

Universidad Tecnológica Nacional – Facultad Regional La Plata

DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO PARA PRODUCCIÓN DE PROPILENO

Integración V - Proyecto Final

Carrera: Ingeniería Química

ALUMNOS:

- ✓ Roig, Solange Guadalupe
- ✓ Tang Arroyo, Alexander X.

DOCENTES:

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

Año 2020



AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, queremos expresar nuestro agradecimiento conjunto a los Docentes Ing. Juan Vrcic e Ing. Hernán Rueda, que en la situación atípica que nos tocó vivir nos guiaron con paciencia y dedicación en la realización del proyecto e hicieron que las cursadas y las consultas a través de una pantalla sean más llevaderas.

También queremos agradecer a los docentes de la Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional La Plata, a quienes les debemos nuestros conocimientos. Gracias por su paciencia, por su diligencia y por acompañarnos en nuestros años de carrera.

A Solange Roig le gustaría expresar su agradecimiento a:

A mi Papá, Carlos Roig, que hace un año nos dejó. Por su loco amor, siempre hizo todo lo posible, junto a mí mamá, para que mis hermanos y yo pudiéramos realizar nuestros estudios y fue el que más creyó en mí, aun en esos momentos en que ni yo creía que era capaz. Sé que estaría muy orgulloso en estos momentos.

A mi Mamá, Irma Godoy, por su amor, dedicación y apoyo incondicional. A mi hermana, Rocío Roig, por su apoyo, por estar ahí cuando la necesité, un gran sostén para mí en la ciudad de las diagonales. Sin ellas esto no hubiera sido posible. A toda mi familia, gracias.

A mi compañero, Javier Navarro, que me incentiva y ayuda cada día, por su amor y comprensión, que no me deja caer y creen en mí.

Agradezco a mis amigos y amigas de Salto, Rosario y La Plata que estuvieron y están en las buenas y las malas, siempre al pie del cañón, aún más en la enfermedad de mi viejo, fueron una gran red de contención para mí.

En especial quiero agradecer a mi amigo, Alexander Tang, que se convirtió en un hermano, con quien tengo el agrado de compartir este proyecto. Gracias amigo, porque siempre tuviste las palabras justas y no me dejaste caer nunca, me abriste las puertas de tu casa, me ayudaste y creíste en mí.

Por último, agradecer a cada persona que se cruzó en esta etapa, cada una de ellas fue fundamental para mi crecimiento personal.

A Alexander Tang le gustaría expresar su agradecimiento a:

A toda mi familia, pero en especial a mi papá, Jaime Tang, mi mamá, Carmen Arroyo, y mi hermano, Braian Tang, quienes me apoyaron y acompañaron a lo largo de mi carrera. Les debo mi profesión. Gracias por creer en mí, por su amor y su paciencia.

A mis amigos y compañeros de estudio, quienes me acompañaron y aconsejaron a lo largo de la carrera. Matías Lasala, Solange Roig, Axel Cardoza C. y Germán González F.: son mi familia.

A mi compañera, Micaela Sarda, quien me acompañó y apoyó en todas mis noches de estudio y en los días difíciles. Gracias por estar a mi lado, por tu contención y amor.

A mis compañeros y mentores, Ing. Ricardo Zamponi e Ing. Luciano Sejas, quienes me abrieron las puertas de la Cátedra Química Inorgánica de nuestra Regional y me aceptaron y guiaron en el camino de la docencia.

Finalmente, quiero realizar un agradecimiento especial al Ing. Luciano Sejas, por su orientación, sugerencias y atención a mis consultas a lo largo del proyecto y durante mi carrera. Gracias por tu guía y amistad.



Contenido

| | |
|---|----|
| 1. OBJETIVO..... | 6 |
| 2. ALCANCE DEL PROYECTO | 6 |
| 3. ESTUDIO DE MERCADO | 7 |
| 3.1. El producto, sus características | 7 |
| 3.3. Evolución de la producción | 13 |
| 3.4. Consumo Histórico..... | 14 |
| 3.5. Proyecciones de demanda | 15 |
| 3.6. Productos sustitutos..... | 17 |
| 3.7. Materia prima | 17 |
| 3.8. Determinación de la capacidad de producción de la nueva planta | 18 |
| 3.9. Competencia de Materias Primas | 18 |
| 3.10. Variables macroeconómicas | 19 |
| 4. UBICACIÓN DE LA PLANTA | 20 |
| 4.1. Macro/Micro localización..... | 20 |
| 4.2. Factores primarios y específicos..... | 25 |
| 4.3. Métodos para determinar la ubicación, preliminares y finales. Ubicación seleccionada y justificación..... | 26 |
| 4.4. Evaluación y análisis del impacto ambiental..... | 27 |
| 4.5. Estudios de clima..... | 31 |
| 4.6. Estudios de requisitos legales (nacionales, provinciales y municipales, incluyendo los medioambientales)..... | 34 |
| 4.7. Estudios de suelos..... | 45 |
| 4.7.1. Muestras del agua freática y suelos de diferentes profundidades . | 46 |
| 4.8. Las comunidades vecinas..... | 49 |
| 4.9. Mano de obra..... | 50 |
| 4.10. Logística | 51 |
| 4.11. Conclusiones | 51 |
| 5. ELECCIÓN DEL PROCESO ÓPTIMO – SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA | 52 |
| 5.1. Descripción de los distintos procesos posibles..... | 52 |



| | | |
|--------|---|-----|
| 5.2. | Análisis de las ventajas y desventajas de cada uno | 59 |
| 5.3. | Selección del óptimo..... | 61 |
| 5.4. | Patentes..... | 62 |
| 5.5. | Descripción detallada del proceso elegido..... | 62 |
| 5.6. | Diagrama de producción (diagrama de bloques) | 65 |
| 5.7. | Construcción del diagrama de flujo (PFD). Balance de masa y energía | 65 |
| 6. | DISEÑO BÁSICO | 70 |
| 6.1. | Determinación de las bases de diseño principales en los límites de la batería | 70 |
| 6.2. | Diseño básico de los equipos principales y auxiliares | 71 |
| 6.2.1. | Diseño de Bomba J-7001 | 71 |
| 6.2.2. | Diseño de Separador Vertical F-7001..... | 87 |
| 6.2.3. | Especificación de Horno H-7001..... | 92 |
| 6.2.4. | Diseño de Reactor R-7001/R-7002..... | 100 |
| 6.2.5. | Diseño de Aeroenfriador EA-7001 | 111 |
| 6.2.6. | Selección de Compresor JC-7001 | 119 |
| 6.2.7. | Diseño de Intercambiador de Calor E-7004..... | 128 |
| 6.2.8. | Diseño de Columna de Destilación C-7001 | 140 |
| 6.2.9. | Especificación de Tanque de Almacenamiento TK-7001..... | 155 |
| 6.3. | Requerimientos de servicios auxiliares..... | 162 |
| 6.3.1. | Vapor | 162 |
| 6.3.2. | Agua de enfriamiento..... | 162 |
| 6.3.3. | Gas combustible | 162 |
| 7. | DIAGRAMAS Y PLANOS | 163 |
| 7.1. | P&ID. Análisis de fallas. Sistemas de parada de emergencia | 163 |
| 7.2. | Plano de distribución de áreas..... | 169 |
| 8. | ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL..... | 171 |
| 8.1. | Introducción | 171 |
| 8.2. | Nivel de complejidad ambiental | 171 |



| | | |
|---------|--|-----|
| 8.3. | Identificación de actividades con impacto ambiental (fase construcción, producción y abandono), formas de mitigarlos | 175 |
| 8.4. | Identificación de factores del medio potencialmente afectados ecosistema y sociedad (no solo factores económicos, sino salud y calidad de vida)..... | 177 |
| 8.5. | Matriz de Leopold | 178 |
| 8.5.1. | Matriz de valoración de efectos | 178 |
| 8.6. | Riesgos en operación. Riesgos en transporte de Materia Prima y Producto. Formas de mitigación | 185 |
| 8.7. | Comunicación con colectivos sociales. Comité de crisis | 191 |
| 8.8. | Conclusiones | 192 |
| 9. | ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA Y SELECCIÓN DEL PERSONAL | 192 |
| 9.1. | Problemas generales de organización..... | 192 |
| 9.2. | Organigrama..... | 192 |
| 9.3. | Horarios y turnos..... | 197 |
| 9.4. | Planilla de sueldos | 199 |
| 9.5. | Seguridad industrial Ley N° 19587..... | 200 |
| 9.6. | Vinculación con sindicatos (CCT) | 200 |
| 9.7. | Riesgos laborales – ART | 201 |
| 9.7.1. | Seguro de vida obligatorio | 201 |
| 9.7.2. | Accidente laboral | 202 |
| 9.7.3. | Enfermedad inculpable | 202 |
| 9.8. | Selección, incorporación y capacitación | 202 |
| 10. | CÁLCULO ECONÓMICO..... | 203 |
| 10.1. | Inversiones | 203 |
| 10.1.1. | Capital Fijo. Concepto..... | 203 |
| 10.1.2. | Métodos preliminares y finales para estimarlo | 203 |
| 10.2. | Capital de trabajo..... | 206 |
| 10.2.1. | Activo circulante..... | 206 |
| 10.2.2. | Pasivo circulante..... | 207 |
| 10.3. | Costos de fabricación y ventas | 208 |



| | |
|---|-----|
| 10.3.1. Ingresos por ventas | 209 |
| 10.3.2. Estructura del costo. Costos fijos y variables. Seguros | 209 |
| 10.4. Diagrama del punto de equilibrio | 212 |
| 10.5. Construcción del diagrama de flujo de fondos | 214 |
| 10.6. El valor actual neto | 214 |
| 10.7. La tasa interna de retorno | 215 |
| 10.8. Distintas técnicas para la toma de decisión | 215 |
| 10.9. Payback | 221 |
| 10.10. Análisis de sensibilidad | 221 |
| 10.11. Conclusión | 224 |
| 11. BIBLIOGRAFÍA | 224 |
| 11.1. Libros | 224 |
| 11.2. Publicaciones periódicas | 225 |
| 11.3. Páginas web formato html | 225 |
| 11.4. PDF de páginas web..... | 225 |



1. OBJETIVO

Los objetivos que persigue la realización del presente proyecto son los que se dictan a continuación:

- Desarrollo de Ingeniería Básica para aprobación de inversión de una planta de obtención de Propileno por deshidrogenación catalítica de Propano, que será vendido a la Empresa PetroCuyo (ex Petroken) para la elaboración de Polipropileno.
- El hidrógeno producido en el proceso será utilizado en CILP de YPF.

Hipótesis de trabajo: YPF ha realizado el llamado a licitación a distintos grupos de ingeniería para la elaboración de propuestas para la instalación de una nueva planta y nuestra empresa 'Propanamigos SRL', ha sido seleccionado para desarrollar el análisis técnico y económico, para toma de decisión de inversión, cumpliendo con todas las especificaciones técnicas, de seguridad y medioambiente de la compañía.

Se ha analizado que la empresa PetroCuyo (ex Petroken) tiene previsto una ampliación de su capacidad en el próximo lustro, de acuerdo con su plan estratégico. A su vez, se cuenta con la información de que se encuentra trabajando actualmente a baja carga por falta de materia prima (propileno). Este escenario hace interesante el proyecto en estudio.

2. ALCANCE DEL PROYECTO

Desarrollo de estudio de viabilidad técnico – económico, para la instalación de una planta de deshidrogenación de propano con capacidad de procesamiento de propano de 109.500 Tn/año.

El desarrollo del estudio implica realizar FEL I, FEL II Y FEL III, en un período de tiempo no superior a un año, debiendo entregar la información para toma de decisión en diciembre de 2020. Esto incluye localización en el predio y estudios de OFFSITES.

Así mismo dentro del alcance de este trabajo se solicita un estudio de EPC con tipo de contrato a utilizar y cronograma de ejecución de la obra y fecha de PEM.



3. ESTUDIO DE MERCADO

3.1. El producto, sus características

El propileno o propeno es un hidrocarburo que a temperatura ambiente y a presión atmosférica se encuentra en estado gaseoso. Es un gas incoloro de olor aromático. Se transporta en forma de gas licuado y, cuando se escapa de los recipientes que lo contienen, lo hace en forma de gas o líquido. A bajas concentraciones forma una mezcla explosiva e inflamable con el aire, siendo la densidad del propileno mayor que la del aire. Tiene un olor semejante al petróleo, pero de menor intensidad. Presenta un momento dipolar ya que, aunque carece de un enlace polar fuerte, su molécula es asimétrica.

Asimismo, el propileno es un isómero estructural del ciclopropano (tienen la misma fórmula química C_3H_6). Se presenta en la naturaleza como consecuencia de los procesos de vegetación y fermentación. Artificialmente se produce durante el procesamiento de los combustibles fósiles como el petróleo, el gas natural y, en menor grado, del carbono. El propileno es un producto de la refinación del petróleo en un procedimiento de desdoblamiento de las moléculas de hidrocarburos de gran tamaño para generar hidrocarburos pequeños de gran demanda.

El propileno también puede obtenerse usando diferentes metodologías:

- Haciendo reaccionar en forma reversible el etileno y el buteno, donde los dobles enlaces se rompen y reformulan para dar el propileno.
- Mediante un proceso de deshidrogenación (pérdida de hidrógeno) del propano.
- Como parte de un programa de producción de olefinas a partir de metanol (MTO) se produjo propileno a partir del metanol. Este se pasaba por el catalizador zeolita, el cual promueve su deshidratación y conduce a la formación de etileno y propileno.

El propileno se vende en el mercado bajo diferentes nombres en función de su pureza: grado refinería, grado químico y grado polímero. El propileno grado polímero (PGP) es una especificación a una concentración molar de 99,5% mínimo de pureza en propileno, con un máximo de 0.5% de propano, más trazas de otros compuestos como metano, etano, etileno, compuestos sulfurados e hidrógeno, entre otros.

A continuación, se presenta la hoja de seguridad del propileno.



| | |
|---|------------------------------------|
| PROPILENO Metiletileno Propeno Metileteno | ICSC: 0559 (Noviembre 1998) |
| CAS: 115-07-1 Nº ONU: 1077 CE: 204-062-1 | |

| | PELIGROS | PREVENCIÓN | LUCHA CONTRA INCENDIOS |
|-----------------------------|---|---|---|
| INCENDIO Y EXPLOSIÓN | Extremadamente inflamable. Las mezclas gas/aire son explosivas. | Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar. Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (p. ej., mediante conexión a tierra) si aparece en estado líquido. | Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con polvo, dióxido de carbono. En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. NO poner en contacto directo con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido. |

| | SÍNTOMAS | PREVENCIÓN | PRIMEROS AUXILIOS |
|-------------------|---------------------------------------|---|--|
| Inhalación | Somnolencia. Asfixia. Ver Notas. | Usar ventilación. | Aire limpio, reposo. Puede ser necesaria respiración artificial. Proporcionar asistencia médica. |
| Piel | EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN. | Guantes aislantes del frío. | EN CASO DE CONGELACIÓN: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica. |
| Ojos | Ver Piel. | Utilizar gafas de protección de montura integral o pantalla facial. | Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica. |
| Ingestión | | No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo. | |

| DERRAMES Y FUGAS | CLASIFICACIÓN Y ETIQUETADO |
|--|--|
| ¡Evacuar la zona de peligro! ¡Consultar a un experto! Ventilar. Eliminar toda fuente de ignición. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. Protección personal: traje de protección química, incluyendo equipo autónomo de respiración. | Conforme a los criterios del GHS de la ONU |
| ALMACENAMIENTO | Transporte |
| A prueba de incendio. Fresco. | Clasificación ONU |
| ENVASADO | Clase de Peligro ONU: 2.1 |

| | | | |
|--|--|---|--|
| | | La información original ha sido preparada en inglés por un grupo internacional de expertos en nombre de la OIT y la OMS, con la asistencia financiera de la Comisión Europea. © OIT y OMS 2018 | |
|--|--|---|--|



| | | |
|---|---|--|
| PROPILENO | | ICSC: 0559 |
| INFORMACIÓN FÍSICO-QUÍMICA | | |
| Estado físico; aspecto GAS INCOLORO COMPRIMIDO LICUADO. | Fórmula: C ₃ H ₆ / CH ₂ CHCH ₃ | Masa molecular: 42.1 |
| Peligros físicos El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas. | Punto de ebullición: -48°C | Punto de fusión: -185°C |
| Peligros químicos Reacciona violentamente con oxidantes. Esto genera peligro de incendio y explosión. | Densidad relativa (agua = 1): 0.5 | Solubilidad en agua: escasa |
| | Presión de vapor, kPa a 25°C: 1158 | Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.5 |
| | Punto de inflamación: gas inflamable | Temperatura de autoignición: 460°C |
| | Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 2.4-10.3 | Coefficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 1.77 |
| EXPOSICIÓN Y EFECTOS SOBRE LA SALUD | | |
| Vías de exposición La sustancia se puede absorber por inhalación. | Riesgo de inhalación Al producirse pérdidas en zonas confinadas, esta sustancia puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno en el aire. | |
| Efectos de exposición de corta duración La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central. La exposición podría causar disminución del estado de alerta. Ver Notas. | Efectos de exposición prolongada o repetida | |
| LÍMITES DE EXPOSICIÓN LABORAL | | |
| TLV: 500 ppm como TWA; A4 (no clasificado como cancerígeno humano) | | |
| MEDIO AMBIENTE | | |
| NOTAS | | |
| Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. | | |
| INFORMACIÓN ADICIONAL | | |
| - Límites de exposición profesional (INSHT 2012): VLA-ED: 500 ppm - Nº de índice (clasificación y etiquetado armonizados conforme al Reglamento CLP de la UE): 601-011-00-9 - Clasificación UE Pictograma: F+; R: 12; S: (2)-9-16-33 | | |



3.2. El subproducto, sus características

El hidrógeno es el elemento químico más simple y más abundante del universo. Es un gas insípido, inodoro e incoloro a temperatura ambiente y es unas 14 veces más liviano que el aire. Se encuentra principalmente en forma de gas y también unido a otros elementos formando gran variedad de compuestos como el agua y la mayoría de los compuestos orgánicos. La molécula consiste en dos átomos de hidrógeno (H_2) enlazados por un enlace covalente. Su punto de fusión se encuentra a $-259\text{ }^\circ\text{C}$, mientras que su punto de ebullición se encuentra a partir de los $-253\text{ }^\circ\text{C}$. Es el elemento más inflamable de todos los conocidos y su mezcla con el aire puede resultar explosiva.

Una de las propiedades más relevantes de este elemento químico es el poder reductor. Cuando se expone a temperaturas elevadas, reacciona con algunos óxidos reduciéndolos.

El principal destino del hidrógeno es su utilización para producción de amoníaco (en su mayoría para fertilizantes) y para la industria petroquímica –refinación de hidrocarburos– y la producción de metanol, el cual tiene diversos usos industriales y también interviene en la formulación de combustibles. Adicionalmente, tiene aplicaciones en la industria alimenticia, y la producción siderúrgica y metalúrgica.

En la refinación de hidrocarburos, el hidrógeno se emplea principalmente en los procesos de hidrotratamiento y reformado catalítico.

El hidrógeno, actualmente, se maneja en el mercado a un valor promedio de 2700 USD/Tn.


Se presenta, a continuación, la hoja de seguridad del hidrógeno.






| | |
|-----------------------|--------------------------------|
| HIDRÓGENO | ICSC: 0001 (Abril 2014) |
| CAS: 1333-74-0 | |
| N° ONU: 1049 | |
| CE: 215-605-7 | |

| | PELIGROS | PREVENCIÓN | LUCHA CONTRA INCENDIOS |
|-----------------------------|---|---|--|
| INCENDIO Y EXPLOSIÓN | Extremadamente inflamable. Muchas reacciones pueden producir incendio o explosión. Las mezclas gas/aire son explosivas. | Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar. Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas. No manipular botellas con las manos grasientas. | Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con agua pulverizada, polvo, dióxido de carbono. En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido. |

| Usar controles apropiados en el proceso. | | | |
|--|--|-----------------------------|---|
| | SÍNTOMAS | PREVENCIÓN | PRIMEROS AUXILIOS |
| Inhalación | Vértigo. Dolor de cabeza. Apatía. Asfixia. | Usar ventilación. | Aire limpio, reposo. |
| Piel | EN CONTACTO CON GAS: CONGELACIÓN. | Guantes aislantes del frío. | EN CASO DE CONGELACIÓN: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica inmediatamente. |
| Ojos | EN CONTACTO CON GAS: CONGELACIÓN. | Utilizar pantalla facial. | EN CASO DE CONGELACIÓN: enjuagar con agua abundante. Proporcionar asistencia médica inmediatamente. |
| Ingestión | | | |

| DERRAMES Y FUGAS | CLASIFICACIÓN Y ETIQUETADO |
|---|---|
| ¡Evacuar la zona de peligro! ¡Consultar a un experto! Ventilar. Eliminar toda fuente de ignición. Eliminar el vapor con agua pulverizada. | Conforme a los criterios del GHS de la ONU  PELIGRO Gas extremadamente inflamable Contiene gas a presión; puede explotar si se calienta Transporte Clasificación ONU Clase de Peligro ONU: 2.1 |
| ALMACENAMIENTO | |
| A prueba de incendio. Fresco. Ventilación a ras del suelo y techo. Separado de materiales oxidantes. | |
| ENVASADO | |

| | | | |
|---|---|---|--|
|  Organización Internacional del Trabajo |  Organización Mundial de la Salud | La información original ha sido preparada en inglés por un grupo internacional de expertos en nombre de la OIT y la OMS, con la asistencia financiera de la Comisión Europea. © OIT y OMS 2018 |  European Commission |
|---|---|---|--|



| | | |
|---|---|---|
| HIDRÓGENO | | ICSC: 0001 |
| INFORMACIÓN FÍSICO-QUÍMICA | | |
| Estado físico; aspecto GAS INODORO INCOLORO COMPRIMIDO. | Fórmula: H ₂ | Masa molecular: 2.0 |
| Peligros físicos El gas se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas. El gas es más ligero que el aire. | Punto de ebullición: -253°C | Punto de fusión: -259°C |
| Peligros químicos El calentamiento intenso puede originar combustión violenta o explosión. Reacciona violentamente con halógenos, materiales oxidantes y grasas. Esto genera peligro de incendio y explosión. Los metales catalizadores tales como el platino o el níquel aumentan este tipo de reacciones. | Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0.07 | Punto de inflamación: gas inflamable |
| | Temperatura de autoignición: 580°C | Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 4-75 |
| | Presión de vapor, kPa a 25°C: 165320 | Solubilidad en agua, mg/l a 21°C: 1.62 (muy escasa) |
| | | |
| EXPOSICIÓN Y EFECTOS SOBRE LA SALUD | | |
| Vías de exposición La exposición es por vía inhalatoria principalmente. | Riesgo de inhalación Al producirse pérdidas en zonas confinadas, esta sustancia puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno en el aire. | |
| Efectos de exposición de corta duración Asfixia. Ver Notas. La exposición a gas frío podría causar congelación. | Efectos de exposición prolongada o repetida | |
| LÍMITES DE EXPOSICIÓN LABORAL | | |
| | | |
| MEDIO AMBIENTE | | |
| | | |
| NOTAS | | |
| Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Medir concentraciones de hidrógeno con un detector de gas adecuado (un detector de gas inflamable normal no es adecuado). | | |
| INFORMACIÓN ADICIONAL | | |
| - Límites de exposición profesional (INSHT 2014): Notas: asfixiante simple. - Nº de índice (clasificación y etiquetado armonizados conforme al Reglamento CLP de la UE): 001-001-00-9 - Clasificación UE Pictograma: F+; R: 12; S: (2)-9-16-33 | | |



3.3. Evolución de la producción

La producción del producto principal, el propileno, a llevarse a cabo en la unidad planteada en el presente estudio, se empleará exclusivamente para la fabricación de productos plásticos. De esta manera, resulta menester analizar la evolución de la producción de estos materiales.

La producción de materiales plásticos ha sufrido una caída en los últimos años. Para el período 2010-2015 la caída total de la producción fue de -1,8%, únicamente registrándose crecimiento positivo en el año 2011, con los siguientes cuatro años del período analizado presentando evolución negativa.

Esta coyuntura de retroceso no es ajena a los factores estructurales que influyen en el desempeño a largo plazo del sector petroquímico. Las limitaciones que encuentra esta actividad en la provisión de materias primas derivadas del petróleo y gas condicionan fuertemente sus planes de inversión, por lo que desde hace más de una década no se registran ampliaciones significativas de la capacidad instalada en esta industria, pese a que en el largo plazo el consumo per cápita de plásticos continúa en expansión.

En el caso de los materiales obtenidos a partir de productos de la refinación de petróleo, siendo el caso más significativo el del polipropileno, las posibilidades de expandir la producción se encuentran supeditadas al incremento de la capacidad productiva de combustibles, ya que la materia prima (propileno) es un subproducto del proceso de craqueo catalítico del cual se obtiene principalmente naftas. En los últimos años no se han registrado ampliaciones de importancia en este proceso, consecuentemente la producción de propileno ha tendido al estancamiento, lo cual constituyó un cuello de botella para la ampliación de la capacidad de polipropileno.

Durante el 2017, según estudio realizados por el IPA, se produjeron 292.529 toneladas de polipropileno a partir de PGP, sintetizado por las plantas de la ex-Petroken (Ensenada) y PetroCuyo (Luján de Cuyo), las cuales cuentan con una capacidad instalada de 210.000 y 130.000 Tn/año, respectivamente.

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 y de esta manera resolver el cuello de botella que enfrenta la industria petroquímica. A partir de un escenario de seguridad y previsibilidad en el abastecimiento de materias primas, es esperable que se abran oportunidades de inversión en varios segmentos de esta



industria, en particular en aquellos materiales que presentan mayor crecimiento en los niveles de consumo (polietileno y polipropileno).

Dada la importancia de tener el aprovisionamiento asegurado, aparecen algunos casos de integración vertical. YPF, participa en la industria petroquímica en la producción de propileno en las refinerías de La Plata y Luján de Cuyo para la producción de polipropileno por parte de PetroCuyo. En tanto a la refinería de Lujan de Cuyo, también se provee de propileno a partir de Pampa Energía y Shell, además de YPF.

El acuerdo de aprovisionamiento que existe en este mercado entre petroquímicas y petroleras es que YPF le vende Propileno a PetroCuyo.

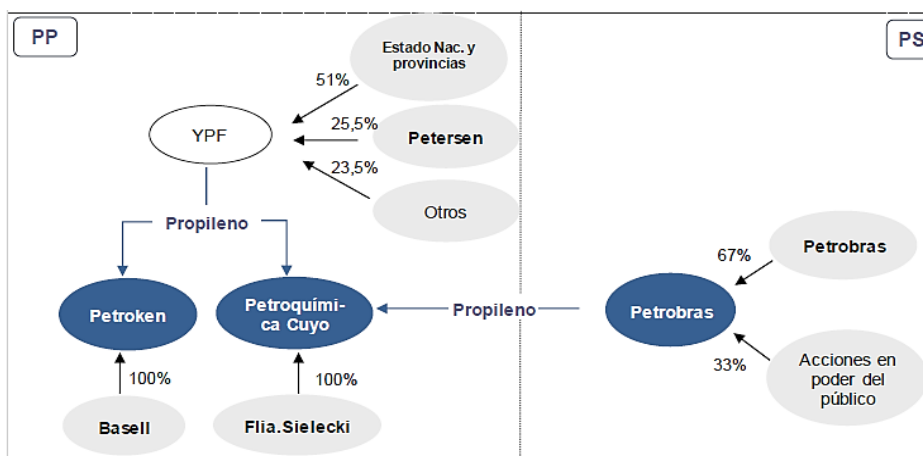


Fig. 3.1. Integración de las empresas petroquímicas y participación accionaria. Fuente: IPA, 2014.

En cuanto al propileno, para el año 2014, según informe de Y-TEC a la CIQyP (2014), señala un consumo aparente, es decir, la disponibilidad del producto (suma de producción e importación menos exportaciones) de 310.000 toneladas con una producción de ~300.000 toneladas (88% refinería, 12% petroquímica).

El precio promedio al 2015 del propileno grado polímero rondaba los 790 USD/Tn. Actualmente, el PGP se maneja en el mercado a un valor promedio de 1000 USD/Tn.

3.4. Consumo Histórico

El consumo de propileno se puede establecer indirectamente a partir del consumo del polipropileno. De esta forma, el consumo de polipropileno en la Argentina se ve cubierto mayormente por la producción nacional.



Sin embargo, existe una parte de este consumo que se satisface en base a importaciones.

El nivel de exportaciones es bajo, pero en los últimos años se ha producido un incremento debido principalmente al aumento en los niveles de consumo de materiales plásticos producido a nivel mundial.

En el siguiente cuadro podemos observar los datos de consumo aparente, producción, importaciones y exportaciones del polipropileno.

| Año | Producción (tn) | Importación (tn) | Exportación (tn) | Consumo aparente (tn) |
|------|-----------------|------------------|------------------|-----------------------|
| 2007 | 252 323 | 84 006 | 57 146 | 279 183 |
| 2008 | 224 540 | 76 121 | 45 931 | 254 730 |
| 2009 | 238 696 | 89 787 | 50 577 | 277 906 |
| 2010 | 260 752 | 105 027 | 56 973 | 308 806 |
| 2011 | 263 040 | 115 944 | 40 511 | 338 473 |
| 2012 | 268 740 | 102 803 | 27 395 | 344 148 |
| 2013 | 251 276 | 106 688 | 21 963 | 336 001 |
| 2014 | 247 827 | 97 364 | 35 200 | 309 991 |
| 2015 | 288 627 | 90 999 | 33 692 | 345 934 |
| 2016 | 285 151 | 93 105 | 60 066 | 318 190 |

Fig. 3.2. Mercado argentino de polipropileno. Fuente: Anuario IPA, 2017.

3.5. Proyecciones de demanda

La industria petroquímica mundial ha tenido un gran desarrollo en los últimos años y seguirá su tendencia durante el 2020.

La región Latinoamericana también ha mostrado un buen dinamismo encabezado por Brasil, país que lidera la producción petroquímica en la región, seguido por México y Argentina. Las limitantes sufridas por la industria petroquímica argentina han llevado a un desarrollo no concordante con la evolución de la economía (interna y externa) de los últimos años.

Según análisis de la Cámara Argentina de la Industria Química y Petroquímica (CIQyP), para satisfacer la demanda nacional al 2025, la capacidad instalada del sector deberá crecer más de un 160%, proyectando una producción de 780.000 Tn/año de polipropileno,



traducido en una demanda total de 783.000 Tn/año de propileno. Esta información concuerda con los datos obtenidos de primera mano de PetroCuyo, donde señala una relación de aprovechamiento muy cercana a la unidad, más precisamente un factor que ronda 1.05, en masa.

| Producto | 2010 | | | | | | 2025 | | | | | | | | | | |
|-----------|-----------------------|--------------------------|-----------------|------------------|------------------|-------------|-----------------------|--------------------------|---------------------------|-----------------|------------------|------------------|-------------|------------------------------------|-----------------------------|---------------------------|---------------------------|
| | Consumo aparente (kt) | Capacidad instalada (kt) | Producción (kt) | Importación (kt) | Exportación (kt) | SBC (MMUSD) | Consumo aparente (kt) | Capacidad instalada (kt) | Incremento Capacidad (kt) | Producción (kt) | Importación (kt) | Exportación (kt) | SBC (MMUSD) | Tamaño de Planta Necesario (ktaño) | Inversión Necesaria (MMUSD) | Precio (USD/t) Impe (CIF) | Precio (USD/t) Expo (FOB) |
| LLDPE | 245 | 300 | 257 | 97 | 109 | 21 | 600 | 600 | 300 | 600 | 0 | 100 | 178 | 400 | 350 | 1.788 | 1.780 |
| LDPE | 168 | 90 | 87 | 93 | 12 | -156 | 400 | 400 | 310 | 400 | 0 | 50 | 85 | 350 | 500 | 1.930 | 1.707 |
| HDPE | 256 | 270 | 230 | 121 | 95 | -45 | 500 | 500 | 230 | 500 | 0 | 50 | 74 | 400 | 200 | 1.712 | 1.485 |
| PVC y Cop | 137 | 230 | 172 | 67 | 102 | 46 | 348 | 230 | 0 | 230 | 118 | 0 | -156 | 500 | 600 | 1.321 | 1.322 |
| PP | 309 | 306 | 261 | 105 | 57 | -99 | 780 | 780 | 474 | 780 | 0 | 240 | 466 | 450 | 550 | 2.056 | 1.940 |
| PET | 257 | 253 | 201 | 91 | 35 | -98 | 1.153 | 1.153 | 900 | 1.153 | 0 | 384 | 748 | 900 | 400 | 1.749 | 1.949 |
| PS | 93 | 84 | 78 | 27 | 13 | -32 | 183 | 84 | 0 | 84 | 99 | 0 | -216 | 150 | 300 | 2.170 | 1.775 |
| UREA/Fert | 1.268 | 1.312 | 950 | 441 | 123 | -145 | 2.312 | 2.312 | 1.000 | 2.312 | 0 | 141 | 61 | 1.000 | 1.100 | 455 | 434 |
| Etileno | 684 | 752 | 640 | 44 | 0 | -68 | 1.650 | 1.650 | 898 | 1.650 | 0 | 150 | 104 | 1.500 | 3.500 | 1.552 | 691 |
| Propileno | 310 | 306 | 306 | 3 | 0 | -3 | 783 | 783 | 477 | 783 | 0 | 0 | 0 | 500 | 700 | 790 | 630 |
| Estireno | 112 | 160 | 146 | 4 | 38 | 44 | 160 | 160 | 0 | 160 | 0 | 40 | 61 | 200 | 466 | 1.280 | 1.520 |

Fig. 3.3. Comparación año 2010 y 2025 para consumo aparente y capacidad instalada, entre otros.
Fuente: La Industria Petroquímica Argentina al 2025, CIQyP, 2014.

En la siguiente figura, Fig. 3.4, se puede observar la demanda nacional de polipropileno proyectada al 2033, en base al análisis de la CIQyP, en comparación con la proyección real de la producción al 2033. De esta manera, la cuantificación de esta demanda insatisfecha resulta uno de los parámetros vitales para determinar el tamaño del proyecto.

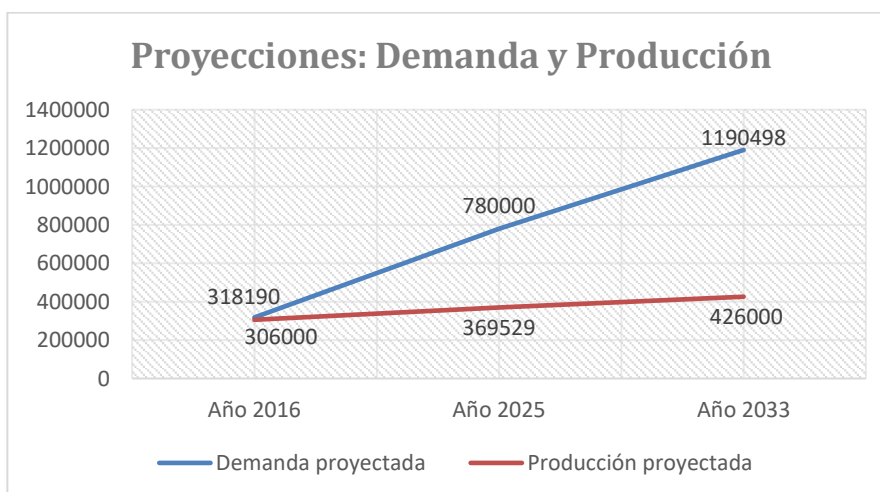


Fig. 3.4. Proyección de la demanda y de la producción de polipropileno al año 2033. Fuente: Elaboración propia.

Por otro lado, la demanda actual de propileno por parte de PetroCuyo en su planta de Ensenada es de unas 210.000 Tn/año, contando con una



demanda insatisfecha de aproximadamente 30 mil Tn/año, debido al faltante materia prima. A pesar de esto, la misma empresa informa un plan de expansión de la capacidad de esta planta, a darse gradualmente en los próximos 10 años, hacia ~300.000 Tn/año de procesamiento de propileno. De esta manera, se puede estimar que la demanda de propileno para el 2030 aumentará unas 120.000 Tn/año en la región.

3.6. Productos sustitutos

Dada la naturaleza del polipropileno, la forma comercialmente viable en la que puede obtenerse es a partir del monómero propileno mediante un proceso de polimerización catalizada. De esta manera, no existirán productos sustitutos que puedan reemplazar al propileno y presentar una potencial competencia.

3.7. Materia prima

La materia prima principal para la producción de propileno viene del producto comercializado por YPF como propano-propileno, el cual es una mezcla de hidrocarburos livianos constituidos principalmente por propano y propileno en proporciones variables. Se suele comercializar y distribuir como GLP a granel. YPF comercializa esta mezcla de hidrocarburos a PetroCuyo, de forma tal que, mediante un proceso de separación, PetroCuyo se abastece del propileno presente en la mezcla y devuelve el resto de hidrocarburos a YPF.

De esta manera, la materia prima para la realización del proceso en el presente estudio será aportada por la devolución de PetroCuyo, debido a su imposibilidad de aprovechamiento, asegurando así un abastecimiento constante de propano.

Se puede observar en la tabla siguiente los datos de composición, densidad y caudal de la devolución de materia prima, realizada por PetroCuyo al 2020.

| Devolución PetroCuyo | | |
|----------------------|--------|-------|
| C3 | 97,5 | %V |
| C3= | 1,1 | %V |
| C4 | 1,4 | %V |
| Densidad | 0,5091 | kg/L |
| Caudal | 255 | Ton/d |

Tabla 3.1. Datos de la corriente de devolución realizada por PetroCuyo. Fuente: YPF SA.



El propano, al 2020, se maneja en el mercado a un valor promedio de 312.2 USD/Tn.

3.8. Determinación de la capacidad de producción de la nueva planta

La capacidad instalada de la planta de Ensenada de PetroCuyo es de 210.000 Tn/año, con un plan de expansión gradual hacia 300.000 Tn/año, a darse en los próximos 10 años. Debido al faltante de materia prima (propileno), se encuentra actualmente trabajando a capacidad reducida, procesando entre 170 y 180 mil Tn/año, presentando una demanda insatisfecha de entre 30 y 40 mil Tn/año.

En base a esta información y al análisis de la demanda proyectada y la disponibilidad de materia prima, queda claro que la limitación del proyecto es la materia prima (propano), por lo que la capacidad de procesamiento de propano de la unidad se determina en base a la materia prima aprovechable, es decir, en base al caudal total de la corriente de devolución por parte de PetroCuyo a YPF (~255 Tn/día) más un 15%, ya que se espera un aumento de la producción de propano debido al procesamiento de Shale Oil en las refinerías.

La capacidad de la unidad se determina, entonces, en 109.500 Tn/año (12.5 Tn/h o 300 Tn/día) de procesamiento de propano, operando inicialmente con una capacidad ociosa del 15%.

3.9. Competencia de Materias Primas

Como materia prima el proceso utilizará propano. El mismo tiene diversos usos en la industria del petróleo y, más importante, como gas licuado de petróleo (GLP) para su venta en uso domiciliario. Más específicamente, el GLP se usa fraccionado en garrafas y cilindros para usos domésticos (principalmente calefacción y cocina), a los que se suman las ventas industriales a granel.

En Argentina, la demanda doméstica de GLP y por sector, se puede detallar en los cuadros siguientes:

| Demanda doméstica de GLP (MTn) | |
|--------------------------------|------|
| Combustible | 1169 |
| Petroquímica | 461 |
| Exportación | 1179 |



| | |
|--------------|-------------|
| TOTAL | 2809 |
|--------------|-------------|

Tabla 3.2. Demanda doméstica de GLP. Fuente: Mercado de GLP en Argentina, Roberto Carnicer.

| Consumo de GLP por sector (%) | |
|--------------------------------------|------------|
| Residencial | 63 |
| Granel | 22 |
| Redes | 10 |
| Industrial | 5 |
| TOTAL | 100 |

Tabla 3.3. Consumo de GLP por sector. Fuente: Mercado de GLP en Argentina, Roberto Carnicer.

Por otro lado, el propano también se utiliza en la industria del petróleo como refrigerante (por ejemplo, en la purificación de hidrógeno) o como solvente de extracción en la industria de los lubricantes (PDA).

El consumo propio del complejo industrial ya se tuvo en cuenta a la hora de calcular la disponibilidad de la materia prima.

El alto valor agregado que supone la transformación de propano a propileno es el principal motivo por el cual YPF pondrá a disposición la materia prima y realizará la inversión correspondiente.

3.10. Variables macroeconómicas

Las variables macroeconómicas son todas aquellas pautas económicas, sociales, políticas y fiscales que marcan el rumbo de la economía de una sociedad, en un período determinado. Es de suma importancia el análisis de las variables económicas, ya que las mismas proporcionan la información acerca de oportunidades que se pudiesen presentar para la empresa en el mercado y amenazas que debiesen contrarrestarse, para lo cual la empresa deberá estar preparada. Aquellas que consideraremos son:

- **Crecimiento económico:** el crecimiento económico es una medida del bienestar de la población de un país o región y del éxito de las políticas económicas aplicadas en los mismos. La importancia del crecimiento económico recae sobre el bienestar de las personas ya que hace que cambien las condiciones de vida de manera favorable.
- **Inflación:** la inflación es un proceso en el cual los niveles generales de precios aumentan y el dinero pierde poder adquisitivo, es decir, pierde su valor. La importancia de la inflación se relaciona con la idea



de que a un mayor nivel de precios existirá un menor consumo de bienes y servicios.

- Empleo y desempleo: el desempleo es un problema fundamental en las sociedades actuales. Cuando es elevado, se despilfarran recursos y se deprimen las rentas de los individuos; durante esos períodos, las dificultades económicas afectan las emociones y la vida familiar de dichos individuos.
- Tasa de interés y tipo de cambio: la tasa de interés es un medio de influir sobre la actividad económica, de forma que una tasa de interés relativamente alta tiende a reducir los préstamos y el gasto. Por otro lado, si se debe solicitar capital prestado, una tasa de interés alta hace más costosa llevar a cabo la inversión. La importancia del tipo de cambio radica en ser uno de los pilares fundamentales en la política económica de un país. De esta decisión depende hacia qué sector estará apuntando el modelo económico.

Dado que el presente proyecto es de tipo académico, se toma la suposición de que estas variables no irán fluctuando de forma significativa durante la implementación del mismo.

4. UBICACIÓN DE LA PLANTA

4.1. Macro/Micro localización

4.1.1. Macro localización

La localización adecuada de la empresa, puede determinar el éxito o fracaso de un negocio.

En Argentina existen 7 refinerías que generan Propano, las cuales están ubicadas en diferentes puntos del país.

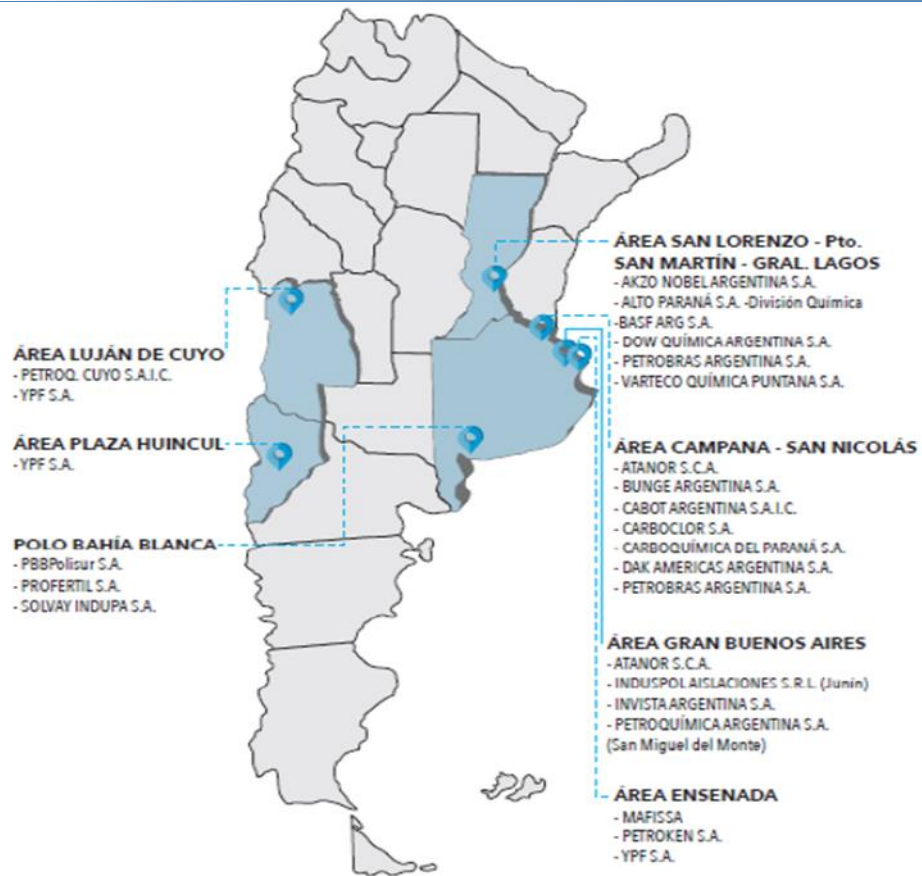


Fig. 4.1. Refinerías generadoras de propano en la Argentina. Fuente: Cámara de la Industria Química y Petroquímica.

Descartando aquellas que no producen propileno y teniendo en cuenta que es más económico estar cerca de la materia prima y del cliente, nos quedan las refinerías Lujan de Cuyo y La Plata.

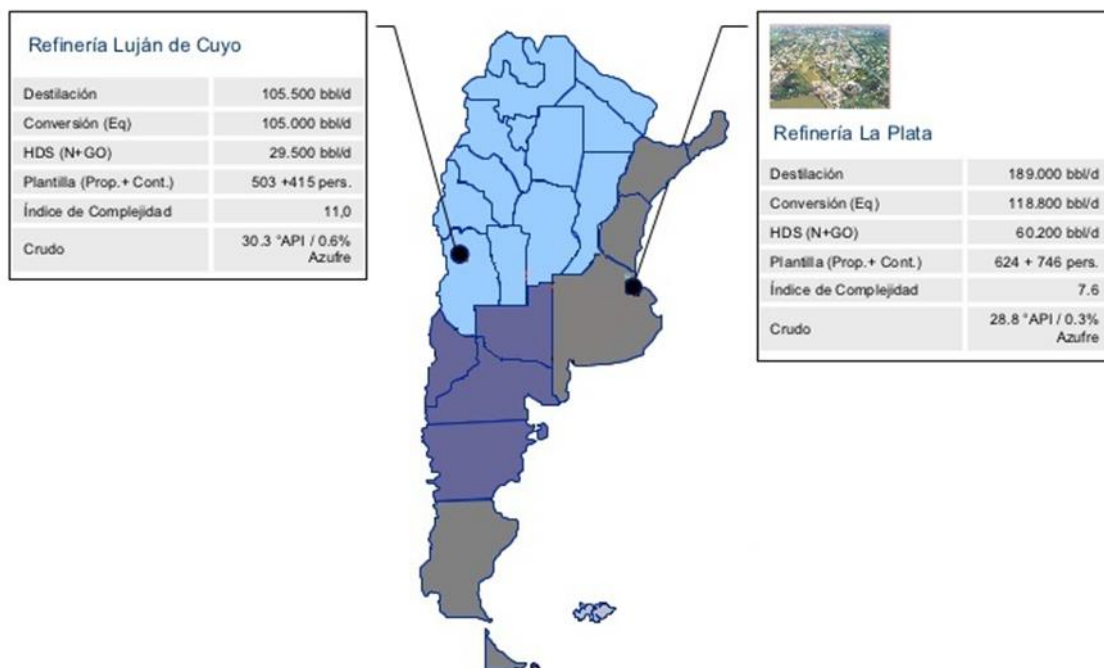


Fig. 4.2. Refinerías generadoras de propano con cercanía a las plantas de PetroCuyo. Fuente: Cámara de la Industria Química y Petroquímica.

La hipótesis de trabajo propone la instalación de la planta de deshidrogenación de propano en las inmediaciones del CILP, de esta manera se determina que la planta se ubicará en la ciudad de La Plata.

4.1.2. Micro localización

La refinería seleccionada desde el análisis macro es la refinería de La Plata, ubicada en el Complejo Industrial La Plata en Ensenada, Buenos Aires.

Esta ciudad se encuentra ubicada en la Provincia de Buenos Aires, a escasos kilómetros de la ciudad de La Plata. La ciudad cuenta con el predio municipal, radicado en parte donde funcionara la ex empresa Ipako, está destinado a la instalación de pequeñas y medianas empresas que fomenta la mano de obra ensenadense. El Agrupamiento Industrial Ensenada se halla en el Camino Gobernador Vergara, Ruta Provincial 214, Km 2.6. Los Agrupamientos 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) Posibilita una mayor complementariedad productiva entre empresas permitiendo la internalización de efectos externos desaprovechados. 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 y de 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, al tiempo que facilita a las empresas la adecuación a la normativa vigente.
- 8) Fomentan el asentamiento de los emprendimientos productivos, cooperativas o asociaciones con participación municipal, sectorial, etc.
- 9) Vinculan funcionalmente al empleo industrial con el residente local.

También 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 13.656 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.

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

Terreno 1:

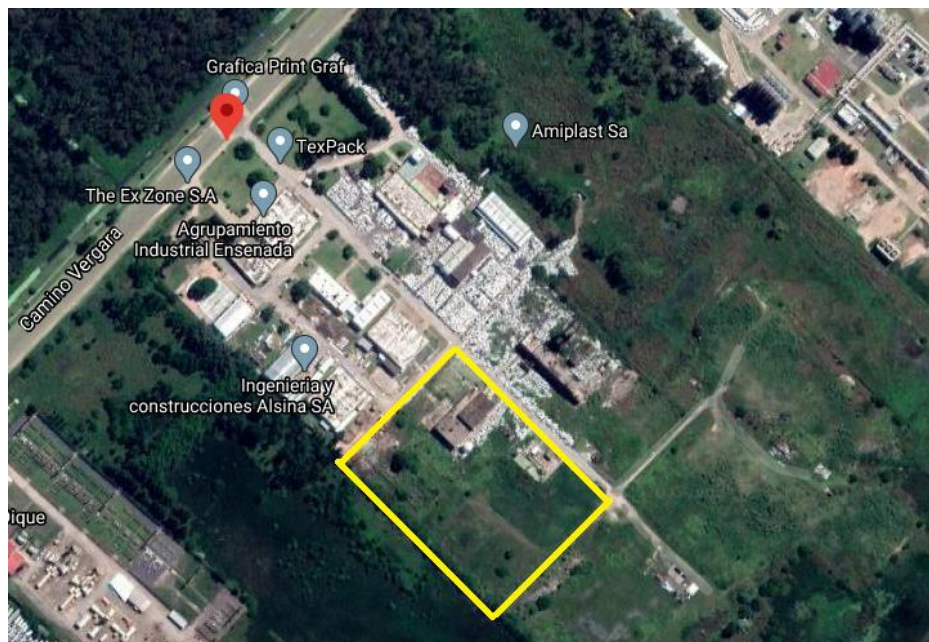


Fig. 4.3. Terreno sobre futura calle 49 'terreno 1'. Fuente: Google Maps.

Lote disponible cercano al Complejo Industrial La Plata, con acceso principal por Camino General Vergara, a 1500 metros de Avenida 122, en predio compartido con la Empresa Amiplast SA, Befesa SA, y la Municipalidad de Ensenada. Está delimitado por las calles 43 (acceso) y la futura calle 49. Esta última lindante con la empresa YPF. La calle de acceso que conduce al terreno está cerrada mediante portón de rejas con vigilancia las 24 horas. La calle interna es de asfalto hasta pocos metros antes del comienzo del terreno en venta, luego es tosca; el tendido eléctrico se encuentra a 100 m; se utiliza gas envasado a través de las denominadas 'chanchas'.

El 'lote C' cuenta con una superficie total aproximada de 1,65 hectáreas. Posee un galpón de 55 años de antigüedad, de 900 m² cubiertos, de estructura muy sólida, con puente grúa. Posee además el predio una pileta de tratamiento de efluentes.



Terreno 2:

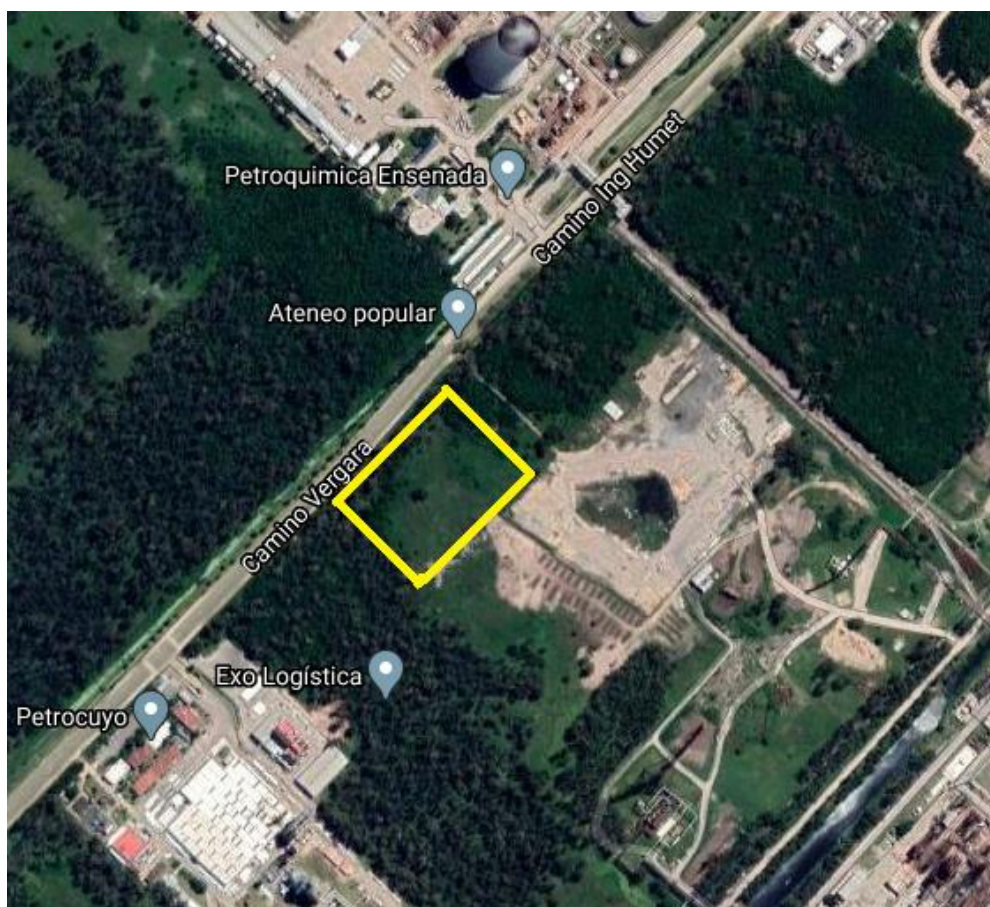


Fig. 4.4. Terreno sobre Camino Vergara 'terreno 2'. Fuente: Google Maps.

Lote disponible cercano al Complejo Industrial La Plata, con acceso principal por Camino General Vergara, a 260 metros de Petroquímica Ensenada, a 440 m de PetroCuyo y a 2230 metros de Avenida 122.

El lote posee una superficie total aproximadamente de 2,24 hectáreas. Es un terreno virgen, sin edificaciones, anteriormente perteneciente al Hogar de Animales 'Canela'.

4.2. Factores primarios y específicos

Los factores globales analizados para decidir la micro localización son:

- Proximidad de materia prima: Este factor es de suma importancia, ya que será una ventaja importante, estar más próximos a los proveedores.
- Disponibilidad de servicios: La empresa se encontraría dentro de un área industrial, por lo tanto, existiría disponibilidad de servicios.



- Disponibilidad de acceso de transporte: La instalación debe contar con espacio suficiente para permitir el desplazamiento de camiones y otros medios de transporte, que permitan el ingreso y la salida.
- Costo y disponibilidad de terrenos: este es considerado un factor de importancia para el proyecto, puesto que la zona en la cual se requiere ubicar la planta es una zona altamente industrializada, por lo que el valor de la tierra asciende a cifras consideradamente altas, que van a tener un gran impacto en el tiempo de recuperación de la inversión.
- *Beneficios impositivos*: son beneficios especiales otorgados por el gobierno Nacional, Provincial o Municipal, que promueven la radicación de determinadas industrias.

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.

4.3. 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. Los factores puntuales a analizar son:

- Disponibilidad de materia prima, es decir, cercanía a YPF.
- Cercanía con el cliente, es decir, cercanía a PetroCuyo.
- Condición del terreno (si es virgen o si hay que demoler).
- Valor del terreno, es decir, el valor por m².
- Acceso a las vías de comunicación.

| Factores | Peso | Terreno 1 | | Terreno 2 | |
|-----------------------|------|--------------|--------|--------------|--------|
| | | Calificación | Factor | Calificación | Factor |
| Cercanía a YPF | 0,30 | 4 | 1,2 | 4,5 | 1,35 |
| Cercanía a PetroCuyo | 0,30 | 4,5 | 1,35 | 4,25 | 1,28 |
| Condición del terreno | 0,15 | 4 | 0,6 | 1,5 | 0,23 |



| | | | | | |
|-----------------------------------|-------------|------------|------|-------------|------|
| Valor del m ² | 0,15 | 3 | 0,45 | 3 | 0,45 |
| Acceso a las vías de comunicación | 0,10 | 5 | 0,5 | 5 | 0,5 |
| Total | 1,00 | 4,1 | | 3,81 | |

Tabla 4.1. Tabla de puntajes para selección de terreno. Fuente: elaboración propia.

De esta forma, en base al análisis realizado, se concluye en seleccionar el 'Terreno 1' como el más óptimo para la localización de la planta.

4.4. Evaluación y análisis del impacto ambiental

Se define como impacto ambiental a toda acción o actividad que produce una alteración, favorable o desfavorable, en el medio o en alguno de los componentes de éste. El término impacto no implica negatividad, ya que éstos pueden ser tanto positivos como negativos. Las alteraciones pueden ser de distintos grados de intensidad en el entorno en el que se desarrolle.

La correcta gestión de los aspectos ambientales resulta un factor fundamental para cualquier proyecto. El emplazamiento de la unidad debe encuadrar con la legislación vigente de modo que la Autoridad Ambiental competente permita su aprobación y otorgue el Certificado de Aptitud Ambiental (CAA).

4.4.1. Medio ambiente físico

El proyecto se emplazará como se ha mencionado, en el Complejo Industrial Ensenada. El espacio físico, tanto del área en estudio como del que lo rodea, es una zona donde el sistema natural se encuentra modificado por hallarse dentro de un predio antropizado.

4.4.2. Geomorfología y topografía del área bajo estudio

El área del Gran La Plata se encuentra integrada por los partidos de Berisso, Ensenada y La Plata, en el noreste de la provincia de Buenos Aires. Al igual que toda la región pampeana presenta características geológicas y geomorfológicas que son fieles testigos de las fluctuaciones climáticas ocurridas durante el Cuaternario. Las geoformas y los depósitos litorales del Mioceno, Pleistoceno Tardío y Holoceno, fluviales del Plio-Pleistoceno y loésicos del Pleistoceno caracterizan la región.



Dada la característica de un relieve sumamente plano, los cursos provenientes desde las áreas más elevadas del paisaje adquieren, en esta porción de terreno, un diseño de drenaje anárquico. En esta planicie de inundación sólo es posible observar algunas elevaciones de escasa expresión, representadas por albardones de arena y cordones conchiles paralelos a la línea de costa. Entre estas elevaciones se encuentran bajos topográficos. En estos sectores se desarrolla un paisaje de pantanal que surgen como respuesta a los ascensos del nivel freático durante la estación de lluvias intensas y/o por los desbordes de los cursos drenantes de cuencas superiores.

La industrialización y urbanización del área produjo modificaciones en las condiciones naturales del paisaje, en lo que respecta a la conservación de los rasgos originales de suelos, topografía y patrones de drenaje. Las variaciones a las que se hace referencia están vinculadas a la elevación de terrenos por relleno y a la construcción de canales, siendo este último aspecto el de mayor significancia en los cambios de las características de drenaje del sector.

4.4.3. Recursos hídricos

4.4.3.1. Recursos hídricos superficiales

La zona de estudio abarca el área conocida como Gran La Plata, presenta como recurso superficial de importancia el Río de la Plata y secundariamente el Río Santiago. En general, el sitio representa un área terminal de una serie de arroyos y canales que surcan la ciudad de La Plata y sus periferias, como son Arroyo El Gato, Arroyo Maldonado y Arroyo El Pescado.

El Río Santiago nace en Berisso y antes de la construcción del Puerto La Plata desembocaba en la propia Ensenada, que a su vez se fue cerrando por deposiciones aluvionales hacia fines del siglo XIX. Este río se comunica con el Río de la Plata a través del Canal de Entrada del Puerto La Plata y por medio de varios arroyos pequeños que atraviesan la Isla Santiago (del Chileno, Largo, La Canaleta). La acción humana dada desde principios de este siglo hasta hoy (construcción del Liceo y de la Escuela Naval Militar, clubes Regatas y Universitario y lugares de esparcimiento sindicales, junto a los caminos de acceso a través del interior de la isla) sólo dejó el arroyo La Canaleta como contacto "natural" con el estuario rioplatense. A su vez, cabe señalar que dos arroyos, denominados La Joaquina Grande y La Joaquina Chica, presentes en la cartografía hasta principios del siglo XX, fueron "anulados" en su desembocadura al Río Santiago. Esto se debió a la



construcción del Arsenal y Astillero Naval Río Santiago, por lo que la superficie de ambos fue ocupada por la vegetación y el propio crecimiento urbano de la ciudad de Ensenada.

Al mencionado régimen de las aguas superficiales, relacionado con los aportes provenientes de los arroyos de las cuencas superiores, hay que adicionarle los efectos de las sudestadas originadas por el ingreso de las aguas del Río de la Plata hacia el interior de la planicie de inundación generando embalsamientos de las aguas de descarga.

4.4.3.2. Recursos hídricos subterráneos

Es posible diferenciar tres grandes secciones o unidades hidrogeológicas apoyadas sobre el Basamento Impermeable, dentro de ellas se distinguen paquetes sedimentarios acuíferos, acuitardos y acuícludos. Estas son:

Sección Superior o Epipelche:

- Está alojada en sedimentos del Pampeano y Post-Pampeano, distinguiéndose dos capas acuíferas: la Capa Freática y el Pampeano.
- La Capa Freática en algunas zonas se encuentra agotada, o aflorando como respuesta a períodos muy lluviosos o por cese en la explotación de acuíferos inferiores a la misma y constituye el acceso de la recarga al sistema. Son aguas en general de mala calidad por su contaminación química y bacteriológica. Su techo acompaña la morfología de la superficie, pudiendo emerger en forma de lagunas y otras aparece entre los 4m y 10m de profundidad.
- El Pampeano, 1º capa semiconfinada está limitada en su techo y base por sedimentos acuitardos. Se encuentra a profundidades de entre 10m y 30m, dependiendo de la topografía del terreno. Son aguas duras, con excesos de nitratos y frecuentemente contaminadas bacteriológicamente y por oligoelementos provenientes del lixiviado de materiales provenientes de capas superiores contaminadas y que se mueven lateralmente, provenientes de áreas industriales y la contaminación por pozos negros desde larga data.
- *Sección Media o "Arenas Puelches":*
- Son portadoras del acuífero denominado Puelche. Es la 2º sección semiconfinada, su base son los sedimentos acuícludos de la Formación Paraná (arcillas verdes) que limitan la filtración vertical descendente.



- Su techo son sedimentos acuitados que permiten una conexión hidráulica con la sección Epipelche, con posibilidad de permitir la recarga del acuífero y eventualmente el paso de los contaminantes.
- Sus características principales pueden resumirse en que es un acuífero multicapa y es el recurso hídrico subterráneo más explotado para consumo humano.

Sección Hipopuelche:

- Se encuentra alojada en los sedimentos continentales de la Formación Olivos, y en su porción superior en sedimentos de la formación Paraná. Es portadora de por lo menos tres capas acuíferas semiconfinadas.
- Posee altos contenidos salinos. En algunos sectores del Gran Buenos Aires es más pronunciado el agotamiento o salinización del Puelche por la alta explotación para consumo industrial.

4.4.4. Medio biótico

El área de estudio se encuentra urbanizada, por lo tanto, las particularidades del medio físico natural se encuentran fuertemente modificadas por la acción del hombre. Puede decirse que no quedan relictos naturales representativos de la biota original.

4.4.4.1. Flora y Fauna

En muchas zonas del Partido se observa la forestación de espacios verdes, otros espacios forestados son destinados a usos privados, especiales, veredas, predios fabriles, con distintos tipos de especies arbóreas con un marcado desorden en su distribución.

Los tentáculos de la selva marginal más austral del mundo recubren parte de la costa bonaerense, en sus 6 mil hectáreas cubiertas de vegetación, la Reserva Natural Integral Punta Lara –creada en 1943– es el refugio de más de 800 plantas vasculares, más de 300 especies de aves, 40 variedades de mamíferos, 25 clases de anfibios y reptiles, además de centenares de insectos. Este refrescante páramo de biodiversidad está conformado por distintos ecosistemas (como pajonal, espinal, campo, laguna y selva marginal), extendidos a orillas del Río de la Plata en los partidos de Ensenada y Berazategui. El trayecto de 600 metros de un sendero de interpretación ambiental sugiere un imperdible circuito guiado, que permite apreciar parte del paisaje que rodeaba a los pobladores originarios hace más de cinco siglos. En la playa asoman las tonalidades verdes del juncal, un grueso manojito que constituye una



defensa natural contra las crecidas. A unos pasos, esa función clave es reforzada por los portentosos árboles alineados en el matorral ribereño: acacias, sarandíes, palos amarillos, caliandras y retamos se encargan de atajar la carga de sedimentos arrastrada por el agua amarronada.

4.5. Estudios 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, problemas de anegamiento, ascenso de napas, 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 encuentra nuestra planta, es un clima templado húmedo, o también conocido como clima templado pampeano, con buen volumen de precipitaciones anuales y una marcada estacionalidad térmica, característica de las regiones templadas.

De acuerdo a la clasificación climática de Thornwaite (1948), adaptado por Burgos y Vidal (1951) para la República Argentina, la caracterización climática de la zona es: "...húmedo, mesotermal, con nula o pequeña deficiencia de agua y baja concentración térmica estival"

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. Durante gran parte del otoño y el invierno se desarrolla el periodo con mayor cantidad de días afectados por este fenómeno.

La región bajo estudio se ve afectado por vientos permanentes, del cuadrante norte, vientos de este-oeste y del noreste. En verano los vientos dominantes provienen del cuadrante norte (de características muy cálidas) en tanto que los del este predominan en primavera y verano y los del noreste en otoño y primavera. En ningún caso los promedios superan los 20 km/h.

Además de los vientos permanentes mencionados, el área de estudio se ve especialmente influida por la sudestada y el pampero. La sudestada



afecta principalmente a las localidades costeras del Río de la Plata. Dada la persistente dirección SE-NO que este viento posee, dificulta el normal desagüe del Río de la Plata, lo que trae aparejado problemas en el desagüe de sus afluentes y 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. Esto trae aparejados cambios bruscos del tiempo los que habitualmente dan origen de una entrada en la región de una masa de aire frío y seco que origina fuertes heladas.

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. Origina fuertes tormentas y las ráfagas de vientos pueden llegar a superar a veces los 100 km/h. Barriando las aguas de la costa argentina del Estuario del Plata en dirección al Uruguay.

4.5.1. Temperatura

La temporada templada dura 3,4 meses, del 1 de diciembre al 12 de marzo, y la temperatura máxima promedio diaria es más de 25 °C. El día más caluroso del año es el 15 de enero, con una temperatura máxima promedio de 28 °C y una temperatura mínima promedio de 19 °C.

La temporada fresca dura 3 meses, del 24 de mayo al 25 de agosto, y la temperatura máxima promedio diaria es menos de 16 °C. El día más frío del año es el 18 de julio, con una temperatura mínima promedio de 7 °C y máxima promedio de 14 °C.

4.5.2. Precipitaciones

Según el registro de la estación La Plata Observatorio enero de 2017 fue un mes con elevadas precipitaciones. El total acumulado fue de 142,6 mm, representando un 61,3% por encima del valor medio de la década 2007- 2016 (Tabla 4.1). Esas lluvias se registraron en nueve días (Fig. 4.5), no obstante, lo cual las precipitaciones durante los días 3, 7 y 9 significaron casi el 80 % del acumulado durante todo el mes. El menor registro de precipitación para el período 2007-2016 corresponde a enero de 2009 con 18,4 mm y el máximo a enero de 2014 con 206,6 mm (Tabla 4.1). La Fig. 4.5 muestra la evolución de la precipitación diaria a lo largo del mes y fue obtenida a partir de los datos observacionales de la estación La Plata Observatorio. La Tabla 4.1 muestra los valores



mensuales de cantidad y frecuencia de precipitación comparados con los correspondientes a la década 2007 - 2016.



Fig. 4.5. Precipitación diaria durante el mes de enero. Fuente: Estación Meteorológica La Plata Observatorio Departamento de Sismología e Información Meteorológica.

Los registros de la estación automática (EMA) Davis tomados en lapsos de 5 minutos muestran intensidades de precipitación relevantes, durante lapsos de 10 a 20 minutos, en los días 3, 7 y 9, lo cual indica que durante esos días se produjeron tormentas convectivas de gran desarrollo, pero la mayor parte del tiempo las precipitaciones se debieron a convección poco profunda caracterizada por nubosidad de tipo estratiforme, es decir de gran extensión de área.

| Enero 2017 – precipitación acumulada mensual | | | | |
|--|-------------------------|-------------------|-------------------|---------------|
| | Promedio 2007/2016 (mm) | Valor máximo (mm) | Valor mínimo (mm) | Enero de 2017 |
| Cantidad (mm) | 88,4 | 206,6 (año 2014) | 18,4 (año 2009) | 142,6 |
| Frecuencia (días) | 8,1 | 11 (año 2010) | 5 (año 2009) | 9 |

Tabla 4.2. Cantidad y frecuencia de precipitación diaria durante el mes de enero de 2017, comparado con el promedio para la década 2007/2016.

4.5.3. Vientos

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. El número promedio de días con fuertes vientos ($U \geq 43$ km/h) es de 96. La dirección predominante del viento es sudoeste – noreste.

En el área de estudio soplan vientos desde:

El sudeste, que sopla desde el mar, es un viento frío que trae lluvias y provoca inundaciones en las zonas ribereñas. El del norte y noreste, es un viento caluroso y húmedo. El sudoeste o pampero es frío y seco.

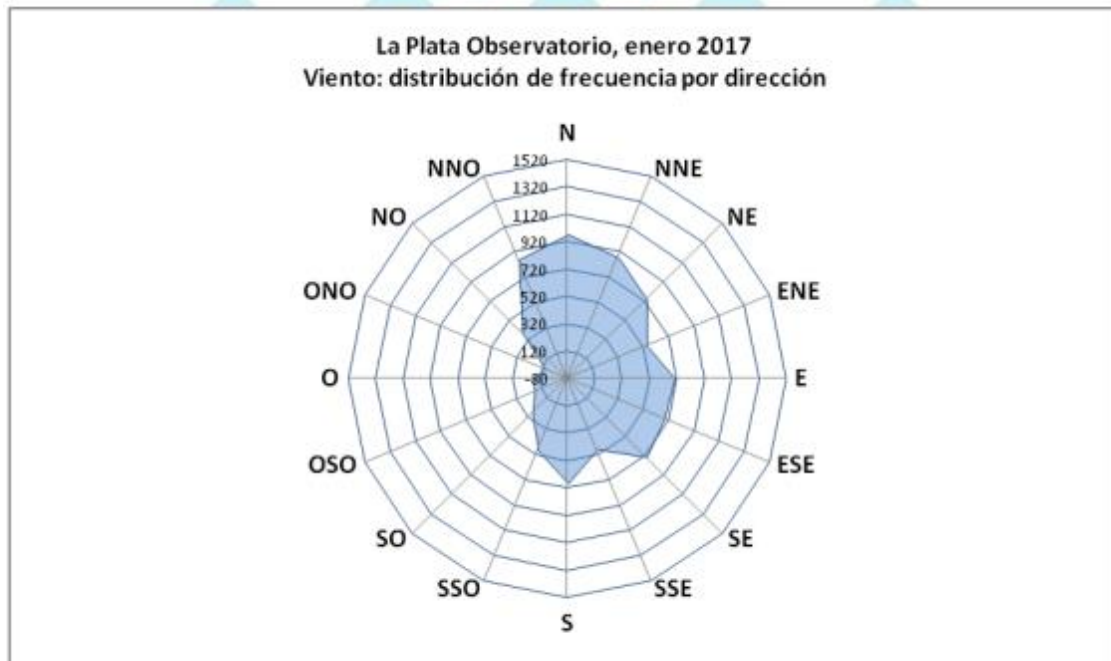


Fig. 4.6. Distribución de frecuencia de la dirección del viento para enero 2017. Fuente: Estación Meteorológica La Plata Observatorio Departamento de Sismología e Información Meteorológica.

4.5.4. 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 y 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.

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



4.6.1. Tratados Internacionales

Conferencia de Estocolmo (1972): Establece como problema global que tanto los estados industriales como los que se encuentran en vía de desarrollo tienen problemas ambientales y que se debe tratar de disminuir la diferencia económica y tecnológica entre ambos.

Protocolo de Montreal (1987): protocolo diseñado para proteger la capa de ozono reduciendo la producción y consumo de numerosas sustancias que, como se ha estudiado, reaccionan con el ozono y se cree que son responsables del agotamiento de la capa de ozono.

Conferencia sobre Medio Ambiente de Río de Janeiro (1992): Establece la Agenda 21, un programa de acción basado en el desarrollo sustentable para la solución de problemas ecológicos, desaparición de especies nativas, efecto invernadero y cambio climático.

Protocolo de Kyoto (1997): entrando en vigencia en 2005, establece que para el 2012 se reduzcan las emisiones gaseosas del efecto invernadero.

Acuerdo Marco sobre Medio Ambiente del MERCOSUR (2003): establece la necesidad de avanzar en la construcción del desarrollo sostenible mediante la cooperación entre los Estados partes del MERCOSUR, con vistas a mejorar la calidad de vida y las condiciones de seguridad de sus poblaciones, frente a la posibilidad de ocurrencia de emergencias ambientales.

4.6.2. Constitución Nacional

Artículo 41 de la reforma de 1994: reconoce el derecho de todo habitante de la Nación a un ambiente sano, equilibrado y apto para el desarrollo humano y para que las actividades productivas satisfagan las necesidades presentes sin comprometer las de las generaciones futuras; y tienen el deber de preservarlo. El daño ambiental generará prioritariamente la obligación de recomponer, según lo establezca la ley.

Artículo 43 de la reforma de 1994: dispone que la acción de amparo podrá ser ejercida en lo relativo a los derechos que protegen al ambiente, por tres categorías de sujetos: los particulares afectados, el defensor del pueblo y las asociaciones constituidas para la defensa de aquellos derechos, siempre que su organización y registro se adecuen a la legislación reglamentaria.



4.6.3. Leyes Nacionales

Ley N° 25.675 (Ley General de Ambiente, 2002)

Establece los puntos mínimos para lograr una gestión sustentable y adecuada del ambiente, preservar y proteger la diversidad biológica e implementar el desarrollo sustentable. Según esta ley, los principios de la política ambiental nacional son:

1. Principio de congruencia: la legislación provincial y municipal referida a lo ambiental deberá ser adecuada a los principios y normas fijadas en la presente ley; en caso de que así no fuere, éste prevalecerá sobre toda otra norma que se le oponga.
2. Principio de prevención: Las causas y las fuentes de los problemas ambientales se atenderán en forma prioritaria e integrada, tratando de prevenir los efectos negativos que sobre el ambiente se pueden producir.
3. Principio precautorio: cuando haya peligro de daño grave o irreversible la ausencia de información o certeza científica no deberá utilizarse como razón para postergar la adopción de medidas eficaces, en función de los costos, para impedir la degradación del medio ambiente.
4. Principio de equidad intergeneracional: los responsables de la protección ambiental deberán velar por el uso y goce apropiado del ambiente por parte de las generaciones presentes y futuras.
5. Principio de progresividad: los objetivos ambientales deberán ser logrados en forma gradual, a través de metas interinas y finales, proyectadas en un cronograma temporal que facilite la adecuación correspondiente a las actividades relacionadas con esos objetivos.
6. Principio de responsabilidad: el generador de efectos degradantes del ambiente, actuales o futuros, es responsable de los costos de las acciones preventivas y correctivas de recomposición, sin perjuicio de la vigencia de los sistemas de responsabilidad ambiental que correspondan.
7. Principio de subsidiariedad: el Estado nacional, a través de las distintas instancias de la administración pública, tiene la obligación de colaborar y, de ser necesario, participar en forma complementaria en el accionar de los particulares en la preservación y protección ambientales.
8. Principio de sustentabilidad: el desarrollo económico y social y el aprovechamiento de los recursos naturales deberán realizarse a través de una gestión apropiada del ambiente, de manera tal, que no comprometa las posibilidades de las generaciones presentes y futuras.



9. Principio de solidaridad: la Nación y los Estados provinciales serán responsables de la prevención y mitigación de los efectos ambientales transfronterizos adversos de su propio accionar, así como de la minimización de los riesgos ambientales sobre los sistemas ecológicos compartidos.

La norma también define el daño ambiental como toda alteración relevante que modifique negativamente el ambiente, sus recursos, el equilibrio de los ecosistemas, o los bienes o valores colectivos. En el Art. 27 se establecen las normas que regirán los hechos o actos jurídicos, lícitos o ilícitos que, por acción u omisión, causen daño ambiental de incidencia colectiva.

Además, crea el Fondo de Compensación Ambiental que será administrado por la autoridad competente de cada jurisdicción y estará destinado a garantizar la calidad ambiental, la prevención y mitigación de efectos nocivos o peligrosos sobre el ambiente, la atención de emergencias ambientales; asimismo, a la protección, preservación, conservación o compensación de los sistemas ecológicos y el ambiente. Las autoridades podrán determinar que dicho fondo contribuya a sustentar los costos de las acciones de restauración que puedan minimizar el daño tratados por ley especial.

Ley N° 20.284 (Prevención y control de la contaminación atmosférica, 1973)

Consagra la facultad y responsabilidad de la autoridad sanitaria nacional de estructurar y ejecutar un programa de carácter nacional que involucre todos los aspectos relacionados con las causas, efectos, alcances y métodos de prevención y control de la contaminación atmosférica.

Las autoridades sanitarias locales tienen atribuciones para fijar en las zonas sometidas a su jurisdicción los niveles máximos de emisión de contaminantes de las fuentes fijas y declarar la existencia situaciones críticas, y fiscalizar el cumplimiento del Plan de Prevención. Este Plan contempla la adopción de medidas que, según la gravedad del caso, autorizan a limitar o prohibir las operaciones y actividades en la zona afectada, a fin de preservar la salud de la población.

Ley N° 24.051 (Ley de Residuos Peligrosos, 1991)

Esta ley fue sancionada por el Congreso el 17 de diciembre de 1991 y promulgada por el Poder Ejecutivo el 8 de enero de 1992, dos años antes de la reforma constitucional de 1994.



Complementaria a esta ley es el Decreto Reglamentario 831 de 1993 que fija el cobro de una "Tasa de Evaluación y Fiscalización" cuyo monto fue establecido en virtud de la cantidad y la peligrosidad de los residuos.

Para la aplicación de la Ley de Residuos Peligrosos se toma en cuenta la generación, manipulación, transporte, tratamiento y disposición final de los residuos peligrosos, es decir, desde que se producen hasta su disposición final. Se define al residuo peligroso como "todo residuo que pueda causar daño, directa o indirectamente, a seres vivos o contaminar el suelo, el agua, la atmósfera o el ambiente en general.

Asimismo, deja excluidos a los residuos domiciliarios, los radioactivos y los generados de la actividad normal de los buques, los cuales se registrarán por leyes especiales. En el artículo 3 se prohíbe la importación, introducción y transporte de todo tipo de residuos provenientes de otros países al territorio o al espacio marítimo o aéreo, extendiéndose también a los residuos nucleares.

Se implementa mediante la ley un Registro de Generadores y Operadores de residuos peligrosos, al que deberían inscribirse las personas, ya sean físicas o jurídicas, a los que se les expediría un certificado que debiera renovarse de forma anual.

Los generadores deben adoptar medidas para reducir la cantidad de desechos que producen; separar y no mezclar los residuos peligrosos entre sí; envasarlos, identificarlos, numerarlos y fecharlos; y entregarlos a transportistas autorizados cuando no los pudieran tratar ellos mismos.

En cuanto a los transportistas de residuos peligrosos deben inscribirse y aportar sus datos, tipos de residuos que transportarán, vehículos y contenedores a ser utilizados, certificar conocimientos en caso de emergencia y tener una póliza de seguros con una suma suficiente que cubra los posibles daños que pueda ocasionar.

Se les prohíbe mezclar los residuos, almacenarlos por más de diez días, transportarlos en embalajes o envases deficientes, aceptar residuos no asegurados, transportar simultáneamente residuos peligrosos incompatibles.

Además, la ley establece dos definiciones muy importantes:

Plantas de tratamiento: son aquellas en las que se modifican las características físicas, la composición química o la actividad biológica de cualquier residuo peligroso, de modo tal que se eliminen sus propiedades nocivas, o se recupere energía y/o recursos materiales, o se obtenga un residuo menos peligroso, o se lo haga susceptible de recuperación, o más seguro para su transporte o disposición final.



Plantas de disposición final: los lugares especialmente acondicionados para el depósito permanente de residuos peligrosos en condiciones exigibles de seguridad ambiental.

Ley N° 25.612 (Ley de Gestión Integral de Residuos Industriales, 2002)

La Ley de Gestión Integral uniforma en un mismo régimen, la gestión integral de residuos generados en los procesos industriales, sin hacer distinción entre los "residuos industriales peligrosos" y los residuos que no reúnen características de peligrosidad.

A tales efectos establece los presupuestos mínimos de protección ambiental para la gestión integral (generación, manejo, almacenamiento, transporte y tratamiento o disposición final) de residuos de origen industrial y de actividades de servicios generados en todo el territorio nacional.

El nuevo régimen es de aplicación respecto de los 'residuos industriales' que incluyen tanto los provenientes de actividades de servicio como los resultantes de procesos industriales. Mientras que los residuos industriales comprenden, entre otros, los 'residuos peligrosos', no incluyen los residuos biopatogénicos, domiciliarios, radioactivos y los derivados de operaciones normales de buques y aeronaves.

La Ley de Gestión Integral define como 'residuo industrial' a cualquier elemento, sustancia u objeto en estado sólido, líquido o gaseoso cuyo poseedor, productor o generador no pueda utilizarlo, se desprenda o tenga la obligación legal de hacerlo y que sea obtenido como resultado de un proceso industrial, por la realización de una actividad de servicio, o por estar relacionado, directa o indirectamente, con esa actividad, incluyendo eventuales emergencias o accidentes.

La Ley de Gestión Integral pone en cabeza de las autoridades provinciales y de la Ciudad Autónoma de Buenos Aires el control y fiscalización de la gestión integral de los residuos industriales; la identificación de los generadores, la caracterización de los residuos que producen y su clasificación en al menos tres categorías según sus niveles de riesgo. Asimismo, pone a cargo de esas autoridades los registros en los que deberán inscribirse las personas responsables de la generación, manejo, transporte, almacenamiento, tratamiento y disposición final de los residuos industriales.

En cuanto a los generadores, la Ley de Gestión Integral dispone que son responsables en su calidad de dueños del residuo industrial por el tratamiento adecuado y la disposición del mismo.



Con relación al transporte de los residuos industriales, implementa un sistema semejante al de la Ley de Residuos Peligrosos. Los residuos deberán ser acompañados por un manifiesto y serán entregados en lugares autorizados para su almacenamiento, tratamiento o disposición final que indique el generador.

Las plantas de tratamiento y de disposición final deben ser habilitadas, para lo cual es necesario realizar una evaluación de impacto ambiental, luego de la cual se procederá a la aprobación o rechazo de la habilitación.

Ley N° 25.831 (Régimen de Libre Acceso a la Información Pública Ambiental, 2003)

Establece los presupuestos mínimos de protección ambiental para garantizar el derecho de acceso a la información ambiental que se encontrare en poder del Estado, tanto en el ámbito nacional como provincial, municipal y de la Ciudad de Buenos Aires, como así también de entes autárquicos y empresas prestadoras de servicios públicos, sean públicas, privadas o mixtas. La norma en su Art. 2 define la información ambiental como: “toda aquella información en cualquier forma de expresión o soporte relacionada con el ambiente, los recursos naturales o culturales y el desarrollo sustentable”. En particular:

- a) El estado del ambiente o alguno de sus componentes naturales o culturales, incluidas sus interacciones recíprocas, así como las actividades y obras que los afecten o puedan afectarlos significativamente;
- b) Las políticas, planes, programas y acciones referidas a la gestión del ambiente.

La Ley determina que el acceso a la información ambiental será libre y gratuito para toda persona física o jurídica, a excepción de aquellos gastos vinculados con los recursos utilizados para la entrega de la información solicitada. Para acceder a la información ambiental no será necesario acreditar razones ni interés determinado. Se deberá presentar formal solicitud ante quien corresponda, debiendo constar en la misma la información requerida y la identificación del o los solicitantes residentes en el país, salvo acuerdos con países u organismos internacionales sobre la base de la reciprocidad.

Para la presente Ley son sujetos obligados a cumplir con la norma: las autoridades competentes de los organismos públicos, y los titulares de las empresas prestadoras de servicios públicos, sean públicas, privadas o mixtas, están obligados a facilitar la información ambiental requerida en las condiciones establecidas por la presente ley y su reglamentación.



Ley N° 25.688 (Ley de Preservación de Aguas, 2002)

Esta ley establece los presupuestos mínimos ambientales para la preservación de las aguas, su aprovechamiento y uso racional. Conceptúa el agua a los efectos de la ley. Crea los comités de cuencas hídricas define utilización del agua. Establece la necesidad de permiso de la autoridad competente para utilizar las aguas objeto de la ley y las obligaciones de la autoridad nacional (Determinar los límites máximos de contaminación aceptables para las aguas de acuerdo a los distintos usos, definir las directrices para la recarga y protección de los acuíferos; fijar los parámetros y estándares ambientales de calidad de las aguas; elaborar y actualizar el Plan Nacional para la preservación, aprovechamiento y uso racional de las aguas, que deberá, como sus actualizaciones ser aprobado por ley del Congreso de la Nación).

Ley N° 25.916 (Ley de Gestión de Residuos Domiciliarios, 2004)

Esta ley 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.

Son objetivos de la ley:

- i. Lograr un adecuado y racional manejo de los residuos domiciliarios mediante su gestión integral, a fin de proteger el ambiente y la calidad de vida de la población;
- ii. Promover la valorización de los residuos domiciliarios, a través de la implementación de métodos y procesos adecuados;
- iii. Minimizar los impactos negativos que estos residuos puedan producir sobre el ambiente;
- iv. Lograr la minimización de los residuos con destino a disposición final.

Serán autoridades competentes los organismos que determinen cada una de las jurisdicciones locales.

Ley N° 13.660 (Ley de Seguridad de Instalaciones de Combustibles, 1949)

Establece que las instalaciones de elaboración, transformación y almacenamiento de combustibles sólidos minerales, líquidos o gaseosos deberán ajustarse a las normas que se establezcan a través de normas nacionales para satisfacer la seguridad y salubridad de la población. La autoridad de aplicación es la Dirección Nacional de Recursos, dependiente de la Subsecretaría Nacional de Combustibles de la Secretaría de Energía.



Fue modificada posteriormente por el Decreto Reglamentario N° 10.877 en el año 1960.

4.6.4. Constitución de la Provincia de Buenos Aires

Artículo 28: Establece el derecho a un ambiente sano y el deber de conservarlo y protegerlo en su provecho y en de las generaciones futuras. La Provincia ejerce el dominio sobre el ambiente y los recursos naturales de su territorio incluyendo el subsuelo y el espacio aéreo correspondiente, el mar territorial y su lecho, la plataforma continental y los recursos naturales de la zona económica exclusiva, con el fin de asegurar una gestión ambientalmente adecuada. En materia ecológica deberá preservar, recuperar y conservar los recursos naturales del territorio de la Provincia, planificar el aprovechamiento racional de los mismos, controlar el impacto ambiental de todas las actividades que perjudiquen al ecosistema y promover acciones que eviten la contaminación del aire, suelo y agua.

4.6.5. Leyes provinciales

Ley 11.723 (Ley de Protección, Conservación, Mejoramiento y Restauración de los Recursos Naturales y del Ambiente en general, 1994)

Regula la protección, conservación, mejoramiento y restauración de los recursos naturales y del ambiente en general en el ámbito de la Provincia de Buenos Aires, "a fin de preservar la vida en su sentido más amplio asegurando a las generaciones presentes y futuras la conservación de la calidad ambiental y la diversidad biológica", conforme lo prescribe el artículo 28 de la Constitución Provincial.

Para cumplir con tales objetivos la ley citada prescribe, entre otras de sus disposiciones, que "todos los proyectos consistentes en la realización de obras o actividades que produzcan o sean susceptibles de producir algún efecto negativo al ambiente de la Provincia de Buenos Aires y/o a sus recursos naturales, deberán obtener una DECLARACIÓN DE IMPACTO AMBIENTAL expedida por la autoridad ambiental provincial o municipal según las categorías que establezca la reglamentación de acuerdo a la enumeración enunciativa incorporada en el anexo II de la presente ley".

Ley N° 13.757 (Estructura Orgánica de la Secretaría de Política Ambiental, 2007)



Esta ley crea el Organismo Provincial para el Desarrollo Sostenible (OPDS), quien ejercerá la autoridad de aplicación en materia ambiental en el ámbito de la Provincia de Buenos Aires, como entidad autárquica de derecho público en la órbita del Ministerio de Jefatura de Gabinete y Gobierno.

A este organismo le compete:

1. Planificar, formular, proyectar, fiscalizar, ejecutar la política ambiental, y preservar los recursos naturales; ejerciendo el poder de policía, y, fiscalizando todo tipo de efluentes, sin perjuicio de las competencias asignadas a otros organismos.
2. Planificar y coordinar con los organismos competentes, la ejecución de programas de educación y política ambiental destinada a mejorar y preservar la calidad ambiental, participando en la ejecución de la misma a través de la suscripción de convenios con otros organismos públicos y/o privados, municipales, provinciales, nacionales, e internacionales
3. Intervenir en la conservación, protección y recuperación de reservas, áreas protegidas, y bosques, de los recursos naturales y de la fauna silvestre, del uso racional y recuperación de suelos, de protección y preservación de la biodiversidad, diseñando e implementando políticas a esos fines.
4. Desarrollar acciones tendientes a diversificar la matriz energética provincial a través de las energías generadas por medio de fuentes renovables, alternativas o no fósiles.
5. Promover la investigación y el uso de fuentes alternativas de energía, y desarrollar políticas orientadas a la sustentabilidad y eficiencia energética en el sector público y privado como prevención del cambio climático; y acciones tendientes a la promoción y la instalación de unidades de generación energética a partir de fuentes renovables o no fósiles tendientes a disminuir las emisiones de gases de efecto invernadero.
6. Ejecutar las acciones conducentes a la fiscalización de todos los elementos que puedan ser causa de contaminación del aire, agua, suelo y, en general, todo lo que pudiere afectar el ambiente e intervenir en los procedimientos para la determinación del impacto ambiental.
7. Fiscalizar, en el ámbito de su competencia, a los organismos que tengan a su cargo aspectos de la ejecución de la política ambiental que fije el Poder Ejecutivo.
8. Intervenir en los procedimientos de prevención, determinación, evaluación y fiscalización en materia de residuos, sin perjuicio de los lineamientos que establecen las Leyes 11.347, 11.720, 13.592, de las



obligaciones que en ellas se establecen para los Municipios y del Decreto-Ley 9.111/78.

9. Elaborar y ejecutar programas sobre el ecosistema del Delta Bonaerense y de las demás cuencas del territorio de la provincia de Buenos Aires, en coordinación con otros organismos competentes en la materia.

Ley 12.257 (Código de Aguas de la Provincia, 1998)

Establece el régimen de protección, conservación y manejo del recurso hídrico de la Provincia de Buenos Aires.

Por otro lado, crea un ente autárquico de derecho público y naturaleza multidisciplinaria que tendrá a su cargo la planificación, el registro, la constitución y la protección de los derechos referidos al recurso del agua, denominándolo Autoridad del Agua.

Sus principales atribuciones son:

- i. Formular la Política del Agua
- ii. Decretar Reservas que prohíban o limiten el aprovechamiento
- iii. Fijar cánones
- iv. Acordar con la Nación y otras Provincias el estudio, planificación y preservación de cuencas inter- jurisdiccionales.
- v. Imponer restricciones al dominio privado
- vi. Promover programas de educación sobre el uso del agua

Ley N° 11.459 (Ley de Radicación Industrial, 1993)

Dispone que todos aquellos establecimientos industriales que deseen instalarse en el territorio de la Provincia de Buenos Aires "deberán contar con el pertinente Certificado de Aptitud Ambiental como requisito obligatorio indispensable para que las autoridades municipales puedan conceder en uso de sus atribuciones legales las correspondientes habilitaciones industriales". Dicho instrumento jurídico es requisito obligatorio, previo al inicio de las obras o de cualquier tipo de actividad tendiente a la puesta en marcha del emprendimiento.

El Certificado de Aptitud Ambiental será expedido por la Autoridad de Aplicación que corresponda, previa Evaluación de Impacto Ambiental. En el caso de establecimientos de tercera categoría, la autoridad pertinente es el Organismo Provincial de Desarrollo Sostenible, mientras que, para las instalaciones de primera y segunda categoría, el certificado será otorgado por el mismo municipio.



El EIA deberá estar confeccionado y firmado por profesionales con incumbencia en las áreas específicas e inscripción actualizada en el Registro de Profesionales de la OPDS.

La reglamentación precisa las normas con exigencias y procedimientos de trámite teniendo en cuenta las categorías en esta ley se desarrollan; fija también pautas para la ubicación de los establecimientos en dichas categorías en base al nivel de complejidad y a las consecuencias ambientales y sanitarias posibles, y entre las normas de procedimiento establece los requisitos de las solicitudes para su rápida ubicación por categorías y para la recepción completa de la documentación.

4.7. Estudios 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 del sacamuestras normalizado 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 tacto 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 μ (limo + arcilla) por lavado sobre el tamiz standard 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 (ϕ_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 (AASHO T 99).
- Ensayos de Valor Soporte, VSR, sobre probetas moldeadas estáticamente a la densidad y humedad obtenidas en el ensayo Próctor Standard.

4.7.1. Muestras del agua freática y suelos de diferentes profundidades

Análisis químicos: PH, sales solubles totales, cloruros, sulfatos e hidrocarburos.

Se adjunta croquis de ubicación de los sondeos, y planillas en las que se expresa, gráfica y numéricamente, la totalidad de los resultados obtenidos.

4.7.2. 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 los ensayos penetrométricos.

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.

4.7.3. 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)*

4.7.4. 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.

4.7.5. 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.*

4.7.6. 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 $10 \Omega \Omega m.$, por lo que se deberá prever protección especial a estructuras metálicas en contacto con él.

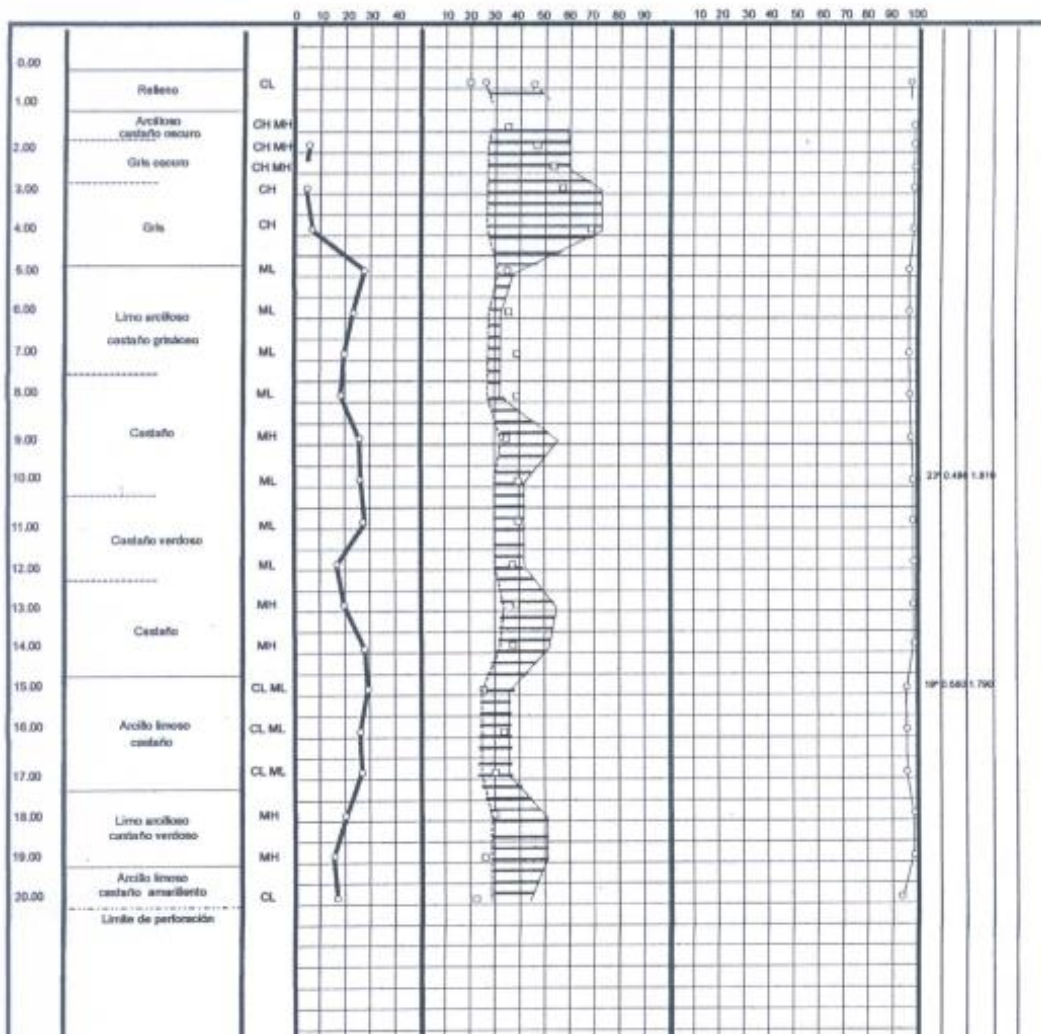
4.7.7. Ensayos de consolidación

Se presenta, a continuación, los resultados de los ensayos de consolidación correspondientes.

| ENSAYO DE CONSOLIDACIÓN | | | | |
|-------------------------|---------------------------------|-------------------------|--------------------|----------------------|
| Muestra | Profundidad: | 2,05 m - 2,50 m | | |
| | Altura Inicial (H_c): | 2,550 cm | | |
| | Sección (A)= | 27,800 cm ² | | |
| | Peso Seco (Ps)= | 88,830 g | | |
| | Peso Específico (γ_s)= | 2,440 g/cm ³ | | |
| | Hs | 1,310 cm | | |
| | e_0 | 0,947 | | |
| Ensayo | | | | |
| Carga | Presión [kg/cm ²] | L(x) | $\Delta e = Lx/Hs$ | $e = e_0 - \Delta e$ |
| | 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 |
| 8,000 | 0,3485 | 0,266 | 0,681 | |
| Descarga | 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 | HUMEDAD NATURAL | | | PASAJE POR TAMIZES | | | | | | | | | | | | | |
|-------------|-------------|---------------|--|-----------------|----|-----|--------------------|----|-----|-----|---|----|----|-----|--|--|--|--|--|--|
| | | | | D | II | III | 2" | 1" | 10" | 30" | 4 | 10 | 40 | 200 | | | | | | |
| | | | | LIMITE LIQUIDO | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | LIMITE PLASTICO | | | | | | | | | | | | | | | | |



4.8. Las comunidades vecinas

La locación elegida se sitúa en los alrededores del Agrupamiento Industrial de Ensenada, localizada entre tres partidos importantes como son el partido de La Plata, el partido de Ensenada y el partido de Berisso. La ciudad de La Plata es la Capital de la Provincia de Buenos Aires, el primer estado argentino. Está ubicada sobre la pampa húmeda, dista 56 kilómetros en dirección sudeste de la ciudad de Buenos Aires, capital de la República Argentina; y a 9,87 metros sobre el nivel del mar. La Plata



cuenta con una población de 654.324 habitantes en una superficie de 942,23 km².

El partido de Berisso está ubicado al este de la Provincia de Buenos Aires, sobre el Litoral Rioplatense. Su superficie es de 137,59 Km². Se halla a 65 km de la Capital Federal a la que se llega a través de la autopista Buenos Aires - La Plata, y se encuentra a 7 Km. de la Capital Provincial (La Plata). En la actualidad cuenta con 88.470 habitantes.

El partido de Ensenada está ubicado al Este de la Provincia de Buenos Aires, sobre el litoral Sur del Río de La Plata. Dista 7 km de la Ciudad de La Plata y a 65 km de la Ciudad Autónoma de Buenos Aires. El partido limita con los municipios de Berazategui, La Plata y Berisso. Ensenada cuenta con una población de 56.729 habitantes en una superficie de 99,93 km².

Se destaca la faceta de la actividad industrial de la Región. El Astillero Río Santiago, el complejo siderúrgico, el Polo Petroquímico –calificado como uno de los más importantes de Sudamérica–, la actividad portuaria y la Zona Franca, le han dado su carácter productivo y de desarrollo.

4.9. Mano de obra

La falta de recurso humano calificado es uno de los factores críticos que más preocupa a la industria petrolera y las de los derivados del petróleo. Se deberán cubrir distintos puestos de ingenieros, técnicos, operarios con oficios certificados, obreros, entre otros.

De esta forma, cabe realizar un análisis sencillo sobre la disponibilidad de los recursos humanos mencionados en la región:

En cuanto al nivel medio y terciario no universitario, los partidos 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 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” (Anexa) y 3 Secundarios: el Colegio Nacional Rafael Hernández, el Liceo V. mercante y el Bachillerato de Bellas Artes.

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

En la actualidad, la Facultad Regional La Plata, cuenta con una planta de 11.000 metros cuadrados cubiertos y a cinco décadas de su creación, ha entregado al medio más de 2.000 egresados en distintas especialidades.

4.10. Logística

Para el caso en estudio, tanto la materia prima como los productos serán transportados mediante ductos, 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 PetroCuyo (ex Petroken).

4.11. Conclusiones

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 (~100 km/h) y el máximo registro de precipitaciones en el período considerado (292 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.



5. ELECCIÓN DEL PROCESO ÓPTIMO – SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

5.1. Descripción de los distintos procesos posibles

Diferentes licenciantes de tecnología comercializaron su trabajo para tratar las reacciones de deshidrogenación de alcanos ligeros y operaron el reactor a aproximadamente ± 50 °C de la temperatura de reacción deseada. La integración de tales conceptos con la elección del catalizador resulta la base de las tecnologías de deshidrogenación industrial desarrolladas. Destacamos cinco tecnologías conocidas con sus principales características.

5.1.1. Tecnología Catofin

El proceso de Catofin para la deshidrogenación de alcanos como propanos, butanos y pentanos se basa en la tecnología del Catadieno 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 Division con las intenciones de optimizar el proceso de Catadieno para la producción de mono olefinas. Air Products ulteriormente vendió la tecnología de Catofin, junto con los otros procesos de deshidrogenación y dealquilación 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. Las condiciones de reacción típicas son 520°- 680°C, de 0.13 a 0.69 bar absolutos y LHSV menores a 1. La conversión por paso del propano está cerca del 65%, con una selectividad molar entre 82% y 87% hacia el propileno. En este proceso no se utiliza hidrógeno ni vapor como diluyentes.

Como resultado se tiene una deposición de coque sobre el catalizador igual al 2% en peso de la alimentación procesada. Para operar continuamente, se utiliza una configuración de cuatro reactores: mientras dos reactores están operando, otros dos están siendo purgados y, luego, regenerados. El calor de la reacción endotérmica es proporcionado principalmente por el calor sensible del lecho recalentado y el resto es proporcionado precalentando la alimentación del reactor. La regeneración del catalizador se logra con una purga de vapor,



recalentando con aire, que quema el coque depositado y reduce el catalizador. Este ciclo completo de reacción/regeneración toma de 15 a 25 minutos, y la vida útil del catalizador ronda los 5 años.

Aguas abajo, el calor se recupera de los efluentes del reactor con la generación de vapor en un intercambiador de calor. Los efluentes enfriados de los reactores son entonces comprimidos y enviados a la unidad criogénica para separar la corriente rica en hidrógeno que se genera como subproducto. Los demás productos se someten a fraccionamiento para recuperar el propileno y recircular el propano no convertido.

En patentes más recientes asignadas por ABB Lummus se describen mejoras para el método de la regeneración del catalizador. Dentro de las más significativas están la introducción del gas de regeneración en la salida de los reactores, es decir, en sentido contrario al paso de los hidrocarburos al momento de operar, y un nuevo arreglo para el lecho del catalizador, de tal manera que la actividad del catalizador decrece desde la entrada de los hidrocarburos al reactor hasta la salida del mismo, logrando de esta forma un perfil de temperatura más uniforme longitudinalmente que se traduce en una mayor selectividad en la reacción y mayor eficiencia en la utilización del calor.

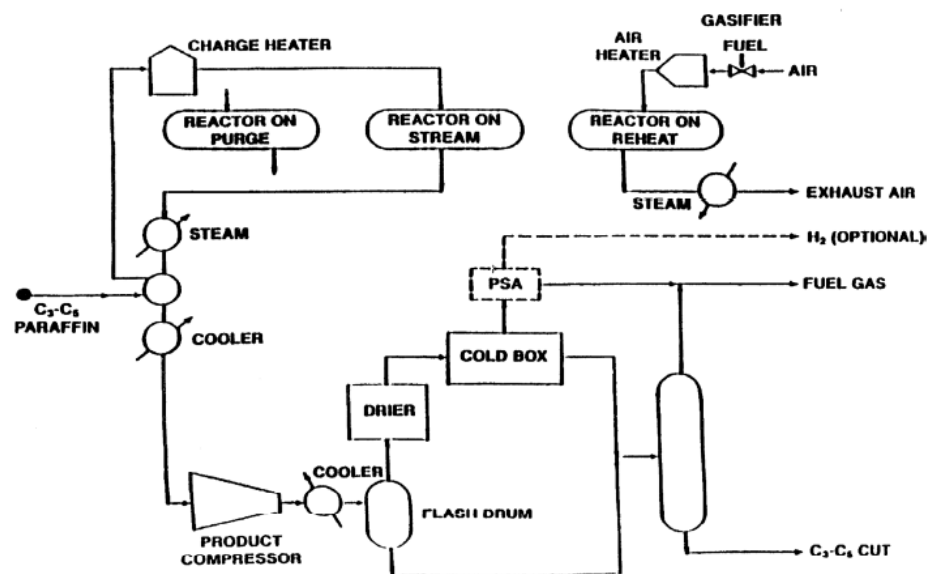


Fig. 5.1. Diagrama de flujo del proceso Catofin. Fuente: ABB Lummus (SRI Consulting, 2008).

5.1.2. Tecnología Oleflex

El proceso Oleflex desarrollado por el licenciante de tecnología UOP, es un proceso 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 cuatro reactores de 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. Este arreglo minimiza la caída de presión a lo largo de la Unidad de Oleflex. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa sobre un catalizador de platino soportado entre 525 y 700°C y con presiones ligeramente superiores a la atmosférica. La conversión del propano se sitúa alrededor del 40%, con una selectividad molar del 90% hacia el propileno. Una corriente de hidrógeno se agrega a la alimentación como diluyente que ayuda a reducir la cantidad de coque producido a menos de 0,1% en peso de la carga de alimentación procesada. Los hornos entre cada reactor ayudan a mantener una temperatura de reacción relativamente constante para una conversión invariable; sin embargo, existe la posibilidad de que alguna reacción de craqueo indeseada ocurra dentro de los hornos.

Este sistema de reactores con hornos de interetapas eleva la conversión de equilibrio y permite que la temperatura de entrada de cada reactor sea menor que la que se necesitaría empleando un solo reactor, como se observa en la Fig. 5.2 y Fig. 5.3 respectivamente, reduciendo de esta manera la tasa de craqueo térmico y de coquificación, las cuales se ven aceleradas con altas temperaturas.

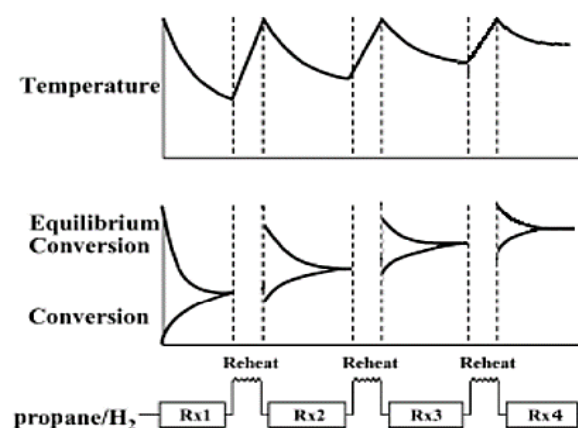


Fig. 5.2. Relación entre la conversión y la temperatura en cada reactor en el proceso Oleflex. Fuente: SRI Consulting, 2008.

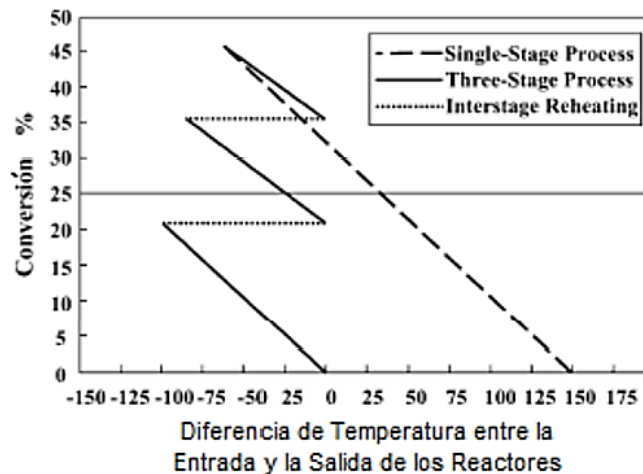


Fig. 5.3. Diferencia entre la temperatura de entrada de un solo reactor y uno multietapa. Fuente: SRI Consulting, 2008.

En la sección de recuperación del producto, el efluente de los reactores es enfriado con intercambiadores, comprimido, secado y enviado a una unidad criogénica para separar el hidrógeno. La fase líquida es enviada a una unidad de hidrogenación selectiva para eliminar las diolefinas y acetilenos formados. El propileno final es separado de los livianos y del propano en dos columnas de destilación en serie. El propano no convertido junto con una porción del hidrógeno que se obtuvo como subproducto, es recirculado a la zona de reacción.

Las recientes mejorías en la tecnología de Oleflex se han enfocado en el desempeño del catalizador de platino. Según se describe en las patentes de UOP, típicamente el catalizador utilizado (DeH-16) consiste en un soporte de alúmina con platino como componente del grupo metálico, con metales modificadores de la selectividad de estaño (Sn), germanio (Ge) y renio (Re) y opcionalmente, un componente metal alcalino o alcalino térreo y un componente de halógeno. Su desempeño ha mejorado al utilizar un soporte de γ -alúmina con un área superficial de aproximadamente $100 \text{ m}^2/\text{g}$ y una densidad compacta de $619,91 \text{ kg}/\text{m}^3$.

La alta actividad y selectividad del catalizador DeH-16 ha permitido una serie de otras mejorías en el diseño del proceso. En la sección de reacción, las nuevas plantas pueden operar a una velocidad espacial 20% mayor y a una temperatura máxima menor que en los diseños originales. Como resultado, los reactores y hornos de interetapas del proceso Oleflex para nuevos diseños son más pequeños. Adicionalmente, la menor tasa de formación de coque con el nuevo catalizador ha permitido una reducción del 50% en las dimensiones de la unidad de regeneración del catalizador.

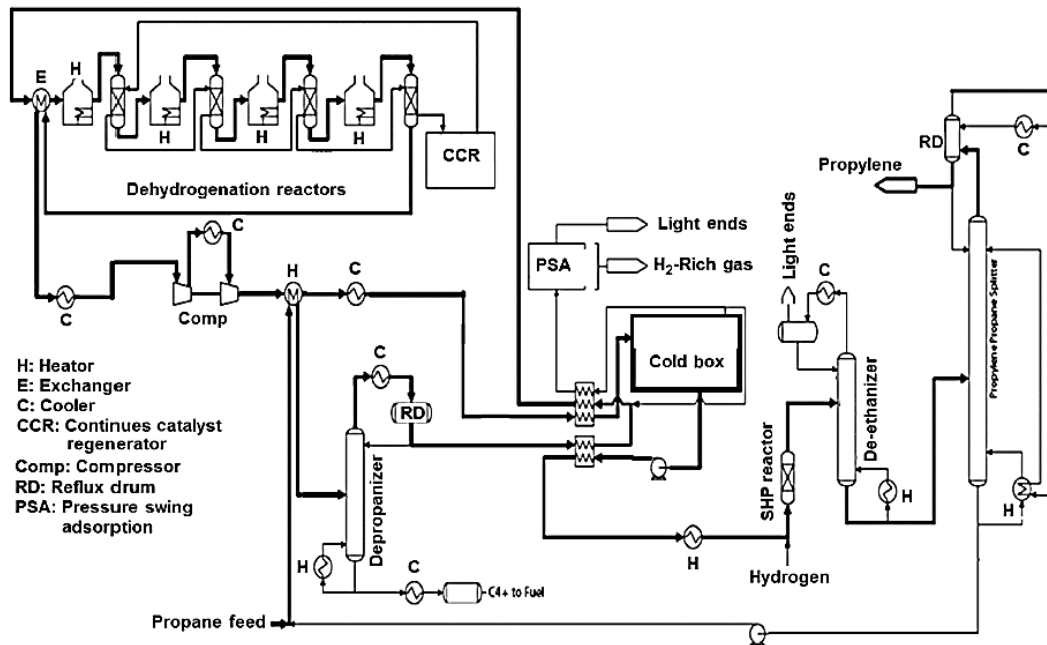


Fig. 5.4. Proceso Oleflex de UOP para la deshidrogenación del propano. Fuente: Z. Nawaz: Alkane Dehydrogenation Technologies, 2015.

5.1.3. Tecnología STAR

El proceso STAR (*Steam Active Reforming*), se basa en la tecnología de reformado de vapor convencional y usa un catalizador de platino como metal noble promotor soportado sobre una espinela de aluminato de cinc. El proceso fue desarrollado por Phillips Petroleum y se ha instalado en dos plantas comerciales para la deshidrogenación del isobutano. En 1999, Krupp Uhde adquirió el proceso STAR y construyó en el 2006 en Egipto una Planta de Deshidrogenación de Propano de 350 Mton/año y entre el 2009 y 2010 se firmaron contratos para construir dos plantas que producirán 450 Mt/año de propileno a partir de esta tecnología.

La reacción se lleva a cabo en fase gaseosa entre 480° y 620°C en reactores tubulares de lecho fijo localizados en el horno. Como este reactor opera a condiciones isotérmicas, se evita el desplazamiento de la conversión de equilibrio que ocurre en la operación adiabática. La presión del reactor es mantenida entre 4,04 y 8,09 atm y el LHSV se encuentra en un rango entre 0,5 y 10 h⁻¹. El vapor, que es utilizado como diluyente con una relación de 2 a 10 moles/moles de hidrocarburos alimentados, es una segunda fuente de calor para la reacción endotérmica, ayuda a detener la formación de coque y sirve para incrementar la conversión al reducir la presión parcial de los hidrocarburos e hidrógeno presentes. Una característica innovadora de



esta tecnología es la inserción, aguas abajo del reactor de deshidrogenación, de un segundo reactor adiabático de lecho fijo destinado a un proceso de oxideshidrogenación, en el cual se alimentan los efluentes del primer reactor con una corriente de oxígeno con 90% de pureza que reacciona con parte del hidrógeno formado, y continuando de esta manera con la reacción para obtener mayor conversión de propano.

El típico catalizador consiste en 0,05-5% en peso de platino y 0,1-5% de estaño soportado sobre aluminato de cinc. La adición de aluminato de calcio en el soporte se justifica al mejorar la actividad, la estabilidad y la resistencia a la atrición. Se puede alcanzar una conversión del propano por paso de 30 a 40% con una selectividad del 80 al 90% molar hacia el propileno. El ciclo del reactor típicamente usado es de ocho horas, donde siete horas son de operación y una hora está dedicada a la regeneración del catalizador para la eliminación del coque depositado. La vida útil del catalizador es de uno a dos años.

El calor de los efluentes del reactor es recuperado para la generación de vapor en los rehervidores de las fraccionadoras y calentando y/o vaporizando la alimentación. Una vez enfriados, los efluentes del reactor son comprimidos y fraccionados para la recuperación del propileno como producto principal, del hidrógeno como subproducto y del propano no convertido para su reciclo.

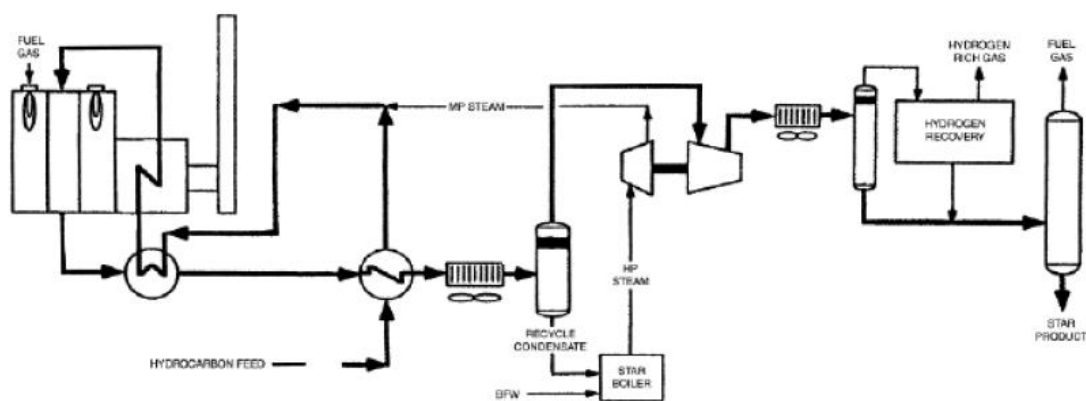


Fig. 5.5. Diagrama de flujo del proceso STAR de Phillips Petroleum. Fuente: SRI Consulting, 2008.

5.1.4. Proceso FBD

La tecnología FBD-3 (*Fluidized Bed Dehydrogenation*) fue originalmente desarrollada por Yarsintez en Rusia para producir butadieno 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. La versión de deshidrogenación de propano de la tecnología FBD-3 no se ha comercializado hasta el momento.

El proceso FBD-3 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 mediante un sistema de transporte neumático, provocando una contracorriente entre el gas y el sólido en ambas unidades. La deshidrogenación toma lugar entre 450° y 650°C, entre 100 y 1000 h⁻¹ GHSV y a una presión ligeramente mayor 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.

Dado que en la regeneración el catalizador alcanza temperaturas mayores a las requeridas para la reacción endotérmica, no se necesita calentamiento extra en hornos. Un sistema de ciclones es utilizado para recoger el catalizador arrastrado por el gas que sale del reactor. Luego de intercambiar calor con la corriente de alimentación, los efluentes del reactor son comprimidos y enviados a la sección de separación para recuperar el propileno de los demás subproductos y del propano no convertido para recirculación.

Según patentes de Snamprogetti, el catalizador es de óxido de cromo soportado en alúmina. La conversión de propano que típicamente se obtiene es de 28 a 39% por paso, con una selectividad hacia el propileno de 84 a 89%.

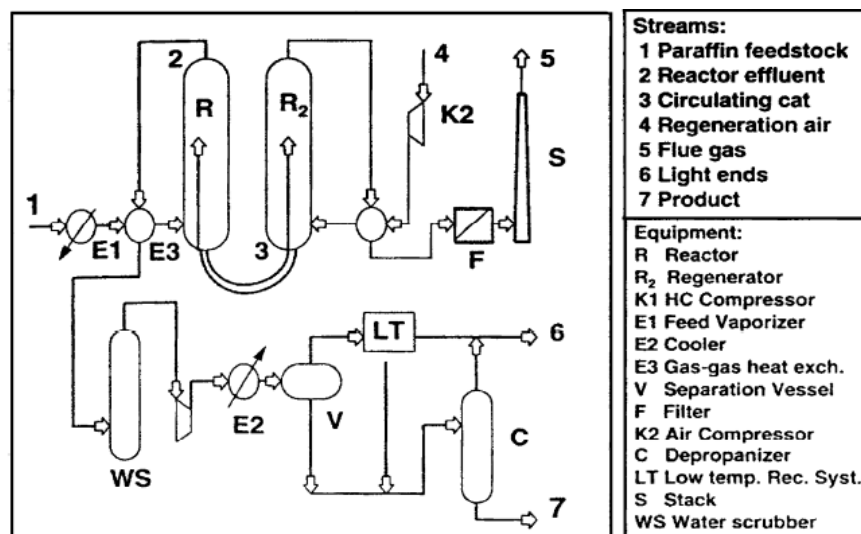


Fig. 5.6. Diagrama de flujo del proceso FBD-3 de Yarsintez/Snamprogetti. Fuente: SRI Consulting, 2008.



5.1.5. 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 de 10 MTMA en las instalaciones de BASF Ludwigshafen en Alemania desde 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.

A pesar de que no hay suficiente información sobre el sistema de reacción de este proceso, se conoce que usan reactores de lecho fijo cuyo catalizador consiste en platino y estaño sobre hidrotalcita desarrollado por Statoil. Según una patente de Linde, se utilizan tres reactores en paralelo localizados en el horno, donde dos reactores operan mientras que el tercero va siendo regenerado. La deshidrogenación se lleva a cabo en fase gaseosa entre 580° y 620°C con 800 a 1100 h⁻¹ GHSV y presión ligeramente superior a la atmosférica, utilizando hidrógeno y vapor como diluyentes para ayudar a reducir el coque formado a una cantidad menor al 0,05% en peso de la alimentación procesada.

Según otra patente de Statoil, el catalizador de deshidrogenación consiste en 0,2-0,4% de platino y 0,3-1,5% de estaño soportado en una mezcla de óxido de magnesio y aluminio. La selectividad es mejorada añadiendo metales alcalinos como cesio o potasio. La conversión del propano está en un rango entre 46 y 59% con selectividad hacia el propileno de 93-97,8% cuando la reacción se lleva a cabo a 600°C y 1 atm en presencia de hidrógeno y vapor. En el sistema de recuperación de productos, los efluentes del reactor son enfriados, comprimidos, secados y enviados a la deetanizadora. La corriente de tope es enviada a una sección criogénica para eliminar el hidrógeno del etano/etileno, mientras que la corriente de fondo alimenta a una torre fraccionadora final donde se obtiene el propileno grado polímero separado del propano de reciclo.

5.2. Análisis de las ventajas y desventajas de cada uno

El foco de la investigación estuvo puesto en encontrar una metodología que proveyera cantidades suficientes de calor, conocidas las limitaciones termodinámicas de la reacción de deshidrogenación, y aun así gestionar los ciclos de regeneración del catalizador.



Debido a que la elección de tecnología generalmente se basa en las opciones de suministro de calor y ciclos catalíticos, vale la pena analizar los siguientes ítems:

- Calentamiento directo de la mezcla reaccionante:
 - Tubos en calentadores / hornos de combustión.
 - Reactores adiabáticos en serie con calentamiento entre etapas.
- Calentamiento indirecto por reactivos / alimentación / catalizador:
 - Calentamiento por lotes por reacción y pasos de calentamiento
 - Hacer circular el catalizador y calentarlo en otro equipo (por ejemplo, regenerador).
- Eliminación del coque del catalizador por aire u oxígeno o vapor:
 - Alternando la alimentación de hidrocarburos a las atmósferas de regeneración en el mismo reactor (se requieren varios reactores en paralelo).
 - Circulando el catalizador entre diferentes contenedores (reactor o reactores y un regenerador).

En la tabla 5.1 se comparan cinco tecnologías de deshidrogenación catalítica con sus diferentes enfoques de importación de calor, tipo de operación, catalizador y condiciones de operación.

| | Catofin | Oleflex | STAR | FBD | Linde |
|------------------|---|--|--|---|--|
| Licenciante | ABB Lummus | UOP Inc. | Uhde | Snamprogetti/Yarsintez | Linde/Statoil/Borealis |
| Reactor | Adiabático con lecho fijo | Adiabático con lecho móvil | Reactor de deshidrogenación + Oxireactor adiabático | Lecho fluidizado | Isotérmico con lecho fijo |
| Operación | Cíclica | Continua | Cíclica | Continua | Cíclica |
| Catalizador | Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃ con promotores alcalinos | Pt/Al ₂ O ₃ con Sn como promotor | Pt/ZnAl ₂ O ₃ con Sn como promotor | Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃ con promotores alcalinos | Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃ |
| Fuente de calor | Calor formado por la regeneración del catalizador | Hornos entre los reactores | Reactor de deshidrogenación ubicado en el horno | Combustible añadido durante la regeneración | Hornos en los reactores |
| T (°C) | 525-680 | 550-700 | 480-620 | 450-650 | 580-620 |
| Presión (barg) | 0,1-0,71 | 1,01-3,04 | 3,04-7,09 | 1,1-1,50 | >1,00 |
| Tiempo de ciclo | 25 min | - | 8 horas | - | 9 horas |
| Conversión (%) | 65% | 40% | 30%-40% | 28%-39% | 46%-59% |
| Selectividad (%) | 82-87% | 90% | 80%-90% | 84%-89% | 97%-97% |

Tabla 5.1. Cuadro comparativo entre tecnologías existentes para el proceso de deshidrogenación de propano. Fuente: Airaksinen, S. 2005.



5.3. Selección del óptimo

De los cinco procesos descritos en la sección 5.2, los procesos Catofin, Oleflex y STAR son de los que se cuenta con mayor información. El principal criterio de elección de proceso es una mayor conversión del propano y selectividad hacia el propileno.

Se utilizará el mismo sistema de puntuación utilizado en el apartado 4.2 para la selección del terreno. 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.

Se analizarán factores principales como:

- Conversión de propano a propileno
- Selectividad hacia el propileno
- Tipo de operación (continua o cíclica)
- Valoración de subproductos
- Simpleza en el diseño

| Factores | Peso | Oleflex | | STAR | | Catofin | |
|-----------------------|-------------|--------------|--------|--------------|--------|--------------|--------|
| | | Calificación | Factor | Calificación | Factor | Calificación | Factor |
| Conversión | 0,20 | 3 | 0,6 | 3 | 0,6 | 3 | 0,6 |
| Selectividad | 0,20 | 4 | 0,8 | 4 | 0,8 | 4 | 0,8 |
| Tipo de operación | 0,10 | 3 | 0,30 | 3 | 0,3 | 3 | 0,3 |
| Subproductos | 0,15 | 5 | 0,75 | 2 | 0,3 | 5 | 0,75 |
| Simpleza en el diseño | 0,35 | 4 | 1,4 | 3 | 1,05 | 5 | 1,75 |
| Total | 1,00 | 3,85 | | 3,05 | | 4,2 | |

Tabla 5.2. Asignación de puntajes para selección de la tecnología más óptima. Fuente: elaboración propia.

En los procesos Oleflex y Catofin se realiza una deshidrogenación de propano no oxidativa, produciéndose así hidrogeno como subproducto, siendo este más valorado, mientras que en el proceso STAR se realiza una deshidrogenación de propano generando agua como subproducto.

De acuerdo con el puntaje obtenido con el método, seleccionamos el proceso Catofin, en el cual la deshidrogenación se produce de forma catalítica, usando un catalizador de Cr_2O_3 en Al_2O_3 (aprox. Cr 3-6%)



cuyo nombre es PX-852, tiene forma cilíndrica, un diámetro y densidad de partícula de 2 mm y 1,2 g/cm³ respectivamente, con área específica de 130 m²/g.

5.4. Patentes

El proceso productivo seleccionado se encuentra patentado por la compañía ABB Lummus Crest, quien adquirió los derechos de licencia exclusiva en el mundo para los procesos de deshidrogenación de la Houdry de United Catalyst Inc., cuando ésta adquirió las tecnologías Houdry de Air Products and Chemicals Inc. Este proceso de deshidrogenación de Houdry llamado Catofin ha sido exitosamente operado por más de 40 años. Debido a que la patente se encuentra en vigencia, se deben pagar los derechos o royalties correspondientes de manera anual. Este valor será de 1% del margen operativo.

5.5. Descripción detallada del proceso elegido

5.5.1. Esquema general

El proceso Catofin convierte propano a propileno sobre un lecho fijo de cromo-alúmina. El propano no convertido es reciclado de los fondos del separador tal que el propileno es el producto final de la unidad Catofin.

Las condiciones de operación están en el rango de temperatura de 620 a 700 °C y a una presión absoluta de entre 0.5 y 0.7 kg/cm². Con la reacción principal, se desarrollan simultáneamente reacciones secundarias, ocasionando la formación de algunos hidrocarburos ligeros y pesados, así como la deposición de coque en el catalizador. Este proceso se lleva a cabo en reactores de lecho fijo que operan cíclicamente para permitir el flujo continuo de las principales corrientes de proceso, en un ciclo completo, los vapores de hidrocarburos son deshidrogenados. El reactor después es purgado con vapor y soplado con aire para recalentar el catalizador y quemar las pequeñas cantidades de coque que se depositan sobre la superficie del catalizador durante el ciclo de reacción. A estos pasos les siguen una evacuación y reducción; y, nuevamente se empieza con el siguiente ciclo.

Una característica importante del proceso es que el calor absorbido durante el período de deshidrogenación endotérmica es obtenido a partir del control de aire y la temperatura de ingreso del hidrocarburo y también por la oxidación del coque. Un instrumento central programa la secuencia del ciclo y mantiene la operación de las válvulas,



hidráulicamente operadas. El sistema es de tipo interlock para asegurar la operación secuencial de las válvulas y prevenir la mezcla de aire con hidrocarburo gaseoso.

5.5.2. Sección de reacción

La carga (propano) es convertido a propileno, durante su paso por el lecho catalítico. La carga fresca de propano y el reciclo de propano de los fondos del separador de producto son vaporizados por el intercambio de calor con corrientes de vapor. La alimentación se vaporiza totalmente. La carga total, entonces, es llevada a la temperatura de reacción en el horno y enviada a los reactores. El craqueo no selectivo de los hidrocarburos es minimizado inyectando combustible (fuel) durante la etapa de recalentamiento del ciclo para mantener la temperatura de salida del horno tan baja como sea posible. El efluente caliente de los reactores es enfriado y después fluye a la sección de compresión de la planta. El tiempo de permanencia de la carga en los reactores tiene lugar cuando la temperatura de ingreso del hidrocarburo está en el rango de 620 – 700 °C y la presión absoluta 0.5 – 0.7 kg/cm².

Mientras el sistema todavía se mantiene a presión de vacío el reactor es purgado con vapor con lo cual se despojan hidrocarburos residuales del catalizador. El aire de recalentamiento/regeneración se calienta hasta ~750 °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. El aire de regeneración sirve para restablecer el perfil de temperaturas del lecho a su condición inicial, además para quemar el coque del catalizador. Cuando el proceso de recalentamiento/regeneración termina, el reactor es re-evacuado y está listo para el siguiente período. 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.

Antes del ingreso de propano, el lecho catalítico es reducido usando gas combustible. La corriente de regeneración de aire que deja los reactores va a un incinerador de aire de regeneración. La corriente de aire contiene pequeñas cantidades de monóxido de carbono e hidrocarburos, los cuales son convertidos a dióxido de carbono y agua por la oxidación catalítica en el incinerador.

El sistema de reactores consiste en un tren simple de cuatro reactores en paralelo operando cíclicamente, de tal manera que en cualquier momento habrá dos reactores operando, y otros dos en evacuación,



purga con vapor, represurización con aire y posterior recalentamiento/regeneración (reducción del catalizador) o cambio de válvulas. El ciclo es ininterrumpido, el flujo de hidrocarburos y aire es constante en la unidad, las corrientes de proceso en los siguientes reactores son controladas por válvulas automáticas hidráulicas, las que son de un diseño especial permitiendo la operación continua con poco mantenimiento.

5.5.3. Sistema de compresión en etapas

En esta sección, el gas efluente del reactor es enfriado y luego comprimido en una unidad de compresión de tres etapas, con enfriamiento interetapa, llevando la corriente a un nivel adecuado para la operación de la sección de recuperación. El vapor de descarga del compresor es enfriado y el hidrógeno generado es separado en la unidad de recuperación de baja temperatura (caja fría). El efluente condensado del reactor es enviado a la alimentación de la deetanizadora.

5.5.4. Sección de recuperación

La sección de recuperación remueve los gases inertes, hidrógeno e hidrocarburos ligeros del efluente del reactor comprimido. El efluente condensado del reactor de la sección de compresión es enviado a la deetanizadora para remover los hidrocarburos ligeros (metano, etano y gases inertes). Los efluentes no condensados del reactor van a la sección de recuperación a baja temperatura donde se enfría más para condensar y recuperar el propano restante e hidrocarburos más pesados. La corriente de recuperación de propano es también enviada a la deetanizadora. La corriente de gas que contiene el hidrógeno de la sección de recuperación a baja temperatura puede ser enviada a una unidad PSA (Pressure Swing Adsorption) para recuperar el hidrógeno, si se desea. La deetanizadora sirve para separar el etano e hidrocarburos ligeros del propano, propileno y materia más pesada. Los vapores no condensados del tope de la torre son enviados al área de servicios de gas combustible. Los líquidos del fondo de la deetanizadora van a la sección de purificación de producto.

5.5.5. Sección de purificación del producto

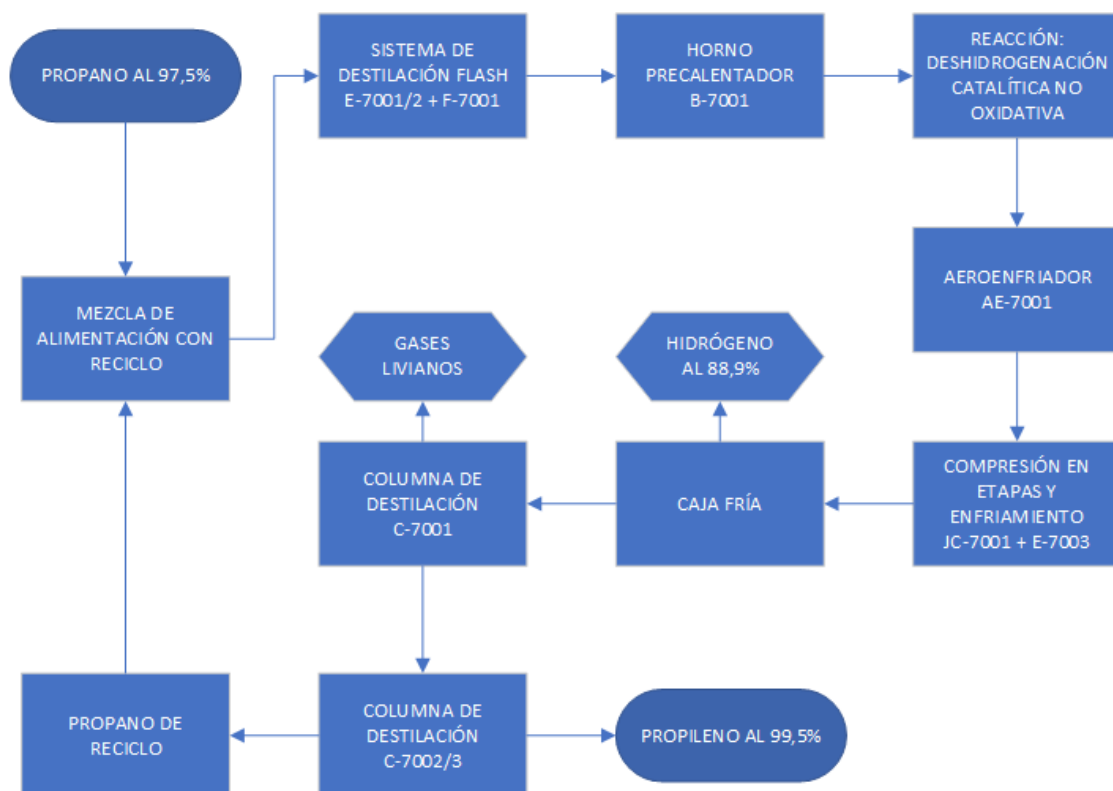
La sección de purificación de producto está diseñada para recuperar propileno, producto de alta pureza del propano, y materiales más pesados. Los fondos de la deetanizadora de la sección de recuperación son cargados al separador de productos. La columna, por tope, produce



propileno al 99.5% molar como producto principal. Un sistema de vapor es usado para suministrar calor al rehervidor. Los fondos del separador de producto son retomados a la sección de reacción como reciclo.

5.6. Diagrama de producción (diagrama de bloques)

Se detalla, a continuación, el diagrama de bloques del proceso.



5.7. Construcción del diagrama de flujo (PFD). Balance de masa y energía

Se presenta, a continuación, el diagrama de flujo de procesos (PFD), para la deshidrogenación de propano de la tecnología CATOFIN.

Los balances de masa y energía se realizaron mediante la utilización del software de simulación de procesos 'PRO/II'.

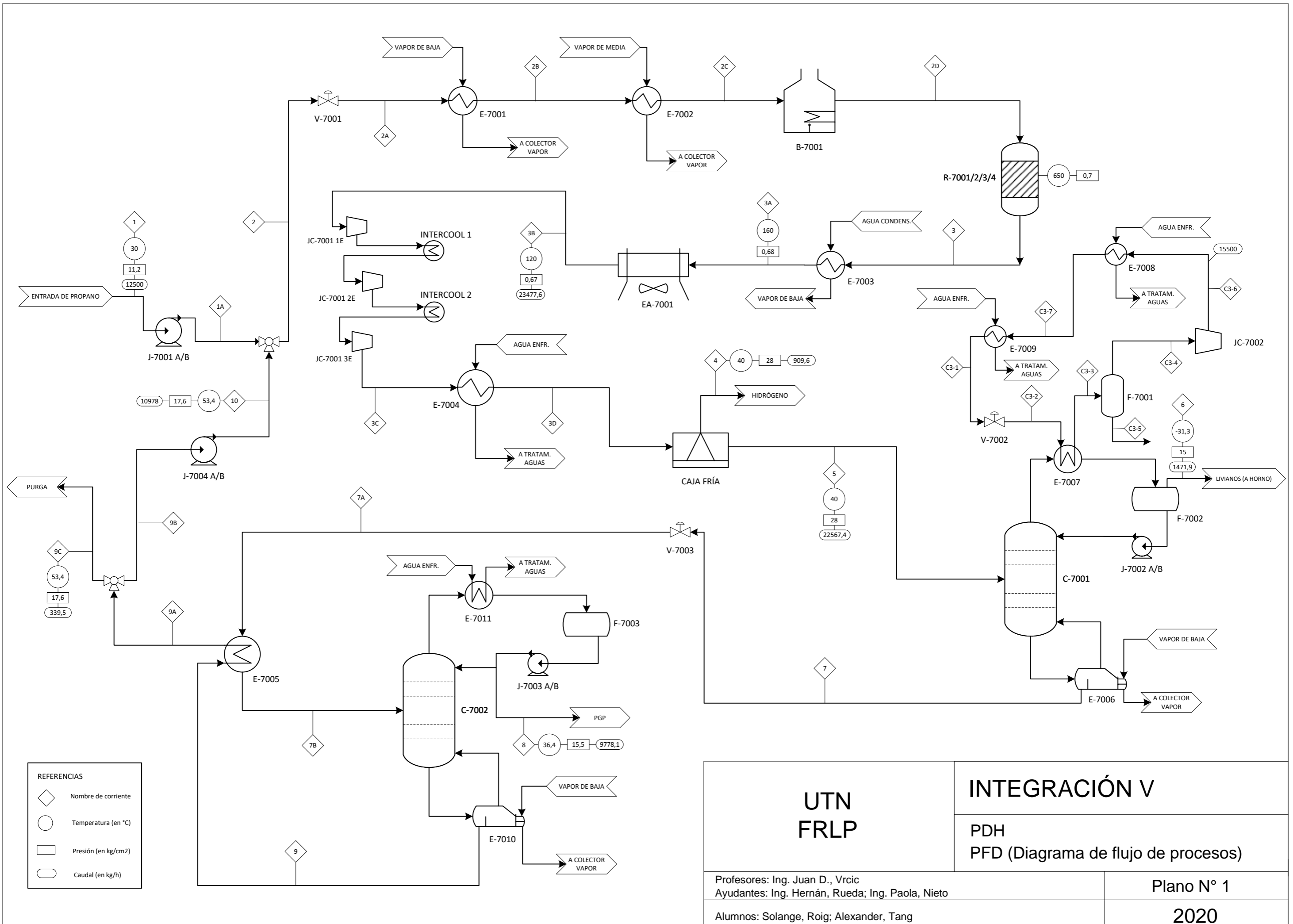
El balance comprende todas las corrientes del proceso, donde se detallarán los principales parámetros de cada corriente, como las entalpías total y específica, el caudal másico, presión, temperatura y composición en peso, entre otros. En la Tabla 5.3 se presenta una



descripción de las corrientes de proceso, y a continuación, en la página siguiente, se presenta el balance de masa y energía.

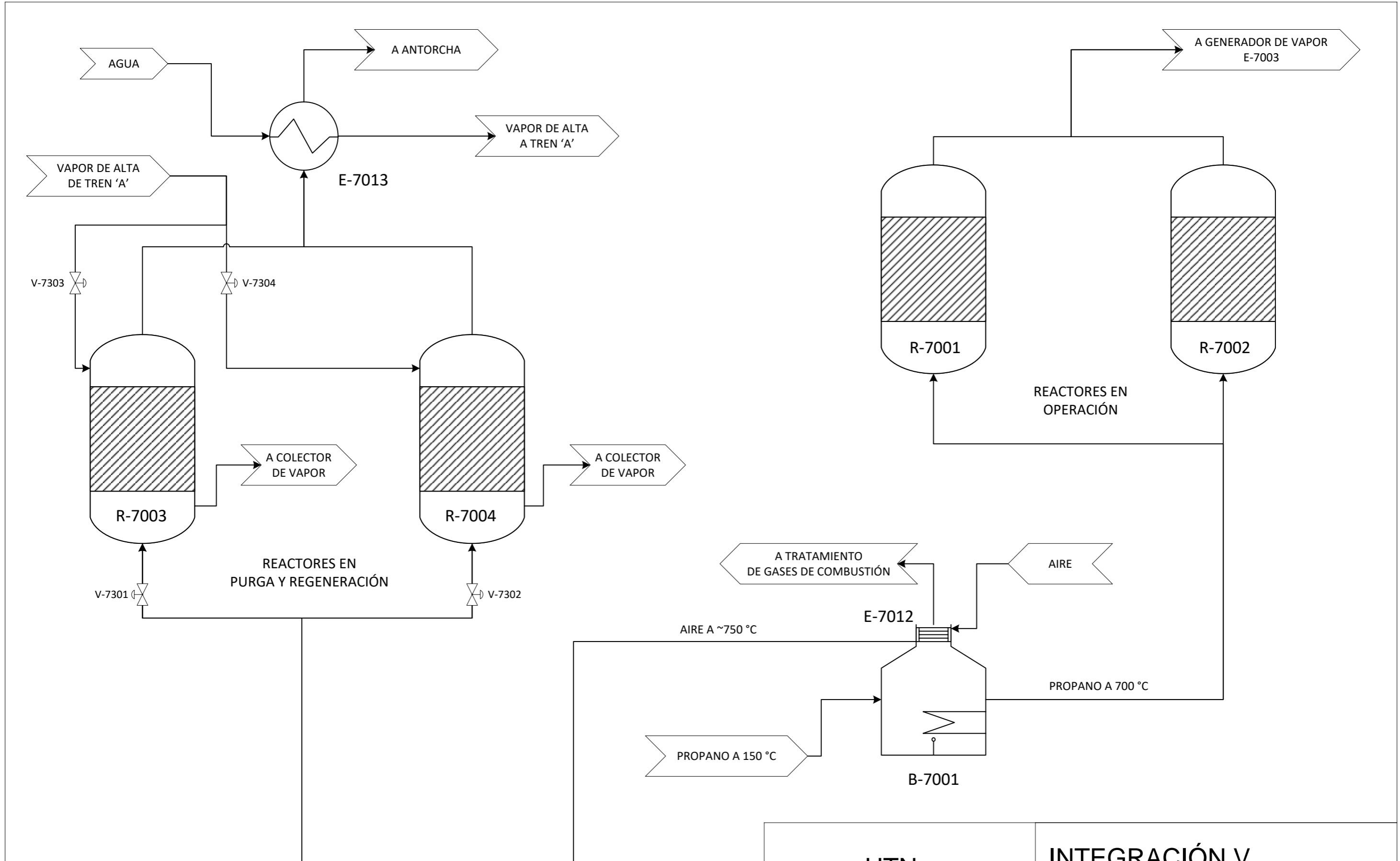
| Corriente | Descripción |
|-----------|--|
| 1 | Propano de alimentación, entrada a bomba J-7001 |
| 10 | Propano de reciclo, salida de bomba J-7004 |
| 1A | Salida de bomba J-7001 |
| 2 | Propano mezclado con reciclo, a V-7001 |
| 2A | Entrada a intercambiador E-7001 |
| 2B | Salida de E-7001, entrada a E-7002 |
| 2C | Alimentación a horno B-7001 |
| 2D | Alimentación a reactores R-7001/2/3/4/5 |
| 3 | Efluente de reactores, entrada a E-7003 |
| 3A | Salida de Generador de vapor E-7003, entrada a Aeroenfriador EA-7001 |
| 3B | Alimentación a compresor multietapa JC-7001 |
| 3B | Salida de JC-7001, entrada a E-7004 |
| 3C | Alimentación a Caja Fría |
| 4 | Salida de hidrógeno (subproducto) al 89% |
| 5 | Alimentación a deetanizadora C-7001 |
| 6 | Livianos, salida de tope de C-7001 |
| 7 | Efluente de columna, salida de fondo de C-7001 |
| 7A | Entrada a intercambiador carga-efluente E-7005 |
| 7B | Alimentación a columna C-7002 |
| 8 | Propileno al 99,5%, salida de tope de C-7002 |
| 9 | Fondo de C-7002, entrada a intercambiador E-7005 |
| 9A | Salida de intercambiador E-7005 |
| 9B | Propano de reciclo, entrada a J-7004 |
| 9C | Corriente de purga |
| C3-1 | Propano de enfriamiento, a V-7002 |
| C3-2 | Propano de enfriamiento, a E-7007 |
| C3-3 | Propano de enfriamiento, a F-7001 |
| C3-4 | Tope de F-7001, alimentación a JC-7002 |
| C3-5 | Fondo de F-7001 |
| C3-6 | Propano de enfriamiento, a E-7008 |
| C3-7 | Propano de enfriamiento, a E-7009 |

Tabla 5.3. Descripción de corrientes de proceso. Fuente: elaboración propia.



| REFERENCIAS | |
|-------------|---------------------|
| ◇ | Nombre de corriente |
| ○ | Temperatura (en °C) |
| □ | Presión (en kg/cm2) |
| ○ | Caudal (en kg/h) |

| | | |
|---|--|-------------------|
| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | Plano N° 1 |
| | PDH PFD (Diagrama de flujo de procesos) | |
| Profesores: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto | | 2020 |
| Alumnos: Solange, Roig; Alexander, Tang | | |



| | | |
|---|--|------------|
| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | |
| | PDH PFD (Sistema de regeneración catalizador) | |
| Profesores: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto | | Plano N° 2 |
| Alumnos: Solange, Roig; Alexander, Tang | | 2020 |



| BALANCE DE MASA Y ENERGÍA | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---------------------------|-----------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|----------|----------|----------|----------|----------|---------|---------|---------|---------|
| Nombre de corriente | | 1 | 10 | 1A | 2 | 2A | 2B | 2C | 2D | 3 | 3A | 3B | 3C | 3D | 4 | 5 | 6 |
| Fase | | Liquid | Liquid | Liquid | Mixed | Mixed | Vapor | Vapor | Vapor | Vapor | Vapor | Vapor | Vapor | Vapor | Vapor | Liquid | Vapor |
| Temperatura | C | 30,0 | 53,4 | 30,0 | 33,3 | -12,2 | 30,0 | 150,0 | 700,0 | 650,0 | 160,0 | 120,0 | 246,5 | 55,0 | 40,0 | 40,0 | -31,3 |
| Presión | kg/cm2 | 11,22 | 17,57 | 11,22 | 11,22 | 3,00 | 3,00 | 2,50 | 1,30 | 0,68 | 0,68 | 0,67 | 28,00 | 28,00 | 28,00 | 28,00 | 15,00 |
| Caudal másico | kg/h | 12500 | 10977,9 | 12500 | 23477,9 | 23477,9 | 23477,9 | 23477,9 | 23477,9 | 23477,6 | 23477,6 | 23477,6 | 23477,6 | 23477,6 | 909,6 | 22567,4 | 1471,89 |
| Caudal de líquido | m3/h | 25,78 | 24,34 | 25,78 | 45,32 | 26,69 | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | 49,08 | n/a |
| Caudal de vapor | m3/h | n/a | n/a | n/a | 67,87 | 1345,54 | 4272,86 | 7402,52 | 33188,30 | 86638,40 | 40587,90 | 37368,10 | 1158,40 | 628,52 | 202,05 | n/a | 70,29 |
| Entalpía total | Mkcal/h | 0,2615 | 0,3980 | 0,2615 | 0,6600 | 0,6600 | 2,4237 | 3,7870 | 13,5886 | 12,6558 | 3,9680 | 3,4490 | 5,12 | 2,4754 | 0,0670 | 0,6068 | 0,0822 |
| Entalpía específica | kcal/kg | 20,921 | 36,296 | 20,921 | 28,11 | 28,11 | 103,234 | 161,309 | 578,784 | 539,06 | 169,02 | 146,89 | 218,0100 | 105,437 | 82,531 | 26,889 | 55,8175 |
| CP vapor | kcal/kg-C | n/a | n/a | n/a | 0,4890 | 0,3872 | 0,4248 | 0,5433 | 0,9328 | 0,9067 | 0,5710 | 0,5346 | 0,6584 | 0,5381 | 1,8703 | n/a | 0,5023 |
| CP líquido | kcal/kg-C | 0,7140 | 0,7040 | 0,7140 | 0,7122 | 0,5335 | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | 0,6788 | n/a |
| Composición (%P) | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| H2 | | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 1,6258 | 1,6258 | 1,6258 | 1,6258 | 1,6258 | 41,5446 | 0,0169 | 0,2595 |
| C1 | | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 2,7674 | 2,7674 | 2,7674 | 2,7674 | 2,7674 | 33,0620 | 1,5465 | 23,7111 |
| C2 | | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 5,1871 | 5,1871 | 5,1871 | 5,1871 | 5,1871 | 14,6196 | 4,8071 | 71,7411 |
| PROPENE | | 1,0456 | 0,3248 | 1,0456 | 0,7086 | 0,7086 | 0,7086 | 0,7086 | 0,7086 | 41,9331 | 41,9331 | 41,9331 | 41,9331 | 41,9331 | 0,0000 | 43,5866 | 3,4452 |
| C3 | | 97,1163 | 85,2904 | 97,1163 | 91,5867 | 91,5867 | 91,5867 | 91,5867 | 91,5867 | 41,1686 | 41,1686 | 41,1686 | 41,1686 | 41,1686 | 0,0000 | 42,8290 | 0,8430 |
| IC4 | | 1,8381 | 14,3848 | 1,8381 | 7,7048 | 7,7048 | 7,7048 | 7,7048 | 7,7048 | 6,9350 | 6,9350 | 6,9350 | 6,9350 | 6,9350 | 10,7740 | 7,2139 | 0,0001 |
| Nombre de corriente | | 7 | 7A | 7B | 8 | 9 | 9A | 9B | 9C | C3-1 | C3-2 | C3-3 | C3-4 | C3-5 | C3-6 | C3-7 | |
| Fase | | Liquid | Mixed | Mixed | Liquid | Liquid | Liquid | Liquid | Liquid | Liquid | Mixed | Vapor | Vapor | Unknown | Vapor | Liquid | |
| Temperatura | C | 63,7 | 48,7 | 48,7 | 36,4 | 53,4 | 53,4 | 53,4 | 53,4 | 31,4 | 3,3 | 8,6 | 8,6 | n/a | 75,5 | 53,1 | |
| Presión | kg/cm2 | 25,60 | 18,00 | 18,00 | 15,46 | 17,57 | 17,57 | 17,57 | 17,57 | 17,40 | 4,80 | 4,50 | 4,50 | n/a | 18,50 | 17,80 | |
| Caudal másico | kg/h | 21095,5 | 21095,5 | 21095,5 | 9778,14 | 11317,4 | 11317,4 | 10977,9 | 339,52 | 15500 | 15500 | 15500 | 15500 | n/a | 15500 | 15500 | |
| Caudal de líquido | m3/h | 48,87 | 38,09 | 38,09 | 25,08 | 25,08 | 25,19 | 24,33 | 0,75 | 31,67 | 22,89 | n/a | n/a | n/a | n/a | 34,47 | |
| Caudal de vapor | m3/h | n/a | 92,88 | 92,88 | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | 327,26 | 1654,39 | 1654,39 | n/a | 428,36 | n/a | |
| Entalpía total | Mkcal/h | 0,925 | 0,925 | 0,925 | 0,232 | 0,411 | 0,411 | 0,398 | 0,012 | 0,326 | 0,326 | 1,436 | 1,436 | n/a | 1,757 | 0,561 | |
| Entalpía específica | kcal/kg | 43,851 | 43,851 | 43,851 | 23,67 | 35,3 | 35,3 | 35,2965 | 36,296 | 21,057 | 21,057 | 92,657 | 92,657 | n/a | 113,339 | 36,208 | |
| CP vapor | kcal/kg-C | n/a | 0,5337 | 0,5337 | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | 0,4156 | 0,4175 | 0,4175 | n/a | 0,5571 | n/a | |
| CP líquido | kcal/kg-C | 1,1278 | 0,6903 | 0,6903 | 0,6820 | 0,7040 | 1,7040 | 0,7036 | 0,7036 | 0,6939 | 0,5542 | n/a | n/a | n/a | n/a | 0,7046 | |
| Composición (%P) | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| H2 | | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | |
| C1 | | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | |
| C2 | | 0,1370 | 0,1370 | 0,1370 | 0,2955 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | |
| PROPENE | | 46,3873 | 46,3873 | 46,3873 | 99,7018 | 0,3246 | 0,3248 | 0,3248 | 0,3248 | 0,2499 | 0,2499 | 0,2499 | 0,2499 | 0,0000 | 0,2499 | 0,2499 | |
| C3 | | 45,7584 | 45,7584 | 45,7584 | 0,0028 | 85,2905 | 85,2904 | 85,2904 | 85,2904 | 88,7403 | 88,7403 | 88,7403 | 88,7403 | 0,0000 | 88,7403 | 88,7403 | |
| IC4 | | 7,7173 | 7,7173 | 7,7173 | 0,0000 | 14,3848 | 14,3848 | 14,3848 | 14,3848 | 11,0098 | 11,0098 | 11,0098 | 11,0098 | 0,0000 | 11,0098 | 11,0098 | |



6. DISEÑO BÁSICO

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

La materia prima a tratar, el propano, ingresa a la planta mediante ductos desde PetroCuyo. Esta materia prima corresponde a la devolución que realiza PetroCuyo a YPF periódicamente. El producto final, el propileno grado polímero (99.5% de pureza molar, 99.7% pureza en peso), se envía mediante ductos hacia PetroCuyo. El subproducto, el hidrógeno (88% de pureza molar, 41.5% pureza en peso), se envía a YPF mediante ductos. En la siguiente tabla, se muestran los parámetros de cada corriente.

| ÍTEM | MATERIA PRIMA | | PRODUCTO | | SUBPRODUCTO | |
|---------------------|---------------|--------------------|----------|--------------------|-------------|--------------------|
| | Valor | Unidades | Valor | Unidades | Valor | Unidades |
| Nombre de corriente | 1 | | 8 | | 4 | |
| Fase | Líquido | | Líquido | | Gas | |
| Temperatura | 30 | °C | 36,4 | °C | 40 | °C |
| Presión | 11,217 | kg/cm ² | 15,46 | kg/cm ² | 28 | kg/cm ² |
| Caudal molar | 282,354 | kg-mol/h | 232,64 | kg-mol/h | 212,31 | kg-mol/h |
| Caudal másico | 12500 | kg/h | 9778,14 | kg/h | 909,6 | kg/h |
| Caudal volumétrico | 25,776 | m ³ /h | 25,08 | m ³ /h | 202,05 | m ³ /h |
| Entalpía | 20,921 | Kcal/kg | 23,67 | Kcal/kg | 82,531 | Kcal/kg |
| Composición (%P) | | | | | | |
| H ₂ | 0,0000 | | 0,0000 | | 41,5446 | |
| C ₁ | 0,0000 | | 0,0000 | | 33,0620 | |
| C ₂ | 0,0000 | | 0,2955 | | 14,6196 | |
| PROPILENO | 1,0456 | | 99,7018 | | 0,0000 | |
| C ₃ | 97,1163 | | 0,0028 | | 0,0000 | |
| IC ₄ | 1,8381 | | 0,0000 | | 10,7740 | |
| H ₂ O | 0 | | 0 | | 0 | |
| TOTAL | 1,000 | | 1,000 | | 1,000 | |

Tabla 6.1. Parámetros de corrientes de entrada (materia prima) y salida (producto y subproducto) del proceso. Fuente: elaboración propia.

Respecto a los servicios auxiliares, el vapor y el agua de enfriamiento, serán provistos por YPF que cuenta con calderas de generación y un sistema de refrigeración propio. El agua de enfriamiento se encontrará a 25 °C y 6 kg/cm². Se empleará vapor de dos tipos, vapor de baja (a 150 °C y 1.5 kg/cm²) y vapor de media (a 250 °C y 17 kg/cm²).

La energía eléctrica y el gas combustible, serán provistos también por YPF a la tarifa correspondiente. Se debe contemplar la construcción de la subestación transformadora.



6.2. Diseño básico de los equipos principales y auxiliares

6.2.1. Diseño de Bomba J-7001

Introducción

A continuación, se realizará la memoria de cálculos que permitirá la selección adecuada de la bomba de alimentación, J-7001, la cual impulsará una corriente desde la esfera de almacenamiento de materia prima, TK-7001, hasta la válvula V-7001, válvula reductora de presión, cuyo propósito es llevar la presión del fluido a 3 kg/cm².

Se estipula que las cañerías se encontrarán a una altura de aproximadamente 1.4 m respecto del suelo, de forma que se faciliten las actividades de inspección y detección de posibles roturas. De esta manera, todas las cañerías que componen el sistema de bombeo se encontrarán en el mismo plano.

Todos los cálculos se realizaron siguiendo los pasos detallados en los capítulos 2 y 3 de la bibliografía 'Surface Production Operations: Pumps and Compressors, Vol. 4 – Maurice Stewart'.

El régimen de operación es continuo, por lo que el sistema de bombeo denominado J-7001 A/B se conforma de una unidad de bombeo principal o en servicio, y de una secundaria o de resguardo, en caso de mantenimiento ordinario o fallos en el sistema principal.

Respecto a las condiciones del fluido a transportar, corriente '1', éstas se detallan en la Tabla 6.2.

| Parámetros del fluido | | | |
|-----------------------|----------------------------|----------|--------------------|
| X _L | Fracción de líquido | 1 | - |
| T | Temperatura | 30 | °C |
| P ₂ | Presión de descarga | 11,2 | kg/cm ² |
| P ₁ | Presión de succión | 11,2 | kg/cm ³ |
| ρ | Densidad | 484,95 | kg/m ³ |
| | | 30,2152 | lb/ft ³ |
| q | Caudal volumétrico | 25,77 | m ³ /h |
| | | 0,245 | ft ³ /s |
| m | Caudal másico | 7,6549 | lb/s |
| g | Aceleración de la gravedad | 9,81 | m/s ² |
| μ | Viscosidad | 0,0921 | cP |
| P _{vap} | Presión de vapor | 882990,8 | Pa |

Tabla 6.2. Parámetros del fluido de alimentación a proceso. Fuente: elaboración propia.



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. Para cada fluido se determina un valor máximo que no debe sobrepasarse, ya que puede producirse un deterioro del producto por tratamiento mecánico inadecuado. Se calcula primeramente la velocidad óptima del fluido.

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

Dónde: V_{opt} es la velocidad óptima del fluido en la conducción (ft/s), \dot{m} el caudal másico del fluido (lb/s), ρ la densidad del fluido (lb/ft³).

$$V_{opt} = \frac{12 \cdot 7,6549^{0,1}}{30,21^{0,36}}$$

$$V_{opt} = 4,31 \text{ ft/s} = 1,31 \text{ m/s}$$

Y el cálculo para el diámetro de la cañería viene dado por la ecuación:

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

$$D_c = \left(\frac{4 \cdot 0,245}{\pi \cdot 4,31} \right)^{0,5}$$

$$D_c = 0,27 \text{ ft} = 3,23 \text{ pulg}$$

Basándose en tablas de propiedades de cañería, Apéndice 3 (pp. 1144) de la bibliografía 'Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, Warren McCabe', se selecciona una cañería adecuada.



Dimensiones, capacidades y pesos de tuberías estándar de acero[†]

| Tamaño nominal de tubería, in. | Diámetro exterior, in. | Número de cédula | Espesor de pared, in. | Diámetro interior, in. | Área de la sección transversal del metal, in. ² | Área de la sección interior, ft ² | Circunferencia, ft, o superficie, ft ² /ft de longitud | | Capacidad para la velocidad de 1 ft/s | | Peso de la tubería, lb/ft |
|--------------------------------|------------------------|------------------|-----------------------|------------------------|--|--|---|----------|---------------------------------------|------------|---------------------------|
| | | | | | | | Exterior | Interior | U.S. gal/min | Agua, lb/h | |
| 1/8 | 0.405 | 40 | 0.068 | 0.269 | 0.072 | 0.00040 | 0.106 | 0.0705 | 0.179 | 89.5 | 0.24 |
| | | 80 | 0.095 | 0.215 | 0.093 | 0.00025 | 0.106 | 0.0563 | 0.113 | 56.5 | 0.31 |
| 1/4 | 0.540 | 40 | 0.088 | 0.364 | 0.125 | 0.00072 | 0.141 | 0.095 | 0.323 | 161.5 | 0.42 |
| | | 80 | 0.119 | 0.302 | 0.157 | 0.00050 | 0.141 | 0.079 | 0.224 | 112.0 | 0.54 |
| 3/8 | 0.675 | 40 | 0.091 | 0.493 | 0.167 | 0.00133 | 0.177 | 0.129 | 0.596 | 298.0 | 0.57 |
| | | 80 | 0.126 | 0.423 | 0.217 | 0.00098 | 0.177 | 0.111 | 0.440 | 220.0 | 0.74 |
| 1/2 | 0.840 | 40 | 0.109 | 0.622 | 0.250 | 0.00211 | 0.220 | 0.163 | 0.945 | 472.0 | 0.85 |
| | | 80 | 0.147 | 0.546 | 0.320 | 0.00163 | 0.220 | 0.143 | 0.730 | 365.0 | 1.09 |
| 3/4 | 1.050 | 40 | 0.113 | 0.824 | 0.333 | 0.00371 | 0.275 | 0.216 | 1.665 | 832.5 | 1.13 |
| | | 80 | 0.154 | 0.742 | 0.433 | 0.00300 | 0.275 | 0.194 | 1.345 | 672.5 | 1.47 |
| 1 | 1.315 | 40 | 0.133 | 1.049 | 0.494 | 0.00600 | 0.344 | 0.275 | 2.690 | 1345 | 1.68 |
| | | 80 | 0.179 | 0.957 | 0.639 | 0.00499 | 0.344 | 0.250 | 2.240 | 1120 | 2.17 |
| 1 1/4 | 1.660 | 40 | 0.140 | 1.380 | 0.668 | 0.01040 | 0.435 | 0.361 | 4.57 | 2285 | 2.27 |
| | | 80 | 0.191 | 1.278 | 0.881 | 0.00891 | 0.435 | 0.335 | 3.99 | 1995 | 3.00 |
| 1 1/2 | 1.900 | 40 | 0.145 | 1.610 | 0.800 | 0.01414 | 0.497 | 0.421 | 6.34 | 3170 | 2.72 |
| | | 80 | 0.200 | 1.500 | 1.069 | 0.01225 | 0.497 | 0.393 | 5.49 | 2745 | 3.63 |
| 2 | 2.375 | 40 | 0.154 | 2.067 | 1.075 | 0.02330 | 0.622 | 0.541 | 10.45 | 5225 | 3.65 |
| | | 80 | 0.218 | 1.939 | 1.477 | 0.02050 | 0.622 | 0.508 | 9.20 | 4600 | 5.02 |
| 2 1/2 | 2.875 | 40 | 0.203 | 2.469 | 1.704 | 0.03322 | 0.753 | 0.647 | 14.92 | 7460 | 5.79 |
| | | 80 | 0.276 | 2.323 | 2.254 | 0.02942 | 0.753 | 0.608 | 13.20 | 6600 | 7.66 |
| 3 | 3.500 | 40 | 0.216 | 3.068 | 2.228 | 0.05130 | 0.916 | 0.803 | 23.00 | 11500 | 7.58 |
| | | 80 | 0.300 | 2.900 | 3.016 | 0.04587 | 0.916 | 0.759 | 20.55 | 10275 | 10.25 |
| 3 1/2 | 4.000 | 40 | 0.226 | 3.548 | 2.680 | 0.06870 | 1.047 | 0.929 | 30.80 | 15400 | 9.11 |
| | | 80 | 0.318 | 3.364 | 3.678 | 0.06170 | 1.047 | 0.881 | 27.70 | 13850 | 12.51 |
| 4 | 4.500 | 40 | 0.237 | 4.026 | 3.17 | 0.08840 | 1.178 | 1.054 | 39.6 | 19800 | 10.79 |
| | | 80 | 0.337 | 3.826 | 4.41 | 0.07986 | 1.178 | 1.002 | 35.8 | 17900 | 14.98 |
| 5 | 5.563 | 40 | 0.258 | 5.047 | 4.30 | 0.1390 | 1.456 | 1.321 | 62.3 | 31150 | 14.62 |
| | | 80 | 0.375 | 4.813 | 6.11 | 0.1263 | 1.456 | 1.260 | 57.7 | 28850 | 20.78 |
| 6 | 6.625 | 40 | 0.280 | 6.065 | 5.58 | 0.2006 | 1.734 | 1.588 | 90.0 | 45000 | 18.97 |
| | | 80 | 0.432 | 5.761 | 8.40 | 0.1810 | 1.734 | 1.508 | 81.1 | 40550 | 28.57 |
| 8 | 8.625 | 40 | 0.322 | 7.981 | 8.396 | 0.3474 | 2.258 | 2.089 | 155.7 | 77850 | 28.55 |
| | | 80 | 0.500 | 7.625 | 12.76 | 0.3171 | 2.258 | 1.996 | 142.3 | 71150 | 43.39 |
| 10 | 10.75 | 40 | 0.365 | 10.020 | 11.91 | 0.5475 | 2.814 | 2.620 | 246.0 | 123000 | 40.48 |
| | | 80 | 0.594 | 9.562 | 18.95 | 0.4987 | 2.814 | 2.503 | 223.4 | 111700 | 64.40 |
| 12 | 12.75 | 40 | 0.406 | 11.938 | 15.74 | 0.7773 | 3.338 | 3.13 | 349.0 | 174500 | 53.56 |
| | | 80 | 0.688 | 11.374 | 26.07 | 0.7056 | 3.338 | 2.98 | 316.7 | 158350 | 88.57 |

[†]Basados en ANSI B36. 10-1959, con autorización de ASME.

Fig. 6.1. Dimensiones, capacidades y pesos de tuberías estándar de acero. Fuente: Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, Warren McCabe.

La cañería seleccionada tiene como características:

Schedule = 40

Diámetro nominal = 3,5 pulgadas = 0,089 m

Diámetro interior = 3,548 pulgadas = 0,09 m

Diámetro externo = 4 pulgadas = 0,1 m



Espesor = 0,226 pulgadas = 0,006 m

Evaluación de las presiones de succión y descarga de la bomba

Para el cálculo de las presiones de succión y descarga se debe realizar un balance de energía mecánica. A modo de facilitar los cálculos y la interpretación, se divide el sistema en dos tramos: zona de succión (A) y zona de descarga (B).

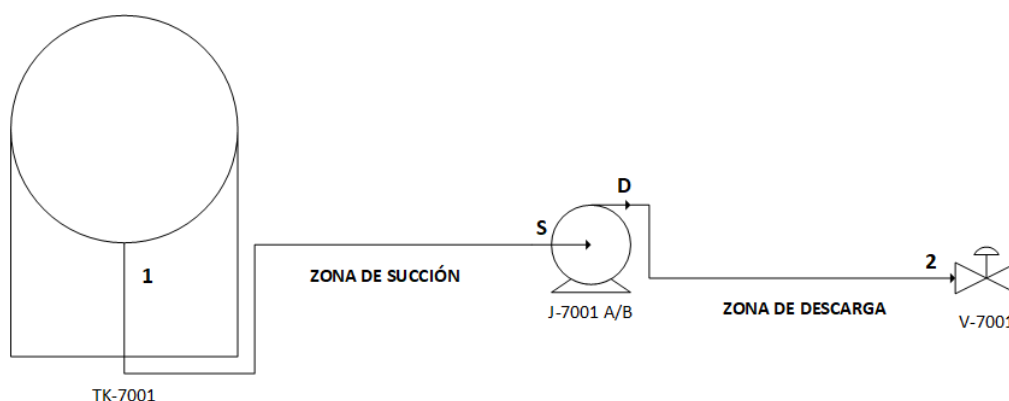


Fig. 6.2. Esquema de tramos de succión y descarga de la bomba. Fuente: elaboración propia.

El tipo de cañería seleccionada para ambas zonas es la misma, por lo tanto, se determinarán primero los parámetros en común para ambas zonas.

Primeramente, se calcula el número de Reynolds para determinar el tipo de flujo.

$$Re = \frac{d_i \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$

Dónde: d_i es el diámetro interno de la cañería, v la velocidad óptima de la conducción, ρ la densidad del fluido, μ la viscosidad cinemática del fluido.

$$Re = \frac{0,09 \text{ m} \cdot 1,31 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 484,95 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{9,21 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}}$$

$$Re = 623680$$

Dado que el $Re > 4000$, el flujo será turbulento. Conocido el tipo de flujo, se determinará, luego, el factor de fricción. Utilizando un valor de



rugosidad (ϵ) para el acero comercial de 0.05 mm ($5 \cdot 10^{-5}$ m), se calcula la rugosidad relativa (ϵ/d).

$$\frac{\epsilon}{di} = \frac{5 \cdot 10^{-5} \text{ m}}{0,09 \text{ m}}$$

$$\frac{\epsilon}{di} = 0,0006$$

Utilizando el diagrama de Moody, con el valor de Re obtenido y la paramétrica ϵ/di , el factor de fricción resulta:

$$f = 0,0322$$

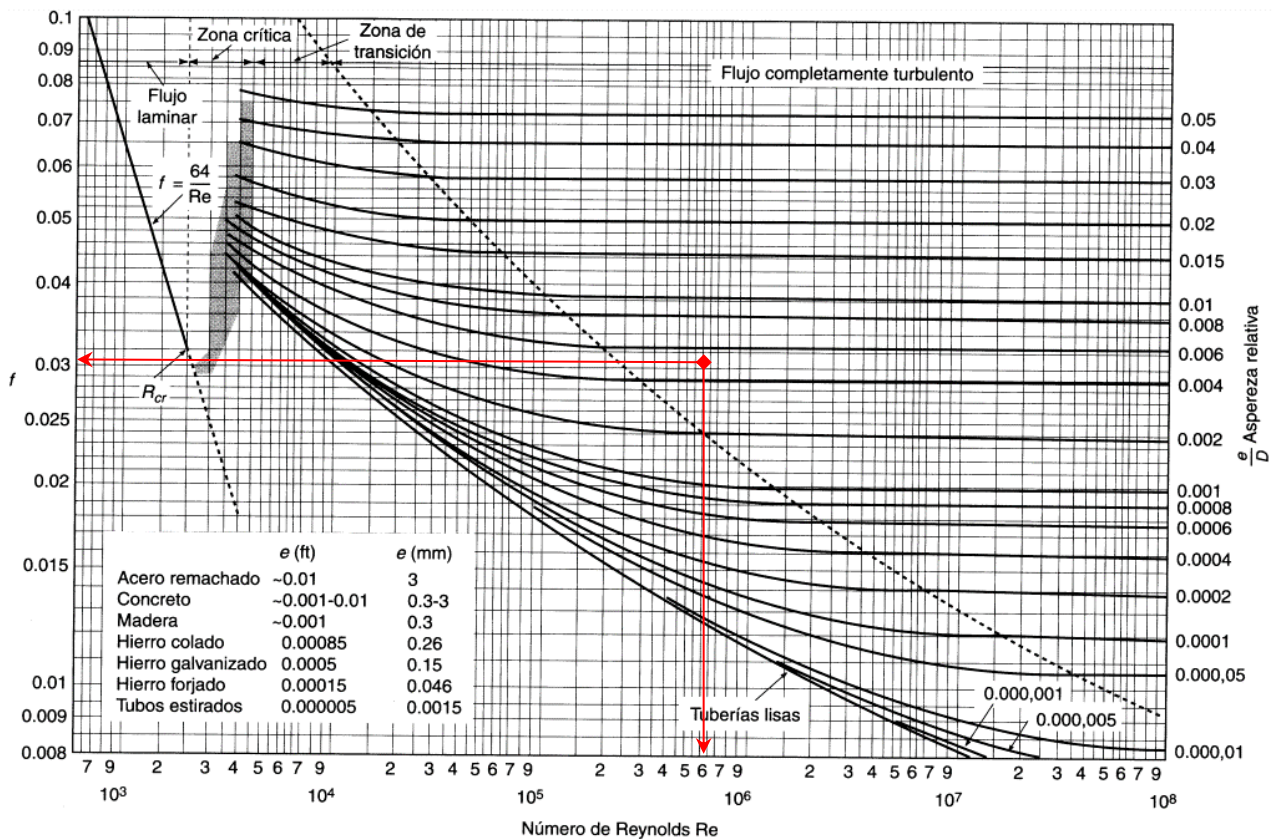


Fig. 6.3. Diagrama de Moody. Fuente: L. F. Moody, Trans. ASME, vol. 66, 1944.

A continuación, se realizan los cálculos correspondientes a cada zona.

A – Zona de succión: Salida de TK-7001 hacia bomba J-7001

Los accesorios incluidos en el circuito (válvulas, codos, reducciones, etc.) provocan también una pérdida de carga en el fluido, que ha de ser tomada en cuenta.



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.

Se determinan las longitudes equivalentes de los accesorios en función del diámetro de cañería en base al ábaco Fig. 4-24a (pp. 188) de la bibliografía 'Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Ludwig E.'

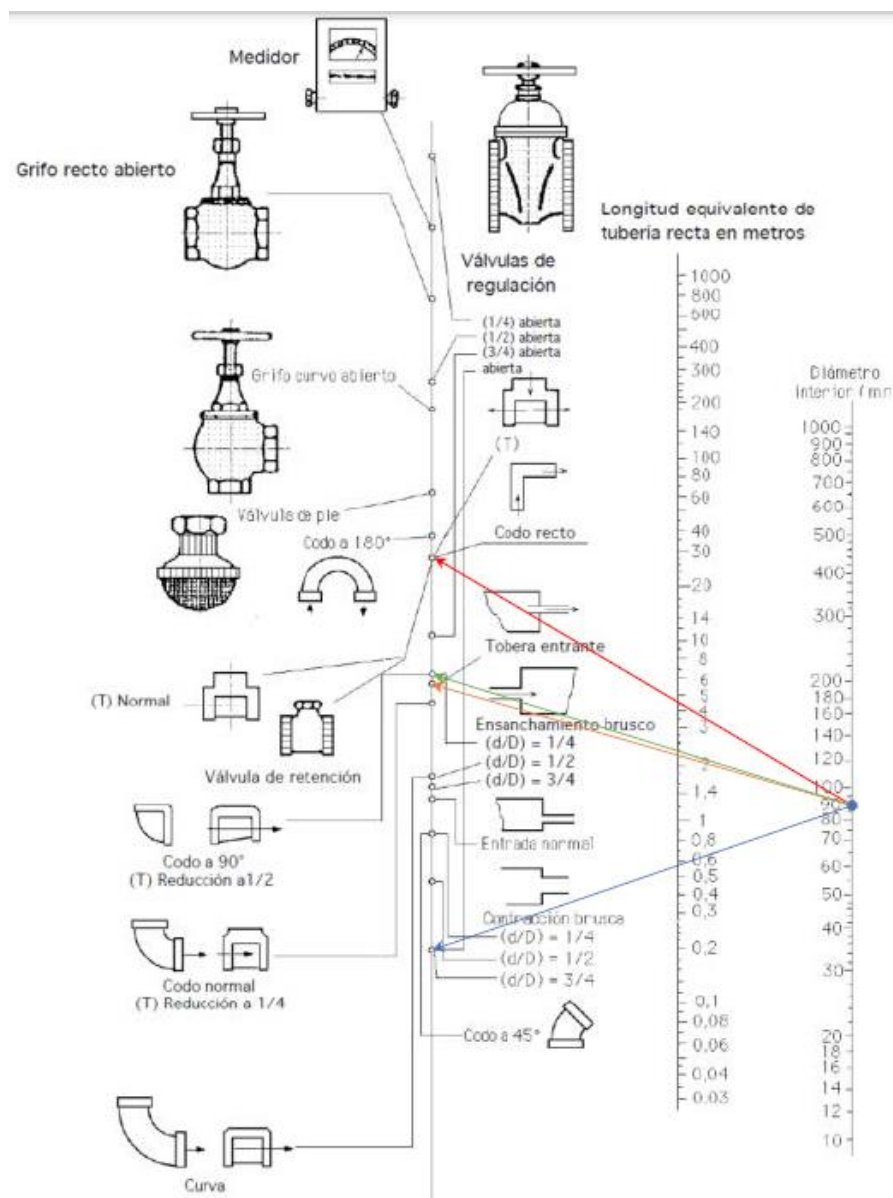
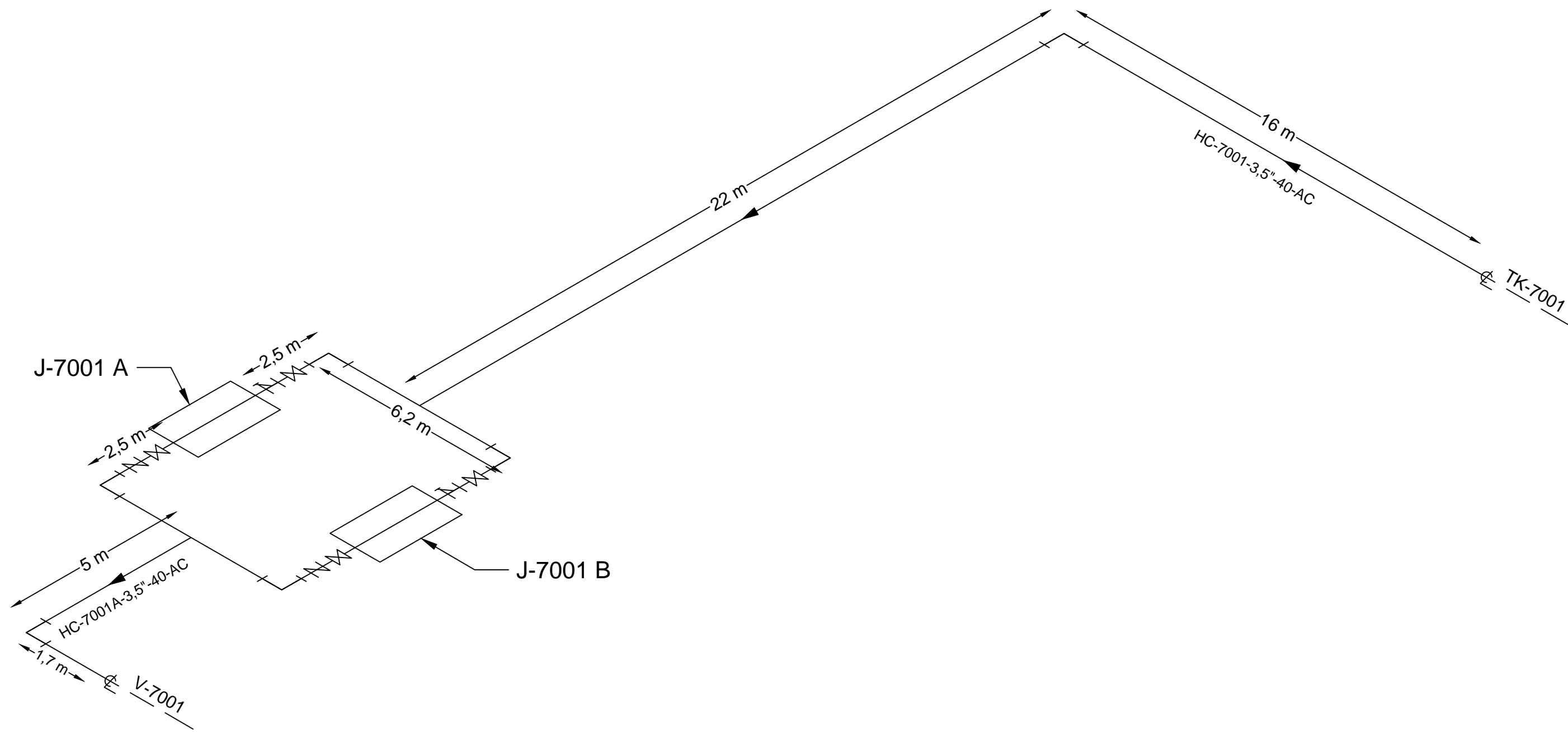


Fig. 6.4. Diámetros equivalentes de accesorios. Fuente: Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Ludwig E.

La dimensionalización de los tramos rectos de cañería se detalla a continuación, en el 'Diagrama isométrico. Plano N° 3'.



- REFERENCIAS:
- ⌊ VÁLVULA DE RETENCIÓN
 - ⊗ VÁLVULA ESCLUSA
 - └ CODO A 90°
 - ⊥ FILTRO
 - ▭ BOMBA CENTRÍFUGA
 - ← SENTIDO DEL FLUJO

| | |
|---|------------------------------------|
| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V |
| | PDH PLANO ISOMÉTRICO J-7001 A/B |
| Profesores: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto | Plano N°3 |
| Alumnos: Solange, Roig; Alexander, Tang Arroyo | 2020 |



En la Tabla 6.3 se detallan los tramos rectos de cañería y las longitudes equivalentes para la zona de succión.

| Accesorio | Cantidad | Long. equiv. (m) | Long. Total (m) |
|-----------------|----------|------------------|-----------------|
| Tramos rectos | - | - | 43,6 |
| Conexión en T | 1 | 4,5 | 4,5 |
| Válvula esclusa | 1 | 0,6 | 0,6 |
| Codo a 90° | 2 | 2,5 | 5 |
| Tobera entrante | 1 | 2,3 | 2,3 |
| TOTAL | | | 56 |

Tabla 6.3. Longitudes equivalentes de accesorios y tramos rectos en zona de succión. Fuente: elaboración propia.

El rozamiento de un fluido con las paredes de la tubería por la que circula, provoca en el mismo una caída de presión. Conocer el valor de esta caída de presión es necesario de cara al cálculo de bombas, pero también 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 calculará la misma para la zona de succión:

$$E_v = \left(\frac{4 \cdot f \cdot L}{d_i} \right) \cdot \frac{v^2}{2}$$

Donde: f es el coeficiente de fricción, L la longitud total de tubería (m), d_i el diámetro interno de la tubería (m), v la velocidad del fluido (m/s), g la aceleración de la gravedad y E_v la pérdida de carga (J/kg).

$$E_v = \left(\frac{4 \cdot 0,0322 \cdot 56}{0,09} \right) \cdot \frac{1,31^2}{2}$$

$$E_v = 69,13 \text{ J/kg}$$

Finalmente, se plantea un balance de energía mecánico, a partir de la ecuación de Bernoulli, para la circulación isotérmica de un fluido incompresible, a fin de poder determinar la presión de succión (P_s). Se aplica el balance de energía entre los puntos 1 y S (zona de succión, Fig. 6.2) y se supone como despreciable la diferencia de velocidad del fluido entre los puntos de evaluación. De esta manera, la ecuación de Bernoulli se simplifica a:



$$g \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_s - P_1}{\rho} + E_v = 0$$

Dónde: g es la aceleración de la gravedad, Z_1 la altura inicial, Z_2 la altura final, P_s la presión de succión, P_1 la presión en el punto inicial, E_v la pérdida de carga.

Se establece en la bibliografía consultada que la pérdida de carga para filtros de tela o malla metálica es de 1 kg/cm^2 ($98066,5 \text{ Pa}$) por elemento filtrante, y debe ser considerado en el cálculo. Entonces, despejando P_s y reemplazando valores:

$$P_s = [g \cdot (Z_1 - Z_2) - E_v] \cdot \rho + P_1$$

$$P_s = \left[9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot (0,6 \text{ m} - 0,6 \text{ m}) - 69,13 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \right] \cdot 484,95 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 11,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \cdot \frac{98066,5 \text{ Pa}}{1 \text{ kg/cm}^2}$$

$$P_s = 1064820,2 \text{ Pa}$$

Y, considerando la pérdida de carga debido al filtro de malla metálica:

$$P_s = 1064820,2 - 98066,5 = 966753,7 \text{ Pa}$$

B – Zona de descarga: Salida de la bomba J-7001 hacia válvula V-7001

El procedimiento de cálculo de parámetros para la zona de descarga se realiza análogamente al de la zona de succión.

La dimensionalización de los tramos rectos de cañería fueron detallados anteriormente en el ‘Diagrama isométrico. Plano N° 3’.

En la Tabla 6.4 se detallan los tramos rectos de cañería y las longitudes equivalentes para la zona de descarga.

| Accesorio | Cantidad | Long. equiv. (m) | Long. Total (m) |
|----------------------|----------|------------------|-----------------|
| Tramos rectos | - | - | 12,3 |
| Conexión en T | 1 | 4,5 | 4,5 |
| Válvula esclusa | 1 | 0,6 | 0,6 |
| Válvula de retención | 1 | 4,5 | 4,5 |
| Codo a 90° | 2 | 2,5 | 5 |
| TOTAL | | | 26,9 |

Tabla 6.4. Longitudes equivalentes de accesorios y tramos rectos en zona de descarga. Fuente: elaboración propia.



Utilizando la ecuación de Fanning para determinar la pérdida de carga en la conducción:

$$E_v = \left(\frac{4 \cdot 0,0322 \cdot 26,9}{0,09} \right) \cdot \frac{1,31^2}{2}$$

$$E_v = 33,21 \text{ J/kg}$$

Finalmente, se plantea el balance de energía mecánico, a partir de la ecuación de Bernoulli, para la circulación isotérmica de un fluido incompresible, a fin de poder determinar la presión de descarga (P_D). Se aplica el balance de energía entre los puntos D y 2 (zona de descarga, Fig. 6.2) y se supone como despreciable la diferencia de velocidad del fluido entre los puntos de evaluación.

$$g \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_D}{\rho} + E_v = 0$$

Dónde: g es la aceleración de la gravedad, Z_1 la altura inicial, Z_2 la altura final, P_D la presión de descarga, P_2 la presión en el punto final, E_v la pérdida de carga.

Entonces, despejando P_D y reemplazando valores:

$$P_D = P_2 - [g \cdot (Z_1 - Z_2) - E_v] \cdot \rho$$

$$P_D = 11,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \cdot \frac{98066,5 \text{ Pa}}{1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}} - \left[9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot (0,6 \text{ m} - 0,6 \text{ m}) - 33,21 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \right] \cdot 484,95 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P_S = 114449,9 \text{ Pa}$$

Determinación de la altura dinámica de la bomba

La altura dinámica de la bomba, H_b , se determina realizando el balance de energía mecánica entre los puntos D y S, y se suele expresar en metros de columna de líquido (mcl).

Teniendo en cuenta que no hay diferencia de altura entre la descarga y la succión con respecto al eje de la bomba, el balance se expresa como:

$$H_b = \frac{P_D - P_S}{\rho \cdot g}$$



$$H_b = \frac{(966753,7 - 114449,9) Pa}{484,95 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}}$$

$$H_b = 31 mcl$$

Determinación de la potencia útil de la bomba

Considerando el peso específico del fluido (producto entre la densidad y la aceleración de la gravedad), la altura dinámica de la bomba y el caudal volumétrico de producto, se tiene:

$$W = \rho \cdot g \cdot q \cdot H_b$$

Dónde: g es la aceleración de la gravedad, H_b la altura dinámica de la bomba, q el caudal volumétrico del fluido, ρ la densidad del fluido.

$$W = 484,95 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 25,77 \frac{m^3}{h} \cdot 31 m \cdot \frac{3600 s}{1 h} \cdot \frac{1 kW}{1000 W}$$

$$W = 1,1 kW$$

Selección de la bomba

Se procede a seleccionar una bomba apropiada para el tipo de fluido a transportar. Se opta por la bomba modelo 3196, simple etapa, del catálogo de la empresa 'Goulds Pumps', diseñada, según señala el fabricante, para impulsar fluidos en la industria petroquímica.

En función del valor de caudal q (m³/h) y la altura total H_b (mcl) se elige el modelo 3196 STi 1x1.5-6 del diagrama de cobertura hidráulica. Seguidamente, del diagrama de características de la bomba seleccionada, se determinan las especificaciones de la misma. Se muestran, a continuación, los diagramas correspondientes.

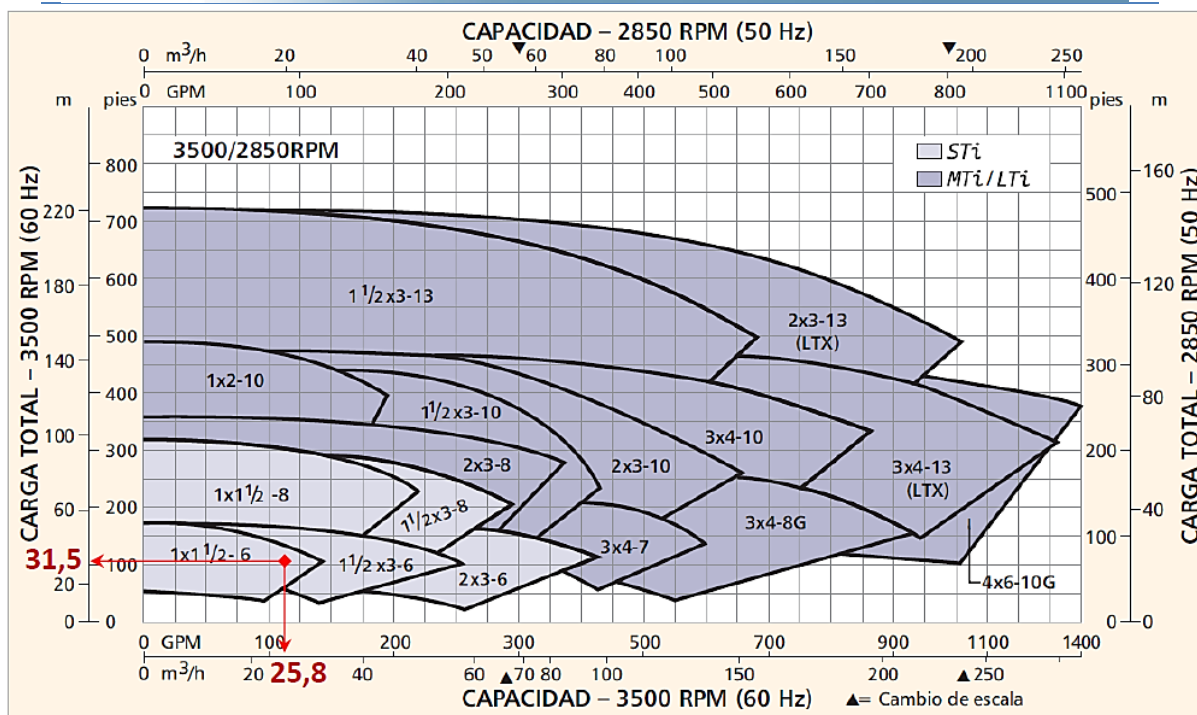


Fig. 6.6. Diagrama de selección de bomba en función de altura y caudal, modelo 3196. Fuente: Goulds Pumps.

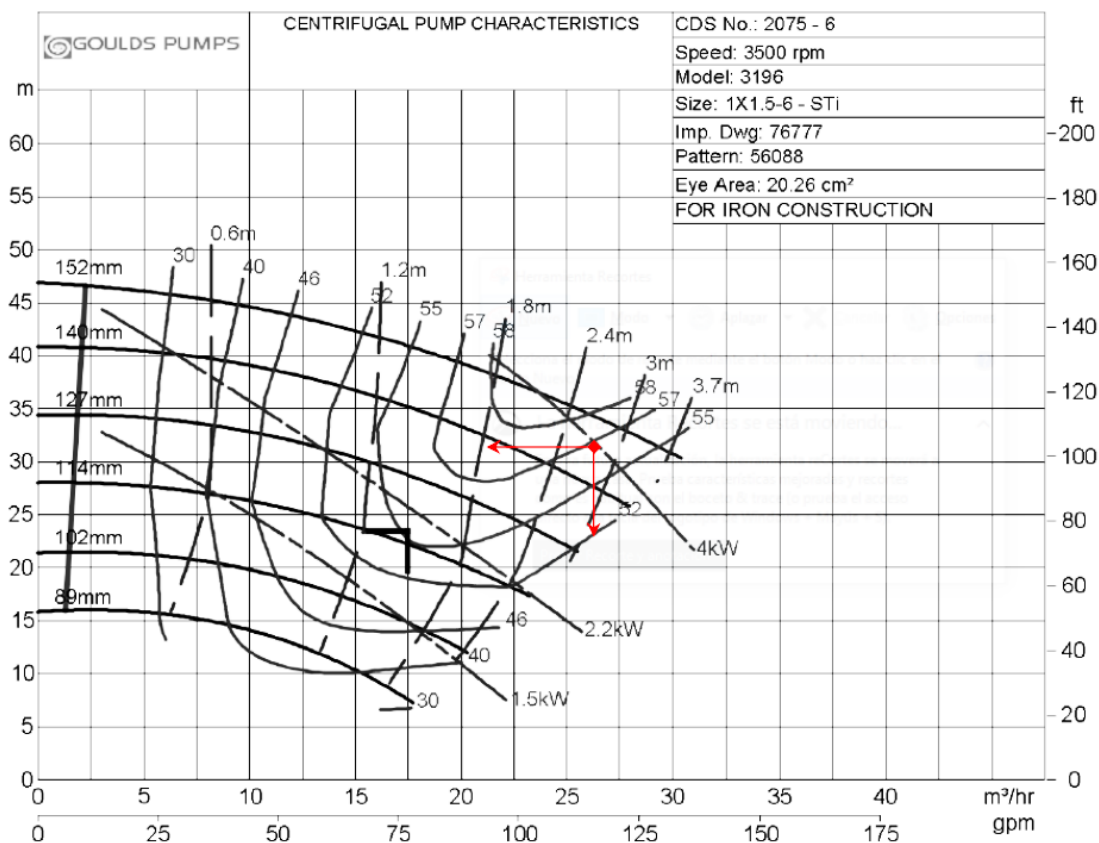


Fig. 6.7. Diagrama de características de bomba, modelo 3196 STi 1x1,5-6. Fuente: Goulds Pumps.



Cálculo de la potencia al freno, BHP

Dada la eficiencia de la bomba $\eta = 0.57$, se calcula la potencia al freno para verificar que ésta funcionará bajo las condiciones establecidas sin inconvenientes.

$$BHP = \frac{W}{\eta}$$
$$BHP = \frac{1,1 \text{ kW}}{0,57} = 1,9 \text{ kW}$$

De esta manera, la bomba no tendrá inconvenientes de potencia.

Determinación de la altura neta positiva de aspiración, ANPA o NPSH

El NPSH refiere a la presión requerida por encima de la presión de vapor de un líquido medida en el punto de succión, de forma tal que se evite la cavitación de la bomba.

El NPSH requerido es una característica de la bomba y viene dada por el fabricante. En la curva de la bomba seleccionada, para el servicio necesario, $NPSH_{req} \geq 2.7 \text{ m}$ (ver Fig. 6.7).

El NPSH disponible es una característica del sistema de flujo y se calcula planteando un balance de energía entre la entrada al terreno de la cañería de alimentación y el ojo del impulsor de la bomba.

$$NPSH_{disp} = \frac{P_s - P_{vap}}{\rho \cdot g} + (Z_s - Z_1) - \frac{E_v}{g}$$

Dónde: g es la aceleración de la gravedad, Z_1 la altura inicial, Z_2 la altura final, P_s la presión de succión, P_{vap} la presión de vapor del fluido, E_v la pérdida de carga, ρ la densidad del fluido.

$$NPSH_{disp} = \frac{(966753,7 - 882990,8) \text{ Pa}}{484,95 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + (0,6 - 0,6) \text{ m} - \frac{64,81 \frac{\text{J}}{\text{kg}}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$NPSH_{disp} = 10,91 \text{ m}$$

Para evitar que el sistema cavite, se debe cumplir que el $NPSH_{disp} \geq NPSH_{req}$. Y dado que $10.91 \text{ m} \geq 2.7 \text{ m}$, se concluye que la bomba seleccionada cumple con lo requerido para el funcionamiento.



Para un caudal de $25,8 \text{ m}^3/\text{h}$, la bomba trabaja a una eficiencia del 57%, el NPSH es mayor que el requerido por lo que no habrá cavitación, y la altura desarrollada por el fluido es satisfactoria.

Finalmente, se presenta la hoja de especificación de la bomba seleccionada.



| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE BOMBAS | | |
|---|---------------|---|-----------------------|--------|
| DENOMINACIÓN: BOMBA CENTRÍFUGA SIMPLE ETAPA | | FECHA: | | |
| UNIDAD: J-7001 A/B | | REVISIÓN: | | |
| SERVICIO: ALIMENTACIÓN DE PROPANO FRESCO AL PROCESO | | LOCACIÓN: | | |
| DATOS GENERALES | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | | BOMBA CENTRÍFUGA SIMPLE ETAPA | HOJA | 1 de 2 |
| FUNCIÓN | | ALIMENTACIÓN DE PROPANO FRESCO AL PROCESO | | |
| TIPO | CENTRÍFUGA | PROVEEDOR | GOULDS PUMPS CO. LTD. | |
| N° DE IMPULSORES | 1 | MODELO | 3196 STI 1X1,5-6 | |
| CONDICIONES OPERATIVAS | | | | |
| CAUDAL | | 25,776 | M3/H | |
| | | 12500 | KG/H | |
| PRESIÓN DE SUCCIÓN | | 9,88 | KG/CM2 | |
| PRESIÓN DE DESCARGA | | 11,38 | KG/CM2 | |
| POTENCIA REQUERIDA | | 1,1 | KW | |
| ALTURA DE DISEÑO | | 31 | M | |
| NPSH DISPONIBLE | | 10,91 | M | |
| DATOS DE DISEÑO | | | | |
| FLUIDO | | PROPANO AL 97,5% | - | |
| TEMPERATURA | | 30 | °C | |
| VISCOSIDAD | | 0,0921 | cP | |
| DENSIDAD | | 484,9477 | KG/M3 | |
| PRESIÓN DE VAPOR | | 9,004 | KG/CM2 | |
| MOTOR | | | | |
| TIPO | ELÉCTRICO | PROVEEDOR | HOLD | |
| FRAME | 184T | POTENCIA | 8 | HP |
| FRECUENCIA | 60 | HZ | FASES | 3 |
| VOLTAJE | 460 | V | RPM | 3600 |



| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE BOMBAS | | | |
|---|--|----------------------------------|------|--------|-------|
| DENOMINACIÓN: BOMBA CENTRÍFUGA SIMPLE ETAPA | | FECHA: | | | |
| UNIDAD: J-7001 A/B | | REVISIÓN: | | | |
| SERVICIO: ALIMENTACIÓN DE PROPANO FRESCO AL PROCESO | | LOCACIÓN: | | | |
| DATOS GENERALES | | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | BOMBA CENTRÍFUGA SIMPLE ETAPA | | HOJA | 2 de 2 | |
| FUNCIÓN | ALIMENTACIÓN DE PROPANO FRESCO AL PROCESO | | | | |
| CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA SELECCIONADA | | | | | |
| PROVEEDOR/MODELO | GOULDS PUMPS MODELO 3196 STi 1X1.5-6 | | | | |
| DIÁMETRO DE ENTRADA | 1,5 | PULGADAS | | | |
| DIÁMETRO DE SALIDA | 1 | PULGADAS | | | |
| TIPO DE IMPULSOR | CENTRÍFUGO TOTALMENTE ABIERTO | | | | |
| DIÁMETRO DE IMPULSOR | 148 | MM | | | |
| CAUDAL MÁXIMO | 35 | M ³ /H | | | |
| ALTURA MÁXIMA | 55 | M | | | |
| CONFIGURACIÓN | HORIZONTAL | | | | |
| TEMPERATURA MÁXIMA | 177 | °C | | | |
| VELOCIDAD | 3500 | RPM | | | |
| NPSH REQUERIDO | 2,7 | M | | | |
| EFICIENCIA | 57% | | | | |
| MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN | HIERRO DÚCTIL, 316SS, CD4MCu, ALLOY 20, MONEL, NÍQUEL, TITANIO | | | | |
| TIPO DE SELLADO | MECÁNICO | | | | |
| DIMENSIONES PRINCIPALES | LARGO | | ALTO | | ANCHO |
| | 2795 | MM | 1505 | MM | 1661 |
| ESQUEMA | | | | | |
| <p>The drawing shows a side view and a front view of the pump assembly. The side view includes dimensions for the motor (394 mm), coupling guard (933 mm), pump body (444 mm), and base (991 mm). Labels include 'Coupling guard', 'Suction', 'Discharge', '4-19 mm dia. foundation bolt holes', and '4- 51 mm dia Lift Points'. The front view shows a diameter of 381 mm and a height of 394 mm. Other labels include '1 in NPT Drain' and '165', '133', '19', '32', '114', '114', '6', '19', '102', '95', '229', and '**83'.</p> | | | | | |
| OBSERVACIONES | | | | | |
| - El peso de la bomba es de 39 kg, el motor 44 kg, la placa base 67 kg. El peso total es de 149 kg. | | | | | |



6.2.2. Diseño de Separador Vertical F-7001

Introducción

Al separador vertical F-7001 llega la corriente 'C3-3', proveniente del intercambiador de calor E-7006, compuesta por propano al 91.2 %. En éste, la mezcla líquido-vapor permanece el tiempo suficiente para permitir que se separen las corrientes de vapor y líquido.

Se fija la presión operativa del separador a 4.5 kg/cm². La presión de diseño será un 10% superior a la presión operativa del separador. La temperatura operativa será de 8.6 °C, valor de temperatura operativa de la corriente de entrada al recipiente.

A continuación, se detallan los parámetros del fluido almacenado en las condiciones especificadas.

| Parámetros del fluido | | | |
|-----------------------|-------------------|-------|-------------------|
| X _v | Fracción de vapor | 1 | - |
| W | Caudal másico | 258,3 | kg/min |
| ρ | Densidad | 9,369 | kg/m ³ |

Tabla 6.5. Parámetros del fluido en condiciones de operación. Fuente: elaboración propia.

Dado que la corriente de ingreso al separador se encuentra completamente vaporizada, se definirá un tiempo de residencia corto. El tiempo de residencia (τ) se suele considerar entre 3 y 5 minutos, de forma que se definirá el tiempo más corto de 3 minutos.

Cálculo del diámetro del recipiente

Las especificaciones de las dimensiones del recipiente fueron calculadas utilizando los pasos detallados en la bibliografía 'Ingeniería de Procesos de Separación - Phillip C. Wankat'.

Suponiendo al separador vertical como un recipiente cilíndrico, el volumen del mismo se calcula en función del tiempo de residencia y los parámetros de la corriente. De esta manera, se calcula:

$$V = W \cdot \tau \cdot \frac{2}{\rho}$$

Dónde: W es el caudal másico, τ el tiempo de residencia en el recipiente y ρ la densidad del fluido.



$$V = 258,3 \frac{\text{kg}}{\text{min}} \cdot 3 \text{ min} \cdot \frac{2}{9,369 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 165 \text{ m}^3$$

Se supone una consideración aceptable de relación de esbeltez, para este tipo de recipientes, como $L/D = 4$. Se calcula, entonces, la altura y el diámetro del recipiente.

$$D = \sqrt[3]{V/\pi} = \sqrt[3]{165 \text{ m}^3/\pi}$$

$$D = 3,75 \text{ m}$$

Y, finalmente, se calcula el diámetro:

$$L = 4 \cdot D = 4 \cdot 3,75 \text{ m}$$

$$L = 15 \text{ m}$$

Cálculo del espesor de pared

Los cálculos para espesores mínimos se realizaron utilizando la metodología, basada en las normas ASME sección VIII, detallada en el apunte 'Compendio de Cálculo Estructural II, Capítulo 16: Recipientes de presión' de la FCEFyN, Universidad Nacional de Cuyo.

Utilizando la fórmula para el espesor mínimo:

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

Dónde: P es la presión de diseño (kg/cm^2), R el radio interno (mm), S la presión máxima admisible por el material (kg/cm^2), C la tolerancia mínima por corrosión (mm) y E la eficiencia de la junta de soldaduras (adimensional).

El radio interno del recipiente resulta ser de $R = 1875 \text{ mm}$. La presión de diseño de $P = 5 \text{ kg}/\text{cm}^2$. Por otro lado, la literatura recomienda usar un $E = 0.85$ en la mayoría de los cilindros sometidos a presión interna. El valor de tolerancia mínima por corrosión es de 1.6 mm . Además, se adicionará un sobre espesor de seguridad de 1.6 mm .

Se decide trabajar con casquetes semiesféricos de 600 mm de altura, que requieren el mismo espesor que el cuerpo.



Se selecciona acero ASME-SA53 Grado A, el cual presenta una presión máxima admisible de 1805 kg/cm^2 .

Finalmente, reemplazando en la ecuación:

$$t_r = \frac{5 \cdot 1875}{1805 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 5} + 1,6 = 7,7 \text{ mm}$$

Y, adicionando el sobre espesor de seguridad de 1.6 mm, se obtiene el espesor final:

$$t_r = 7,7 \text{ mm} + 1,6 \text{ mm} = 9,3 \text{ mm} \cong 9,5 \text{ mm}$$

Cálculo del peso del recipiente

El peso del recipiente se determina de manera sencilla al restarle al volumen del recipiente con espesor y casquetes incluidos, el volumen interior del mismo. El volumen con casquetes incluidos resulta ser de $V_C = 179 \text{ m}^3$. El volumen con espesor incluido resulta ser de $V_T = 181 \text{ m}^3$. La densidad del acero seleccionado (ρ_a) es de 7800 kg/m^3 .

Finalmente, la masa de la carcasa será:

$$m_{carcasa} = (V_T - V_C) \cdot \rho_a$$

$$m_{carcasa} = (181 - 179) \text{ m}^3 \cdot 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 15831 \text{ kg}$$

Finalmente, se presenta a continuación, la hoja de especificación del separador vertical.



| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE SEPARADOR VERTICAL | |
|--|--|--|--------|
| DENOMINACIÓN: TANQUE SEPARADOR VERTICAL | | FECHA: | |
| UNIDAD: F-7001 | | REVISIÓN: | |
| SERVICIO: SEPARACIÓN DE VAPOR POR TOPE | | LOCACIÓN: | |
| DATOS GENERALES | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | TANQUE SEPARADOR VERTICAL | HOJA | 1 de 1 |
| FUNCIÓN | PERMITIR LA SEPARACIÓN DE VAPOR DEL PROPANO DE REFRIGERACIÓN | | |
| DATOS DE OPERACIÓN | | | |
| FASE DE FLUIDO | GAS | - | |
| CAUDAL VOLUMÉTRICO | 1654,4 | M3/H | |
| CAUDAL MÁSIKO | 15500 | KG/H | |
| DENSIDAD | 9,369 | KG/M3 | |
| VISCOSIDAD | 0,0078 | cP | |
| PRESIÓN | 4,5 | KG/CM2 | |
| DATOS DE CONSTRUCCION | | | |
| CAPACIDAD TOTAL | 165 | M3 | |
| DIAMETRO INTERIOR | 3750 | MM | |
| LONGITUD | | | |
| CASQUETES | 1200 | MM | |
| POSICIONAMIENTO | VERTICAL | | |
| ESPEJOR | 9,5 | MM | |
| PESO VACÍO | 15831 | KG | |
| PESO EN OPERACIÓN | 31331 | KG | |
| DATOS DE DISEÑO | | | |
| TIEMPO DE RESIDENCIA DEL LÍQUIDO | 3 | MIN | |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | 9,5 | °C | |
| TEMPERATURA MÁXIMA | 204 | °C | |
| PRESION DE DISEÑO | 5 | KG/CM2 | |
| PRESIÓN MÁXIMA | 28 | KG-CM2 | |
| MATERIAL DE CONSTRUCCION | ACERO AL CARBONO | 9,5 | MM |
| TIPO DE CASQUETES | SEMIESFÉRICA | | |
| LONGITUD DEL CASQUETES | 600 | MM | |
| DETALLE DE CONSTRUCCION | | | |
| SOLDADURA | HOLD | | |
| EFICIENCIA DE LA SOLDADURA | 0,85 | | |
| DETALLE DE CONEXIONES | | | |
| ENTRADA DE ALIMENTACION | PARTE LATERAL | | |
| SALIDA DE GAS | PARTE SUPERIOR | | |
| SALIDA DE LÍQUIDO | PARTE INFERIOR | | |



| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE SEPARADOR VERTICAL | |
|--|--|--|--------|
| DENOMINACIÓN: VERTICAL | TANQUE SEPARADOR | FECHA: | |
| UNIDAD: F-7001 | | REVISIÓN: | |
| SERVICIO: SEPARACIÓN DE VAPOR POR TOPE | | LOCACIÓN: | |
| DATOS GENERALES | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | TANQUE SEPARADOR VERTICAL | HOJA | 2 de 2 |
| FUNCIÓN | PERMITIR LA SEPARACIÓN DE VAPOR DEL PROPANO DE REFRIGERACIÓN | | |
| ESQUEMA | | | |
| | | | |
| OBSERVACIONES | | | |
| <ul style="list-style-type: none"> - Acero al carbono ASME SA-53 Grado A - Los valores detallados en el esquema se encuentran en milímetros (mm) | | | |



6.2.3. Especificación de Horno H-7001

Introducción

Al horno H-7001 ingresa la corriente '2C', proveniente del intercambiador de calor E-7002. El horno tiene como función principal la de precalentar la corriente de alimentación a los reactores, elevando su temperatura al valor óptimo de diseño para la reacción, 700 °C. La corriente de salida del reactor es denominada '2D'.

Se presenta, a continuación, los parámetros de las corrientes de entrada y salida.

| Parámetros de corriente entrada '2C' | | | Parámetros de corriente salida '2D' | | |
|--------------------------------------|---------|--------------------|-------------------------------------|---------|--------------------|
| Fase | Vapor | - | Fase | Vapor | - |
| Temperatura (T) | 150 | °C | Temperatura (T) | 700 | °C |
| Caudal (Q) | 23510 | kg/h | Caudal (Q) | 23510 | kg/h |
| Entalpía (H) | 161,433 | Kcal/kg | Entalpía (H) | 578,915 | Kcal/kg |
| Presión (P) | 2,5 | kg/cm ² | Presión (P) | 1,3 | kg/cm ² |

Tabla 6.6. Parámetros de corrientes de entrada y salida. Fuente: elaboración propia.

Cálculo del duty de la unidad

El duty que requiera la unidad determinará el tipo del mismo a seleccionar, de forma que cumpla con los requerimientos del proceso. La literatura establece tres tipos de hornos, como metodología de selección rápida, en función de los valores de duty del mismo:

- Horno cilíndrico vertical: para valores de duty entre 0,5 y 4 MMKcal/h.
- Horno cilíndrico vertical con zona convectiva: para valores de duty entre 4 y 10 MMKcal/h.
- Horno tipo cabina: para valores de duty entre 10 y 25 MMKcal/h.

Se calcula el duty en función de los valores de entalpía de las corrientes de entrada y salida, utilizando la ecuación:

$$Duty = Q_{HC} \cdot (H_{ENT} - H_{SAL})$$
$$Duty = 23510 \frac{kg}{h} \cdot (3,795 \cdot 10^6 - 1,361 \cdot 10^7) \frac{Kcal}{kg}$$
$$Duty = 9805596 \frac{Kcal}{h} = 9,81 \frac{MMKcal}{h} = 39,89 \frac{MMBTU}{h}$$



De esta manera, se selecciona un horno tipo cabina, de forma de mantener un margen de holgura respecto del duty requerido.

La eficiencia definida para este tipo de equipos se encuentra estipulada en la literatura entre el 65 y el 80%. Se supone una eficiencia del 75% como un valor aceptable para el diseño.

De esta manera:

$$Duty_{real} = \eta \cdot Duty = 0,75 \cdot 9,81 \frac{MMKcal}{h}$$

$$Duty_{real} = 13,08 \frac{MMKcal}{h}$$

Cálculo del caudal de gas de combustión

El caudal de gas de combustión se calcula como función de las relaciones estequiométricas vinculadas con el tipo de combustible y el exceso de aire presente. Para los combustibles más comunes, se encuentra tabulado en función del exceso de aire.

Se puede observar, en la siguiente figura, que para un exceso seleccionado del 25%, el caudal de gas de combustión resulta ser de 1010 lb/MMBTU.

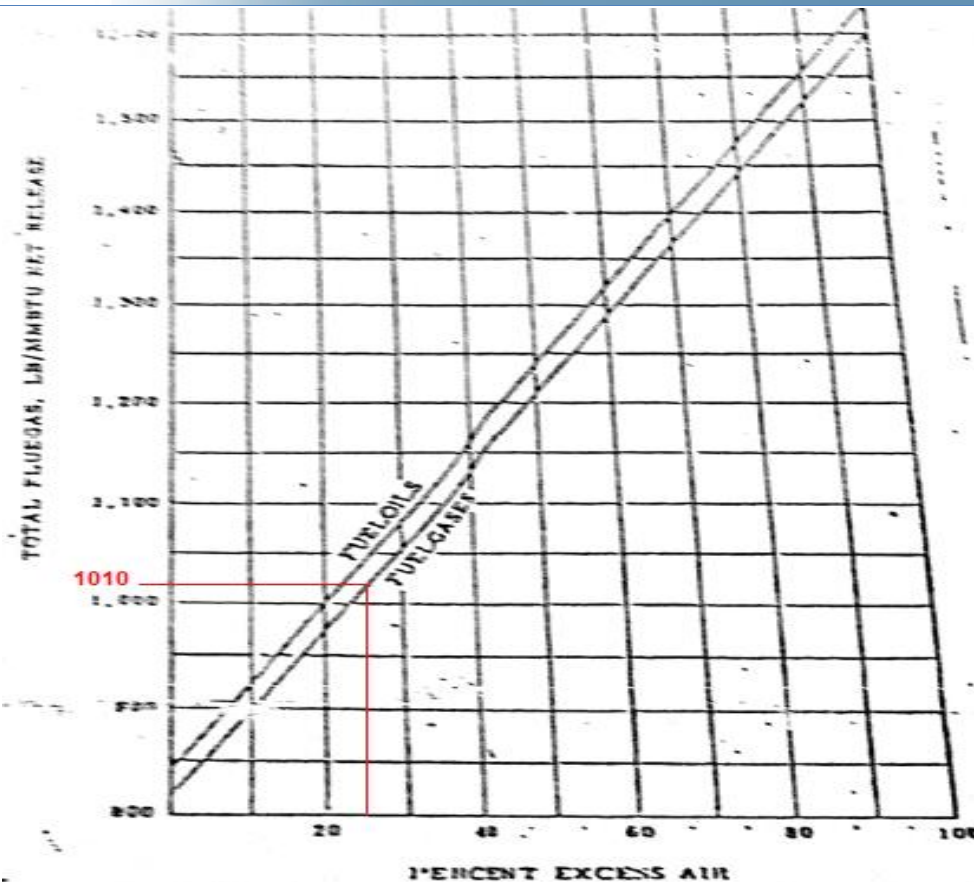


Fig. 6.8. Curva de gases de combustión vs porcentaje de aire en exceso para fuel gas y fuel oil.

De esta manera, se calcula el caudal total en función del duty.

$$G_{gas} = 39,89 \frac{MMBTU}{h} \cdot 1010 \frac{lb}{MMBTU}$$

$$G_{gas} = 39275 \frac{lb}{h} = 17815,8 \frac{kg}{h}$$

El caudal de aire se determinó anteriormente como un 25% en exceso, de esta manera:

$$G_{aire} = 17815,8 \frac{kg}{h} \cdot 1,25 = 22269,8 \frac{kg}{h}$$

Cálculo del número de quemadores

Dado el calor nominal que entrega un quemador estándar, valor de literatura establecido en aproximadamente $q_{nom} = 3.91$ MMKcal/h. Se



calcula la cantidad de quemadores necesarios para proporcionar el duty requerido.

$$N_{quemadores} = \frac{Duty}{q_{nom}} = \frac{9,81 \frac{MMKcal}{h}}{3,91 \frac{MMKcal}{h}}$$

$$N_{quemadores} = 2,51 \cong 3$$

Cálculo del caudal de fluido combustible

Se seleccionan quemadores duales que trabajaran tanto con fuel gas (FG) como con fuel oil (FO). Éstos suponen los fluidos combustibles más utilizados en la industria de procesos.

Las propiedades de los fluidos combustibles se presentan a continuación.

Tabla 3. 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 |

Fig. 6.9. Propiedades del fuel oil. Fuente: Cálculo riguroso de eficiencia de hornos de proceso – Biset, Ferreyra.



Tabla 1. Composición de Gases

| 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 |
| TOTAL | 100,0 | 100,0 | 100,0 |

Tabla 2. Condiciones de proceso y propiedades

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

Fig. 6.10. Propiedades del fuel gas (Tabla 1 y Tabla 2). Fuente: Cálculo riguroso de eficiencia de hornos de proceso – Biset, Ferreyra.

Esta información corresponde a un análisis de cromatografía gaseosa de 20 muestras de fuel gas, y análisis estandarizados ASTM de muestras



de fuel oil, obtenidas de la bibliografía 'Cálculo riguroso de eficiencia de hornos de proceso – Biset, Ferreyra'.

Entonces, suponiendo arbitrariamente que con la quema de cada tipo de combustible se proveerá la mitad el duty requerido, y teniendo en cuenta los valores de poder calorífico inferior (PCI) para cada combustible, se calculan las cantidades requeridas de cada fluido:

$$FG = \frac{Duty}{PCI_{FG}} = \frac{(9,81 \cdot 10^6 \frac{Kcal}{h})/2}{9560 \frac{Kcal}{Sm^3}} = 513,1 Sm^3$$

$$FO = \frac{Duty}{PCI_{FO}} = \frac{(9,81 \cdot 10^6 \frac{Kcal}{h})/2}{9834 \frac{Kcal}{kg}} = 498,8 kg$$

Finalmente, se presenta la hoja de especificación para el horno tipo cabina.



| UTN FRLP | INTEGRACION V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE HORNO | |
|--|---------------|---------------------------------------|-------------|
| DENOMINACION: HORNO TIPO CABINA | | FECHA: | |
| UNIDAD: H-7001 | | REVISION: | |
| SERVICIO: PRECALENTAMIENTO DE CARGA A REACTORES | | LOCACION: | |
| DATOS GENERALES | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | | HORNO TIPO CABINA | HOJA |
| | | | 1 de 2 |
| FUNCIÓN | | PRECALENTAMIENTO DE CARGA A REACTORES | |
| TIPO | CABINA | PROVEEDOR | HOLD |
| | | MODELO | HOLD |
| CONDICIONES DE DISEÑO | | | |
| CASO DE OPERACIÓN | | SOR | |
| SERVICIO | | PRECALENTAMIENTO DE CARGA A REACTORES | |
| CALOR ABSORBIDO | | 9,814 | M KCAL/H |
| FLUIDO | | HC | |
| CAUDAL | | 23506 | KG/H |
| | | 7440 | M3/H |
| CONDICIONES DE ENTRADA | | | |
| TEMPERATURA | | 150 | °C |
| PRESIÓN | | 2,5 | KG/CM2 |
| FLUJO DE LÍQUIDO | | 0 | KG/H |
| FLUJO DE VAPOR | | 23506 | KG/H |
| GRAVEDAD ESPECÍFICA | | 0,5096 | - |
| PESO MOLECULAR | | 44,7442 | - |
| VISCOSIDAD | | 0,01145 | cP |
| CALOR ESPECÍFICO | | 0,5433 | KCAL/KG-°C |
| CONDUCTIVIDAD TÉRMICA | | 0,02895 | KCAL/H-M-°C |
| CONDICIONES DE SALIDA | | | |
| TEMPERATURA | | 700 | °C |
| PRESIÓN | | 1,3 | KG/CM2 |
| FLUJO DE LÍQUIDO | | 0 | KG/H |
| FLUJO DE VAPOR | | 23506 | KG/H |
| GRAVEDAD ESPECÍFICA | | 0,5096 | - |
| PESO MOLECULAR | | 44,7442 | - |
| VISCOSIDAD | | 0,02368 | cP |
| CALOR ESPECÍFICO | | 0,933 | KCAL/KG-°C |
| CONDUCTIVIDAD TÉRMICA | | 0,11879 | KCAL/H-M-°C |
| OBSERVACIONES Y REQUERIMIENTOS ESPECIALES | | | |
| CONDICIONES TÉRMICAS DE OPERACIÓN | | | |
| DIMENSIONES | | | |
| ALTO | | 6 | M |
| ANCHO | | 6 | M |
| LARGO | | 8 | M |
| ALTURA DE CHIMENEA | | 5,4 | M |



| API STD-560 | | | | | |
|---|-------|---------------------------------------|---------------------|--------------|---------|
| DENOMINACION: HORNO TIPO CABINA | | | | FECHA: | |
| UNIDAD: H-7001 | | | | REVISION: | |
| SERVICIO: PRECALENTAMIENTO DE CARGA A REACTORES | | | | LOCACION: | |
| DATOS GENERALES | | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | | HORNO TIPO CABINA | | HOJA | 2 de 2 |
| FUNCIÓN | | PRECALENTAMIENTO DE CARGA A REACTORES | | | |
| CONDICIONES DE DISEÑO DE COMBUSTIÓN | | | | | |
| CASO DE OPERACIÓN | | | SOR | | |
| TIPO DE COMBUSTIBLE | | | FUEL GAS / FUEL OIL | | |
| EXCESO DE AIRE | | | 25 | | % |
| CALOR CALCULADO (LHV) | | | 54,7 | | MM KJ/H |
| EFICIENCIA DE COMBUSTIBLE CALCULADA (LHV) | | | 75 | | % |
| TEMP. DISEÑO AIRE AMBIENTE | | | 25 | | °C |
| ALTURA SOBRE EL NIVEL DEL MAR | | | 0 | | M |
| EMISIONES REQUERIDAS: PPMV (CORREGIDO A 3% O2) | | | NOX | 0,2 | SOX - |
| | | | PARTICULADO | - | CO 9 |
| CARACTERÍSTICAS DEL COMBUSTIBLE | | | | | |
| FUEL GAS | | | LÍQUIDO TIPO FO | | |
| PCI | 9560 | KCAL/SM3 | PCI | 9834 | KCAL/KG |
| PRESIÓN QUEMADOR | 6,3 | KG/CM2 | PRESIÓN QUEMADOR | 17,9 | KG/CM2 |
| TEMP. QUEMADOR | 40 | °C | TEMP. QUEMADOR | 200 | °C |
| DENSIDAD | 0,869 | KG/M3 | DENSIDAD (15 °C) | 0,9488 | KG/L |
| PESO MOLECULAR | 17,6 | KG/KMOL | VISCOSIDAD (50 °C) | 663,7 | CST |
| COMPOSICIÓN | | | | | |
| FUEL GAS | | | | | |
| H2 | | | 0,52 | | %V |
| C1 | | | 80,48 | | %V |
| C2= | | | 0,38 | | %V |
| C2 | | | 4,5 | | %V |
| C3= | | | 0,6 | | %V |
| C3 | | | 2,56 | | %V |
| SUPERIORES | | | 5,67 | | %V |
| OTROS | | | 5,29 | | %V |
| FUEL OIL | | | | | |
| AGUA | | | 0,2 | | %P |
| VANADIO | | | 0 | | MG/KG |
| SODIO | | | 0 | | MG/KG |
| AZUFRE | | | 0,796 | | %P |
| CENIZAS | | | 0,006 | | %P |
| CONDICIONES DE DISEÑO DE COMBUSTIÓN | | | | | |
| PROVEEDOR | | HOLD | | MODELO | HOLD |
| TIPO | | QUEMADOR DUAL | | LOCALIZACIÓN | PISO |
| CALOR ENTREGADO POR QUEMADOR | | | | 16,35 | MM KJ/H |
| NÚMERO DE QUEMADORES | | | | 3 | |



6.2.4. Diseño de Reactor R-7001/R-7002

Introducción

El corazón de la tecnología seleccionada, CATOFIN, es la sección de reacción.

La sección de reacción se divide en cinco reactores paralelos idénticos, los cuales se accionan secuencialmente para los ciclos de reacción, purga de vapor y regeneración del catalizador (quema de coque), evacuación y reducción. El tiempo total del ciclo ronda los 25 min, en un tren de cinco reactores. Cada reactor alterna entre los pasos de deshidrogenación, purga, regeneración, reducción y evacuación, de modo que el proceso general funcione de manera continua.

El reactor R-7001/R-7002 consiste en un lecho compacto de partículas sólidas de catalizador, sobre las cuales la corriente gaseosa, '2D', fluye. El lecho del catalizador se cubre con bolas inertes en los reactores, de modo que pueda sostener el empuje de alimentación y distribuir la alimentación sobre el lecho del catalizador. La temperatura del reactor disminuye debido al tipo de reacción endotérmica. La secuencia completa de la reacción se controla por computadora y no requiere intervención del operador para la reacción cíclica.

Se define que trabajarán dos reactores en simultáneo, de forma que ingresa a cada reactor la mitad del caudal de la corriente de alimentación, '2D'. Se presenta, en la siguiente tabla, los parámetros de la corriente de alimentación.

| Datos de la corriente de alimentación '2D' | | |
|--|--------|-------------------|
| Fase | Gas | - |
| Flujo másico | 11739 | kg/h |
| Densidad (ρ) | 0,3795 | kg/m ³ |
| Peso molecular | 44,7 | kg/kmol |
| Caudal volumétrico (Q) | 30933 | m ³ /h |
| Viscosidad (μ) | 0,0237 | cP |
| Cp | 0,933 | Kcal/kg-°C |
| Composición | | |
| C1 | 0 | %P |
| C2 | 0 | %P |
| PROPILENO | 0,7 | %P |
| C3 | 91,6 | %P |
| C4 | 7,7 | %P |
| Total | 100 | %P |

Tabla 6.7. Parámetros de corriente de alimentación a reactores. Fuente: elaboración propia.



Se fijan, también, las condiciones de operación para los reactores en función de los valores óptimos seleccionados para la simulación y las recomendaciones establecidas por la tecnología.

| Datos de operación | | |
|--------------------|------|--------------------|
| Presión (P) | 0,7 | kg/cm ² |
| WABT | 650 | °C |
| Conversión (X) | 0,65 | - |

Tabla 6.8. Parámetros operativos de reactor. Fuente: elaboración propia.

El diseño del reactor catalítico se realizará siguiendo los pasos detallados en el capítulo 10 'Catálisis y Reactores Catalíticos' obtenidos de la bibliografía 'Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas – Scott Fogler'.

Selección del catalizador

La tecnología CATOFIN determina la utilización de un catalizador de óxido de cromo, soportado en alúmina, con promotores alcalinos. De esta manera, se selecciona el catalizador $\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$, bajo la denominación PX-852, el cual posee un porcentaje de Cr entre 3 y 6%, del proveedor Carioca Catalysts Factory SA. Se detalla, a continuación, las características del mismo.

| Características del catalizador | | |
|--------------------------------------|------------------------|--------------------|
| Nombre | PX-852 | |
| Tipo | Óxido de Cr en Alúmina | |
| Forma | Esférico | |
| Densidad (ρ_c) | 1200 | kg/m ³ |
| Área Superficial | 250 | m ² /g |
| Diámetro de partícula (d_p) | 2 | mm |
| Porosidad partícula (ϵ_p) | 0,6 | - |
| Porosidad lecho (ϵ_l) | 0,7 | - |
| Densidad de partícula (ρ_p) | 480 | kg/ m ³ |
| Densidad del lecho (ρ_b) | 144 | kg/ m ³ |

Tabla 6.9. Características del catalizador seleccionado. Fuente: Carioca Catalysts Factory SA.



Cálculo del volumen de catalizador

Las reacciones heterogéneas, fluido-sólido, tienen lugar sobre la superficie del catalizador. Por consiguiente, la velocidad de reacción se basa en la masa de catalizador sólido (W), y no en el volumen del reactor.

Los características cinéticas de la reacción de deshidrogenación catalítica de propano se obtuvieron de la bibliografía 'Experimental and Modeling Investigation of Membrane Reactor Systems for Propane Dehydrogenation – Seung-Won Choi'.

La reacción de deshidrogenación viene dada por la ecuación química:

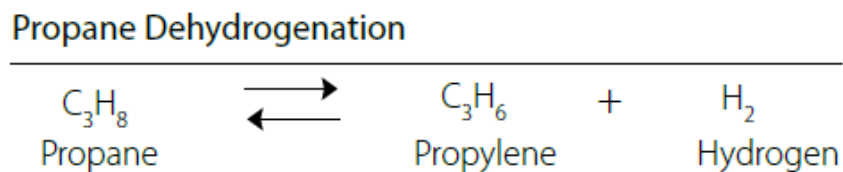


Fig. 6.11. Ecuación de reacción de la deshidrogenación no oxidativa del propano. Fuente: elaboración propia.

De forma que la velocidad de reacción de formación de propileno (reacción directa) se expresa de la siguiente manera:

$$r_1 = k_1[\text{C}_3\text{H}_8]$$

El valor de la constante cinética, k_1 , bajo las condiciones del proceso, obtenidas utilizando la bibliografía mencionada es de $k_1 = 0,203 \text{ h}^{-1}$. Entonces, el cálculo de la masa del catalizador, siguiendo una reacción de primer orden y expresando la ecuación en función de la conversión, se determina como:

$$W = -\frac{Q}{k_1} \cdot \ln(1 - X)$$

Dónde: Q es el caudal másico del fluido, k_1 la constante cinética de la reacción principal, X la conversión.

$$W = -\frac{30933 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{0,203 \text{ h}^{-1}} \cdot \ln(1 - 0,65)$$

$$W = 160245 \text{ kg}$$

Y, utilizando el valor de densidad del catalizador, se calcula su volumen:



$$V = \frac{W}{\rho_c} = \frac{160245 \text{ kg}}{1200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 134 \text{ m}^3$$

Se selecciona un factor de sobredimensionamiento del volumen de catalizador de 10%.

$$V = 134 \text{ m}^3 \cdot 1,10 = 147,4 \text{ m}^3$$

El cual tendrá un peso aproximado de:

$$W_T = W \cdot \rho = 160436 \text{ m}^3 \cdot 1200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 176480 \text{ kg}$$

Cálculo de las dimensiones del reactor

Mediante cálculos reiterativos, se selecciona un valor de diámetro interno del reactor (D), suponiendo recipiente cilíndrico, de 4 m. Esto se debe a que se busca obtener una relación de esbeltez, L/D, que se encuentre entre 3 y 5, valores aceptables del parámetro. Luego, se procede a determinar las dimensiones sección y altura, en función del valor obtenido de volumen de catalizador.

$$\text{Sección} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (4 \text{ m})^2 = 12,6 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura de lecho} = \frac{V}{\text{Sección}} = \frac{147,4 \text{ m}^3}{12,6 \text{ m}^2} = 11,7 \text{ m}$$

Y la relación de esbeltez resulta:

$$\frac{L}{D} = \frac{11,7 \text{ m}}{4 \text{ m}} \cong 3$$

Determinación del flujo dentro del reactor

Se debe verificar que el fluido dentro del reactor trabaja en el tipo de flujo correcto, para una operación óptima y segura. Bajo ninguna condición el flujo debe ser del tipo pulsos.

Mediante el cálculo de los caudales máxicos circulantes por sección, se ingresa al diagrama de SATO y se verifica el tipo de flujo (ver Fig. 6.12 en la siguiente página).



$$G_g = \frac{\dot{m}_g}{\text{Sección}}$$

$$G_l = \frac{\dot{m}_l}{\text{Sección}}$$

Dónde: G_g es el caudal másico de gas por sección, G_l es el caudal másico de líquido por sección, \dot{m}_g es el caudal másico de gas, \dot{m}_l es el caudal másico de líquido.

Dado que no hay flujo líquido, $G_l = 0$. El valor de G_g resulta ser:

$$G_g = \frac{\dot{m}_g}{\text{Sección}} = \frac{11739 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}}}{12,6 \text{ m}^2} = 0,26 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

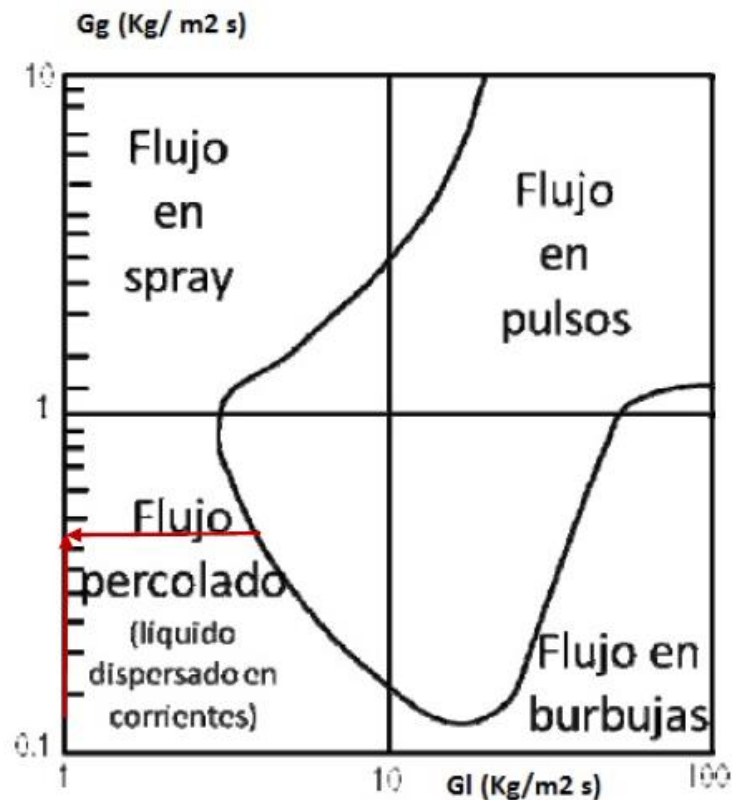


Fig. 6.12. Diagrama de SATO para determinación de tipo de flujo.

Del diagrama de SATO se verifica que el tipo de flujo es de tipo percolado (líquido dispersado en corrientes).

Cálculo de la caída de presión en el lecho

La expresión más empleada para calcular la caída de presión de un lecho empacado de tipo poroso, es la ecuación de Ergun. Ésta se expresa como sigue:



$$\frac{\Delta P}{L} = Re \cdot (150 + 1,75 \cdot Re) \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon_l}{\varepsilon_l}\right)^3 \cdot \frac{\mu^2}{d_p^3 \cdot \rho \cdot g}$$

Dónde: Re es el número de Reynolds, ε_l es la porosidad del lecho, μ es la viscosidad cinemática del fluido (en cP), d_p es el diámetro de partícula de catalizador (en mm), ρ la densidad del fluido (en g/cm³), g la aceleración de la gravedad (en m/s²).

Primeramente, se debe calcular el número de Reynolds, para verificar las características del flujo.

$$Re = \frac{G_g \cdot d_p}{\mu \cdot (1 - \varepsilon_l)}$$

Dónde: G_g es el caudal másico de gas por sección (en g/cm²-s), μ es la viscosidad cinemática del fluido (en cP), d_p es el diámetro de partícula de catalizador (en mm), ε_l es la porosidad del lecho.

$$Re = \frac{0,26 \frac{g}{cm^2 \cdot s} \cdot 2 \text{ mm}}{0,0237 \text{ cP} \cdot (1 - 0,7)} = 7,31$$

Dado que $Re < 2000$, el flujo dentro del reactor es de tipo laminar. Se procede ahora a calcular la caída de presión:

$$\frac{\Delta P}{L} = 7,31 \cdot (150 + 1,75 \cdot 14,62) \cdot \left(\frac{1 - 0,7}{0,7}\right)^3 \cdot \frac{(0,0237 \text{ cP})^2}{(2 \text{ mm})^3 \cdot 0,00038 \frac{g}{cm^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 0,002 \frac{kg/cm^2}{m}$$

Y la caída de presión en el total del lecho, dada su altura (L) calculada anteriormente, será:

$$\Delta P = 0,002 \frac{kg/cm^2}{m} \cdot 11,7 \text{ m} = 0,022 \text{ kg/cm}^2$$

La caída de presión en el lecho del reactor se encuentra dentro de valores admisibles.

Determinación de la temperatura de salida

La naturaleza fuertemente endotérmica de la reacción de deshidrogenación del propano, produce un cambio significativo en la temperatura del sistema. De la bibliografía consultada, se establece que



el calor de reacción de deshidrogenación de propano es, aproximadamente, $\Delta H_r = 29637$ kcal/kmol.

Bajo condiciones adiabáticas de proceso y estado estacionario, se observa que la temperatura del fluido comienza a disminuir notablemente a medida que avanza la reacción deshidrogenación. Aunque inicialmente la temperatura del lecho es del mismo orden que la de la alimentación al reactor, la energía requerida para la reacción endotérmica provoca la consecuente disminución de la temperatura del lecho de catalizador. La temperatura operativa del lecho se restablece nuevamente mediante la combustión del coque formado, durante el proceso de regeneración del catalizador.

La tecnología CATOFIN establece una caída de temperatura en el lecho de hasta 150 °C a valores de conversión más cercanos al límite de la tecnología, es decir, a tiempos de ciclo mayores (ver Fig. 6.13).

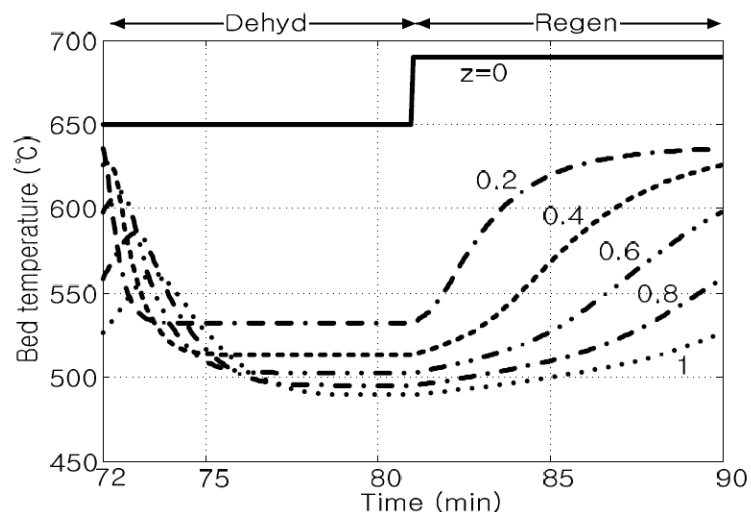


Fig. 6.13. Variación de la temperatura del lecho con el avance de la reacción. Fuente: Won, Wangyun (2009).

Dada la determinación de un valor de conversión del 65%, muy cercano al límite superior estipulado por la tecnología, se tomará la caída de temperatura máxima de 150 °C. De esta manera, la temperatura de salida se estipulará en ~ 550 °C.

Cálculo de la altura total del equipo

Se seleccionan los accesorios internos y externos, y rellenos que llevará el reactor, teniendo en cuenta las recomendaciones de la tecnología.



| Altura de accesorios | | | |
|--------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| Altura | Valor (pulg) | Valor (m) | Tipo Relleno |
| Casquetes semiesféricos x2 | 47 | 1,20 | - |
| Plato distribuidor | 12 | 0,30 | - |
| Esf. Cerámicas | 8 | 0,2 | Esferas 3/4" |
| Esf. Cerámicas cerca del Cat | 6 | 0,15 | Esferas 1/4" |
| Plato soporte (en Secc. Circ.) | 4 | 0,1 | - |
| Esf. Cerámicas cerca del Cat | 6 | 0,15 | Esferas 1/4" |
| Esf. Cerámicas | 12 | 0,3 | Esferas 3/4" |
| Predistribuidor | 4 | 0,1 | - |
| Total | 98 | 2,40 | |

Tabla 6.10. Altura que ocupan los accesorios seleccionados para el reactor. Fuente: elaboración propia.

Y se determina, finalmente, la altura total de la unidad, verificando que la nueva relación de esbeltez se encuentre en los valores recomendados.

$$\text{Altura del equipo} = \text{Altura de lecho} + \text{Altura de accesorios}$$

$$\text{Altura del equipo} = 11,7 \text{ m} + 2,4 \text{ m} = 14,1 \text{ m}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{14,1 \text{ m}}{4 \text{ m}}$$

$$\frac{L}{D} = 3,5$$

Se concluye que el reactor cumple con todos los requisitos para operar con normalidad, bajo las condiciones de proceso.

Cálculo del espesor de pared

Los cálculos para espesores mínimos se realizaron utilizando la metodología, basada en las normas ASME sección VIII, detallada en el apunte 'Compendio de Cálculo Estructural II, Capítulo 16: Recipientes de presión' de la FCEfyN, Universidad Nacional de Cuyo.

Utilizando la fórmula para el espesor mínimo:

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



Dónde: P es la presión de diseño (kg/cm^2), R el radio interno (mm), S la presión máxima admisible por el material (kg/cm^2), C la tolerancia mínima por corrosión (mm) y E la eficiencia de la junta de soldaduras (adimensional).

El radio interno del recipiente resulta ser de $R = 2000$ mm. La presión de diseño de $P = 0.78$ kg/cm^2 (un 10% superior a la presión operativa). Por otro lado, la literatura recomienda usar un $E = 0.85$ en la mayoría de los cilindros sometidos a presión interna. El valor de tolerancia mínima por corrosión es de 1.6 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 Grado 1, el cual presenta una presión máxima admisible de $129,5$ kg/cm^2 .

Finalmente, reemplazando en la ecuación:

$$t_r = \frac{0,78 \cdot 2000}{129,5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 0,78} + 1,6 = 15,8 \text{ mm}$$

Y, adicionando el sobre espesor de seguridad de 1.6 mm, se obtiene el espesor final:

$$t_r = 15,8 \text{ mm} + 1,6 \text{ mm} = 17,4 \text{ mm} \cong 18 \text{ mm}$$

Cálculo del peso del recipiente

El peso del recipiente se determina de manera sencilla al restarle al volumen del recipiente con espesor y casquetes incluidos, el volumen interior del mismo. El volumen con casquetes incluidos resulta ser de $V_C = 175.9$ m^3 . El volumen con espesor incluido resulta ser de $V_T = 179.6$ m^3 . La densidad del acero seleccionado (ρ_a) es de 7850 kg/m^3 .

Finalmente, la masa de la carcasa será:

$$m_{carcasa} = (V_T - V_C) \cdot \rho_a$$
$$m_{carcasa} = (179,6 - 175,9) \text{ m}^3 \cdot 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 28586 \text{ kg}$$

Finalmente, se presenta a continuación la hoja de especificación de los reactores.



| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE REACTORES | | |
|---|--|-------------------------------------|----------|--------|
| DENOMINACIÓN: REACTORES DE REACCIÓN PRINCIPAL | | FECHA: | | |
| UNIDADES: R-7001 Y R-7002 | | REVISIÓN: | | |
| SERVICIO: DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO | | LOCACIÓN: | | |
| DATOS GENERALES | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO | | HOJA | 1 de 2 |
| FUNCIÓN | PRODUCIR LA REACCIÓN PRINCIPAL DEL PROCESO (PDH) | | | |
| DATOS DE OPERACIÓN | | | | |
| FLUIDOS | REACTIVOS | GAS | 11753 | KG/H |
| | CATALIZADOR | 160245 | | KG |
| TEMPERATURA DE OPERACIÓN | 650 | | °C | |
| PRESION DE OPERACIÓN | 0,7 | | KG/CM2 | |
| CAUDAL DE OPERACIÓN (HC) | 30933 | | M3/H | |
| CAUDAL MÁXIMO (HC) | 35573 | | M3/H | |
| CAUDAL MÍNIMO (HC) | 17013 | | M3/H | |
| DENSIDAD DEL GAS | 0,38 | | KG/M3 | |
| DATOS DE CONSTRUCCION | | | | |
| CAPACIDAD TOTAL | 175 | | M3 | |
| DIÁMETRO INTERIOR | 4000 | | MM | |
| LONGITUD | | | | |
| PREDISTRIBUIDOR | 100 | | MM | |
| CATALIZADOR | PX-852 | 11700 | MM | |
| ESFERAS CERÁMICAS 1/4" | 300 | | MM | |
| ESFERAS CERÁMICAS 3/4" | 500 | | MM | |
| PLATO DISTRIBUIDOR Y SOPORTE | 300 | | MM | |
| CABEZALES | 1200 | | MM | |
| TOTAL | 14100 | | MM | |
| POSICIONAMIENTO | VERTICAL | | | |
| ESPESOR | 18 | | MM | |
| PESO VACÍO | 28586 | | KG | |
| PESO CON CATALIZADOR | 188831 | | KG | |
| PESO EN OPERACIÓN | 360829 | | KG | |
| DATOS DE DISEÑO | | | | |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | 750 | | °C | |
| PRESIÓN DE DISEÑO | 0,78 | | KG/CM2 | |
| CAÍDA DE PRESIÓN | 0,004 | | KG-CM2/M | |
| CAÍDA MÁXIMA DE PRESIÓN ADMISIBLE | 0,0156 | | KG-CM2/M | |
| MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN | ACERO AL CARBONO | | | |
| TIPO DE CABEZAL | SEMIESFÉRICO | | | |
| LONGITUD DE CABEZAL | 600 | | MM | |
| DETALLE DE CONSTRUCCION | | | | |
| TIPO DE RADIOGRAFIA | PARCIAL Y TOTAL | | | |
| SOLDADURA | HOLD | | | |
| EFICIENCIA DE LA SOLDADURA | 0,85 | | | |
| DETALLE DE CONEXIONES | | | | |
| ENTRADA DE ALIMENTACION | PARTE INFERIOR | | | |
| SALIDA DE PRODUCTOS | PARTE SUPERIOR | | | |
| OBSERVACIONES | | | | |
| - Acero al carbono ASME SA-266 Grado 1 | | | | |



| UTN FRLP | INTEGRACION V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE REACTORES | |
|--|--|-------------------------------------|--------|
| DENOMINACIÓN: REACTORES DE REACCIÓN PRINCIPAL | | FECHA: | |
| UNIDADES: R-7001 / R-7002 | | REVISION: | |
| SERVICIO: DESHIDROGENACIÓN DE PROPANO | | LOCACION: | |
| DATOS GENERALES | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FIJO | HOJA | 2 de 2 |
| FUNCIÓN | PRODUCIR LA REACCIÓN PRINCIPAL DEL PROCESO (PDH) | | |
| ESQUEMA | | | |
| | | | |
| OBSERVACIONES | | | |
| - Los valores del esquema se encuentran en milímetros (mm) | | | |



6.2.5. Diseño de Aeroenfriador EA-7001

Introducción

El propósito fundamental de los aeroenfriadores es el de realizar el intercambio de calor utilizando aire a temperatura ambiente. Como elección estándar, se suele utilizar diámetros exteriores de tubo de 1 pulgada y aletas de 1/2 pulgada o de 5/8 de pulgada.

La metodología de diseño empleada fue la de 'shortcut', detallada en el capítulo 9 de la bibliografía 'Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos – Eduardo Cao', de manera que se propuso un diseño preliminar y se fueron verificando los resultados, luego de modificaciones adecuadas, iterando hasta lograr una solución satisfactoria.

Se seleccionará, para el dimensionamiento del aeroenfriador, tubos de diámetro externo (OD) de 1 pulgada, largo de aletas de intercambio de 5/8 de pulgada, 10 aletas por pulgada lineal y espaciado entre tubos de 2.5 pulgadas con arreglo triangular. La elevación del sitio será de 25 m.

Al aeroenfriador EA-7001 ingresa la corriente '3A', efluente de los reactores. Se detalla, a continuación, las características de esta corriente.

| Datos de la corriente de alimentación '3A' | | |
|--|---------|--------------------|
| Fase | Gas | - |
| Flujo másico | 23477 | kg/h |
| Densidad (ρ) | 0,578 | kg/m ³ |
| Temperatura | 160 | °C |
| Presión | 0,68 | kg/cm ² |
| Viscosidad (μ) | 0,01213 | cP |
| Cp | 0,571 | Kcal/kg-°C |

Tabla 6.11. Parámetros de corriente de alimentación a aeroenfriador. Fuente: elaboración propia.

Respecto a los parámetros del proceso, se detallan en la Tabla 6.13. Los valores de parámetros para aeroenfriadores, como el coeficiente de transferencia calor global típico, fue tomado de la bibliografía 'Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos – Eduardo Cao' (ver Fig. 6.14).

| Parámetros del proceso | | |
|------------------------|--------|----------|
| Duty (Q) | 0,5194 | MMKcal/h |



| | | |
|--|-------|--------------------------|
| Coef. Transf. Calor (U) | 163,4 | Kcal/h-m ² -C |
| Número de filas (n _r) | 6 | - |
| Velocidad frontal (V _F) | 2,8 | m/s |
| Temperaturas de la corriente de proceso | | |
| Temperatura de entrada (T ₁) | 160 | °C |
| Temperatura de salida (T ₂) | 120 | °C |
| Temperaturas del aire | | |
| Temperatura de entrada (t ₁) | 35 | °C |
| Temperatura de salida (t ₂) | 157 | °C |

Tabla 6.12. Parámetros de proceso. Fuente: elaboración propia.

Tabla 9-1
Valores típicos de los coeficientes de transferencia de calor en aerofriadores (W/m²K)
Aletas de 5/8" de aluminio, en tubos de 1" OD, con 393 aletas por metro

| CONDENSACION | | ENFRIAMIENTO DE GASES | | ENFRIAMIENTO LIQUIDOS | |
|---|----------|--|---------|-------------------------------------|---------|
| Regenerador de aminas | 570-670 | Aire o gas de combustión @50 psig ΔP = 1 psig | 60 | Agua de enfriamiento de máquinas | 740-900 |
| Amoniaco | 600-700 | Aire o gas de combustión @100 psig Δp = 2 psi | 112 | Fuel oil | 115-170 |
| Refrigerante 12 | 420-500 | Aire o gas de combustión @100 psig Δp = 5 psi | 170 | Liquidos de reforming o platforming | 480 |
| Nafta pesada | 400-500 | Hidrocarburos gaseosos @15-50psig Δp = 1 psi | 170-220 | Gas oil liviano | 450-550 |
| Gasolina liviana | 540 | Corriente del reactor de amoniaco | 500-600 | Hidrocarb. livianos | 510-680 |
| Hidrocarburos livianos | 540-600 | Hidrocarburos gaseosos @15-50 psig Δp = 1 psi | 170-220 | Nafta liviana | 510 |
| Nafta liviana | 450-550 | Hidrocarburos gaseosos @50-250 psig Δp = 3 psi | 280-340 | Agua de proceso | 680-820 |
| Efluentes de reactores Reforming, platforming | 450-550 | Hidrocarburos gaseosos @250-1500 psig Δp = 5 psi | 400-500 | residuo | 60-120 |
| Vapor de agua | 800-1200 | | | alquitran | 30-60 |

Fig. 6.14. Valores típicos de coeficientes de calor en aerofriadores. Fuente: Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos – Eduardo Cao.

En función de la aproximación de temperaturas de aire y fluido de proceso, se define y calcula el parámetro Z:

$$Z = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$$

Dónde: T₁ y T₂ son las temperaturas de proceso entrada y salida respectivamente (en K), t₁ es la temperatura de entrada del aire (en K).



$$Z = \frac{433 - 393}{433 - 308} = 0,32 \approx 0,4$$

Con el valor obtenido del parámetro Z, se obtienen la velocidad frontal (V_F) y el número de filas (n_f) de la 'Tabla 9-2' (ver Fig. 6.15).

| Tabla 9-2 | | |
|-----------|-------------------------|-------------|
| Z | n_f = número de filas | V_F (m/s) |
| 0.4 | 4 | 3.3 |
| 0.5 | 5 | 3 |
| 0.6 | 6 | 2.8 |
| 0.8 a 1 | 8 a 10 | 2 a 2.4 |

Fig. 6.15. Velocidad frontal en función del número de filas. Fuente: Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos – Eduardo Cao.

Cálculo de MLDT

Se selecciona una unidad con flujo cruzado y paso simple. Se calcula, entonces, la MLDT utilizando la ecuación:

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

Dónde: T_1 y T_2 son las temperaturas de proceso entrada y salida respectivamente (en K), t_1 y t_2 son las temperaturas de entrada y salida del aire respectivamente (en K).

$$MLDT = \frac{(433 - 430) - (393 - 308)}{\ln \frac{433-430}{393-308}} = 24,5 K$$

Cálculo del factor de corrección

La bibliografía estipula un valor para el factor de corrección aproximado de $F_t = 0.947$, en función de los valores de R y S calculados:

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = \frac{(433 - 393)}{(430 - 308)} = 0,328$$



$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = \frac{(430 - 308)}{(433 - 308)} = 0,976$$

Cálculo del área de tubos

Se calcula el área de tubo liso requerida para la transferencia de calor utilizando la ecuación:

$$A = \frac{Q}{U \cdot MLDT \cdot F_t}$$

Dónde: Q es el duty que requiere el aerofriador, U el coeficiente de transferencia global elegido, MLDT al media logarítmica de temperaturas, F_t el factor de corrección obtenido.

$$A = \frac{0,5194 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}}{163,4 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 24,5 ^\circ\text{C} \cdot 0,947}$$

$$A = 138 \text{ m}^2$$

Y, a continuación, se calcula el área frontal (A_F) de tubos dividiéndola por la superficie externa de tubos por fila. El área externa para la selección de 4 tubos por fila resulta ser de APSF = 107.

$$A_F = \frac{A}{APSF} = \frac{138 \text{ m}^2}{107} = 1,29 \text{ m}^2$$

Cálculo del número de tubos

Se seleccionan tubos de largo $L = 12$ m. El área específica de tubos se toma con un valor de $a = 1,7 \text{ m}^2/\text{m}$. Se calcula, entonces, el número de tubos requerido según la ecuación:

$$N = \frac{A}{a \cdot L}$$

Dónde: A es el área desnuda, a el área específica de tubos, L el largo de tubos.

$$N = \frac{138 \text{ m}^2}{1,7 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \cdot 12 \text{ m}} = 6,76 \cong 8 \text{ tubos}$$



Y, el número de tubos por fila (N_t) se calcula teniendo en cuenta la selección anterior del número de filas (n_f):

$$N_t = \frac{N}{n_f} = \frac{8}{4} = 2$$

Cálculo de la altura del aroenfriador

La altura de la unidad se calcula de manera sencilla como el cociente entre el área frontal (A_F) y el largo de tubos (L). Se emplea la ecuación:

$$H_{aero} = \frac{A_F}{L} = \frac{1,29 \text{ m}^2}{12 \text{ m}} = 0,11 \text{ m}$$

Estimación de los parámetros del aire

El caudal volumétrico del aire requerido se puede estimar mediante la ecuación:

$$V_{aire} = A_F \cdot V_F = 1,29 \text{ m}^2 \cdot 3,3 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} = 15325 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Este valor de caudal volumétrico de aire se corrobora con el obtenido a partir de la simulación, que se encuentra dentro del orden de magnitud esperado. El caudal real, obtenido de simulación es de $Q_{aire/sim} = 15427 \text{ m}^3/\text{h}$.

Y se expresa también como caudal másico real, teniendo en cuenta que, para las condiciones dadas, el aire tiene una densidad promedio $\rho_{aire} = 1,147 \text{ kg/m}^3$.

$$m_{aire} = \rho_{aire} \cdot V_{aire} = 1,147 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 15325 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 17577,8 \text{ kg}$$

Por otro lado, la temperatura de salida del aire se corrobora, calculándola como:

$$t_2 = t_1 + \Delta T = t_1 + \frac{Q}{m_{aire} \cdot C_{p_{aire}}}$$

Dónde: Q es el duty del equipo, m_{aire} la masa de aire, $C_{p_{aire}}$ el calor específico del aire.



$$t_2 = t_1 + \Delta T = 35 \text{ }^\circ\text{C} + \frac{0,5194 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}}{17577,8 \text{ kg} \cdot 0,241 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}\cdot^\circ\text{C}}}$$

$$t_2 = 157,2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Cálculo de la caída de presión total

La caída de presión total de la corriente de aire implica la suma de las caídas de presión estática, es decir, la ocurrida al atravesar el haz de tubos, y la caída de presión de velocidad.

Primeramente, se selecciona la cantidad de ventiladores a utilizar. Típicamente, los aeroenfriadores constan de dos ventiladores, por lo que se optará por ello. De valores recomendados de bibliografía para el caudal de aire manejado, se opta por seleccionar ventiladores de 0.57 m de diámetro.

Entonces, la caída de presión estática se calculará como:

$$\Delta P_{est} = 6 \cdot 10^{-8} \cdot G_F^{1,825} \cdot \frac{n_f}{D_R}$$

Dónde: G_F es el gasto másico de aire por unidad de área frontal (en lb/h-ft²), n_f es el número de filas, D_R es el cociente de densidades del aire en condiciones de operación y a 70 °F, ΔP_{est} es la caída de presión estática (en pulgadas de columna de agua).

Se determina primero el valor de G_F :

$$G_F = \frac{m_{aire}}{A_F} = \frac{17577,8 \text{ kg}}{1,29 \text{ m}^2} \cdot 0,2048 \frac{\frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}}{\frac{\text{kg}}{\text{m}^2}} = 2790,6 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$$

De bibliografía se obtiene que el valor de $D_R = 0,952$. Entonces, la caída de presión estática será:

$$\Delta P_{est} = 6 \cdot 10^{-8} \cdot 2790,6^{1,825} \cdot \frac{4}{0,952} = 0,49 \text{ pulg. H}_2\text{O}$$

La caída de presión de velocidad se determina mediante la fórmula:

$$\Delta P_{vel} = \left(\frac{acfm_v}{4005 \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4}} \right)^2 \cdot D_R$$



Dónde: $acfm_v$ es el caudal de aire por ventilador (en ft^3/min), D es el diámetro de ventilador (en ft), D_R es el cociente de densidades del aire en condiciones de operación y a $70^\circ F$, ΔP_{vel} es la caída de presión de velocidad (en pulgadas de columna de agua)

$$\Delta P_{vel} = \left(\frac{\frac{15325 \frac{m^3}{h}}{2} \cdot 0,59 \frac{ft^3}{min} / \frac{m^3}{h}}{4005 \cdot \pi \cdot \frac{(1,886 ft)^2}{4}} \right)^2 \cdot 0,952 = 0,155 \text{ pulg. } H_2O$$

Finalmente, la caída de presión total es de:

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{vel} + \Delta P_{est} = 0,155 + 0,49 = 0,645 \text{ pulg. } H_2O = 16,38 \text{ mm } H_2O$$

Cálculo de la potencia requerida

Finalmente, se calcula la potencia total requerida por el motor para movilizar la masa de aire total necesaria para la transferencia de calor.

Los valores de eficiencia estándar de los ventiladores (η_v) y del motor (η_m) se toman como 75% y 95%, respectivamente. Según la fórmula:

$$BHP = \frac{\Delta P_{total} \cdot acfm}{6356 \cdot \eta_v \cdot \eta_m}$$

Dónde: BHP es la potencia total (en HP), acfm el caudal de aire total (en ft^3/min).

$$BHP = \frac{0,645 \cdot 9042}{6356 \cdot 0,75 \cdot 0,95} = 1,29 \text{ HP} = 0,96 \text{ kW}$$

Finalmente, se presenta la hoja de especificación del aerofriador.



| UTN FRLP | INTEGRACION V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE AEROENFRIADOR | | |
|---|---------------|---|--------|-------------|
| DENOMINACION: SISTEMA DE ENFRIAMIENTO CON AIRE | | FECHA: | | |
| UNIDAD: EA-7001 | | REVISION: | | |
| SERVICIO: ENFRIAMIENTO DEL EFLUENTE DEL REACTOR | | LOCACION: | | |
| DATOS GENERALES | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | | SISTEMA DE ENFRIAMIENTO CON AIRE | | HOJA 1 de 1 |
| FUNCIÓN | | ENFRIAMIENTO DEL EFLUENTE DEL REACTOR | | |
| PROVEEDOR | HOLD | DUTY | 0,5194 | MM KCAL/H |
| MODELO | HOLD | SUP. CON ALETAS | 138 | M2 |
| DATOS DE OPERACIÓN - TUBOS | | | | |
| FLUIDO | | HC + H2 | | |
| TEMPERATURA ENTRADA | | 160 | | °C |
| TEMPERATURA SALIDA | | 120 | | °C |
| CAIDA DE PRESIÓN | | 0,002 | | KG/CM2 |
| CAUDAL (LIQ/VAP) | | 40588 / - | | M3/H |
| DENSIDAD (LIQ/VAP) | | 0,578 / - | | KG/M3 |
| VISCOSIDAD (LIQ/VAP) | | 0,01213 / - | | cP |
| CALOR ESPECÍFICO (LIQ/VAP) | | 0,571 / - | | KCAL/KG-°C |
| DATOS DE OPERACIÓN - AIRE | | | | |
| TEMPERATURA ENTRADA | | 35 | | °C |
| TEMPERATURA SALIDA | | 157 | | °C |
| FLUJO DE ENTRADA | | 15325 | | M3/H |
| FLUJO DE AIRE DEL VENTILADOR | | 7662,5 | | M3/H |
| CAIDA DE PRESIÓN | | 16,38 | | MM H2O |
| VELOCIDAD FRONTAL | | 3,3 | | M/S |
| DATOS DE CONSTRUCCIÓN | | | | |
| ELEVACIÓN | | 25 | | M |
| ÁREA FRONTAL DE TUBOS | | 1,29 | | M2 |
| N° TOTAL DE TUBOS | | 8 | | - |
| TUBOS POR FILA | | 4 | | - |
| LONGITUD DE TUBOS | | 12 | | M |
| ANCHO DE LA UNIDAD | | 0,46 | | M |
| PASOS POR TUBOS | | 1 | | - |
| DATOS DE DISEÑO | | | | |
| N° DE VENTILADORES | | 2 | | - |
| DIÁMETRO DE VENTILADOR | | 0,57 | | M |
| EFICIENCIA DEL VENTILADOR | | 75 | | % |
| EFICIENCIA DEL MOTOR | | 95 | | % |
| POTENCIA ENTREGADA AL MOTOR | | 0,96 | | KW |



6.2.6. Selección de Compresor JC-7001

Introducción

Las consideraciones preliminares para la selección de un compresor incluyen ítems como: número de etapas, brake horsepower (BHP) y tipo de compresor. Se deben conocer los parámetros: volumen de gas a ser comprimido (Q_g), presión de succión (P_1), presión de descarga (P_2), temperatura de succión (T_1) y gravedad específica del gas (S).

Todos los cálculos están basados en pasos especificados en los capítulos 7 y 8 de la bibliografía 'Surface Production Operations: Pumps and Compressors, Vol. 4 – Maurice Stewart'.

El régimen de operación es continuo, y el sistema de compresión denominado JC-7001 se conforma de una única unidad de compresión.

Al compresor JC-7001 ingresa la corriente '3B', proveniente del aeroenfriador EA-7001. Las condiciones de la corriente se detallan a continuación.

| Parámetros de corriente de entrada '3B' | | |
|---|--------|-----------------------------|
| Q_g | 16868 | Nm ³ /h |
| | 14,296 | MMSCFPD |
| | 21994 | actual ft ³ /min |
| P_1 | 0,67 | kg/cm ² |
| | 9,53 | Psia |
| P_2 | 28 | kg/cm ² |
| | 398,25 | Psia |
| T_1 | 393,15 | K |
| | 707,67 | °R |
| S | 0,4588 | |
| $K_{promedio}$ | 1,1156 | |
| n | 1,1296 | |

Tabla 6.13. Parámetros de corriente de entrada a compresor. Fuente: elaboración propia.

Cálculo del número de etapas

El número de etapas de compresión se determinará de manera de obtener una relación de compresión aceptable. La bibliografía estipula relaciones de compresión (R_c) entre 3 y 5. Aunque, en la mayoría de los casos, la relación de compresión se debe limitar, siempre que sea posible, a un valor de 3.5, de forma de no sobrepasar los límites máximos de temperatura permitidos.



De esta manera, la ecuación para determinar la relación de compresión se describe como sigue:

$$R = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{1}{n}}$$

Dónde: R es la relación de compresión calculada, P₂ la presión de descarga, P₁ la presión de succión, n el número de etapas.

Se calcula, primeramente, la relación de compresión global del sistema (R_t), sabiendo que la presión de descarga del compresor debe ser de P₂ = 28 kg/cm².

$$R_t = \left(\frac{28 \frac{kg}{cm^2}}{0,67 \frac{kg}{cm^2}}\right)^1 = 41,79$$

De esta manera, se itera el cálculo, variando el valor de n, hasta obtener un valor de relación de compresión por etapa (R_c) en el rango estipulado, de manera que el que se obtiene es:

$$R_c = \left(\frac{28 \frac{kg}{cm^2}}{0,67 \frac{kg}{cm^2}}\right)^{\frac{1}{3}} = 3,47$$

Entonces, el número de etapas seleccionado será, entonces, n = 3 etapas.

Selección del tipo de compresor

Una vez determinado el número de etapas de compresión a emplear, mediante la utilización de tablas de selección de tipo de compresores, se elige el más adecuado en función del flujo de entrada (Q_g) y la presión de descarga (P₂).

A continuación, se presenta el diagrama de selección de compresores, donde se muestra que la selección más adecuada supone un compresor centrífugo multietapa.

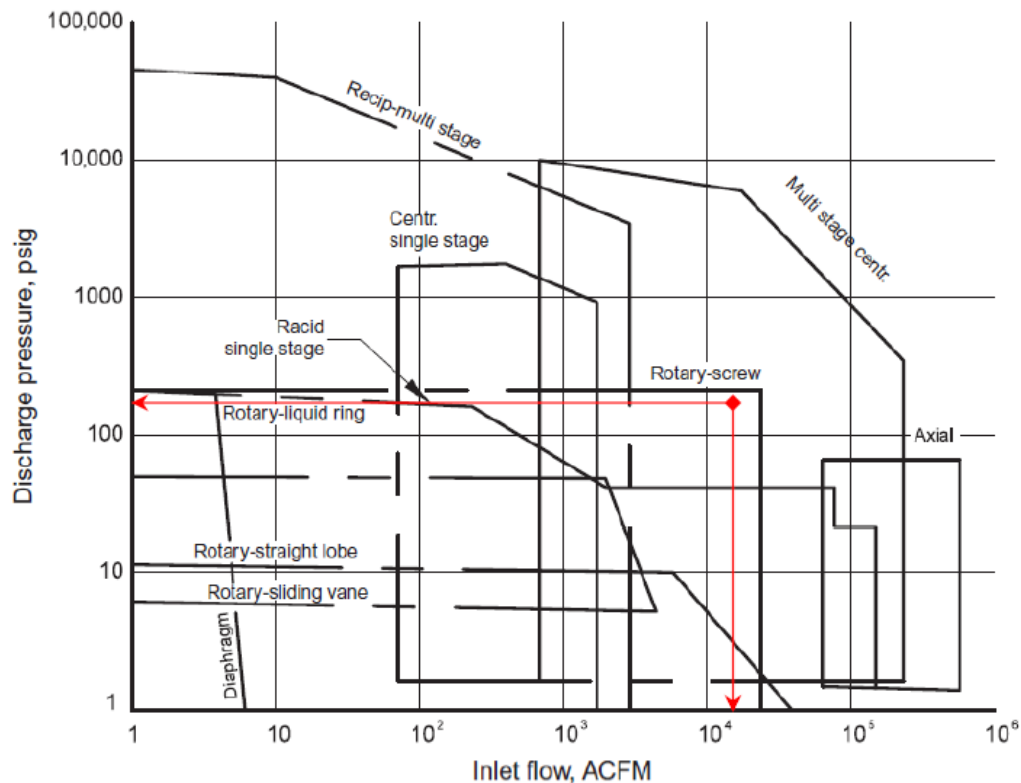


Fig. 6.17. Diagrama de selección de compresor adecuado. Fuente: 'Surface Production Operations: Pumps and Compressors, Vol. 4 – Maurice Stewart.

Cálculo de las temperaturas de descarga

Las temperaturas de descarga de cada etapa se pueden calcular utilizando la ecuación a presentar a continuación. Se determina que todas las etapas cuentan con intercooling, que enfría las entradas de alimentación a valores permisibles. Las temperaturas de entrada, luego del intercooling, se determinan arbitrariamente como 120, 160 y 160 °C, para las etapas 1, 2 y 3, respectivamente. Por otro lado, la bibliografía expresa que la eficiencia politrópica estándar, para compresores centrífugos, es de $\eta_p = 80 \%$.

$$T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k \cdot \eta_p}}$$

Dónde: T_2 es la temperatura absoluta de descarga (en K), T_1 la temperatura absoluta de succión (en K), P_2 la presión de descarga, P_1 la presión de succión, k el coeficiente de dilatación adiabática promedio, η_p la eficiencia politrópica.

En la siguiente tabla se presentan los valores calculados de las temperaturas de descarga, en K y en °C.



| Etapa | Ts | Td | Unidades |
|-------|--------|--------|----------|
| 1 | 393,15 | 461,90 | K |
| | 120 | 188,75 | °C |
| 2 | 433 | 508,90 | K |
| | 160 | 235,75 | °C |
| 3 | 433,15 | 508,90 | K |
| | 160 | 235,75 | °C |

Tabla 6.14. Valores de temperaturas de descarga calculados. Fuente: elaboración propia.

Cálculo preciso de la potencia al freno, BHP

La potencia al freno total será la suma del BHP para cada etapa. El BHP preciso por etapa, incluyendo pérdidas mecánicas, por fricción, se puede determinar con la siguiente fórmula:

$$BHP = 0,0857 \cdot Z_{avg}^{\frac{1}{k}} \cdot Z_1^{\frac{k-1}{k}} \cdot \frac{Q_g \cdot T_{se}}{\eta_m \cdot \eta_a} \cdot \frac{k \cdot \eta_p}{k-1} \cdot (R_c^{\frac{k-1}{k \cdot \eta_p}} - 1)$$

Dónde: BHP es la potencia al freno (en HP), Z_{avg} el factor de compresibilidad promedio por etapa (entre $Z_{succión}$ y $Z_{descarga}$), k el coeficiente de dilatación adiabática promedio, Q_g el flujo de entrada al compresor (en MMSCFPD), T_{se} la temperatura de succión por etapa (en °R), η_a la eficiencia adiabática, η_m la eficiencia mecánica, η_p la eficiencia politrópica, R_c la relación de compresión por etapa.

Se considera una eficiencia mecánica $\eta_m = 95\%$ y el valor estándar de eficiencia adiabática, reportado en bibliografía para compresores centrífugos, de $\eta_a = 85\%$.

Se calcula, primeramente, el factor de compresibilidad promedio por etapa, Z_{avg} , obteniendo los valores de $Z_{succión}$ y $Z_{descarga}$, de la simulación a las temperaturas dadas. Los valores obtenidos se muestran en la tabla siguiente:

| Etapa | Ts (°R) | Td (°R) | Zs | Zd | Zavg |
|-------|---------|---------|--------|--------|---------|
| 1 | 708 | 831,4 | 0,9978 | 0,9961 | 0,99695 |
| 2 | 780 | 916 | 0,9948 | 0,9911 | 0,99295 |
| 3 | 780 | 916 | 0,9832 | 0,9734 | 0,97830 |

Tabla 6.15. Valores obtenidos de Z_{avg} para cada etapa. Fuente: elaboración propia.



Y, finalmente, se calcula el valor preciso del BHP por etapa y el total. Los valores obtenidos se muestran en la tabla siguiente:

| Etapa | BHP |
|--------------|-------------|
| 1 | 857,3 |
| 2 | 940,9 |
| 3 | 927,3 |
| TOTAL | 2725 |

Tabla 6.16. Valores obtenidos de BHP por etapa y total. Fuente: elaboración propia.

Se concluye, entonces, que la potencia total para la compresión, incluyendo las pérdidas mecánicas del 5%, será de 2725 HP.

Selección del compresor

Se procede a seleccionar un compresor centrífugo apropiado para el tipo de fluido a comprimir. Se selecciona el compresor modelo 5H-29M, multietapa, de posicionamiento horizontal, del catálogo de la empresa Elliott Group Ebara Corporation, en función del valor de caudal a procesar q (m^3/h) y la presión máxima admisible de la carcasa (casing rating). Se muestran las especificaciones y dimensiones del compresor seleccionado en las Fig. 6.18a, b y c.

| Frame | Typical Flow Range | | Inlet Nozzle Sizes | | Discharge Nozzle Sizes | |
|--|--------------------|----------------|--|--|---|--------------------------------------|
| | m^3/hr | CFM | mm | in | mm | in |
| 1H – 10M (3,4,5) 1V – 10MB (3,4,5) | 2,888 – 14,272 | 1,700 – 8,400 | 102, 203, 254, 305, 356 102, 203, 254, 305, 356 | 4, 8, 10, 12, 14 4, 8, 10, 12, 14 | 102, 152, 203 102, 152, 203 | 4, 6, 8 4, 6, 8 |
| 2H – 15M (3,4,5) 2V – 15MB (3,4,5) | 3,738 – 19,029 | 2,200 – 11,200 | 152, 203, 254, 305, 356, 406 102, 152, 203, 254, 305, 356, 406, 457 | 6, 8, 10, 12, 14, 16 4, 6, 8, 10, 12, 14, 16, 18 | 102, 152, 203 102, 152, 203, 254 | 4, 6, 8 4, 6, 8, 10 |
| 3H – 20M (3,4,5) 3V – 20MB (3,4,5) | 4,927 – 25,145 | 2,900 – 14,800 | 203, 254, 305, 356, 406, 457 152, 203, 254, 305, 356, 406, 457 | 8, 10, 12, 14, 16, 18 6, 8, 10, 12, 14, 16, 18 | 102, 203, 254 102, 152, 203, 254, 305 | 4, 8, 10 4, 6, 8, 10, 12 |
| 4H – 25M (3,4,5) 4V – 25MB (3,4,5) | 6,626 – 33,471 | 3,900 – 19,700 | 254, 305, 356, 406, 457, 508 203, 254, 305, 356, 406, 457, 508 | 10, 12, 14, 16, 18, 20 8, 10, 12, 14, 16, 18, 20 | 152, 203, 254, 305 152, 203, 254, 305, 406 | 6, 8, 10, 12 6, 8, 10, 12, 16 |
| 5H – 29M (3,4,5) 5V – 29MB (3,4,5) | 8,665 – 44,174 | 5,100 – 26,000 | 305, 356, 406, 457, 508, 610 203, 305, 356, 406, 457, 508, 610 | 12, 14, 16, 18, 20, 24 8, 12, 14, 16, 18, 20, 24 | 152, 203, 254, 356 152, 254, 305, 406 | 6, 8, 10, 14 6, 10, 12, 16 |
| 6H – 32M (3,4,5) 6V – 32MB (3,4,5) | 11,553 – 58,446 | 6,800 – 34,400 | 406, 457, 508, 610, 762 305, 406, 457, 508, 610, 762 | 16, 18, 20, 24, 30 12, 16, 18, 20, 24, 30 | 203, 254, 305, 406 203, 305, 406, 508 | 8, 10, 12, 16 8, 12, 16, 20 |
| 7H – 38M (3,4,5) 7V – 38MB (3,4,5) | 15,291 – 77,305 | 9,000 – 45,500 | 457, 508, 610, 762, 914 406, 457, 508, 610, 762, 914 | 18, 20, 24, 30, 36 16, 18, 20, 24, 30, 36 | 203, 305, 406 203, 305, 406, 508 | 8, 12, 16 8, 12, 16, 20 |

Fig. 6.18a. Características de los modelos de compresor centrífugo. Fuente: Elliott Group Ebara Corporation.



| Casing Rating | | 100% Nominal Impeller Diameter | | Nominal Speed | Journal Bearing Diameter | |
|---------------|----------------------|--------------------------------|--------|---------------|--------------------------|--------------|
| barg | psig | mm | in | rpm | mm | in |
| 69 138 | H – 1000 V – 2000 | 263.550 | 10.376 | 19800 | 74.93 | 2.95 |
| 69 138 | H – 1000 V – 2000 | 303.073 | 11.932 | 17300 | 74.93, 88.9, 101.6 | 2.95, 3.5, 4 |
| 69 138 | H – 1000 V – 2000 | 348.539 | 13.722 | 15000 | 88.9, 101.6 | 3.5, 4 |
| 69 138 | H – 1000 V – 2000 | 400.812 | 15.780 | 13100 | 88.9, 101.6, 127 | 3.5, 4, 5 |
| 69 138 | H – 1000 V – 2000 | 460.934 | 18.147 | 11400 | 88.9, 101.6, 127 | 3.5, 4, 5 |
| 69 138 | H – 1000 V – 2000 | 530.098 | 20.870 | 9900 | 101.6, 127, 152.4 | 4, 5, 6 |
| 69 138 | H – 1000 V – 2000 | 609.600 | 24.000 | 8600 | 01.6, 127, 152.4, 177.8 | 4, 5, 6, 7 |
| 69 110 | H – 1000 V – 1600 | 701.040 | 27.600 | 7500 | 127, 152.4, 177.8, 203.2 | 5, 6, 7, 8 |

Fig. 6.18b. Características de los modelos de compresor centrífugo (continuación). Fuente: Elliott Group Ebara Corporation.

WEIGHTS, DIMENSIONS AND CONFIGURATIONS

| Frame Size | Minimum Rotor Length (in. / mm) | Maximum Rotor Length (in. / mm) | Casing Width (includes supports) (in. / mm) | Casing Height (exc. supports) (in. / mm) | Minimum Cas-ing Weight (lb/kg) | Maximum Casing Weight (lb / kg) |
|---|---------------------------------|---------------------------------|---|--|--------------------------------|---------------------------------|
| Typical Weights and Dimensions for Elliott Horizontal Split Compressors* | | | | | | |
| 10M | 35 / 890 | 64 / 1,625 | 37.3 / 947.4 | 36.25 / 921 | 4,700 / 2,130 | 9,000 / 4,080 |
| 15M | 35 / 890 | 75 / 1,905 | 42.5 / 1,080 | 41.38 / 1,051 | 5,600 / 2,540 | 12,700 / 5,760 |
| 20M | 40 / 1,015 | 80 / 2,030 | 48.5 / 1,232 | 47.85 / 1,215 | 8,200 / 3,720 | 18,000 / 8,165 |
| 25M | 45 / 1,145 | 90 / 2,285 | 55.1 / 1,400 | 54.12 / 1,375 | 11,100 / 5,035 | 24,500 / 11,100 |
| 29M | 50 / 1,270 | 110 / 2,795 | 65.4 / 1,661 | 59.25 / 1,505 | 14,000 / 6,350 | 32,000 / 14,500 |
| 32M | 50 / 1,270 | 124 / 3,150 | 70.5 / 1,791 | 65.75 / 1,670 | 15,700 / 7,120 | 45,000 / 20,400 |
| 38M | 55 / 1,400 | 135 / 3,430 | 76.3 / 1,938 | 70.62 / 1,794 | 23,000 / 10,430 | 62,000 / 28,100 |

Fig. 6.18c. Características de los modelos de compresor centrífugo (continuación). Fuente: Elliott Group Ebara Corporation.



Selección del motor

Finalmente, se procede a seleccionar un motor adecuado. El motor debe proveer la potencia necesaria para el correcto funcionamiento del compresor.

Se selecciona un motor de tipo eléctrico, de 3004 HP, modelo NMI 500L2A, del catálogo de la empresa ABB Group. El motor cumple con los requerimientos de potencia necesarios para el correcto funcionamiento de la unidad. Se muestran, a continuación, las especificaciones del motor seleccionado.

IP55, IC611, insulation class F, temperature rise class B
690 V, 50 Hz

| Output [kW] | Motor type | Speed [r/min] | Efficiency | | Power factor | | I_N [A] | I_s/I_N [pu] | T_N [Nm] | T_s/T_N [pu] | T_{max}/T_N [pu] | Rotor inertia [kgm ²] | Motor weight [kg] | Sound pressure level L_p [dB(A)] |
|----------------------|------------|---------------|-----------------|---------------|-----------------|---------------|-----------|----------------|------------|----------------|--------------------|-----------------------------------|-------------------|------------------------------------|
| | | | Full load 100 % | 3/4 load 75 % | Full load 100 % | 3/4 load 75 % | | | | | | | | |
| 3000/r min = 2 poles | | | | | | | | | | | | | | |
| 690 V 50 Hz | | | | | | | | | | | | | | |
| 250 | NMI 355L2A | 2981 | 95.0 | 94.7 | 0.91 | 0.89 | 243 | 6.4 | 801 | 0.6 | 3.0 | 6.3 | 2590 | 87 |
| 280 | NMI 355L2A | 2979 | 95.1 | 94.8 | 0.91 | 0.90 | 271 | 5.7 | 898 | 0.5 | 2.7 | 6.3 | 2590 | 87 |
| 315 | NMI 355L2A | 2976 | 95.1 | 95.1 | 0.91 | 0.91 | 304 | 5.1 | 1011 | 0.5 | 2.4 | 6.3 | 2590 | 87 |
| 355 | NMI 355L2A | 2972 | 95.1 | 95.2 | 0.91 | 0.91 | 344 | 4.5 | 1141 | 0.4 | 2.1 | 6.3 | 2590 | 87 |
| 400 | NMI 355L2A | 2974 | 94.8 | 94.7 | 0.90 | 0.88 | 393 | 5.8 | 1284 | 0.6 | 2.8 | 4.8 | 2480 | 87 |
| 450 | NMI 355L2A | 2970 | 94.8 | 94.9 | 0.90 | 0.89 | 440 | 5.2 | 1447 | 0.5 | 2.5 | 4.8 | 2480 | 87 |
| 500 | NMI 355L2A | 2967 | 94.8 | 95.0 | 0.90 | 0.89 | 491 | 4.6 | 1609 | 0.5 | 2.3 | 4.8 | 2480 | 87 |
| 560 | NMI 355L2A | 2965 | 95.2 | 95.2 | 0.90 | 0.88 | 548 | 5.9 | 1804 | 0.7 | 2.9 | 5.3 | 2590 | 87 |
| 630 | NMI 355L2A | 2960 | 95.1 | 95.3 | 0.90 | 0.89 | 615 | 5.3 | 2032 | 0.7 | 2.6 | 5.3 | 2590 | 87 |
| 710 | NMI 355L2A | 2963 | 95.0 | 95.3 | 0.91 | 0.91 | 686 | 4.5 | 2289 | 0.5 | 2.1 | 5.6 | 2680 | 87 |
| 800 | NMI 400L2A | 2973 | 95.3 | 95.3 | 0.91 | 0.90 | 775 | 5.2 | 2569 | 0.5 | 2.5 | 9.2 | 3140 | 87 |
| 900 | NMI 400L2A | 2971 | 95.3 | 95.5 | 0.91 | 0.90 | 872 | 4.6 | 2892 | 0.5 | 2.2 | 9.3 | 3150 | 87 |
| 1000 | NMI 400L2A | 2978 | 95.9 | 95.9 | 0.91 | 0.90 | 960 | 6.0 | 3207 | 0.6 | 2.8 | 10.7 | 3400 | 87 |
| 1120 | NMI 400L2A | 2975 | 95.9 | 96.0 | 0.91 | 0.90 | 1074 | 5.4 | 3595 | 0.6 | 2.5 | 10.7 | 3400 | 87 |
| 1250 | NMI 400L2A | 2975 | 95.7 | 95.9 | 0.91 | 0.91 | 1196 | 5.0 | 4013 | 0.5 | 2.3 | 11.5 | 3510 | 87 |
| 1400 | NMI 450L2A | 2981 | 96.2 | 96.1 | 0.91 | 0.90 | 1344 | 6.5 | 4485 | 0.7 | 3.1 | 16.5 | 4570 | 88 |
| 1600 | NMI 450L2A | 2978 | 96.2 | 96.2 | 0.91 | 0.90 | 1536 | 5.7 | 5131 | 0.6 | 2.7 | 16.5 | 4570 | 88 |
| 1800 | NMI 450L2A | 2976 | 96.1 | 96.2 | 0.91 | 0.91 | 1725 | 5.5 | 5775 | 0.6 | 2.6 | 17.4 | 4720 | 88 |
| 2000 | NMI 500L2A | 2983 | 96.3 | 96.2 | 0.93 | 0.92 | 1878 | 6.2 | 6403 | 0.5 | 3.0 | 26.6 | 5570 | 89 |
| 2240 | NMI 500L2A | 2982 | 96.4 | 96.3 | 0.90 | 0.89 | 2156 | 5.9 | 7172 | 0.4 | 2.9 | 28.5 | 5770 | 89 |
| 2500 | NMI 500L2A | 2980 | 96.4 | 96.4 | 0.92 | 0.91 | 2361 | 5.7 | 8010 | 0.5 | 2.8 | 28.6 | 5780 | 89 |
| 2800 | NMI 500L2A | 2979 | 96.3 | 96.3 | 0.92 | 0.92 | 2640 | 5.9 | 8976 | 0.6 | 2.8 | 34.0 | 6330 | 89 |

Fig. 6.19. Características del motor seleccionado para el compresor. Fuente: ABB Group.

Finalmente, se presenta la hoja de especificación del compresor seleccionado.



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE SISTEMA DE COMPRESIÓN | | |
|--|---------------|---|---------------------------------|---------|
| DENOMINACIÓN: SISTEMA DE COMPRESIÓN | | FECHA: | | |
| UNIDAD: JC-7001 | | REVISIÓN: | | |
| SERVICIO: COMPRESIÓN DEL EFLUENTE DE REACTOR | | LOCACIÓN: | | |
| DATOS GENERALES | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | | SISTEMA DE COMPRESIÓN EN ETAPAS | HOJA | 1 de 2 |
| FUNCIÓN | | COMPRIMIR EL EFLUENTE DEL REACTOR | | |
| TIPO | CENTRÍFUGO | PROVEEDOR | ELLIOTT GROUP EBARA CORPORATION | |
| N° MÁX DE IMPULSORES | 10 | MODELO | 5H-29M HORIZONTAL | |
| CONDICIONES OPERATIVAS | | | | |
| CAUDAL | | 16868 | SM3/H | |
| | | 23477,5 | KG/H | |
| CONDICIONES DE SUCCIÓN | | | | |
| ETAPA | | 1° | 2° | 3° |
| PRESIÓN | KG/CM2 | 0,67 | 2,32 | 8,07 |
| TEMPERATURA | °C | 120 | 160 | 160 |
| PESO MOLECULAR | | 32,7145 | 33,7145 | 34,7145 |
| FACTOR Z | | 0,997 | 0,993 | 0,978 |
| CP/CV | | 1,129 | 1,122 | 1,130 |
| CAUDAL VOLUMÉTRICO | AM3/S | 9,9083 | 3,1363 | 0,8923 |
| CONDICIONES DE DESCARGA | | | | |
| ETAPA | | 1° | 2° | 3° |
| PRESIÓN | KG/CM2 | 2,32 | 8,07 | 27,99 |
| TEMPERATURA | °C | 188,75 | 235,75 | 235,75 |
| PERFORMANCE DEL EQUIPO | | | | |
| ETAPA | | 1° | 2° | 3° |
| POTENCIA POR ETAPA | HP | 857,3 | 940,9 | 927,3 |
| POTENCIA TOTAL | HP | 2725 | | |
| CABEZA POLITRÓPICA | M | 13780 | 15047 | 14835 |
| EFICIENCIA POLITRÓPICA | | 80% | 80% | 80% |
| COMPOSICIÓN DEL GAS | | | | |
| H2 | | 0,252 | % MOLAR | |
| C1 | | 0,054 | % MOLAR | |
| C2 | | 0,054 | % MOLAR | |
| PROPENE | | 0,311 | % MOLAR | |
| C3 | | 0,289 | % MOLAR | |
| IC4 | | 0,041 | % MOLAR | |



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE SISTEMA DE COMPRESIÓN | | | | | |
|--|---------------|---|-----------------|-------|--------|-------|----|
| DENOMINACIÓN: SISTEMA DE COMPRESIÓN | | FECHA: | | | | | |
| UNIDAD: JC-7001 | | REVISIÓN: | | | | | |
| SERVICIO: COMPRESIÓN DEL EFLUENTE DE REACTOR | | LOCACIÓN: | | | | | |
| DATOS GENERALES | | | | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | | SISTEMA DE COMPRESIÓN EN ETAPAS | | HOJA | 2 de 2 | | |
| FUNCIÓN | | COMPRIMIR EL EFLUENTE DEL REACTOR | | | | | |
| MOTOR | | | | | | | |
| TIPO | ELÉCTRICO | PROVEEDOR | ABB GROUP | | | | |
| MODELO | NMI 500L2A | POTENCIA | 3004 | HP | | | |
| FRECUENCIA | 50 | HZ | ÍNDICE DE RUIDO | 89 | DBA | | |
| VOLTAJE | 690 | V | EFICIENCIA | 96,4% | | | |
| CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR SELECCIONADO | | | | | | | |
| CAUDAL MÁXIMO | | 44174 | | M3/H | | | |
| CAUDAL MÍNIMO | | 8665 | | M3/H | | | |
| VELOCIDAD NOMINAL | | 11400 | | RPM | | | |
| PRESIÓN MÁXIMA SOPORTADA | | 69 | | BAR | | | |
| TEMPERATURA DE DESCARGA | | 236,75 | | °C | | | |
| DIÁMETRO NOMINAL DE IMPULSOR | | 460,934 | | MM | | | |
| TAMAÑO BOQUILLA ENTRADA | | 305; 356; 406; 457; 508; 610 | | MM | | | |
| TAMAÑO BOQUILLA SALIDA | | 152; 203; 254; 356 | | MM | | | |
| DIÁMETRO COJINETE DE DESLIZAMIENTO | | 88,9; 101,6; 127 | | MM | | | |
| DIMENSIONES PRINCIPALES | | LARGO | | ALTO | | ANCHO | |
| | | 2795 | MM | 1505 | MM | 1661 | MM |
| OBSERVACIONES | | | | | | | |
| - El equipo consta de tres (3) etapas de compresión con dos (2) enfriamientos interetapa con agua. | | | | | | | |



6.2.7. Diseño de Intercambiador de Calor E-7004

Introducción

El procedimiento de diseño de un intercambiador de casco y tubo consiste, en líneas generales, en proponer un diseño preliminar e ir verificando los resultados, luego de modificaciones adecuadas, iterando hasta lograr una solución satisfactoria.

Como regla general, puede asumirse que un diseño será correcto cuando las caídas de presión de cada uno de los fluidos se encuentren cerca del valor máximo admisible, ya que de este modo se asegura que los coeficientes de transmisión de calor se encuentran también cerca del máximo obtenible. A su vez, el área del equipo alcanza, sin mucho exceso, para transferir la cantidad de calor deseada.

La metodología de diseño empleada se encuentra detallada en el capítulo 7 de la bibliografía 'Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos – Eduardo Cao'.

Al intercambiador de calor E-7004 ingresa la corriente '3C', corriente caliente de HC, descarga del compresor JC-7001. La corriente '3D', salida del intercambiador de calor, se debe encontrar a ~ 50 °C. La corriente 'AGUA-COLD-1', corriente fría de agua a 25 °C, saldrá del intercambiador como corriente 'AGUA-HOT-1' a una temperatura no mayor a 45 °C.

Se selecciona un intercambiador de calor tipo casco y tubo, con cabezal flotante TEMA AES. Se define que por coraza circulará la corriente de HC, mientras que por tubos circulará la corriente de agua, de forma de evitar la corrosión en coraza. Los fluidos circularán en contracorriente. No habrá cambio de fase para ningún fluido.

Se detalla, a continuación, las propiedades físicas de las corrientes a temperaturas medias, entre las de salida y las de entrada, obtenidas de la simulación.

| Propiedades físicas de corrientes | | |
|-----------------------------------|---------|-------------|
| Dato | C. Fría | C. Caliente |
| Tipo | Agua | Propano |
| T_{entrada} [°C] | 25 | 242,8 |
| T_{salida} [°C] | 45 | 54,9 |
| T_{prom} [°C] | 35 | 148,85 |
| Caudal [kg/s] | 36,149 | 6,528 |
| C_p [kJ/Kg-°C] | 4,18 | 2,19 |



| | | |
|-----------------------------|-----------|-----------|
| ρ [kg/m ³] | 996,813 | 21,255 |
| μ [Pa-s] | 0,0007183 | 0,0000118 |
| k [W/m-°C] | 0,623 | 0,053 |

Tabla 6.17. Propiedades físicas de las corrientes a temperaturas promedio. Fuente: elaboración propia.

Determinación del balance de calor

Se procede a plantear un balance de calor para estimar la cantidad de calor transferido, mediante la fórmula:

$$Q = \dot{m} \cdot C_p \cdot (T_{he} - T_{hs})$$

Dónde: Q es el calor total transferido, \dot{m} el caudal total del fluido caliente, C_p el calor específico del fluido caliente, T_{he} la temperatura de entrada del fluido caliente (en °C), T_{hs} la temperatura de salida del fluido caliente (en °C).

$$Q = 6,521 \frac{kg}{s} \cdot 2,19 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (242,8 - 54,9)^\circ C$$

$$Q = 2683,4 kW$$

A partir del valor de calor total transferido, se estimará el caudal de entrada del agua de enfriamiento.

$$\dot{m}_{agua} = \frac{Q}{(T_{cs} - T_{ce}) \cdot C_p} = \frac{2683,4 kW}{(45 - 25)^\circ C \cdot 4,18 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}} = 32,1 kg/s$$

El caudal de agua de enfriamiento se encuentra sin variación respecto del valor obtenido de simulación. Por otro lado, en la comparación del valor de calor transferido real tomado de la simulación, el cual es de $Q_{sim} = 2326 kW$, se observa que la estimación tiene una ligera variación respecto del valor calculado, pero se encuentra dentro del orden de magnitud esperado. Por lo tanto, se considera aceptable la evaluación del simulador en cuanto a temperaturas y propiedades.

Los cálculos posteriores se realizarán tomando el calor transferido obtenido de la simulación (Q_{sim}).

Cálculo de la MLDT

Con las propiedades obtenidas de la simulación, detalladas en la Tabla 6.18, se procede al cálculo de la media logarítmica de temperaturas MLDT. Se utiliza la ecuación:



$$MLDT = \frac{(T_h^o - T_c^s) - (T_h^s - T_c^o)}{\ln \left[\frac{(T_h^o - T_c^s)}{(T_h^s - T_c^o)} \right]}$$

Dónde: T_h^o es la temperatura absoluta de entrada del fluido caliente (en K), T_h^s es la temperatura absoluta de salida del fluido caliente (en K), T_c^o es la temperatura absoluta de entrada del fluido frío (en K), T_c^s es la temperatura absoluta de salida del fluido frío (en K).

$$MLDT = \frac{(515,95 - 318,15) - (328,05 - 298,15)}{\ln \left[\frac{(515,95 - 318,15)}{(328,05 - 298,15)} \right]}$$

$$MLDT = 88,864 \text{ K}$$

Cálculo del factor de corrección F_t

La literatura consultada explica que el factor de corrección F_t debe ser mayor a 0.75 para que sea aceptable. En función de esto, se selecciona una unidad con 1 paso en coraza y 2 o más pasos en tubos.

Se procede a calcular los valores de las paramétricas S y R.

$$S = \frac{(T_c^s - T_c^o)}{(T_h^o - T_c^o)} = \frac{45 - 25}{242,8 - 25} = 0,092$$

$$R = \frac{(T_h^o - T_h^s)}{(T_c^s - T_c^o)} = \frac{242,8 - 54,9}{45 - 25} = 9,935$$

El valor obtenido del factor de corrección, de la tabla presentada en la Fig. 6.20, utilizando los valores de las paramétricas S y R calculadas, es de $F_t = 0.979$.

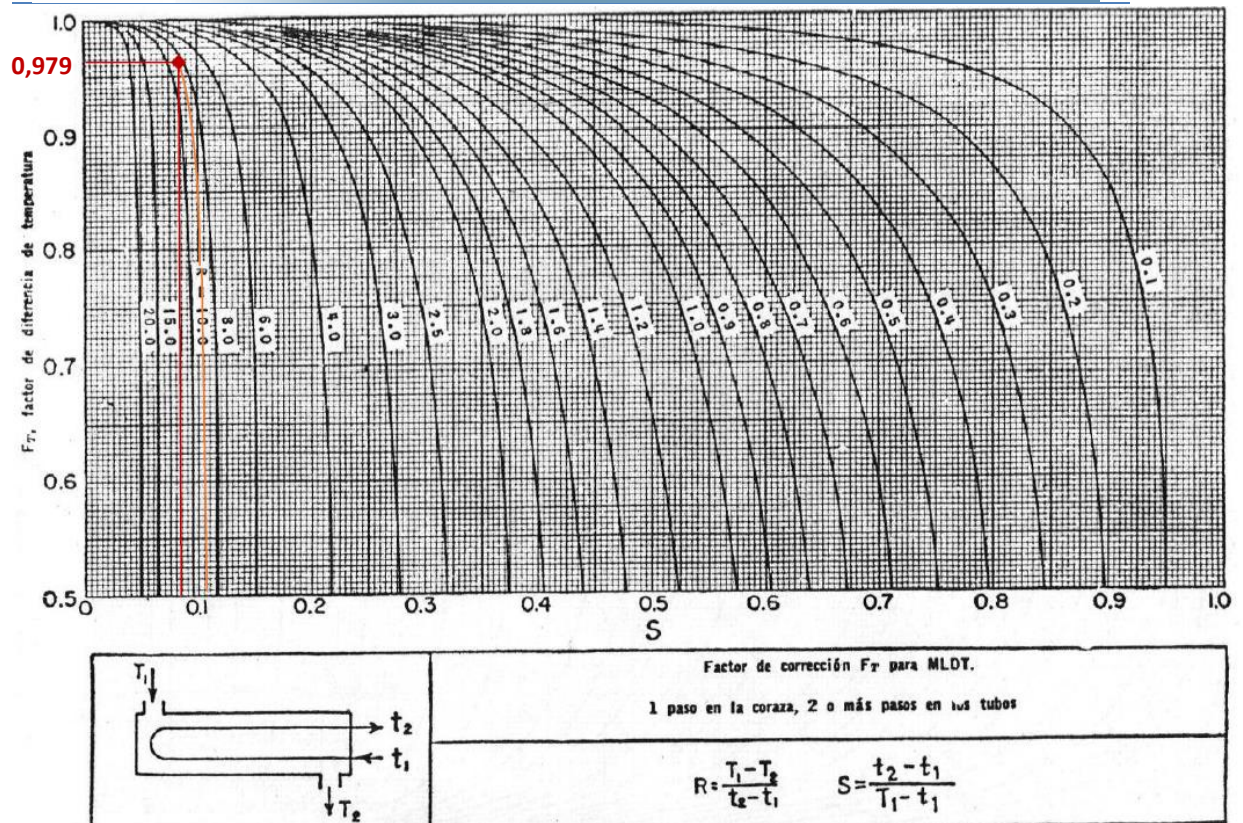


Tabla 6.20. Factores de corrección de MLDT para intercambiadores 1-2. Fuente: Procesos de Transferencia de Calor – Donald Q. Kern.

Estimación del coeficiente global de transferencia de calor sucio (U_d)

En función de lo detallado en la Tabla 8 de la bibliografía 'Procesos de Transferencia de Calor – Donald Kern' (pp. 945), se selecciona un valor de $U_d = 511 \text{ W/m}^2\text{-K}$, válido para enfriadores agua – orgánicos livianos ($\mu < 0.5 \text{ cP}$). A continuación, se procede a calcular el área de transferencia mínima requerida (A_T).

$$A_T = \frac{Q}{U_d \cdot MLDT \cdot F_t}$$

Dónde: Q es el calor total real transferido (en W), U_d el coeficiente global de transferencia estimado (en $W/m^2\text{-K}$), $MLDT$ la media logarítmica de temperaturas (en K), F_t el factor de corrección de la $MLDT$.

$$A_T = \frac{2300000 \text{ W}}{511 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \cdot 88,864 \text{ K} \cdot 0,979} = 51,73 \text{ m}^2$$



Cálculo del número de tubos y selección del equipo estándar

Se seleccionan tubos con las siguientes características:

- Diámetro externo, $DE = 31,75 \text{ mm}$ (1,25")
- Diámetro interno, $DI = 28,4 \text{ mm}$ (1,12")
- BWG = 16
- Arreglo en cuadro simple, para mayor facilidad de limpieza
- Espesor de placa porta tubos, $e = 3,18 \text{ mm}$ (0,125 pie)
- Longitud total de tubos, $L = 4,572 \text{ m}$

La longitud efectiva de los tubos será:

$$L_{ef} = L - 2 \cdot e = 4,572 \text{ m} - 2 \cdot 0,00318 \text{ m} = 4,57 \text{ m}$$

El área de un tubo (A_{tubo}) se calcula como:

$$A_{tubo} = \pi \cdot DE \cdot L_{ef} = \pi \cdot 0,03175 \text{ m} \cdot 4,57 \text{ m}$$

$$A_{tubo} = 0,455 \text{ m}^2$$

El número de tubos totales, N , se determina mediante la fórmula:

$$N = \frac{A_T}{A_{tubo}} = \frac{51,73 \text{ m}^2}{0,455 \text{ m}^2}$$

$$N = 113,6 \cong 114 \text{ tubos}$$

En función de los valores calculados, se selecciona un equipo estándar con las siguientes dimensiones y características (ver Fig. 6.21):

Coraza

Número de corazas: 1

$DI_s = 0,635 \text{ m}$ (25")

Pasos por coraza (n_s) = 1

Espaciado baffles (B) = 0,51 m

Corte de baffle = 25%

Tubos

Número de tubos (N_t) = 127

Long. de tubos (L_t) = 4,572 m

$DE = 31,75 \text{ mm}$ (1,25"),

BWG = 16

Pasos por tubos (n_t) = 4

Arreglo = cuadro simple

Paso e/ tubos (P_t) = 0,0397 m



| Tubos de 3/4" DE, arreglo en cuadro de 1 plg | | | | | | Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 1 1/4 plg | | | | | |
|--|------|------|-----|-----|-----|--|-----|-----|-----|-----|-----|
| Coraza DI, plg | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P | Coraza DI, plg | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P |
| 8 | 32 | 26 | 20 | 20 | | 8 | 21 | 16 | 14 | | |
| 10 | 52 | 52 | 40 | 36 | | 10 | 32 | 32 | 26 | 24 | |
| 12 | 81 | 76 | 68 | 68 | 60 | 12 | 48 | 45 | 40 | 38 | 36 |
| 13 1/4 | 97 | 90 | 82 | 76 | 70 | 13 1/4 | 61 | 56 | 52 | 48 | 44 |
| 15 1/4 | 137 | 124 | 116 | 108 | 108 | 15 1/4 | 81 | 76 | 68 | 68 | 64 |
| 17 1/4 | 177 | 166 | 158 | 150 | 142 | 17 1/4 | 112 | 112 | 96 | 90 | 82 |
| 19 1/4 | 224 | 220 | 204 | 192 | 188 | 19 1/4 | 138 | 132 | 128 | 122 | 116 |
| 21 1/4 | 277 | 270 | 246 | 240 | 234 | 21 1/4 | 177 | 166 | 158 | 152 | 148 |
| 23 1/4 | 341 | 324 | 308 | 302 | 292 | 23 1/4 | 213 | 208 | 192 | 184 | 184 |
| 25 | 413 | 394 | 370 | 356 | 346 | 25 | 260 | 252 | 238 | 226 | 222 |
| 27 | 481 | 460 | 432 | 420 | 408 | 27 | 300 | 288 | 278 | 268 | 260 |
| 29 | 553 | 526 | 480 | 468 | 456 | 29 | 341 | 326 | 300 | 294 | 286 |
| 31 | 657 | 640 | 600 | 580 | 560 | 31 | 406 | 398 | 380 | 368 | 358 |
| 33 | 749 | 718 | 688 | 676 | 648 | 33 | 465 | 460 | 432 | 420 | 414 |
| 35 | 845 | 824 | 780 | 766 | 748 | 35 | 522 | 518 | 488 | 484 | 472 |
| 37 | 934 | 914 | 886 | 866 | 838 | 37 | 596 | 574 | 562 | 544 | 532 |
| 39 | 1049 | 1024 | 982 | 968 | 948 | 39 | 665 | 644 | 624 | 612 | 600 |

| Tubos de 1 1/4" DE, arreglo en cuadro de 1 5/16 plg | | | | | | Tubos de 1 1/2" DE, arreglo en cuadro de 1 7/8 plg | | | | | |
|---|-----|-----|-----|-----|-----|--|-----|-----|-----|-----|-----|
| 10 | 16 | 12 | 10 | | | 12 | 16 | 16 | 12 | 12 | |
| 12 | 30 | 24 | 22 | 16 | 16 | 12 | 16 | 16 | 12 | 12 | |
| 13 1/4 | 32 | 30 | 30 | 22 | 22 | 13 1/4 | 22 | 22 | 16 | 16 | |
| 15 1/4 | 44 | 40 | 37 | 35 | 31 | 15 1/4 | 29 | 29 | 25 | 24 | 22 |
| 17 1/4 | 56 | 53 | 51 | 48 | 44 | 17 1/4 | 39 | 39 | 34 | 32 | 29 |
| 19 1/4 | 78 | 73 | 71 | 64 | 56 | 19 1/4 | 50 | 48 | 45 | 43 | 39 |
| 21 1/4 | 96 | 90 | 86 | 82 | 78 | 21 1/4 | 62 | 60 | 57 | 54 | 50 |
| 23 1/4 | 127 | 112 | 106 | 102 | 96 | 23 1/4 | 78 | 74 | 70 | 66 | 62 |
| 25 | 140 | 135 | 127 | 123 | 115 | 25 | 94 | 90 | 86 | 84 | 78 |
| 27 | 166 | 160 | 151 | 146 | 140 | 27 | 112 | 108 | 102 | 98 | 94 |
| 29 | 193 | 188 | 178 | 174 | 166 | 29 | 131 | 127 | 120 | 116 | 112 |
| 31 | 226 | 220 | 209 | 202 | 193 | 31 | 151 | 146 | 141 | 138 | 131 |
| 33 | 258 | 252 | 244 | 238 | 226 | 33 | 176 | 170 | 164 | 160 | 151 |
| 35 | 293 | 287 | 275 | 268 | 258 | 35 | 202 | 196 | 188 | 182 | 170 |
| 37 | 334 | 322 | 311 | 304 | 293 | 37 | 224 | 220 | 217 | 210 | 202 |
| 39 | 370 | 362 | 348 | 342 | 336 | 39 | 252 | 246 | 237 | 230 | 224 |

Fig. 6.21. Disposición de los espejos de tubos (cuenta tubos). Arreglo en cuadro. Fuente: Procesos de Transferencia de Calor – Donald Q. Kern.

Con los datos del equipo estándar seleccionado, se procede a verificar que éste cumpla con el servicio requerido.

Se utilizará la metodología de cálculo para un intercambiador 1-2. Entonces:



Coraza: fluido caliente, gas

El número de tubos centrales resulta:

$$n_{tc} = P_t - DE = (0,0397 - 0,0318) m$$

$$n_{tc} = 0,0079 m$$

El área de flujo (a_s) para la coraza:

$$a_s = \frac{DI_s}{P_t} (n_{tc}) \cdot B$$

$$a_s = \frac{0,635 m^2}{0,0397 m} \cdot 0,0079 m \cdot 0,508 m$$

$$a_s = 0,065 m$$

La vel. media del fluido en coraza, V_s :

$$V_s = \frac{\dot{m}_s}{a_s \cdot \rho_s}$$

$$V_s = \frac{6,529 \frac{kg}{s}}{0,065 m^2 \cdot 27,478 \frac{kg}{m^3}} = 3,68 \frac{m}{s}$$

La velocidad másica G_s será:

$$G_s = \frac{\dot{m}_s}{a_s} = \frac{6,529 \frac{kg}{s}}{0,065 m^2} = 100,45 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

El área exterior de tubo (A_{et}) es:

$$A_{et} = \frac{\pi \cdot DE^2}{4} = \frac{\pi}{4} \cdot (0,0318 m)^2$$

$$A_{et} = 7,9422 \cdot 10^{-4} m^2$$

El diámetro equivalente de coraza es:

$$D_{ec} = \frac{4 \cdot (P_t^2 - A_{et})}{\pi \cdot DE}$$

$$D_{ec} = \frac{4 \cdot (0,0397 m^2 - 7,9422 \cdot 10^{-4} m^2)}{\pi \cdot 0,0318 m}$$

$$D_{ec} = 0,0314 m$$

Se calcula el número de Reynolds:

$$Re = \frac{G_s \cdot D_{ec}}{\mu} = \frac{100,45 \frac{kg}{m^2 \cdot s} \cdot 0,0314 m}{0,0000118 Pa \cdot s}$$

$$Re = 269419$$

Cálculo de la pérdida de carga, ΔP_s

Tubos: fluido frío, agua

Se calcula el área de flujo (a_t) para los tubos:

$$a_t = \frac{\pi \cdot DI^2}{4} \cdot \frac{N_t}{n_t} = \frac{\pi \cdot (0,0284 m)^2}{4} \cdot \frac{127}{4}$$

$$a_t = 0,0201 m^2$$

La velocidad media del fluido en tubos se corrobora:

$$V_t = \frac{\dot{m}_t}{a_t \cdot \rho_t} = \frac{36,149 \frac{kg}{s}}{0,0201 m^2 \cdot 996,813 \frac{kg}{m^3}}$$

$$V_t = 1,8 \frac{m}{s}$$

La velocidad másica G_t será:

$$G_t = \frac{\dot{m}_t}{a_t} = \frac{36,149 \frac{kg}{s}}{0,0201 m^2} = 1791,3 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

Se calcula el número de Reynolds:

$$Re = \frac{G_t \cdot DI}{\mu} = \frac{1791,3 \frac{kg}{m^2 \cdot s} \cdot 0,0284 m}{0,0007183 Pa \cdot s}$$

$$Re = 70942$$

Cálculo de la pérdida de carga, ΔP_t

La pérdida de carga en tubos se compone de las pérdida de carga en tramos rectos, sumado a las pérdidas de carga por retorno.

$$\Delta P_T = \Delta P_{tr} + \Delta P_r$$

El factor f se calcula como:

$$f = 0,0035 + 0,264/Re^{0,42}$$

$$f = 0,0035 + 0,264/70942^{0,42}$$

$$f = 0,0059223$$



Coraza: fluido caliente, gas

El factor f_s se calcula como:

$$f = 1,728 \cdot Re_s^{-0,188}$$

$$f = 1,728 \cdot 269419^{-0,188} = 0,1647$$

La pérdida de carga es:

$$\Delta P_c = f \cdot \frac{(N_B+1) \cdot DIs}{Dec} \cdot \frac{Gs^2}{2\rho} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Suponiendo la razón de viscosidades:

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \approx 1$$

El número de cruces, $N_B + 1$:

$$N_B + 1 = \frac{L_{ef}}{B} = \frac{4,57}{0,508} = 9$$

Se calcula la pérdida de carga:

$$\Delta P_c = 0,1647 \cdot \frac{9 \cdot 0,635 \text{ m}}{0,0314 \text{ m}} \cdot \frac{(100,45 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}})^2}{2 \cdot 27,478 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\Delta P_c = 5583$$

Cálculo del coef. pelicular externo, h_s :

El número de Prandt (Pr) es:

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k} = \frac{2,416 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot 0,0000118 \text{ Pa} \cdot \text{s}}{0,053 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}$$

$$Pr = 0,000538$$

El número de Nusselt (Nu) es:

$$Nu = 0,36 \cdot Re^{0,55} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$Nu = 0,36 \cdot 269419^{0,55} \cdot 0,000538^{0,33}$$

$$Nu = 28,46$$

Y el coef. pelicular externo (h_s) es:

$$h_s = \frac{28,46 \cdot 0,053 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}{0,0314 \text{ m}}$$

$$h_s = 48 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Tubos: fluido frío, agua

Para tramos rectos, ΔP_{tr} :

$$\Delta P_{tr} = 4 \cdot f \cdot \frac{L_{ef}}{DI} \cdot \frac{G_T^2}{2\rho} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,14} \cdot n$$

Suponiendo la razón de viscosidades:

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \approx 1$$

$$\Delta P_{tr} = 4 \cdot 0,0059223 \cdot \frac{4,572 \text{ m}}{0,0284 \text{ m}} \cdot \frac{(1791,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}})^2}{2 \cdot 996,813 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \cdot 4$$

$$\Delta P_{tr} = 24475,7 \text{ Pa}$$

Para los retornos, ΔP_r :

$$\Delta P_r = 4 \cdot n \cdot \frac{G_T^2}{2\rho} = 4 \cdot 4 \cdot \frac{(1791,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}})^2}{2 \cdot 996,813 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\Delta P_r = 25751 \text{ Pa}$$

La pérdida de carga total, ΔP_T :

$$\Delta P_T = (24475,7 + 25751) \text{ Pa}$$

$$\Delta P_T = 50227 \text{ Pa}$$

Cálculo de los coef. pelicular, h_i y h_o :

El número de Prandt (Pr) es:

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k} = \frac{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot 0,0007183 \text{ Pa} \cdot \text{s}}{0,623 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}$$

$$Pr = 0,00481$$

El número de Nusselt (Nu) es:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$Nu = 0,023 \cdot 70942^{0,8} \cdot 0,00481^{0,33}$$

$$Nu = 29,56$$

Y el coef. pelicular interno (h_i) es:

$$h_i = \frac{29,56 \cdot 0,623 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}{0,0284 \text{ m}}$$

$$h_i = 647,7 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$



Tubos: fluido frío, agua

El coeficiente pelicular interno
referido al diámetro externo, h_{i0} :

$$h_{i0} = h_i \cdot \frac{DI}{DE} = 647,7 \frac{W}{m^2 \cdot K} \cdot \frac{0,0284 m}{0,03175 m}$$

$$h_{i0} = 580,4 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor

Se calcula, a continuación, el coeficiente de transferencia global sucio (U_d). Los valores de los coeficientes de ensuciamiento detallados para los tipos de fluidos se obtuvieron de la Tabla 12 de la bibliografía 'Procesos de Transferencia de Calor – Donald Kern' (pp. 950). El valor del coeficiente para el lado de tubos es $R_{ft} = 0,0001761 m^2 \cdot K/W$. El valor del coeficiente para el lado de coraza es también de $R_{fs} = 0,0001761 m^2 \cdot K/W$.

Se calcula, entonces, utilizando la ecuación:

$$U_d = \left(\frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_s} + R_{ft} + R_{fs} \right)^{-1}$$

$$U_d = \left(\left(\frac{1}{580,4} + \frac{1}{48} + 2 \cdot 0,0001761 \right) \frac{m^2 \cdot K}{W} \right)^{-1}$$

$$U_d = 43,69 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Determinación del porcentaje de exceso del área del equipo

Se calcula, primeramente, el área geométrica disponible (A_{geom}) para la transferencia.

$$A_{geom} = N_t \cdot \pi \cdot DE \cdot L_{ef} = 127 \cdot \pi \cdot 0,03175 m \cdot 4,57 m$$

$$A_{geom} = 57,84 m^2$$

Finalmente, se calcula el porcentaje de exceso de área ($\varepsilon\%$).

$$\varepsilon\% = \frac{A_{geom} - A_{req}}{A_{req}} \cdot 100 = \frac{57,84 m^2 - 51,73 m^2}{51,73 m^2} \cdot 100$$



$$\varepsilon_{\%} = 11,8\%$$

Se concluye que, dado que el porcentaje de exceso de área ($\varepsilon\%$) se encuentra entre los valores recomendados de entre el 10 – 15%, el equipo cumple con el servicio requerido en el proceso.

Finalmente, se presenta la hoja de especificación del intercambiador de calor.



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE INTERCAMBIADORES DE CALOR | | |
|---|----------------|--|----------------------|-----------------|
| DENOMINACIÓN: SISTEMA DE ENFRIAMIENTO CON AGUA | | FECHA: | | |
| UNIDAD: E-7003 | | REVISIÓN: | | |
| SERVICIO: ENFRIAMIENTO DE SALIDA DEL SISTEMA COMPRESIÓN | | LOCACIÓN: | | |
| DATOS GENERALES | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | | SISTEMA DE ENFRIAMIENTO CON AGUA | HOJA | 1 de 2 |
| FUNCIÓN | | ENFRIAR LA CORRIENTE DE SALIDA DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN | | |
| TIPO | AES HORIZONTAL | CONEXIÓN | 1 CORAZA | |
| AREA POR UNIDAD | 56 M2 | DIAMETRO DE CORAZA | 25 PULG. | |
| N° TUBOS | 127 | AREA DE CORAZA | 56 M2 | |
| PERFORMANCE DEL EQUIPO | | | | |
| | | LADO CORAZA | LADO TUBOS | |
| ID CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN | | 3C | AGUA-COLD-1 | |
| NOMBRE CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN | | SALIDA DE SIST. COMPR. | AGUA DE ENFRIAMIENTO | |
| CAUDAL TOTAL | KG/H | 23478 | 132445 | |
| VAPOR (IN/OUT) | KG/H | 23478/23478 | / | |
| LÍQUIDO (IN/OUT) | KG/H | / | / | |
| VAPOR DE AGUA (IN/OUT) | KG/H | / | / | |
| AGUA (IN/OUT) | KG/H | / | 132445/132445 | |
| NO CONDENSABLES (IN/OUT) | KG/H | - | - | |
| TEMPERATURA (IN/OUT) | °C | 246,5/52,4 | 25/45,2 | |
| PRESIÓN (IN/OUT) | KG/CM2 | 28,00/27,49 | 6,00/5,70 | |
| PROPIEDADES | | | | |
| GRAVEDAD ESPECÍFICA | LIQ (IN/OUT) | 4C/4C H2O | / | 1,000/1,000 |
| | VAP (IN/OUT) | 4C/4C AIRE | 1,077/1,077 | / |
| DENSIDAD | LIQ (IN/OUT) | KG/M3 | / | 996,813/990,072 |
| | VAP (IN/OUT) | KG/M3 | 20,267/37,038 | / |
| VISCOSIDAD | LIQ (IN/OUT) | CP | / | 0,890/0,591 |
| | VAP (IN/OUT) | CP | 0,014/0,009 | / |
| CONDUCTIVIDAD TÉRMICA | LIQ (IN/OUT) | KCAL/H-M-°C | / | 0,5250/0,5464 |
| | VAP (IN/OUT) | KCAL/H-M-°C | 0,0632/0,0348 | / |
| CALOR ESPECÍFICO | LIQ (IN/OUT) | KCAL/KG-°C | / | 0,9980/0,9976 |
| | VAP (IN/OUT) | KCAL/KG-°C | 0,6584/0,5567 | / |
| CALOR LATENTE | | KCAL/KG | - | - |
| VELOCIDAD | | M/SEG | 7,95 | 1,84 |
| PÉRDIDA DE CARGA/CORAZA | | KG/CM2 | 0,51 | 0,30 |
| RESISTENCIA DE FOULING | | H-M2-°C/KCAL | 0,0002 | 0,0002 |
| COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA | | KCAL/H-M2-°C | SERVICIO 603 | LIMPIO 816,35 |
| CALOR INTERCAMBIADO | | MKCAL/H | 2,671 | |
| MLDT CORREGIDA | | °C | 76,9 | FT 0,882 |



| | | | | | | | | |
|--|------------------|-----------------|--|---|--------|------------------------|------------------------|----|
| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | | | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE INTERCAMBIADORES DE CALOR | | | | |
| DENOMINACIÓN: SISTEMA DE ENFRIAMIENTO CON AGUA | | | | FECHA: | | | | |
| UNIDAD: E-7003 | | | | REVISIÓN: | | | | |
| SERVICIO: ENFRIAMIENTO DE SALIDA DEL SISTEMA COMPRESIÓN | | | | LOCACIÓN: | | | | |
| DATOS GENERALES | | | | | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | | | SISTEMA DE ENFRIAMIENTO CON AGUA | | | HOJA | DENOMINACIÓN DE EQUIPO | |
| FUNCIÓN | | | ENFRIAR LA CORRIENTE DE SALIDA DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN | | | | | |
| CONSTRUCCIÓN DE UNA CORAZA | | | | | | | | |
| | | | | LADO CORAZA | | | LADO TUBOS | |
| PRESIÓN DE DISEÑO | | KG/CM2 | 32 | | | 21 | | |
| NÚMERO DE PASOS | | | 1 | | | 4 | | |
| MATERIAL | | | ACERO AL CARBONO | | | ACERO INOXIDABLE 316-L | | |
| DIÁMETRO INTERNO BOQUILLAS DE ENTRADA | | MM | 202,7 | | | 154,1 | | |
| DIÁMETRO INTERNO BOQUILLAS DE SALIDA | | MM | 202,7 | | | 202,7 | | |
| TUBOS: | NÚMERO | 127 | OD | 31,75 | MM | BWG | 16 | - |
| | TIPO | CARCASA DESNUDA | PASO | 39,7 | MM | LONGITUD | 4,6 | M |
| | | | | | | ARREGLO | CUADRO | |
| CORAZA: | DI | 635 | MM | | | | | |
| BAFLES: | CORTE | 0,25 | ESPACIADO (IN/CENT/OUT) | | 135,51 | 127 | 135,51 | MM |
| | | | | | | SIMPLE | | |
| RHO-V2: | BOQUILLA DE ENT. | 2014,5 | KG/M-SEG2 | | | | | |
| PESO: | EQUIPO | 4246 | KG | LLENO DE AGUA | | 7208,6 | | KG |
| | | | | HAZ | | 1605,9 | | KG |
| ESQUEMA | | | | | | | | |
| | | | | | | | | |
| OBSERVACIONES | | | | | | | | |
| - Los valores del esquema se encuentran en milímetros (mm) | | | | | | | | |



6.2.8. Diseño de Columna de Destilación C-7001

Introducción

En la destilación multicomponente, así como en la destilación de mezclas binarias, los balances de masa y entalpía, y los equilibrios líquido – vapor, se utilizan para efectuar los cálculos de las etapas de equilibrio.

A la columna de destilación C-7001 (deetanizadora) ingresa la corriente '5', proveniente de la caja fría (equipo sin numeración). Como producto de salida por tope se tiene la corriente '6', corriente rica en gases livianos (hidrógeno, metano y etano). Por otro lado, como producto de salida por fondo, se tiene la corriente '7', efluente de la columna, mezcla propano – propileno, que ingresará a la siguiente columna de destilación C-7002.

Para el diseño se utilizará la metodología 'shortcut', método Fenske–Underwood–Gilliland (FUG), en base al capítulo 9 de la bibliografía 'Operaciones de Transferencia de Masa – Robert Treybal' (2da edición).

La columna se diseñará para una presión máxima de 28 kg/cm², de manera que la presión de diseño será un 10% superior a la máxima, quedando en 31 kg/cm². Como especificación de diseño se estipula que, en la corriente de tope, la fracción molar de propileno no debe exceder el 2%. Por otro lado, en la corriente de fondo, la fracción molar de etano no debe exceder del 0,2%.

Se detalla, a continuación, los parámetros de la corriente de alimentación a la columna.

| Corriente de alimentación '5' | | |
|-------------------------------|-------|--------------------|
| Fase | Mixta | |
| Temperatura | 40 | °C |
| Presión | 28 | kg/cm ² |
| Caudal | 22567 | kg/h |
| Viscosidad promedio | 0,042 | cP |
| Composición | | |
| H2 | 0,004 | - |
| C1 | 0,04 | - |
| C2 | 0,067 | - |
| PROPILENO | 0,432 | - |
| C3 | 0,405 | - |
| IC4 | 0,052 | - |

Tabla 6.18. Parámetros de corriente de alimentación a columna. Fuente: elaboración propia.



Cálculo de las temperaturas de burbuja y rocío

Se identifican los componentes clave en la separación. Por un lado, se le asigna el nombre de componente 'clave ligero', L_K (por sus siglas en inglés), al etano (C2). Se le asigna el nombre de componente 'clave pesado', H_K (por sus siglas en inglés), al propileno.

Se procede a calcular los puntos de burbuja y rocío en el tope y en el fondo de la columna.

Se comienza calculando el punto de rocío en el tope de la columna. Como primera suposición se considera un condensador parcial enfriado con propano, y se procede a realizar cálculo iterativo utilizando el siguiente algoritmo:

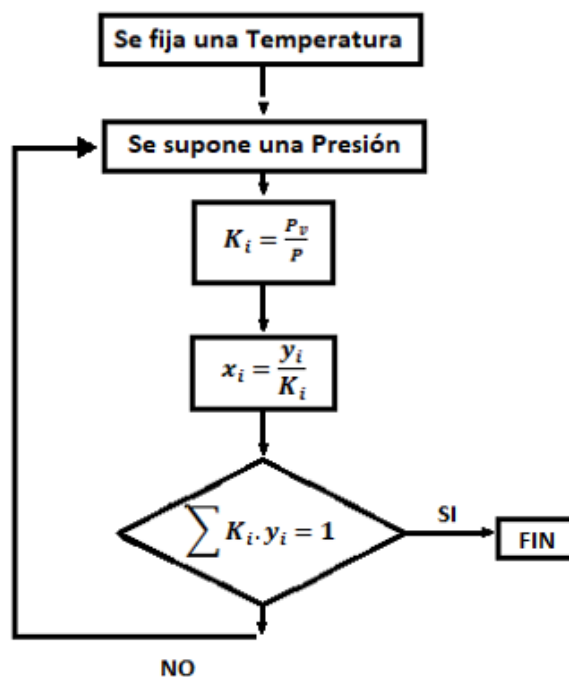


Fig. 6.22. Esquema del algoritmo de cálculo. Fuente: elaboración propia.

Para el cálculo de la presión de vapor de los componentes de la corriente, se utiliza la ecuación de Antoine, estimando valores de temperatura y presión en el condensador. Los coeficientes de Antoine de los distintos componentes se detallan en la Fig. 6.23.

$$p_{vap}[mmHg] = 10^{A - \frac{B}{T[^\circ C] + C}}$$

Dónde: A, B y C son coeficientes de Antoine para cada componente, y T es la temperatura definida (en °C).



| Species | A | B | C |
|---------------------|---------|---------|----------|
| iso-Butane | 13.8137 | 2150.23 | -27.6228 |
| iso-Butene | 13.9102 | 2196.49 | -29.863 |
| iso-Butanol | 15.4994 | 3246.51 | -826.994 |
| iso-Pentane | 13.6106 | 2345.09 | -40.2128 |
| Iso-Propanol | 15.6491 | 3109.34 | -73.5459 |
| n-Butane | 13.9836 | 2292.44 | -27.8623 |
| n-Butanol | 14.6961 | 2902.96 | -102.912 |
| n-Butylbenzene | 14.0579 | 3630.48 | -71.8524 |
| n-Butylcyclohexane | 13.8938 | 3538.87 | -72.5651 |
| nHexane | 14.0568 | 2825.42 | -42.7089 |
| n-Decane | 13.9899 | 3452.22 | -78.8993 |
| n-Octane | 14.2368 | 3304.16 | -55.2278 |
| n-Propylbenzene | 13.9908 | 3433.51 | -66.0278 |
| n-Pentane | 13.9778 | 2554.6 | -36.2529 |
| n-Propanol | 15.2175 | 3008.31 | -86.4909 |
| Nitric oxide | 16.9196 | 1319.11 | -14.1427 |
| Nitrogen | 13.4477 | 658.22 | -2.854 |
| Nitrogen dioxide | 21.9837 | 6615.36 | 86.878 |
| m-Xylene | 14.1146 | 3360.81 | -58.3463 |
| Methyl ethyl ketone | 14.2173 | 2831.82 | -57.3831 |
| Methane | 13.584 | 968.13 | -3.72 |
| Methyl acetate | 14.7074 | 2917.7 | -41.3724 |
| Methanol | 16.4948 | 3593.39 | -35.2249 |
| Methyl amine | 14.8909 | 2342.65 | -38.7081 |
| Methylcyclohexane | 13.763 | 2965.76 | -49.7775 |
| Methylcyclopentane | 13.8064 | 2742.47 | -46.5148 |
| o-Dichlorobenzene | 14.3011 | 3776.97 | -63.6069 |
| o-Xylene | 14.1257 | 3412.02 | -58.6824 |
| Oxygen | 13.6835 | 780.26 | -4.1758 |
| p-Xylene | 14.0891 | 3351.69 | -57.6 |
| Phenol | 15.2767 | 4027.98 | -76.7014 |
| Propane | 13.7097 | 1872.82 | -25.1011 |
| Propionic acid | 15.4276 | 3761.14 | -66.0009 |
| Propylene | 13.8782 | 1875.25 | -22.9101 |
| Styrene | 14.3284 | 3516.43 | -56.1529 |

Fig. 6.23. Constantes de Antoine para distintas sustancias. Fuente: Fundamentals of Combustion Processes – S. McAllister.

Se detalla, primeramente, la composición aproximada de la corriente de destilado obtenida de una primera simulación.

| Composición de destilado | |
|--------------------------|--------|
| H2 | 0 |
| C1 | 0,3685 |
| C2 | 0,5905 |



| | |
|-----------|--------|
| PROPILENO | 0,0275 |
| C3 | 0,0125 |

Tabla 6.19. Composición aproximada de destilado. Fuente: elaboración propia.

La presión se estima en $P_{est} = 45 \text{ kg/cm}^2$ (33100 mmHg) y la temperatura en un valor de $T_{est} = -50 \text{ }^\circ\text{C}$. El cálculo iterativo, siguiendo el algoritmo, confluye en el resultado:

| Componente | P_v | $K_i = P_v/P_{sist}$ | y_i | $x_i = K_i \cdot y_i$ |
|------------|----------|----------------------|-------|-----------------------|
| Metano | 68230,87 | 2,061 | 0,456 | 0,939974 |
| Etano | 4168,78 | 0,126 | 0,513 | 0,064610 |
| Propileno | 683,64 | 0,021 | 0,024 | 0,000496 |
| Propano | 529,08 | 0,016 | 0,008 | 0,000128 |
| Total | | | 1,001 | 1,005 |

Tabla 6.20. Resultados del cálculo iterativo utilizando el algoritmo detallado. Fuente: elaboración propia.

En relación a las temperaturas de entrada y salida de los fluidos, se confecciona la siguiente tabla:

| Parámetro | F. Caliente | F. Frío |
|--------------------------------|-------------|---------|
| T entrada [$^\circ\text{C}$] | 7,852 | -50 |
| T salida [$^\circ\text{C}$] | -31,3 | -32,5 |

Tabla 6.21. Temperaturas de los fluidos en el condensador. Fuente: elaboración propia.

Se continúa calculando el punto de burbuja en el fondo de la columna. Como segunda suposición se considera un reboiler tipo kettler, y se procede a realizar cálculo iterativo utilizando el algoritmo detallado anteriormente y la ecuación de Antoine. Se estiman los valores de presión y temperatura en el reboiler.

La composición aproximada de la corriente de fondo, según una primera simulación, es:

| Composición de fondo | |
|----------------------|-------|
| H2 | 0 |
| C1 | 0 |
| C2 | 0,002 |
| PROPENE | 0,438 |



| | |
|-----|-------|
| C3 | 0,512 |
| IC4 | 0,048 |

Tabla 6.22. Composición aproximada de fondo. Fuente: elaboración propia.

La presión se estima en $P_{est} = 25 \text{ kg/cm}^2$ (18389 mmHg) y la temperatura en un valor de $T_{est} = 65 \text{ }^\circ\text{C}$. El cálculo iterativo, siguiendo el algoritmo, confluye en el resultado:

| Componente | Pv | Ki = Pv/Psist | yi | xi = Ki·yi |
|------------|-------------|---------------|-------|------------|
| Etano | 58876,45553 | 3,201725791 | 0,002 | 0,00640345 |
| Propileno | 20117,51617 | 1,093998777 | 0,438 | 0,47917146 |
| Propano | 16888,19833 | 0,91838715 | 0,512 | 0,47021422 |
| Isobutano | 7485,01685 | 0,407038285 | 0,048 | 0,01953784 |
| Total | | | 1,000 | 0,98 |

Tabla 6.23. Resultados del cálculo iterativo utilizando el algoritmo detallado. Fuente: elaboración propia.

Cabe destacar que las temperaturas son aproximadas, dado que el método es de tipo aproximado.

Cálculo del número mínimo de platos

Para el cálculo del número mínimo de platos se utilizará el método de Fenske. Se procede a calcular las volatilidades relativas α_{ij} de cada componente utilizando la ecuación:

$$\alpha_{ij} = \frac{k_i}{k_j}$$

Dónde: k_i es la constante de equilibrio del componente i ésimo, k_j es la constante de equilibrio del componente más pesado, en este caso, isobutano.

En la tabla siguiente se presentan los valores calculados de las volatilidades relativas (α_{ij}) y las constantes de equilibrio (k_i) a temperatura y presión en el fondo de la columna.

| Componente | Pv | Ki | $\alpha = P \cdot Ki$ | α_r |
|------------|-----------|--------|-----------------------|------------|
| Metano | 300135,02 | 16,321 | 300135,02 | 40,098 |
| Etano | 58876,46 | 3,202 | 58876,46 | 7,866 |



| | | | | |
|-----------|----------|-------|----------|-------|
| Propileno | 20117,52 | 1,094 | 20117,52 | 2,688 |
| Propano | 16888,20 | 0,918 | 16888,20 | 2,256 |
| Isobutano | 7485,02 | 0,407 | 7485,02 | 1 |

Tabla 6.24. Valores de k_i y α_{ij} a T y P del fondo de columna. Fuente: elaboración propia.

Se calcula, entonces, el valor de α_{avg} según la ecuación:

$$\alpha_{avg} = \frac{\alpha_{LK}}{\alpha_{HK}}$$

Dónde: α_{avg} es la razón de volatilidad de los componentes clave liviano y pesado, α_{LK} es la volatilidad del componente clave liviano, α_{HK} es la volatilidad del componente clave pesado.

$$\alpha_{avg} = \frac{7,866}{2,688} = 2,93$$

Y se calcula el número de etapas mínimas (NTSM), según la ecuación de Fenske:

$$NTSM = \frac{\log\left(\frac{x_{LKD} \cdot D}{x_{HKD} \cdot D} \cdot \frac{x_{HKB} \cdot B}{x_{LKB} \cdot B}\right)}{\log \alpha_{avg}} = \frac{\log\left(\frac{0,5905}{0,0275} \cdot \frac{0,438}{0,002}\right)}{\log 2,93}$$

$$NTSM = 7,87 \cong 8$$

De esta manera, el número de etapas mínimas teóricas es de 8: 6 etapas + condensador + reboiler.

Cálculo del reflujo mínimo

Mediante la ecuación de Underwood se estimará la relación de reflujo mínima para la destilación multicomponente. Trabajando con una relación de reflujo mínima, se producirán uno o dos puntos de infinidad, es decir, puntos de composición constante, tanto en el líquido como en el vapor, similar al de la alimentación.

El método asume volatilidad relativa constante entre los dos puntos de infinidad y flujos molares constantes.

Se procede a calcular de forma iterativa el valor de la raíz común θ que satisfaga la ecuación de Underwood.

$$\sum \frac{x_i \cdot \alpha_i}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$



Dónde: q es el estado térmico de la alimentación, i es el componente de referencia con volatilidad relativa respecto al H_k , θ es la raíz común entre las regiones de infinitud.

El estado térmico de la alimentación (q) se calcula como la relación entre el caudal molar de líquido y el caudal molar total:

$$q = \frac{Q_{liquido}}{Q_{total}} = \frac{540,674 \frac{kgmol}{h}}{540,674 \frac{kgmol}{h}} = 1$$

$$1 - q = 1 - 1 = 0$$

El valor de θ se debe encontrar en el rango $1 < \theta < \alpha_{avg}$. Del cálculo iterativo, se obtiene el valor de θ que satisface la ecuación. Se presenta, a continuación, la tabla auxiliar con los parámetros calculados a la temperatura y presión de la alimentación, con $\theta = 2.775$.

| Componente | α_i | α_r | x_{iF} | $\alpha_r \cdot x_{iF}$ | $\alpha_r - \theta$ |
|---------------------|------------|------------|----------|-------------------------|---------------------|
| Metano | 238977,81 | 19,677 | 0,046 | 0,905 | 16,902 |
| Etano | 39431,65 | 3,247 | 0,054 | 0,175 | 0,472 |
| Propileno (H_k) | 12145,30 | 1,000 | 0,396 | 0,396 | -1,775 |
| Propano | 10072,81 | 0,829 | 0,461 | 0,382 | -1,946 |
| Isobutano | 4068,30 | 0,335 | 0,044 | 0,015 | -2,440 |

Tabla 6.25. Tabla auxiliar de cálculos a T y P de la alimentación. Fuente: elaboración propia.

Y la ecuación resulta:

$$\sum \frac{x_i \cdot \alpha_i}{\alpha_i - \theta} = \frac{0,905}{16,902} + \frac{0,175}{0,472} + \frac{0,396}{-1,775} + \frac{0,382}{-1,946} + \frac{0,015}{-2,440} = 0$$

Finalmente, se determina el valor de reflujo mínimo según la ecuación:

$$R_{min} + 1 = \sum \frac{x_{iD} \cdot \alpha_i}{\alpha_i - \theta}$$

Dónde: x_{iD} es la fracción molar del componente i ésimo en el destilado.

Se presenta, a continuación, la tabla auxiliar con los parámetros calculados a la temperatura y presión del condensador, con $\theta = 2.775$.

| Componente | α_i | α_r | x_{iD} | $\alpha_r \cdot x_{iD}$ | $\alpha_r - \theta$ |
|------------|------------|------------|----------|-------------------------|---------------------|
| Metano | 95762,13 | 63,228 | 0,456 | 28,832 | 60,453 |



| | | | | | |
|----------------|---------|-------|-------|-------|--------|
| Etano | 7708,49 | 5,090 | 0,513 | 2,611 | 2,315 |
| Propileno (HK) | 1514,56 | 1,000 | 0,021 | 0,021 | -1,775 |
| Propano | 1194,78 | 0,789 | 0,008 | 0,006 | -1,986 |

Tabla 6.26. Tabla auxiliar de cálculos a T y P del condensador. Fuente: elaboración propia.

Y la ecuación resulta:

$$R_{min} = \sum \frac{x_{iD} \cdot \alpha_i}{\alpha_i - \theta} - 1$$

$$R_{min} = \frac{28,832}{60,453} + \frac{2,611}{2,315} + \frac{0,021}{-1,775} + \frac{0,006}{-1,986} - 1 = 0,59$$

De esta manera, la relación de reflujo mínima $(L/D)_{min}$ será $R_{min} = 0,59$.

Cálculo de la relación de reflujo operativo y número de platos teóricos

El factor operativo, el cual relaciona el reflujo mínimo y el reflujo operativo es usualmente evaluado en un rango entre 1.1 y 1.5. En función de mantener los costos operativos del condensador y reboiler en valores aceptables, se selecciona un factor operativo $F_{op} = 1.5$.

Se calcula, entonces, el reflujo operativo:

$$R_{op} = R_{min} \cdot F_{op} = 0,59 \cdot 1,5 = 0,885$$

El cálculo del número de platos teóricos viene dado por la correlación de Gilliland. Mediante los valores obtenidos de R_{op} y R_{min} , se calculan las paramétricas requeridas para ingresar a la curva de correlación de Gilliland (ver Fig. 6.24).

$$x = \frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1} = \frac{0,885 - 0,59}{0,885 + 1} = 0,16$$

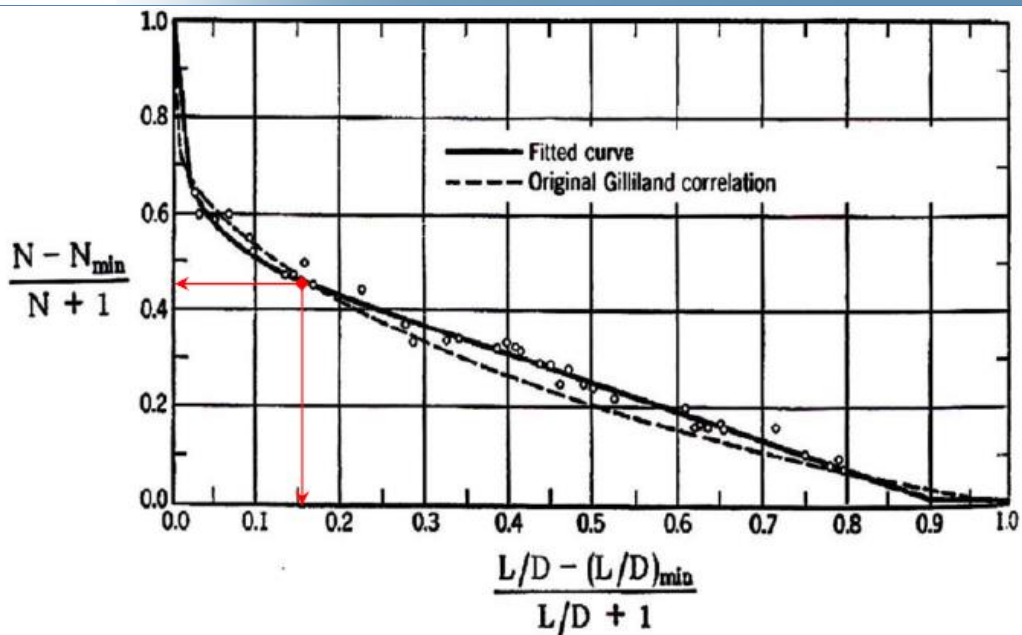


Fig. 6.24. Diagrama de correlación de Gilliland. Fuente: Operaciones Unitarias en Ingeniería Química – Warren McCabe.

Del diagrama se obtiene el valor de la paramétrica $Y = 0.46$. Con estos datos, se procede a calcular el número de etapas teóricas mediante la ecuación:

$$NTS = \frac{Y + NTSM}{1 - Y}$$

Dónde: NTS es el número de platos teóricos, NTSM el número mínimo de etapas.

$$NTS = \frac{0,46 + 8}{1 - 0,46} = 15,67 \cong 16 \text{ etapas teóricas}$$

Por lo tanto, el número de etapas teóricas NTS es de 16: 14 platos + condensador + reboiler.

Y se determina, entonces, la eficiencia teórica (η_t), teniendo en cuenta sólo los platos:

$$\eta_t = \frac{NSTM}{NTS} = \frac{8 - 2}{16 - 2} = 0,429$$

Finalmente, dado que el 10% del número de etapas teóricas resulta inferior a 3, se suman 3 etapas adicionales.

$$NRS = NTS + 3 = 19 \text{ etapas}$$



De esta manera, el número de etapas (NRS) es de 19: 17 platos + condensador + reboiler.

Cálculo de la eficiencia global y número de platos reales

Mediante la correlación de O'Connell se calcula la eficiencia global de la columna.

$$\epsilon_0 = 0,492 \cdot (\mu_{lp} \cdot \alpha_{avg})^{-0,245}$$

Dónde: μ_{lp} es la viscosidad promedio de la corriente de alimentación (en cP).

$$\epsilon_0 = 0,492 \cdot (0,042 \cdot 2,93)^{-0,245} = 0,824$$

De forma tal que el número de platos reales se estima como:

$$N_{REAL} = \frac{NRS - 2}{\epsilon_0} = \frac{17 \text{ platos}}{0,824}$$

$$N_{REAL} = 20,67 \cong 21 \text{ platos reales}$$

El número estimado de platos reales será, finalmente, 21.

Ubicación del plato de alimentación

Para determinar la ubicación óptima del plato de alimentación se utilizará la ecuación de Kirkbride. Este método estima la relación entre el número de etapas teóricas en la zona de rectificación (Z_R) y el número de etapas teóricas en la zona de agotamiento (Z_A).

$$\frac{M}{P} = \left[\frac{B}{D} \cdot \frac{x_{HK} \cdot F}{x_{LK} \cdot F} \cdot \left(\frac{x_{HK} \cdot F}{x_{LK} \cdot F} \right)^2 \right]^{0,206}$$

Dónde: M es el número de platos en la zona de rectificación, P el número de platos en la zona de agotamiento, F el flujo molar de alimentación, B el flujo molar de fondo, D el flujo molar de destilado.

Siendo el número de platos reales $N_{REAL} = N + M = 21$

$$\frac{M}{P} = \left[\frac{480,42}{60,25} \cdot \frac{0,432}{0,067} \cdot \left(\frac{0,002}{0,02} \right)^2 \right]^{0,206} = 0,87$$

Finalmente, se determinan los números de platos en las zonas de rectificación y de agotamiento.

$$M = 10$$



$$P = 11$$

Se concluye que la ubicación óptima de la alimentación será al plato número 10.

Cálculo del espesor de pared

Los cálculos para espesores mínimos se realizaron utilizando la metodología, basada en las normas ASME sección VIII, detallada en el apunte 'Compendio de Cálculo Estructural II, Capítulo 16: Recipientes de presión' de la FCEfyN, Universidad Nacional de Cuyo.

Utilizando la fórmula para el espesor mínimo:

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

Dónde: P es la presión de diseño (kg/cm^2), R el radio interno (mm), S la presión máxima admisible por el material (kg/cm^2), C la tolerancia mínima por corrosión (mm) y E la eficiencia de la junta de soldaduras (adimensional).

Las dimensiones de la unidad se obtienen mediante la realización de una simulación rigurosa de la columna de destilación. De esta forma, la altura total de la columna es de 13258 mm. El radio interno del recipiente resulta ser de $R = 838$ mm. La presión de diseño de $P = 31$ kg/cm^2 (un 10% superior a la presión máxima). Por otro lado, la literatura recomienda usar un $E = 0.85$ en la mayoría de los cilindros sometidos a presión interna. El valor de tolerancia mínima por corrosión es de 1.6 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 838 mm de altura, que requieren el mismo espesor que el cuerpo.

Se selecciona acero ASME-SA533 Grado A, el cual presenta una presión máxima admisible de 1805 kg/cm^2 .

Finalmente, reemplazando en la ecuación:

$$t_r = \frac{31 \cdot 838}{1805 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 31} + 1,6 = 18,6 \text{ mm}$$

Y, adicionando el sobre espesor de seguridad de 1.6 mm, se obtiene el espesor final:



$$t_r = 18,6 \text{ mm} + 1,6 \text{ mm} = 20,2 \text{ mm} \cong 21 \text{ mm}$$

Cálculo del peso del recipiente

El peso del recipiente se determina de manera sencilla al restarle al volumen del recipiente con espesor y casquetes incluidos, el volumen interior del mismo. El volumen con casquetes incluidos resulta ser de $V_C = 29,3 \text{ m}^3$. El volumen con espesor incluido resulta ser de $V_T = 30,8 \text{ m}^3$. La densidad del acero seleccionado (ρ_a) es de 7800 kg/m^3 .

Finalmente, la masa de la carcasa será:

$$m_{carcasa} = (V_T - V_C) \cdot \rho_a$$

$$m_{carcasa} = (30,8 - 29,3) \text{ m}^3 \cdot 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 12339 \text{ kg}$$

Datos constructivos de la columna

Se presenta, a continuación, el reporte de datos constructivos de la simulación rigurosa de la columna C-7001 (bajo el nombre de 'C3-RIG') utilizando el programa PRO/II.

La columna simulada con los datos del diseño: 21 etapas (19 platos + 1 condensador parcial + 1 reboiler), con plato de alimentación óptimo siendo el #10, arroja resultados satisfactorios respecto de las especificaciones fijadas inicialmente.

Finalmente, a continuación del reporte de datos constructivos de la columna, se presenta la hoja de especificación de la misma.



SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6
OUTPUT
COLUMN SUMMARY

PAGE P-70

03/17/22

TRAY SELECTION FOR TRAY RATING

VALVE DIAMETER 47.625 MM

| SECTION | DESIGN TRAY NUMBER | DIAMETER MM | NP | NUMBER OF VALVES OR CAPS | DOWNCOMER SIDE MM | DOWNCOMER WIDTHS CENTER MM | DOWNCOMER WIDTHS OFF-CENTER MM |
|---------|--------------------|-------------|----|--------------------------|-------------------|----------------------------|--------------------------------|
| 1 | 12 | 1676. | 1 | 153 | 470.503 | N/A | N/A |

TRAY RATING AT SELECTED DESIGN TRAY

| TRAY | VAPOR M3/S | LIQUID M3/S | VLOAD M3/S | DIAM MM | FF | NP | PRES DROP KG/CM2 | WEIR RATE CM3/S/MM | DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING |
|------|------------|-------------|------------|---------|------|----|------------------|--------------------|------------------------------------|
| 2 | 0.140 | 0.01373 | 0.048 | 1676. | 40.9 | 1 | 0.004 | 9.111 | 30.16 |
| 3 | 0.139 | 0.01419 | 0.049 | 1676. | 41.8 | 1 | 0.004 | 9.417 | 30.54 |
| 4 | 0.139 | 0.01474 | 0.050 | 1676. | 43.0 | 1 | 0.004 | 9.783 | 30.94 |
| 5 | 0.140 | 0.01531 | 0.051 | 1676. | 44.4 | 1 | 0.004 | 10.164 | 31.40 |
| 6 | 0.141 | 0.01574 | 0.052 | 1676. | 45.4 | 1 | 0.004 | 10.447 | 31.75 |
| 7 | 0.142 | 0.01602 | 0.052 | 1676. | 46.0 | 1 | 0.004 | 10.632 | 31.99 |
| 8 | 0.142 | 0.01619 | 0.053 | 1676. | 46.4 | 1 | 0.004 | 10.748 | 32.15 |
| 9 | 0.142 | 0.01630 | 0.053 | 1676. | 46.6 | 1 | 0.004 | 10.821 | 32.26 |
| 10 | 0.155 | 0.03286 | 0.059 | 1676. | 62.3 | 1 | 0.005 | 21.815 | 46.50 |
| 11 | 0.160 | 0.03428 | 0.062 | 1676. | 65.4 | 1 | 0.005 | 22.753 | 48.16 |
| 12 | 0.162 | 0.03485 | 0.063 | 1676. | 66.8 | 1 | 0.005 | 23.133 | 48.84 |
| 13 | 0.163 | 0.03517 | 0.064 | 1676. | 67.5 | 1 | 0.005 | 23.345 | 49.23 |
| 14 | 0.164 | 0.03540 | 0.064 | 1676. | 68.1 | 1 | 0.005 | 23.495 | 49.51 |
| 15 | 0.164 | 0.03558 | 0.065 | 1676. | 68.5 | 1 | 0.005 | 23.617 | 49.74 |
| 16 | 0.165 | 0.03574 | 0.065 | 1676. | 68.9 | 1 | 0.005 | 23.721 | 49.94 |
| 17 | 0.165 | 0.03588 | 0.065 | 1676. | 69.2 | 1 | 0.005 | 23.814 | 50.12 |
| 18 | 0.165 | 0.03601 | 0.066 | 1676. | 69.5 | 1 | 0.005 | 23.901 | 50.29 |
| 19 | 0.165 | 0.03613 | 0.066 | 1676. | 69.8 | 1 | 0.005 | 23.984 | 50.45 |

| TRAY | VAPOR M3/S | LIQUID M3/S | VLOAD M3/S | DIAM MM | FF | NP | PRES DROP KG/CM2 | WEIR RATE CM3/S/MM | DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING |
|------|------------|-------------|------------|---------|------|----|------------------|--------------------|------------------------------------|
| 20 | 0.165 | 0.03626 | 0.066 | 1676. | 70.1 | 1 | 0.005 | 24.068 | 50.63 |



| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE COLUMNA DE-ETANIZADORA | | |
|---|--|--|-------------------------------|---------------------|
| DENOMINACIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN DE-ETANIZADORA | | FECHA: | | |
| UNIDAD: C-7001 | | REVISIÓN: | | |
| SERVICIO: SEPARACIÓN DE C2 + C1 POR TOPE | | LOCACIÓN: | | |
| DATOS GENERALES | | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | COLUMNA DE DESTILACIÓN DE-ETANIZADORA | | HOJA | 1 de 2 |
| FUNCIÓN | SEPARA C2 POR TOPE CON ESPECIFICACIÓN EN FONDO DE 0,2% MÁX | | | |
| PERFORMANCE DEL EQUIPO | | | | |
| CORRIENTE | - | 5 | 6 | 7 |
| DESCRIPCIÓN | - | MEZCLA IC4, C3=, C3 + LIVIANOS | LIVIANOS (C2, C1 E H2) | MEZCLA IC4, C3, C3= |
| CAUDAL | KG/H | 22567 | 1471 | 21096 |
| TEMPERATURA | °C | 40 | -31,3 | 63,74 |
| PRESIÓN | KG/CM2 | 28 | 15 | 25,6 |
| FRACCIÓN C2 | MOL/MOL | 0,067 | 0,5905 | 0,002 |
| FRACCIÓN C3= | MOL/MOL | 0,434 | 0,0275 | 0,484 |
| FRACCIÓN C3 | MOL/MOL | 0,407 | 0,0125 | 0,456 |
| FRACCIÓN IC4 | MOL/MOL | 0,052 | 0 | 0,058 |
| FRACCIÓN C1 + H2 | MOL/MOL | 0,04 | 0,3685 | 0 |
| FASE | | LÍQUIDO | VAPOR | LÍQUIDO |
| DENSIDAD | KG/M3 | 459,83 | 20,94 | 431,7 |
| DATOS CONSTRUCTIVOS | | | | |
| MATERIAL | ACERO AL CARBONO | | ESQUEMA DE COLUMNA | |
| PRESIÓN DE DISEÑO | KG/CM2 | 31 | | |
| PRESIÓN MÁXIMA | KG/CM2 | 28 | | |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | °C | 44 | | |
| TEMPERATURA MÁXIMA | °C | 40 | | |
| GEOMETRÍA CUERPO | CILÍNDRICA | | | |
| GEOMETRÍA CASQUETES | SEMIESFÉRICA | | | |
| PESO COLUMNA VACÍA | KG | 12339 | | |
| PESO EN OPERACIÓN | KG | 34906 | | |
| ALTURA DEL CUERPO | MM | 11582 | | |
| ALTURA DEL CASQUETE | MM | 838 | | |
| ALTURA TOTAL | MM | 13258 | | |
| DIÁMETRO INTERNO | MM | 1676 | | |
| DIÁMETRO EXTERNO | MM | 1718 | | |
| ESPESOR DEL CUERPO | MM | 21 | | |
| ESPESOR DE CASQUETES | MM | 21 | | |
| PLATO DE ALIMENTACIÓN | - | 10 | | |
| PASAHOMBRES | - | 2 | | |
| ACCESORIOS | CONDENSADOR PARCIAL Y REBOILER | | | |
| OBSERVACIONES | | | | |
| - Acero al carbono ASME SA-53 Grado A - Los valores se encuentran en milímetros (mm) | | | | |



| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE COLUMNA DE-ETANIZADORA | |
|---|--|--|-----------------|
| DENOMINACIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN DE-ETANIZADORA | | FECHA: | |
| UNIDAD: C-7001 | | REVISIÓN: | |
| SERVICIO: SEPARACIÓN DE C2 + C1 POR TOPE | | LOCACIÓN: | |
| DATOS GENERALES | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | COLUMNA DE DESTILACIÓN DE-ETANIZADORA | | HOJA 2 de 2 |
| FUNCIÓN | SEPARA C2 POR TOPE CON ESPECIFICACIÓN EN FONDO DE 0,2% MÁX | | |
| DISEÑO DE INTERNOS | | | |
| MATERIAL CONSTRUCTIVO | HOLD | | ESQUEMA DE PASO |
| N° DE PLATOS TEÓRICOS | - | 14 | |
| EFICIENCIA | - | 75% | |
| N° DE PLATOS REALES | - | 19 | |
| TIPO DE PLATOS | PLATOS CON VÁLVULAS | | |
| DIÁMETRO DE PLATOS | MM | 1676 | |
| ESPACIADO ENTRE PLATOS | MM | 609,6 | |
| ÁREA DE BURBUJEO | M2 | 1,69 | |
| ÁREA DE VERTEDERO | M2 | 0,51 | |
| ANCHO DE DOWNCOMER | MM | 470,5 | |
| PASOS POR PLATO | - | 1 | |
| FACTOR DE INUNDACIÓN | - | 60% | |
| TIPO DE VÁLVULAS | - | V1 | |
| DIÁMETRO DE VÁLVULAS | MM | 47,625 | |
| N° DE VÁLVULAS POR PLATO | - | 123 | |
| % DE APERTURA | % | 15 | |
| OBSERVACIONES | | | |
| | | | |



6.2.9. Especificación de Tanque de Almacenamiento TK-7001

Introducción

Los recipientes esféricos se utilizan para el almacenamiento de grandes volúmenes de fluidos a presiones moderadas, principalmente gas natural, butano, propano, hidrógeno y otros productos petroquímicos. Las temperaturas de almacenamiento en esferas suelen rondar la temperatura ambiente y las presiones de almacenamiento van entre 2.1 y 21 kg/cm².

A la esfera de almacenamiento, TK-7001, llega la corriente de materia prima fresca de los ductos provenientes de PetroCuyo, compuesta por propano al 97.5%, que será almacenado en fase líquida.

El recipiente esférico será diseñado para una temperatura máxima de 45 °C, mientras que la temperatura operativa rondará los 25 °C. La temperatura de diseño será un 10 % superior a la temperatura máxima, $T_{\text{diseño}} = 50$ °C. La presión de diseño se determinó teniendo un margen razonable por sobre el valor de presión en el punto burbuja del fluido (17.15 kg/cm²), para las condiciones de diseño. La capacidad de almacenamiento se busca que sea la equivalente a 5 días de recepción de materia prima.

A continuación, se detallan los parámetros de almacenamiento en las condiciones de diseño.

| Parámetros del diseño | | | |
|-----------------------|----------------------------|---------|---------------------|
| Q | Caudal volumétrico por día | 666 | m ³ /día |
| g | Aceleración de la gravedad | 9,81 | m/s ² |
| P _{diseño} | Presión de diseño | 19,0 | kg/cm ² |
| M _{total} | Masa almacenada en 4 días | 1500000 | kg |

Tabla 6.27. Parámetros de diseño de almacenamiento. Fuente: elaboración propia.

Cálculo del diámetro del recipiente

Las especificaciones de las dimensiones de la esfera fueron calculadas siguiendo las normas ASME, utilizando la bibliografía: 'Diseño Mecánico de una Planta de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo - Guevara, Vinuesa (2005)'.

El diámetro del recipiente se calcula teniendo en cuenta el porcentaje de volumen operacional del 91%, según normativa ASME, y la capacidad



equivalente a 5 días de recepción de materia prima. De esta manera, se calcula, para un recipiente esférico:

$$V_T = \frac{Q}{0,91} \cdot 5$$

$$V_T = \frac{666 \frac{m^3}{\text{día}} \cdot 5}{0,91}$$

$$V_T = 3660 m^3$$

Debido a que las esferas de almacenamiento de gran tamaño no superan los 3000 m³, debido a las dificultades constructivas que se presentan, se optará por una esfera de este volumen.

Se calcula, entonces, el diámetro del recipiente esférico:

$$D = \sqrt[3]{6 \cdot V_T / \pi} = \sqrt[3]{6 \cdot 3000 m^3 / \pi}$$

$$D = 17,9 m$$

Cálculo de las presiones totales por sección

Los recipientes esféricos están constituidos por anillos horizontales, los mismos que se dividen en porciones llamadas pétalos, presentados en la siguiente figura.

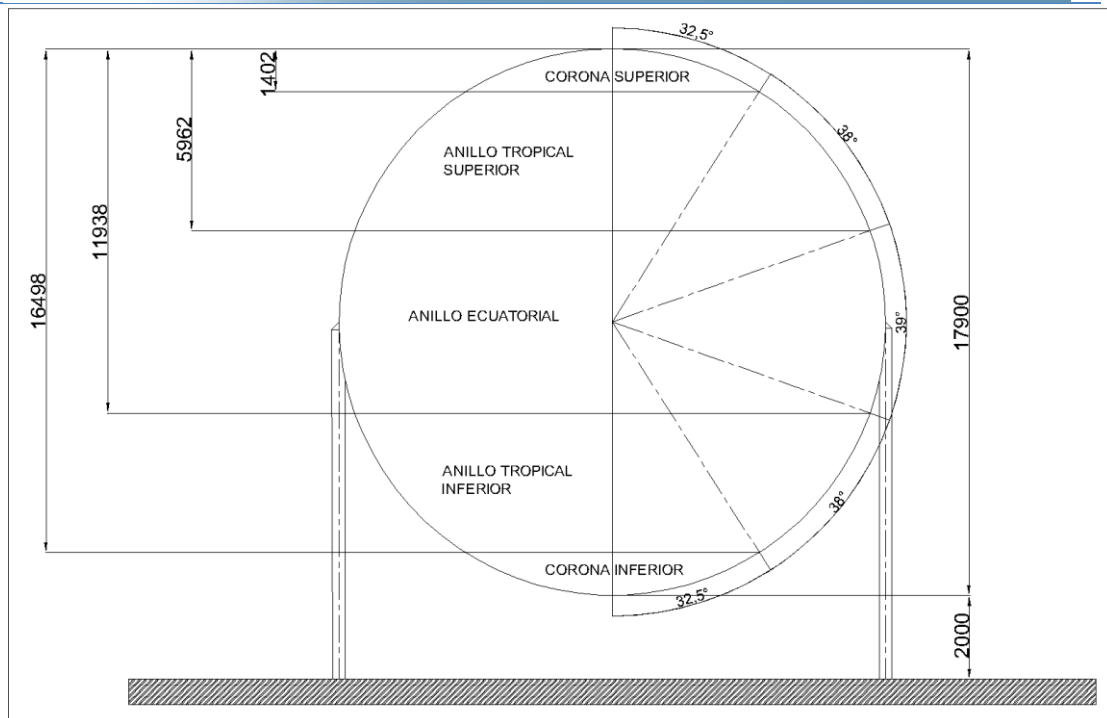


Fig. 6.26. Distribución horizontal de anillos en la esfera. Las distancias detalladas se encuentran en mm. Fuente: elaboración propia.

La presión total producida en las paredes del recipiente es la debida a la presión interna de diseño más la presión hidrostática debida a la altura de líquido almacenado. De esta manera, se calcula por sección la presión total experimentada por las paredes del recipiente, teniendo en cuenta los valores de densidad y aceleración de la gravedad, detallados anteriormente.

$$P_T = P_L + P_H = P_L + \rho \cdot g \cdot h$$

En la tabla siguiente se muestran los resultados de presión total por sección.

| Sección | h (m) | P_H (kg/cm ²) | P_T (kg/cm ²) |
|--------------------------|-------|-----------------------------|-----------------------------|
| Corona inferior | 17,9 | 0,81 | 19,81 |
| Anillo tropical inferior | 16,50 | 0,74 | 19,74 |
| Anillo ecuatorial | 11,94 | 0,54 | 19,54 |
| Anillo tropical superior | 5,96 | 0,27 | 19,27 |
| Corona superior | 1,40 | 0,06 | 19,06 |

Tabla 6.28. Valores de presión total por sección. Fuente: elaboración propia.



Cálculo del espesor de pared por sección

Los cálculos para espesores mínimos se realizaron utilizando la metodología en la bibliografía: 'Diseño Mecánico de una Planta de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo - Guevara, Vinueza (2005)', basada en las normas ASME sección VIII, División 2, Cuerpos Esféricos (Spherical Shells).

El cálculo de los espesores de pared se realizará considerando la presión debida a la columna de líquido en cada uno de los anillos horizontales (ver Fig. 6.26). Cada uno de los anillos está ubicado con un ángulo el cual considera los tamaños de las placas y el área de apoyo de la columna.

Utilizando la fórmula para el espesor mínimo:

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

Dónde: P es la presión de diseño (kg/cm²), R el radio interno (mm), S la presión máxima admisible por el material (kg/cm²), C la tolerancia mínima por corrosión (mm) y E la eficiencia de la junta de soldaduras (adimensional).

El radio interno del recipiente resulta ser de R = 9550 mm. La presión de diseño de P = 19 kg/cm². Por otro lado, la literatura recomienda usar un E = 0.85 en la mayoría de los recipientes sometidos a presión interna. El valor de tolerancia mínima por corrosión es de 1.6 mm. Además, se adicionará un sobre espesor de seguridad de 1.6 mm.

Se selecciona acero al carbono ASME SA-516 Grado 70, el cual presenta una presión máxima admisible de 1633 kg/cm².

Finalmente, reemplazando en la ecuación, se presenta la tabla con los resultados de espesores mínimos para cada sección y los espesores finales, luego de considerar el sobre espesor de seguridad y redondeando al valor entero inmediato superior:

| Sección | Espesor mínimo de pared | | Espesor final de pared | |
|--------------------------|-------------------------|----|------------------------|----|
| Corona inferior | 66 | mm | 68 | mm |
| Anillo tropical inferior | 65 | mm | 67 | mm |
| Anillo ecuatorial | 65 | mm | 67 | mm |
| Anillo tropical superior | 64 | mm | 66 | mm |
| Corona superior | 63 | mm | 65 | mm |

Tabla 6.28. Valores de espesores mínimos y finales por sección. Fuente: elaboración propia.



Cálculo del peso del recipiente

El peso del recipiente se determina de manera sencilla al restarle al volumen del recipiente con espesor, el volumen interior del mismo. Por simplicidad de cálculo, se tomará un espesor promedio de todas las secciones como $e_{prom} = 67 \text{ mm}$. El volumen interior se determinó anteriormente como $V = 3000 \text{ m}^3$. El volumen con espesor incluido resulta ser de $V_T = 3067 \text{ m}^3$. La densidad del acero seleccionado (ρ_a) es de 7800 kg/m^3 .

Finalmente, la masa de la carcasa será:

$$m_{carcasa} = (V_T - V_C) \cdot \rho_a$$

$$m_{carcasa} = (3067 - 3000) \text{ m}^3 \cdot 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 526457 \text{ kg}$$

Finalmente, se presenta la hoja de especificación de la esfera de almacenamiento.



Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional La Plata

| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO | |
|---|-----------------------------------|---|--------|
| DENOMINACIÓN: TANQUE ESFÉRICO DE ALMACENAMIENTO | | FECHA: | |
| UNIDAD: TK-7001 | | REVISIÓN: | |
| SERVICIO: ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA | | LOCACIÓN: | |
| DATOS GENERALES | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | TANQUE ESFÉRICO DE ALMACENAMIENTO | HOJA | 1 de 2 |
| FUNCIÓN | ALMACENAR LA MATERIA PRIMA FRESCA | | |
| PARÁMETROS DEL FLUIDO | | | |
| FLUIDO | PROPANO AL 97,5% | | |
| TEMPERATURA | 50 | °C | |
| DENSIDAD | 450,3547 | KG/M3 | |
| VISCOSIDAD | 0,0725 | cP | |
| PRESIÓN | 19 | KG/CM2 | |
| PRESIÓN DE VAPOR | 12,9365 | KG/CM2 | |
| DATOS DE CONSTRUCCION | | | |
| CAPACIDAD TOTAL | 3000 | M3 | |
| DIAMETRO INTERIOR | 17900 | MM | |
| SECCIONES (ANILLOS) | 5 | - | |
| ESPESORES | CORONA SUPERIOR | 65 | MM |
| | ANILLO TROPICAL SUPERIOR | 66 | MM |
| | ANILLO ECUATORIAL | 67 | MM |
| | ANILLO TROPICAL INFERIOR | 67 | MM |
| | CORONA INFERIOR | 68 | MM |
| PESO VACÍO | 526457 | KG | |
| PESO LLENO | 1726457 | KG | |
| ALTURA SOBRE EL SUELO | 2000 | MM | |
| DATOS DE DISEÑO | | | |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | 50 | °C | |
| TEMPERATURA MÁXIMA | 45 | °C | |
| PRESIÓN DE DISEÑO | 19 | KG/CM2 | |
| VOLUMEN OPERACIONAL | 91 | % | |
| MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN | ACERO AL CARBONO | | |



| | | | |
|--|-----------------------------------|---|--------|
| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO | |
| DENOMINACIÓN: TANQUE ESFÉRICO DE ALMACENAMIENTO | | FECHA: | |
| UNIDAD: TK-7001 | | REVISIÓN: | |
| SERVICIO: ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA | | LOCACIÓN: | |
| DATOS GENERALES | | | |
| DENOMINACIÓN DE EQUIPO | TANQUE ESFÉRICO DE ALMACENAMIENTO | HOJA | 2 de 2 |
| FUNCIÓN | ALMACENAR LA MATERIA PRIMA FRESCA | | |
| DETALLE DE CONSTRUCCION | | | |
| SOLDADURA | | HOLD | |
| EFICIENCIA DE LA SOLDADURA | | 0,85 | |
| ESQUEMA | | | |
| | | | |
| OBSERVACIONES | | | |
| <ul style="list-style-type: none"> - Acero al carbono ASME SA-516 Grado 70 - Los valores detallados en el esquema se encuentran en milímetros (mm) | | | |



6.3. Requerimientos de servicios auxiliares

6.3.1. Vapor

El vapor de calentamiento será provisto por YPF. Se utilizará vapor de baja, a 150 °C y 1.5 kg/cm², y vapor de media, a 250 °C y 17 kg/cm². Éstos serán requeridos para el calentamiento de las corrientes de proceso en los intercambiadores de calor y rehervidores.

Para poder brindar el aporte calórico correspondiente en el equipo de intercambio de calor E-7001, y rehervidores E-7006 y E-7010, se requerirá un total de 38.3 Tn/h de vapor de baja.

Para el equipo de intercambio de calor E-7002, se requerirá un total de 2.8 Tn/h de vapor de media.

Mediante el aprovechamiento de calor de la corriente efluente de los reactores, se generarán 15.7 Tn/h de vapor de baja, en el equipo de intercambio de calor E-7003.

6.3.2. Agua de enfriamiento

El agua de enfriamiento será provista por YPF. Ésta se encuentra a aproximadamente 25 °C y 6 kg/cm², y será requerida para el enfriamiento de las corrientes de proceso en los intercambiadores de calor y condensadores.

Para poder brindar el aporte calórico en los equipos de intercambio de calor E-7004, E-7008 y E-7009, y el condensador E-7010, se requerirá un total de 1103.2 Tn/h de agua de enfriamiento.

6.3.3. Gas combustible

El gas de combustión será provisto por YPF. Éste será requerido para realizar el acondicionamiento de temperatura, a darse en el horno, de la corriente de proceso de entrada a los reactores.

Para poder brindar el aporte calórico de 9.81 MKcal/h en el horno tipo cabina, H-7001, se requerirá un total de 1026.2 Sm³ de gas.



7. DIAGRAMAS Y PLANOS

7.1. P&ID. Análisis de fallas. Sistemas de parada de emergencia

Se realizaron los diagramas de instrumentación y cañerías (P&ID) para unidades clave del proceso como son los reactores R-7001/R-7002 y la columna de destilación C-7001.

Se detalla, a continuación, el tipo de lazo de control seleccionado y los elementos de control presentados para cada unidad.

Control de reactores R-7001/2

Dado que los dos reactores son de iguales características de diseño y que trabajarán bajo condiciones idénticas, en simultáneo, el control será el mismo para ambos. A este par de reactores se le llamará 'Tren A'. El segundo par de reactores R-7003/4, denominado 'Tren B', tendrá el mismo tipo de control que el 'Tren A', y entrará a operar luego de finalizado el ciclo de reacción de los reactores del 'Tren A'.

El sistema de control de los reactores se llevará a cabo utilizando un controlador PID. El control PID es la técnica de control básico más utilizada en la industria, donde más de un 90% de los lazos de control utilizan la acción proporcional combinada con acción integral. A este control se lo denomina 'ideal', dada su independencia entre cada una de las acciones, de forma que la salida final de control es la suma de los efectos de cada una de ellas.

Se detalla, a continuación, los elementos de control, sus funciones y características.

Alimentación a Reactores R-7001/2/3/4

- PI-100: Indicador de presión del caudal de entrada
- TIC-101: Indicador controlador de temperatura del caudal de entrada

Mediante indicadores se detallan las condiciones de temperatura y presión de la alimentación (corriente '2D') a los reactores R-7001/R-7002. La presión operativa se debe mantener entre 0.5 y 0.7 kg/cm². La temperatura operativa se debe mantener entre 620 y 700 °C.

Para mantener un control adecuado sobre estas variables (de manera indirecta sobre la presión), se utiliza un indicador controlador (TIC-101), el cual actuará sobre la válvula de flujo del gas combustible (V-7103) que ingresa al horno B-7001. Mediante un control por retroalimentación,



modificará el caudal de gas combustible en el horno el cual corregirá las posibles desviaciones en la temperatura y presión de la alimentación.

Reactores R-7001/R-7002

- PI-102: Indicador de presión en la parte baja del reactor
- PIC-103: Indicador de presión en la parte alta del reactor
- TI-104: Indicador de temperatura en el fondo del reactor
- TIC-105: Indicador de temperatura del lecho del reactor
- TI-106: Indicador de temperatura en el tope del reactor
- PI-107: Indicador de presión en tope de reactor, ligado a válvula de seguridad V-7104

Se detallan las temperaturas del lecho de catalizador y en el fondo y el tope del reactor, mediante indicadores de temperatura. La temperatura del reactor se debe encontrar entre 620 y 700 °C.

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 0.5 y 0.7 kg/cm² absolutos.

Durante el proceso de deshidrogenación, los indicadores controladores (PIC-103 y TIC-105) actuarán ambos sobre las válvulas de entrada y salida del reactor (V-7101 y V-7102), cerrándolas, una vez que se haya alcanzado un delta de presión o de temperatura altos, ~0.3 kg/cm² o ~150 °C, lo que ocurra primero. Este tipo de control se denomina de tipo redundante. En este punto, la temperatura del lecho y la actividad del catalizador no se encontrarán en valores apropiados para sostener la conversión requerida comercialmente. Esto sucede luego de un tiempo aproximado de 10 minutos. Finalmente, el 'Tren A' sale de operación y se da inicio al sistema de purga y regeneración de estos reactores. El 'Tren B', con los reactores previamente regenerados, entran en operación.

Adicionalmente, los reactores cuentan, también, con una válvula de seguridad de alivio de presión, V-7104, la cual trabaja en conjunto con el indicador de presión PI-107, cuya función es la de liberar el fluido en el tope de la columna a modo de evitar una explosión, el fallo del equipo o tubería por exceso de presión.

Control de Columna C-7001

El sistema de control de la columna deetanizadora se llevará a cabo utilizando un controlador PID.



Se detalla, a continuación, los elementos de control, sus funciones y características.

Alimentación a Columna C-7001

- TI-200: Indicador de temperatura del caudal de entrada
- PI-201: Indicador de presión del caudal de entrada
- FI-202: Indicador de flujo de entrada

Mediante indicadores se detallan las condiciones de temperatura, caudal y presión de la alimentación a la columna C-7001. La presión operativa se debe mantener en un valor de 28 kg/cm^2 y la temperatura en $55 \text{ }^\circ\text{C}$. El caudal de la alimentación, idealmente, debe encontrarse en el orden de los $41.83 \text{ m}^3/\text{h}$.

Columna C-7001

- TIC-203: Indicador controlador de temperatura, unos platos más arriba de la línea de retorno del rehervidor
- TI-204: Indicador de temperatura de plato intermedio
- TIC-205: Indicador de temperatura de plato superior

A través de indicadores de temperatura a lo largo de la columna, se monitorea el perfil de temperatura a lo largo de la misma, permitiendo asegurar un producto de fondo (siendo éste el relevante del proceso) en especificación. El indicador controlador de temperatura (TIC-203) actúa sobre la válvula de flujo de vapor, V-7205, en el reboiler, E-7006, realizando ajustes que amortigüen las perturbaciones en la composición ocurridas en caso de un desvío en la temperatura en el fondo de la columna. El indicador controlador de temperatura (TIC-205) actúa sobre la válvula de reflujo, V-7202, modificando el caudal de reflujo a la columna en caso de perturbaciones en la composición causadas por un desvío en la temperatura de tope.

Tope de columna

- PIC-206: Indicador controlador de presión de tope de columna
- PI-212: Indicador de presión en tope de columna, ligado a válvula de seguridad V-7207.

La presión en el tope de columna se encuentra establecida en 25 kg/cm^2 . El control de presión en el tope de columna se realiza a fin de mantener, indirectamente, variaciones bruscas en su perfil de temperatura debida a varias posibles causas. El indicador controlador de presión (PIC-206) actúa sobre la válvula V-7204, salida de producto destilado (livianos, corriente '6') a fin de permitir la salida de gases que pudieran estar



acumulándose en el tope de columna, aumentando la presión desmedidamente.

La columna cuenta, también, con una válvula de seguridad de alivio de presión, V-7207, la cual trabaja en conjunto con el indicador de presión PI-212, cuya función es la de liberar el fluido en el tope de la columna a modo de evitar una explosión, el fallo del equipo o tubería por exceso de presión.

Acumulador

- FI-207: Indicador de flujo de producto destilado
- LIC-208: Indicador controlador de nivel en acumulador

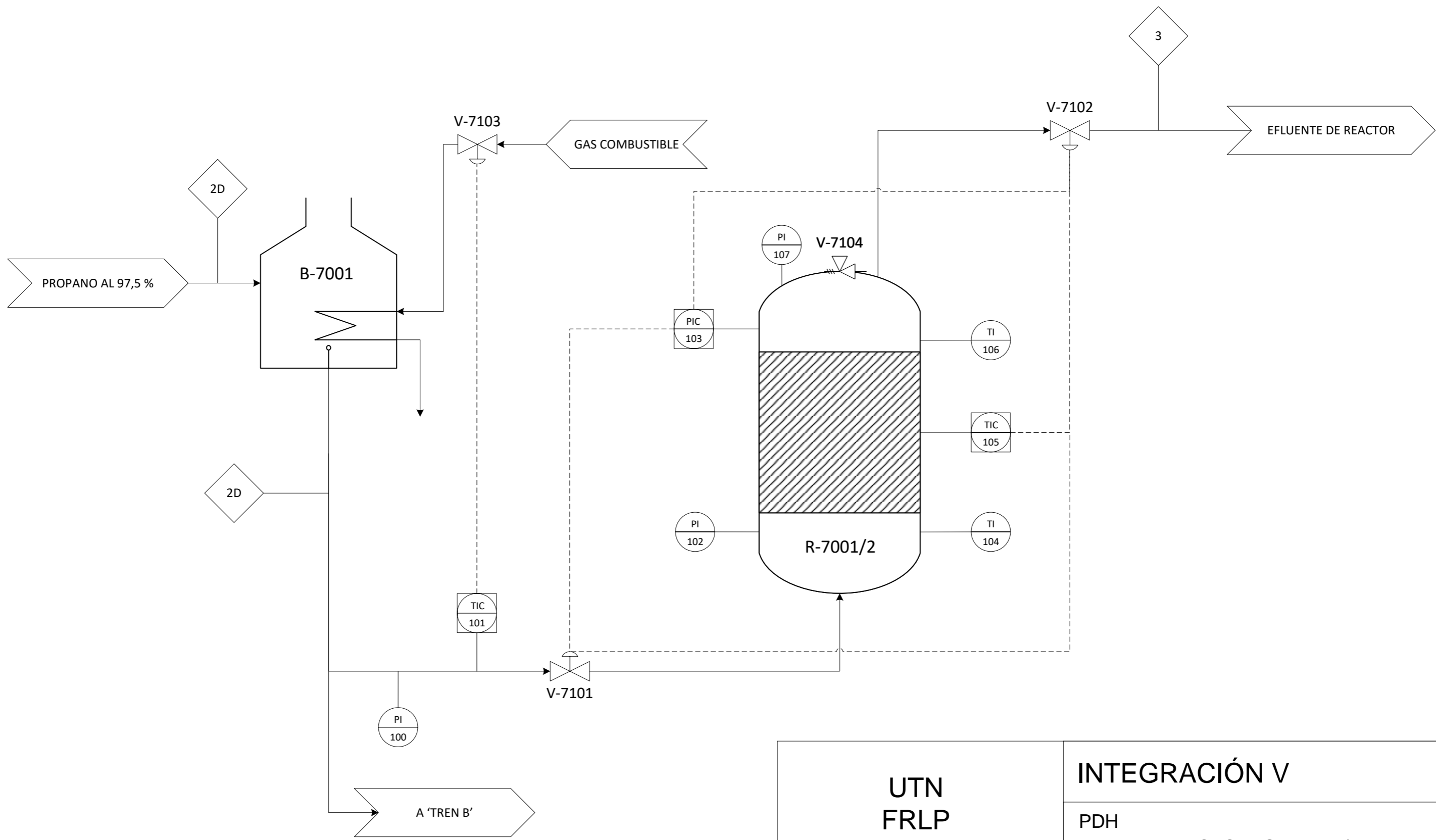
El controlador indicador de nivel (LIC-208) toma acción sobre el caudal de propano refrigerante, más precisamente sobre la válvula V-7203, a modo de realizar ajustes sobre la cantidad de fluido condensado en el equipo E-7007, y así mantener un nivel adecuado en el acumulador F-7002.

Fondo de columna

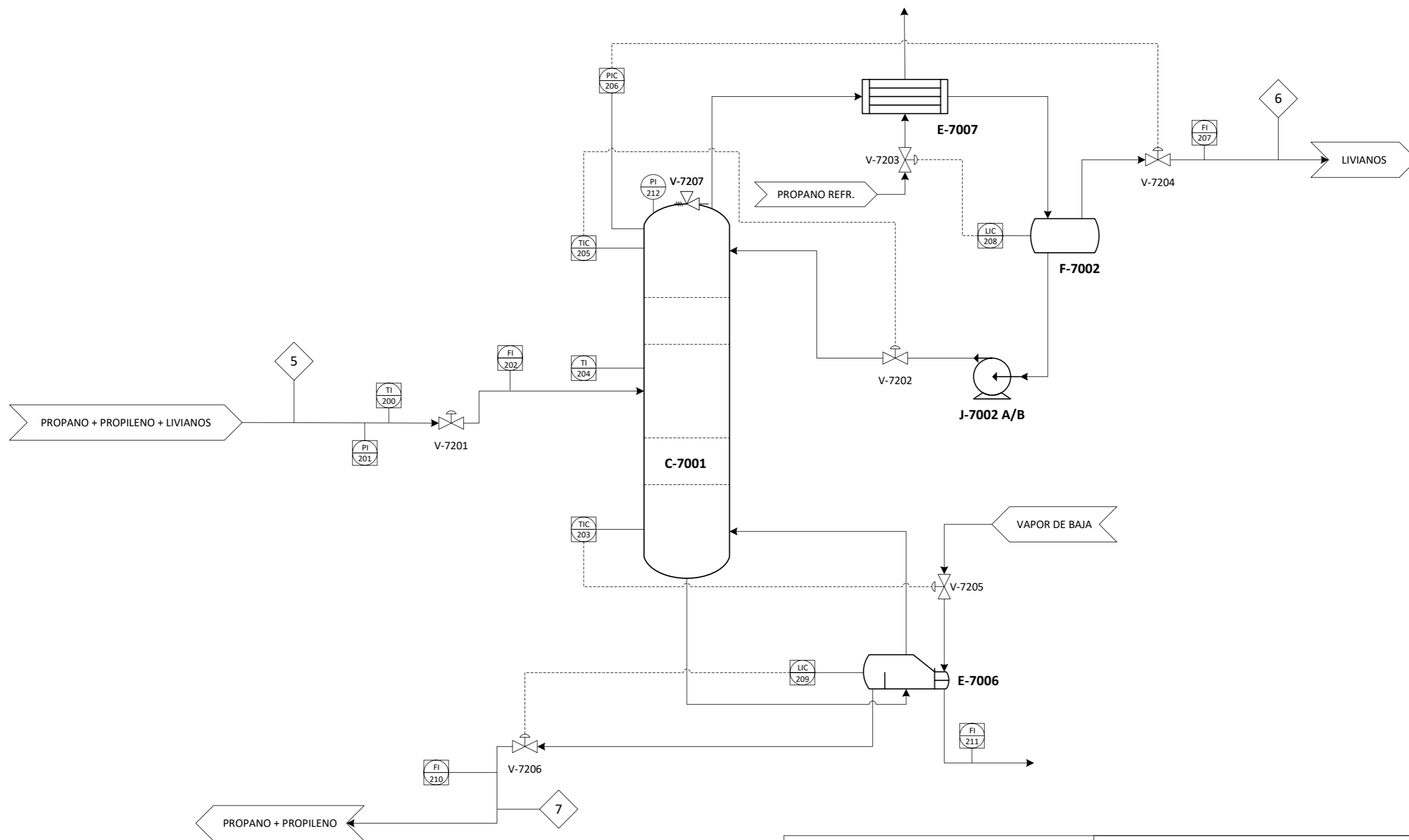
- LIC-209: Indicador controlador de nivel en reboiler
- FI-210: Indicador de flujo de producto de fondo
- FI-211: Indicador de flujo de vapor calefaccionante en rehervidor

Con este sistema de control, el nivel cierra el balance de energía. El indicador controlador (LIC-209) actúa sobre la válvula de salida (V-7206) de producto de fondo, que regula el caudal de flujo del efluente del reboiler, a fin de mantener el nivel de líquido adecuado.

Los P&ID correspondientes a los equipos seleccionados se presentan a continuación bajo la denominación 'Plano N° 4' y 'Plano N° 5'.



| | |
|---|--|
| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V |
| | PDH P&ID DE REACTORES R-7001/R-7002 |
| Profesores: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto | Plano N° 4 |
| Alumnos: Solange, Roig; Alexander, Tang | 2020 |



| | |
|---|-------------------------------|
| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V |
| | PDH P&ID DE COLUMNA C-7001 |
| Profesores: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto | Plano N° 5 |
| Alumnos: Solange, Roig; Alexander, Tang | 2020 |



7.2. Plano de distribución de áreas

El plano de distribución de áreas detalla las áreas productivas, señalando los espacios requeridos para la maquinaria y el equipo, de acuerdo al patrón o flujo de proceso. Éste contempla la localización de todos los equipos y edificaciones a lo largo del terreno, y fue realizado siguiendo las disposiciones generales para unidades y equipos, detalladas en la documentación interna de la empresa YPF SA, denominada 'ED-A-03.00-01'. La documentación mencionada establece las distancias mínimas recomendadas entre distintos equipos y las buenas prácticas a la hora de posicionar los mismos.

Las distancias más importantes consideradas a la hora del posicionamiento de los equipos de proceso fueron las recomendadas para el horno, los reactores, el aerofriador y la sala de control.

En cuanto al horno B-7001, con una distancia mínima recomendada de 15 m respecto de cualquier equipo de proceso, se lo dispuso a 23 m del equipo más cercano.

En cuanto a los reactores R-7001, R-7002, R-7003, R-7004 y R-7005, con una distancia mínima de 5 m respecto de cualquier equipo de proceso, se los dispuso a cada uno de ellos a un mínimo de 12 m de los equipos aledaños.

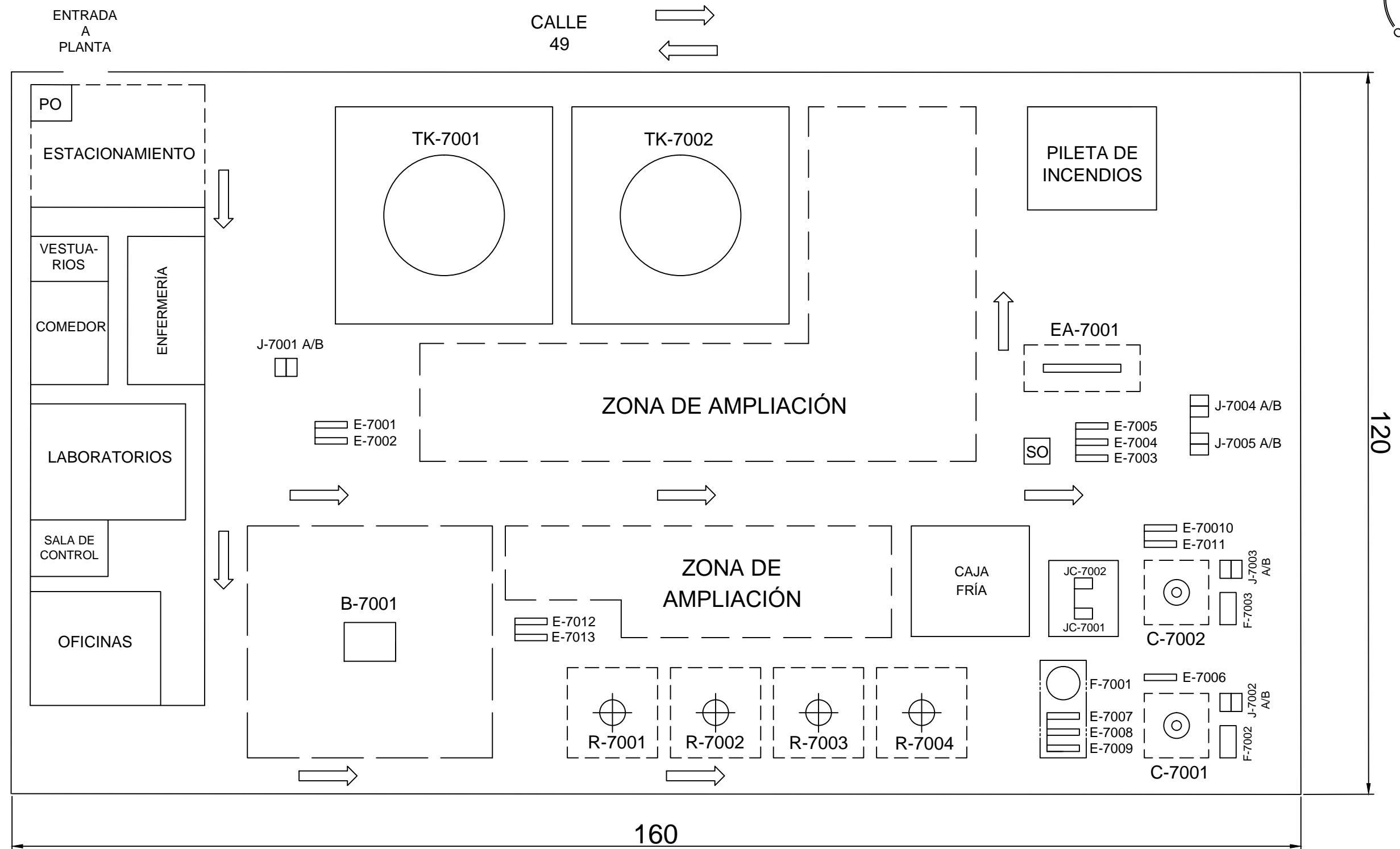
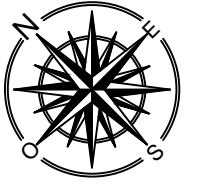
En cuanto al aerofriador EA-7001, se consideró una distancia prudencial para poder retirar los tubos cómodamente durante el mantenimiento del equipo. Se considera adecuada una distancia igual al largo de tubos con un agregado del 20% de esa distancia. El aerofriador se dispuso a unos 15 m del equipo más cercano.

Se cuenta también con una Pileta de Incendios, que alberga el agua disponible para el funcionamiento de los sistemas hidrantes en caso de incendios de magnitud considerable.

Finalmente, en cuanto a la sala de control, con una distancia mínima requerida de 30 m respecto de cualquier equipo de proceso, se la dispuso a una distancia de 31 m del equipo más cercano.

Como consideración final importante a detallar, para realizar la disposición de los equipos se consideró la dirección predominante de los vientos, de forma de evitar el desplazamiento de sustancias combustibles hacia unidades de gran riesgo. La dirección predominante de los vientos, en la localización elegida, circula en dirección SO a NE.

El plano de distribución de áreas (plot plan) se encuentra presentado a continuación bajo la denominación 'Plano N° 6'.



REFERENCIAS:

- B: HORNO
- C: COLUMNA
- E: EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE CALOR
- EA: AEROENFRIADORES
- J: BOMBAS
- JC: COMPRESORES
- F: SEPARADOR/ACUMULADOR
- R: REACTOR
- SO: SALA DE OPERARIOS
- PO: PORTERÍA

| | | |
|---|---------------------------------|-----------|
| UTN FRLP | INTEGRACIÓN V | |
| | PDH PLOT PLAN (PLAN MAESTRO) | |
| Profesores: Ing. Juan D., Vrcic Ayudantes: Ing. Hernán, Rueda; Ing. Paola, Nieto | | Plano N°6 |
| Alumnos: Solange, Roig; Alexander, Tang Arroyo | | 2020 |



8. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

8.1. Introducción

El siguiente Estudio de Impacto Ambiental (EIA) tiene como objetivo verificar la aptitud ambiental del emplazamiento de una planta deshidrogenadora de propano en el partido de Ensenada, de modo de cumplir con los requisitos solicitados en los artículos 50° y concordantes del Decreto N° 1741/96 reglamentario de la Ley 11459, y de este modo, obtener Certificado de Aptitud Ambiental (CAA) correspondiente, expedido por el Organismo Provincial para el Desarrollo Sostenido (OPDS).

La construcción y posterior puesta en marcha del proyecto dará lugar a una serie de factores que afectarán al entorno en el cual se desarrollará. Habrá, posiblemente, generación de residuos sólidos, líquidos y gaseosos (productos y subproductos del proceso), material de descarte e inclusive, movimiento del suelo (en la etapa de construcción).

8.2. Nivel de complejidad ambiental

Para establecer el nivel de complejidad del proyecto se utilizará lo descrito en las resoluciones 1639/07 y 481/11 de la Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sustentable de la Nación.

De acuerdo a la índole del material que manipulen, elaboren o almacenen, a la calidad o cantidad de sus efluentes, al medio ambiente circundante y a las características de su funcionamiento e instalaciones, los establecimientos industriales se clasificarán cualitativamente en tres categorías:

Primera categoría, que incluirá aquellos establecimientos que se consideren inocuos porque su funcionamiento no constituye riesgo o molestia a la seguridad, salubridad o higiene de la población, ni ocasiona daños a sus bienes materiales ni al medio ambiente.

Segunda categoría, que incluirá aquellos establecimientos que se consideran incómodos porque su funcionamiento constituye una molestia para la salubridad e higiene de la población u ocasiona daños a los bienes materiales y al medio ambiente.

Tercera categoría, que incluirá aquellos establecimientos que se consideran peligrosos porque su funcionamiento constituye un riesgo para la seguridad, salubridad e higiene de la población u ocasiona daños graves a los bienes y al medio ambiente.



| NIVEL DE COMPLEJIDAD AMBIENTAL | CATEGORÍA DEL ESTABLECIMIENTO INDUSTRIAL |
|--------------------------------|--|
| Hasta 15 puntos | PRIMERA |
| >15 <= 25 puntos | SEGUNDA |
| > 25 puntos | TERCERA |

Tabla 8.1. Nivel de complejidad ambiental, categorización. Fuente: resoluciones 16389/07 y 481/11.

El Nivel de Complejidad Ambiental se calcula de la siguiente manera:

$$NCA_{inicial} = Ru + Ef + Re + Em + Ri + Di + Lo$$

Dónde: Ru es rubro o actividad, Lo es localización del establecimiento, Di es el dimensionamiento, ER es efluentes y residuos, Ri es riesgo.

Ru (rubro): De acuerdo a la clasificación internacional de actividades y teniendo en cuenta las características de las materias primas que se empleen, los procesos que se utilicen y los productos elaborados, se dividen en tres grupos:

| Grupo | Valor |
|-------|-------|
| 1 | 1 |
| 2 | 5 |
| 3 | 10 |

Tabla 8.2. NCA factor "Rubro". Fuente: resoluciones 1639/07 y 481/11.

Dentro de dicha clasificación, el proyecto planteado corresponde a la categoría 3: "Fabricación de productos de la refinación de petróleo". Por lo tanto, se toma un valor de 10.

ER (efluentes, residuos): La calidad de los efluentes y residuos que genere se clasifican como de tipo 0, 1, 2, 3 o 4 según el siguiente detalle:



| Tipo | Valor | Residuos sólidos | Residuos líquidos | Residuos gaseosos |
|------|-------|---|--|--|
| 0 | 0 | Asimilables a domiciliarios | Agua sin aditivos, lavado de planta de establecimientos del rubro 1, a temperatura ambiente | Componentes naturales del aire (incluido vapor de agua); gases de combustión de gas natural. |
| I | 1 | Resultantes del tratamiento de efluentes líquidos del tipo 0 y/o 1. Otros que no contengan residuos peligrosos o de establecimientos que no pudiesen generar residuos peligrosos; o que puedan contener sustancias peligrosas o pudiesen generar residuos peligrosos, con una generación menor a 10 (diez) kg de masa de residuos peligrosos por mes (promedio anual) | Agua de proceso con aditivos y agua de lavado que no contengan residuos peligrosos o que no pudiesen generar residuos peligrosos. Provenientes de plantas de tratamiento en condiciones óptimas de funcionamiento. | Gases de combustión de hidrocarburos líquidos |
| II | 3 | Que puedan contener sustancias peligrosas o pudiesen generar residuos peligrosos, con una generación mayor o igual a 10 (diez) kg pero menor que 100 (cien) kg de masa de residuos peligrosos por mes (promedio anual) | Ídem Tipo 0 ó I | Ídem Tipo 0 ó I |
| III | 4 | Que puedan contener sustancias peligrosas o pudiesen generar residuos peligrosos, con una generación mayor o igual a 100 (cien) kg pero menor a 500 (quinientos) kg de masa de residuos peligrosos por mes (promedio anual). | Con residuos peligrosos, o que pudiesen generar residuos peligrosos. Que posean o deban poseer más de un tratamiento | Ídem Tipo 0 ó I |
| IV | 6 | Que puedan contener sustancias peligrosas o pudiesen generar residuos peligrosos, con una generación mayor o igual a 500 (quinientos) kg de masa de residuos peligrosos por mes (promedio anual). | Ídem tipo III | Todos los no comprendidos en los tipos 0 y 1 |

Tabla 8.3. NCA factor “Efluentes y residuos”. Fuente: resoluciones 1639/07 y 481/11.

La masa de residuos peligrosos generados por mes debe tomarse como la sumatoria de la concentración de las sustancias peligrosas generadas por volumen de residuo, o para el caso de los operadores de residuos peligrosos, la masa total de residuos resultante luego del tratamiento.



Este proyecto corresponde al tipo III, con valor de 4.

Riesgo (R_i): Se tendrán en cuenta los riesgos específicos de la actividad, que puedan afectar a la población o al medio ambiente circundante, asignando 1 punto por cada uno.

| Tipo de riesgo | Valor |
|---|----------|
| Riesgo por aparatos sometidos a presión | 1 |
| Riesgo acústico | 1 |
| Riesgo por sustancias químicas | 1 |
| Riesgo por explosión | 1 |
| Riesgo de incendio | 1 |
| TOTAL | 5 |

Tabla 8.4. NCA factor "Riesgo". Fuente: resoluciones 1639/07 y 481/11.

Dimensionamiento (D_i): la dimensión del establecimiento tendrá en cuenta la dotación de personal, la potencia instalada y la superficie ocupada.

| Tipo | Característica | | | | |
|---|-------------------|------------------------|-------------------------|--------------------------|---------------------|
| Cantidad de personal | Hasta 15 personas | Entre 16 y 50 personas | Entre 51 y 150 personas | Entre 151 y 200 Personas | Más de 500 personas |
| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Potencia instalada [HP] | Hasta 25 | Entre 26 y 100 | Entre 101 y 500 | Mayor a 500 | |
| | 0 | 1 | 2 | 3 | |
| Relación superficie cubierta / superficie total | Hasta 0,2 | Entre 0,21 y 0,5 | Entre 0,51 y 0,81 | Mayor a 0,81 | |
| | 0 | 1 | 2 | 3 | |
| TOTAL | 7 | | | | |

Tabla 8.5. NCA factor "Dimensionamiento". Fuente: resoluciones 1639/07 y 481/11.

Localización (L_o): La localización del establecimiento tendrá en cuenta la zonificación municipal y la infraestructura de servicios que posee.



| Parámetros | Valor |
|-----------------------------|-------|
| Zona | |
| Parque industrial | 0 |
| Industria exclusiva y rural | 1 |
| Otras | 2 |

Tabla 8.6. NCA factor "Localización". Fuente: resoluciones 1639/07 y 481/11.

Se adopta el valor cero (0) correspondiente al parque industrial.

| Carencias | |
|-----------|-----|
| Agua | 0,5 |
| Cloacas | 0,5 |
| Luz | 0,5 |
| Gas | 0,5 |

Tabla 8.7 NCA factor "Localización". Fuente: resoluciones 1639/07 y 481/11.

El parque industrial dispone de todos los servicios.

De esta manera, el índice NCA inicial obtenido resulta:

$$NCA_{inicial} = 10 + 4 + 5 + 7 + 0 = 26$$

Se concluye que el proyecto corresponde a la categoría 3, con un total de 26 puntos.

8.3. Identificación de actividades con impacto ambiental (fase construcción, producción y abandono), formas de mitigarlos

8.2.1. Etapa de construcción de la planta

- Construcción de accesos viales: se plantea las tareas de adecuación y construcción de los caminos necesarios para el ingreso de máquinas y personal a la zona de trabajo. En esta etapa se incluye la instalación provisoria de señalizaciones, cercos, líneas eléctricas, etc.



- Limpieza de la zona de la obra: hace mención a movimientos de suelos y otros elementos que dificulten las obras de construcción de la planta.
- Instalaciones temporarias: se refiere a la colocación de sanitarios, depósitos, etc., que se necesitan para la correcta ejecución de las tareas referentes a la instalación de la industria y depósitos de herramientas y materiales demandados.
- Transporte de maquinarias: en esta etapa existe movimientos de equipos de excavación y nivelación, camiones y demás maquinarias necesarias de manera temporal o permanente.
- Transporte de materiales: incluye la circulación de camiones y otros equipos de los insumos necesarios para llevar a cabo las tareas constructivas.
- Acondicionamiento del terreno: implica toda acción vincula a la excavación y construcción de las funciones necesarias para el montaje de los equipos asociados a la planta.
- Obras civiles en el predio: comprende el desarrollo de las tareas de construcción de las instalaciones de la planta propiamente dicha.
- Instalación y montaje de equipos: cuando se terminan las obras civiles se ejecutan las distintas tareas necesarias para la instalación de todos los equipos intervinientes en el proceso productivo.
- Gestión de residuos: durante el proceso de construcción de la planta se genera una gran cantidad de residuos que dependiendo de su naturaleza deberá transportarse, tratarse y llevar a su disposición final.
- Limpieza de la obra: consta de una serie de trabajos necesarios para dejar las instalaciones en condiciones para comenzar la operación.

8.2.2. Etapa de producción y mantenimiento

- Operación de la planta: incluye todas las tareas propias del proceso productivo.
- Mantenimiento de las instalaciones: tiene que ver con las tareas de mantenimiento, ya sea de forma preventiva o correctiva en caso de que sea necesario.
- Gestión de residuos: durante las dos etapas planteadas anteriormente existe una producción de residuos. Estos residuos deben ser tratados, transportados y dispuestos según corresponda.

8.2.3. Etapa de abandono

- Tránsito: comprende el uso de vehículos y maquinaria vial.



- Desarme: comprende el desmembramiento de estructuras y acondicionamiento del lugar.
- Gestión de residuos: comprende la generación de chatarras, residuos urbanos y especiales. Estos deben ser tratados, transportados y dispuestos según corresponda.
- Generación de ruidos y vibraciones.

8.4. Identificación de factores del medio potencialmente afectados ecosistema y sociedad (no solo factores económicos, sino salud y calidad de vida)

Los factores ambientales susceptibles de recibir impacto son:

- 1) Medio físico.
 - a) Aire:
 - i) Calidad del aire.
 - ii) Nivel de olores.
 - iii) Nivel de ruidos y vibraciones.
 - b) Suelos:
 - i) Erosión.
 - ii) Permeabilidad.
 - iii) Contaminación.
 - iv) Influencia en el relieve de la maquinaria pesada.
 - v) Condiciones de caminos y senderos.
 - c) Agua:
 - i) Calidad del agua subterránea y superficial.
 - ii) Desvío de agua superficial.
 - iii) Consumo de agua.
- 2) Bióticos.
 - a) Flora.
 - b) Fauna.
- 3) Socioeconómicos.
 - a) Económico:
 - i) Generación de empleo.
 - ii) Actividades económicas.
 - iii) Economía local.
 - iv) Red de transporte.
 - v) Tránsito.
 - b) Sociocultural.
 - i) Calidad de vida.
 - ii) Relaciones sociales.
 - iii) Salud poblacional.



8.5. Matriz de Leopold

La matriz de Leopold es un método creado en el año 1971 en los Estados Unidos, que se basa en el desarrollo de una matriz que establece relaciones causa-efecto de acuerdo con las características particulares de cada proyecto. Esta matriz puede ser considerada como una lista de control bidimensional. En una dimensión se muestran las características individuales de un proyecto (actividades, propuestas, elementos de impacto, etc.), mientras que en otra dimensión se identifican las categorías ambientales que pueden ser afectadas por el proyecto. Su utilidad principal es como lista de chequeo que incorpora información cualitativa sobre relaciones causa y efecto, pero también es de gran utilidad para la presentación ordenada de los resultados de la evaluación.

8.5.1. Matriz de valoración de efectos

A partir de los potenciales impactos identificados, se procede ahora a la valoración de los mismos, mediante un análisis de ponderación, que otorgará un valor de importancia al impacto de una acción sobre un determinado factor ambiental.

El desarrollo para la ponderación de efectos se realiza a partir de la siguiente ecuación de importancia:

$$I = \pm(3 \cdot IN + 2 \cdot EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC)$$

Dónde:

- Intensidad (IN): Representa la incidencia de la acción causal sobre el factor impactado en el área en la que se produce el efecto. Para ponderarla se consideran valores de 1 a 12, según sea baja a total.
- Extensión (EX): Es el atributo que refleja la fracción del medio afectada por la acción del proyecto. En sentido amplio, se refiere al área de influencia teórica del impacto en relación con el entorno del proyecto en que se sitúa el factor. Se valora de la siguiente manera: 1 (Impacto puntual), 2 (Impacto parcial), 4 (Impacto extenso), 8 (Impacto total)
- Momento (MO): Se refiere al tiempo transcurrido entre la acción y la aparición del impacto. Se valora de la siguiente manera: 4 (Inmediato), 4 (Corto plazo, menos de un año), 2 (Mediano plazo, 1 a 5 años), 1 (Largo plazo, más de 5 años).



- Persistencia (PE): Se refiere al tiempo que permanecería el efecto desde su aparición hasta que el factor afectado retorne a las condiciones iniciales en forma natural o mediante la introducción de medidas correctoras. Su valoración puede ser 1 (Fugaz), 2 (Temporal, entre 1 y 10 años), 4 (Permanente, duración mayor a 10 años).
- Reversibilidad (RV): Este atributo está referido a la posibilidad de recuperación del componente del medio o factor afectado, únicamente de forma natural después de que la acción ha finalizado. Cuando un efecto es reversible, después de transcurrido el tiempo de permanencia, el factor retornará a la condición inicial. Se asignan los siguientes valores: 1 (Corto plazo, menos de un año), 2 (Mediano plazo, 1 a 5 años), 4 (irreversible, más de 10 años).
- Sinergia (SI): Este atributo contempla el reforzamiento de dos o más efectos simples. El componente total de la manifestación de los efectos simples, provocados por acciones que actúan simultáneamente, es superior a la que cabría de esperar de la manifestación de efectos cuando las acciones que las provocan actúan de manera independiente, no simultánea. Se le otorgan los siguientes valores: 1 (acción no sinérgica), 2 (sinergismo moderado), 4 (altamente sinérgico).
- Acumulación (AC): Se refiere al aumento del efecto cuando persiste la causa. La asignación de los valores se efectúa considerando 1 (efectos no acumulativos) o 4 (efectos acumulativos).
- Efecto (EF): Se refiere a la relación causa-efecto, es decir, a la forma de manifestación del efecto sobre un factor, como consecuencia de una acción. El valor se considera 1 si el efecto es indirecto o secundario o 4 si el efecto es directo.
- Periodicidad (PR): Este atributo hace referencia al ritmo de aparición del impacto. Se le asigna los siguientes valores: 4 (efectos continuos), 2 (efectos periódicos), 1 (efectos discontinuos).
- Recuperabilidad (MC): Mide la posibilidad de recuperar las condiciones de calidad ambiental iniciales como consecuencia de la aplicación de medidas correctoras. Se valora como 1 (recuperación total e inmediata), 2 (recuperación total a mediano plazo), 4 (recuperación parcial por mitigación) u 8 (irrecuperable).

Como criterio de evaluación, los valores de importancia se asignarán en un rango 0 y 20, por lo que todos los valores de los atributos fueron normalizados a tal fin, de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$Valor\ normalizado = 1 - \frac{Valor\ máx - Valor\ medido}{Valor\ máx - Valor\ mín}$$



De acuerdo a su valor de importancia, el impacto puede considerarse:

- Impacto Muy Bajo: ≤ 4
- Impacto Bajo: $4 < i \leq 8$
- Impacto Moderado: $8 < i \leq 12$
- Impacto Alto: $12 < i \leq 16$
- Impacto Crítico: > 16

Finalmente, con los valores obtenidos de las matrices de ponderación, se pudo realizar la matriz de valoración de impactos, la cual se presenta en la página siguiente.



| MATRIZ DE IDENTIFICACIÓN DE EFECTOS | | | PROYECTO: Deshidrogenación de Propano para la producción de Propileno | | | | | | | | | | | |
|---|---------------------|--|---|--|--|----------------------------------|--|---------------------------------|--------------------------------|--|------------------|----------------------|--------------------------|--------|
| | | | ETAPA DE CONSTRUCCIÓN | | | | | | | | SUMA IMPORTANCIA | CANTIDAD DE ACCIONES | IMPORTANCIA POR FACTORES | |
| | | | Limpieza del terreno e instalación del obrador 1 | Desmonte, relleno del terreno, compactación y nivelación 2 | Movimiento de suelos para excavaciones 3 | Fundaciones de hormigón armado 4 | Montaje de naves industriales e instalaciones especiales 5 | Construcción red vial interna 6 | Obras menores de albañilería 7 | Pintura, trabajos de terminación, y limpieza 8 | | | | |
| FACTORES SUSCEPTIBLES DE SER AFECTADOS POR POTENCIALES IMPACTOS | | | | | | | | | | | | | | |
| Medio Natural | Medio físico inerte | Aire | Contaminación por emisiones gaseosas | -4,88 | -5,13 | -5,38 | -5,63 | -5,13 | -5,88 | | -6,63 | -38,66 | 7,00 | -5,52 |
| | | | Contaminación por material particulado | -4,88 | -5,13 | -5,38 | -6,13 | -5,13 | -6,13 | -5,88 | -5,13 | -43,79 | 8,00 | -5,47 |
| | | | Calidad acústica | -4,50 | -5,38 | -5,88 | -5,88 | -5,38 | -5,88 | -4,50 | -6,13 | -43,53 | 8,00 | -5,44 |
| | Suelos | Capacidad de uso | | | | | | | | | | | | |
| | | Topografía | | | | | | | | | | | | |
| | | Compactación | | -11,13 | | | | | | | | -11,13 | 1,00 | -11,13 |
| | | Permeabilidad | | -10,13 | | | | | -11,63 | | | -21,76 | 2,00 | -10,88 |
| | | Contaminación por vertidos | -7,50 | -7,75 | | -7,75 | | -7,25 | | -10,75 | -41,00 | 5,00 | -8,20 | |
| | | Modificación de los patrones de infiltración y escurrimiento | | -7,88 | | | | -10,88 | | | -18,76 | 2,00 | -9,38 | |
| | Agua subt. | Impermeabilización de áreas de recarga | | | | | | | | | | | | |
| | | Depleción y abatimiento | | | | | | | | | | | | |
| | | Contaminación por percolado | -6,38 | -10,25 | -10,00 | | -6,38 | -10,00 | | | -43,01 | 5,00 | -8,60 | |
| | Agua superf. | Contaminación química | -5,88 | -10,25 | -10,00 | | | -10,25 | | -10,25 | -46,63 | 5,00 | -9,33 | |
| | | Aporte a la escorrentía | | -7,63 | | -10,88 | | -10,88 | | | -29,39 | 3,00 | -9,80 | |
| | Flora | Abundancia | | | | | | | | | | | | |
| | | Diversidad | | | | | | | | | | | | |
| | Fauna | Abundancia | | | | | | | | | | | | |
| Diversidad | | | | | | | | | | | | | | |



| PROYECTO: Deshidrogenación de Propano para la producción de Propileno | | | | | | | | | | | | |
|---|--|------------------|------------------------------|------------|-------------------------|--------------------------|--------------------------------------|--|--|------------------|----------------------|--------------------------|
| ETAPA DE FUNCIONAMIENTO | | | | | | | | | | SUMA IMPORTANCIA | CANTIDAD DE ACCIONES | IMPORTANCIA POR FACTORES |
| Ingreso y almacenamiento de materia prima | ETAPA DE REACCIÓN DEL PROPANO Y SEPARACION DEL PROPILENO | | | | | | Almacenamiento del producto obtenido | Mantenimiento correctivo y preventivo de las instalaciones | Funcionamiento y producción de Propileno | | | |
| | Pre calentamiento de carga | Ingreso al horno | Reacción de Deshidrogenación | Compresión | Separación de Hidrógeno | Purificación de producto | | | | | | |
| -7,38 | -6,63 | -8,88 | -8,13 | -6,88 | -7,38 | -7,38 | -6,88 | -4,88 | | -64,42 | 9 | -7,16 |
| | | -8,75 | | | | | | -5,38 | | -14,13 | 2 | -7,07 |
| | | -5,63 | | -7,88 | | | | -5,38 | | -18,89 | 3 | -6,30 |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |
| -9 | -8,63 | -9 | -8,63 | -8,63 | -8,63 | -9,63 | -9,5 | -9,5 | | -81,15 | 9 | -9,02 |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |
| -9,5 | -9 | 9,5 | -9,5 | -9 | -9 | -10 | -9,5 | -9 | | -65 | 9 | -7,22 |
| -11 | | | | | | | -9,75 | -9,25 | | -30 | 3 | -10,00 |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |



| MATRIZ DE IDENTIFICACIÓN DE EFECTOS | | | | PROYECTO: Deshidrogenación de Propano para la producción de Propileno | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|--|--|--|-------|---|--|--|----------------------------------|--|---------------------------------|--------------------------------|--|------------------|----------------------|--------------------------|--|--|--|--|--|--|--|--|--------|--------------|
| | | | | ETAPA DE CONSTRUCCIÓN | | | | | | | | SUMA IMPORTANCIA | CANTIDAD DE ACCIONES | IMPORTANCIA POR FACTORES | | | | | | | | | | |
| | | | | Limpeza del terreno e instalación del obrador 1 | Desmante, relleno del terreno, compactación y nivelación 2 | Movimiento de suelos para excavaciones 3 | Fundaciones de hormigón armado 4 | Montaje de naves industriales e instalaciones especiales 5 | Construcción red vial interna 6 | Obras menores de albañilería 7 | Pintura, trabajos de terminación, y limpieza 8 | | | | | | | | | | | | | |
| FACTORES SUSCEPTIBLES DE SER AFECTADOS POR POTENCIALES IMPACTOS | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Medio Antrópico | Paisaje | Calidad intrínseca | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Valoración perceptiva | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | Población Condiciones higiénicas | Seguridad Pública y Riesgos por desastres naturales y tecnológicos | -4,25 | -4,88 | -4,88 | -5,13 | -5,38 | -5,38 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Generación de residuos | -5,38 | -5,88 | -5,88 | -5,38 | -5,88 | -5,38 | -5,88 | -5,88 | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Riesgo de inundaciones o anegamiento | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | Economía | Actividades económicas afectadas | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Actividades económicas inducidas | 6,38 | 6,38 | 6,38 | 6,88 | 9,38 | 7,38 | 9,38 | 9,38 | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Ingresos Públicos | 6,13 | 6,13 | 6,13 | 6,88 | 8,38 | 7,38 | 8,38 | 8,38 | | | | | | | | | | | | | | |
| | Uso del suelo | Economía Local/Regional | 6,38 | 6,38 | 6,38 | 7,13 | 9,38 | 7,63 | 9,38 | 9,38 | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Valor de la tierra | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Subdivisión de la tierra | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | Infraestructura servicios | Competencia de usos del suelo | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Sistema circulatorio vehicular - Accesibilidad y conectividad | -3,75 | -6,13 | -6,13 | -6,88 | -6,63 | -6,88 | -5,13 | -5,13 | | | | | | | | | | | | | | |
| Sistema circulatorio vehicular - Accesibilidad a propiedades frentistas. | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Recolección y transporte de residuos. | | -5,38 | -5,63 | -5,63 | -5,13 | -6,13 | -5,13 | -5,88 | -6,13 | | | | | | | | | | | | | | | |
| | Sistema de distribución de energía eléctrica | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| SUMA IMPORTANCIA POR FACTORES | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | -83,22 | |
| CANTIDAD DE FACTORES SUSCEPTIBLES DE SER IMPACTADOS | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | 17 |
| IMPORTANCIA RELATIVA | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | -4,90 |
| JUICIO SOBRE EL IMPACTO POR ACCIONES | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | (-) Bajo |
| SUMA IMPORTANCIA POR ACCIONES | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CANTIDAD FACTORES IMPACTADOS POR ACCIÓN | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| IMPORTANCIA RELATIVA | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | -2,92 |
| JUICIO SOBRE EL IMPACTO POR ACCIONES | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | (-) Muy bajo |



| PROYECTO: Deshidrogenación de Propano para la producción de Propileno | | | | | | | | | | | | |
|---|--|------------------|------------------------------|------------|-------------------------|--------------------------|--------------------------------------|--|--|------------------|----------------------|--------------------------|
| ETAPA DE FUNCIONAMIENTO | | | | | | | | | | | | |
| Ingreso y almacenamiento de materia prima | ETAPA DE REACCIÓN DEL PROPANO Y SEPARACION DEL PROPILENO | | | | | | Almacenamiento del producto obtenido | Mantenimiento correctivo y preventivo de las instalaciones | Funcionamiento y producción de Propileno | SUMA IMPORTANCIA | CANTIDAD DE ACCIONES | IMPORTANCIA POR FACTORES |
| | Pre calentamiento de carga | Ingreso al horno | Reacción de Deshidrogenación | Compresión | Separación de Hidrógeno | Purificación de producto | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |
| -11,5 | -9,5 | -11 | -12 | -10 | -12 | -10 | -10,25 | -4,88 | | -91,13 | 9 | -10,13 |
| | | | -8 | | | | | | | -8 | 1 | -8,00 |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | 16 | 16 | 1 | 16,00 |
| | | | | | | | | | 13,5 | 13,5 | 1 | 13,50 |
| | | | | | | | | | 15,25 | 15,25 | 1 | 15,25 |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |
| | | | -6 | | | | | | | -6 | 1 | -6,00 |
| | | | | | | | | | | | | -26,13 |
| | | | | | | | | | | | | 12 |
| | | | | | | | | | | | | -2,18 |
| | | | | | | | | | | | | (-) Muy bajo |
| -48,38 | -33,76 | -33,76 | -52,26 | -42,39 | -37,01 | -37,01 | -45,88 | -48,27 | 44,75 | | | |
| 5 | 4 | 6 | 6 | 5 | 4 | 4 | 5 | 7 | 3 | | | |
| -9,68 | -8,44 | -5,63 | -8,71 | -8,48 | -9,25 | -9,25 | -9,18 | -6,90 | 14,92 | -60,59 | | -5,51 |
| | | | | | | | | | | | | (-) Bajo |



8.6. Riesgos en operación. Riesgos en transporte de Materia Prima y Producto. Formas de mitigación

Se denomina Plan de Mitigación a las estrategias definidas por una organización, que tratan de reducir la probabilidad de ocurrencia de un riesgo o reducir el impacto que éste pueda causar.

El plan de mitigación es proactivo o preventivo. Su objetivo es reducir la probabilidad de ocurrencia de un evento o minimizar su impacto en caso de suceder. Es decir, el plan de mitigación busca reducir la exposición al riesgo.

Se presentan, a continuación, algunos posibles eventos cuya frecuencia de ocurrencia y gravedad se encuentran determinadas en función de los daños que puedan causar.

Transporte de materias primas y productos

Tanto la materia prima como el producto final serán transportados mediante tuberías, ya que 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 costes respecto otros métodos móviles (rutas, vía férrea), pero tiene sus limitaciones. A la vez que éste es un método de transporte robusto, es totalmente inflexible, ya que toda la línea es fija y un cambio de trayectoria implica una gran inversión y un paro total del suministro.

Por otro lado, el transporte de sustancias mediante tuberías genera un impacto ambiental y paisajístico poco importante. En el caso de tuberías subterráneas no se alteran las propiedades del suelo en dónde éstas se instalan, y éste puede seguir siendo utilizado –con ciertas restricciones– para la agricultura, silvicultura, u otras actividades.

Como estructura lineal, su vigilancia y mantenimiento es una tarea poco compleja, pese a que una incidencia en cualquier punto de la línea puede implicar un paro total del suministro de la sustancia transportada. En muchas ocasiones una fuga o vertido ocasionará un gran desperdicio material, debido a la complejidad y tiempo transcurrido hasta su total reparación, y con ello un gran impacto ambiental.

La causa de la rotura de la tubería se puede dar debido a la fisura por corrosión y grietas no controladas a tiempo lo que puede producir nubes



de gas inflamable más densas que el aire, que pueden desplazarse a distancias considerables antes de diluirse hasta concentraciones seguras.

Además, se puede provocar un desastre medioambiental de gran magnitud, debido a causas indirectas, estas son:

- Los deficientes procedimientos de gestión de la integridad, que permiten que los defectos de grieta no documentados en las áreas corroídas se propaguen hasta que la tubería falle.
- La capacitación inadecuada del personal del centro de control.

Una medida de mitigación o prevención, ante la rotura de una tubería, será la de inspeccionar los conductos habitualmente, a fin de prever ruptura y derrames de fluidos. Se debe programar inspecciones regulares de todas las líneas para poder identificar dónde se están debilitando y poder realizar un cambio de cañería, o reparación por soldadura según sea el caso.

El personal, contará siempre con una capacitación en seguridad e higiene, por lo cual estará familiarizado con el uso de elementos personales, como son el casco, guantes, calzados de seguridad, lentes de seguridad, ropa de trabajo, protectores auditivos. Si existiera derrame debe informar a su supervisor del área quién definirá los mecanismos de limpieza adecuados.

Incendio

Para que se produzca un incendio es necesario un combustible, una fuente de ignición y algún mecanismo que ponga en contacto el combustible con la fuente de ignición en presencia de aire o de otro oxidante. Este evento tiene una frecuencia de ocurrencia de una (1) vez al año.

Los peligros que presentan las plantas químicas son los incendios, las explosiones y la liberación de materiales tóxicos. Los incendios en los sistemas de drenaje son habituales, por lo que se les debe prestar especial atención. Deben minimizarse los derrames de materiales inflamables o peligrosos mediante un adecuado diseño del proceso, con válvulas de seguridad y con equipos de detección/control adecuados. Como medida preventiva de derrames de gran magnitud hay que construir áreas protegidas por muros, a veces de tierra, que eviten su propagación y donde puedan arder sin causar daños en caso de entrar en ignición.



Los equipos de transferencia de calor de un fluido caliente a otro más frío representan una fuente potencial de incendio. Temperaturas locales excesivas pueden ocasionar la descomposición y combustión de muchas sustancias, dando lugar en algunos casos al fallo del equipo de transferencia de calor de un fluido a otro y provocando una reacción violenta indeseada.

Para un funcionamiento seguro es fundamental establecer unos niveles de inspección y mantenimiento rigurosos, con una limpieza regular del equipo de transferencia de calor.

Otro equipo donde se puede producir un incendio es el reactor, para que esto no suceda debe disponer de mecanismos de desahogo de presión y aberturas de emergencia (sistemas de venteo).

Entre las medidas de seguridad se encuentran:

- Instrumentos y controles adecuados para detectar posibles accidentes.
- Limpieza, inspección y mantenimiento de alta calidad del equipo y de los controles de seguridad.
- Formación adecuada de los técnicos en materia de control y actuación en caso de emergencia.
- Equipo adecuado de extinción de incendios y personal contra incendios.

La prevención de incendios exige modificar el comportamiento humano, y para ello es necesario impartir una formación de seguridad frente a incendios a cargo de la dirección, utilizando los últimos avances en materia de formación y normativa, así como otros materiales pedagógicos.

Frente a un incendio de magnitud considerable, se debe contar con un protocolo o medida de mitigación:

- Comunicar sobre el incendio a un supervisor para que dé aviso a los bomberos.
- Realizar maniobras de parada segura de la unidad, en función del procedimiento vigente.
- Los operarios brigadistas deben intentar alguna maniobra de extinción sin ponerse en peligro, como por ejemplo usar extintor dirigido al foco. El extintor debe ser el adecuado.
- Utilizar los sistemas hidrantes dispuestos alrededor de la unidad para el ataque primario del fuego.
- En caso de no poder extinguir el fuego, ponerse al resguardo y evacuar el lugar hacia la zona segura.



- Evitar el humo, tapándose las vías respiratorias.
- Si el humo es muy denso descenderá, por lo que debe agacharse y seguir hasta la zona segura.
- En la zona segura se tomará lista de los presentes y si hay ausentes se notificará al grupo de rescate.

Riesgo en operación con Hidrógeno

Debido a la mínima energía que necesita el hidrógeno gaseoso para incendiarse a temperatura y presión ambiente, la experiencia demuestra que el mayor énfasis debe centrarse en la concentración del hidrógeno, en la detección de fugas y en la ventilación de las zonas aledañas. El peligro principal está asociado con cualquier forma de hidrógeno que inadvertiblemente produce una mezcla inflamable o detonante, seguida de fuego o detonación.

Los principales riesgos asociados al manejo y uso del hidrógeno son:

- Fuego y explosiones: se producen en los distintos componentes de los sistemas de hidrógeno como consecuencia de variadas fuentes de ignición. Las fuentes de ignición incluyen entre otras las chispas mecánicas, debidas, por ejemplo, al rápido cierre de válvulas.
- Una deflagración se produce cuando una mezcla, cuya composición se encuentra dentro de los límites de ignición, es incendiada en un punto. La detonación se produciría si la mezcla de hidrógeno gaseoso aire se encuentra dentro de los límites de detonabilidad y está presente una fuente de energía apropiada. Una deflagración se puede transformar en una detonación si se produce en un lugar confinado, o existe un mecanismo de aceleración de la llama.
- Fugas: son normalmente causadas por la deformación de sellados y juntas, por la existencia de válvulas desalineadas. Una fuga puede provocar fallos posteriores de los materiales de construcción.
- Resulta igualmente peligroso la entrada de aire u otros contaminantes en los sistemas que contienen hidrógeno.
- Dispersión del hidrógeno: gracias a la flotabilidad positiva del hidrógeno, éste no tiende a propagarse horizontalmente, salvo bajo ciertas condiciones. A pesar de que el hidrógeno saturado es más pesado que el aire a las temperaturas existentes tras la evaporación de un derrame, rápidamente se vuelve más ligero que el aire, haciendo que la nube ascienda. La dispersión de la nube depende de la velocidad y dirección del viento y puede influir la turbulencia atmosférica y las estructuras cercanas. Aunque la condensación de la humedad es un indicador de hidrógeno frío, la forma de la niebla



no da una descripción precisa de la localización de la nube de hidrógeno.

- Fallo en los tanques de almacenamiento: la liberación de hidrógeno puede producir una ignición y combustión, que provoque fuegos y explosiones. Los daños pueden extenderse considerablemente más lejos de la localización del almacenamiento debido al movimiento de la nube de hidrógeno. Los fallos en los tanques pueden empezar por un fallo en el material causado por la excesiva presión provocada por el calor de fuga, por el fallo de la presión calculada para el sistema.
- Sistemas de apertura y escape: los accidentes en los sistemas de apertura y escape son atribuidos a la ventilación inadecuada y a la entrada inadvertida de aire en la apertura. El flujo contrario de aire se puede prevenir con el diseño de unas aperturas estanco, la revisión de válvulas y de las selladuras moleculares.
- Purgado: las tuberías y los contenedores deben ser purgados con un gas inerte antes y después de haber usado hidrógeno en el equipo.
- Fallos en el sistema de vaporización: la tubería de la válvula puede fallar en los sistemas de vaporización, causando daños desde explosiones a baja temperatura. Se puede producir la ignición del hidrógeno dando lugar a daños como fuegos y explosiones.
- Condensación del aire: una línea no aislada que contenga hidrógeno a baja temperatura, como una línea de admisión, puede estar lo suficientemente fría, como para condensar aire en el exterior de la tubería. Debe evitarse que el aire condensado entre en contacto con materiales sensibles, como el acero al carbono. Igualmente debe evitarse que el aire condensado gotee sobre materiales combustibles como la brea y el asfalto, ya que se podría crear una mezcla explosiva.

Por otro lado, el hidrógeno tiene otras propiedades que también pueden suponer riesgos si no se las tiene en cuenta. Estas son:

- El hidrógeno daña o es inadecuado para ser utilizado con muchos materiales que se usan normalmente en válvulas, tuberías y juntas.
- Al contrario que con otros gases comprimidos, al disminuir la presión de hidrógeno aumenta su temperatura, en términos físicos, el hidrógeno tiene un coeficiente de Joule-Thomson negativo a temperatura ambiente. Cuando se libera hidrógeno desde un contenedor a alta presión, el resultado es que este aumento de temperatura puede contribuir a la ignición.



- El hidrógeno se difunde fácilmente a través de muchos materiales convencionales que se usan en las tuberías y válvulas a través de agujeros que son lo suficientemente pequeños como para retener de forma segura a otros gases.

Las normas básicas de seguridad:

- El mayor énfasis debe centrarse en la contención, detección y ventilación, debido a la mínima energía que necesita el hidrógeno gaseoso para incendiarse a presión atmosférica, alrededor de 0,02mJ y porque la experiencia muestra que el hidrógeno que se escapa se incendia muy fácilmente. Las pérdidas y las acumulaciones se producen a pesar de los mejores esfuerzos para contener el hidrógeno. El procedimiento seguro es eliminar todas las fuentes probables de ignición o situarlas lejos de las zonas de posibles escapes del hidrógeno.
- Se debe respetar las distancias seguras en áreas donde se almacene hidrógeno o bien puedan producirse escapes.
- Facilitar mediante diseño las vías de escape y de acceso en caso de emergencia.
- Proveer suficiente ventilación para evitar acumulación de hidrógeno.

Como medida de mitigación ante una eventual fuga de gas hidrógeno, se contará con un sistema de vaporización con vapor de agua, o gas inerte, alrededor de las bridas que unen las cañerías que potencialmente pueden transportar hidrógeno, ya que éste será el lugar principal donde puede ocurrir una fuga. El sistema de vaporización tiene como función diluir la concentración de la mezcla hidrógeno-aire necesaria para que ocurra la detonación y/o ignición.

Corte en el suministro de corriente eléctrica

Si se produce un corte de suministro eléctrico (evento con frecuencia de ocurrencia de dos veces al año) debe llevarse la planta a procedimiento de parada segura de la unidad. Este consistirá en cortar el suministro de gas al horno, cerrando la válvula manualmente, para evitar que la temperatura ascienda. Deberá controlarse las presiones y liberar presión llegado el caso, con la apertura de las válvulas de tope de las columnas. Se procede a realizar el barrido del reactor y el contenido de la Caja Fría y la columna deetanizadora C-7001 se envía a la antorcha debido a la presencia de hidrógeno en los equipos mencionados. Se debe avisar de forma inmediata que se deje de enviar materia prima. El contenido fuera



de especificación de la columna C-7002 se deriva a YPF, al sector que corresponda, para su tratamiento o aprovechamiento.

8.7. Comunicación con colectivos sociales. Comité de crisis

En el Complejo Industrial La Plata (CILP) se encuentra implementado el Plan de Respuesta a Emergencias con Impacto en la Comunidad (PREIC), impulsado y coordinado por YPF. Éste tiene como finalidad la protección de la vida y la salud de la comunidad y evitar daños materiales y afectación de la capacidad productiva de las empresas, así como también administrar los recursos humanos y materiales para afrontar una emergencia tecnológica que se desarrolle en el área industrial del Polo Petroquímico de Ensenada con impacto externo en la comunidad. Contiene la información necesaria para que las autoridades responsables de dar respuesta a siniestros, los grupos de respuestas y la comunidad en general puedan prever y responder en forma coordinada a amenazas tecnológicas y naturales, minimizando así los efectos o consecuencias en la población y su medioambiente. La estrategia de autoprotección contempla: Aviso temprano a Defensa Civil, Evacuación y Confinamiento. La preparación, entrenamiento, concientización y resiliencia son los ejes plan.

Los objetivos específicos del PREIC son:

- Informar a los miembros de la comunidad acerca de los riesgos derivados de las operaciones industriales en la zona, así como las medidas que se han tomado para reducirlos.
- Revisar, actualizar o establecer planes de respuesta ante una emergencia en el área local.
- Incrementar la participación de la industria local en la concientización de la comunidad y en la planificación de una respuesta ante una emergencia.
- Integrar los planes de emergencia de la industria y los planes de respuesta ante una emergencia de la localidad.
- Incorporar a los miembros de las comunidades vecinas local en el desarrollo y ejecución del plan de respuesta ante una emergencia.
- Proteger y conservar el medioambiente.

Se trabaja en conjunto con:

- Municipios: La Plata, Berisso y Ensenada (Defensa Civil).
- Organismos oficiales: Prefectura Naval, Comando de Patrullas de Ensenada y Consorcio Puerto La Plata.



- Empresas de la región: Air Liquide, Zona Franca, Camuzzi, Copetro, PetroCuyo e YPF.

8.8. Conclusiones

Considerando la información procesada como parte del Estudio de Impacto Ambiental, se concluye que la Evaluación de Impacto Ambiental del proyecto 'Deshidrogenación de Propano para producción de Propileno', que enfoca tanto el punto de vista ambiental como el socioeconómico, presenta una matriz de valoración de efectos con impactos negativos, pero de intensidades muy leves o moderadas, duración temporal, dimensión localizada y reversibles o mitigables. La implementación del Plan de Gestión Ambiental planteado en este estudio servirá para la gestión adecuada de las actividades.

Habiéndose presentado en este apartado los estudios requeridos por la Entidad Ambiental Competente (OPDS), se queda a espera de la aprobación del Certificado de Aptitud Ambiental.

9. ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA Y SELECCIÓN DEL PERSONAL

9.1. Problemas generales de organización

La unidad de deshidrogenación de propano se encuentra diseñada para operar como un proceso continuo, de forma que debe asegurar un abastecimiento constante de propileno grado polímero hacia la planta de PetroCuyo. El régimen operativo será de 24 horas diarias, los 365 días año, descontando 35 días de parada para mantenimiento y detenciones imprevistas. De esta manera, se establece que los días operativos serán de 330 al año.

La naturaleza continua del proceso requiere la presencia de personal operativo de forma permanente, por lo cual se dispondrá del mismo las 24 horas, durante todo el año.

9.2. Organigrama

La estructura organizacional establece la división, agrupación y coordinación de las actividades desarrolladas en la empresa de manera que permita alcanzar los objetivos establecidos en el proyecto con la



mayor eficiencia posible. Esta incide en las inversiones y los costos de operación del proyecto y en la determinación idónea del personal para los puestos necesarios.

La unidad se verá incluida en la estructura organizacional de YPF SA, por lo tanto, únicamente se considerará el personal mano de obra directa en el organigrama. Para lo referido a higiene y seguridad, asistencia médica y seguridad privada se contratará a terceros, por lo cual no se los considerará en el organigrama.

El organigrama se presenta en la Fig. 9.1, y a continuación, se describen las responsabilidades y tareas de los puestos.

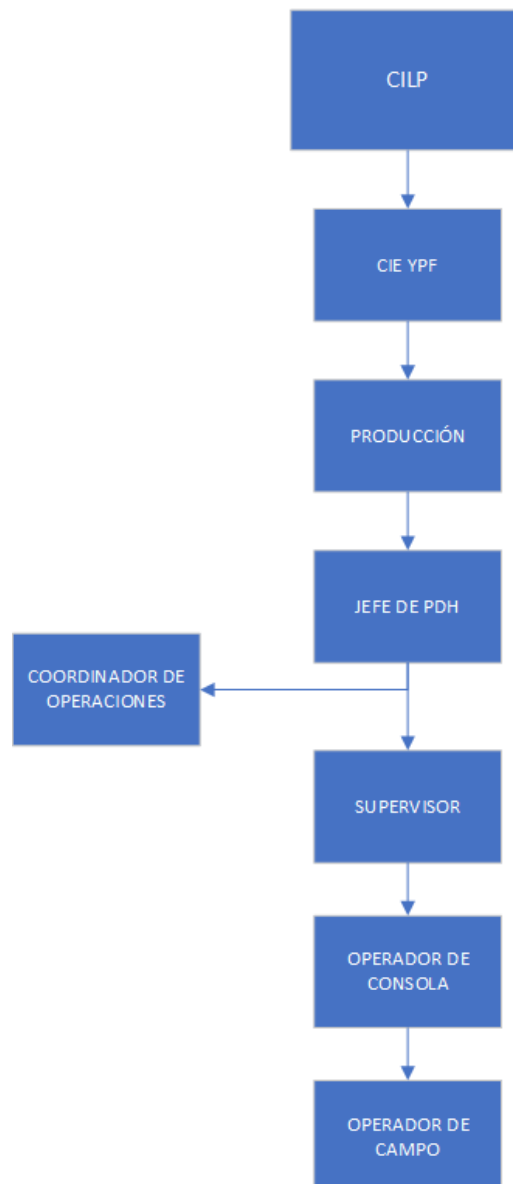


Fig. 9.1. Organigrama de personal de planta. Fuente: YPF SA.



Jefe de planta

Es el encargado de establecer la estrategia de desarrollo y operativa de la planta, de acuerdo a los requerimientos de producción y estándares de calidad internos de la compañía. Además, se ocupa del manejo del personal de manera óptima en función de los requerimientos de trabajo de la unidad. Las funciones más importantes, incluyen y no se limitan a:

- Garantizar la máxima eficiencia de los procesos de la empresa. Tiene la responsabilidad de potenciar los resultados de la empresa, sin alterar los costos que cada proceso implique. De hecho, debe ser capaz de reducir costos en los procesos cada vez que esto sea posible.
- Administrar los recursos de la empresa eficazmente, principalmente el recurso físico. No obstante, también debe tener la capacidad de trabajar colaborativamente con el área encargada de recursos humanos de la compañía, ya que sus funciones implican el trato directo con el personal de la empresa.
- Garantizar la viabilidad y sostenibilidad de los procesos internos, para ello está obligado a conocer en profundidad todos los aspectos relacionados a la operación, atendiendo a características económicas, legales, medioambientales, etc. Integrar todos los procesos internos del negocio, sin exceptuar ninguno.
- Gestionar los recursos internos de los procesos, debe velar por una buena distribución y empleo de los recursos en cada caso.
- Debe planificar, administrar, implementar y supervisar nuevos procesos, que consideren las expansiones en las capacidades instaladas, mejora de productos, nuevos mercados, adecuación a nuevas regulaciones, etc.
- Debe velar por una máxima eficiencia de la operación con mínimos costos.
- Esta labor involucra un rol determinante en la toma de decisiones, un control riguroso de los procesos y la capacidad de resolución de problemas. De esta manera, se exige la presencia de una persona con cualidades y conocimientos bien definidos.

Coordinador de operaciones

Es el encargado de la planificación, dirección y manejo de los recursos de la unidad, se encuentra permanentemente en contacto con las variables operativas del proceso, y se ocupa de la coordinación en la ejecución de las decisiones tomadas día a día en la unidad, de acuerdo a las necesidades operativas y organizacionales, articulando sus funciones con el jefe de unidad y el personal operativo.



- Administrar, planificar, implementar y supervisar el desarrollo óptimo y la ejecución de todas las actividades y procesos diarios.
- Asegurar el buen desarrollo de las operaciones que llevan a cabo diferentes grupos de trabajo. Tiene la función de asegurar que cada equipo de trabajo está cumpliendo sus metas de manera oportuna. Por ello, es indispensable que sea altamente organizado y tenga la capacidad de dar seguimiento estratégico a múltiples equipos de personal al mismo tiempo, considerando los equipos que trabajan dentro de la operación, como a los contratistas externos.
- Se encarga de la coordinación de las tareas diarias especiales, diagrama tareas en los paros de planta por mantenimiento y supervisa los resultados de las mismas.
- Mantiene contacto directo con el supervisor de guardia formando parte de las decisiones tomadas en la unidad en caso de surgir algún evento en particular que exceda la operativa habitual de la unidad.

Supervisor

Es quien realiza la tarea de verificar la ejecución de las tareas diarias realizadas tanto por el operador de consola como con el operador de campo. Trabaja en coordinación con el jefe de unidad y el analista de operaciones para llevar adelante las tareas diarias y la toma de decisiones operativas referidas a los requerimientos de la unidad.

- Se encarga de la apertura y cierre de permisos de trabajo a realizarse durante su turno dentro de la unidad, coordinando la realización de los mismos de acuerdo a las necesidades operativas.
- Organiza las tareas diarias y da órdenes a operadores de campo y consola de acuerdo a las tareas o maniobras a realizarse.
- Mantiene contacto permanente con el jefe de unidad y Coordinador de operaciones para llevar a cabo aquellas actividades que le sean pedidas por los mismos.
- Verifica la realización correcta de las tareas llevadas adelante en el turno mediante trabajo en equipo junto a sus operadores.
- Es a quien tanto operadores de campo como de consola, recurren al momento de la toma de decisiones en términos de operación y tareas a realizar dentro de la unidad.
- Realiza los balances de materia y energía de la unidad, mediante un sistema específico provisto por la compañía en cada cierre de jornada.

Operador de consola



Es quien se encuentra en la sala de control de la unidad, monitoreando permanentemente las variables del proceso y mediante el conocimiento de la planta y del proceso productivo de la misma, toma decisiones de corrección de dichas variables en búsqueda del cumplimiento de las pautas operativas vigentes en el complejo industrial aplicadas a la unidad. Además, es quien articula las tareas operativas en forma directa con el personal de operación en planta.

- Operar el panel de control electrónico o informático de una sala de control central para supervisar y optimizar los procesos físicos y químicos para varias unidades de procesamiento
- Realizar los ajustes a las variables del proceso según se requiera.
- Dar seguimiento a las tareas de mantenimiento de equipos en la unidad.
- Mantener con precisión los registros con la información de las operaciones diarias que se realicen en las instalaciones.
- Llevar a cabo la operación general de las instalaciones
- Llevar registro del muestreo de control de calidad de la planta, sus resultados y de acuerdo a ellos realizar las correcciones necesarias al proceso.
- Mantener comunicación directa con el Coordinador de operaciones y jefe de unidad, poniéndolos en conocimiento de las novedades diarias.
- Indicar acciones a realizar en la unidad al personal de operación en planta de acuerdo a las necesidades operativas momentáneas.

Operador de campo

El operador de planta es quien se encarga, en la unidad de proceso, del monitoreo diario de la planta, verificando el correcto funcionamiento de los equipos que la componen y realiza las maniobras que correspondan en función a tareas habituales o a las órdenes del operador de consola o supervisor de la unidad.

- Operar y relevar información de campo (instrumento, equipos, procesos).
- Llevar a cabo la operación general de las instalaciones
- Realizar la extracción de muestras para control de calidad, de acuerdo al diagrama de muestreo diario.
- Controlar el estado y funcionamiento de los equipos de la planta poniendo atención a posibles fallos o condiciones fuera de lo normal en los mismos.



- Realizar inspección ocular del estado de las cañerías buscando posibles fugas o daños en las mismas que deban ser informados.
- Asistencia de mantenimiento, montaje y desmontaje de equipos en campo
- Verificar el inventario de insumos en planta como aceites de lubricación de equipos o aditivos del proceso.
- Manejo de equipos en maniobras de rotación de los mismos o puesta en marcha y parada de planta.
- Realizar maniobras necesarias en planta mediante la apertura o cierre de válvulas, según requerimiento operativo
- Realizar relevamiento del estado de equipos que fueron intervenidos recientemente y verificar el estado mecánico, eléctrico y señalizaciones mediante tarjetas de indicación en los mismos.

9.3. Horarios y turnos

Debido a la naturaleza continua del proceso, se requiere personal las 24 horas del día a lo largo del año. De esta manera, se establecen los siguientes horarios y turnos:

- Jefe de planta (JP): horario diurno, lunes a viernes de 8 a 17 hs.
- Coordinador de operaciones (TO): horario diurno, lunes a viernes de 8 a 17 hs.
- Supervisores (S): 4 guardias, que se alternan entre 4 días de trabajo y luego 4 días de descanso. Los días de trabajo van alternando entre los turnos de mañana y noche. Se establecerán turnos de 12 hs que se compondrán de cuatro diurnos de 7 a 19 hs, seguidos de cuatro nocturnos de 19 a 7 hs.
- Operador de consola (OC): 4 guardias, que se alternan entre 4 días de trabajo y luego 4 días de descanso. Los días de trabajo van alternando entre los turnos de mañana y noche. Se establecerán turnos de 12 hs que se compondrán de cuatro diurnos de 7 a 19 hs, seguidos de cuatro nocturnos de 19 a 7 hs.
- Operador de campo (FO): 4 guardias, que se alternan entre 4 días de trabajo y luego 4 días de descanso. Los días de trabajo van alternando entre los turnos de mañana y noche. Se establecerán turnos de 12 hs que se compondrán de cuatro diurnos de 7 a 19 hs, seguidos de cuatro nocturnos de 19 a 7 hs.

A continuación, se presenta el diagrama de guardias de operadores y supervisores.



| OPERADORES DE CAMPO | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M |
|------------------------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| A | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F |
| B | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F |
| C | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D |
| D | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N |

| OPERADORES DE CONSOLA | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M |
|--------------------------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| CO1 | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F |
| CO2 | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F |
| CO3 | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D |
| CO4 | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N |

| SUPERVISORES | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M | X | J | V | S | D | L | M |
|--------------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| S1 | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F |
| S2 | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F |
| S3 | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D |
| S4 | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N | N | N | F | F | F | F | D | D | D | D | F | F | F | F | N | N |

| Puesto | Observaciones |
|---------------------|---|
| Operador de campo | Dividido en cuatro grupos: A, B, C y D. Cada grupo consta de 5 operarios por turno |
| Operador de consola | Cuatro operarios en total: 1 operario de consola por turno |
| Supervisor | Cuatro supervisores en total: 1 supervisor por turno |
| Detalle | D: turno diurno (7 a 19 hs); N: turno nocturno (19 a 7 hs); F: día de descanso (franco) |



9.4. Planilla de sueldos

A continuación, se detallarán los sueldos del personal total que comprende a la empresa.

Primero, se hace referencia al personal que realiza tareas complementarias que no afectan directamente a la producción pero que son imprescindibles para la actividad económica de la misma, es decir, la mano de obra indirecta. Se incluye el personal de Seguridad y Medioambiente, enfermería, y guardias de seguridad.

| Cargo | Cantidad | Sueldo mensual (AR\$) | Carga social mensual (AR\$) | Total anual |
|---------------------------|----------|-----------------------|-----------------------------|-------------------|
| Enfermería | 1 | \$ 65.912,60 | \$ 20.123,12 | \$ 1.118.464,32 |
| Portería | 4 | \$ 56.528,80 | \$ 17.258,24 | \$ 3.836.926,22 |
| TOTAL ANUAL EN USD | | | | USD 47.033 |

Tabla 9.1. Sueldos mensuales y anuales de la mano de obra indirecta. Fuente: FESTIQyPRA.

Segundo, se hace referencia al personal que trabaja en relación directa con la producción, es decir, la mano de obra directa.

| Cargo | Cantidad | Sueldo mensual (AR\$) | Carga social mensual (AR\$) | Total anual |
|---------------------------|----------|-----------------------|-----------------------------|--------------------|
| Jefe de planta | 1 | \$ 222.163,20 | \$ 67.826,42 | \$ 3.769.865,12 |
| Coordinador operaciones | 1 | \$ 148.108,80 | \$ 45.217,62 | \$ 2.513.243,42 |
| Supervisor | 4 | \$ 81.459,84 | \$ 24.869,69 | \$ 5.529.135,52 |
| Operador de consola | 4 | \$ 74.054,40 | \$ 22.608,81 | \$ 5.026.486,83 |
| Operador de campo | 20 | \$ 63.110,40 | \$ 19.267,61 | \$ 21.418.281,33 |
| TOTAL ANUAL EN USD | | | | USD 203.287 |

Tabla 9.2. Sueldos mensuales y anuales de la mano de obra directa. Fuente: elaboración propia.

Además, como se presentó en las tablas de sueldos, el empleador debe realizar otros aportes por cargas sociales. Se detalla en la siguiente tabla los porcentajes tomados para cada ítem.

| Cargas Sociales | Porcentaje |
|-----------------|------------|
| Jubilación | 16,00% |
| PAMI | 2,00% |



| | |
|----------------------------|---------------|
| Obra social | 6,00% |
| Fondo nacional de empleo | 1,50% |
| Seguro de vida obligatorio | 0,03% |
| ART | 5,00% |
| Total | 30,53% |

Tabla 9.3. Porcentajes definidos por cargas sociales. Fuente: Ministerio de Trabajo, Empleo y Seguridad Social, Argentina.

El aporte a la ART es un monto variable asignado por la misma ART para la actividad específica. Estos montos suelen estar en el rango del 2 al 8% dependiendo del riesgo de la actividad, se tomó un 5% como base de cálculo.

Por otro lado, se detalla que los salarios medios expresados en la tabla no consideran horas extras, reemplazo de turnos por relevantes, trabajo en días feriados, espera al medio de transporte y otros ítems que se abonan como adicionales. Estos valores pueden aumentarse debido a aportes extraordinarios como bonos, compensaciones, negociaciones salariales para personal dentro y fuera de convenio, etc.

9.5. Seguridad industrial Ley N° 19587

La Ley N° 19587 es una ley de carácter nacional que establece su ámbito de aplicación a todos los establecimientos del país, sin distinción de naturaleza o actividad que se desarrolle en los mismos. Define los principios básicos y los métodos de ejecución de sus puntos y las obligaciones fundamentales del empleador y de los trabajadores; más sus decretos reglamentarios 351/79 y 1338/96.

Las empresas deben cumplir con las reglas propias de la seguridad e higiene que están relacionadas con ciertos aspectos edilicios como la ventilación, la humedad, la temperatura, los ruidos y otros. Al cumplir todas estas reglas, la empresa le garantiza a su personal un entorno de trabajo más salubre sin contaminantes químicos, físicos o biológicos.

9.6. Vinculación con sindicatos (CCT)

Los trabajadores se dividirán en jerárquicos (supervisores, jefes y coordinador de operaciones) y no jerárquicos (todo personal obrero, administrativo y técnico). Los trabajadores no jerárquicos se encontrarán adheridos al sindicato 'Federación de Sindicatos Unidos Petroleros e



Hidrocarburíferos (SUPEH) cuya actividad está enmarcada dentro del Convenio Colectivo de Trabajo 1572/18 'E'.

9.7. Riesgos laborales – ART

El empleador está obligado por ley a contratar una aseguradora de Riesgos del Trabajo (ART) o a auto asegurarse para cubrir a todos sus empleados en caso de accidentes de trabajo o enfermedades profesionales. Además, debe contar con un seguro de vida obligatorio que cubra el fallecimiento del trabajador. La ART utilizada será MAPFRE Argentina Seguros SA.

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.

Los objetivos de la Ley de Riesgos del Trabajo son:

- Resarcir los daños causados por enfermedades profesionales o accidentes de trabajo, incluyendo la rehabilitación del trabajador perjudicado.
- Disminuir las enfermedades y accidentes de trabajo a través de la prevención.
- Impulsar la recalificación y reubicación profesional del trabajador damnificado.
- Promover la negociación colectiva laboral para las mejoras de las medidas de prevención y de las prestaciones reparadoras.

Los sujetos que quedan comprendidos dentro de esta ley son los trabajadores en relación de dependencia correspondientes al sector privado, los funcionarios y empleados del sector público nacional, provincial y municipal, y en general toda persona obligada a prestar un servicio de carga pública.

9.7.1. Seguro de vida obligatorio

La falta de contratación de la cobertura del seguro constituirá una infracción, y el empleador será directamente responsable, debiendo abonar el beneficio del seguro en caso de fallecimiento del trabajador.

Este seguro de vida no cubre los riesgos por invalidez total, absoluta, permanente irreversible, sino que cubre solamente los riesgos por muerte del trabajador.



El empleador tiene 30 días de plazo para tomar el seguro; pero tendrá cubiertos los siniestros que se produzcan desde el comienzo de la vigencia de la póliza, que será coincidente con la fecha de inicio de actividades de la empresa.

9.7.2. Accidente laboral

Se considera accidente a todo acontecimiento ocurrido por el hecho o en ocasión del trabajo, o en el trayecto entre el domicilio del trabajador y el lugar de trabajo, siempre y cuando el damnificado no hubiere interrumpido o alterado dicho trayecto por causas ajenas al trabajo.

El trabajador podrá declarar por escrito ante el empleador, y éste dentro de las 72 horas ante el asegurador, que el 'itinere' se modifica por razones de estudio, concurrencia a otro empleo o atención de familiar directo enfermo y no conviviente, debiendo presentar el pertinente certificado a requerimiento del empleador dentro de los 3 días hábiles de requerido.

Se consideran enfermedades profesionales aquellas que están incluidas en el listado de enfermedades profesionales elaborado y revisado anualmente por el Poder Ejecutivo.

9.7.3. Enfermedad inculpable

Cada accidente o enfermedad inculpable que impida la prestación del servicio no afectará el derecho del trabajador a percibir su remuneración durante un período de tres (3) meses, si su antigüedad en el servicio fuere menor de cinco (5) años, y de seis (6) meses si fuera mayor. En los casos que el trabajador tuviera carga de familia y, por las mismas circunstancias, se encontrara impedido de concurrir al trabajo, los períodos durante los cuales tendrá derecho a percibir su remuneración se extenderán a seis (6) y doce (12) meses respectivamente, según si su antigüedad fuese inferior o superior a cinco (5) años.

9.8. Selección, incorporación y capacitación

La selección y capacitación del personal a contratar se llevará a cabo por los departamentos correspondientes de la empresa YPF. De esta manera, el personal estratégico: jefes, supervisores y operadores de consolas, será contratado con un mínimo de seis meses de antelación a



la puesta en marcha, para su familiarización con el proceso y el manejo de equipos e instrumentos.

10. CÁLCULO ECONÓMICO

El objetivo fundamental de todo estudio económico es calcular la previsión de la rentabilidad final de la inversión para los accionistas de la empresa, para poder decidir si ésta es financieramente viable. Se determinarán los montos de los recursos económicos necesarios para la realización del proyecto, los costos totales de operación de la planta y se calcularán una serie de indicadores que servirán como base para la evaluación económica.

La moneda de referencia en el presente estudio será el dólar estadounidense.

10.1. Inversiones

Las inversión comprende la adquisición de todos los activos fijos o tangibles y diferidos o intangibles, necesarios para iniciar las operaciones de la empresa, con excepción del capital de trabajo.

10.1.1. Capital Fijo. Concepto

El capital fijo comprende los bienes sometidos a empleo durante un largo periodo de tiempo, es decir, que participan en una serie de ejercicios económicos (o de ciclos productivos) sucesivos.

Para el caso de estudio, se incluyen los equipos, terreno, instrumentos, instalaciones, cañerías y construcciones, entre otros.

10.1.2. Métodos preliminares y finales para estimarlo

La estimación de la inversión inicial o CAPEX se realizó mediante la utilización de hojas de cálculo expendidas por la Cátedra 'Integración V'. Estas planillas presentan costos de equipos de referencia, dada su correspondiente capacidad y año de cotización.

Para realizar el escalamiento y la cotización actualizada de los equipos requeridos para el proceso, se utilizó la siguiente ecuación:



$$CE = [CER \cdot \left(\frac{\text{Capacidad del equipo}}{\text{Capacidad equipo referencia}}\right)^a]^{b/c}$$

Dónde: CE es el costo del equipo a cotizar, CER es el costo del equipo de referencia, a es el exponente para el escalado del equipo, b es el índice actualizado de la cotización, c es el índice de la cotización al año de referencia.

Se presenta, a continuación, los valores unitarios de los equipos cotizados.

| Equipos a cotizar | | | | |
|--|-------|---------|--------------|---------|
| Equipo | Valor | Unidad | USD | MMUSD |
| Compresor centrífugo de 2 etapas | 499 | HP | \$ 1.766.704 | \$ 1,77 |
| Horno catedral | 37681 | MJ/h | \$ 3.031.389 | \$ 3,03 |
| Caja fría | 20934 | MJ/h | \$ 2.268.079 | \$ 2,27 |
| Tanque (acumulador) | 165 | m3 | \$ 736.738 | \$ 0,74 |
| Separador vertical bifásico | 165 | m3 | \$ 1.212.159 | \$ 1,21 |
| Columna con platos | 29,3 | m3 | \$ 269.419 | \$ 0,27 |
| Reactor de lecho fijo | 176 | m3 | \$ 3.701.358 | \$ 3,70 |
| Tanque (esfera de almacenamiento) | 3000 | m3 | \$ 3.083.063 | \$ 3,08 |
| Aeroenfriador | 0,515 | MKcal/h | \$ 595.968 | \$ 0,60 |
| Bomba multietapas | 6 | KW | \$ 136.229 | \$ 0,14 |
| Compresor centrífugo de 2 etapas | 2725 | HP | \$ 6.820.249 | \$ 6,82 |
| Intercambiador de tubo y coraza con cabezal flotante | 2,6 | MKcal/h | \$ 1.122.287 | \$ 1,12 |

Tabla 10.1. Estimación del costo de equipo unitario. Fuente: elaboración propia.

Se define la cantidad de unidades de cada equipo que se requerirá para el correcto funcionamiento del proceso productivo:

- Compresor centrífugo multietapa (499 HP): 1.
- Horno catedral: 1.
- Tanque (acumulador): 2.
- Separador vertical bifásico: 1.
- Columna con platos: 2.
- Reactor de lecho fijo: 4.
- Esfera de almacenamiento MP y PGP: 2.
- Aeroenfriador: 1.
- Bomba multietapas: 10.
- Compresor centrífugo multietapa (2725 HP): 1.
- Intercambiadores de calor: 13.



En función de los valores ponderados de costos de instalación y la cantidad de unidades, se calcula el costo total de equipos.

| Equipo | Cantidad | Costo Escalado (MMUSD) | % Instalación | Costo Real Unitario (MMUSD) | Costo Estimado (MMUSD) |
|-----------------------------|----------|------------------------|---------------|-----------------------------|------------------------|
| Reactores | 4 | \$ 3,70 | 49% | \$ 5,52 | \$ 22,06 |
| Columnas de platos | 2 | \$ 0,27 | 78% | \$ 0,48 | \$ 0,96 |
| Intercambiadores | 13 | \$ 1,12 | 49% | \$ 1,67 | \$ 21,74 |
| Compresor (2725 HP) | 1 | \$ 6,82 | 49% | \$ 10,16 | \$ 10,16 |
| Horno catedral | 1 | \$ 3,03 | 49% | \$ 4,52 | \$ 4,52 |
| Caja fría | 1 | \$ 2,27 | 49% | \$ 3,38 | \$ 3,38 |
| Aeroenfriador | 1 | \$ 0,60 | 49% | \$ 0,89 | \$ 0,89 |
| Separador vertical | 1 | \$ 1,21 | 49% | \$ 1,81 | \$ 1,81 |
| Tanques MP y PGP | 2 | \$ 3,08 | 49% | \$ 4,59 | \$ 9,19 |
| Compresor SEP (499 HP) | 1 | \$ 1,77 | 49% | \$ 2,63 | \$ 2,63 |
| Bomba | 10 | \$ 0,14 | 47% | \$ 0,20 | \$ 2,00 |
| Acumulador | 2 | \$ 0,74 | 49% | \$ 1,10 | \$ 2,20 |
| TOTAL EQUIPO (MMUSD) | | | | | 81,53 |

Tabla 10.2. Estimación total de costos de equipos con instalación. Fuente: elaboración propia.

Luego de realizada la estimación de los costos de los equipos, se procede a calcular el resto de costos de obra. Esta estimación se realiza en función de porcentajes tabulados respecto del costo de los equipos.

De esta manera, los costos de obra quedan como:

| DESCRIPCIÓN | % | USD |
|---------------------------------|-----|-------------------|
| Localización | 10% | USD 8,15 |
| Extra-Terreno | 0% | USD 0,00 |
| Ingeniería | 8% | USD 6,52 |
| Obra Civil | 25% | USD 20,38 |
| Piping (Cañerías y Accesorios) | 30% | USD 24,46 |
| Instrumentación y Control | 10% | USD 8,15 |
| Instalación eléctrica | 8% | USD 6,52 |
| Compra de equipos + Instalación | 15% | USD 12,23 |
| OSBL | 30% | USD 24,46 |
| Paro | 1% | USD 0,82 |
| Extra-Equipo | 1% | USD 0,82 |
| Contratos | 2% | USD 1,63 |
| Contingencias | 8% | USD 6,52 |
| TOTAL OBRAS Y OTROS | | USD 120,66 |

Tabla 10.3. Estimación de costos de mano de obra. Fuente: elaboración propia.



Finalmente, el costo total estimado de la obra es de 202,2 millones de dólares, siendo ésta la inversión inicial o CAPEX.

10.2. Capital de trabajo

El capital de trabajo se encuentra representado por el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar una empresa; esto es, hay que financiar la primera producción antes de recibir ingresos. De esta manera, se debe comprar materia prima, otorgar crédito en las primeras ventas y contar con cierta cantidad de efectivo para sufragar los gastos diarios de la empresa.

Desde el punto de vista contable, se define como la diferencia aritmética entre el activo circulante y el pasivo circulante.

$$\text{Capital de trabajo} = \text{Activo circulante} - \text{Pasivo circulante}$$

10.2.1. Activo circulante

El activo circulante se encuentra compuesto por el inventario, las cuentas por cobrar y el dinero líquido (cajas y bancos). Se detalla, a continuación, cada ítem.

Inventario

El inventario se encontrará compuesto, principalmente, por la materia prima e insumos máximos que puede almacenarse en la planta.

Se considerará la materia prima necesaria para que la planta comience a funcionar, establecida en la cantidad equivalente a cuatro (4) días de almacenamiento.

Se considerará la cantidad de catalizador de carga para cada reactor, establecida en 160.4 Tn/reactor, con 5 reactores, a un precio de 5000 USD/Tn.

Cuentas por cobrar

La empresa normalmente dará crédito en la venta de sus primeros productos. Las cuentas por cobrar calculan cuál es la inversión necesaria como consecuencia de vender a crédito, lo cual depende de las



condiciones del crédito, es decir, del período promedio en que la empresa recupera el capital. Se expresa de la siguiente manera:

$$CxC = \frac{\text{Ventas anuales}}{365} \cdot PPR$$

Dónde: CxC es cuentas a cobrar; PPR es el período promedio de recuperación.

El período promedio de recuperación suele encontrarse entre 30 y 60. Para el presente estudio se tomará como 45.

Caja y Bancos

Refiere al efectivo que siempre debe tener la empresa para no sólo afrontar gastos cotidianos, sino también los imprevistos. Se suele estimar entre un 10 a 20% del monto total invertido en inventarios y cuentas por cobrar.

Para el presente estudio, se tomará un promedio del 15%.

$$\text{Caja y Bancos} = (\text{Inventarios} + \text{Cuentas por cobrar}) \cdot 15\%$$

10.2.2. Pasivo circulante

El pasivo circulante consta de todos los créditos a corto plazo en los que incurre la empresa para financiar parcialmente la operación. Este comprende, principalmente, impuestos, servicios y proveedores.

Un criterio apropiado para su determinación, en la práctica, es el de basarse en la tasa circulante (TC). Para la industria se sugiere que sea mayor o igual a 3.

$$TC = \frac{\text{Activo circulante}}{\text{Pasivo circulante}} \geq 3$$

$$\text{Pasivo circulante} = \frac{\text{Activo circulante}}{3}$$

En la tabla siguiente se presentan los valores calculados, tomando como base los datos presentados en el estudio de mercado y el balance de masa propuesto.



| Inventarios | | | |
|--------------------------|-----------------------|----------------|----------------------|
| Ítem | Cantidad (Tn) | Costo (USD/Tn) | Costo |
| Propano | 1200 | 312,2 | USD 374.640 |
| Catalizador | 640,8 | 5000 | USD 3.204.000 |
| TOTAL INVENTARIOS | | | USD 3.578.640 |
| Cuentas por cobrar | | | |
| Ítem | Valor | | |
| Ventas anuales | USD 83.666.942 | | |
| Días | 365 | | |
| PPR | 45 | | |
| TOTAL CxC | USD 10.315.102 | | |
| Cajas y Bancos | | | |
| Ítem | Valor | | |
| Inventario | USD 3.578.640 | | |
| Cuentas por cobrar | USD 10.315.102 | | |
| Porcentaje | 15% | | |
| TOTAL CyB | USD 2.084.061 | | |
| Activo circulante | | | |
| Ítem | Valor | | |
| Inventario | USD 3.578.640 | | |
| Cuentas por cobrar | USD 10.315.102 | | |
| Cajas y Bancos | USD 2.084.061 | | |
| TOTAL AC | USD 15.977.804 | | |
| Pasivo circulante | | | |
| Ítem | Valor | | |
| Activo circulante | USD 15.977.804 | | |
| TOTAL PC | USD 5.325.935 | | |
| Capital de trabajo | | | |
| Ítem | Valor | | |
| Activo circulante | USD 15.977.804 | | |
| Pasivo circulante | USD 5.325.935 | | |
| TOTAL CT | USD 10.651.869 | | |

Tabla 10.4. Estimación del capital de trabajo. Fuente: elaboración propia.

10.3. Costos de fabricación y ventas

Para determinar los ingresos por ventas y los costos totales se procedió a utilizar las proyecciones anteriormente establecidas en los primeros capítulos del proyecto. La capacidad anual de la producción (CAP) se encuentra supeditada a la capacidad ociosa (CO) determinada en un 15%, de forma que la CAP se estipuló que incrementará un 5% por año.



La capacidad instalada de la planta es de 109.500 Tn/año, mientras que la capacidad operativa, para 330 días operativos por año, es de 99.000 Tn/año.

10.3.1. Ingresos por ventas

Los ingresos se componen por las ventas proyectadas de propileno (producto principal) e hidrógeno (subproducto). En los siguientes cuadros, se presentan los ingresos correspondientes a cada uno, a valores actualizados.

| Año | CAP | CO | PGP [Tn/año] | U\$S/año |
|------|---------|--------|--------------|---------------|
| 2023 | 85,00% | 15,00% | 65.826 | \$ 66.717.296 |
| 2024 | 90,00% | 10,00% | 69.698 | \$ 70.641.842 |
| 2025 | 95,00% | 5,00% | 73.570 | \$ 74.566.389 |
| 2026 | 100,00% | 0,00% | 77.443 | \$ 78.490.936 |
| 2027 | 100,00% | - | 77.443 | \$ 78.490.936 |
| 2028 | 100,00% | - | 77.443 | \$ 78.490.936 |
| 2029 | 100,00% | - | 77.443 | \$ 78.490.936 |
| 2030 | 100,00% | - | 77.443 | \$ 78.490.936 |
| 2031 | 100,00% | - | 77.443 | \$ 78.490.936 |
| 2032 | 100,00% | - | 77.443 | \$ 78.490.936 |

Tabla 10.5. Ingresos por venta de propileno. Fuente: elaboración propia.

| Año | CAP | CO | H2 [Tn/año] | U\$S/año |
|------|---------|--------|-------------|---------------|
| 2023 | 85,00% | 15,00% | 6.123 | \$ 16.949.646 |
| 2024 | 90,00% | 10,00% | 6.484 | \$ 17.946.685 |
| 2025 | 95,00% | 5,00% | 6.844 | \$ 18.943.723 |
| 2026 | 100,00% | 0,00% | 7.204 | \$ 19.940.761 |
| 2027 | 100,00% | - | 7.204 | \$ 19.940.761 |
| 2028 | 100,00% | - | 7.204 | \$ 19.940.761 |
| 2029 | 100,00% | - | 7.204 | \$ 19.940.761 |
| 2030 | 100,00% | - | 7.204 | \$ 19.940.761 |
| 2031 | 100,00% | - | 7.204 | \$ 19.940.761 |
| 2032 | 100,00% | - | 7.204 | \$ 19.940.761 |

Tabla 10.6. Ingresos por venta de hidrógeno. Fuente: elaboración propia.

10.3.2. Estructura del costo. Costos fijos y variables. Seguros

Costos fijos



El costo fijo es aquel que es independiente de la actividad de producción de una empresa, es decir, representa un gasto invariable, al menos, durante un cierto periodo, en relación a la cantidad de bienes o servicios logrados durante un espacio de tiempo determinado.

Los costos fijos incluyen los sueldos de mano de obra de operación, la depreciación de equipos y maquinarias, los impuestos, seguros, mano de obra y gastos administrativos.

Los sueldos del personal comprendido en el proyecto se detallaron en el capítulo anterior.

La depreciación es el costo asociado al desgaste o pérdida de valor periódica de los bienes materiales o inmateriales. Desde el punto de vista financiero y económico, la depreciación consiste en que, al reconocer el desgaste de los bienes por su uso, se va creando una provisión o reserva que al final de su vida útil permite reemplazarlos sin afectar la liquidez y el capital de trabajo.

Para el cálculo de la depreciación se emplea el método de línea recta, suponiendo que el bien decrece su valor en forma lineal en función del tiempo. El tiempo de depreciación será el mismo que la duración del proyecto, es decir, 10 años. Se estipula también un valor residual del bien del 30%.

Respecto a los impuestos, sólo se considerará el impuesto a las ganancias, estipulado en un 25% para empresas con otros proyectos a partir del año 2022.

En cuanto a los seguros, el costo asociado a éstos depende fuertemente del tipo de actividad que desarrolle la empresa, de su magnitud, de las medidas de seguridad adoptadas para la operación y de las medidas mitigadoras de impactos ambientales que haya implementado. Se la estipula en un 0.5% del CAPEX.

Costos variables

Los costos variables incluyen aquellos directamente relacionados a actividad productiva, como son la materia prima, insumos y los servicios auxiliares.

Para determinar los costos de materias primas, se procedió a utilizar las proyecciones anteriormente establecidas en los primeros capítulos del proyecto. La capacidad anual de la producción (CAP) se encuentra supeditada a la capacidad ociosa (CO) determinada en un 15%, de forma que la CAP se estipuló que incrementará un 5% por año.



En la tabla siguiente se detalla el costo de la compra de materias primas a precios actualizados.

| Año | CAP | CO | MP [Tn/año] | U\$S/año |
|------|---------|--------|-------------|---------------|
| 2023 | 85,00% | 15,00% | 84.150 | \$ 26.271.630 |
| 2024 | 90,00% | 10,00% | 89.100 | \$ 27.817.020 |
| 2025 | 95,00% | 5,00% | 94.050 | \$ 29.362.410 |
| 2026 | 100,00% | 0,00% | 99.000 | \$ 30.907.800 |
| 2027 | 100,00% | - | 99.000 | \$ 30.907.800 |
| 2028 | 100,00% | - | 99.000 | \$ 30.907.800 |
| 2029 | 100,00% | - | 99.000 | \$ 30.907.800 |
| 2030 | 100,00% | - | 99.000 | \$ 30.907.800 |
| 2031 | 100,00% | - | 99.000 | \$ 30.907.800 |
| 2032 | 100,00% | - | 99.000 | \$ 30.907.800 |

Tabla 10.7. Proyección de costos de materias primas. Fuente: elaboración propia.

Por otro lado, se debe tener en cuenta la reposición de catalizador. Éste se estipula que tendrá una duración máxima de 5 años, período en el cual se debe comprar el requerido para los cinco reactores del proceso. Se determina un costo total de 3.2 millones de dólares para una cantidad de 160.2 toneladas por reactor, a un precio de 5 mil dólares por tonelada, para una única reposición a darse en el año 2028.

Finalmente, respecto de los servicios auxiliares, las cantidades totales requeridas de los mismos se detalló en el capítulo 6. A continuación, se presentan los consumos asociados por los equipos de proceso.

| ENERGÍA ELÉCTRICA (a) | | | | |
|-----------------------|--------------|----------|----------------|-----------------|
| Equipo | Consumo (kW) | Cantidad | Tiempo (h/año) | Total (USD/año) |
| Bombas | 6 | 5 | 7920 | \$ 15.444 |
| Compresor 1 | 2032 | 1 | 7920 | \$ 1.046.074 |
| Compresor 2 | 372 | 1 | 7920 | \$ 191.506 |
| Aeroenfriador | 0,96 | 1 | 7920 | \$ 494 |
| Oficinas/Instrumentos | 8 | 1 | 7920 | \$ 4.118 |
| TOTAL (USD) | | | | \$ 1.257.636 |

| VAPOR DE CALENTAMIENTO (b) | | |
|----------------------------|--------------------------------------|-----------------|
| Consumo total (Tn/h) | Tiempo (h/año) | Total (USD/año) |
| 25,3 | 7920 | \$ 1.603.008 |
| Observación | Equipos: E-7001/E-7002/E-7006/E-7010 | |



| GAS COMBUSTIBLE (c) | | |
|-----------------------|-----------------|-----------------|
| Consumo total (USD/h) | Tiempo (h/año) | Total (USD/año) |
| 8,14 | 7920 | \$ 64.432 |
| Observación | Equipos: H-7001 | |

| AGUA DE ENFRIAMIENTO (d) | | |
|--------------------------|--------------------------------------|-----------------|
| Consumo total (Tn/h) | Tiempo (h/año) | Total (USD/año) |
| 1103,2 | 7920 | \$ 6.727.755 |
| Observación | Equipos: E-7004/E-7008/E-7009/E-7011 | |

Tabla 10.8. (a) Consumo de energía eléctrica por equipo; (b) Consumo de vapor en intercambiadores de calor, descontando el vapor generado en E-7003; (c) Consumo de gas combustible en hornos; (d) Consumo de agua en intercambiadores de calor. Fuente: elaboración propia.

Finalmente, se detalla la proyección del costo de los servicios en función de la capacidad operativa de la planta.

| Año | CAP | CO | TOTAL SERVICIOS (USD/AÑO) |
|------|---------|--------|---------------------------|
| 2023 | 85,00% | 15,00% | 8.204.906 |
| 2024 | 90,00% | 10,00% | 8.687.547 |
| 2025 | 95,00% | 5,00% | 9.170.189 |
| 2026 | 100,00% | 0,00% | 9.652.830 |
| 2027 | 100,00% | - | 9.652.830 |
| 2028 | 100,00% | - | 9.652.830 |
| 2029 | 100,00% | - | 9.652.830 |
| 2030 | 100,00% | - | 9.652.830 |
| 2031 | 100,00% | - | 9.652.830 |
| 2032 | 100,00% | - | 9.652.830 |

Tabla 10.8. Proyección del costo de servicios auxiliares. Fuente: elaboración propia.

10.4. Diagrama del punto de equilibrio

El punto de equilibrio es aquel en el cual la utilidad es igual a cero, es decir, los ingresos son iguales a los costos. El punto de equilibrio es utilizado en las empresas como primer indicador de la rentabilidad de un proyecto, ya que superado éste, la empresa alcanza el umbral de las ganancias. Así mismo, significa un punto de partida, en el cual un aumento en la producción y en las ventas supondrá una ganancia, mientras que una reducción de ambos generará una pérdida.



Para el cálculo del punto de equilibrio se requieren conocer los costos fijos, los costos variables y los ingresos por ventas. Se puede calcular de dos formas, gráfica o analíticamente. La primera de ellas consiste en representar las funciones de costo total e ingresos por ventas unitario, y determinar el punto donde se cortan ambas gráficas.

En la tabla siguiente se muestran las funciones a representar cuando la planta trabaja al 100% de su capacidad, mientras que a continuación se realiza la gráfica correspondiente.

| PUNTO DE EQUILIBRIO | | | | | |
|---------------------|--------------|------------------|----------------|-------------|-------------|
| CAPACIDAD | COSTOS FIJOS | COSTOS VARIABLES | COSTOS TOTALES | INGRESOS | UTILIDAD |
| 0,00% | USD 47.033 | USD 0,00 | USD 47.033 | USD 0,00 | -USD 47.033 |
| 0,10% | USD 47.033 | USD 40.764 | USD 87.797 | USD 98.432 | USD 10.635 |
| 0,20% | USD 47.033 | USD 81.528 | USD 128.561 | USD 196.863 | USD 68.303 |
| 0,30% | USD 47.033 | USD 122.292 | USD 169.325 | USD 295.295 | USD 125.970 |
| 0,40% | USD 47.033 | USD 163.056 | USD 210.089 | USD 393.727 | USD 183.638 |
| 0,50% | USD 47.033 | USD 203.820 | USD 250.853 | USD 492.158 | USD 241.306 |
| 0,60% | USD 47.033 | USD 244.584 | USD 291.616 | USD 590.590 | USD 298.974 |
| 0,70% | USD 47.033 | USD 285.347 | USD 332.380 | USD 689.022 | USD 356.642 |
| 0,80% | USD 47.033 | USD 326.111 | USD 373.144 | USD 787.454 | USD 414.309 |
| 0,90% | USD 47.033 | USD 366.875 | USD 413.908 | USD 885.885 | USD 471.977 |
| 1,00% | USD 47.033 | USD 407.639 | USD 454.672 | USD 984.317 | USD 529.645 |

Tabla 10.9. Valores de costos e ingresos para la estimación del punto de equilibrio. Fuente: elaboración propia.

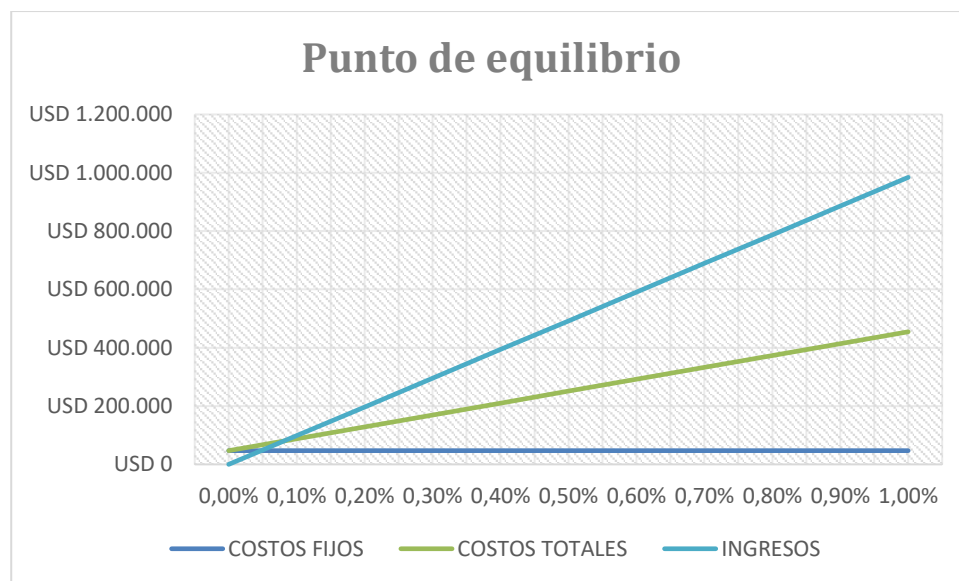


Fig. 10.1. Estimación del punto de equilibrio. Fuente: elaboración propia.



De esta manera, se puede observar que, debido al buen margen de beneficio, la planta debería trabajar a una capacidad muy pequeña, menor al 1%, para cubrir los costos totales de producción.

10.5. Construcción del diagrama de flujo de fondos

La evaluación económica permite conocer la rentabilidad del proyecto mediante la determinación y el análisis de algunos indicadores económicos de uso frecuente en la evaluación de proyectos. La base para el cálculo de los indicadores que permitirán definir la viabilidad económico-financiera del proyecto en estudio, a nivel de prefactibilidad, es el flujo de fondos. Este es un informe financiero que presenta el detalle de los flujos de ingresos y egresos de dinero que tiene el proyecto en un período dado.

Se presentan los diagramas de flujo de fondos correspondientes a los distintos escenarios a considerar en el apartado 10.8.

Se estipulan los siguientes costos, en porcentajes, de la siguiente manera:

- Mantenimiento: 2% del OPEX
- Contratos: 1% de Margen Operativo
- Seguros: 0.5% del OPEX
- Comerciales: 2% de Ingresos
- Royalties: 1% de Margen Operativo
- Continuidad: 3% del OPEX
- SMASS: 1% del OPEX
- Integridad: 1% del Costo de Equipos

10.6. El valor actual neto

El VAN es un índice de rentabilidad que se basa en calcular la suma de los valores actualizados de los flujos netos de caja, si el resultado es positivo el proceso es rentable, ya que se obtienen beneficios, mientras que si el resultado es negativo el proceso no es viable puesto que habrá pérdida. El VAN se calcula con la siguiente ecuación:

$$VAN = -I + \sum_{n=0}^N \frac{F_n}{(1+i)^n}$$



Dónde: I es la inversión inicial, F_n el flujo correspondiente al año 'n', n es el año de flujo de caja, i es la tasa de descuento, la cual se toma con un valor del 12%.

10.7. La tasa interna de retorno

La TIR es un índice de rentabilidad que consiste en calcular la tasa interna de rentabilidad que hace que el VAN tenga un valor de cero. Si la TIR obtenida es mayor a la tasa interna de rentabilidad real, el proyecto es rentable, en caso contrario, será inviable. La TIR se calcula con la siguiente ecuación:

$$0 = -I + \sum_{n=0}^N \frac{F_n}{(1 + TIR)^n}$$

10.8. Distintas técnicas para la toma de decisión

Se estipula que serán tres erogaciones distribuidas como se detalla en la siguiente tabla:

| EROGACIÓN | | |
|-----------|-----|----------------|
| 1 | 8% | \$ 17.027.488 |
| 2 | 70% | \$ 148.990.519 |
| 3 | 22% | \$ 46.825.592 |

Tabla 10.10. Erogación de CAPEX. Fuente: elaboración propia.

Se tomarán dos escenarios posibles para el armado de los flujos netos de fondos, a detallar a continuación. Se realizará, también, una primera evaluación sobre una situación hipotética, sin ningún tipo de financiamiento, de manera de determinar la rentabilidad del proyecto *per se*. En todos los casos se considerará un valor de salvamento igual al 50% del CAPEX.

Hipótesis sin financiación

En base al diagrama de flujo de fondos presentado a continuación, se calculan la VAN y la TIR, a modo de realizar la evaluación económica correspondiente para esta situación hipotética.



| PERÍODO | | | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|----------------------------------|----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| AÑO | 2020 | 2021 | 2022 | 2023 | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 | 2029 | 2030 | 2031 | 2032 |
| MARGEN OPERATIVO | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 57.395.312 | \$ 60.771.507 | \$ 64.147.702 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 |
| INGRESOS | | | | \$ 83.666.942 | \$ 88.588.527 | \$ 93.510.112 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 |
| PRODUCTO | | | | \$ 66.717.296 | \$ 70.641.842 | \$ 74.566.389 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 |
| SUBPRODUCTO | | | | \$ 16.949.646 | \$ 17.946.685 | \$ 18.943.723 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 |
| COMPRAS | | \$ 0 | \$ 0 | -\$ 26.271.630 | -\$ 27.817.020 | -\$ 29.362.410 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 |
| MP - PROPANO | | | | -\$ 26.271.630 | -\$ 27.817.020 | -\$ 29.362.410 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 |
| CUOTA BANCARIA | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | | | | | | | | | |
| OTROS | | | | | | | | | | | | | |
| OPEX | | | | -\$ 16.542.794 | -\$ 17.188.169 | -\$ 17.833.545 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 |
| VARIABLES | | | | -\$ 8.150.139 | -\$ 8.629.559 | -\$ 9.108.979 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 |
| ELECTRICIDAD | | | | \$ 1.068.990 | \$ 1.131.872 | \$ 1.194.754 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 |
| AGUA | | | | \$ 5.718.592 | \$ 6.054.979 | \$ 6.391.367 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 |
| VAPOR | | | | \$ 1.362.557 | \$ 1.442.707 | \$ 1.522.858 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 |
| FIJOS | | | | -\$ 6.145.363 | -\$ 6.179.125 | -\$ 6.212.887 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 |
| PERSONAL DE OPERACIONES | | | | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 |
| MANTENIMIENTO (SIN PAROS) | | | | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 |
| CONTRATOS | | | | \$ 573.953 | \$ 607.715 | \$ 641.477 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 |
| PERSONAL OTROS | | | | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 |
| SEGUROS | | | | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 |
| COMERCIALES | | | | -\$ 1.673.339 | -\$ 1.771.771 | -\$ 1.870.202 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 |
| ROYALTIES | | | | -\$ 573.953 | -\$ 607.715 | -\$ 641.477 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 |
| EBITDA | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 40.852.519 | \$ 43.583.338 | \$ 46.314.157 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 |
| AMORTIZACIÓN | | | | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 |
| EBIT | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 25.953.467 | \$ 28.684.286 | \$ 31.415.105 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 |
| IG | | | | | -\$ 7.171.071 | -\$ 7.853.776 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 |
| TASA IG (ANUAL) | | | | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% |
| EBT | | | | \$ 40.852.519 | \$ 36.412.266 | \$ 38.460.381 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 |
| PAGO A ACCIONISTAS | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | | | | | | | |
| INTERESES BANCARIOS | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | | | | | | | | | |
| NI | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 40.852.519 | \$ 36.412.266 | \$ 38.460.381 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 |
| INVERSIONES | -\$ 17.027.488 | -\$ 148.990.519 | -\$ 46.825.592 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 13.348.322 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | \$ 97.092.766 |
| EROGACIONES | -\$ 17.027.488 | -\$ 148.990.519 | -\$ 46.825.592 | | | | | | | | | | |
| PRÉSTAMOS BANCARIOS | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | | | | | | | | | | |
| ACCIONISTAS | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | | | | | | | | | | |
| COMPRA CATALIZADOR | | | | | | | | | -\$ 3.204.000 | | | | |
| OPEX DE PARO | | | | | | | | | -\$ 815.289 | | | | |
| CONTINUIDAD | | | | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 |
| SMASS | | | | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 |
| INTEGRIDAD | | | | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 |
| VALOR DE SALVAMENTO | | | | | | | | | | | | | \$ 106.421.799 |
| FLUJO DE FONDOS | -\$ 17.027.488 | -\$ 148.990.519 | -\$ 46.825.592 | \$ 31.523.485 | \$ 27.083.233 | \$ 29.131.348 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 27.160.173 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 137.601.261 |
| FLUJO DE FONDOS ACUMULADO | -\$ 17.027.488 | -\$ 166.018.007 | -\$ 212.843.598 | -\$ 181.320.113 | -\$ 154.236.880 | -\$ 125.105.532 | -\$ 93.926.070 | -\$ 62.746.608 | -\$ 35.586.435 | -\$ 4.406.973 | \$ 26.772.489 | \$ 57.951.952 | \$ 195.553.213 |



| | |
|-----|----------------|
| VAN | -\$ 24.769.449 |
| TIR | 10% |

Los valores obtenidos de ambos indicadores nos permiten concluir que el proyecto no resulta rentable por sí solo.

Plan de financiación, escenario 'A'

Para el primer escenario se procedió a realizar una evaluación económica contando con un financiamiento del 100% de la inversión, realizado únicamente por los accionistas. Los valores de las erogaciones se realizarán como se detalló en la Tabla 10.11. Se realizará un pago a los accionistas en un período de 5 años, a una tasa del 6% anual. Entonces, se calculan la VAN y la TIR.



| PERÍODO | | | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|----------------------------------|----------------|-----------------|----------------|----------------|-----------------|-----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| AÑO | 2020 | 2021 | 2022 | 2023 | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 | 2029 | 2030 | 2031 | 2032 |
| MARGEN OPERATIVO | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 57.395.312 | \$ 60.771.507 | \$ 64.147.702 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 |
| INGRESOS | | | | \$ 83.666.942 | \$ 88.588.527 | \$ 93.510.112 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 |
| PRODUCTO | | | | \$ 66.717.296 | \$ 70.641.842 | \$ 74.566.389 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 |
| SUBPRODUCTO | | | | \$ 16.949.646 | \$ 17.946.685 | \$ 18.943.723 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 |
| COMPRAS | | \$ 0 | \$ 0 | -\$ 26.271.630 | -\$ 27.817.020 | -\$ 29.362.410 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 |
| MP - PROPANO | | | | -\$ 26.271.630 | -\$ 27.817.020 | -\$ 29.362.410 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 |
| CUOTA BANCARIA | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | | | | | | | | | |
| OTROS | | | | | | | | | | | | | |
| OPEX | | | | -\$ 16.542.794 | -\$ 17.188.169 | -\$ 17.833.545 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 |
| VARIABLES | | | | -\$ 8.150.139 | -\$ 8.629.559 | -\$ 9.108.979 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 |
| ELECTRICIDAD | | | | \$ 1.068.990 | \$ 1.131.872 | \$ 1.194.754 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 |
| AGUA | | | | \$ 5.718.592 | \$ 6.054.979 | \$ 6.391.367 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 |
| VAPOR | | | | \$ 1.362.557 | \$ 1.442.707 | \$ 1.522.858 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 |
| FIJOS | | | | -\$ 6.145.363 | -\$ 6.179.125 | -\$ 6.212.887 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 |
| PERSONAL DE OPERACIONES | | | | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 |
| MANTENIMIENTO (SIN PAROS) | | | | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 |
| CONTRATOS | | | | \$ 573.953 | \$ 607.715 | \$ 641.477 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 |
| PERSONAL OTROS | | | | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 |
| SEGUROS | | | | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 |
| COMERCIALES | | | | -\$ 1.673.339 | -\$ 1.771.771 | -\$ 1.870.202 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 |
| ROYALTIES | | | | -\$ 573.953 | -\$ 607.715 | -\$ 641.477 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 |
| EBITDA | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 40.852.519 | \$ 43.583.338 | \$ 46.314.157 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 |
| AMORTIZACIÓN | | | | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 |
| EBIT | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 25.953.467 | \$ 28.684.286 | \$ 31.415.105 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 |
| IG | | | | | -\$ 7.171.071 | -\$ 7.853.776 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 |
| TASA IG (ANUAL) | | | | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% |
| EBT | | | | \$ 40.852.519 | \$ 36.412.266 | \$ 38.460.381 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 |
| PAGO A ACCIONISTAS | | -\$ 40.014.596 | -\$ 40.014.596 | -\$ 40.014.596 | -\$ 40.014.596 | -\$ 40.014.596 | | | | | | | |
| INTERESES BANCARIOS | | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | | | | | | | | | |
| NI | | -\$ 40.014.596 | -\$ 40.014.596 | \$ 837.922 | -\$ 3.602.330 | -\$ 1.554.216 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 |
| INVERSIONES | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 13.348.322 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | \$ 97.092.766 |
| EROGACIONES | -\$ 17.027.488 | -\$ 148.990.519 | -\$ 46.825.592 | | | | | | | | | | |
| PRÉSTAMOS BANCARIOS | \$ 0 | \$ 0 | \$ 0 | | | | | | | | | | |
| ACCIONISTAS | \$ 17.027.488 | \$ 148.990.519 | \$ 46.825.592 | | | | | | | | | | |
| COMPRA CATALIZADOR | | | | | | | | | -\$ 3.204.000 | | | | |
| OPEX DE PARO | | | | | | | | | -\$ 815.289 | | | | |
| CONTINUIDAD | | | | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 |
| SMASS | | | | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 |
| INTEGRIDAD | | | | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 |
| VALOR DE SALVAMENTO | | | | | | | | | | | | | \$ 106.421.799 |
| FLUJO DE FONDOS | \$ 0 | -\$ 40.014.596 | -\$ 40.014.596 | -\$ 8.491.111 | -\$ 12.931.363 | -\$ 10.883.249 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 27.160.173 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 137.601.261 |
| FLUJO DE FONDOS ACUMULADO | \$ 0 | -\$ 40.014.596 | -\$ 80.029.193 | -\$ 88.520.304 | -\$ 101.451.667 | -\$ 112.334.916 | -\$ 81.155.454 | -\$ 49.975.992 | -\$ 22.815.819 | \$ 8.363.643 | \$ 39.543.105 | \$ 70.722.567 | \$ 208.323.829 |



| | |
|-----|---------------|
| VAN | \$ 18.370.698 |
| TIR | 15% |

Se concluye que esta opción nos permite obtener valores de VAN y TIR adecuados, volviendo el proyecto rentable. De igual manera, los valores de estos indicadores sólo se encuentran ligeramente por encima de lo que resultaría ser una inversión atractiva.

Plan de financiación, escenario 'B'

Para el último escenario, se procedió a realizar la misma evaluación, pero contando con un financiamiento del 70% de la inversión realizado por accionistas y el 30% restante con un crédito bancario. Los períodos de pago y las tasas de interés se detallan en la siguiente tabla.

| PRÉSTAMOS | | |
|-------------|---------------|----------------|
| Tipo | Bancario | Accionistas |
| Préstamo % | 30% | 70% |
| Préstamo | \$ 63.853.079 | \$ 148.990.519 |
| Tasa | 5% | 6% |
| Años | 3 | 5 |
| Cuota anual | \$ 21.284.360 | \$ 29.798.104 |
| Interés | \$ 1.064.218 | \$ 1.787.886 |

Tabla 10.11. Modo de financiamiento, períodos y tasas. Fuente: elaboración propia.

Las erogaciones correspondientes se darán de la siguiente manera, a modo de igualar los valores establecidos en la Tabla 10.10:

| EROGACIÓN | | | |
|------------|---------------|----------------|---------------|
| Número | 1 | 2 | 3 |
| Bancario | 26,7% | 67,7% | 5,6% |
| | \$ 17.027.488 | \$ 43.228.535 | \$ 3.597.057 |
| Accionario | 0% | 71,0% | 29,0% |
| | 0 | \$ 105.783.268 | \$ 43.207.250 |

Tabla 10.12. Erogaciones por parte del banco y accionistas. Fuente: elaboración propia.



| PERÍODO | | | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|----------------------------------|----------------|-----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| AÑO | 2020 | 2021 | 2022 | 2023 | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 | 2029 | 2030 | 2031 | 2032 |
| MARGEN OPERATIVO | | -\$ 21.284.360 | -\$ 21.284.360 | \$ 36.110.952 | \$ 60.771.507 | \$ 64.147.702 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 | \$ 67.523.897 |
| INGRESOS | | | | \$ 83.666.942 | \$ 88.588.527 | \$ 93.510.112 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 | \$ 98.431.697 |
| PRODUCTO | | | | \$ 66.717.296 | \$ 70.641.842 | \$ 74.566.389 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 | \$ 78.490.936 |
| SUBPRODUCTO | | | | \$ 16.949.646 | \$ 17.946.685 | \$ 18.943.723 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 | \$ 19.940.761 |
| COMPRAS | | -\$ 21.284.360 | -\$ 21.284.360 | -\$ 47.555.990 | -\$ 27.817.020 | -\$ 29.362.410 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 |
| MP - PROPANO | | | | -\$ 26.271.630 | -\$ 27.817.020 | -\$ 29.362.410 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 | -\$ 30.907.800 |
| CUOTA BANCARIA | | -\$ 21.284.360 | -\$ 21.284.360 | -\$ 21.284.360 | | | | | | | | | |
| OTROS | | | | | | | | | | | | | |
| OPEX | | | | -\$ 16.117.106 | -\$ 17.188.169 | -\$ 17.833.545 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 | -\$ 18.478.920 |
| VARIABLES | | | | -\$ 8.150.139 | -\$ 8.629.559 | -\$ 9.108.979 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 | -\$ 9.588.399 |
| ELECTRICIDAD | | | | \$ 1.068.990 | \$ 1.131.872 | \$ 1.194.754 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 | \$ 1.257.636 |
| AGUA | | | | \$ 5.718.592 | \$ 6.054.979 | \$ 6.391.367 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 | \$ 6.727.755 |
| VAPOR | | | | \$ 1.362.557 | \$ 1.442.707 | \$ 1.522.858 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 | \$ 1.603.008 |
| FIJOS | | | | -\$ 5.932.519 | -\$ 6.179.125 | -\$ 6.212.887 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 | -\$ 6.246.649 |
| PERSONAL DE OPERACIONES | | | | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 | \$ 203.287 |
| MANTENIMIENTO (SIN PAROS) | | | | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 | \$ 4.256.872 |
| CONTRATOS | | | | \$ 361.110 | \$ 607.715 | \$ 641.477 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 | \$ 675.239 |
| GASTOS OVERHEAD | | | | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 | \$ 47.033 |
| SEGUROS | | | | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 | \$ 1.064.218 |
| COMERCIALES | | | | -\$ 1.673.339 | -\$ 1.771.771 | -\$ 1.870.202 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 | -\$ 1.968.634 |
| ROYALTIES | | | | -\$ 361.110 | -\$ 607.715 | -\$ 641.477 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 | -\$ 675.239 |
| EBITDA | | -\$ 21.284.360 | -\$ 21.284.360 | \$ 19.993.846 | \$ 43.583.338 | \$ 46.314.157 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 | \$ 49.044.976 |
| AMORTIZACIÓN | | | | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 | -\$ 14.899.052 |
| EBIT | | -\$ 21.284.360 | -\$ 21.284.360 | \$ 5.094.794 | \$ 28.684.286 | \$ 31.415.105 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 | \$ 34.145.925 |
| IG | | | | | -\$ 7.171.071 | -\$ 7.853.776 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 | -\$ 8.536.481 |
| TASA IG (ANUAL) | | | | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% | 25,00% |
| EBT | | | | \$ 19.993.846 | \$ 36.412.266 | \$ 38.460.381 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 |
| PAGO A ACCIONISTAS | | -\$ 28.010.218 | -\$ 28.010.218 | -\$ 28.010.218 | -\$ 28.010.218 | -\$ 28.010.218 | | | | | | | |
| INTERESES BANCARIOS | | -\$ 1.064.218 | -\$ 1.064.218 | -\$ 1.064.218 | | | | | | | | | |
| NI | | -\$ 29.074.436 | -\$ 29.074.436 | -\$ 9.080.590 | \$ 8.402.049 | \$ 10.450.163 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 | \$ 40.508.495 |
| INVERSIONES | \$ 0 | \$ 21.284 | -\$ 21.284 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 13.348.322 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | -\$ 9.329.033 | \$ 97.092.766 |
| EROGACIONES | -\$ 17.027.488 | -\$ 148.990.519 | -\$ 46.825.592 | | | | | | | | | | |
| PRÉSTAMOS BANCARIOS | \$ 17.027.488 | \$ 43.228.535 | \$ 3.597.057 | | | | | | | | | | |
| ACCIONISTAS | \$ 0 | \$ 105.783.268 | \$ 43.207.250 | | | | | | | | | | |
| COMPRA CATALIZADOR | | | | | | | | | -\$ 3.204.000 | | | | |
| OPEX DE PARO | | | | | | | | | -\$ 815.289 | | | | |
| CONTINUIDAD | | | | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 | -\$ 6.385.308 |
| SMASS | | | | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 | -\$ 2.128.436 |
| INTEGRIDAD | | | | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 | -\$ 815.289 |
| VALOR DE SALVAMENTO | | | | | | | | | | | | | \$ 106.421.799 |
| FLUJO DE FONDOS | \$ 0 | -\$ 29.053.151 | -\$ 29.095.720 | -\$ 18.409.623 | -\$ 926.984 | \$ 1.121.130 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 27.160.173 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 31.179.462 | \$ 137.601.261 |
| FLUJO DE FONDOS ACUMULADO | \$ 0 | -\$ 29.053.151 | -\$ 58.148.871 | -\$ 76.558.494 | -\$ 77.485.478 | -\$ 76.364.348 | -\$ 45.184.886 | -\$ 14.005.424 | \$ 13.154.749 | \$ 44.334.211 | \$ 75.513.673 | \$ 106.693.136 | \$ 244.294.397 |



Entonces, se calculan la VAN y la TIR.

| | |
|-----|---------------|
| VAN | \$ 44.242.970 |
| TIR | 20% |

De esta manera, se puede observar que la inversión resulta factible. Se consiguen valores de VAN y TIR adecuados para que el proyecto resulte rentable, resultando éste el mejor escenario de entre los considerados.

10.9. Payback

El payback o plazo de recuperación de la inversión se analizó para el mejor escenario posible de la inversión, escenario 'B', para el cual se pudo constatar que el período en el cual el cálculo arroja un flujo de fondos acumulado positivo se da al octavo año desde el comienzo del proyecto.

10.10. Análisis de sensibilidad

Se procede a realizar una evaluación sobre el comportamiento del proyecto en función de la ocurrencia de situaciones diversas que pueden afectar la rentabilidad del proyecto. Se analizará el impacto sobre el indicador TIR, frente al escenario 'base' Plan de financiación, escenario 'B' (financiación del 70% mediante accionistas y 30% mediante préstamo bancario), con una tasa de descuento seleccionada del 12% y considerando un valor de salvamento igual al 50% del CAPEX. La TIR para el escenario 'base' tiene un valor de 20.3%.

Se presenta la gráfica resultado del análisis de sensibilidad y, a continuación, se detallan los escenarios considerados.

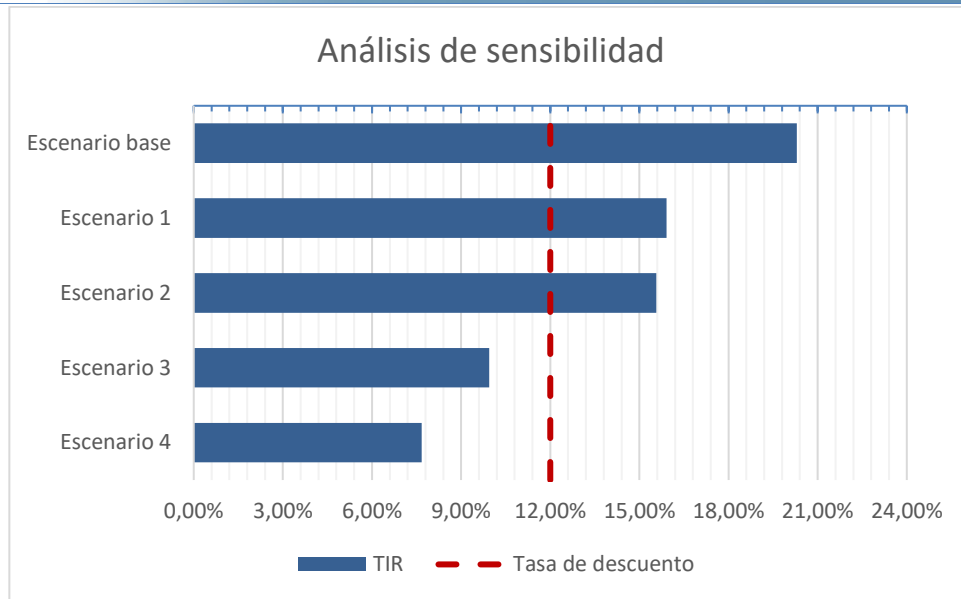


Fig. 10.2. Análisis de sensibilidad: variación del indicador TIR para cada escenario considerado.

Escenario 1: Aumento del valor del CAPEX en 15%

Se evalúa la situación hipotética en la que ocurra un cambio imprevisto en el CAPEX que implique un valor un 15% superior al calculado inicialmente, ya sea debido a cambios en el costo de equipos o la instalación de los mismos. En función de estas consideraciones, se presenta el cuadro de flujo de fondos para este escenario.

El valor del indicador TIR resulta:

| | |
|-----|-------|
| TIR | 15,9% |
|-----|-------|

Frente a la situación de incremento del valor del CAPEX, se observa que el proyecto continúa resultando rentable, por lo que éste presenta una baja sensibilidad respecto del aumento de dicha variable. El indicador TIR se mantiene en un valor adecuado, por encima de la tasa de descuento seleccionada.

Escenario 2: Disminución del valor del propileno en 100 USD/Tn

Se evalúa la situación hipotética en la que disminuya el precio de venta del producto principal (propileno) en un monto de 100 USD por tonelada. En función de esta consideración, se presenta el cuadro de flujo de fondos para este escenario.

El valor del indicador TIR resulta:



TIR

15,6%

Frente a la situación de disminución en el precio de venta del propileno, se observa que el proyecto continúa resultando rentable, por lo que éste presenta una baja sensibilidad respecto del aumento de dicha variable. El indicador TIR se mantiene en un valor adecuado, por encima de la tasa de descuento seleccionada.

Escenario 3: Reducción de la recepción de materia prima en un 30%

Se evalúa la situación hipotética en la que ocurra la reducción en la recepción de materia prima (propano) en un 30%, debido a restricciones impuestas por el gobierno a YPF. Se debe tener en cuenta que la planta trabajaría a capacidad reducida y que el volumen de ventas disminuirá considerablemente. En función de estas consideraciones, se presenta el cuadro de flujo de fondos para este escenario.

El valor del indicador TIR resulta:

TIR

9,9%

Frente a la situación de reducción en la recepción de materia prima (propano) en un 30%, se observa que se compromete la rentabilidad del proyecto, por lo que éste presenta una alta sensibilidad respecto del aumento de dicha variable. El indicador TIR cae a un valor no aceptable, siendo inferior a la tasa de descuento seleccionada.

Escenario 4: Paro de producción por un año completo por ocurrencia de siniestro de magnitud considerable

Se evalúa la situación hipotética en la que se dé la ocurrencia de un siniestro de magnitud considerable que comprometa la producción de la planta, obligando a incurrir en un paro de duración de 1 año. Se considera también un costo extra para reparaciones, reposiciones y acciones necesarias para la nueva puesta en marcha de la planta, con un valor igual al 50% del CAPEX.

El valor del indicador TIR resulta:

TIR

7,7%

Frente a la situación de ocurrencia de un siniestro que obligue a incurrir en un paro de producción por un período de 1 año, se observa que se compromete gravemente la rentabilidad del proyecto, por lo que éste



presenta una muy alta sensibilidad respecto del aumento de dicha variable. El indicador TIR cae a un valor no aceptable, siendo muy inferior a la tasa de descuento seleccionada.

Este resulta ser el escenario más desfavorable, de manera que debe ser al cual se le preste mayor atención.

10.11. Conclusión

En base a lo expuesto en la Evaluación Económica, se puede concluir que la inversión en el proyecto 'Planta de Deshidrogenación de Propano para producción de Propileno' **resulta factible** bajo la condición de un financiamiento total de la inversión.

De manera de realizar una evaluación más rigurosa se incluyó un análisis de sensibilidad, respecto de situaciones específicas, donde se modificaron variables clave y se analizó el comportamiento del proyecto frente a estos cambios.

Dos escenarios resultaron desfavorables, comprometiendo la rentabilidad del proyecto, los escenarios 3 'Reducción de la recepción de materia prima en un 30%' y 4 'Paro de producción por un año completo por ocurrencia de siniestro de magnitud considerable'. La toma de medidas mitigatorias para estos escenarios resulta clave para la continuidad del proyecto. Primeramente, para el caso más desfavorable, se propone hacer énfasis en la capacitación de los operarios y supervisores, así como también realizar el correcto mantenimiento de los dispositivos de seguridad, cañerías de transporte de fluidos de alto riesgo de ignición y equipos, para evitar posibles siniestros de gran magnitud. Por otro lado, asegurar el abastecimiento constante de materia prima resulta clave para el correcto desarrollo del proyecto, de forma tal que se propone la realización de un contrato con YPF dónde se establezcan y aseguren los caudales de materia prima convenientes para el funcionamiento de la planta en torno a la capacidad máxima.

11. BIBLIOGRAFÍA

11.1. Libros

- Stewart, Maurice (2019) "*Surface Production Operations: Pumps and Compressors. Vol.4*" – ISBN 978-0-12-809895-0 – Elsevier Science.



- Cao, Eduardo (2004) “*Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos*” – ISBN 98743-8620-7 – Nueva Librería.
- Treybal, Robert E. (1980) “*Operaciones de Transferencia de Masa*” – ISBN 968-6046-34-8 – McGraw Hill.
- Fogler, H. Scott (2008) “*Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas*” – ISBN 978-970-26-1198-1 – Cuarta Edición – Pearson.
- Kern, Donald Q. (1993) “*Procesos de Transferencia de Calor*” – ISBN 968-26-1040-0 – Cuadragésima Tercera Reimpresión – Editorial Patria.
- McCabe; Smith; Harriott (2007) “*Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*” – ISBN 978-970-10-6174-9 – Séptima Edición – McGraw Hill.
- Baca Urbina, Gabriel (2013) “*Evaluación de Proyectos*” – ISBN 978-607-15-0922-2 – Séptima Edición – McGraw Hill.

11.2. Publicaciones periódicas

- Won, Wangyun (2009) “*Repetitive Control and Online Optimization of Catofin Propane Process*” – *IFAC Proceeding Volumes* – Vol. 42, Issue 11, pp. 273-278.
- Maddah, Hisham A. (2018) “*A Comparative Study between Propane Dehydrogenation (PDH) Technologies and Plants in Saudi Arabia*” – *ASRJETS* – Vol. 45, No 1, pp. 49-63.

11.3. Páginas web formato html

- CAMESSA – “*Precios de referencia de combustibles*” (2021) – https://portalweb.cammesa.com/memnet1/revistas/estacional/evolucion_Pref_Comb.html - Fecha de consulta: 12/2021
- Camuzzi – “*Tarifas de grandes clientes vigente*” (2021) - <https://www.camuzzigas.com/tarifas-vigentes> - Fecha de consulta: 12/2021.
- Secretaría de Energía de la Nación – “*Consulta de precios y volúmenes de gas licuado de petróleo*” (2021) - https://glp.se.gob.ar/pv_glp/publico/opciones_informe_ventas_new.php - Fecha de consulta: 12/2021.

11.4. PDF de páginas web

- Castro Serrano; Mendoza Agudelo (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 – Fecha de consulta: 06/2020.

- Choi, Seung-Won (2016) “*Experimental and Modelling Investigation of Membrane Reactor Systems for Propane Dehydrogenation*” - <https://smartech.gatech.edu/bitstream/handle/1853/58567/CHOI-DISSERTATION-2016.pdf> – Fecha de consulta: 03/2021.
- Massa; Giro; Giudici (2015) “Capítulo 16: Recipientes de Presión” – http://www.cat.calc_est_2_im.efn.uncor.edu/wp-content/uploads/2013/10/Cap-16_RECIPIENTES_Parte-1.pdf – Fecha de consulta: 05/2021.
- Sena, Julia (2016) “*Ingeniería básica de una planta de deshidrogenación de propano para la producción de propileno*” - <https://biblus.us.es/bibing/proyectos/abreproy/90566/fichero/TFG+Julia+Sena.pdf> – Fecha de consulta: 04/2020.
- Amaya; Molina; Sánchez (2018) “*Producción de polipropileno*” - <https://bdigital.uncu.edu.ar/11477> - Fecha de consulta: 05/2020.
- CIQYP (2014) “*La Industria Petroquímica Argentina: Su Perfil en el Año 2025*” - http://www.petro-quimica.com.ar/distribucion-digital/la_industria_petroquimica/La%20Industria%20Petroqu%C3%ADmica%20Argentina%20baja.pdf – Fecha de consulta: 05/2020.
- Ministerio de Hacienda de la Nación (2016) “*Informe de Cadenas de Valor: Petroquímica-Plástica*” - https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/sspe_cadenas_de_valor_petroquimica_-_plastica.pdf - Fecha de consulta: 05/2020.
- IAPG (2019) “*La Industria Argentina de los Hidrocarburos*” - <https://www.aogexpo.com.ar/OverviewEN.pdf> - Fecha de consulta: 05/2020.
- Carnicer, Roberto (2016) “*Mercado de GLP en Argentina. Impacto posible del GNCC en el GLP*” - <https://docplayer.es/3751251-Mercado-de-glp-en-argentina-situacion-actual-impacto-posible-del-gncc-en-el-glp-por-roberto-carnicer-tabla-de-contenidos.html> - Fecha de consulta: 07/2020.
- Fernández-Bolaños Badía, Clara (2005) “*Energética del Hidrógeno: contexto, estado actual y perspectivas de futuro. Capítulo 4: Barreras para la introducción del Hidrógeno*” - <https://biblus.us.es/bibing/proyectos/abreproy/3823/fichero/4.1+Seguridad.pdf> – Fecha de consulta: 12/2021.
- Grant, Casey C. (2012) “*Enciclopedia de Salud, Seguridad y Trabajo. Capítulo 41: Incendios*” -



<https://es.slideshare.net/CesarMinsaIngenieria/41-incendios-casey-c-grant-enciclopedia-oi> - Fecha de consulta: 12/2021.