

CAPÍTULO I
INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

1.1 ANTECEDENTES

1.1.1 Situación de Hidrocarburos en Bolivia

La economía del Estado Plurinacional de Bolivia ha estado vinculada en los últimos años con la producción y exportación de hidrocarburos. Desde su nacionalización, los hidrocarburos, en particular las reservas de gas natural, han sido fundamentales para el desarrollo del país.

En el año 2006 se da lugar a la promulgación del Decreto N° 28701 de Nacionalización de los Hidrocarburos “Héroes del Chaco”. El objetivo de esta Norma es recuperar a favor del Estado, la propiedad y el control absoluto y total de los recursos naturales hidrocarburíferos.

Los hidrocarburos en Bolivia han generado conflictos desde su descubrimiento, pero a la vez han permitido ingresos económicos que pueden incrementarse con un mejor aprovechamiento de este recurso natural a través de la industrialización.

En los últimos 13 años la evolución de las exportaciones bolivianas de gas natural en estado gaseoso fue en aumento, pasando de 390 millones de dólares en 2003 a más de 6113 millones en 2013 para luego descender en 2015 a 3771 millones (967% respecto a 2003), señala un reporte del Instituto Boliviano de Comercio Exterior (IBCE) con datos del INE.

1.1.2 Gas Natural en Bolivia

Luego del auge del petróleo en el siglo XX, el país dio un giro respecto a su explotación de recursos naturales, inclinándose por el Gas Natural, el cual es la base de la economía boliviana en la actualidad.

La explotación y exportación del gas natural que hay en los departamentos de Tarija, Santa Cruz, Cochabamba y Chuquisaca sin un carácter orientado a dar valor agregado

mediante la industrialización, dejan al Estado Plurinacional de Bolivia altamente dependiente de su comercialización.

La tabla I-1 muestra datos de producción de Gas Natural en el Estado Plurinacional de Bolivia

TABLA I-1
PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL EN BOLIVIA EN MILLONES DE PIES
CÚBICOS POR DÍA

Año	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre	Promedio
2009	1211,940	1265,430	1221,970	1257,260	1444,580	1481,170	1420,340	1329,020	1288,490	1296,870	1216,270	1141,310	1297,888
2010	1072,150	1316,180	1347,960	1236,010	1473,680	1519,240	1517,470	1532,300	1529,130	1501,580	1490,990	1390,690	1410,615
2011	1382,250	1624,780	1585,980	1407,080	1482,490	1687,720	1696,560	1684,250	1680,940	1678,270	1661,210	1547,950	1593,290
2012	1433,401	1687,790	1745,590	1629,040	1851,340	1759,840	1681,130	1741,150	2083,850	2035,110	2054,990	2006,790	1805,002
2013	1938,770	2048,340	2060,300	1867,630	2050,770	2118,190	2046,740	2059,830	2030,610	2054,240	1945,100	2001,140	2018,472
2014	2151,690	2220,190	2131,410	2156,620	2229,360	2212,550	2233,060	2195,010	2183,640	2144,460	2042,420	2093,570	2166,165
2015	2119,233	2220,233	2131,240	2156,667	2229,415	2212,464	*	*	*	*	*	*	2178,209

(*) – Aún no hay datos disponibles

Fuente: Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos, 2016

Brasil y Argentina son los países que demandan la mayor parte del recurso natural boliviano y un pequeño porcentaje se queda dentro del territorio nacional para el uso en Gas Natural Vehicular (GNV) y en Gas Licuado de Petróleo (GLP).

TABLA I-2
COMPARACIÓN ENTRE LA EXPORTACIÓN DE GAS NATURAL ENTRE
2013 Y 2015

Año	País de Destino	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
2013	Argentina	434,370	561,503	557,972	427,307	522,657	565,035
	Brasil	1115,944	1105,349	1115,940	1091,223	1101,818	1115,94
	Total	1550,314	1666,852	1673,912	1518,530	1624,475	1680,975
2015	Argentina	515,594	572,0976	582,692	579,161	579,161	557,972
	Brasil	1172,440	1165,384	1161,853	1137,132	1130,069	1115,944
	Total	1688,034	1737,482	1744,545	1716,293	1709,23	1673,916

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos, 2016

De acuerdo a los datos de la tabla I-2 y la información brindada por IBCE, se tiene que hubo una evolución positiva en las exportaciones totales pero con un notable descenso en las ganancias, esto a causa de la sensible situación que afronta el precio del petróleo en la actualidad, por lo que queda demostrado que es necesario realizar una industrialización de los hidrocarburos para garantizar mayor estabilidad en la economía del país.

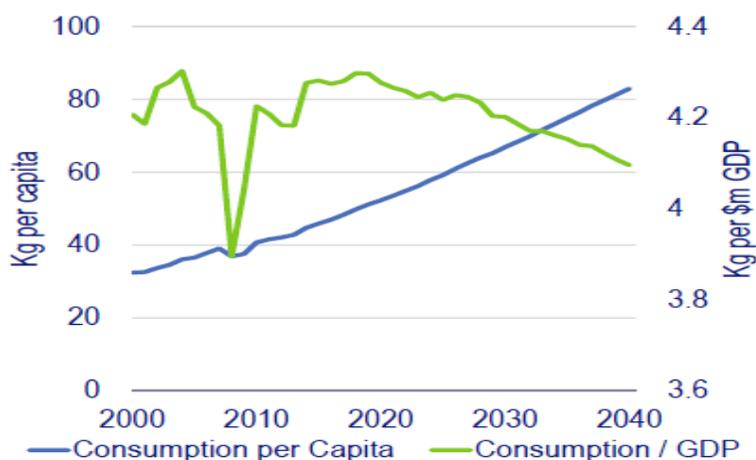
1.1.3 La industria Petroquímica en el Mundo

La industrialización de hidrocarburos tanto líquidos como gaseosos, mediante la producción de productos petroquímicos a partir de ellos, representa junto a su empleo como combustible, la mayor tendencia del mercado mundial, por lo cual es de gran necesidad para los países productores de gas y petróleo, contar con plantas petroquímicas que permitan obtener los productos con valor agregado que logren un desarrollo económico e industrial ampliamente mayor al que se consigue por solo exportar los recursos naturales como materia prima.

Hoy en día es imposible entender el mundo sin la aportación tan impresionante y tan importante de la industria petroquímica. Si la revolución industrial, que comenzó entre finales del siglo XVIII y principios del siglo XIX, fue el inicio de la era moderna, la aparición del petróleo y, por extensión de la industria petroquímica, es lo que ha permitido no solo dar una calidad de vida y prosperidad a nivel industrial, sino que todos sus logros influirán en el futuro del mundo. Aunque esta influencia que es positiva y muy importante, también tiene su lado negativo. (<http://www.importancia.org/industria-petroquimica.php>).

En la Figura 1-1 se exponen datos que reflejan la situación actual y perspectivas futuras de la industria petroquímica.

FIGURA 1-1
EVOLUCIÓN DE LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA



Fuente: OPEC, Vienna (2014)

Como se aprecia en la figura 1-1, el índice de consumo per cápita para productos petroquímicos es permanentemente creciente, tanto en su actualidad como en su proyección, por lo cual es una alternativa muy atractiva para la inversión.

Algunos de los productos o fracciones obtenidas en la refinería constituyen a su vez la materia prima de otros muchos procesos de transformación que tienen lugar en la industria petroquímica. Las operaciones de la industria petroquímica, por su complejidad y considerable volumen, se realizan en grandes instalaciones petroquímicas, normalmente integradas en las propias refinerías.

El gas natural y el petróleo líquido constituyen básicamente las materias primas a partir de las cuales la industria petroquímica obtiene a gran escala un elevado número de productos con un amplio campo de aplicaciones.

En el caso del petróleo, el hecho de que en su composición se encuentren presentes hidrocarburos de distinta naturaleza facilita una mayor diversidad en cuanto a posibilidades de aplicación.

Las materias primas más demandadas en la industria petroquímica son:

- El gas de síntesis (CO, H₂), procedente del reformado del gas natural.
- Las olefinas, procedentes principalmente del craqueo de las fracciones parafínicas gaseosas (C₂ y C₃).
- Los hidrocarburos aromáticos, procedentes del reformado de naftas principalmente, en particular el benceno.

Estas materias primas, a partir de una serie de operaciones químicas, son transformadas en productos finales tales como: plásticos, fibras sintéticas, disolventes, insecticidas, detergentes, etc.

1.1.4 La Industria Petroquímica en Bolivia

El Estado Plurinacional de Bolivia no cuenta con industrias de carácter petroquímico, lo cual resulta un inconveniente teniendo en cuenta que se pierden oportunidades de mercado al limitarlo a la exportación de Gas Natural y no generar productos de valor agregado con demanda a nivel mundial y que conlleven a un desarrollo económico, tecnológico y social superior al actual.

Debido a la inestable situación del precio de petróleo y la gran demanda de productos petroquímicos en el mundo, es necesario desarrollar la industrialización petroquímica de los hidrocarburos existentes en el territorio nacional, esto con el objetivo de mejorar la balanza comercial tanto en el mercado interno como externo, garantizando una estabilidad económica y social de mayores dimensiones y menor dependencia respecto a la exportación de gas natural y sus cambios en precio de venta.

Actualmente continúa en desarrollo el proyecto de construcción de las Plantas de Propileno y Polipropileno en la provincia Gran Chaco de Tarija, Bolivia, con el cual se pretende tener mayor espacio y oportunidades en el mercado internacional, traduciéndose en un avance industrial y económico para Bolivia.

El propileno de la Planta de Propileno y Polipropileno del Chaco Tarijeño (Yacuiba) será generado a partir del Gas Licuado de Petróleo (GLP) que se obtiene de la

separación (refinación) de componentes del Gas Natural, la capacidad productiva de la Planta será de 250.000,000 Toneladas/Año.

El GLP es una mezcla de Propano y Butano, se usa para la obtención de olefinas, utilizadas para la producción de numerosos productos, entre ellos, la mayoría de los plásticos, combustible para automóviles, combustible de refinería, combustible doméstico (envasado en garrafas, depósitos estacionarios o redes de distribución), calentar y secar productos agrícolas, combustible para la generación eléctrica).

La tabla I-3 muestra la composición del Gas Natural en Bolivia, de la cual se aprecia que el Propano y n-Butano (bases para la producción de GLP) ocupan el 2.273% y 0.470% de la composición total, respectivamente.

Tabla I-3
Composición de Gas Natural en Bolivia

COMPOSICION DEL GAS NATURAL PRODUCIDO EN ALGUNOS CAMPOS BOLIVIANOS										
COMPONENTE	RIO GRANDE	SIRARI	VÍBORA	CARRASCO	SAN ROQUE	VUELTA GRANDE	PORVENIR	COLPA	LA VERTIENTE	COMPOS. PROMED.
PORCENTAJE MOLAR %										
N ₂	1,850	0,583	2,546	0,310	1,540	1,790	1,310	0,910	2,210	1,450
CO ₂	0,941	0,079	0,623	5,790	0,010	0,060	0,110	1,300	0,060	0,997
C ₁	92,316	87,047	85,380	86,110	86,150	88,010	86,550	86,490	86,920	87,219
C ₂	4,502	7,134	6,343	7,230	7,330	9,140	6,970	7,200	6,580	6,937
C ₃	0,349	3,088	3,103	0,510	3,200	0,930	3,240	2,850	2,860	2,237
i-C ₄	0,002	0,431	0,372	0,020	0,400	0,030	0,980	0,310	0,350	0,322
n-C ₄	0,010	0,842	0,919	0,010	0,830	0,030	0,440	0,490	0,660	0,470
i-C ₅	0,005	0,262	0,215	0,010	0,190	0,010	0,150	0,190	0,150	0,131
n-C ₅	0,007	0,233	0,252	0,010	0,180	0,000	0,170	0,140	0,130	0,125
C ₆	0,003	0,184	0,141	0,000	0,100	0,000	0,060	0,090	0,060	0,071
C ₇₊	0,015	0,117	0,106	0,000	0,070	0,000	0,020	0,030	0,020	0,042
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
Peso Molecular	17,2835	19,0428	19,2756	18,8805	19,0103	17,8479	18,9532	18,9351	18,6907	18,6581
Gravedad Espec.	0,5967	0,6575	0,6655	0,6519	0,6564	0,6162	0,65438	0,65375	0,6453	0,6442
GPM, Propano	0,11224	1,5637	1,5398	0,1572	1,4791	0,2786	1,499	1,2095	1,2437	1,0094
Valor C. Bruto	1022,68	1159,61	1125,98	1012,26	1143,85	1076,4	1142,01	1117,88	1114,37	1101,69
H₂S	NO EXISTE H ₂ S EN NINGUNO DE LOS CAMPOS									

Fuente: Cámara Boliviana de Hidrocarburos, 2002

1.1.5 Identificación del Problema-Solución

A causa de los variantes precios con los que se comercializa el gas natural como consecuencia de la inestabilidad del petróleo, lo que se busca en el presente trabajo es dar un valor agregado a la producción hidrocarburífera del país, partiendo del

propileno que se obtendrá en la Planta Petroquímica del Gran Chaco, como materia prima, dando así mayor estabilidad y alcance a la posición del país en el mercado mundial.

Debido a la elevada demanda y variedad de usos que posee el alcohol isopropílico, se propone la producción del mismo como alternativa de producto de valor agregado, el cual ayudaría a cubrir las importaciones de IPA (alcohol isopropílico) hechas por Bolivia, que actualmente superan las 900 Toneladas/Año, y además permitiría exportar el excedente del mismo a aquellos países vecinos que no lo producen o cuya producción es insuficiente para abastecer la demanda interna, tal es el caso de Paraguay y Argentina.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar el Estudio de Diseño Técnico de Pre-inversión para la Planta de Producción de Alcohol Isopropílico (2-propanol) en el departamento de Tarija.

1.2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar la caracterización física y química de la Materia Prima como el Propileno que será generado en las Plantas de Propileno Y Polipropileno instaladas en el departamento de Tarija.
- Definir las características físicas y químicas del alcohol isopropílico generado de acuerdo a estándares internacionales de comercialización.
- Cuantificar la Materia Prima disponible con la que se dispondrá (Propileno de las Plantas de Propileno y Polipropileno) para la Planta de producción de Alcohol Isopropílico.
- Estimar el Mercado Potencial de Alcohol Isopropílico y de los productos obtenidos a partir de él para la Planta de producción de Alcohol Isopropílico.
- Plantear y priorizar las alternativas del Proceso Industrial de la Planta de producción de Alcohol Isopropílico en función de parámetros técnicos, económicos y ambientales.
- Definir el Tamaño (Capacidad) de la Planta de producción de Alcohol Isopropílico.
- Establecer la Localización (macro y micro) de la Planta de producción de Alcohol Isopropílico.
- Realizar de manera preliminar los Balances de Materia y Energía de la Planta de producción de Alcohol Isopropílico.
- Diseñar y Dimensionar de manera preliminar el equipo principal para la producción de Alcohol Isopropílico, de acuerdo a la tecnología seleccionada.

- Estimar la Inversión de la Planta de producción de Alcohol Isopropílico en la provincia Gran Chaco del departamento de Tarija, Bolivia. Evaluación económica con indicadores TIR y VAN.

1.3 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

1.3.1 Justificación Técnica: la Planta de producción de Alcohol Isopropílico en la provincia Gran Chaco del departamento de Tarija, Bolivia, resulta posible debido a la existencia de tecnología conocida y disponible tanto en el continente como en otras partes del mundo y fundamentalmente debido a la existencia de materia prima, el propileno, que forma parte del proyecto de Planta Petroquímica del Gran Chaco y tendrá una capacidad de 250000 Toneladas/Año. Además, se cuenta con la ventaja de que la actual Planta de Propileno y Polipropileno se encuentra en etapa de licitación, por lo cual se puede extender el proyecto, de modo de que con la implementación futura de la planta de producción de IPA, se puede dar la base para la estructuración de un polo petroquímico en Bolivia.

1.3.2 Justificación Económica: El creciente mercado, las mayores aplicaciones y el mayor precio del Alcohol Isopropílico (IPA), brindan un producto con un alto mercado que podrá abastecer la demanda de países vecinos y podrá ofrecerse a un precio competente en relación a los países exportadores debido a los beneficios logrados por la planta termoeléctrica del Sur. Además permitirá sustituir las importaciones de IPA que Bolivia realiza, especialmente para usos médicos y textiles. También se justifica por el hecho de que se evita la compra de más insumos, esto debido a que las sustancias a emplearse son Propileno (producido en la Planta de producción de Propileno/Polipropileno), Agua y Catalizador.

1.3.3 Justificación Social: La Planta de producción de Alcohol Isopropílico en la provincia Gran Chaco del departamento de Tarija, Bolivia, permitirá brindar fuentes laborales a una gran cantidad de personas, tanto directa como indirectamente, además de permitir la interrelación con países vecinos interesados en importar el IPA de Bolivia.

1.3.4 Justificación Ambiental: La Planta de producción de Alcohol Isopropílico en la provincia Gran Chaco del departamento de Tarija, Bolivia, generará un producto que es de los menos contaminantes como derivado del propileno y cuyo impacto sobre el medio ambiente resulta sostenible si se toman las medidas correspondientes.

CAPÍTULO II
ESTUDIO DE MERCADO

ESTUDIO DE MERCADO

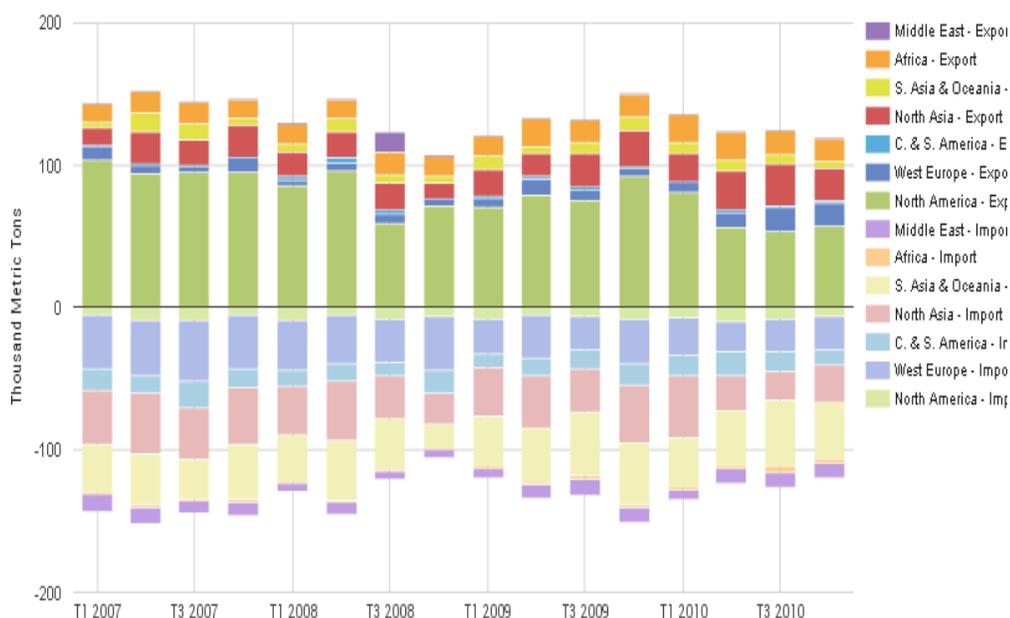
2.1 Generalidades

Situación mundial del Alcohol Isopropílico

A nivel mundial, la producción de alcohol isopropílico es deficiente respecto a la demanda. La producción del IPA se encuentra controlada principalmente por las empresas SHELL, EXXON, EVONIK y UNION CARBIDE AND CONDENA. La figura 2-1 expone datos de la situación comercial del IPA en cuanto a consumo y venta en el mundo hasta el año 2010.

FIGURA 2-1

COMERCIO MUNDIAL DEL ALCOHOL ISOPROPÍLICO

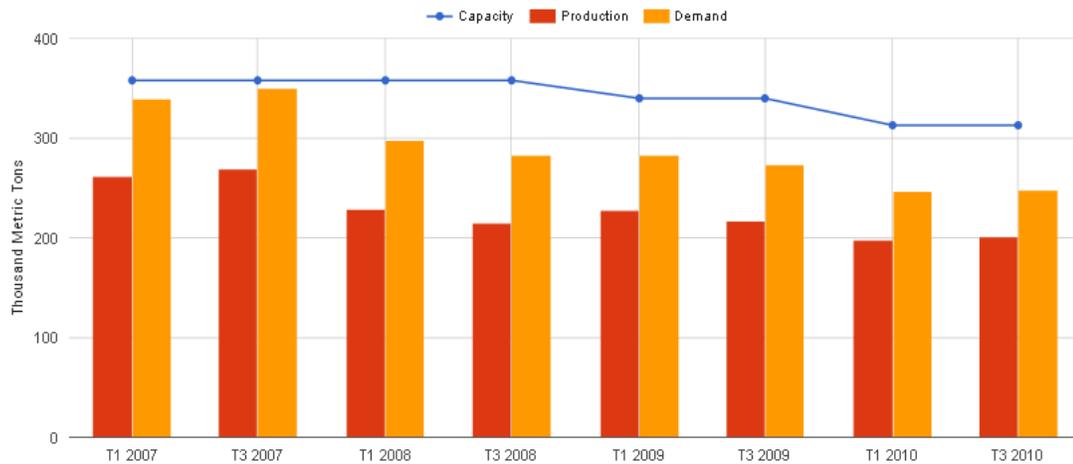


Fuente: EIN NEWS, 2014

De acuerdo a la figura 2-1, las exportaciones mundiales de IPA están lideradas por Norte América, más específicamente por Estados Unidos, mientras que las cifras de importaciones más significativas pertenecen a Europa, seguidas por Asia y América Central y del Sur.

Se puede analizar la situación a detalle para cada continente, por lo que desde las figuras 2-2 a 2-6 enseñan la realidad para el producto de interés.

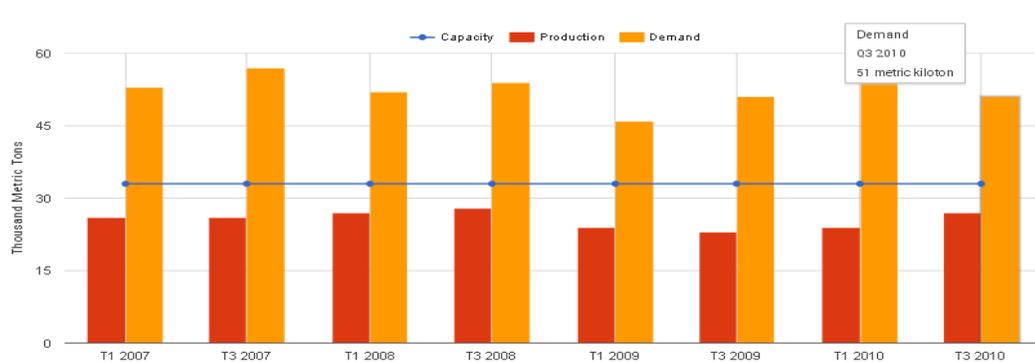
FIGURA 2-2
EVOLUCIÓN DE OFERTA Y DEMANDA DE ALCOHOL ISOPROPILICO
EN LA UNIÓN EUROPEA



Fuente: EIN NEWS, 2014

Corroborando lo mencionado de la figura 2-1, la figura 2-2 muestra que la demanda de IPA en Europa excede a la oferta del mismo, por lo que se recurre a la importación de otros lugares del mundo.

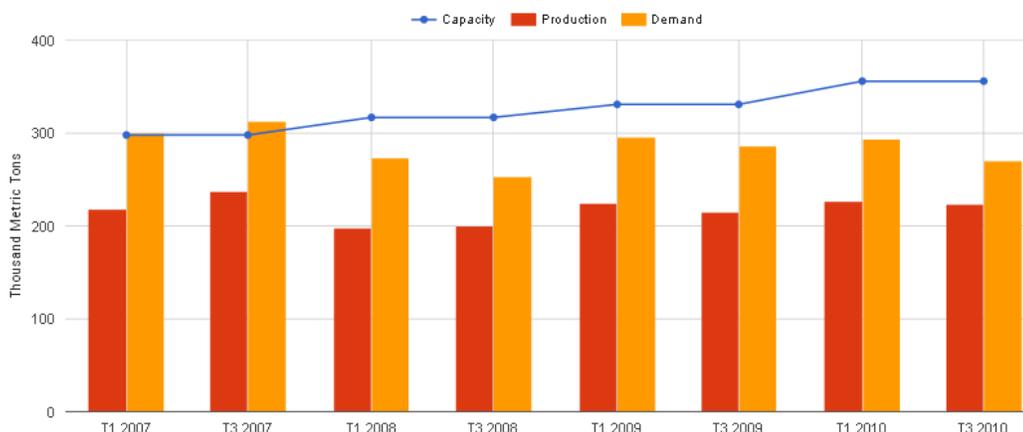
FIGURA 2-3
EVOLUCIÓN DE OFERTA Y DEMANDA DE ALCOHOL ISOPROPILICO
EN AMÉRICA DEL SUR Y CENTRAL



Fuente: EIN NEWS, 2014

En América del Sur y Centroamérica se observa según la figura 2-3 que la demanda excede tanto a la producción como a la capacidad de Plantas presentes en ambos continentes, provocando que se recurra a importaciones.

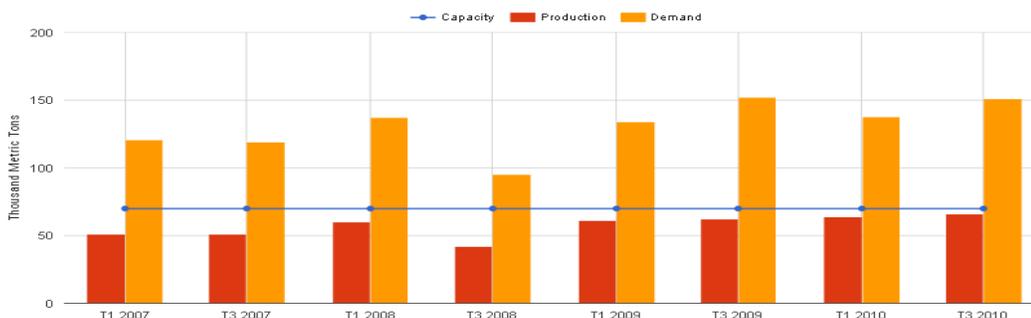
FIGURA 2-4
EVOLUCIÓN DE OFERTA Y DEMANDA DE ALCOHOL ISOPROPILICO
EN EL NORTE DE ASIA



Fuente: EIN NEWS, 2014

De acuerdo a la figura 2-4, la situación en el norte de Asia corresponde a una demanda que supera a la oferta pero con menores inconvenientes que América del Sur y Central porque se cuenta con una capacidad de producción que de alcanzarse se logra abastecer al mercado continental.

FIGURA 2-5
EVOLUCIÓN DE OFERTA Y DEMANDA DE ALCOHOL ISOPROPILICO
EN EL SUR DE ASIA Y OCEANÍA

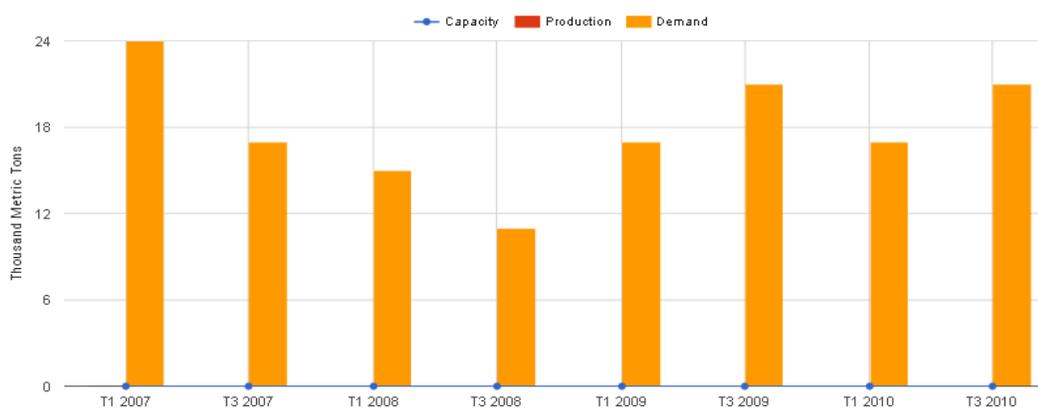


Fuente: EIN NEWS, 2014

Según la figura 2-5, la situación en el Sur de Asia y Oceanía es equivalente a la de América del Sur y Centroamérica, se cuenta con una demanda de mercado que supera a la oferta y capacidad de producción de IPA.

FIGURA 2-6

EVOLUCIÓN DE OFERTA Y DEMANDA DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO EN ORIENTE MEDIO



Fuente: EIN NEWS, 2014

Según se aprecia en las figuras 2-2 a 2-6, el común denominador entre todos los continentes es la demanda insatisfecha de alcohol isopropílico, por lo que la implementación de una Planta de Producción del mismo se ve positiva, más aún si se considera que en América la capacidad instalada es menor que la demanda.

2.1.1 Situación del mercado de Alcohol Isopropílico en Latinoamérica por país

Actualmente la situación del Alcohol Isopropílico en Bolivia y la mayor parte del continente sudamericano es la de un mercado importador, son escasos los países que lo producen y exportan.

A continuación, la Tabla II-1, muestra datos de exportación de IPA (Alcohol Isopropílico) en Latinoamérica.

TABLA II-1
EXPORTACIONES LATINOAMERICANAS DE ALCOHOL
ISOPROPÍLICO, EN TONELADAS

Países exportadores	2011	2012	2013	2014	2015
Argentina	12.935,109	14.189,42	16.590,78	12.552,95	12.970,58
México	182,372	641,816	383,425	1083,454	336,962
Brasil	625,687	85,865	149,768	192,375	18,094
Chile	0,000	49,590	97,620	105,932	75,610

Fuente: TRADE MAP, 2016

De acuerdo a lo que se observa, en Sudamérica únicamente Brasil, Argentina y Chile producen volúmenes exportables de IPA. Aun así, dichos países requieren de importaciones, las cuales en su mayoría provienen de Asia y Europa. Por otro lado, se tiene a los países que deben su mercado de IPA a las importaciones. A continuación, la tabla II-2 muestra datos de importación de IPA en Latinoamérica.

TABLA II-2
IMPORTACIONES DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO EN
LATINOAMÉRICA, EN TONELADAS

País	2011	2012	2013	2014	2015
México	24.463,206	29.742,588	30.244,257	29.170,880	33.777,975
Brasil	20.849,053	12.819,218	17.460,046	17.942,860	15.262,293
Colombia	809,281	979,361	1.033,442	929,301	793,416
Perú	3.808,119	3.263,913	3.615,569	3.510,292	3.820,633
Argentina	1.058,556	895,420	370,430	689,844	1.758,334
Chile	3.614,920	3.837,448	3.520,394	3.296,519	3.522,975
Ecuador	530,000	510,000	539,000	503,000	867,000
Costa Rica	1.050,367	1.079,759	1.020,067	1.087,057	1.248,580
Uruguay	1.092,263	1.176,980	1.191,231	1.063,271	901,733
Bolivia	878,045	712,013	914,734	693,025	974,755
Paraguay	592,198	600,903	423,565	543,276	777,446

Fuente: TRADE MAP, 2016

Considerando comparativamente las tablas II-1 y II-2, se tiene que son pocos los países que exportan IPA y muchos los que deben importar el mismo, por lo cual las oportunidades de plantear una propuesta de exportación de alcohol isopropílico en Bolivia deben ser consideradas.

Para apreciarse el flujo de dinero que genera el comercio de Alcohol Isopropílico en el Mundo, véase el ANEXO H.

2.2 Mercado potencial de Alcohol Isopropílico en Bolivia

Dada la ubicación de Bolivia y su condición de país mediterráneo, el presente proyecto tiene como finalidad de mercado cubrir las importaciones realizadas por sus países vecinos y satisfacer la demanda interna.

La tabla II-3, la cual es un extracto de la tabla II-2, resalta las importaciones realizadas por los países anteriormente mencionados, vecinos de Bolivia.

TABLA II-3
IMPORTACIONES DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO DE PAÍSES
VECINOS A BOLIVIA, EN TONELADAS

PAÍS	2011	2012	2013	2014	2015
BRASIL	20.849,053	12.819,218	17.460,046	17.942,860	15.262,293
PERÚ	3.808,119	3.263,913	3.615,569	3.510,292	3.820,633
ARGENTINA	1.058,556	895,420	370,430	689,844	1.758,334
PARAGUAY	592,198	600,903	423,565	543,276	777,446
CHILE	3.614,920	3.837,448	3.520,394	3.296,519	3.522,975

Fuente: TRADE MAP, 2015

Como se puede ver, los 5 países limítrofes de Bolivia importan cantidades considerables de IPA. Según el presente proyecto, se plantea como potenciales mercados a los vecinos del oriente boliviano y Perú del lado occidental, el Mercado Oriental debido a la posición de los mismos respecto a la ubicación propuesta de la Planta, como se verá en el capítulo IV y Perú por poseer la segunda mayor demanda y por tanto segundo mayor mercado potencial de los países vecinos a Bolivia.

2.2.1 Proyección de Mercado Potencial de Países vecinos a Bolivia

A continuación se proyectan las importaciones de Paraguay, Argentina, Brasil y Perú para el período 2020-2040, considerando en el presente proyecto ese intervalo de tiempo como período de producción y por tanto posible comercialización de IPA. Para tener un mayor conocimiento de la evolución comercial de los 4 países, se consideran los últimos 10 años en la proyección de su mercado. También se proyecta el mercado 2020-2040 para Bolivia porque uno de los objetivos del presente trabajo es reemplazar las importaciones que realiza el país.

La tabla II-4 muestra los datos de mercado para el período 2006-2015

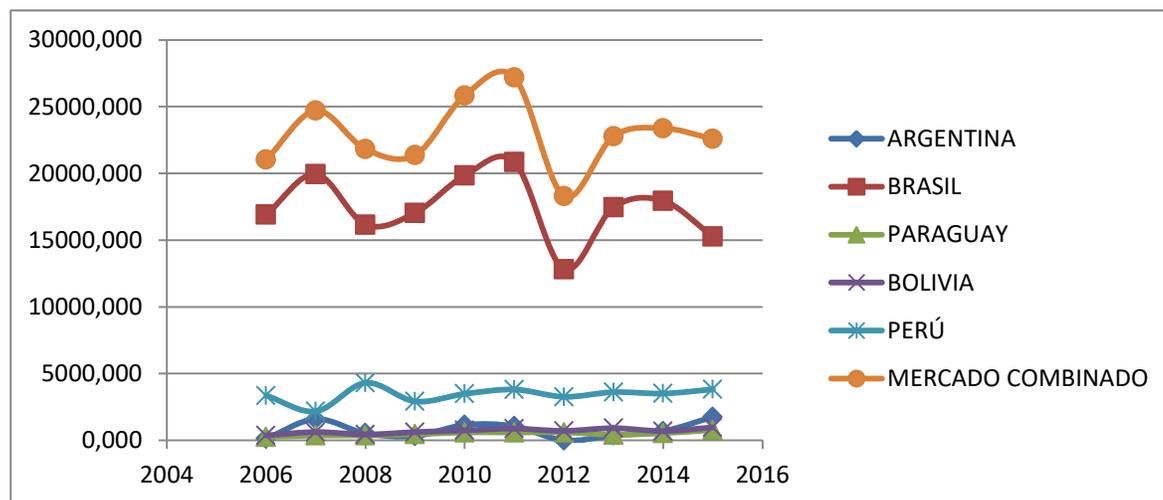
TABLA II-4
EVOLUCIÓN DE IMPORTACIONES 2006-2015 ARGENTINA,
BRASIL, BOLIVIA, PERÚ Y PARAGUAY

País	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015
Argentina	128,290	1.591,572	530,508	329,439	1.155,614	1.058,556	895,42	370,430	689,844	1.758,334
Brasil	16.918,510	19.949,920	16.158,463	17.037,231	19.841,115	20.849,053	12.819,218	17.460,046	17.942,860	15.262,293
Paraguay	255,306	363,200	373,500	458,699	596,999	592,198	600,903	423,565	543,276	777,446
Bolivia	367,729	623,139	442,741	620,758	746,696	878,045	712,013	914,734	693,025	974,755
Perú	3.359,715	2.177,098	4.308,648	2.920,774	3.487,815	3.808,119	3.263,913	3.615,569	3.510,292	3.820,633
Combinado	21.029,555	24.704,928	21.813,860	21.366,901	25.828,239	27.185,971	18.291,467	22.784,344	23.379,302	22.593,461

Fuente: TRADE MAP, 2016

Una vez definidas las proyecciones cuantitativas de las potenciales demandas del mercado consumidor, se debe establecer una proyección para el ya mencionado período 2020-2040, en el cual se supone que la Planta de Bolivia estará en funcionamiento. A continuación se muestra la proyección de forma gráfica.

FIGURA 2-7
PROYECCIÓN COMBINADA DE LAS IMPORTACIONES DE
ALCOHOL ISOPROÍLICO 2020-2030 PARA BOLIVIA, ARGENTINA,
BRASIL Y PARAGUAY



Elaboración propia a partir de datos de TRADE MAP, 2016

De acuerdo a lo observado, el mercado de alcohol isopropílico propuesto, es irregular como para ser proyectado de forma óptima pero con tendencia creciente a partir de un modelado de regresión. Por tanto se utiliza la ecuación 6.1 del libro *Elementos de Estadística para Preparación y Evaluación de Proyectos* (1988) del autor Mario Murillo, la ecuación es conocida como el método de la Tasa Promedio.

Con uso de la ecuación

$$D_n = D_0(1+i)^n \quad \text{Ecuación (2.1)}$$

Donde

D_n =Demanda del año proyectado

D_0 =Demanda inicial

i =Variación porcentual

n = Años para la proyección

A continuación, la tabla II-5 exhibe los resultados obtenidos a partir de la aplicación del presente método de proyección para el período 2015-2040. El período escogido se debe a que el proyecto se plantea producir desde el año 2020 y tener una duración de 20 años.

TABLA II-5
PROYECCIÓN DE CRECIMIENTO DE DEMANDA DE 2-PROPANOL,
PERÍODO 2015-2040

Año	n	Demanda de Argentina, Brasil, Bolivia y Paraguay	Demanda de Argentina, Brasil, Bolivia, Perú y Paraguay	Representación de la Demanda de Argentina, Brasil, Bolivia y Paraguay (%)
2.015	-	18.778,828	22.599,461	83,094
2.016	1,000	19.104,355	23.138,865	82,564
2.017	2,000	19.435,526	23.691,143	82,037
2.018	3,000	19.772,437	24.256,604	81,514
2.019	4,000	20.115,188	24.835,560	80,993
2.020	5,000	20.463,881	25.428,336	80,477
2.021	6,000	20.818,619	26.035,259	79,963
2.022	7,000	21.179,506	26.656,668	79,453
2.023	8,000	21.546,649	27.292,910	78,946
2.024	9,000	21.920,156	27.944,337	78,442
2.025	10,000	22.300,137	28.611,312	77,942
2.026	11,000	22.686,706	29.294,207	77,444
2.027	12,000	23.079,976	29.993,401	76,950
2.028	13,000	23.480,063	30.709,684	76,458
2.029	14,000	23.887,085	31.442,253	75,971
2.030	15,000	24.301,085	32.192,717	75,486
2.031	16,000	24.722,419	32.961,092	75,005
2.032	17,000	25.150,978	33.747,808	74,526
2.033	18,000	25.586,965	34.553,300	74,051
2.034	19,000	26.030,511	35.378,019	73,578
2.035	20,000	26.417,446	36.222,421	72,931
2.036	21,000	26.940,801	37.086,978	72,642
2.037	22,000	27.407,814	37.972,170	72,179
2.038	23,000	27.882,924	38.878,490	71,718
2.039	24,000	28.366,269	39.806,442	71,260
2.040	25,000	28.857,993	40.756,542	70,806

Fuente: Elaboración propia, a partir de datos de TRADE MAP, 2016

De acuerdo a la tabla II-5 se observa que el mercado para el 2-propanol al año 2040 supera las 28.000 toneladas/año entre Argentina, Brasil, Bolivia y Paraguay, mientras

que alcanza las 40.000,000 toneladas/año considerando también a Perú. En justificación a la disponibilidad de materia prima como se verá más adelante y en base a los resultados obtenidos en el presente capítulo, se selecciona una capacidad de 28.000 toneladas/año, lo cual representa el 70% de la demanda de Bolivia y sus países vecinos y el 100% si se considera solo a los países limítrofes con el oriente boliviano.

Es importante considerar a qué sectores del comercio boliviano se encuentra principalmente vinculado el consumo de IPA, por lo que se realiza una investigación; dicho seguimiento se hace también para tener conocimiento de los lugares de destino dentro del país.

TABLA II-6
PRINCIPALES SECTORES CONSUMIDORES DE IPA DENTRO DE BOLIVIA

EMPRESA	ÁREA	UBICACIÓN
American Chemical	Pinturas, selladores y adhesivos	Santa Cruz, Cochabamba, La Paz
Laboratorio Hanheman	Fármacos	La Paz
Brenntag Bolivia	Lubricantes, Limpieza, Recubrimientos	Santa Cruz, Cochabamba
Monopol	Pegamentos, pinturas y thiners	La Paz
Laboratorio VITA	Fármacos y Cosméticos	La Paz
Laboratorio INTI	Fármacos	La Paz

Fuente: Elaboración propia, 2016

Según la tabla II-7, el consumo de IPA dentro de Bolivia para la fabricación de otros productos está concentrado principalmente en el área de Pinturas y Fármacos con ubicación preponderante en La Paz, lo cual resulta provechoso considerando que se puede alcanzar una mejor distribución de ventas al tener a Perú como segundo mercado potencial y que éste sea frontera con el ya mencionado departamento de La Paz.

CAPÍTULO III
TAMAÑO Y LOCALIZACIÓN

TAMAÑO Y LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

3.1.1 JUSTIFICACIÓN DEL TAMAÑO

Para la evaluación del tamaño propuesto de la Planta, es necesario considerar fundamentalmente dos factores: el mercado potencial (definido en Estudio de Mercado) y la disponibilidad de materia prima.

Como se ve en el capítulo II, el mercado potencial para la venta de alcohol isopropílico es de 40.000,000 toneladas/año en total y 28.000 toneladas/año considerando solo el destino de oriente, por lo que a continuación se pasa a proyectar la materia disponible para definir el tamaño de la Planta.

En la definición de materia prima disponible, se debe considerar las proyecciones sobre la futura producción de Gas Natural en Bolivia, a partir del cual se obtiene el GLP que posteriormente pasa a separar el C_3H_8 , que finalmente es la materia prima necesaria para la producción del Alcohol Isopropílico.

La tabla III-1 muestra la composición promedio del Gas Natural producido en Bolivia.

TABLA III-1
COMPOSICIÓN MOLAR PROMEDIO DEL GAS NATURAL EN BOLIVIA

Composición	Porcentaje molar
N_2	0,560
CO_2	1,590
C_1	88,320
C_2	6,130
C_3	2,190
iC_4	0,360
nC_4	0,490
iC_5	0,150
nC_5	0,100
C_{6+}	0,110
TOTAL	100,000

Fuente: YPF, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno,

La tabla III-1 muestra los datos en composición molar, para el presente proyecto es necesario obtener las toneladas anuales de C_3H_8 , por lo cual se convierte el % molar en % másico, cuyos resultados se muestran en la tabla III-2.

TABLA III-2
COMPOSICIÓN MÁSICA PROMEDIO DEL GAS NATURAL EN BOLIVIA

Composición	Porcentaje Másico
N ₂	0,843
CO ₂	3,760
C ₁	76,131
C ₂	9,906
C ₃	5,190
iC ₄	1,124
nC ₄	1,529
iC ₅	0,582
nC ₅	0,427
C ₆₊	0,509
TOTAL	100

Fuente: Elaboración propia a partir de YPFB, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno, 2016

Una vez conocida la composición másica del gas natural en Bolivia, se procede a evaluar la futura producción del mismo; a continuación, la tabla III-3 muestra datos proyectados por YPFB para el período 2015-2019, con los que se proyecta la producción para el período 2020-2040.

TABLA III-3
PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL EN BOLIVIA PARA EL PERÍODO 2015-2019

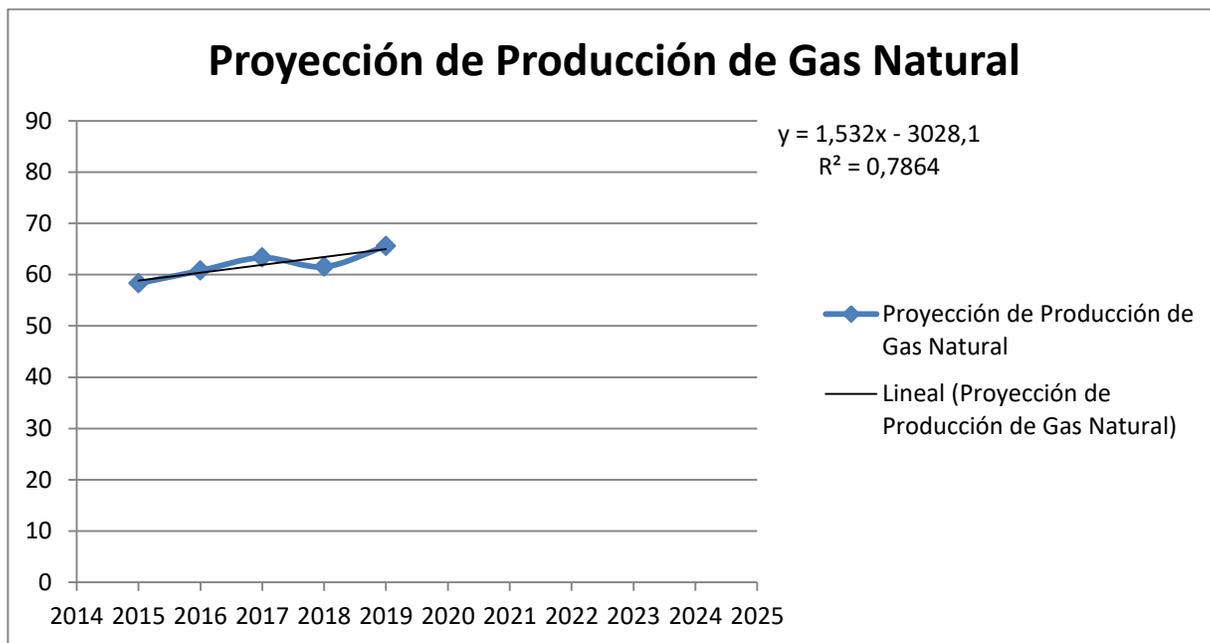
Año	2015	2016	2017	2018	2019
MMm ³ d	58,300	60,780	63,300	61,540	65,580

Fuente: Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos, 2016

En función a los datos de la tabla III-3, se grafica la proyección de crecimiento de producción de Gas Natural, tal como se aprecia en la figura 3-1.

FIGURA 3-1

PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL, PERÍODO 2015-2019



Fuente: Elaboración propia, 2016

Una vez que se cuenta con los datos de producción proyectados para el período 2015-2019, se define la proyección para el período 2020-2040, a partir de la cual se cuantificarán las toneladas de gas natural existentes de las cuales se puede usar una fracción para la producción de alcohol isopropílico.

Haciendo uso de la ecuación de modelado lineal con coeficiente $r=0.8868$, se proyecta la producción:

Para el período 2020

$$\text{Prod.GN} = 1.532 * 2020 - 3028.1$$

$$\text{Prod. G.N.} = 66.54 \text{ MMCD}$$

Del mismo modo, se procede a realizar el cálculo para los siguientes años, cuyo resultado se muestra en la tabla III-4.

TABLA III-4

**PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL, PERIODO
2020-2040**

Año	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040
MMm3d	66,540	68,072	69,604	71,136	72,668	74,200	75,732	77,264	78,796	80,328	81,860	83,392	84,924	86,456	87,988	89,520	91,052	92,584	94,116	95,648	97,180

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de YPFB, 2016

Se tiene en cuenta que los acuerdos de exportación con Brasil y Argentina concluyen el 2019, por lo que hasta el momento se puede disponer de forma más amplia de gas natural para la producción de alcohol isopropílico.

Para la evaluación de la cantidad anual de C_3H_8 presente en los siguientes años, se utiliza 60°F y 1 atmósfera como condiciones de temperatura y presión, con una composición molar de 2,19% de propano.

Una vez realizadas las conversiones correspondientes, en la tabla III-5 se exponen datos de flujo molar de Gas Natural y la tabla III-5 expone datos de producción de propano a partir del mencionado Gas Natural para el período proyectado.

TABLA III-5

PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL EN KMOLES/HR

Año	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Kmoles/h	$4,886 \cdot 10^7$	$4,998 \cdot 10^7$	$5,111 \cdot 10^7$	$5,223 \cdot 10^7$	$5,336 \cdot 10^7$	$5,448 \cdot 10^7$	$5,560 \cdot 10^7$
Año	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033
Kmoles/h	$5,673 \cdot 10^7$	$5,785 \cdot 10^7$	$5,898 \cdot 10^7$	$6,010 \cdot 10^7$	$6,123 \cdot 10^7$	$6,235 \cdot 10^7$	$6,348 \cdot 10^7$
Año	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040
Kmoles/h	$6,46 \cdot 10^7$	$6,573 \cdot 10^7$	$6,685 \cdot 10^7$	$6,798 \cdot 10^7$	$6,910 \cdot 10^7$	$7,023 \cdot 10^7$	$7,135 \cdot 10^7$

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de YPFB (2015), 2016 2029

A continuación, en la tabla III-5 se exponen los datos de proyección para la producción de Propano, materia prima inicial para la producción de propileno, que posteriormente se hidrata hasta alcohol isopropílico.

TABLA III-6

PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE PROPANO EN KTONELADAS/AÑO

AÑO	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
kTn/Año	412.433,910	421.887,980	431.426,460	440.880,530	450.419,020	459.873,090	469.327,160
AÑO	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033
kTn/Año	478.865,650	488.319,720	497.858,200	507.312,270	516.850,760	526.304,830	535.843,310
AÑO	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040
kTn/Año	545.297,390	554.835,870	564.289,940	573.828,430	583.282,500	592.820,980	602.275,050

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de YPF (2015), 2016

La Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas es capaz de procesar 32MMmcd y posee una capacidad de producción de 2240 TMD de GLP, a partir del cual se obtiene el propano que se pretende emplear como primera materia prima para la Planta de Polipropileno. Bajo esta consideración se concluye que el principal cuello de botella en la determinación de la materia prima es la capacidad de propano disponible a ser separado del Gas Natural porque finalmente aunque haya mayor materia prima, no se puede separar más de lo que es posible procesar en la Separadora de Líquidos.

Todo el propano separado está planificado a ser usado tanto en la producción de GLP para exportación como para la producción de polipropileno, por lo cual no se tendría el excedente necesario para la producción de alcohol isopropílico. Bajo esta condición se plantean 2 alternativas de solución:

- a) La ampliación de capacidad de la Planta Separadora de Líquidos
- b) La separación de propileno destinado para comercializar como GLP, para la producción de alcohol isopropílico. A continuación se analizan ambas opciones.

La primera alternativa es prácticamente descartada desde el inicio, si bien dada la proyección total hidrocarburífera del país, se puede ampliar la capacidad hasta

duplicarla (a causa de que con 32 MMmcd se producen 2250TMD, con 66MMmcd proyectado para el año 2020, la cantidad es más del doble) debe considerarse que ello implica ampliar el diseño de la planta en su totalidad y dado el costo de la misma, además del tiempo, la operación se vuelve imposible.

La segunda opción se maneja como la más razonable, considerando que el precio del Alcohol Isopropílico es mayor al del Polipropileno y GLP, por tanto se puede proponer como alternativa, bajo la consigna de que genera mayores ingresos para el país, además de que la capacidad de la planta propuesta de acuerdo al estudio de mercado y la disponibilidad de materia prima es muy inferior al de la planta de polipropileno.

Por tanto, el presente proyecto pasa a ser una propuesta de alternativa, la cual sugiere que teniendo en cuenta la menor capacidad de Planta propuesta, se utilice un determinado % de propileno (inicialmente destinado a la producción de polipropileno) para la producción de alcohol isopropílico, considerando que puede brindar mayor ingreso económico que la sola comercialización de polipropileno y GLP, además de mayores opciones en mercado.

De acuerdo a cálculos, la Planta de producción de Polipropileno requiere de 295 ktoneladas/año y la Separadora de Líquidos (cuyo nombre es Carlos Villegas) puede proveer hasta 850 ktoneladas/año de propano, por lo cual, de funcionar en capacidad operativa al 100%, se cuenta con la materia prima disponible suficiente para abastecer al presente proyecto y de no ser posible, se requiere del 10% del propileno destinado a la producción de polipropileno para cubrir la demanda insatisfecha del mercado potencial evaluado en la producción de alcohol isopropílico.

Considerando que para abastecer al presente proyecto se requiere del 10% de propileno destinado a la Planta de Polipropileno, se opta por cubrir la demanda media total de alcohol isopropílico en el Oriente y el 70% del mercado total, esto a su vez con la finalidad de influir de modo positivo en el Costo Unitario evaluado en el capítulo VI.

La cantidad de propano requerido para la producción de alcohol isopropílico en una Planta con capacidad de diseño de 28.000,000 toneladas/año se determina en función al proceso seleccionado, el cual se describe en el capítulo IV.

3.2 LOCALIZACIÓN DEL PROYECTO

Justificación de la Localización

Se propone al departamento de Tarija como punto de partida para la posterior selección de la Macro y Micro Localización de la Planta de Producción de Alcohol Isopropílico, esto a causa de su ubicación estratégica respecto al abastecimiento de materia prima, mercado (con exportación a países vecinos) y recursos requeridos, como ser agua (tomando la cuenca del Plata como abastecimiento) y energía eléctrica (con la Termoeléctrica del Sur).

Se resalta la ubicación limítrofe de Tarija como principal justificación porque dada la condición mediterránea de Bolivia, los costos de transporte del producto terminan estando íntimamente ligados a la posición de la Planta y teniendo fuerte impacto en la factibilidad del proyecto.

3.2.1 Factores determinantes

En la elaboración de los factores de decisión se definen 2 ramas: Factores obligatorios y Factores deseados

En factores obligatorios se encuentran todos aquellos requisitos que son indispensables para garantizar condiciones óptimas en la Planta. Para la Planta de Producción de Alcohol Isopropílico se tienen en cuenta:

- Disponibilidad de Materia Prima
- Agua y Energía
- Distancia al mercado
- Distancia a materia prima
- Impacto Ambiental

En los factores deseados están aquellos que evidentemente benefician la situación de la Planta pero no resultan determinantes en comparación a los factores deseados. Para la Planta de Producción de Alcohol Isopropílico se tienen en cuenta:

- Mano de Obra
- Disponibilidad de terreno

- Condiciones Ambientales
- Evacuación de efluentes
- Acceso y Logística de Transporte
- Estabilidad del terreno

3.3 Definición de Macro-Localización

Para el establecimiento de Macro-Localización se consideran a las provincias limítrofes con países vecinos en el departamento de Tarija, Arce y Gran Chaco como principales opciones, debido a los motivos que se explican como factores obligatorios.

La valoración de escala para asignación de puntaje en la selección de macro-localización se muestra en la tabla III-6.

TABLA III-7

VALORACIÓN DE ESCALA

Valoración de la escala	
1	Malo
2	Regular
3	Bueno
4	Excelente

Fuente: Elaboración propia, 2016

Dando lugar a la evaluación de macro-localización, la tabla III-7 refleja los resultados de la selección luego de considerar a las provincias Arce y Gran Chaco como alternativas.

TABLA III-8

MATRIZ DE SELECCIÓN DE MACRO-LOCALIZACIÓN

FACTORES DE DECISIÓN			ALTERNATIVAS DE LOCALIZACIÓN			
			ARCE		GRAN CHACO	
OBLIGATORIOS	VARIABLE	VALOR PONDERADO	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE
	DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA	20	1	20	4	80
	AGUA Y ENERGÍA	20	3	60	3	60
	DISTANCIA AL MERCADO	20	4	80	4	80
	DISTANCIA A MATERIA PRIMA	20	1	20	4	80
	IMPACTO AMBIENTAL	20	2	40	2	40
	PUNTAJE TOTAL			220		340
	DESEADOS	VARIABLE	VALOR PONDERADO	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE	PUNTUACIÓN ASIGNADA
SERVICIOS BÁSICOS		10	3	30	3	30
TRANSPORTE		20	3	60	3	60
ACCESO Y LOGÍSTICA DEL TRANSPORTE		20	3	60	2	40
CONDICIONES AMBIENTALES		10	3	30	2	20
MANO DE OBRA		10	2	20	2	20
DISPONIBILIDAD DE TERRENO		10	3	30	4	40
EVACUACIÓN DE EFLUENTES		20	2	40	2	40
PUNTAJE TOTAL			270		250	
PUNTUACIÓN FINAL			490		590	

Fuente: Elaboración propia, 2016

De acuerdo a los resultados presentes en la tabla III-2, se tiene a la provincia Gran Chaco como mejor alternativa de macro-localización para la ubicación de la Planta de Producción de Alcohol Isopropílico.

3.4 Definición de Micro-Localización

En la selección de micro-localización se consideran las 3 secciones de la provincia Gran Chaco: Yacuiba, Caraparí y Villa Montes. Del mismo modo que en la selección de la macro-localización, se manejan los mismos factores determinantes.

Dada la distancia relativamente corta entre una sección y otra dentro de la provincia Gran Chaco, se deben exponer datos que aporten la diferencia visible necesaria para diferenciar la ventaja entre un lugar y otro.

La tabla III-8 expone datos de distancia a la materia prima, ubicada en la Planta Separadora de Líquidos de la provincia Gran Chaco.

TABLA III-9

LONGITUDES DE LOS DUCTOS DE GLP DESDE LA PLANTA SEPARADORA DE LÍQUIDOS GRAN CHACO AL LUGAR DE ALTERNATIVA

LONGITUDES DE LOS DUCTOS DE GLP DESDE LA PLANTA GRAN CHACO A CADA ALTERNATIVA SELECCIONADA		
DESDE	A	Km
PLANTA SEPARADORA DE LÍQUIDOS DEL GRAN CHACO	YACUIBA	11
	CARAPARÍ	40
	VILLA MONTES	76

Fuente: YPFB, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno, 2016

De acuerdo a la tabla III-3, Yacuiba posee una posición ventajosa en comparación a Caraparí y Villa Montes correspondiente a Distancia a Materia Prima.

La tabla III-9 expone datos de distancia al mercado externo, es decir, la venta a países vecinos.

TABLA III-10
LONGITUDES DE CARRETERAS DESDE LAS ALTERNATIVAS DE SELECCIÓN HACIA LAS FRONTERAS

LONGITUDES DE CARRETERAS DESDE LAS ALTERNATIVAS DE SELECCIÓN HACIA LAS FRONTERAS			
ALTERNATIVA	ARGENTINA (Km)	BRASIL (Km)	PARAGUAY (Km)
YACUIBA	13,000	1.168,000	318,000
CARAPARÍ	55,000	1.177,000	327,000
VILLA MONTES	89,000	1.079,000	229,000

Fuente: YPF, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno, 2016

De la tabla III-9 se tiene que Villa Montes posee ventaja estratégica respecto a la venta en el mercado externo.

Por otro lado, la tabla III-10, muestra la distancia de las alternativas de selección a las capitales del país, esto con el objetivo de aproximar las distancias a recorrer para el abastecimiento del consumo interno de alcohol isopropílico.

TABLA III-11

LONGITUDES DE CARRETERAS DESDE LAS ALTERNATIVAS DE SELECCIÓN HACIA LAS CAPITALES DE DEPARTAMENTOS

LONGITUDES DE CARRETERAS DESDE LAS ALTERNATIVAS DE SELECCIÓN HACIA LAS CAPITALES DE DEPARTAMENTOS									
ALTERNATIVAS	SANTA CRUZ (Km)	COCHABAMBA (Km)	TARIJA (Km)	POTOSÍ (Km)	CHUQUISACA (Km)	ORURO (Km)	LA PAZ (Km)	BENI (Km)	PANDO (Km)
YACUIBA	537,000	1.010,000	351,000	707,000	672,000	1.029,000	1.260,000	1.077,000	2.479,000
CARAPARÍ	540,000	1.013,000	384,000	740,000	675,000	1.032,000	1.263,000	1.080,000	2.482,000
VILLA MONTES	448,000	921,000	252,000	618,000	583,000	940,000	1.171,000	988,000	2.390,000

Fuente: YPFB, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno,
2016

Según se aprecia en la tabla III-10 y considerando también la tabla III-9, Villa Montes posee la mejor ubicación promedio en cuanto al mercado externo e interno.

Otro de los factores importantes a tener en cuenta es el abastecimiento de agua, dada la reacción de hidratación directa que se lleva a cabo para la formación de alcohol isopropílico a partir de propileno y agua. La tabla III-11 muestra datos de longitud de acueductos para las distintas secciones.

TABLA III-12

**LONGITUDES DEL ACUEDUCTO DESDE LAS ALTERNATIVAS
SELECCIONADAS A LAS FUENTES DE AGUA MÁS IMPORTANTES**

LONGITUDES DEL ACUEDUCTO DESDE LAS ALTERNATIVAS SELECCIONADAS A LAS FUENTES DE AGUA MÁS IMPORTANTES		
ALTERNATIVA	A	Km
YACUIBA	RÍO PILCOMAYO	68,800
CARAPARÍ	RÍO PILCOMAYO	63,000
VILLA MONTES	RÍO PILCOMAYO	15,000

Fuente: YPFB, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno,
2016

De acuerdo a la tabla III-11, se tiene a Villa Montes con posición ventajosa respecto a Yacuiba y Caraparí en cuanto al abastecimiento de agua. Si bien los datos de la tabla III-11 reflejan la ventaja de Villa Montes, se debe considerar que el agua requerida para la producción de alcohol isopropílico debe estar desalinizada, por lo cual requiere de una operación de tratamiento, lo que a su vez involucra un mayor consumo energético; bajo esta posición, es Yacuiba quien cuenta con la ventaja por la presencia de la Planta Termoeléctrica del Sur, además de que para la producción de polipropileno igual se necesita de agua desalinizada y tratada, por lo que la Planta de Polipropileno que estará en Yacuiba, contará con su propio sistema de tratamiento de agua.

Una vez analizados los puntos principales de la selección de micro-localización, como ser distancia a la materia prima, distancia al mercado y abastecimiento de agua

(considerando consumo energético), la tabla III-12 muestra los resultados de micro-localización.

TABLA III-13

MATRIZ DE SELECCIÓN PARA MICROLOCALIZACIÓN

FACTORES DE DECISIÓN			ALTERNATIVAS DE LOCALIZACIÓN					
			YACUIBA		CARAPARÍ		VILLA MONTES	
OBLIGATORIOS	VARIABLE	VALOR PONDERADO	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE
		DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA	20	4	80	4	80	4
	AGUA Y ENERGÍA	20	3	60	2	40	3	60
	DISTANCIA AL MERCADO	20	4	80	3	60	4	80
	DISTANCIA A MATERIA PRIMA	20	4	80	3	60	2	40
	IMPACTO AMBIENTAL	20	3	60	2	40	2	40
	PUNTAJE TOTAL		360		280		300	
DESEADOS	VARIABLE	VALOR PONDERADO	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE
	SERVICIOS BÁSICOS	10	3	30	3	30	3	30
	TRANSPORTE	20	3	60	3	60	2	40
	ACCESO Y LOGÍSTICA DEL TRANSPORTE	20	3	60	2	40	2	40
	CONDICIONES AMBIENTALES	10	3	30	2	20	2	20
	MANO DE OBRA	10	2	20	2	20	2	20
	DISPONIBILIDAD DE TERRENO	10	3	30	4	40	3	30
	EVACUACIÓN DE EFLUENTES	20	2	40	2	40	2	40
	PUNTAJE TOTAL		270		250		220	
PUNTUACIÓN FINAL			630		530		520	

Fuente: Elaboración propia, 2016

De acuerdo a los resultados expuestos en la tabla III-12, se tiene a Yacuiba como la mejor alternativa de micro-localización. Otro de los puntos que justifica la elección de Yacuiba es la posibilidad de conformar un polo petroquímico, considerando que la planta de Polipropileno estará ubicada en el mismo lugar, de este modo se aprovecharía el proceso de tratamiento de agua y generación de energía eléctrica para ambas plantas.

CAPÍTULO IV
INGENIERÍA DEL PROYECTO

INGENIERÍA DEL PROYECTO

4.1.1 CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE MATERIA PRIMA

Las características técnicas del propileno a producir se obtienen de la Planta de producción de polipropileno debido a que como se mencionó anteriormente, se pretende disponer de un % del propileno destinado a la misma para llevar a cabo el proyecto de producción de isopropanol. La tabla IV-1 muestra datos de caracterización del propileno a obtener en la Planta del Chaco.

TABLA IV-1

CARACTERÍSTICAS DE LA MATERIA PRIMA – PROPILENO

COMPONENTE	ESPECIFICACIÓN	UNIDADES
COMPOSICIÓN		
PROPILENO	99,500	min % vol
PROPANO	0,050	max % vol
HIDRÓGENO	20 ppm vol max	Max % vol
INERTES		
N ₂ ,CH ₄	100,000	max ppmv
ETANO	200,000	max ppmv
C ₄ ,C ₅	200,000	max ppmv
MONÓMEROS COPOLIMERIZADOS		max ppmv
ETILENO	100,000	max ppmv
BUTENO	100,000	max ppmv
PENTENO	10,000	max ppmv
VENENOS TÓXICOS		
ACETILENO	3,000	max ppmv
METILACETILENO	3,000	max ppmv
PROPADIENO	5,000	max ppmv
BUTADIENO	50,000	max ppmv
TOTAL ACIETILENICOS	10,000	max ppmv
PETROLEO VERDE	20,000	max ppmv
OXÍGENO	2,000	max ppmv
CO	0,030	max ppmv
CO ₂	1,000	max ppmv
COS	0,020	max ppmv
TOTAL SULFURO	1,000	max ppmv
METANOL	5,000	max ppmv
ISOPROPANOL	15,000	max ppmv
AGUA	2,000	max ppmv

Fuente: YPF, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno, 2016

La tabla IV-2 enseña las condiciones operativas a las que se plantea obtener el propileno de la Planta Petroquímica del Chaco.

TABLA IV-2

CONDICIONES DE MATERIA PRIMA – PROPILENO

CONDICIONES DE MATERIA PRIMA	
PRESIÓN	25-26barg
TEMPERATURA	40 °C
ESTADO	Líquido

Fuente: YPFB, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno, 2016

4.1.2 CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DEL PRODUCTO

De acuerdo a información comercial, se presentan los datos específicos del alcohol isopropílico de venta.

TABLA IV-3

ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DEL ISOPROPANOL

PUREZA	99%
APARIENCIA	INCOLORO
COLOR MÉTODO PLATINUM COBALTO	10 MÁXIMO
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0,786 y 0,787
AZEÓTROPO	86%
PUNTO INICIAL DE DESTILACIÓN	81,000
PUNTO FINAL DE DESTILACIÓN	83,000
DESTILADO	97%

Fuente: YPFB, Proyectos de Construcción de Plantas de Propileno y Polipropileno, 2016

Además de la caracterización del producto, es importante conocer la situación de su precio con la información más actual posible. Según datos de ICIS PRICING, se muestran datos del costo de adquisición del mismo.

TABLA IV-4

PRECIO DE VENTA DEL ISOPROPANOL COMERCIAL

PRECIO DOMÉSTICO			
		RANGO DE PRECIO	USD/MT
DEL CONSUMR	US CTS/LB	76,000-78,000	1.675,510-1.719,600
SPOT PRECIO			
		RANGO DE PRECIO	USD/TM
FOB TANK	US CTS/LB	64,000-68,000	1.411,000-1.499,000
FOB EXPORT	US CTS/LB	58,000-63,000	1.279,000-1.389,000

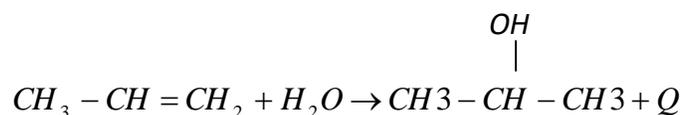
Fuente: ICIS Pricing, 2015

4.2 DESCRIPCIÓN DE PROCESOS EXISTENTES EN LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO

Los procesos de producción de alcohol isopropílico se clasifican en dos grandes grupos de acuerdo al mecanismo de hidratación: hidratación directa e hidratación indirecta. En el presente segmento se describen los procesos industriales por vía directa, dejando de lado la vía indirecta debido a que la misma requiere del uso de H_2SO_4 e involucraría una planta de reconcentración del mismo, además de importaciones en grandes cantidades de dicho ácido por no ser producido en Bolivia.

4.2.1 PROCESOS DE HIDRATACIÓN POR VÍA DIRECTA

La hidratación por vía directa es la preferida actualmente. La reacción es:



Se tienen tres procesos industriales, los cuales trabajan bajo influencia catalítica, los mismos se diferencian principalmente por las condiciones de operación con las que trabajan y por la forma en que los reactivos son alimentados al reactor.

De acuerdo a lo indicado en el párrafo anterior, a continuación se señalan los procesos de hidratación por vía directa:

TABLA IV-5
PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO POR
VÍA DIRECTA

FABRICANTE	FASE	CATALIZADOR	T (°C)	P (MPa)	RENDIMIENTO (%)	CARACTERÍSTICAS DEL REACTOR	CALIDAD DE PROPENO (%)
VEBA CHEMIE (1966)	GAS	H ₃ PO ₄	180- 260	2.5- 2.6	95	LECHO FIJO	99
TOKUYAMA SODA (1973)	LÍQUIDO	Na ₃ Hsi(W ₃ O ₁₀) ₄	240- 270	15-20	98	LECHO FLUIDIZADO	95
DEUTSCHE TEXACO (1986)	LÍQUIDO	RESINA DE INTERCAMBIO IÓNICO	130- 150	6-10	93.5	LECHO FLUIDIZADO	75-92

Fuente: Process Intensification by Heterogeneous Reactive Extraction, 2011

4.2.1.1 Ventajas de la hidratación por vía directa

La vía directa ofrece ciertas ventajas sobre la hidratación por vía indirecta (empleando H₂SO₄), algunas son:

- Reducción de la corrosión en las zonas donde está presente el ácido sulfúrico.

- Reducción de costos de fabricación, puesto que no se requiere de la etapa de reconcentración de H_2SO_4 .
- Reducción de la contaminación ambiental (aérea y en aguas residuales)

4.2.2 Descripción de cada proceso previa a la selección

A continuación se describen los tres procesos de hidratación por vía directa.

VEBA CHEMIE

En este proceso, la reacción se lleva a cabo por hidratación catalítica del propileno en fase vapor y a presiones elevadas. El propileno se mezcla con agua desmineralizada y propileno de reciclo. La mezcla es luego precalentada por el efluente del reactor y por vapor antes de entrar al reactor. La reacción tiene lugar a 170-260 °C y presiones entre 25-65 atm sobre un lecho fijo de catalizador conteniendo ácido fosfórico.

La mezcla parcialmente reaccionada es enfriada en un intercambiador de calor efluente-alimentación y además en un enfriador con agua antes de entrar al lavador de gas de reciclo y una columna flash. El scrubber recupera el producto IPA por lavado con agua.

El propileno proveniente del scrubber y columna flash se recicla al lazo de síntesis.

El isopropanol crudo diluido proveniente del lavador se purifica por destilación extractiva usando agua como solvente. Después de la concentración, la solución azeotrópica de isopropanol es separada usando benceno como agente deshidratante.

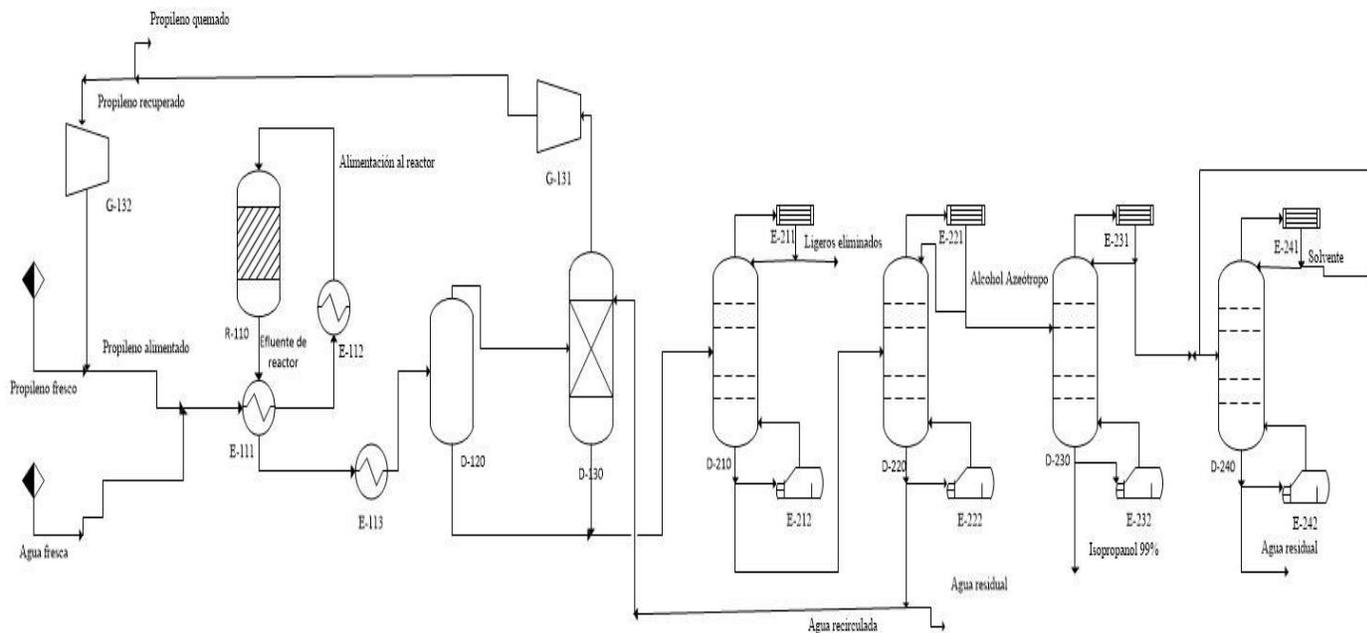
Condiciones de reacción típica	Rendimiento: (basado en propileno convertido) 97%
Temperatura: 160-260 °C	Calidad del propileno: 99%
Presión: 25-45 atm	Servicios auxiliares
Catalizador: Ácido fosfórico	Energía: 40 kW/TM de IPA

Agua de enfriamiento: 160
m³/TM de IPA

Vapor: (17 atm, 300 °C) 2.2
TM/TM de IPA

FIGURA 4.1

HIDRATACIÓN DIRECTA DE PROPILENO POR VÍA GASEOSA



Fuente: Elaboración propia a partir de Chemical Engineering Encyclopedia (Kirck Othmer, 1997)

Una de las ventajas que se puede mencionar en este proceso es su mayor experiencia comercial dado que es el primer proceso de hidratación catalítica directa empleado para la elaboración de IPA.

Otra ventaja del proceso es que se puede producir etanol en la misma instalación con inversiones adicionales pequeñas y sin cambio de catalizador el cual requiere solamente un tratamiento especial en la planta.

TOKUYAMA SODA

Este proceso emplea una solución acuosa diluida homogénea de catalizador. El propileno líquido es precalentado y alimentado a un reactor bajo presión. La solución catalítica recuperada de la columna azeótropa es precalentada en un cambiador de calor con el efluente del reactor y alimentada al reactor que opera entre 150 -200 atm y 240 - 290 °C. La reacción tiene lugar en fase líquida.

La solución acuosa conteniendo isopropanol y catalizador es separada desde el fondo del reactor, enfriada por intercambio de calor y luego flasheado bajo presión reducida en un separador de gas donde el propileno disuelto es separado y reciclado.

El líquido separado se envía a una columna de separación azeotrópica desde donde la mezcla azeotrópica de isopropanol-agua es arrastrada y conducida a otras columnas de destilación para purificación y deshidratación. La solución acuosa conteniendo catalizador, proveniente de la columna azeótropa, se junta con agua fresca y se recicla al reactor.

Condiciones típicas de reacción

Temperatura: 240 - 290 °C

Porcentaje de conversión de propileno por paso: 60 %

Presión: 150-200 atm

Rendimiento: 98 %

Catalizador: No se ha especificado pero está basado en un sistema MO-W

Consumos

Consumo de materia prima: C₃H₆ 0.73 TM/TM de IPA 100%

Agua desmineralizada: 0.33 TM/TM de IPA 100%

Calidad de propileno: 95%

Vapor: 2.6 TM/TM de IPA 100% (vapor a 2.5 kg_f/cm²)

Servicios auxiliares

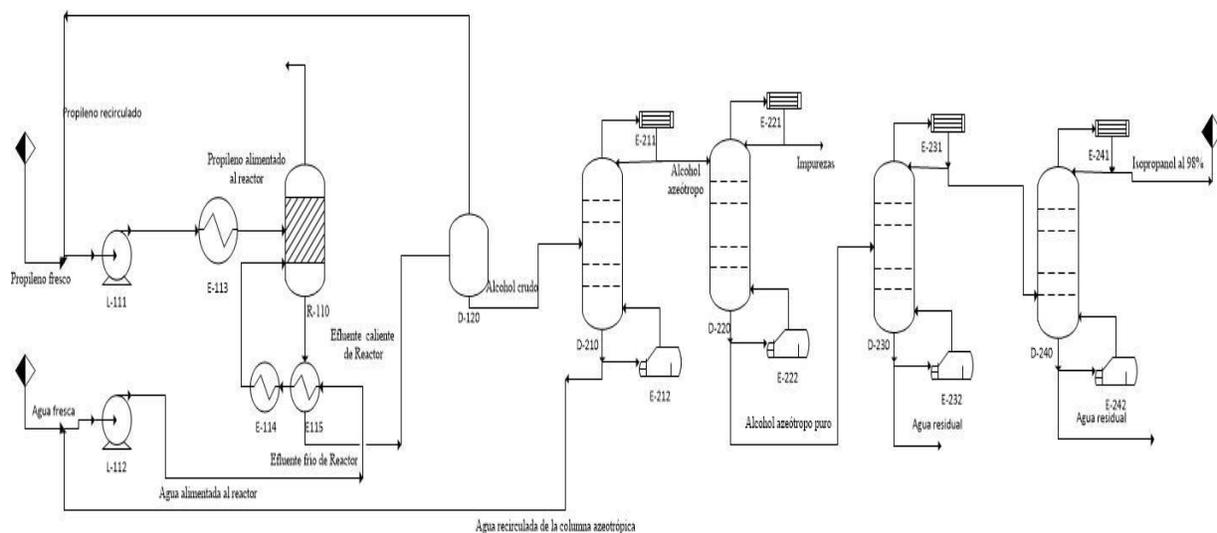
Electricidad: 130 Kw-h

Fuel: 270 TCal

Agua de enfriamiento: 100 m³

FIGURA 4-2

DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO POR HIDRATACIÓN DIRECTA EN FASE LÍQUIDA



Fuente: Elaboración propia a partir de Chemical Engineering Encyclopedia (Kirck Othmer, 1997)

Ventajas

Una de las características más ventajosas de este procesos es que la reacción de hidratación del propileno tiene lugar una fase líquida, así que los productos de reacción salen en forma de solución acuosa. Esto evitará la pérdida de calor por condensación de productos, lo cual tiene lugar en casos de reacción en fase gaseosa. Otra de las características ventajosas es:

El catalizador mantiene una actividad grade y su selectividad es tanto como 98%.

DEUTSCHE TEXACO

La hidratación directa del propileno a isopropanol se lleva a cabo usando un proceso continuo con un catalizador de intercambio iónico. El propileno líquido a presión elevada se mezcla con agua precalentada. La capacidad calorífica del agua se usa para la evaporación del propileno. La mezcla de agua y propileno en estado súper crítico se carga en la cabeza de un reactor de lecho fijo y se deja escurrir hacia abajo sobre un lecho de resina de intercambio iónico. La reacción transcurre con los reactantes en fase líquida-vapor y un intercambio intensivo entre estos ocurre a una temperatura comprendida entre 130-160 °C y una presión de 86-110 atm.

El alcohol acuoso y el propileno no convertido son conducidos desde el fondo del reactor a un separador de alta presión donde el alcohol contenido en la fase acuosa se separa del propileno contenido en la fase gaseosa. La fase líquida se pasa luego a un separador de baja presión. El alcohol crudo del separador de baja presión se carga a una columna de destilación donde se remueve el isopropil-éter por la cabeza. El fondo se carga a una segunda columna donde el IPA se recoge por arriba como una mezcla acuosa azeotrópica. El agua que sale de esta columna es desalada por intercambio iónico y reciclada al reactor, la deshidratación de la mezcla azeotrópica de IPA-agua se lleva a cabo usando benceno como extractor.

Condiciones de reacción típica

Temperatura: 130-160 °C

Presión: 86 -110 atm

Catalizador: Resina catiónica

Porcentaje de conversión por paso: 75 %

Rendimiento: 94 %

Consumos

Consumo de materia prima:	Agua desmineralizada: 4.125
C_3H_6 (como 92%) 0.746	m^3/TM IPA
TM/TM IPA	Calidad de propeno: 92%
Servicios auxiliares	
Agua de enfriamiento: 46 m^3	Energía eléctrica: 120 kW
Vapor: (2.5 kgf/cm ²) 6.2 TM	Vida del catalizador: 8 meses
Vapor: (20 kgf/cm ²) 0.6 TM	

Ventajas

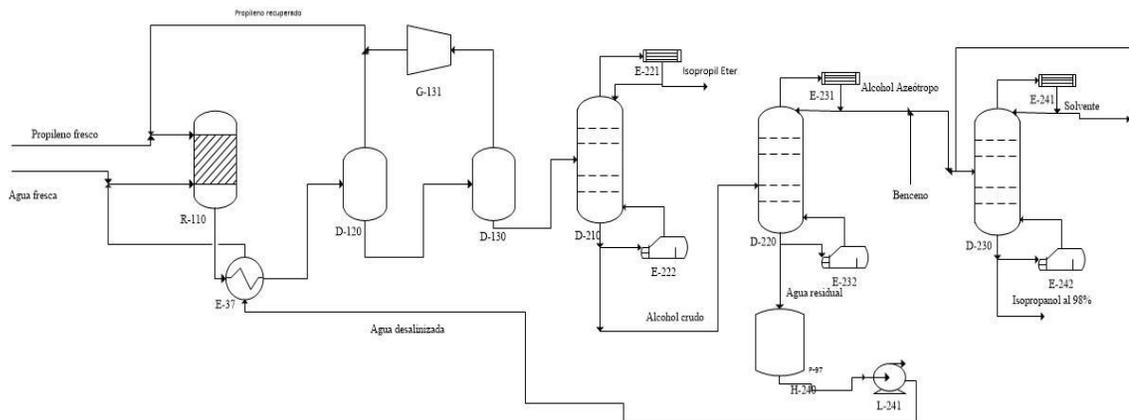
Entre las principales ventajas de este proceso se puede mencionar:

Es posible un 75% de conversión por paso, por lo cual no es necesario mejorar la baja conversión por un alto reciclo de gas como en un proceso en fase gaseosa. Con este alto grado de conversión es posible alimentar propileno del 92% en vez del 99% disminuyendo los costos de concentración de éste.

Además de las ventajas mencionadas debemos destacar que la ventaja de reacción directa sobre catalizador sólido está en la facilidad de separación del catalizador y producto.

FIGURA 4-3

DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO POR HIDRATACIÓN DIRECTA EN FASE LÍQUIDA



Fuente: Elaboración propia a partir de Chemical Engineering Encyclopedia (Kirck Othmer, 1997)

Una vez analizados los tres procesos, en la tabla III-2 se exponen los resultados en el apartado 4.3, selección del proceso.

4.3 SELECCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN

Una vez descritos los procesos de producción existentes, se continúa por seleccionar de manera preliminar el más adecuado para la Planta del departamento de Tarija. La tabla IV-6 muestra los resultados.

TABLA IV-6
SELECCIÓN DE PROCESO PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL
ISOPROPÍLICO

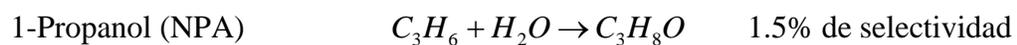
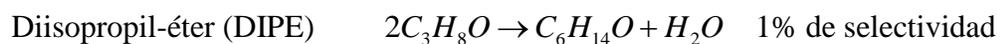
FACTORES DE DECISIÓN		ALTERNATIVAS DE PROCESO					
		VEBA CHEMIE		TOKUYAMA SODA		DEUTSCHE TEXACO	
CONDICIÓN OBLIGATORIA	DISPONIBILIDAD DE TECNOLOGÍA	SÍ		SÍ		SÍ	
VARIABLE	VALOR PONDERADO	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE	PUNTUACIÓN ASIGNADA	PUNTAJE
RENDIMIENTO	15	3	45	4	60	3	45
CONSUMO DE MATERIA PRIMA	15	3	45	3	45	2	30
CONSUMO DE AGUA	10	-	0	3	30	2	20
CONSUMO DE ENERGÍA	10	4	40	2	20	2	20
PUREZA DE MATERIA PRIMA	10	4	40	4	40	4	40
TEMPERATURA	10	4	40	2	20	3	30
PRESIÓN	10	4	40	2	20	3	30
ADAPTACIÓN A OTRO PROCESO	10	4	40	4	40	-	0
CATALIZADOR	10	2	20	2	20	4	40
PONDERACIÓN TOTAL		310		295		255	

Fuente: Elaboración propia, 2016

Según los resultados, se tiene al proceso VEBA CHEMIE como el más indicado para el presente proyecto. El mismo cuenta con la ventaja adicional de que no requiere de cambios para adaptarlo en la producción de etanol sin cambio de catalizador. Para saber más sobre la empresa proveedora de la patente, véase ANEXO I.

Antes de continuar, es necesario mencionar que debido a la selectividad para la producción de IPA del 97,5% se forman reacciones adiciones para el restante 3% de materia prima.

Las reacciones adicionales son:

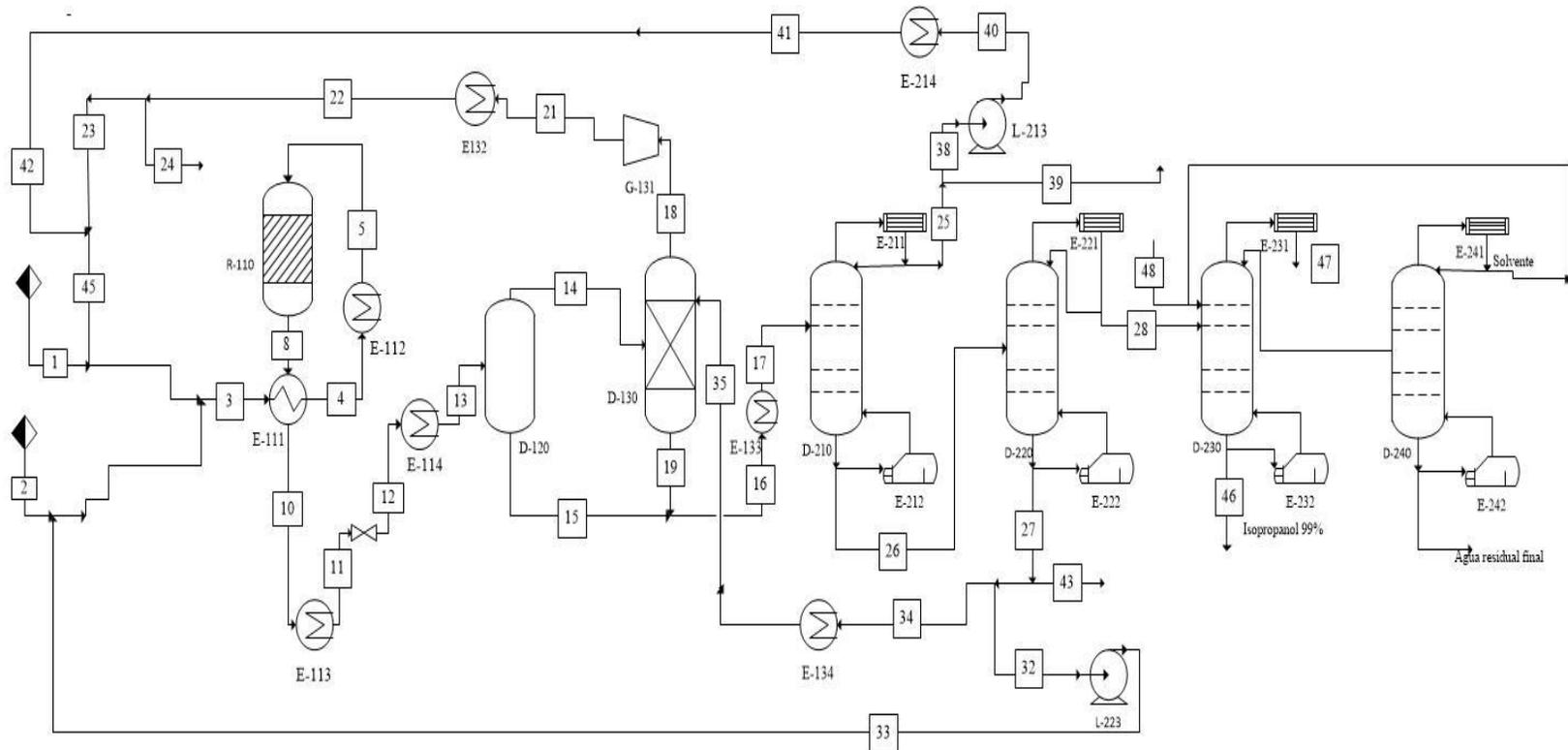


4.4 DIAGRAMA DE FLUJO

A continuación se muestra el diagrama de flujo para la hidratación de propileno en vía gaseosa.

FIGURA 4-4

DIAGRAMA DE FLUJO – PRODUCCIÓN DE ALCOHOL ISOPROPÍLICO POR HIDRATACIÓN EN FASE GASEOSA (PROCESO VEBE CHEMIE)



Fuente: Conceptual Process Design, Chemical Process Technology, 2001

TABLA IV-7
SIMBOLOGÍA DEL DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA PLANTA DE
PRODUCCIÓN DE ISOPROPANOL

SECCIÓN	NOMENCLATURA	NOMBRE
100	R110	REACTOR DE LECHO FIJO
100	E111	INTERCAMBIADOR DE CALOR
100	E112	HEATER 1
100	E113	COOLER 1
100	E114	COOLER 2
100	D120	SEPARADOR FLASH
100	D130	SCRUBBER
100	G131	COMPRESOR
100	E132	COOLER 3
100	E133	HEATER 2
100	E134	COOLER 4
200	D210	COLUMNA DE LIVIANOS
200	E211	CONDENSADOR
200	E212	REBOILER
200	L213	BOMBA CENTRÍFUGA
200	E214	HEATER3
200	D220	COLUMNA DE AZEOTROPO
200	E221	CONDENSADOR 2
200	E222	REBOILER 2
200	L223	BOMBA CENTRÍFUGA 2
200	D230	COLUMNA DE DESHIDRATADO
200	E231	CONDENSADOR 3
200	E232	REBOILER 3
200	D240	COLUMNA DE SOLVENTE
200	E241	CONDENSADOR 4
200	E242	REBOILER 4

Fuente: Elaboración propia, 2016

De acuerdo a la tecnología empleada (hidratación en fase vapor) y según el diagrama de flujo mostrado, se definen los balances de materia y energía de los equipos que intervienen en el proceso. Para realizar los cálculos de balance de materia se hizo uso del programa Aspen Hysys, con el cual se simuló el proceso. En anexos se muestra el resumen de los resultados obtenidos mediante simulación.

A continuación se muestra cada equipo del diagrama de flujo con sus condiciones operativas y datos de flujo y composición correspondientes que intervienen.

4.5 Balance de materia

Dada la complejidad del proceso, los balances de materia y energía fueron facilitados mediante la resolución con empleo de simulador Aspen Hysys. A continuación se exhiben los resultados en kilogramos/hora.

Se parte de la ecuación general de balance:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} - \text{Salida} - \text{Consumo} = \text{Acumulación} \quad \text{Ecuación 4.5.1}$$

Considerando que se trabaja en flujo estacionario, la ecuación se resume en:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida} + \text{Consumo} \quad \text{Ecuación 4.5.2}$$

A excepción del reactor de lecho fijo, las demás etapas carecen de reacción química, por lo que $\text{Generación} = \text{Consumo} = 0$, dejando la ecuación 2 en:

$$\text{Entrada} = \text{Salida} \quad \text{Ecuación 4.5.3}$$

Tomando como base la ecuación 3 (a excepción de la etapa de reacción, en la que se considera la ecuación 2), a continuación se procede a resolver los balances del presente proceso.

4.5.1 En el mezclado previo a la entrada al reactor:

Se incluyen las corrientes recirculantes de propileno y agua que se mezclan con las corrientes entrantes al proceso.

FIGURA 4-5

BALANCE EN LA ETAPA DE MEZCLADO



Fuente: Elaboración propia, 2016

$$F_1 + F_2 + F_{33} + F_{45} = F_3$$

Donde:

$F_1 = 2.903,561 \text{ kg/h} = \text{Propileno fresco}$

$F_2 = 4.539,805 \text{ kg/h} = \text{Agua fresca}$

$F_{45} = 41.478,677 \text{ kg/h} = \text{Propileno total recirculado}$

$F_{33} = 1.864,031 = \text{Agua recirculada fría}$

$F_3 = \text{Mezcla de alimentación}$

En el presente balance se tiene que todas las corrientes son reactivos puros y que la alimentación al reactor tiene una razón propileno-agua de 0.339. Por tanto:

$$x_{propileno} = \frac{Y_{propileno}}{1 + Y_{propileno}}$$

$$x_{propileno} = \frac{0,339}{1 + 0,339} = 0,747$$

Realizando un balance parcial para el propileno

$$F_1 + F_{45} = X_{propileno}F_3$$

$$F_3 = 50.786,075 \text{ kg/h}$$

Las composiciones másicas son:

TABLA IV-8

COMPOSICIÓN MÁSCICA EN EL PUNTO DE MEZCLA

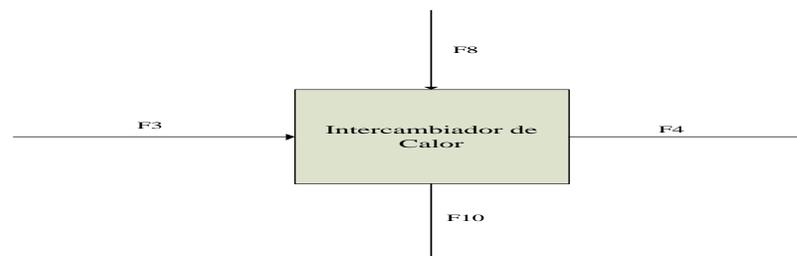
Componente	F ₁	F ₂	F ₃₃	F ₄₅	F ₃
H ₂ O	0,000	1,000	1,000	0,000	0,127
C ₃ H ₆	1,000	0,000	0,000	1,000	0,873
2-Propanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N-Propanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DIPE	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSY, 2016

4.5.2 En el intercambiador de calor:

FIGURA 4-6

BALANCE EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR



Fuente: Elaboración propia, 2016

No hay variación en el flujo total, tanto del lado de los tubos como del lado de la coraza, por tanto.

Del lado de los tubos

$$F_3 = F_4$$

Donde:

$$F_3 = 50.786,093 \text{ kg/h}$$

F_4 = Mezcla precalentada

$$F_4 = F_3 = 50.786,075 \text{ kg/h}$$

TABLA IV-9

COMPOSICIÓN MÁSCICA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Componente	F ₃	F ₄
H ₂ O	0,127	0,127
C ₃ H ₆	0,873	0,873
2-Propanol	0,000	0,000
DIPE	0,000	0,000

Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSY, 2016

Del lado de la coraza

$$F_8 = F_{10}$$

Donde:

$$F_8 = 50.786,093122 \text{ kg/h} = \text{Efluente de Rector}$$

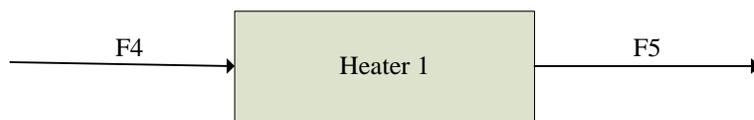
F_{10} = Efluente de rector pre-enfriado

$$F_{10} = F_8 = 50.786,093 \text{ kg/h}$$

4.5.3 En el calentador (Heater1):

FIGURA 4-7

BALANCE EN EL CALENTADOR



Fuente: Elaboración propia, 2016

No hay variación en el flujo total, por tanto

$$F_4 = F_5$$

Donde:

F_5 = Alimentación caliente al reactor

$$F_5 = 50.786,093 \text{ kg/h}$$

TABLA IV-10

COMPOSICIÓN MÁSCICA EN EL CALENTADOR

Componente	F_4	F_5
H ₂ O	0,127	0,127
C ₃ H ₆	0,873	0,873
2-Propanol	0,000	0,000
N-Propanol	0,000	0,000
DIPE	0,000	0,000

Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSY, 2016

4.5.4 En el Reactor

FIGURA 4-8

BALANCE EN EL REACTOR DE LECHO FIJO



Fuente: Elaboración propia, 2016

La variación se produce en la composición de la salida, el número de moles cambia, mientras que el flujo másico permanece constante, como los balances presentes están en flujo másico, se tiene.

$$F_5 = F_8$$

Donde

F_8 = Efluentes de reactor

$$F_8 = F_5 = 50.786,093 \text{ kg/h}$$

En la tabla de composiciones másicas se aprecia el cambio de fracción para cada componente de acuerdo a la conversión del 6% de la alimentación, de la cual el 5.29% permite obtener Isopropanol, mientras que se produce DIPE y N-Propanol en pequeñas proporciones.

TABLA IV-11
COMPOSICIÓN MÁSCICA EN EL REACTOR

Componente	F ₅	F ₈
H ₂ O	0,127	0,105
C ₃ H ₆	0,873	0,823
2-Propanol	0	0,069
N-Propanol	0	6.815*10 ⁻⁶
DIPE	0	2.478*10 ⁻³

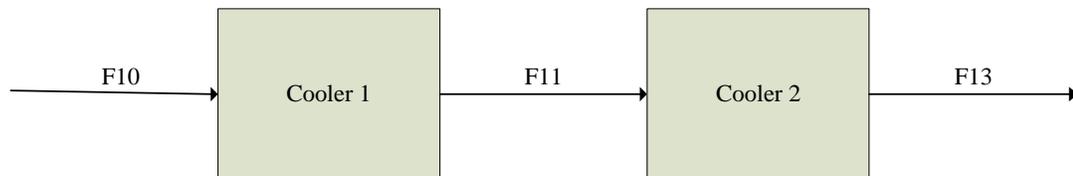
Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSY, 2016

*=Se forman 0,330 kg/h de N-Propanol, por lo que su fracción másica se aproxima a 0, lo mismo ocurre para el DIPE.

4.5.5 En el sistema de enfriamiento (Cooler 1 y Cooler 2)

FIGURA 4-9

BALANCE EN EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO



Fuente: Elaboración propia, 2016

No existe transferencia de materia o cambio en la composición, por tanto

$$F_{10} = F_{11} = F_{12} = F_{13}$$

Donde

F₁₁=Efluente frío de reactor

F_{12} = Efluente a baja presión

F_{13} = Efluente acondicionado

$$F_{13} = F_{12} = F_{11} = F_{10} = 50.786,093 \text{ kg/h}$$

TABLA IV-12

COMPOSICIÓN MÁSCICA EN EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

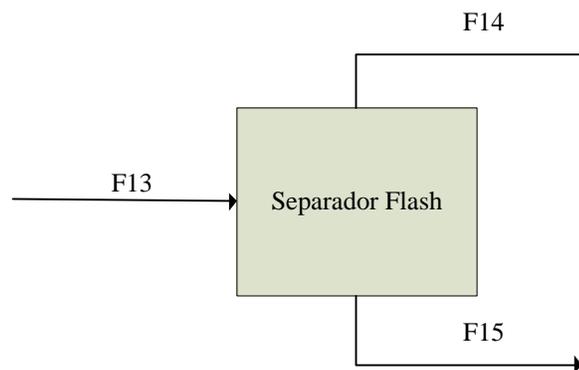
Componente	F_{10}	F_{11}	F_{12}	F_{13}
H ₂ O	0,105	0,105	0,105	0,105
C ₃ H ₆	0,823	0,823	0,823	0,823
2-Propanol	0,069	0,069	0,069	0,069
N-Propanol	$6,815 \cdot 10^{-6}$	$6,815 \cdot 10^{-6}$	$6,815 \cdot 10^{-6}$	$6,815 \cdot 10^{-6}$
DIPE	$2,478 \cdot 10^{-3}$	$2,478 \cdot 10^{-3}$	$2,478 \cdot 10^{-3}$	$2,478 \cdot 10^{-3}$

Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSYS, 2016

4.5.6 En el Separador Flash

FIGURA 4-10

BALANCE EN EL SEPARADOR FLASH



Fuente: Elaboración propia, 2016

$$F_{13} = F_{14} + F_{15}$$

Donde:

F_{14} = Vapor separado

F_{15} = Líquido separado

En este punto la fracción de vapor a la entrada del separador es de 0.7361 y considerando que la separación es instantánea, se tiene:

$$F_{14} = 41.682,010 \text{ kg/h}$$

$$F_{15} = 9.006,577 \text{ kg/h}$$

TABLA IV-13

COMPOSICIÓN MÁSICA EN EL SEPARADOR

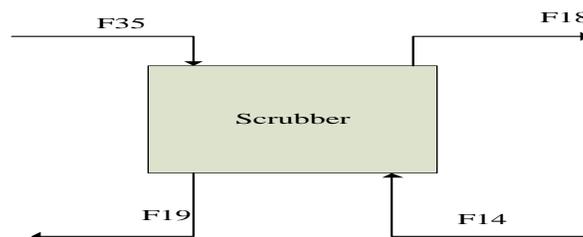
Componente	F_{13}	F_{14}	F_{15}
H ₂ O	0,105	0,011	0,544
C ₃ H ₆	0,823	0,953	0,217
2-Propanol	0,069	0,032	0,239
N-Propanol	6,815*10 ⁻⁶	1,76*10 ⁻⁷	3,03*10 ⁻⁶
DIPE	2,478*10 ⁻³	0,003	0

Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSY, 2016

4.5.7 En el Scrubber

FIGURA 4-11

BALANCE EN EL SCRUBBER



Fuente: Elaboración propia, 2016

$$F_{14} + F_{35} = F_{18} + F_{19}$$

Donde

F_{35} = Agua recirculada al Scrubber desde la columna de Azeótropo

F_{18} = Propileno recuperado

F_{19} = Alcohol recuperado

La especificación fijada es que se recupera el 90% del propileno total entrante al Scrubber. Por características de diseño se trabaja a una presión de 1 atm, mediante una columna de 15 etapas se obtiene:

$$F_{35} = 960,408 \text{ kg/h}$$

$$F_{18} = 35.875,099 \text{ kg/h}$$

$$F_{19} = 6.767,319 \text{ kg/h}$$

TABLA IV-14

COMPOSICIÓN MÁSCICA EN EL SCRUBBER

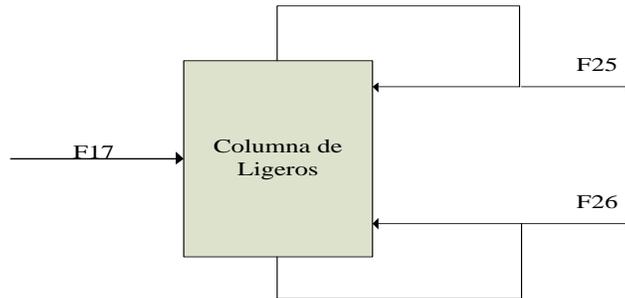
Componente	F_{14}	F_{35}	F_{18}	F_{19}
H ₂ O	0,011	1,000	0,001	0,208
C ₃ H ₆	0,953	0,000	0,999	0,575
2-Propanol	0,032	0,000	0,000	0,199
N-Propanol	1,76*10 ⁻⁷	0	0	1,084*10 ⁻⁶
DIPE	0,003	0,000	0*	0,0186

Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSY, 2016

4.5.8 En la columna de ligeros

FIGURA 4-12

BALANCE EN LA COLUMNA DE LIGEROS



Fuente: Elaboración propia, 2016

En la Columna de livianos la especificación a cumplir es que todo el 2 propanol se recupere en la corriente de fondo, mientras que la corriente de destilado se encuentra compuesta fundamentalmente de propileno y DIPE. Para un total de 10 etapas a 1 atm de presión.

$$F_{17} = F_{25} + F_{26}$$

Donde

$F_{17} = 15773.896 \text{ kg/h}$ = Corriente resultante de mezclar el líquido del separador y el alcohol recuperado del Scrubber

$F_{25} =$ Livianos recuperados

$F_{26} =$ Alcohol impuro recuperado

La especificación impuesta para la columna de 30 etapas y $P=1\text{atm}$ es que en la corriente de fondo se obtenga una concentración de diisopropil-éter del 0.05%. Los resultados son:

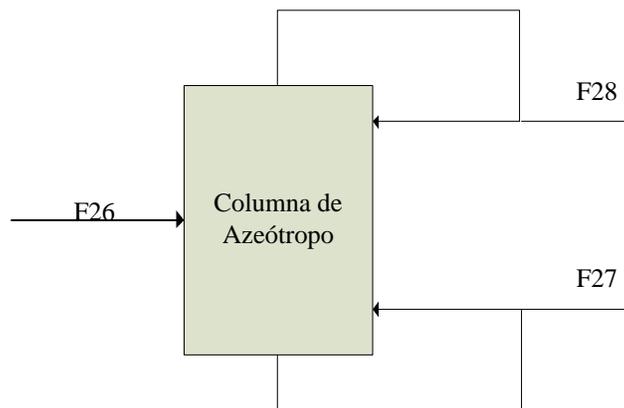
$$F_{25} = 6.062,851 \text{ kg/h}$$

$$F_{26} = 9.711,045 \text{ kg/h}$$

TABLA IV-15**COMPOSICIÓN MÁSCICA EN LA COLUMNA DE LIGEROS**

Componente	F ₁₇	F ₂₅	F ₂₆
H ₂ O	0,397	0,000	0,361
C ₃ H ₆	0,380	0,979	0,000
2-Propanol	0,221	0,000	0,639
N-Propanol	0,002	0	3,5*10 ⁻⁵
DIPE	0*	0,021	0,000

Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSY, 2016

4.5.9 En la columna de Azeótropo**FIGURA 4-13****BALANCE EN LA COLUMNA DE AZEÓTROPOS**

Fuente: Elaboración propia, 2016

En esta etapa se logra destilar el alcohol hasta nivel de azeótropo. Se hace uso de una columna de 58 etapas que opera a presión de 1 atm.

$$F_{26} = F_{27} + F_{28}$$

Donde

F_{28} = Alcohol al 85.61%(p/p)

F_{27} = Agua residual de azeótropo

La especificación a cumplir es recuperar todo el 2-propanol en la corriente de destilado.

$$F_{28} = 4.090,563 \text{ kg/h}$$

$$F_{27} = 5.620,482 \text{ kg/h}$$

TABLA IV-16

**COMPOSICIÓN MÁSICA EN LA COLUMNA DE DESTILACIÓN
AZEOTRÓPICA**

Componente	F_{26}	F_{27}	F_{28}
H ₂ O	0,357	1,000	0,144
C ₃ H ₆	0,000	0,000	0,000
2-Propanol	0,643	0,000	0,856
N-Propanol	0*	0,000	1*10 ⁻⁴
DIPE	0,000	0,000	0,000

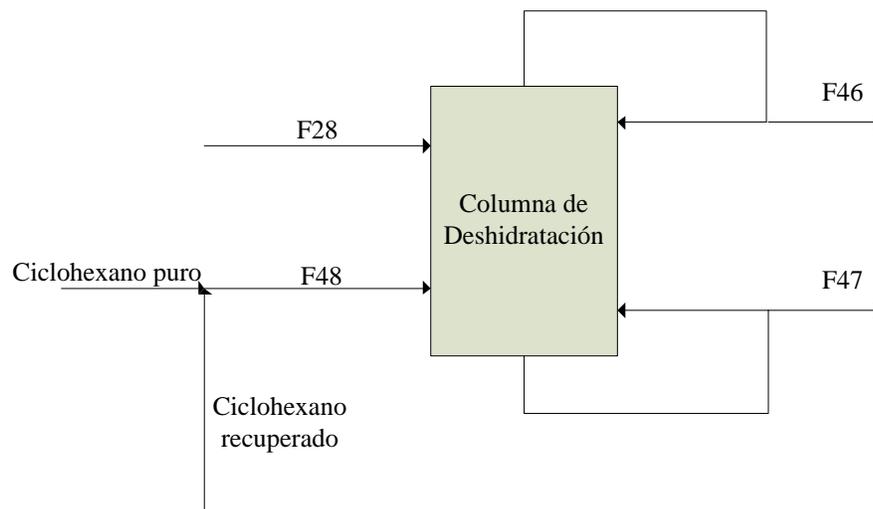
Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSY, 2016

Según se aprecia, se logra el objetivo de recuperar todo el alcohol alimentado en el destilado de la columna, alcanzando casi el 86% (p/p) de composición.

4.5.10 En la Columna de deshidratación

FIGURA 4-14

BALANCE EN LA COLUMNA DE DESHIDRATACIÓN



Fuente: Elaboración propia, 2016

Con el empleo de Ciclo-hexano como agente extractor, se logra obtener un alcohol al 99 % de pureza.

$$F_{28} + F_{48} = F_{46} + F_{47}$$

Donde

F_{28} = Alcohol azeótropo

F_{48} = Ciclo-hexano entrante a la columna

F_{46} = Alcohol puro

F_{47} = Agua + Ciclohexano.

$$F_{46} = 0,851 * F_{28}$$

$$F_{46} = 3.501,950 \text{ kg/h}$$

$$F_{47} = 2.525,000 + 588,273$$

$$F_{47} = 3.113,273 \text{ kg/h}$$

TABLA IV-17

COMPOSICIÓN MÁSCICA EN LA COLUMNA DESHIDRATADORA

Componente	F ₂₈	F ₄₈	F ₄₆	F ₄₇
H ₂ O	0,144	0,000	0	0,811
C ₃ H ₆	0	0,000	0	0,000
2-Propanol	0,856	0,000	0,999	0,000
N-Propanol	0,0001	0,000	9,7079*10 ⁻⁵	0,000
DIPE	0,000	0,000	0,000	0,000
Ciclo-hexano	0,000	1,000	0,000	0,189

Fuente: Elaboración propia a partir de Simulación en Aspen HYSYS, 2016

4.6 Balance de energía

Se estima el balance de energía para los equipos principales que intervienen en el proceso.

Los sistemas de transferencia de calor, responden al modelo de ecuación del balance entálpico, el cual se muestra a continuación como la ecuación 4.6.1, que a su vez es extraída del libro Fundamentos de los Balances de Materia y Energía – Felder Rosseau.

$$Q_{\text{cedido}} = Q_{\text{ganado}} \quad \text{Ecuación 4.6.1}$$

4.6.1 Energía del calentador

La alimentación sale de la etapa de precalentamiento a una temperatura de 192.4°C, debido a que las condiciones de reacción en el reactor son 209.4°C, se eleva la temperatura en el heater 1. Inicialmente la fracción de vapor es $y=0.832$. Por lo cual la energía a recibir aplicando la ecuación 4.6.1es:

Datos

$$y = 0,832$$

$$T_1 = 192,400 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 209,400 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_b = 200,800 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$F = 1411,000 \text{ kmol/h}$$

$$C_{pV} = 90,130 \text{ kJ/kmol}\cdot\text{h}$$

$$C_{pL} = 93,920 \text{ kJ/kmol}\cdot\text{h}$$

$$\lambda_v = 2.155 \cdot 10^4 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q = nC_{pV}\Delta T_1 + nC_{pL}\Delta T_2 + mL\lambda_v + nLC_{pV}\Delta T_3$$

$$Q = 0,832 * 1.411,000 * 90,130 * (209,400 - 192,400) + (1 - 0,832) * 1.411,000 * 93,920 * (200,800 - 192,400) \\ + (1 - 0,832) * 1.411,000 * 2,155 * 10^4 + (1 - 0,832) * 1.411,000 * 90,130 * (209,400 - 200,800)$$

$$Q = 7,278 * 10^6 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 7,278 * 10^6 \text{ kJ/h}$$

Si se considera que se usa vapor sobrecalentado a 350kPa y 200°C, la masa de agua requerida para alcanzar la condición señalada es:

$$Q = m_{\text{vap}}\lambda_{\text{cond}} + m_{\text{vap}}C_{\text{pvap}}\Delta T$$

$$m_{\text{vap}} = Q / (\lambda_{\text{cond}} + C_{\text{pvap}}\Delta T)$$

$$m_{\text{vap}} = 2.293,364 \text{ kg/h vapor sobrecalentado}$$

4.6.2 Energía requerida en la columna de ligeros

La columna de ligeros es una columna de destilación, por lo cual los principales requerimientos energéticos están en el reboiler y condensador. A continuación se muestran los resultados del balance energético.

Para la estimación del requerimiento en el condensador:

$$D = 141.100 \text{ kmol/h}$$

$$\lambda_{\text{cond}} = 3,947 \cdot 10^4 \text{ kJ/kg}$$

$$R_D = 1$$

$$R_D = \frac{L}{D} = 1$$

$$L = D = 141,1 \text{ kmol/h}$$

$$V = L + D = 282,200$$

De acuerdo a la ecuación 4.6.1:

$$Q_{\text{cond}} = m_{\text{cond}} \lambda_{\text{cond}}$$

$$Q_{\text{cond}} = 282,200 \cdot (1,827 \cdot 10^4)$$

$$Q_{\text{cond}} = 5,155 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$$

Para el requerimiento en el reboiler:

Considerando que se trata de una vaporización parcial, se debe emplear el flujo molar de vapor que retorna a la columna. De acuerdo a los resultados de la simulación, se tiene:

$$F = 82.370 \text{ kmol/h}$$

$$\lambda_{\text{vap}} = 4,111 \cdot 10^4 \text{ kJ/kg}$$

Por tanto, el calor requerido por el reboiler según la ecuación 4.6.1 es:

$$Q_{\text{reb}} = m_{\text{vap}} \lambda_{\text{vap}}$$

$$Q_{\text{reb}} = 82,370 * 4,111 * 10^4$$

$$Q_{\text{reb}} = 3,386 * 10^6 \text{ kJ/h}$$

4.6.3 Energía requerida en la columna de azeótropo

Para el condensador

$$F = 187,480 \text{ kmol/kg}$$

$$\lambda_{\text{cond}} = 4,092 * 10^4 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = m_v \lambda_{\text{cond}}$$

$$Q = 187,480 * 4,092 * 10^4$$

$$Q = 7,672 * 10^6 \text{ kJ/h}$$

Para el reboiler

$$F = 200,9 \text{ kmol/h}$$

$$\lambda = 3,987 * 10^4 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = m_v \lambda$$

$$Q = 200,9 * (3,987 * 10^4)$$

$$Q = 8,009 * 10^6 \text{ kJ/h}$$

4.6.4 Energía requerida en el compresor

De acuerdo a la simulación, se cuenta con los siguientes datos:

$$P_1 = 1,013 * 10^5 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 4,171 * 10^6 \text{ Pa}$$

$$T_1 = 10,420 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 190,400 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\eta_{\text{ad}} = 0,750$$

$$k = C_p/C_v = 1,200$$

Aplicando la ecuación 4.6.4 de balance de energía para sistemas politrópicos del libro Principios de Termodinámica para Ingeniería Química – Smith Van Ness.

$$W_a = \frac{k}{k-1} P_1 (V_1 - V_4) \left(r^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad \dots \text{Ecuación 4.6.4}$$

$$W_a = \frac{1,200}{1,200 - 1,000} * (1,013 * 10^5) * (18.128,037 - 683,665) (41,175^{\frac{1,2-1}{1}} - 1,000)$$

$$W_a = 1,1036 * 10^{10} J/h = 1,1036 * 10^7 kJ/h$$

El trabajo ejercido por el compresor:

$$W_r = \frac{W_a}{\eta}$$

$$W_r = \frac{1,103 * 10^7}{0,750}$$

$$W_r = 1,471 * 10^7 kJ/h$$

4.6.5 Energía requerida en la bomba

$$P_{m1} = 947,9 \text{ kg/m}^3$$

$$P_{m2} = 949,2 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = 1,868 \text{ m}^3/\text{h} = 5,189 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\Delta P = 4.070 \text{ kPa}$$

Aplicando la ecuación 4.6.5, la cual es la ecuación de Bernoulli citada en el libro Mecánica de Fluidos de Robert Mott:

$$h_a = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} \quad \text{Ecuación 4.6.5.}$$

$$h_a = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$h_a = \frac{4,070 * 10^6}{948,000 * 9,810} = 438,087m$$

$$P_a = h_a \gamma Q$$

$$P_a = 438,087 * (948 * 9,810) * 5,189 * 10^{-4}$$

$$P_a = 2111,877 J / s = 2,1118 kW$$

$$P_{ar} = \frac{P_a}{\eta} = \frac{2,112}{0,750}$$

$$P_{ar} = 2,816 kW$$

4.7 Diseño preliminar del equipo principal

El equipo principal en la producción de alcohol isopropílico, lo constituye el reactor de lecho fijo, cuyo catalizador es SiO₂ recubierto con Ácido Fosfórico sólido en su interior.

El reactor empleado asume un comportamiento de flujo-pistón, por lo que la ecuación de diseño 4.7 extraída del libro Ingeniería de la Cinética Química de Octave Levenspiel es la que se muestra a continuación:

$$W_{catalizador} = F_{O_{propileno}} * \int_0^{X_{final}} \frac{dX_{propileno}}{-r_{propileno}} \quad \dots \text{Ecuación 4.7}$$

Antes de resolver la ecuación, es necesario evaluar las condiciones del lecho, para lo cual se utiliza la ecuación de Ergun que se muestra a continuación:

$$\Delta P_B = 150 \left(\frac{\mu V_s}{D_p'^2} \right) \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + 1.75 \left[\frac{\rho V_s}{D_p'} \right] \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \quad \text{Ecuación 4.7.1}$$

$$2.470 Pa/m \leq \Delta P_B \leq 4.490 Pa/m$$

De los límites superior e inferior de la caída de presión en el lecho, se asume un valor medio de 3.550,000 Pa/m que luego se corregirá una vez calculadas las demás incógnitas. Los demás datos se muestran a continuación y después se procede con el cálculo aplicando la ecuación de Ergun.

Datos

$$\mu = 1,546 * 10^{-5} \text{ Pa*s}$$

$$\rho = 42,02 \text{ kg/m}^3$$

$$\varepsilon = 0,4$$

$$D_p = 3,62 * 10^{-2} \text{ m}$$

Resolviendo la ecuación:

$$3.550 = 150 \left(\frac{1,546 * 10^{-5} V_s}{(3,62 * 10^{-3})^2} \right) \frac{(1 - 0,4)^2}{0,4^3} + 1,75 \left[\frac{31,6 V_s}{3,62 * 10^{-3}} \right] \left(\frac{1 - 0,4}{0,4^3} \right)$$

$$190.439,399 V_s^2 + 995,372 V_s - 3.550 = 0$$

$$V_s = \frac{-995,372 \pm \sqrt{995,372^2 - 4 * 190.439,399 * (-3.550)}}{2 * 190.439,399}$$

$$V_s = 0,134 \text{ m/s}$$

Del balance de materia realizado en la Planta se evalúa el caudal de alimentación que después permita obtener el área y volumen de lecho.

$$QT = \frac{mT}{\rho T} = \frac{50.790}{42,02} = 1.208,710 \text{ m}^3 / \text{h} = 0,336 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$QT = V_s A \rightarrow A = \frac{QT}{V_s} = \frac{0,336}{0,134} = 2,507 \text{ m}^2$$

Para evaluar el diámetro del lecho:

$$A_B = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4A_B}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 2,507}{\pi}} = 1,787m = 5,862 \text{ pies}$$

De acuerdo a bibliografía *Chemical Process Engineering - Design and Economics* del autor Harry Silla. En el diseño se debe contar con números enteros que faciliten su construcción estándar. Por tanto el diámetro de 5,826 pies se redondea a 6 pies. Ahora se evalúa nuevamente el área de acuerdo al nuevo diámetro.

$$D = 6 \text{ pies} = 1.829 \text{ m}$$

$$A_B = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A_B = \frac{\pi * (1,829)^2}{4}$$

$$A_B = 2,627m^2$$

Se continúa por estimar nuevamente la velocidad V_s en función a la nueva área.

$$V_s = \frac{Q}{A_B}$$

$$V_s = \frac{0,336}{2,627} = 0,128m/s$$

Se corrige la caída de presión por unidad de altura

$$\frac{\Delta P_B}{L} = 150 \left(\frac{1,546 * 10^{-5} * 0,128}{(3,620 * 10^{-3})^2} \right) \frac{(1 - 0,4)^2}{0,4^3} + 1,75 \left[\frac{31,600 * 0,128}{3,620 * 10^{-3}} \right] \left(\frac{1 - 0,4}{0,4^3} \right)$$

$$\frac{\Delta P_B}{L} = 3.237,631 Pa/m$$

Luego se procede a estimar el volumen del lecho del reactor conociendo la masa de catalizador a requerir. De acuerdo a la bibliografía de Harry Silla, se estima la cinética de reacción mediante balances simultáneos de materia y energía.

La ecuación inicial es:

$$-r_p = k(P_p P_w - \frac{P_{IPA}}{K_p}) \quad \text{Ecuación 4.7.2}$$

De la cual por balances se obtiene:

$$-r_p = k\left(\left(\frac{1-X_A}{2-X_A}\right)^2 P^2 - \frac{X_A P}{2-X_A} * \frac{1}{K_p}\right)$$

Reemplazando la cinética en la ecuación de diseño

$$W_{catalizador} = F O_{propileno} * \int_0^{X_{final}} \frac{dX_{propileno}}{k\left(\left(\frac{1-X_A}{2-X_A}\right)^2 P^2 - \frac{X_A P}{2-X_A} * \frac{1}{K_p}\right)}$$

La conversión a propileno alcanza el 5.29%, por lo que $X_A=0.0529$. Dada la complejidad de la ecuación se realiza una integración mediante el método de Simpson.

La constante de equilibrio K_p para la producción de isopropanol se estima mediante:

$$\ln K_p = \frac{6043}{T} - 17,466 \quad \text{Con } T = 490,15 \text{ K (Temperatura promedio entre la entrada y salida del reactor)}$$

$$K_p = 0.007$$

La constante del modelo cinético de acuerdo a bibliografía, es:

$$K_1 = 10,7 * 10^{-3} \text{ mol/atm}^2 * \text{hr} * \text{kgcat}$$

Dada la complejidad de la ecuación, se procede a realizar un cálculo analítico mediante el método de Simpson descrito en libros de análisis matemático como el del autor L. Leithold, el cual emplea la relación que se muestra a continuación:

$$\int_0^{X_{final}} \frac{dX_{propileno}}{-r_{propileno}} = \frac{h}{3} (Y_0 + Y_N + 2 \sum PARES + 4 \sum IMPARES) \quad \text{Ecuación 4.7.3}$$

Dada la forma de la ecuación, Y_i viene a ser la inversa de la ecuación que se pretende resolver. Para una mayor exactitud, se escoge un intervalo de 10 entre los límites de integración, por tanto h es:

$$h = \frac{0,053 - 0}{10} = 0,005$$

La tabla iv-18 expone los resultados del método de integración usado.

TABLA IV-18
RESULTADOS DE INTEGRACIÓN PARA APLICACIÓN DE MÉTODO
SIMPSON

n	XA	Yi ⁻¹	Yi
0	0,000	4,200	0,238
1	0,005	3,988	0,251
2	0,011	3,775	0,265
3	0,016	3,561	0,281
4	0,021	3,346	0,299
5	0,026	3,130	0,319
6	0,032	2,913	0,343
7	0,037	2,694	0,371
8	0,042	2,475	0,404
9	0,048	2,254	0,444
10	0,053	2,032	0,492

Fuente: Elaboración propia, 2016

Una vez conocidos los valores de Y_i , se reemplazan en la ecuación de Simpson para calcular el resultado aproximado de la integral, por tanto:

$$\int_0^{X_{final}} \frac{dX_{propileno}}{-r_{propileno}} = \frac{h}{3} (Y_0 + Y_N + 2 \sum PARES + 4 \sum IMPARES) = 0.017661$$

Ahora se puede estimar la masa de catalizador requerida mediante la ecuación de diseño:

$$W_{catalizador} = 1.053,9446 * 1.000 * 0,018$$

$$W_{catalizador} = 18.613,410 \text{ kg Catalizador}$$

Una vez conocida la masa de catalizador, se evalúa el volumen del lecho catalítico. De acuerdo a los datos experimentales consultados en bibliografía, la densidad del lecho catalítico para la sílice recubierta con H_3PO_4 es 1kg/l. Por tanto, con la densidad del lecho y la masa de catalizador, se estima el volumen de reactor que conforma el lecho catalítico.

$$\rho_B = \frac{m_B}{V_B}$$

$$V_B = \frac{m_B}{\rho_B}$$

$$V_B = \frac{18.613,410}{1.000} = 18,613 \text{ m}^3$$

Ahora se calcula la altura del lecho:

$$L_B = \frac{V_B}{A_B}$$

$$L_B = \frac{18.613}{2.6267} = 7,086 \text{ m}$$

Según bibliografía, la altura mínima de diseño es: $L_{B_{min}} = \frac{D}{2}$

La pérdida de carga será:

$$\Delta P_B = 3.237,631 * 8,001$$

$$\Delta P_B = 25.903,098 Pa = 0,256 atm$$

Una vez calculada la altura del lecho, se estima la altura del reactor mediante la ecuación:

$$L_R = L_B + 3 pies$$

$$L_R = 7.086 + 3 * 0.305 = 8,001 m$$

El volumen del reactor es:

$$V_R = A L_R$$

$$V_R = 2,627 * 8,001 = 21,0151 m^3$$

En la bibliografía de Octave Levenspiel, se aprecia un dato significativo; según este autor, es recomendable dimensionar el reactor de tal modo que sus dimensiones sean mayores a las obtenidas teóricamente, aumentando la altura del lecho. Por lo que en el presente trabajo se asume un factor de seguridad de $1.5L_{Bcalc}$.

Recalculando las dimensiones del reactor considerando el factor de seguridad, se tiene:

$$L_B = 1,5 * 7,086$$

$$L_B = 10,629 m$$

$$V_B = L_B * A_B$$

$$V_B = 10,629 * 2,627 = 27.919 m^3$$

La masa de catalizador contenida en dicho lecho es:

$$W_{catalizador} = \rho_B V_B$$

$$W_{catalizador} = 1.000 * 27.919$$

$$W_{catalizador} = 27.919,900kgCatalizador$$

Para el reactor

$$\Delta P_B = 3.237.631 * 10,629$$

$$\Delta P_B = 34.413,749 Pa = 0,340 atm$$

$$L_R = L_B + 3 \text{ pies}$$

$$L_R = 10,629 + 3 * (0.305)$$

$$L_R = 11,544 \text{ m}$$

$$V_R = L_R * A$$

$$V_R = 11,544 * 2,627$$

$$V_R = 30,322 \text{ m}^3$$

Por referencia del proceso de hidratación en vía gaseosa, el reactor puede ser construido con acero al carbono sin que haya inconvenientes por corrosión.

4.8 Sistema de Tratamiento de Residuos

El residuo producido por la Planta es ciclohexano en agua, el cual se genera luego de la etapa de recuperación de solvente. La concentración del mismo puede verse en los balances de materia efectuados en el proceso. Para el tratamiento de dicho residuo se tiene que la operación más adecuada es tratamiento de agua residual mediante membrana. El sistema seleccionado para dicha función pertenece a la compañía Big Brand – Water Filter Inc., con una cotización de 31.706,830 USD, que a su vez debe incluirse en la inversión fija del proyecto.

El DIPE generado como residuo es altamente inflamable, por lo que se debe evaluar la disposición final del mismo. De acuerdo a cotización, por parámetros técnicos y

económicos, se escoge dispositivos de Cubeto TC-3F de acero lacado, con patas y rejilla galvanizada, para 3 GRG/IBC de la compañía Denios-Ag, cada dispositivo tiene una capacidad de almacenamiento de 1000 L, para almacenar el DIPE durante 2 meses antes de su evacuación junto a los residuos de la Planta de Polipropileno, se requiere un total de 227 cubetas de almacenamiento, con un costo de 569.414,6415 USD, el cual se incluye en la inversión fija del proyecto

4.9 Distribución en Planta – Layout

Dado que se tiene un único producto final de interés en el proyecto, se selecciona el tipo de distribución “por línea o por producto”. Se debe tener en cuenta que la Planta se encuentra a lado de la Planta de Producción de Polipropileno para que de este modo pueda aprovechar el Agua purificada en el sistema de tratamiento, el layout de la Planta de Polipropileno se muestra en anexos. El diagrama se encuentra en el apéndice.

4.9.1 Servicios Auxiliares

Los servicios auxiliares que comprende la Planta están constituidos por:

Agua potable e industrial	Aire comprimido
Vapor	Combustible
Energía eléctrica	

4.9.2 Agua Potable e Industrial

De acuerdo al punto **5.1.2.4 Parte B – Especificaciones Generales del Diseño para el proyecto de Construcción de una Planta de Producción de Polipropileno**, el agua necesaria procede del Río Pilcomayo, por lo cual debe ser sometida a una serie de tratamientos para ser apta a las distintas aplicaciones. El tipo de tratamiento depende si será usada como:

Agua potable	Producción de vapor para proceso
Agua de refrigeración	

El tratamiento para las tres aplicaciones se realiza en el Sistema de Tratamiento de Agua de la Planta de Producción de Polipropileno, según descrito en el apartado B, no necesita ampliaciones de diseño para aumentar el caudal tratado, por lo cual en la Planta de Isopropanol se cuenta básicamente con un sistema tratamiento de agua que reconstituye las propiedades de la misma una vez recirculada, además de control de calidad de agua mediante análisis.

El agua que será empleada en la producción de vapor debe ser desmineralizada para evitar disminución del nivel transferencia de calor. Para tal fin se propone un tratamiento con resinas de intercambio iónico que permita ablandar el agua.

4.9.3 Energía Eléctrica

Según el punto, se plantea que la energía eléctrica será provista en su totalidad por la Planta Termoeléctrica del Sur debido a que estará en pleno uso operativo para el año de funcionamiento de la Planta de Isopropanol, con lo cual se reduce considerablemente la longitud de los tendidos eléctricos hasta la ubicación de la Planta.

A su vez, la Planta debe contar con un sistema de generación de emergencia como **prevención ante cualquier defecto del sistema primario.**

4.9.4 Aire comprimido

La instrumentación de la Planta de Isopropanol es en su mayoría neumática, por lo cual requiere de un sistema de compresión de aire.

4.9.5 Generación de Vapor

La línea de vapor opera mediante la producción del mismo con uso de caldera industrial, para lo cual debe emplearse agua blanda.

4.10 Organización de la Empresa

Se propone una estructuración básica de tipo funcional, por lo que las áreas de trabajo son homogéneas. Debido a la fuerte suma de capital requerido, se plantea constituir a la Empresa como Sociedad Anónima (S.A.) A continuación se da una descripción

sobre los distintos departamentos y cargos correspondientes. Para apreciar el organigrama de la empresa, véase el ANEXO F, se muestran los cargos existentes en la organización empresarial de la Planta de Isopropanol.

Gerencia General

Tiene a cargo la Gerencia Administrativa, Gerencia de producción y gerencia de comercialización.

Departamento de Producción

Tiene a su cargo las secciones de Producción, Mantenimiento, Automatización y Control, Planeamiento, Proyectos y Obras.

Departamento Administrativo

Tiene a su cargo la sección de Contabilidad, Gastos, Personal y Finanzas.

Departamento de Comercialización

Tiene a su cargo la sección de Compras, Ventas y Almacenes.

Departamento de Higiene y Seguridad

Vigila el comportamiento de todas las normas de seguridad, autoriza y supervisa tareas riesgosas.

Departamento de Control de Calidad y Laboratorio

Controla materia prima, producto en proceso y de acuerdo a las necesidades y directivas de la empresa debe hacer las formulaciones para productos que la empresa solicite.

CAPÍTULO V
ASPECTOS ECONÓMICOS DEL PROYECTO

ASPECTOS ECONÓMICOS DEL PROYECTO

5.1 Evaluación de Capital Fijo Inmovilizado (CFI)

5.1.1 Costo de Maquinaria

En el presente capítulo, se estima la inversión fija, inversión diferida y capital de trabajo requeridos para concretar el proyecto.

Se empieza determinando el costo total de los equipos que componen el proceso, las cotizaciones de los mismos se obtienen de las páginas de costos *www.mhhe.com* y *www.matche.com/equipcost*, las cuales brindan valores del año 2014, de los mismos se obtienen relaciones para calcular el costo de los equipos en un período actual. Para el fin de evaluar el costo de cada equipo, se hace uso de la ecuación 5.11 del libro *Diseño y Economía de los Procesos en Ingeniería Química* del autor Ulrich.

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{I_1}{I_2} \quad \text{Ecuación (5.1)}$$

Donde:

C1= Costo para el año 1

I1= Índice de Costo para el año 1

C2= Costo para el año 2016

I2=Índice de Costo para el año 2

Los índices de costo son los correspondientes a CEPCI (Índice de Costos de Plantas de Química). El más actual disponible corresponde al índice anual 2016 cuyo valor es 640 y para el año 2014 corresponde a 576,1.

A continuación se muestran los resultados para los costos de maquinaria.

TABLA V-1
COSTOS DE MAQUINARIA

NOMBRE	CANTIDAD	CARACTERÍSTICA	COSTO UNITARIO (USD)	COSTO TOTAL (USD)
REACTOR DE LECHO FIJO	1	V=30,000 m ³ ; Caída de Presión= 35,000 kPa ; Variación de Temperatura= 17,000 °C	1.500.000,000	1.500.000,000
INTERCAMBIADOR DE CALOR	2	Intercambiador de Tubo y Corazas. A=60,32m ² Caída de Presión: Tubos= 101,300 kPa; Coraza =98,650 kPa	86.500,000	173.000,000
HEATER 1	2	Potencia= 2.000,000 kW; Caída de Presión= 0,000 kPa	150.000,000	300.000,000
COOLER 1	2	Potencia= 5000,000 ; Caída de presión= 50,000 kPa	200.000,000	400.000,000
COOLER 2	2	Potencia= 700 kW; Caída de Presión= 50,000 kPa	80.000,000	160.000,000
SEPARADOR FLASH	1	Separador bifásico; Volumen= 20,000 m ³	180.000,000	180.000,000
SCRUBBER	1	Nº etapas= 20; P= 1 atm; D= 1,5 m	200.000,000	200.000,000
COMPRESOR	2	Relación de Compresión= 40; Capacidad= 100 pie ³ /min; Potencia=1.500,000 HP	1.200.000,000	2.400.000,000
COOLER 3	2	Potencia 100 kW; Caída de Presión= 50,000 kPa	50.000,000	100.000,000
HEATER 2	2	Potencia= 1.200,000 kW ; Caída de presión 50 kPa	180.000,000	360.000,000
COOLER 4	2	Potencia= 100,000 kW ; Caída de Presión= 50,000 kPa	50.000,000	100.000,000
COLUMNA DE LIVIANOS	1	Nº etapas= 15; P= 1 atm	200.000,000	200.000,000
CONDENSADOR 1	1	Potencia= 1.500,000 kW	90.000,000	90.000,000
REBOILER 1	1	Potencia= 1.000,000 kW	90.000,000	90.000,000
BOMBA CENTRÍFUGA	2	Potencia= 3,000 kW	10.000,000	20.000,000
HEATER3	2	Potencia= 300,000 kW ; Caída de Presión= 50,000 kPa	130.000,000	260.000,000
COLUMNA DE AZEOTROPO	1	Nº etapas= 58; P= 1 atm; diámetro= 10 pies	400.000,000	400.000,000
CONDENSADOR 2	1	Potencia= 2.500,000 kW	60.000,000	60.000,000
REBOILER 2	1	Potencia= 2.500,000 kW	60.000,000	60.000,000
BOMBA CENTRÍFUGA 2	2	Potencia= 15,000 kW	25.000,000	50.000,000
COLUMNA DE DESHIDRATADO	1	Nº etapas= 58; P= 1 atm; diámetro= 10 pies	400.000,000	400.000,000
CONDENSADOR 3	1	Potencia= 1.500 kW	50.000,000	50.000,000
REBOILER 3	1	Potencia= 1.500 kW	50.000,000	50.000,000
COLUMNA DE SOLVENTE	1	Nº etapas= 35; p=1 atm; D=1,5 m	250.000,000	250.000,000
CONDENSADOR 4	1	Potencia= 1.000 kW	50.000,000	50.000,000
REBOILER 4	1	Potencia= 1.000 kW	50.000,000	50.000,000
MEZCLADOR AGITADOR	1		60.000,000	60.000,000
CALDERO AUXILIAR	1		150.000,000	150.000,000
				8.163.000,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de costos MHHE Peters, 2014

5.1.2 Capital Fijo Inmovilizado en Función del Costo de Maquinaria

Una vez conocido el Costo total de la maquinaria requerida, se hace uso de la bibliografía Peters-Timmerhaus para evaluar de forma preliminar el capital total de la implementación del proyecto. Los porcentajes de distribución del capital de implementación corresponden al método de VIAN para estimaciones en industria química de fluidos, se muestran a continuación junto al % elegido dentro de cada intervalo.

TABLA V-2
PORCENTAJE DE DISTRIBUCIÓN DEL CAPITAL DE IMPLEMENTACIÓN

Maquinaria y Equipos	L1
Coste de Instalación L2	45% de L1
Tuberías y válvulas L3	Sólidos: 10% de L1
	Fluidos: 60% de L1
Instrumentos de medida y control L4	5-30% de L1
Aislantes térmicos L5	3-10% de L1
Instalación eléctrica L6	10-30% de L1
Terrenos y edificios L7	interiores: 20% de L1
	exteriores: 5% de L1
	mixtas: 15% de L1
Instalaciones auxiliares L8	25-70% de L1
Capital Físico o primario Y	$Y=L1+L2+L3+L4+L5+L6+L7+L8$
Honorarios del proyecto y de dirección del montaje L9	20% de Y
Capital directo o secundario Z	$Z=Y+L9$
Contrato de Obras L10	4-10% de Z
Gastos no previstos L11	20% de Z
Coste de Sistema de Seguridad L12	5% de L8

Fuente: Diseño y Economía de Proyectos para Ingeniería Química, Peters –
Timmerhaus, 1997

Aplicando el Método de VIAN se muestran los resultados para el costo de Capital Fijo o Inmovilizado en la tabla V-3

TABLA V-3

CAPITAL FIJO O INMOVILIZADO EN USD

Detalle	COSTO (USD)
Maquinaria y Equipos	8.163.000,000
Coste de Instalación	3.673.350,000
Tuberías y válvulas L3	4.897.800,000
Instrumentos de medida y control L4	2.040.750,000
Aislantes térmicos L5	489.780,000
Instalación eléctrica L6	1.632.600,000
Terrenos y edificios L7	1.224.450,000
Instalaciones auxiliares L8	4.081.500,000
Capital Físico o primario Y	26.203.230,000
Honorarios del proyecto y de dirección del montaje L9	5.240.646,000
Capital directo o secundario Z	31.443.876,000
Contrato de Obras L10	2.515.510,080
Gastos no previstos L11	6.288.775,200
Coste de Sistema de Seguridad L12	408.150,000
Sistema de Tratamiento de Residuos	601.121,472
Total	41.257.432,752

Fuente: Elaboración propia, 2017

De la tabla V-3 se tiene que el capital fijo inmovilizado es:

$$\text{Capital Fijo Inmovilizado} = Z + L10 + L11 + L12 \text{ Ec. (5.2)}$$

$$\text{Capital Fijo Inmovilizado} = 41.257.432,752 \text{ USD}$$

5.1.3 Estimación del Capital Circulante (CC)

El Capital Circulante puede calcularse de dos maneras: una es definiendo al mismo como un porcentaje comprendido entre el 10-30% del CFI y otra es asumiendo que representa entre el 10 y 30% de las ganancias anuales obtenidas por venta del producto.

Considerando que la diferencia de precios entre Propileno (materia prima) e IPA (producto) no es muy alta, se escoge el primer método. A su vez, teniendo en cuenta un escenario equilibrado, se emplea un porcentaje del 20% del CFI. Por tanto:

Capital Circulante: 8.251.486,550 USD

5.2 Inversión total realizada

Es necesario aclarar que el CFI por método de VIAN no incluye el costo de terreno pero a partir de la bibliografía de Arturo Jiménez, el costo de terreno representa entre el 4-8% del costo de maquinaria. Considerando el desmonte necesario en la región de Yacuiba y posterior estabilización de suelo, se selecciona un 6% como el porcentaje, por tanto:

Costo de terreno: 489.780,000 USD

Conociendo el CFI, CC y Costo de Terreno, se evalúa la Inversión Inicial (total), a partir de la ecuación 2.1 de la bibliografía Diseño de Procesos en Ingeniería Química (2003) del autor Arturo Jimenez, la cual es:

$$\text{Inversión Inicial Total} = \text{CFI} + \text{CC} + \text{Costo de Terreno} \dots \text{Ecuación (5.3)}$$

Inversión Inicial = 49.998.699,302 USD

5.3 Estructura del Financiamiento

El presente proyecto es de carácter estatal al tener la iniciativa de la Gobernación de Tarija, por lo que se pretende tener que contar con la misma modalidad de préstamo que la Planta de Polipropileno; para apreciar dicho plan, véase la tabla V-4 a continuación.

TABLA V-4
CONDICIONES DE PRÉSTAMO FIJADO POR EL BCB A YPFB PARA EL
PROYECTO DE PLANTA DE POLIPROPILENO

Moneda	Bolivianos
Monto total del Crédito	70 % del Monto total
Plazo	25 años a partir del primer desembolso
Período de Gracia a Capital	6 años
Tasa de interés	1%
Plan de Pagos	Semestral

Fuente: Banco Central de Bolivia, 2016

Considerando una inversión total de **49.998.699,302 USD**, se estima la estructura de financiamiento y plan de pagos, tal como se muestra a continuación.

TABLA V-5
ESTRUCTURA DE FINANCIAMIENTO

APORTES	CANTIDAD (USD)
APORTE SOLICITADO	34.999.089,511
APORTE PROPIO	14.999.609,791
TOTAL	49.998.699,302

Fuente: Elaboración propia a partir de Plan de Pagos de YPFB al BCB por el proyecto de Planta de Polipropileno, 2016

El Plan de Pagos se estima en función a las condiciones de préstamo establecidas en la tabla V-4. A continuación se muestran los resultados en la tabla V-6, los cuales están basados en el método de plan de pagos constante mostrado en la ecuación 5.4.

$$M = K \left[\frac{(1+i)^n * i}{(1+i)^n - i} \right] \dots \quad \text{Ecuación (5.4)}$$

TABLA V-6

PLAN DE PAGOS DEL FINANCIAMIENTO SOLICITADO AL BCB

Año	Saldo Capital (USD)	Interés (1%) USD	Amortización (USD)	Pago semestre 1 (USD)	Pago semestre 2 (USD)	Total (USD)
2.018	34.999.089,511	349.990,895	0	174.995,448	174.995,448	349.990,895
2.019	34.999.089,511	349.990,895	0	174.995,448	174.995,448	349.990,895
2.020	34.999.089,511	349.990,895	0	174.995,448	174.995,448	349.990,895
2.021	34.999.089,511	349.990,895	0	174.995,448	174.995,448	349.990,895
2.022	34.999.089,511	349.990,895	0	174.995,448	174.995,448	349.990,895
2.023	34.999.089,511	349.990,895	0	174.995,448	174.995,448	349.990,895
2.024	34.999.089,511	349.990,895	1.898.982,529	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.025	33.100.106,983	331.001,070	1.917.972,354	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.026	31.182.134,629	311.821,346	1.937.152,077	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.027	29.244.982,552	292.449,826	1.956.523,598	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.028	27.288.458,953	272.884,590	1.976.088,834	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.029	25.312.370,119	253.123,701	1.995.849,722	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.030	23.316.520,397	233.165,204	2.015.808,220	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.031	21.300.712,177	213.007,122	2.035.966,302	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.032	19.264.745,875	192.647,459	2.056.325,965	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.033	17.208.419,910	172.084,199	2.076.889,225	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.034	15.131.530,686	151.315,307	2.097.658,117	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.035	13.033.872,569	130.338,726	2.118.634,698	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.036	10.915.237,871	109.152,379	2.139.821,045	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.037	8.775.416,826	87.754,168	2.161.219,255	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.038	6.614.197,571	66.141,976	2.182.831,448	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.039	4.431.366,123	44.313,661	2.204.659,762	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
2.040	2.226.706,360	22.267,064	2.226.706,360	1.127.476,973	1.127.476,973	2.248.973,424
						40.439.746,676

Fuente: Elaboración propia, 2016

En el plan de pagos fijado para el presente proyecto y que se muestra en la tabla V-6, se fija un período de 17 años para la cancelación del financiamiento y 23 años de cancelación total, contando los 6 años de gracia. Se elige dicho plan para cancelar en lugar del plazo de 25 años debido a que el proyecto tiene un período de vida de 2021-2040, por lo cual entre licitación y construcción se toma un total de tres años, de 2018-2020, los restantes tres años del período de gracia se cancelan entre 2021-2023, cuando la Planta ya está en funcionamiento, posteriormente se empieza a pagar el financiamiento entre los años 2024-2040.

5.3 Costo Total de Producción

Del mismo modo que se hizo con la distribución de costos en el capital fijo inmovilizado, a continuación se expone en la tabla V-7 los porcentajes de costos de producción.

TABLA V-7

DISTRIBUCIÓN DE PORCENTAJES EN LOS COSTOS DE PRODUCCIÓN

DATOS DE ENTRADA	
Cargos fijos CF	
% de CFI para depreciación de equipos y maquinarias	10,0%
% de DC para tasas locales (2 - 4%)	3,0%
% de FCI para seguros (0.4 -1%)	0,4%
Costos directos de producción CDP	
% de CTP para materia prima (10 - 50%)	39,5%
% de CTP Servicios (10 - 20%)	12,0%
% de FCI para Mantenimiento y Reparación M (2 -10%)	5,0%
% de M para Suministros de Operación SO (10 - 20%)	15,0%
% de CTP para Mano de Obra (10 - 20%)	15,0%
% de MO para Trabajos de Supervisión Directa (10 - 25%)	12,0%
% de MO para Gastos de laboratorio (10 - 20%)	10,0%
% de TPC para Patentes y Derechos (2 - 6%)	2,0%
Costos Generales de Fabricación CGF	
50 - 70% de (MO+SO+M)	50,0%
Costo de Fabricación (CF+CDP+CGF)	
Gastos generales GG	
% de MO para costos de administración (15 - 25%)	15,0%
% de CTP para distribución y venta (2 - 20%)	2,9%
% de CTP para investigación y desarrollo (3%)	3,0%
Costo total de producción CTP CFA+GG	

Fuente: Propuesta de Proyecto de Producción de Metanol en Bolivia (2009)

El Costo Directo se obtiene de la suma de L1, L2, L3, L4, L6, L7, L8 y Costo de Terreno, por lo cual se tiene:

Costo Directo= 26.203.230,000 USD

El costo directo se usa para evaluar parte de los costos de producción como se ve en la tabla V-12.

Costo de Materia Prima

Para el costo de materia prima, se requiere proyectar la evolución del mismo y realizar los cálculos con un valor promedio. La tabla V-8 permite realizar las proyecciones.

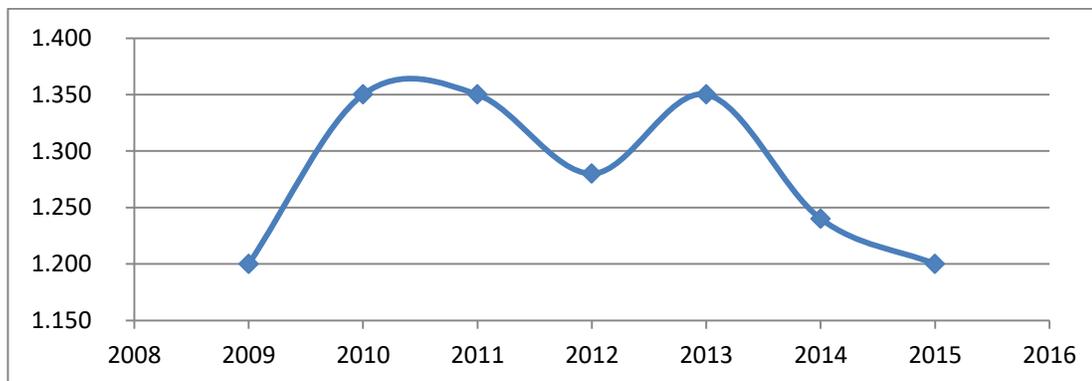
TABLA V-8
EVOLUCIÓN DE PRECIO DE PROPILENO

Año	USD/TM
2009	1.200
2010	1.350
2011	1.350
2012	1.280
2013	1.350
2014	1.240
2015	1.200

Fuente: S & P Global Platts, 2016

Con los datos de la tabla V-8 se construye una gráfica que permite analizar el modelo matemático que más se ajuste a la curva. La figura 5.1 muestra el comportamiento de la curva.

Figura 5-1
Proyección del Precio de Propileno



Fuente: Elaboración propia, 2016

Al ver que el comportamiento es irregular se aplica el método de la tasa promedio descrito en el capítulo Estudio de Mercado; a continuación, la tabla V-9 muestra los resultados.

TABLA V-9
VARIACIÓN DEL PRECIO DE PROPILENO A PARTIR DEL MÉTODO DE
TASA PROMEDIO

Año	USD/TM	Año	USD/TM
2016	1.202,819	2029	1.240,071
2017	1.205,644	2030	1.242,984
2018	1.208,476	2031	1.245,904
2019	1.211,315	2032	1.248,831
2020	1.214,160	2033	1.251,764
2021	1.217,012	2034	1.254,705
2022	1.219,871	2035	1.257,652
2023	1.222,737	2036	1.260,606
2024	1.225,609	2037	1.263,567
2025	1.228,488	2038	1.266,535
2026	1.231,374	2039	1.269,511
2027	1.234,266	2040	1.272,493
2028	1.237,165		

Fuente: Elaboración propia, 2016

De la tabla V-9 se estima un precio promedio de 1.237,923 USD/TM. De acuerdo al valor obtenido se define un precio promedio de 1240 USD/TM. En la producción anual de IPA se emplean 23.228,492 T/A, por lo que el costo de materia prima es:

Costo Anual de Materia Prima= 28.803.330.080 USD

Teniendo en cuenta los porcentajes definidos en la tabla V-7, se procede a calcular los costos de producción para la Planta de IPA, los resultados se ven en la tabla V-8.

Costo de Comercialización

En función al punto de destino, la cantidad a distribuirse en cada punto y el costo de transporte, se estima el costo de Comercialización; en primer lugar la tabla V-10 exhibe resultados de porcentaje promedio de distribución.

TABLA V-10

PORCENTAJE PROMEDIO DE DISTRIBUCIÓN DE ISOPROPANOL

País	% de Demanda
Argentina	3,66484027
Brasil	75,9538113
Paraguay	2,19418582
Bolivia	3,05125336
Perú	15,1359051

Fuente: Elaboración propia, 2016

Una vez definida la composición del mercado, la tabla V-11 muestra los resultados del costo de comercialización.

TABLA V-11

COSTO DE COMERCIALIZACIÓN DE ISOPROPANOL

País	% de Demanda	Fracción	COSTO USD/TM	TM	Costo USD
Argentina	3,665	0,037	10	1.026,16	10.261,553
Brasil	75,954	0,760	80	21.267,07	1.701.365,373
Paraguay	2,194	0,022	40	614,37	24.574,881
Bolivia	3,051	0,031	60	854,35	51.261,056
Perú	15,136	0,151	80	4.238,05	339.044,275

Fuente: Elaboración propia, 2016

Por tanto, el costo anual total de comercialización es:

Costo Anual de Comercialización= = 2.126.507,139 USD

Al tener definidos los costos de materia prima y comercialización, además de maquinaria, se procede a realizar los cálculos para los demás costos de producción, cuyos resultados se aprecian a continuación.

TABLA V-12

COSTOS DE PRODUCCIÓN

CÁLCULOS	VALOR EN USD
Depreciación de equipos y maquinarias	4.125.743,275
Costo de tasas locales (\$US)	786.096,900
Costos de seguros (\$US)	165.029,731
Costos de cargos fijos CF (\$US)	5.076.869,906
Costo para materia prima (\$US)	28.803.330,080
Costos para Servicios (\$US)	8.749.775,097
Costos para mantenimiento M (\$US)	2.062.871,638
Costos para Suministros de Operación SO (\$US)	309.430,746
Costos para Mano de Obra MO (\$US)	10.937.218,871
Costos para trabajos Supervisión Directa (\$US)	1.312.466,265
Costo de cargos de laboratorio (\$US)	1.093.721,887
Costos para patentes (\$US)	1.458.295,849
Costos directos de producción CDP (\$US)	54.727.110,432
Costos Generales de Fabricación CGF (\$US)	7.156.278,387
Costo de Fabricación CFA (\$US)	66.960.258,725
Costos para costos de administración (\$US)	1.640.582,831
Costos para distribución y venta (\$US)	2.126.507,139
Costos para investigación y desarrollo (\$US)	2.187.443,774
Gastos generales GG (\$US)	5.954.533,744
Costo total de producción CTP (\$US)	72.914.792,47

Fuente: Elaboración propia, 2016

5.4 Evaluación de Costo de Producción Unitaria

Considerando que se deben producir 28.000,000 TM/Año, se procede a calcular el costo de producción unitaria.

TABLA V-13

DETERMINACIÓN DE COSTO DE PRODUCCIÓN UNITARIA

Año	Costo Total CT = CF + CV (A)	Cantidad Total QT (B)
1	72.914.792,47	28.000

Fuente: Elaboración propia, 2016

$$CUP = \frac{72.914.792,470\$US}{28.000,000TM}$$

$$CUP = 2.604,100\$US / TM$$

Según se aprecia, el Costo de Producción Unitaria es 2.604,100 USD, el cual excede al Precio de Venta Internacional del Alcohol Isopropílico como se verá más adelante y será decisivo en las conclusiones finales.

5.4 Evaluación del Precio de Venta

El precio de venta se fija a partir de la ecuación:

$$PV = CUP(1+h)$$

Donde h representa el % de ganancia que se pretende alcanzar. Para el caso del alcohol isopropílico al igual que los demás productos petroquímicos, el precio de venta se encuentra fijado por el mercado internacional, el precio FOB es 1.455,000 \$US/TM. Por tanto se puede determinar el % de ganancia que se obtiene por unidad de producto al venderlo al precio FOB.

$$h = \frac{PV}{CUP} - 1$$

$$h = \frac{1455}{2604.100} - 1$$

$$h = -0,441$$

Se tiene que habrá una pérdida del 44,1% respecto al costo de producción unitario, por lo que no se obtienen ganancias brutas de la venta del IPA.

5.5 Estado de Pérdidas y Ganancias

Con el objetivo de mostrar si el proyecto es capaz de generar utilidades, a continuación se presenta el Estado de Pérdidas y Ganancias en la tabla V-14, del cual posteriormente se realiza el Flujo de Fondos del Proyecto.

TABLA V-14
ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

Año	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Toneladas IPA	14.000,000	22.400,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000
Ingresos: Ventas de Isopropanol	20.370.000,0	32.592.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0
Costos de Producción	36.45.7400,0	58.331.840,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0
Utilidad Bruta	-16.087.400,0	-25739840	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0
IMPUESTOS TOTALES	5.759.289,2	10.553.334,4	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0
Utilidad Neta	-21.846.689,2	-36.293.174,4	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0
Año	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Toneladas IPA	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000
Ingresos: Ventas de Isopropanol	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0
Costos de Producción	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0
Utilidad Bruta	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0
IMPUESTOS TOTALES	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0
Utilidad Neta	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0
Año	2035	2036	2037	2038	2039	2040	
Toneladas IPA	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000	28.000,000	
Ingresos: Ventas de Isopropanol	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	40.740.000,0	
Costos de Producción	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	72.914.800,0	
Utilidad Bruta	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	-32.174.800,0	
IMPUESTOS TOTALES	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	13.191.668,0	
Utilidad Neta	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	-45.366.468,0	

Fuente: Elaboración propia, 2016

De acuerdo a lo observado en la tabla V-8, el proyecto no genera utilidades debido a que la suma de costos e impuestos supera las ganancias obtenidas en la venta de IPA.

5.6 Flujo de Fondos

A continuación se presenta el cuadro de flujo de fondos en la tabla V-15, la cual que muestra los ingresos y egresos generados por el proyecto a lo largo de su vida útil.

TABLA V-15
FLUJO DE FONDOS

Etapa	Licitación, construcción e instalación			Producción				
	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025
Toneladas IPA				14.000,00	22.400,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00
Ingresos: Ventas de Isopropanol				20.370.000,00	32.592.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00
Costos de Producción				36.457.400,00	58.331.840,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00
Variables				30.838.729,40	52.713.169,40	67.296.129,40	67.519.104,80	67.519.104,80
Fijos				5.618.670,60	5.618.670,60	5.618.670,60	5.395.695,20	5.395.695,20
Comercialización				1.063.253,60	1.701.205,70	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10
Depreciación				4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30
Utilidad Bruta				-16.087.400,00	-25.739.840,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00
IVA (13%)				1.254.817,20	3.346.179,20	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00
IT (3%)				482.622,00	772.195,20	965.244,00	965.244,00	965.244,00
IUE (25%)				4.021.850,00	6.434.960,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00
IMPUESTOS TOTALES				5.759.289,20	10.553.334,40	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00
Utilidad Neta		-50.131.657,00		-21.846.689,20	-36.293.174,40	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00
Etapa	Producción							
Año	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033
Toneladas IPA	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00
Ingresos: Ventas de Isopropanol	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00
Costos de Producción	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00
Variables	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80
Fijos	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20
Comercialización	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10
Depreciación	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30
Utilidad Bruta	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00
IVA (13%)	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00
IT (3%)	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00
IUE (25%)	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00
IMPUESTOS TOTALES	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00
Utilidad Neta	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00
Etapa	Producción							
Año	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040	
Toneladas IPA	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00	28.000,00	
Ingresos: Ventas de Isopropanol	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	40.740.000,00	
Costos de Producción	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	72.914.800,00	
Variables	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	67.519.104,80	
Fijos	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	5.395.695,20	
Comercialización	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	2.126.507,10	
Depreciación	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	4.125.743,30	
Utilidad Bruta	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	-32.174.800,00	
IVA (13%)	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	4.182.724,00	
IT (3%)	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00	965.244,00	
IUE (25%)	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	8.043.700,00	
IMPUESTOS TOTALES	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	13.191.668,00	
Utilidad Neta	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	-45.366.468,00	

Fuente: Elaboración propia, 2016

De acuerdo a las tablas V-8 y V-9, se aprecia que el proyecto no genera ganancias, teniendo un déficit superior a los 49 millones de dólares por año una vez que el mismo alcanza su producción máxima. Es necesario realizar un análisis de los parámetros cuantificados que pueden influir en mayor medida sobre el flujo económico. Dicho análisis se realiza en el siguiente capítulo y es conocido como análisis de sensibilidad.

CAPÍTULO VI

EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

6.1 Determinación del Punto de Equilibrio

A continuación se determina el punto de equilibrio mediante la ecuación

$$PE = \frac{\text{Costos fijos}}{1 - \frac{\text{Costos variables}}{\text{Ventas totales}}} \quad \text{Ecuación (6.1)}$$

En la tabla se muestran los resultados del Punto de Equilibrio en Dólares Americanos, los datos de Costos Fijos, Costos Variables y Ventas Totales se extraen de la tabla Flujo de Fondos.

TABLA VI-1

PUNTO DE EQUILIBRIO EN DÓLARES AMERICANOS

Año	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Punto de Equilibrio	-10.932.780,300	-9.101.047,100	-8.619.653,700	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100
Año	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Punto de Equilibrio	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100
Año	2035	2036	2037	2038	2039	2040	
Punto de Equilibrio	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	-8.208.662,100	

Fuente: Elaboración propia, 2016

El valor obtenido para el punto de equilibrio es negativo a raíz de que los ingresos por venta de IPA son muy inferiores a los costos de producción, es decir, con la actual capacidad de producción y costos de producción, no hay punto de venta mínima en la cual los ingresos igualen a los costos.

6.2 Determinación de Indicadores Económicos

6.2.1 Determinación de VAN

Una vez determinado el flujo de fondos del proyecto, es posible evaluar el VAN y TIR del proyecto, para dicho fin se hace uso de la ecuación:

$$VAN = -\frac{FNO}{(1+i)^0} + \frac{FN1}{(1+i)^1} + \frac{FN2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FNn}{(1+i)^n} \quad \dots \text{Ecuación (6.2)}$$

Donde

FN= Flujo Neto o Saldo de Liquidez Neto

n= Vida útil del proyecto (años)

i= Tasa de Interés de actualización

Los datos de flujo de fondos se extraen de la tabla V-9 y se reemplazan en la ecuación 6.2 para estimar el VAN. Para una tasa de descuento del 5% y vida útil de 20 años, el VAN del proyecto es:

$$VAN = -584.868.589,62 \text{ USD}$$

Por tanto, el proyecto pierde -584.868.589,62 USD más que si hubiese depositado ese dinero en el Banco o destinado a otra inversión alternativa.

6.2.2 Determinación de TIR

Para evaluar la TIR, se hace uso de la ecuación, en donde i_2 representa la tasa de interés para el cual VAN se vuelve negativo.

$$TIR = i_1 + (i_2 - i_1) \left[\frac{VAN_1}{VAN_1 + VAN_2} \right]$$

El valor de un VAN altamente negativo muestra que el proyecto está lejos de obtener ganancias, lo mismo ocurre con la TIR, no se logra encontrar un valor de convergencia que señale ganancias porcentuales por encima de lo que se obtendría depositando el dinero en el Banco:

$$TIR = -84\%$$

De acuerdo al resultado obtenido, el proyecto rinde un 79% menos de lo que ganara depositando el dinero en el Banco considerando la tasa de oportunidad al 5%.

6.3 Período de recuperación de Capital

A continuación se estima el tiempo en el cual se recupera la inversión total realizada para el proyecto.

Período de recuperación=Inversión total/Flujo Neto promedio anual

$$\text{Período de recuperación} = \frac{\text{Inversión total}}{\text{Flujo Neto promedio anual}}$$

El valor del flujo neto promedio anual se calcula a partir de la tabla de flujo de fondos. De la misma se obtiene

$$\text{Flujo Neto promedio anual} = -43.743.642,378 \text{ USD}$$

Dado el valor negativo de flujo neto, aplicando la ecuación 6.4 se obtiene un valor negativo, como se ve:

$$\text{Período de recuperación} = -1,143 \text{ años}$$

Lo que indica el valor calculado es que debido a que el proyecto no genera ingresos, nunca se podrá recuperar el capital invertido.

6.4 Análisis de Sensibilidad

El Análisis de Sensibilidad se realiza en función a 2 parámetros esenciales, los cuales son precio FOB de venta de producto y el costo unitario de producción en función al costo de materia prima.

6.4.1 En función al Precio FOB

Se determina hasta qué punto puede disminuir el precio de venta FOB manteniendo la factibilidad del proyecto. A continuación, la tabla VI-III muestra los resultados para dicha evaluación.

TABLA VI-II
ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL PROYECTO EN FUNCIÓN AL PRECIO
DE VENTA FOB

PRECIO DE VENTA	TIR	VAN
1.455,000	-	-584.868.589,62
1.600,000	-	-517.392.429,82
1.800,000	-	-424.321.864,57
2.000,000	-	-331.251.299,33
2.500,000	-	-98.574.886,21
2.600,000	-	-52.039.603,59
2.700,000	3,726%	-5.504.320,97
2.712,000	5,018%	79.912,95
2.800,000	12,827%	41.030.961,66

Fuente: Elaboración propia, 2016

De acuerdo a lo que se ve, el precio FOB del IPA tendría que llegar a 2.712 USD/TM para que el proyecto para que la ganancia sea la misma que el BCB y 2.800 USD/TM si se quisiera tener una ganancia 7,827% superior a la del BCB.

6.4.2 En función al precio de la materia prima

Teniendo en cuenta que el precio internacional de propileno es 1.240 USD/T se procede a realizar el análisis de sensibilidad en función al precio de materia prima manteniendo el porcentaje de costos definido constante.

TABLA VI-III
ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL PROYECTO EN FUNCIÓN AL PRECIO
DE MATERIA PRIMA

PRECIO DE MATERIA PRIMA (USD)	TIR	VAN
1.240,000	-	-584.868.589,621
1.100,000	-	-448.123.660,242
1.000,000	-	- 350.389.081,569
800,000	-	-154.919.924,224
700,000	-	-57.185.345,551
650,000	3,039%	- 8.318.056,214
640,000	5,324%	1.455.401,653
600,000	12,746%	40.549.233,120

Fuente: Elaboración propia, 2016

De acuerdo a lo que se aprecia en la tabla VI-IV, el precio de propileno debe bajar hasta 640,000 USD/TM si se quiere tener una ganancia 0,324 % superior a la que se lograría depositando el dinero en el BCB; por otro lado, con un precio de 600 USD/TM ya se obtiene una ganancia 7,746 % mayor a la del BCB.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

De acuerdo a los objetivos establecidos, se puede concluir que:

Según el estudio de mercado, la capacidad de 28000 toneladas/año resulta satisfactoria para cubrir la demanda nacional y de los países vecinos (Argentina, Brasil, Perú y Paraguay).

El lugar óptimo seleccionado de forma preliminar para ubicar la Planta de Producción de IPA es Yacuiba en la provincia Gran Chaco.

Se escoge la vía de hidratación directa mediante el proceso de hidratación en fase gaseosa como la mejor alternativa. La Patente pertenece a Evonik-Degussa.

Para el abastecimiento de propileno (materia prima) se requiere del 10% del propileno que planea ser usado en la producción de Polipropileno.

El abastecimiento de agua proviene del río Pilcomayo y comparte el mismo sistema de tratamiento que la planta de polipropileno.

La inversión total inicial para la implementación de la Planta alcanza los 49.998.699,302 USD con un margen de error del 30% al ser un estudio de prefactibilidad.

Para que el proyecto sea factible, debe contarse con materia prima subvencionada. El precio internacional del propileno es 1.240,000 USD y el resultado expone que el precio máximo que podría tener en el presente estudio es 510,000 USD. Cualquier costo de materia prima que sea mayor convierte al proyecto en no factible.

De acuerdo a los indicadores económicos evaluados, la idea de la posible implementación de una Planta de IPA se rechaza al calcular tanto una TIR como VAN negativos. Se tiene una dependencia excesiva del costo de materia prima al ver que el precio de propileno no difiere demasiado del precio del IPA.

La capacidad de la Planta resulta satisfactoria para cubrir el mercado planteado pero insuficiente para evitar los altos costos de producción que se tienen.

RECOMENDACIONES

Realizar un estudio de optimización que permita recuperar el DIPE como subproducto de valor agregado, de este modo evitar su acumulación y posterior eliminación como residuo inflamable.

Realizar un estudio de prefactibilidad a una mayor capacidad de producción al considerar otros mercados que no sean solo los de los países vecinos a Bolivia y el mercado interno.