>\$ -6</b>	<b>\$ 5</b>	<b>\$ 17</b>	<b>\$ 17</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>	<b>\$ 41</b>
<b>CAPEX-Inversión</b>	<b>\$ 0</b>	<b>\$ 0</b>	<b>\$ -0</b>	<b>\$ -10</b>	<b>\$ -8</b>	<b>\$ -10</b>	<b>\$ -8</b>	<b>\$ -10</b>	<b>\$ -8</b>	<b>\$ -10</b>	<b>\$ -8</b>	<b>\$ -10</b>	<b>\$ 73</b>
Erogaciones	\$ -13	\$ -113	\$ -36										
Prestamos Bancarios	\$ 13	\$ 35	\$ -										
Accionistas	\$ -	\$ 78	\$ 35										
Paro			\$ -1	\$ -	\$ -1	\$ -	\$ -1	\$ -	\$ -1	\$ -	\$ -1	\$ -	\$ -
Catalizador			\$ -1,2	\$ -	\$ -1,2	\$ -	\$ -1,2	\$ -	\$ -1,2	\$ -	\$ -1,2	\$ -	\$ -
Continuidad			\$ -5	\$ -5	\$ -5	\$ -5	\$ -5	\$ -5	\$ -5	\$ -5	\$ -5	\$ -5	\$ -5
SMASS			\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2
Integridad			\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2	\$ -2
VS (si se evalua)													\$ 81
<b>Flujo de Fondo</b>	<b>\$ 0</b>	<b>\$ -17</b>	<b>\$ -42</b>	<b>\$ -16</b>	<b>\$ -3</b>	<b>\$ 7</b>	<b>\$ 9</b>	<b>\$ 32</b>	<b>\$ 33</b>	<b>\$ 32</b>	<b>\$ 33</b>	<b>\$ 32</b>	<b>\$ 114</b>
<b>Flujo Acumulado</b>	<b>\$ -16</b>	<b>\$ -58</b>	<b>\$ -74</b>	<b>\$ -77</b>	<b>\$ -70</b>	<b>\$ -61</b>	<b>\$ -29</b>	<b>\$ 4</b>	<b>\$ 36</b>	<b>\$ 69</b>	<b>\$ 101</b>	<b>\$ 215</b>	

VAN	\$ 36,02
TIR	19%
Pay Back	7



## 10.9. El valor actual neto

El Valor Actual Neto (*VAN*) es un indicador económico que se utiliza como criterio de inversión. Es el valor monetario que resulta de restar a la suma de los flujos descontados la inversión inicial. Esto equivale a comparar todas las ganancias esperadas contra todos los desembolsos necesarios para producir las ganancias, en términos de su valor equivalente en este momento o tiempo cero. Su cálculo se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$VAN = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+i)^t}$$

donde:

$F_t$ : Flujos de dinero en cada período de tiempo  $t$ .

$I_0$ : Inversión realizada en el momento inicial ( $t = 0$ ).

$n$ : Número de períodos de tiempo.

$i$ : Tipo de descuento o tasa de interés exigido a la inversión. Se considera como la Tasa Mínima Aceptable de Rendimiento (TMAR)

- $VAN > 0$ : El valor actualizado de los cobros y pagos futuros de la inversión, a la tasa de descuento elegida generará beneficios. El proyecto se acepta.
- $VAN = 0$ : No se aumenta el patrimonio de la empresa durante el horizonte de planeación estudiado, si la Tasa Mínima Aceptable de Rendimiento (TMAR) es igual al promedio de la inflación en ese período. Pero si la tasa aplicada fuese superior, el proyecto generaría ganancias. El proyecto podría aceptarse.
- $VAN < 0$ : El proyecto de inversión generará pérdidas o no es aceptable para la tasa de interés exigida, por lo que deberá ser rechazado.



Para el caso del presente proyecto se fijó una tasa de corte del 12 %, a partir de la cual, considerando los flujos obtenidos en la tabla anterior, se puede arribar al siguiente valor:

$$VAN = MMU\$D 36,02$$

El valor obtenido determina que el proyecto es aceptable a la tasa de rendimiento estipulada.

### 10.10. La tasa interna de retorno

La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (*TIR*) de una inversión es la media geométrica de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión. Diversos autores la conceptualizan como la tasa de descuento con la que el valor actual neto (*VAN*) es igual a cero.

La *TIR* puede utilizarse como indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor *TIR*, mayor rentabilidad; así, se utiliza como uno de los criterios para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la *TIR* se compara con una tasa mínima aceptable de rendimiento (TMAR) o tasa de corte. Si la tasa de rendimiento del proyecto - expresada por la *TIR*- supera la TMAR, se acepta la inversión; en caso contrario, se rechaza.

Para su cálculo, se iguala a cero la *VAN* y posteriormente se opera matemáticamente con valores supuestos esperados o probables de *TIR* y se itera hasta lograr la igualdad a cero como lo indica la ecuación.

$$VAN = 0$$

$$0 = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + TIR)^t}$$

Para este caso en particular se obtuvo un valor de *TIR* del 19 %, lo cual por ser mayor a la tasa de corte exigida, el proyecto puede considerarse aceptable.





### 10.11. Tiempo en que se paga la planta

Dicho tiempo es aquel que se tarda en recuperar la inversión inicial. Su cálculo se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Tiempo en que se paga la planta} = \frac{\text{Inversión total de capital}}{\text{Ganancia media anual}}$$

$$\text{Tiempo en que se paga la planta} = \frac{\text{U\$S } 162000000}{36563595 \text{ U\$S/año}}$$

$$\text{Tiempo en que se paga la planta} = 4,43 \text{ años} \approx 4 \text{ años } 4 \text{ meses}$$

Con respecto al payback del proyecto, el periodo en el cual el cálculo arroja un flujo de fondos acumulado positivo es a los 7 años del comienzo del mismo, por lo cual se considera que el proyecto posee una capacidad de recuperación económica aceptable.

### 10.12. Sensibilidad a las diferentes variables y toma de decisiones

#### Posibles escenarios para realización de proyecto

Se toman como posibles escenarios los siguientes casos: sin financiamiento, con 100 % financiado por accionistas y un financiamiento dado por un % de bancos y accionistas.

Se supone que serán 3 erogaciones dadas con un 8 % para el 1er año, 70 % para el 2do año y 22 % para el 3er año.

Se tiene un CAPEX de 162 MM U\$D, con una tasa de corte de 12 %, 10 años de operación y un impuesto a las ganancias del 30 %.

EROGACIÓN		
1	8 %	\$ -13
2	70 %	\$ -113
3	22 %	\$ -36



En base al estudio realizado al diagrama de flujo de fondo se calculó la **TIR** Y **VAN** para saber si es la más adecuada para la rentabilidad del proyecto.

A continuación, se detallan los posibles escenarios de financiamiento:

➤ **1er caso - Flujo de fondo sin financiamiento:**

<b>VAN [MM U\$D]</b>	<b>11,88</b>
<b>TIR</b>	<b>13 %</b>

➤ **2do caso - Flujo de fondo con 100 % accionista:**

Para el estudio realizado por 100 % accionistas se tomó la misma evaluación, se toma un pago de accionistas por un tiempo de 5 años y una tasa de interés anual del 7 %.

<b>VAN [MM U\$D]</b>	<b>29,38</b>
<b>TIR</b>	<b>17 %</b>

➤ **3er caso - Flujo de fondo con 30 % Banco y 70 % Accionistas:**

Para este caso se decide tomar un préstamos del 30 % de los bancos con un interés del 5 % a un plazo de 3 años, así mismo como de un 70 % de accionistas con una tasa de interés de 7 % a un plazo de 5 años.

<b>VAN [MM U\$D]</b>	<b>36,02</b>
<b>TIR</b>	<b>19 %</b>

Realizando el análisis de las tres opciones se opta por la elección del tercer caso expuesto para financiar el proyecto; ya que, de acuerdo a los valores obtenidos, la **TIR** y **VAN** indican un buen desempeño y que el proyecto es más rentable en comparación con los restantes.

Una vez determinada esta elección de financiamiento se procederá a realizar el análisis de sensibilidad. Para esto se modificaron diferentes variables para poder evaluar así la variación de la **VAN** y la **TIR** luego de los cambios. Las variables que se seleccionaron fueron:



- ✓ Aumento de CAPEX
- ✓ Aumento de costos (materia prima, servicios auxiliares y tasa de interés bancario)
- ✓ Disminución de las ventas
- ✓ Incendio de la planta (en este caso se tendrá en cuenta como aproximación seis meses de paro de planta y un porcentaje del 30 % del costo de inversión en equipos como gastos de reparación)

VARIACIÓN	PORCENTAJE	VAN	TIR
Aumento de la inversión inicial	20 %	10,20	14 %
	25 %	3,71	13 %
	30 %	-2,71	12 %
Aumento de costos	10 % Materia prima	23,57	17 %
	30 % Servicios aux		
	100 % Interés bancario		
	20 % Materia prima	16,41	15 %
	30 % Servicios aux.		
	100 % Interés bancario		
Disminución del precio de venta	10 %	9,94	15 %
	15 %	-3,1	11 %
Incendio de la planta	30 % inversión equipos y 6 meses de paro	13,23	15 %

Tabla 10.7: Valores del análisis de sensibilidad según el escenario

## CONCLUSIÓN:

Del análisis de la evaluación económica y el estudio de sensibilidad se puede concluir que, si bien el proyecto es riesgoso frente a los escenarios más desfavorables, es conveniente invertir debido a los beneficios que este otorgaría.

Ante los diferentes escenarios de sensibilidad, se puede apreciar que el proyecto no presenta una variación significativa frente al aumento en los costos de materia prima y servicios auxiliares. Sin embargo, es muy sensible a la variación del precio de venta del butadieno, por lo cual, a fin de minimizar los riesgos, se deberá poner hincapié en la elaboración de contratos de venta que aseguren un volumen de venta mínimo y un precio preestablecido.



En el caso de que la inversión inicial aumente hasta un 25 % el proyecto sigue siendo rentable en las condiciones planteadas. En cuanto al análisis de sensibilidad para el caso de incendio de la planta, si bien el valor de *TIR* obtenido está dentro de los límites aceptables igual es conveniente, debido al elevado riesgo, reforzar la inversión en materia de seguridad para la prevención de incendios, así como también en la contratación de seguros.



## 11. BIBLIOGRAFÍA

### 11.1. Libros

- Donald Q. Kern, (1999) "*Procesos de Transferencia de Calor*" – ISBN 968-26-1040-0 – Trigésima Primera Reimpresión, México, 1999 – Compañía Editorial Continental, S.A. DE C.V. MÉXICO.
- Fogler, H. Scott (2008) "*Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas*" – ISBN 978-970-26-1198-1 – Cuarta Edición – Pearson
- Mc Cabe; Smith; Harriott (2007) "*Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*" – ISBN 978-970-10-6174-9 – Séptima Edición – McGraw Hill.
- Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus, Ronald E. West, (2003) "Plant Design and Economics for Chemical Engineer's" - ISBN 978-0072392661 - Quinta Edición – Mc Graw-Hill Education

### 11.2. Publicaciones periódicas

- AGOSBA, ILPLA, SHN. 1997. Calidad de las aguas de la franja costera sur del Río de la Plata (San Fernando-Magdalena), Consejo Permanente para el monitoreo de las Aguas de la Franja Costera Sur del Río de la Plata, Buenos Aires. 119 pp.
- Colombo, JC; Khalil, MF; Horth, AC; Catoggio, JA. (1990). Distribution of chlorinated pesticides and individual polychlorinated biphenyls in biotic and abiotic compartments of the Río de la Plata, Argentina. *Environmental Science and Technology* 24:498-505.
- FREPLATA (Proyecto Protección Ambiental del Río de la Plata y su Frente Marítimo: Prevención y Control de la Contaminación y Restauración de Hábitats). 2002. Taller "Bioensayos Aplicados a Sedimentos".
- Martins Barriga, A. (2019). Análisis de Contaminantes en Agua y Sedimentos del Río de La Plata. Informe de Práctica Profesional Supervisada. CITEMA, UTN-FRLP.
- Ronco, A. 1997. Hierro y manganeso en agua y sedimentos del Río de la Plata y Tributarios, Taller Internacional Hierro y Manganeso, Buenos Aires, Argentina, Noviembre de 1997. AIDIS Argentina, IWSA-AIDE. 7 pp.



- Ronco, AE; Sobrero, MC; & Bulus Rossini, GD (1993). Pollution studies in the Río Santiago basin, tributary of the Río de la Plata estuary: Preliminary risk assessment evaluation. *Bull. Environ. Contam. Toxicol*, 51:657-664.
- Salibian, A. 2006. Ecological assessment of the highly polluted Reconquista River of Argentina. *Rev. Environ. Contam. Toxicol.*, 185: 35-65.
- Verrengia Guerrero, NR; Kesten, EM. (1994). Levels of heavy metals in waters from the La Plata River, Argentina: An approach to assess bioavailability. *Bull. Environ. Contam. Toxicol*, 52: 254-260.
- Villar, C; Stripeikis, J; D'huicque, L; Tudino, M; Bonetto, C. (2002). Concentration and transport of particulate nutrients and metals in the Lower Paraná River during extreme flooding. *Archivfur Hydrobiologie*, 153(2): 273-286.
- Villar, C; Stripeiskis, J; Tudino, MD; Huicque, L; Troccoli, O; Bonetto, C. 1999. Trace metal concentrations in coastal marshes of the Lower Paraná River and the Río de la Plata Estuary. 1999. *Hydrobiologia*, 397: 187-195.
- Martínez, OR; Hurtado, MA; Giménez, JE. (2006). Caracterización ambiental de los humedales costeros del río de la Plata. provincia de Buenos Aires, Argentina. *Revista UnG – Geociências* 5, (1): 55-64
- Groeber, P. 1945. Las aguas surgentes y semisurgentes del norte de la Provincia de Buenos Aires. *Rev. La Ingeniería*. XLIX, 6: 371-387. Buenos Aires.
- Bazán, JM; Alberino, JC; Varriano, N; Cariello, J; Kruse, E; Rojo A; Deluchi M; Laurencena P. (2011). cuencas del arroyo el pescado y del gato en los partidos de La Plata, Berisso y Ensenada. Tercera Reunión Anual PROIMCA Primera Reunión Anual PRODECA, Agosto, 2011, 11p.
- Auge, M. (2004). Regiones Hidrogeológicas de la República Argentina. Facultad de Ciencias Exactas, Universidad Nacional de Buenos Aires, 111p.
- Auge, M. (1986). Hydrodynamic Behavior of the Puelche Aquifer in Matanza River Basin. *Ground Water* 24 (5): 636-642. Dublin, Ohio.



### 11.3. Páginas web formato html

- Camuzzi, “*Tarifas de grandes clientes vigente*” (2021) - <https://www.camuzzigas.com/tarifas-vigentes>- Fecha de consulta: 02/2022.
- Institución Argentino del Petróleo y del gas, “Producción de gas Butano en 2019” & “Producción de gas Butano en 2020” [https://www.iapg.org.ar/web\\_iapg/sectores/estadisticas/productos/listados/listado\\_todos\\_los\\_productos.htm](https://www.iapg.org.ar/web_iapg/sectores/estadisticas/productos/listados/listado_todos_los_productos.htm) - Fecha de consulta: 06/2021
- Ministerio de Hacienda y Finanzas Públicas, “*Informes de Cadenas de Valor*”, (2016), [https://www.researchgate.net/profile/Paula-Nahirnak/publication/308891805\\_Informes\\_de\\_Cadenas\\_de\\_Valor\\_Petroquimica\\_y\\_Plastica/links/57f5427708ae280dd0b8dcb3/Informes-de-Cadenas-de-Valor-Petroquimica-y-Plastica.pdf](https://www.researchgate.net/profile/Paula-Nahirnak/publication/308891805_Informes_de_Cadenas_de_Valor_Petroquimica_y_Plastica/links/57f5427708ae280dd0b8dcb3/Informes-de-Cadenas-de-Valor-Petroquimica-y-Plastica.pdf)
- Omar Raúl MARTÍNEZ, Martín Adolfo HURTADO, Jorge Eloy GIMÉNEZ. (2006), “*CARACTERIZACIÓN AMBIENTAL DE LOS HUMEDALES COSTEROS DEL RÍO DE LA PLATA. PROVINCIA DE BUENOS AIRES, ARGENTINA*”. <http://revistas.ung.br/index.php/geociencias/article/view/96>

### 11.4. PDF de páginas web

- Felipe Díaz del Castillo Rodríguez (2018), “*Recipientes a presión*”. [http://olimpia.cuautitlan2.unam.mx/pagina\\_ingenieria/mecanica/mat/mat\\_mec/m5/Rrecipientes%20a%20presion.pdf](http://olimpia.cuautitlan2.unam.mx/pagina_ingenieria/mecanica/mat/mat_mec/m5/Rrecipientes%20a%20presion.pdf)
- LUMMUS CATADIENE® (2016), “*n-Butane Dehydrogenation Unit for Butadiene Production, Technical Information*”. [https://dlscrib.com/queue/butadien-production-scribd-file-pdf\\_58e041e4dc0d60a5228970da\\_pdf?queue\\_id=59bfcc1608bbc55311686f29](https://dlscrib.com/queue/butadien-production-scribd-file-pdf_58e041e4dc0d60a5228970da_pdf?queue_id=59bfcc1608bbc55311686f29)
- Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos “*ASME, Normas y Certificación*”. [https://www.asme.org/wwwasmeorg/media/resourcefiles/aboutasme/who%20we%20are/standards\\_and\\_certification/scstudentbr\\_aug15r3-\(002\).pdf](https://www.asme.org/wwwasmeorg/media/resourcefiles/aboutasme/who%20we%20are/standards_and_certification/scstudentbr_aug15r3-(002).pdf)
- Drejc Kopač, Damjan Lašič Jurković, Blaž Likozar\*, and Matej Huš (2020), “*First-Principles-Based Multiscale Modelling of Nonoxidative Butane Dehydrogenation on Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (0001)*”. <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/acscatal.0c03197>





- S.Carrà L. Forni C. Vintani (1967), “Kinetics and mechanism in catalytic dehydrogenation of n-butane over chromia-alumina”  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/0021951767901947>
- Mg. Sonia Alejandra Bocanegra (2009), “Catalizadores multimetálicos soportados en espinelas para obtención selectiva de olefinas a partir de parafinas livianas”  
<https://bibliotecavirtual.unl.edu.ar:8443/handle/11185/133>
- Barja Camargo, Franco Noe & Alejandro Santillan, Jhanela Lisbeth (2019), “SIMULACIÓN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DEL BUTADIENO POR DESHIDROGENACIÓN CATALÍTICA DE N- BUTANO”  
<https://xdocs.pl/doc/informe-final-de-simulacion-produccion-de-butadieno-01-copia-2docx-vo9mj4p06d8j>
- Sena González Julia (2016), “Ingeniería básica de una planta de deshidrogenación de propano para la producción de propileno”  
<https://idus.us.es/bitstream/handle/11441/42247/TFG%20Julia%20Sena.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Castro Serrano Malcon Martín; Mendoza Agudelo Álvaro Andrés (2017), “ESTADO DEL ARTE DEL PROCESO DE DESHIDROGENACIÓN DEL PROPANO PARA LA PRODUCCIÓN DE PROPILENO”  
[http://bibliotecadigital.usb.edu.co/bitstream/10819/4534/1/Estado%20del%20arte%20del%20proceso\\_Malcon%20Castro%20S\\_2017.pdf](http://bibliotecadigital.usb.edu.co/bitstream/10819/4534/1/Estado%20del%20arte%20del%20proceso_Malcon%20Castro%20S_2017.pdf)
- Martínez Cañibano Lander (2020), “Diseño preliminar de una instalación de deshidrogenación de propano: Proceso Oleflex”  
[https://addi.ehu.es/bitstream/handle/10810/49059/TFG\\_Martinez\\_Canibano\\_Lander.pdf?sequence=2&isAllowed=y](https://addi.ehu.es/bitstream/handle/10810/49059/TFG_Martinez_Canibano_Lander.pdf?sequence=2&isAllowed=y)
- Instituto Argentino del Petróleo Y gas (2019), “La Industria Argentina de los Hidrocarburos” <https://www.aogexpo.com.ar/OverviewEN.pdf>
- Fichas de datos de seguridad – Braskem <http://www.braskem.com.br>
- CATOFIN® PROPANE DEHYDROGENATION TECHNOLOGY,  
<https://www.clariant.com/es/Solutions/Products/2019/06/05/11/49/CATOFIN-311>  
DATA SHEET CATOFIN PROPANE DEHYDROGENATION TECHNOLOGY  
201908 EN